SIMULACIÓN DE SISTEMAS DE CONTROL EN PROCESOS DEL SECTOR OIL & GAS A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS Y CONEXIÓN A ROCKWELL AUTOMATION CON EL ESTÁNDAR DE COMUNICACIÓN OPC



UNIVERSIDAD DISTRITAL
FRANCISCO JOSÉ DE CALDAS

OMAR MARTÍNEZ TRILLOS

ROMEL ROLANDO PORRAS AMAYA

UNIVERSIDAD DISTRITAL FRANCISCO JOSÉ DE CALDAS

FACULTAD TECNOLÓGICA

INGENIERÍA EN CONTROL

BOGOTÁ

2015

SIMULACIÓN DE SISTEMAS DE CONTROL EN PROCESOS DEL SECTOR OIL & GAS A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS Y CONEXIÓN A ROCKWELL AUTOMATION CON EL ESTÁNDAR DE COMUNICACIÓN OPC

"TRABAJO DE GRADO PARA OBTENER EL TÍTULO DE INGENIERO EN CONTROL"

OMAR MARTÍNEZ TRILLOS
Cód.: 20092283029

ROMEL ROLANDO PORRAS AMAYA
Cód.: 20092283038

Director:

Ing. ANDRÉS ESCOBAR DÍAZ

UNIVERSIDAD DISTRITAL FRANCISCO JOSÉ DE CALDAS
FACULTAD TECNOLÓGICA
INGENIERÍA EN CONTROL
BOGOTÁ
2015

Tabla de contenido

SIMULACIÓN DE SISTEMAS DE CONTROL EN PROCESOS DEL SECTOR OIL & GAS A TRAVÉS DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS Y CONEXIÓN A ROCKWELL AUTOMATION CON EL ESTÁNDAR DE COMUNICACIÓN OPC 1

AGRADECIMIENTOS 7

DEDICATORIA 8

ÍNDICE DE TABLAS 9

ÍNDICE DE FIGURAS 10

1. RESUMEN 14

2. INTRODUCCIÓN 15

3. GENERALIDADES 16

3.1 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA 16

3.2 JUSTIFICACIÓN 19

3.3 OBJETIVOS 20

3.3.1 OBJETIVO GENERAL 20

3.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS 20

4. MARCO TEÓRICO 21

4.1 SIMULACIÓN 23

4.1.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SIMULADORES 23

4.2 SOFTWARE DE MODELADO DE PROCESOS ASPEN HYSYS 24

4.2.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE ASPEN HYSYS® 25

4.2.2 OPERACIONES UNITARIAS 26

https://drive.google.com/open?id=0B13z0QnIqBbCaGNwVzNFeTBBX0k 28

4.3 PASOS PARA DESARROLLAR UNA SIMULACIÓN 28

4.3.1 ETAPAS GENERALES PARA DESARROLLAR UNA SIMULACIÓN. 28

Formulación Del Problema: 28

Definición Del Sistema: 29

Formulación Del Modelo: 29

Colección De Datos: 29

Implementación Del Modelo En El Ordenador: 29
Verificación: 29
Validación: 29
Diseño De Experimentos: 29
Experimentación: 29
Interpretación: 29
Implementación: 29
Documentación: 30
4.3.2 PASOS PARA DESARROLLAR UNA SIMULACIÓN CON ASPEN HYSYS® 32
4.4 SISTEMAS DE CONTROL, SENSORES Y ACTUADORES EN ASPEN HYSYS® 38
4.4.1 SENSORES 38
4.4.2 ACTUADORES 39
4.4.3 SISTEMAS DE CONTROL 39
4.4.4 SISTEMAS DE AUTOMATIZACIÓN 40
5. METODOLOGÍA: SIMULACIÓN DE PROCESOS DEL SECTOR OIL & GAS POR MEDIO DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS® V 8.0 Y AUTOMATIZACIÓN CON RSLOGIX 42
5.1 SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS 43
5.1.1 INTRODUCCIÓN 43
5.1.2 PROCESO ESTUDIADO 43
5.1.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO 44
5.1.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO 45
5.1.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI) 62
5.1.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES 63
5.2 BLENDING DE GASOLINA 64
5.2.1 INTRODUCCIÓN 64
5.2.2 PROCESO ESTUDIADO 65
5.2.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO 65
5.2.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO 72
5.2.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI) 89
5.2.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES 90
5.3 CONTROL DEL REACTOR DE PROPILENGLICOL 91

5.3.1 INTRODUCCIÓN 91
5.3.2 PROCESO ESTUDIADO 91
5.3.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO 92
5.3.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO 97
5.3.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI) 106
5.3.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES 107
5.4 CONTROL DE UNA COLUMNA DESPROPANIZADORA 108
5.4.1 INTRODUCCIÓN 108
5.4.2 PROCESO ESTUDIADO 108
5.4.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO 109
5.4.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO 118
5.4.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI) 133
5.4.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES 134
6. OPTIMIZACIÓN 135
6.1 RESPUESTA DE LOS CONTROLADORES DE NIVEL Y PRESIÓN ANTE UN CAMBIO EN EL SET POINT SIN PARÁMETROS DE AUTOSINTONIZACIÓN. 136
6.2 RESPUESTA DE LOS CONTROLADORES DE NIVEL Y PRESIÓN ANTE UN CAMBIO EN EL SET POINT CON PARAMETROS DE AUTOSINTONIZACIÓN. 140
6.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES 141
7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES 143
8. RECOMENDACIONES DE LOS AUTORES 147
8.1 TRABAJOS FUTUROS 147
9. BIBLIOGRAFÍA 149

AGRADECIMIENTOS

‘’Basta un poco de espíritu aventurero para estar siempre satisfechos, pues en esta vida, gracias a dios, nada sucede como deseábamos, como suponíamos, ni como teníamos previsto’’ Noel Clarasó.

Hemos recorrido un camino lleno de enseñanzas, satisfacciones, momentos alegres y también momentos difíciles, de arduo trabajo, siempre con un objetivo claro, siempre persiguiendo nuestros ideales. Por tanto consideramos justo, dar merito a todas aquellas personas que siempre de alguna manera estuvieron recorriendo este camino junto a nosotros y formaron parte de un proceso en el que vimos crecer y constituir un sueño en común. A todos ustedes MUCHAS GRACIAS por su apoyo, dedicación, sacrificio, por todos sus buenos deseos, consejos y por aportarnos su sabiduría.

Deseamos agradecer especialmente:

A Dios por habernos acompañado y guiado a lo largo de la carrera, por ser fortaleza en los momentos de debilidad y por brindarnos una vida llena de aprendizajes, experiencias y sobretodo felicidad.

A nuestros padres, hermanos y demás familia, por su apoyo, su trabajo, su sacrificio y su amor incondicional.

A la universidad Distrital y a todos los docentes por brindarnos la oportunidad de formarnos como personas y como profesionales.

A nuestros amigos y compañeros por sus esfuerzos y colaboración para alcanzar un objetivo en común.

A nuestro tutor por su dedicación, quien con sus conocimientos, su experiencia, y su motivación nos ha guiado para desarrollar y culminar este proyecto.

“MUCHAS GRACIAS”

DEDICATORIA

Los autores de este proyecto queremos hacer un merecido reconocimiento al profesor **Iván Darío Gil**, por su colaboración, por compartir todo su conocimiento, ya que sus estudios en el campo de la simulación de Procesos Químicos con Aspen Hysys (Universidad Nacional de Colombia, 2014)(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011), son la base fundamental de nuestro proyecto, referencia y punto de partida para desarrollar una metodología que permita a la comunidad estudiantil y en general, diseñar y optimizar procesos de la industria y aplicar estrategias de control y automatización.

Su aporte no solo es una guía para el desarrollo de nuestro proyecto, sino que además brinda credibilidad a los resultados obtenidos en los procesos industriales trabajados. Por tanto expresamos nuestra gratitud a su noble labor como educador y a su gran capacidad como formador y profesional.

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 4-1. OPERACIONES UNITARIAS ASPEN HYSYS. FUENTE: SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN AVANZADAS EN LA INDUSTRIA QUÍMICA DE PROCESOS: HYSYS, SUSANA LUQUE RODRÍGUEZ, AURELIO B VEGA GRANDA, 2005. PÁG. 280. 26
TABLA 5-1. COMPOSICIÓN MOLAR DE LA MEZCLA DE LA CORRIENTE A PLANTA GAS. FUENTE: AUTORES. 44
TABLA 5-2. PARÁMETROS DE LOS CONTROLADORES DE PROCESO. FUENTE: AUTORES. 49
TABLA 5-3. LISTADO DE VARIABLES UTILIZADAS PARA SIMULACIÓN CON PLC EN RSLOGIX5000 Y VISUALIZACIÓN HMI IFIX. FUENTE: AUTORES.....55
TABLA 5-4. PARÁMETROS DE CONFIGURACIÓN DE LOS CONTROLADORES PID EN RSLOGIX. FUENTE: AUTORES.....59
TABLA 5-5.CURVA DE DESTILACIÓN ASTM D-86 DE UNA GASOLINA CORRIENTE. FUENTE: ECOPETROL S.A. 66
TABLA 5-6. CONDICIONES DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTO AL PROCESO DE BLENDING DE GASOLINA. FUENTE: AUTORES. 71
TABLA 5-7. ESPECIFICACIONES DE LAS PRIMERAS VÁLVULAS DEL PROCESO. FUENTE: AUTORES. 71
TABLA 5-8. CONDICIONES DEL TANQUE DE MEZCLADO. FUENTE: AUTORES. 72
TABLA 5-9. ESPECIFICACIONES DE LA BOMBA DEL PROCESO DE BLENDING DE GASOLINA. FUENTE: AUTORES. 72
TABLA 5-10. ESPECIFICACIONES DE LAS DEMÁS VÁLVULAS DEL PROCESO. FUENTE: AUTORES. 72
TABLA 5-11. PARÁMETROS PARA EL TIEMPO MUERTO INCLUIDO EN EL LAZO DE CONTROL DE COMPOSICIÓN. FUENTE: AUTORES. 73
TABLA 5-12. PARÁMETROS DE LOS CONTROLADORES DEL PROCESO. FUENTE: AUTORES. 75
TABLA 5-13. RESULTADOS DE SINTONÍA AUTOMÁTICA DEL CONTROLADOR CC-1. FUENTE: AUTORES.....77
TABLA 5-14.LISTADO DE VARIABLES UTILIZADAS PARA SIMULACIÓN CON PLC EN RSLOGIX5000 Y VISUALIZACIÓN HMI IFIX. FUENTE: AUTORES.....81
TABLA 5-15. CONDICIONES DE ENTRADA PARA LAS CORRIENTES QUE INGRESAN EN EL REACTOR. FUENTE: AUTORES. 93
TABLA 5-16. CONFIGURACIÓN DE LOS EQUIPOS DEL DIAGRAMA DE PROCESO. FUENTE: AUTORES.....93
TABLA 5-17.PARÁMETROS DE LOS CONTROLADORES DEL PROCESO. FUENTE: AUTORES.....98
TABLA 5-18 LISTADO DE VARIABLES UTILIZADAS PARA SIMULACIÓN CON PLC EN RSLOGIX5000 Y VISUALIZACIÓN HMI IFIX. FUENTE: AUTORES.....103
TABLA 5-19. PARÁMETROS DE LOS CONTROLADORES DE PROCESO. FUENTE: AUTORES. 119
TABLA 5-20. LISTADO DE VARIABLES UTILIZADAS PARA SIMULACIÓN CON PLC EN RSLOGIX5000 Y VISUALIZACIÓN HMI IFIX. FUENTE: AUTORES.....126
TABLA 5-21. PARÁMETROS DE LOS CONTROLADORES DE PROCESO. FUENTE: AUTORES. 127
TABLA 7-1. PORCENTAJES DE OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA: "SEPARACIÓN DE HIDROCARBUROS". 146

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 4-1. METODOLOGÍA PROPUESTA PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO. FUENTE: AUTORES 22
FIGURA 4-2. ETAPAS GENERALES PARA DESARROLLAR UNA SIMULACIÓN, FUENTE: AUTORES 31
FIGURA 4-3.ETAPAS DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 33
FIGURA 4-4.ÁRBOL DE SELECCIÓN PAQUETE DE FLUIDOS, FUENTE: INTRODUCTORY CHEMICAL ENGINEERING THERMODYNAMICS, J.RICHARD ELLIOTT, CARL T. LIRA, 1999 34
FIGURA 4-5. SELECCIÓN DE MÉTODOS DE PROPIEDADES FÍSICAS. FUENTE: DON'T GAMBLE WITH PHYSICAL PROPERTIES FOR SIMULATIONS, E.C. CARLSON, 1996 35
FIGURA 4-6. SELECCIÓN DE MODELO PARA COMPONENTES POLARES Y NO ELECTROLITOS. FUENTE: DON'T GAMBLE WITH PHYSICAL PROPERTIES FOR SIMULATIONS, E.C. CARLSON, 1996 36
FIGURA 4-7. OPCIONES PARA CÁLCULOS DE VAPOR DE FASE Y MODELOS DE COEFICIENTES DE ACTIVIDAD. FUENTE: DON'T GAMBLE WITH PHYSICAL PROPERTIES FOR SIMULATIONS, E.C. CARLSON, 1996 37
FIGURA 4-8.PIRÁMIDE DE LA AUTOMATIZACIÓN, FUENTE: AUTORES. 41
FIGURA 5-1.METODOLOGÍA PARA EL DESARROLLO DE UN PROYECTO, CON LA PLATAFORMA HYSYS-ROCKWELL-IFIX. 42
FIGURA 5-2. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS. FUENTE: AUTORES. 44
FIGURA 5-3. ESPECIFICACIÓN Y CÁLCULO DE LA VÁLVULA V-1 DEL SISTEMA. FUENTE: AUTORES. 46
FIGURA 5-4. DEFINICIÓN DE LOS PARÁMETROS DE DINÁMICA PARA EL SEPARADOR DE FASES LTS. FUENTE: AUTORES. 47
FIGURA 5-5. VENTANA DE ESPECIFICACIÓN DE FLUJO EN UNA CORRIENTE PARA UNA SIMULACIÓN DINÁMICA. FUENTE: AUTORES. 48
FIGURA 5-6. INSTALACIÓN Y CONFIGURACIÓN DE UN CONTROLADOR EN ASPEN HYSYS DYNAMICS®. FUENTE: AUTORES. 50
FIGURA 5-7. LAZOS DE CONTROL PARA EL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE HIDROCARBUROS. FUENTE: AUTORES. 50
FIGURA 5-8. RESULTADOS DEL ANÁLISIS DEL ASISTENTE DINÁMICO EN ASPEN HYSYS DYNAMICS®. FUENTE: AUTORES. 51
FIGURA 5-9. RESPUESTA DEL LAZO DE CONTROL DE NIVEL ANTE UN CAMBIO EN EL SET POINT AL 60 %. FUENTE: AUTORES. 52
FIGURA 5-10. EFECTO DEL CAMBIO EN EL SET POINT DEL CONTROLADOR DE PRESIÓN DEL SEPARADOR LTS. FUENTE: AUTORES. 53
FIGURA 5-11. CREACIÓN DEL TOPIC "EMULADOR" EN RSLINX. FUENTE: AUTORES. 57
FIGURA 5-12. CREACIÓN DE UN NUEVO PROYECTO EN RSLOGIX5000. FUENTE: AUTORES. 58
FIGURA 5-13. INGRESANDO NUEVOS TAGS AL EMULADOR DEL CONTROLADOR PLC. FUENTE: AUTORES. 58
FIGURA 5-14. AGREGANDO CONTROLADORES PID A LA RUTINA PRINCIPAL DEL PROYECTO EN RSLOGIX5000. FUENTE: AUTORES 59
FIGURA 5-15. CONFIGURACIÓN DEL INTEGRADOR PARA SINCRONIZACIÓN CON RSLOGIX5000. FUENTE: AUTORES. 60
FIGURA 5-16. AJUSTE DE TIEMPO DE MUESTREO DEL LAZO "LOOP UPDATE TIME", EN 2 MILISEGUNDOS EN BLOQUE CONTROLADOR PID DE RSLOGIX. FUENTE: AUTORES. 61
FIGURA 5-17. RESPUESTA DEL LAZO DE CONTROL DE NIVEL ANTE CAMBIOS EN LA CONFIGURACIÓN DEL PID. FUENTE: AUTORES. 61
FIGURA 5-18. EFECTOS DEL CAMBIO EN LA CONFIGURACIÓN DEL CONTROLADOR DE PRESIÓN DEL SEPARADOR LTS. FUENTE: AUTORES. 62
FIGURA 5-19. VENTANA PRINCIPAL DEL HMI DISEÑADO PARA EL PROCESO "SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS". FUENTE: AUTORES 63
FIGURA 5-20. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE BLENDING DE GASOLINA. FUENTE: AUTORES. 65
FÍGURA 5-21. VENTANA OIL MANAGER>INPUT ASSAY EN ASPEN HYSYS. FUENTE: AUTORES. 66
FIGURA 5-22. AGREGANDO UN ASSAY "ASSAY-1" EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 67
FIGURA 5-23. INGRESO DE DATOS PARA LA CURVA DE DESTILACIÓN EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 68
FIGURA 5-24. VENTANA ASSAY DEL OIL MANAGER EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 69
FIGURA 5-25. VENTANA OUTPUT BLEND DEL OIL MANAGER EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 69
FIGURA 5-26. PESTAÑA INSTALL OIL DEL OIL MANAGER EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 70

FIGURA 5-27. ESTIMACIÓN DE PARÁMETROS BINARIOS EN ASPEN HYSYS® FUENTE: AUTORES. 71
FIGURA 5-28. VENTANA PRINCIPAL DEL BLOQUE TRANSFER FUNCTION BLOCK. FUENTE: AUTORES. 73
FIGURA 5-29. VENTANA PARAMETERS DEL BLOQUE TRANSFER FUNCTION BLOCK. FUENTE: AUTORES. 74
FIGURA 5-30. PESTAÑA AUTOTUNER PARA LA SINTONÍA AUTOMÁTICA DE CONTROLADORES EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 76
FIGURA 5-31. SINTONÍA DEL CONTROLADOR DE COMPOSICIÓN DE ETANOL CC-1. FUENTE: AUTORES. 77
FIGURA 5-32. RESPUESTA DE LAS PRINCIPALES VARIABLES PARA UNA PERTURBACIÓN DE: (A) + 1.0 PSI Y (B)-10 PSI , EN LA CORRIENTE GASOLINA. FUENTE: AUTORES 78
FIGURA 5-33. RESPUESTA DE LAS PRINCIPALES VARIABLES PARA UNA PERTURBACIÓN DE A) +10 PSI Y B)-10 PSI, EN LA CORRIENTE ETANOL. FUENTE: AUTORES. 79
FIGURA 5-34. RESPUESTA DE LAS PRINCIPALES VARIABLES PARA UNA PERTURBACIÓN DE A) +0.3 LBMOL/H Y B)-0.3 LBMOL/H, EN LA CORRIENTE INERTE. FUENTE: AUTORES 80
FIGURA 5-35. AGREGANDO LOS TAGS NECESARIOS PARA CONTROL Y ADQUISICIÓN EN RSLOGIX5000. FUENTE: AUTORES. 83
FIGURA 5-36. DISEÑO DE CONTROLADORES EN LA RUTINA PRINCIPAL DEL "MAINPROGRAM", EN RSLOGIX5000. FUENTE: AUTORES 84
FIGURA 5-37.INICIO DEL MODO DINÁMICO EN HYSYS Y COMUNICACIÓN CON RSLOGIX5000. FUENTE: AUTORES. 85
FIGURA 5-38.RESPUESTA DE LOS PRINCIPALES CONTROLADORES ANTE UN CAMBIO EN LA PRESIÓN DE LA CORRIENTE GASOLINA. FUENTE: AUTORES 86
FIGURA 5-39.RESPUESTA DE LOS PRINCIPALES CONTROLADORES ANTE UN CAMBIO EN LA PRESIÓN DE LA CORRIENTE ETANOL. FUENTE: AUTORES 87
FIGURA 5-40.RESPUESTA ANTE UN CAMBIO EN EL FLUJO MOLAR DE LA CORRIENTE INERTE. FUENTE: AUTORES 88
FIGURA 5-41. DATABASE MANAGER CON TAGS PREVIAMENTE CARGADOS EN EL OPC POWERTOOL. FUENTE: AUTORES. 89
FIGURA 5-42. VENTANA PRINCIPAL DEL HMI DISEÑADO PARA EL PROCESO "BLENDING DE GASOLINA". FUENTE: AUTORES. 90
FIGURA 5-43. ESQUEMA DEL PROCESO DE REACCIÓN PARA PRODUCIR PROPILENGLICOL. FUENTE: AUTORES. 91
FIGURA 5-44. ESTEQUIOMETRIA DE LA REACCIÓN QUÍMICA. FUENTE: AUTORES 92
FIGURA 5-45. CONFIGURACIÓN DEL REACTOR CSTR DE PROPILENGLICOL EN ASPEN HYSYS®. FUENTE: AUTORES. 94
FIGURA 5-46. ESPECIFICACIÓN DE LAS VÁLVULAS DE CONTROL A) DEFINICIÓN DEL DIAMETRO. B) ESTIMACIÓN DEL COEFICIENTE DE FLUJO. FUENTE: AUTORES. 95
FIGURA 5-47. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL FLUJO DE AGUA SOBRE LA TEMPERATURA DE REACCIÓN. FUENTE: AUTORES. 96
FIGURA 5-48. LAZOS DE CONTROL PARA EL REACTOR DE PRODUCCIÓN DE PROPILENGLICOL. FUENTE: AUTORES. 97
FIGURA 5-49.CONFIGURACIÓN DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA DEL REACTOR DE PRODUCCIÓN DE PROPILENGLICOL A) TIEMPO MUERTO, B) CONTROLADOR. FUENTE: AUTORES. 99
FIGURA 5-50. CONFIGURACIÓN DE LA SIMULACIÓN INICIAL EN ESTADO DINÁMICO. FUENTE: AUTORES. 100
FIGURA 5-51. HALLANDO LAS CONSTANTES PARA EL CONTROLADOR DE TEMPERATURA CON LA OPCIÓN AUTOTUNER. FUENTE: AUTORES. 101
FIGURA 5-52. SINTONÍA DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA, SIN TIEMPO MUERTO. FUENTE: AUTORES. 102
FIGURA 5-53. SINTONÍA DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA, CON TIEMPO MUERTO DE 3 MINUTOS. FUENTE: AUTORES. 102
FIGURA 5-54. RESULTADOS DE LA RESPUESTA DEL SISTEMA DE CONTROL ANTE UNA PERTURBACIÓN EN LA TEMPERATURA DE ENTRADA DE LA CORRIENTE AGUA. FUENTE: AUTORES. 103
FIGURA 5-55.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE FLUJO MOLAR DE LA CORRIENTE "OXIDO1", ANTE PERTURBACIONES EN LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN. FUENTE: AUTORES. 105
FIGURA 5-56.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA DEL REACTOR, ANTE PERTURBACIONES EN LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN. FUENTE: AUTORES. 106
FIGURA 5-57. RESPUESTA DEL CONTROLADOR NIVEL DEL REACTOR, ANTE PERTURBACIONES EN LAS CORRIENTES DE ALIMENTO. FUENTE: AUTORES 106
FIGURA 5-58. VENTANA PRINCIPAL DEL HMI DISEÑADO PARA EL PROCESO "CONTROL DE REACTOR DE PROPILENGLICOL". FUENTE: AUTORES 107

FIGURA 5-59. CONEXIONES DE LA COLUMNA "DESPROPANIZADORA". FUENTE: AUTORES. 110
FIGURA 5-60. PÁGINA MONITOR DE LAS ESPECIFICACIONES DE LA COLUMNA. FUENTE: AUTORES. 111
FIGURA 5-61. WORKBOOK. FUENTE: AUTORES. 111
FIGURA 5-62. COLUMNA DESPROPANIZADORA SIMULADA EN ESTADO ESTACIONARIO. FUENTE: AUTORES. 112
FIGURA 5-63. SUB-DIAGRAMA DE FLUJO DE LA COLUMNA "DESPROPANIZADORA". FUENTE: AUTORES. 112
FIGURA 5-64. DIMENSIONES DE LA COLUMNA "DESPROPANIZADORA". FUENTE: AUTORES. 114
FIGURA 5-65. ESPECIFICACIONES DINÁMICAS DE LA COLUMNA "DESPROPANIZADORA". FUENTE: AUTORES. 115
FIGURA 5-66. ESPECIFICACIÓN DEL VOLUMEN DEL ACUMULADOR DE REFLUJO. FUENTE: AUTORES. 116
FIGURA 5-67. ESPECIFICACIÓN DEL VOLUMEN DE LA BASE DE LA COLUMNA. FUENTE: AUTORES. 117
FIGURA 5-68. ESPECIFICACIONES DE LOS VOLÚMENES DEL CONDENSADOR Y REHERVIDOR. FUENTE: AUTORES. 117
FIGURA 5-69.DIAGRAMA DE FLUJO DE LA COLUMNA DESPROPANIZADORA CONTROLADA. FUENTE: AUTORES. 120
FIGURA 5-70. REGISTRADORES DE LOS CONTROLES DE LA COLUMNA DESPROPANIZADORA. FUENTE: AUTORES. 121
FIGURA 5-71.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA ANTE UN CAMBIO EN EL SET POINT DEL CONTROLADOR FLUJO DE LA CORRIENTE "ALIMENTO". FUENTE: AUTORES. 122
FIGURA 5-72.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE NIVEL DEL CONDENSADOR, ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE FLUJO DE DE LA CORRIENTE "ALIMENTO". FUENTE: AUTORES. 122
FIGURA 5-73. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE NIVEL DEL REHERVIDOR ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE FLUJO DE LA CORRIENTE "ALIMENTO". FUENTE: AUTORES. 123
FIGURA 5-74.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE FLUJO DE ALIMENTO ANTE UN CAMBIO EN SU SET POINT. FUENTE: AUTORES. 123
FIGURA 5-75. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA ANTE UN CAMBIO EN SU SET-POINT. FUENTE: AUTORES. 124
FIGURA 5-76. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE NIVEL DEL CONDENSADOR ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA. FUENTE: AUTORES. 124
FIGURA 5-77. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE NIVEL DEL REHERVIDOR ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA. FUENTE: AUTORES. 125
FIGURA 5-78.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE PRESIÓN ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA. FUENTE: AUTORES. 125
FIGURA 5-79. INSERTANDO FACTOR DE CORRECCIÓN A LA VARIABLE DE CONTROL DEL PID TIC-100. FUENTE: AUTORES. 128
FIGURA 5-80. INSERTANDO FACTOR DE CORRECCIÓN A LA VARIABLE DE CONTROL DEL PID PIC-100. FUENTE: AUTORES. 129
FIGURA 5-81.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE FLUJO DE LA CORRIENTE "ALIMENTO" ANTE UN CAMBIO EN SU SET-POINT. FUENTE: AUTORES 129
FIGURA 5-82 RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE FLUJO DE LA CORRIENTE "ALIMENTO". FUENTE: AUTORES. 130
FIGURA 5-83.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE PRESIÓN ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE FLUJO DE LA CORRIENTE "ALIMENTO". FUENTE: AUTORES. 130
FIGURA 5-84.RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE NIVEL DEL CONDENSADOR ANTE UN CAMBIO EN EL SET POINT DEL CONTROLADOR DE FLUJO DE LA CORRIENTE "ALIMENTO". FUENTE: AUTORES. 131
FIGURA 5-85. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE NIVEL DEL CONDENSADOR ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA. FUENTE: AUTORES. 131
FIGURA 5-86. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE NIVEL DEL REHERVIDOR ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA. FUENTE: AUTORES. 132
FIGURA 5-87. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE PRESIÓN ANTE UN CAMBIO EN EL SET-POINT DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA. FUENTE: AUTORES. 132
FIGURA 5-88. RESPUESTA DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA ANTE UN CAMBIO EN SU SET-POINT. FUENTE: AUTORES. 133
FIGURA 5-89.VENTANA PRINCIPAL DE LA INTERFAZ HMI DEL PROYECTO. FUENTE: AUTORES. 134

FIGURA 6-1 RESPUESTA EN HYSYS CONTROLADORES LIC-100 Y PIC-100. LIC-100, DE 50% A 60%, SIN AUTOTUNING, CON LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE PIC-100= 886 PSIA.....136
FIGURA 6-2 RESPUESTA EN ROCKWELL CONTROLADORES LIC-100 Y PIC-100. LIC-100, DE 50% A 60%, SIN AUTOTUNING, CON LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE PIC-100= 886 PSIA.....137
FIGURA 6-3 RESPUESTA EN HYSYS LIC-100 Y PIC-100. PIC-100, DE 886 PSI A 880 PSIA, SIN AUTOTUNING, CON LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE LIC-100= 50 %.....138
FIGURA 6-4 RESPUESTA EN ROCKWELL LIC-100 Y PIC-100. PIC-100, DE 886 PSI A 880 PSIA, SIN AUTOTUNING, CON LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE LIC-100= 50 %.....139
FIGURA 6-5 RESPUESTA EN ROCKWELL LIC-100 Y PIC-100. LIC-100, DE 50% A 60%, CON AUTOTUNING, CON LIC-100 (K= 14.5,I= 0.755,D= 0.168) Y PIC-100(K=1.4,I=0,0058,D=0), SP DE PIC-100= 886 PSIA. 140
FIGURA 6-6 RESPUESTA EN ROCKWELL LIC-100 Y PIC-100. PIC-100, DE 886PSI A 880 PSI, CON AUTOTUNING, CON LIC-100 (K= 14.5,I= 0.755,D= 0.168) Y PIC-100(K=1.4,I=0,0058,D=0), SP DE LIC-100= 50 %.....141
FIGURA 7-1.METODOLOGÍA DE SIMULACIÓN PARA UN CASO DE ESTUDIO GENERAL.....144
FIGURA 7-2. COMPARATIVA DE RESULTADOS OBTENIDOS ENTRE CONTROLADORES DE ASPEN HYSYS V8.0 Y RSLOGIX5000.....145

1. RESUMEN

Mediante el desarrollo de este documento se realizará la simulación de cuatro procesos reales, comunes del sector Oil & Gas como son: la separación de hidrocarburos, blending de gasolina, reactor de propilenglicol y columna de destilación, utilizando un software de simulación especializado, con una alta demanda a nivel industrial en el sector de procesos químicos ASPEN HYSYS ®, que permitirá a la comunidad educativa en general, adaptarse al sector industrial actual, familiarizándose con las herramientas de software, la instrumentación de los procesos industriales y las estrategias de control aplicables a los mismos.

Estos procesos servirán de casos de estudio para aplicar estrategias de control, por medio del software ROCKWELL AUTOMATION ® con el fin de disminuir el tiempo de ejecución en los cálculos y determinar el modelo de control apropiado para optimizar el sistema. A su vez se realiza la conexión ASPEN HYSYS ® con ROCKWELL AUTOMATION ® por medio del estándar de comunicación OPC Server (OLE for Process Control) basados en el protocolo de intercambio dinámico de datos (DDE); Se utilizaran macros que permitan a través de comandos DDE (Dynamic Data Exchange) realizar una comunicación entre ASPEN HYSYS ® y ROCKWELL AUTOMATION ® dado que ASPEN HYSYS v 8.0 ® no cuenta con el protocolo OPC y por tanto no tiene una herramienta que facilite la comunicación con ningún software externo. Este documento además brinda una posible solución para resolver el tema de intercambio de datos entre ASPEN HYSYS v 8.0 ® y ROCKWELL AUTOMATION ®, ya que el uso de las redes de comunicación permitirá que se conozca en tiempo real el estado de variables de proceso y transmitir información esencial que determinen tareas y acciones a realizar para la correcta operación de los sistemas analizados. Finalmente estos procesos serán mostrados por medio de un HMI que permita conocer el estado de los instrumentos y sus respectivas variables por medio del software Proficy HMI/SCADA – FIX ®.

2. INTRODUCCIÓN

La automatización, instrumentación y control de los procesos forman parte de los objetivos de las empresas en la búsqueda de aumentar la competitividad y asegurar su permanencia en el mercado actual. Una problemática identificada de la mayoría de los profesionales en la industria Colombiana es la falta de conocimiento sobre cómo efectuar la automatización de sus procesos en el ámbito laboral, operar sus sistemas de control y lograr el aseguramiento metrológico de sus instrumentos. Ya que existe poca familiarización de los estudiantes de pregrado con los procesos industriales reales y las herramientas de software utilizadas en la industria Colombiana actual.

Por tanto decidimos realizar un documento que brinde información a la comunidad estudiantil de la universidad distrital Francisco José de Caldas y en general, acerca de cómo utilizar una de las más reconocidas herramientas de simulación en el mercado actual para emular procesos reales, y a su vez diseñar y probar estrategias de control sobre los mismos, que contribuyan a optimizar los procesos de producción mejorando la calidad, los tiempos de corrección y diseño.

Como resultado de esta investigación se espera adquirir destrezas para el dominio de las diferentes funciones, comandos y herramientas que ofrece ASPEN HYSYS ® V 8.0 para realizar simulaciones de procesos del sector Oil & Gas como son: la separación de hidrocarburos, blending de gasolina, reactor de propilenglicol y columna de destilación, obteniendo como resultado modelos de plantas y procesos reales del sector energético, para así, poder seleccionar y aplicar estrategias de control que permitan optimizar dichos procesos. Además se pretende realizar la conexión del software ASPEN HYSYS® con ROCKWELL AUTOMATION ® por medio del estándar de comunicación OPC basados en el protocolo de intercambio dinámico de datos (DDE) que es la base fundamental del estándar OPC, de forma que se puedan monitorear las variables de proceso y de esta forma determinar tareas y acciones a realizar para la correcta operación del sistema.

Por último la información de cada proceso y la respuesta de los controladores se verán reflejadas en un HMI que permitirá monitorear y supervisar el estado del sistema.

En este documento se pretende profundizar el manejo del software ASPEN HYSYS® y la comunicación con el software ROCKWELL AUTOMATION ®, mas no será motivo de estudio el software Proficy HMI/SCADA – iFIX ® y la creación del HMI ya que este documento está dirigido principalmente a la comunidad educativa de la Universidad Distrital Francisco José de Caldas y es parte de la base que el lector ya cuenta con este conocimiento.

3. GENERALIDADES

3.1 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

La industria siempre ha buscado mejorar la productividad de sus respectivos procesos y por consiguiente lograr un aumento en la competitividad frente al mercado actual. Un problema significativo en la industria, es predecir el comportamiento del sistema cuando es sometido a perturbaciones frecuentes. (Rodriguez, 2012)

Con el desarrollo y evolución de las herramientas computacionales, las estrategias de análisis de los procesos industriales han evolucionado drásticamente en las últimas décadas, dado que es posible representar un proceso o un fenómeno físico complejo, mediante otro más simple, al comprender los modelos matemáticos que los rigen.(Alfaro, 2012)

Dentro de este tipo de modelos se deben destacar los que permiten predecir y estudiar la respuesta del sistema en situaciones o escenarios que se puedan presentar durante la operación, tales como arranque de planta, operación en estado estacionario y respuesta de la planta ante perturbaciones, entre otros.(Rodriguez, 2012)

La simulación en el análisis de procesos trae consigo beneficios como: generar más elementos de juicio para tomar decisiones alrededor del proceso, adicionalmente, la simulación en ningún momento interfiere con algún sistema real, también permite estudiar las interacciones que existen entre las variables del proceso, conseguir mejores condiciones y parámetros de operación para cada equipo, diseñar lazos de control, entre otras características.

En la actualidad, debido a que gran parte de todo esto puede ser resuelto con el uso del software apropiado, el énfasis del profesional en ingeniería, debe enfocarse en el manejo de situaciones que le permitan perfeccionar la capacidad de plantear y analizar distintas alternativas, sobre la base de un amplio enfoque conceptual del problema y un eficaz uso del software de cálculo. (Iglesias & N. Panigua, 2013)

Por otro lado, el modelado y la simulación de procesos han incrementado su relevancia, tanto en estudios universitarios, como en diversos proyectos de ingeniería, conformando así una gran herramienta de ayuda para el diseño, la evaluación de la operación y el control de un proceso.(Varela villamizar, 2013)

En la actualidad, existen una variedad de programas comerciales en los que se pueden realizar múltiples estudios y análisis, al tener la simulación del proceso. Satisfaciendo así, las necesidades de empresas a nivel mundial.

Entre las principales ventajas que poseen estos simuladores se destacan las siguientes:(Varela villamizar, 2013)

- La capacidad de predecir y analizar el comportamiento de procesos reales bajo diferentes escenarios de operación sin necesidad de tener que realizar pruebas de campo que podrían ser inseguras.
- Comparar y evaluar distintas alternativas sin modificar la planta real y en función de los resultados obtenidos tomar una decisión, logrando así una mejora de un proceso existente.
- Estudiar la dinámica de un proceso existente de una manera más rápida y segura ante distintas perturbaciones y diseñar un sistema de control adecuado.
- Validación de modelos por ajuste de los datos.
- Comercialización de procesos llave en mano.

Entre los programas más conocidos y usados a nivel mundial para la simulación de procesos se encuentran Aspen Plus®, Aspen Hysys®, Chemcad®, Pro II®, Metsim®, Prosim®, Petrosim®, Unisim®, Dynsim®, Promax®, Stonner®, entre otros;(Wikipedia, 2015) Sin embargo su uso requiere de una gran inversión, dado que se hace necesario adquirir licencias y un personal que sea capaz de manejarlo. Esto se traduce en costos adicionales de cursos, mantenimiento y actualización del programa. Resaltando la falta de capacitación e información del uso de los mismos en el ámbito académico, provocando dependencia laboral del personal capacitado que es muy poco y limitando así el ingreso del personal recién egresado del ámbito académico.(Rodriguez, 2012)

Por tanto nuestro proyecto pretende dotar a la comunidad en general de un texto introductorio, que permita obtener información detallada del uso del software de modelado de procesos ASPEN HYSYS ® y el desarrollo de proyectos en esta plataforma, donde se planteen las cuestiones y técnicas básicas de la simulación de procesos industriales, que permiten integrar las fases de diseño de procesos con el análisis riguroso del comportamiento dinámico y los sistemas de control, formando ingenieros más competentes en el ámbito académico y laboral.

En este proyecto se escogió ASPEN HYSYS ® como la herramienta a emplear, debido a que es un software robusto, bastante usado a nivel industrial y académico, especialmente diseñado para procesos petroquímicos como son los casos de análisis propuestos en este documento. En este punto debe mencionarse que los modelos que usa ASPEN HYSYS ® corresponden a modelos de caja gris, que son modelos intermedios entre modelos de caja blanca y modelos de

caja negra. Los modelos de caja blanca, también llamados modelos físicos, son un reflejo de todas las propiedades del sistema real. Se requiere un conocimiento de los principios físicos involucrados para hacer dicho modelo. Todas las constantes y naturalmente todas las variables deben ser conocidas a priori. Los modelos de caja negra emergen completamente a partir de datos, sin importar que significado tengan sus parámetros, en otras palabras, los parámetros de estos modelos no tienen algún significado físico y simplemente se ajustan para reproducir los datos. Lógicamente, los modelos con características combinadas (donde algunos parámetros tienen significado físico y otros no) son los modelos mencionados de caja gris.(Gajate Martín, 2010)

En el procesamiento y tratamiento de hidrocarburos, la dificultad de determinar completamente las mezclas, hace que el uso del simulador de procesos ASPEN HYSYS ® y sus modelos de caja gris sean efectivos y de gran utilidad para desarrollar satisfactoriamente el presente documento.

También debemos resaltar el uso del software RSLogix5000 de ROCKWELL AUTOMATION, un software con bastante aceptación en la industria Colombiana, además de ser un software familiar en la comunidad educativa de pregrado de la universidad distrital Francisco José de Caldas. Una herramienta de ingeniería de escritorio basada en Windows que puede emular un controlador Logix 5000 de Allen Bradley. Este software nos permitirá establecer una comunicación entre el software de proceso ASPEN HYSYS ® y un controlador Logix5000 virtual que se encargara de realizar el proceso de automatización, algoritmos de control y monitoreo de las variables de proceso, por medio del estándar de comunicación OPC.

El OPC (OLE for Process Control) es un estándar de comunicación con alta aceptación en el campo del control y supervisión de procesos industriales, basado en una tecnología Microsoft, que ofrece una interfaz común para comunicación que permite que componentes interactúen y compartan datos aun sin ser desarrollados por el mismo fabricante.(Ospino Pinedo, 2012)

3.2 JUSTIFICACIÓN

Las mayores dificultades en el campo del cálculo y el diseño en la ingeniería, se deben a la diversidad de procesos y productos que debe manejar el profesional en la industria, la poca frecuencia de repetición de problemas similares y la extrema complejidad de los sistemas de producción. Por tanto se hace necesario que la comunidad estudiantil en general, se familiarice con estos procesos y la instrumentación que hace parte de los mismos.(Iglesias & N. Panigua, 2013)

El uso del software de modelado de procesos ASPEN HYSYS ® , permitirá logros educativos importantes para el proyecto curricular de Ingeniería de Control, ya que muchos usuarios que en la actualidad no tienen una amplia visión de los procesos industriales, podrán adquirir destrezas que le permitirán desenvolverse mejor en el campo educativo de pregrado, obteniendo unas bases sólidas de su carrera, al poner en práctica estrategias de control a procesos reales que se puede encontrar en el ámbito laboral, utilizando una herramienta familiar y altamente aceptada por el sector industrial Colombiano, lo cual provocara un mejor servicio profesional posterior.

También es muy importante destacar que se obtendrá información detallada, acerca del procedimiento para establecer una comunicación entre el software de simulación de procesos ASPEN HYSYS ® y el software ROCKWELL AUTOMATION ®. Información que es muy importante para los estudiantes de pregrado de la Universidad Distrital Francisco José de Caldas, dado que en el proyecto de Ingeniería en Control, se familiarizan con los autómatas programables PLC de ROCKWELL AUTOMATION ®, y por tanto podrán simular cualquier proceso industrial conocido y a su vez podrán practicar y asimilar los conceptos adquiridos durante sus carreras.

3.3 OBJETIVOS

3.3.1 OBJETIVO GENERAL

- Realizar la simulación en estado dinámico de los procesos de separación de mezcla de hidrocarburos, blending de gasolina, reactor de propilenglicol y columna de destilación por medio del software Aspen Hysys®, con automatización bajo la plataforma RSLogix 5000 utilizando el estándar de comunicación OPC y aplicar sobre éstos procesos, estrategias de control para comparar su rendimiento.

3.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Identificar los conceptos fundamentales, la terminología empleada y los métodos básicos de utilización del sistema de desarrollo Aspen Hysys®.

- Reconocer y caracterizar la instrumentación que intervienen en los procesos de separación de hidrocarburos, blending de gasolina, reactor de propilenglicol y columna de destilación.

- Seleccionar los elementos básicos requeridos que permitan desarrollar la simulación de procesos del sector OIL & GAS en Aspen Hysys®.

- Desarrollar una metodología para la simulación de procesos industriales automatizados mediante interacción Aspen Hysys® - Rockwell Automation® a través de interfaz OPC.

- Simular y analizar estrategias de control en los procesos de separación de hidrocarburos, blending de gasolina, reactor de propilenglicol y columna de destilación por medio del software Rockwell Automation®.

- Comparar los resultados obtenidos de la simulación y a partir de estos determinar el porcentaje de optimización de la planta.

4. MARCO TEÓRICO

En este documento se pretende mostrar las ventajas de contar con simuladores de procesos que permitan predecir y estudiar las respuestas de sistemas en situaciones o escenarios que se puedan presentar durante la operación. Dotando al lector de la información suficiente para poder realizar una simulación mediante el software de modelado de procesos Aspen Hysys ®. Primero que todo se abordara el concepto de simulación, ventajas y desventajas respecto a estas herramientas computacionales, para inducir al lector a que comprenda los alcances que puede tener al acceder a la información que será motivo de análisis y estudio.

Posteriormente se dará una breve introducción al software de modelado de procesos Aspen Hysys ®, este software es la base de este proyecto y por tanto es fundamental que el lector esté familiarizado con el mismo, su uso, las herramientas, los componentes y los resultados obtenidos. Para esta sección los autores decidimos crear un tutorial que servirá de apoyo para que el lector reconozca las herramientas, entorno y uso del software.

En la siguiente sección se analizaran cuatro procesos reales comunes del sector Oil & Gas, como son la separación de hidrocarburos, blending de gasolina, reactor de propilenglicol y columna de destilación. Se mostrara paso a paso como se desarrolló la simulación de estos procesos de forma que el lector pueda generar de forma simultánea su propia simulación, validar el procedimiento realizado y los resultados obtenidos.

Una vez generadas las simulaciones se presentara al lector una solución desarrollada por los autores para establecer una comunicación de tipo industrial entre el software ASPEN HYSYS ® y el software RS LOGIX 5000 ® a partir de macros y el uso de comandos DDE (Dynamic Data Exchange). Estas macros estarán disponibles para el lector de forma que comprenda su uso, sintaxis y de esta manera pueda adaptarlas a sus proyectos futuros.

Finalmente se presentaran los controladores realizados en el software RS LOGIX 5000® y las respuestas del sistema, estos controladores son de tipo proporcional, integral y derivativo PID y se utilizaran los bloques de control del RS LOGIX5000®. Respecto a los métodos de sintonización utilizados nos referimos a el libro del profesor Iván Darío Gil "Análisis y simulación de procesos en ingeniería Química", donde se realiza un análisis de los procesos que en este documento se mencionan desde un punto de vista químico; nosotros tomamos como base los resultados que ellos obtienen para sus simulaciones y los ajustamos para poder realizar un control externo. Dado que en el libro del profesor Iván Darío Gil, ya se analizaron los tiempos de respuesta y estabilización de dichos procesos, además cabe resaltar que sus simulaciones y resultados están basados en datos reales.

Tanto el proceso, como sus variables, así como las respuestas de los controladores serán presentados en un HMI (Interfaz Humano Máquina) al público en general, de forma que se pueda validar la respuesta del sistema y que el operador pueda monitorear y supervisar el estado del proceso en tiempo real. Este HMI se realiza a partir del software Proficy HMI/SCADA – iFIX ®, resaltando que este HMI estará disponible al público en general más no es caso de estudio ni análisis en este documento.

Por último se muestran las conclusiones, recomendaciones, anexos y se deja abierta la posibilidad para que el lector continúe profundizando en este tema y desarrolle estudios de control avanzado, Ver Figura 4-1.

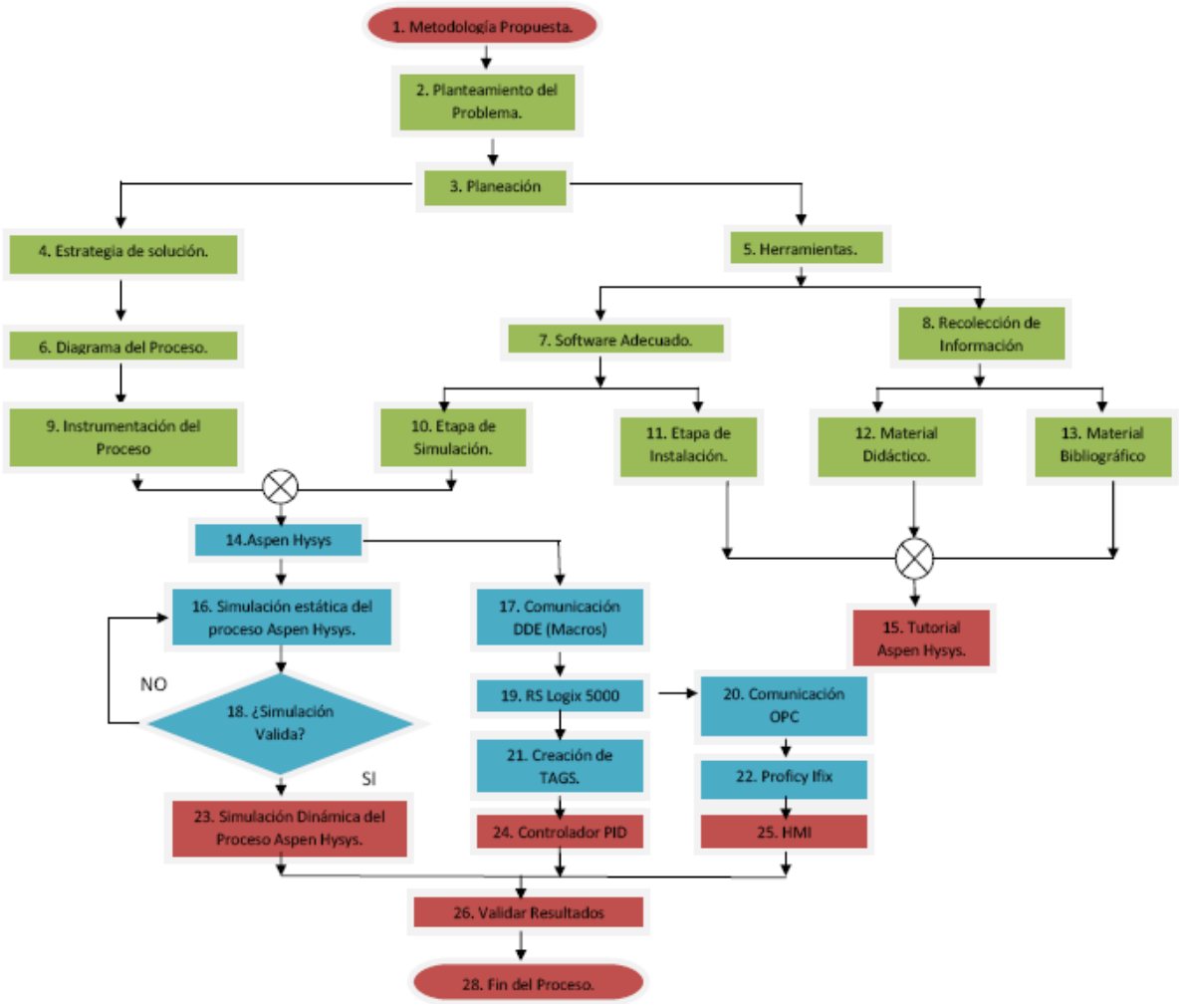


Figura 4-1. Metodología propuesta para el desarrollo del proyecto. Fuente: Autores

4.1 SIMULACIÓN

La simulación consiste en construir modelos informáticos que permitan describir el comportamiento esencial de un sistema real o hipotético, así como diseñar y llevar a cabo experiencias con él, con la finalidad de comprender el comportamiento del sistema o evaluar nuevas estrategias, para apoyar al usuario en la toma de decisiones.(Universidad TecMilenio, 2013)

Normalmente la simulación construye modelos matemáticos tan complejos que no es posible su tratamiento analítico por medio de métodos numéricos. Sus orígenes están en los trabajos de Suden para aproximar la distribución que lleva su nombre, y los métodos que Von Newmann y Ulam introdujeron para resolver ecuaciones integrales.(Valdivieso Aranda, 2012) Desde entonces, la simulación ha adquirido importancia en la resolución de problemas en diferentes campos como la ingeniería, la economía, biología, medicina, informática, química y las ciencias sociales con enormes aplicaciones industriales y comerciales.

Podemos encontrar diversas definiciones para el término simulación. Sin embargo, la siguiente definición es considerada como una de las más completas:

Simulación: "Es una técnica numérica para conducir experimentos en un computador digital, la cual incluye ciertos tipos de relaciones lógicas y matemáticas necesarias para describir la estructura y comportamiento de un sistema complejo o evaluar estrategias (dentro de límites impuestos por un criterio o conjunto de criterios) para la operación del sistema, sobre un periodo de tiempo".(Wikipedia, 2015)

4.1.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SIMULADORES

El uso de la metodología de simulación ofrece a los usuarios algunas ventajas y desventajas a tener en cuenta, entre las cuales podemos mencionar las siguientes:(Landaverde, 2013)

Ventajas:

- La simulación hace posible estudiar y experimentar con las interacciones complejas de un sistema dado (sin importar cuál), además promueve un aprendizaje por reforzamiento positivo con la interactividad que permite el programa.
- Por medio de sonidos, imágenes animadas y textos, el usuario descubre y desarrollas sus habilidades, aumentando su capacidad de respuesta, proporcionando explicación sobre los principios involucrados y cómo son afectadas las variables, cuando se manipula cada una de ellas**.**

- A través de la simulación podemos estudiar el efecto de cambios ambientales, organizacionales y de operación de la planta, disminuye la brecha entre la teoría académica y la práctica laboral, acercando al usuario a su futura realidad como trabajador, mejorando sus competencias laborales.
- Estos Software se pueden usar sin el uso del Internet, destacando su bajo costo, además de su fácil instalación.
- La experiencia al diseñar un modelo de simulación para computadora es más valiosa que la simulación en sí, ya que la simulación nos permite experimentar con situaciones nuevas, para los cuales no se tiene o hay poca información.

Desventajas:

- Los modelos de simulación para computadora son costosos y requiere tiempo para desarrollarse y validarse, además los modelos de simulación no son de optimización directa, sino modelos de análisis.
- Se requiere gran cantidad de ejecuciones para obtener estimaciones exactas y para minimizar la probabilidad de tomar una mala decisión.
- Es difícil aceptar los modelos de simulación, hay una necesidad de conocer los objetivos o funciones para los que ha sido diseñado el software para que pueda ser utilizado de una forma adecuada y eficiente.
- Se pueden tener restricciones o limitaciones en la disponibilidad del software requerido, por falta de recursos económicos y materiales. También existen limitaciones asociadas a la falta de actualización en los mismos, que pueden hacer que los usuarios cometan errores.

4.2 SOFTWARE DE MODELADO DE PROCESOS ASPEN HYSYS

Aspen HYSYS® es una herramienta computacional de simulación de procesos muy poderosa, para la simulación de plantas petroquímicas y afines. Ha sido específicamente creada teniendo en cuenta lo siguiente: capacidades ingenieriles, arquitectura de programa, operación interactiva y diseño de interface.(Wikispaces, 2015)

Este software consiente simulaciones en estado estacionario y en estado dinámico o transitorio. La gran cantidad de componentes que comprende la librería de Aspen HYSYS® proveen un enfoque extremadamente poderoso del modelado en estado estacionario. Sus operaciones y

propiedades permiten modelar una extensa gama de procesos con confianza.(Luque Rodriguez & Vega Granda, 2005)

Para advertir el éxito de Aspen HYSYS® no se precisa mirar más allá de su fuerte base termodinámica. Sus paquetes de propiedades llevan a la presentación de un modelo más realista, lo que ha impulsado su uso en la industria en diversos campos como son: investigación, desarrollo, simulación y diseño.

Aspen HYSYS® sirve como plataforma ingenieril, con alta demanda a nivel educativo en universidades, cursos avanzados en el campo petroquímico, utilizado para modelar procesos como: procesamiento y tratamiento de gases, instalaciones criogénicas y de refinación, etc.

Aspen Hysys® incluye herramientas para estimar:

- Balances de materias y energía.
- Propiedades físicas.
- Equilibrios líquido vapor.

4.2.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE ASPEN HYSYS®

Ventajas de Aspen Hysys®:(Velazquez, 2015)

- Su facilidad de uso (interfaz amigable con el usuario final).
- Base de datos extensa (actualmente superada únicamente por la de Aspen Plus®).
- Utiliza datos experimentales para sus correlaciones, aunque algunos son estimados (la mayoría de simuladores usa modelos predictivos como UNIFAC).

El programa nos permite:

- Utilizar Modelos Termodinámicos, paquetes de fluido, simular unidades de proceso como son: División, Mezcla y Fraccionamiento de corrientes, ciclos de refrigeración, separación de dos y tres fases, procesos con reciclo, ajuste de variables, manejo de columnas de destilación (absorción y simplificada), etc.
- Simular Reactores, utilizar reactores de Conversión, Relación no lineal entre variables Reactor de Mezcla Completa Reactor Flujo Pistón Reactor Catalítico Heterogéneo, además permite establecer balances de Materia y Calor.

Base de datos:

Aspen Hysys® cuenta con una extensa base de datos, destacando lo siguiente:

- Parámetros de Interacción binaria para el cálculo del coeficiente de actividad.
- Las propiedades fisicoquímicas de las sustancias puras.
- Más de 1500 componentes sólidos, líquidos y gaseosos.
- Electrolitos.
- Propiedades de crudos a partir de datos experimentales.
- Modelos de curvas de destilación.
- Correlaciones específicas para fracciones livianas y pesadas.

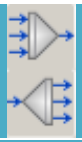
Desventajas de Aspen Hysys®:

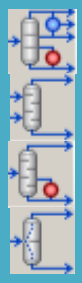
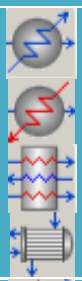
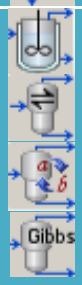
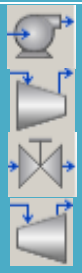
- Pocas o nulas aplicaciones de sólidos
- Software de optimización limitado.

4.2.2 OPERACIONES UNITARIAS

Aspen Hysys® posee una integración gráfica que permite modelar más de 40 diferentes operaciones unitarias, para esto Aspen Hysys® define una serie de subrutinas, algunas de estas serán mencionadas en la Tabla 4-1.

Tabla 4-1. Operaciones Unitarias Aspen Hysys. Fuente: Simulación y optimización avanzadas en la industria química de procesos: Hysys, Susana Luque Rodríguez, Aurelio B Vega Granda, 2005. Pág. 280.

ICONO	TIPO DE OPERACIONES	NOMBRE	DESCRIPCION
	Mezcladores y divisiones	• Mixer • Tee	• Mezcla de corrientes. • División de corrientes.
	Intercambio de calor	• Component Splitter	• Separador de componentes con dos salidas
	Separadores flash	• Separator • 3-Phase Separator • Tank	• Alimentación múltiple, una corriente vapor y una líquida como producto. • Alimentación múltiple, una corriente vapor y dos líquida como producto. • Alimentación múltiple, una corriente líquida como producto.

	Destilación (método abreviado)	• Shortcut Column	• Diseño con el método Fenske-Underwood
	Separación multietapa (simulación basada en datos de equilibrio)	• Column	• Separación multifásica genérica, incluyendo absorción, desorción, destilación y extracción líquido-líquido. Es posible añadir secciones de columna y recirculaciones adicionales. Todos los modelos (aplicaciones en refino de petróleo) soportan dos o tres fases así como reacciones químicas.
	Intercambio de calor	• Cooler/Heater • Heat Exchanger • Lng	• Calentamiento o refrigeración. • Intercambio de calor entre dos corrientes de proceso. • Intercambio de calor entre varias corrientes.
	Reactores	• Conversión Reactor • Equilibrium Reactor • Gibbs Reactor • CSTR • PFR	• Se especifica la conversión. • Reacción de equilibrio. • Equilibrio químico multifásico (no se requiere la estequiometría). • CSTR. • PFR.
	Bombas, compresores y turbinas	• Pump • Compressor • Expander • Valve	• Bomba o turbina hidráulica • Compresor • Turbina • Válvula adiabática
	Tuberías	• Pipe Segment	• Tubería con flujo monofásico o multifásico con transmisión de calor

En esta sección del documento se hace necesario familiarizar al lector respecto al entorno, uso y manejo de las herramientas del software de modelado de procesos Aspen Hysys®, por tal motivo, los autores de este documento, hemos recopilado una serie de información de distintos

autores en forma de tutorial, que servirá de guía para que cualquier persona pueda comprender y manejar el software en un nivel básico, esta información cuenta con nuestro aporte al tema según nuestra experiencia con este entorno de simulación. Este documento estará disponible para el lector, además está apoyado por una serie de prácticas que permitirán al usuario desarrollar sus propios conceptos del software. Los autores también incluimos nuestro desarrollo de estas prácticas por medio del software Aspen Hysys® v 8.0, de forma que el usuario pueda obtener estas simulaciones y validar el desarrollo de las mismas.

Los autores de este documento resaltamos que esta información ha sido adquirida a través de publicaciones de varios autores, incluyendo el proveedor del software y en ningún momento pretendemos violar los derechos que tiene cada uno de sus autores por su información, ni consideramos apropiarnos de la misma. Por tanto invitamos a los lectores, a consultar por medio de la bibliografía suministrada la información que cada autor aporta respecto a este tema. Para tener acceso a este tutorial por favor dirigirse al documento anexo ***INTRODUCCIÓN AL ENTORNO ASPEN HYSYS V8.0.*** , por medio del siguiente link:

https://drive.google.com/open?id=0B13z0QnIqBbCaGNwVzNFeTBBX0k

4.3 PASOS PARA DESARROLLAR UNA SIMULACIÓN

4.3.1 ETAPAS GENERALES PARA DESARROLLAR UNA SIMULACIÓN.

A continuación describimos las consideraciones a tener, para el desarrollo de cualquier simulación:(Wikipedia, 2015)

FORMULACIÓN DEL PROBLEMA: Es el primer paso y el más importante, ya que debe quedar perfectamente determinado el objetivo de la simulación. Se deben describir lo más detalladamente posible los siguientes factores:

- La complejidad de la interfaz del simulador.
- Resultados esperados del simulador.
- El plan de experimentación, el tiempo adecuado para la experimentación y las variables de interés.
- El tipo de perturbaciones a estudiar.
- Tipo de tratamiento estadístico de los resultados y su análisis.
- Se debe establecer si el simulador será operado por el usuario o si el usuario sólo recibirá los resultados.

DEFINICIÓN DEL SISTEMA: El sistema debe estar perfectamente determinado, tanto en variables a definir como en los resultados que se espera obtener.

FORMULACIÓN DEL MODELO: Es recomendable formular un modelo simple que obtenga los aspectos relevantes del sistema a desarrollar. Este modelo se irá enriqueciendo como resultado de diversas consideraciones anexas que aportarán precisión.

COLECCIÓN DE DATOS: La naturaleza de los datos y la cantidad necesaria se establecen directamente por la formulación del problema y el modelo. Se puede considerar como fuente de datos los registros históricos y mediciones de laboratorio, como observaciones realizadas en el sistema real. Estos datos deberán ser procesados apropiadamente para procurar el formato exigido en el modelo.

IMPLEMENTACIÓN DEL MODELO EN EL ORDENADOR: Se deben desarrollar los algoritmos que permitan obtener un modelo apropiado que nos de cómo resultado un comportamiento similar al propuesto. El simulador Aspen Hysys®, cuenta con modelos predeterminados que sirven de base para realizar las modificaciones necesarias, de forma que podamos ajustar dicho modelo.

VERIFICACIÓN: En esta etapa se comprueba que no se haya cometido errores durante la implementación del modelo. Se debe revisar los algoritmos diseñados, el cálculo de los mismos, estructura de programación o método utilizado.

VALIDACIÓN: En esta etapa se comprueba la veracidad del modelo desarrollado. Esto se realiza a partir de comparaciones entre mediciones realizadas en el sistema real y el resultado predictivo de los modelos planteados, datos históricos o datos de sistemas similares. Como resultado de esta etapa puede surgir la necesidad de modificar el modelo o recolectar datos adicionales.

DISEÑO DE EXPERIMENTOS: Se definen las características de los experimentos a realizar; tiempo de arranque, de simulación y el número de iteraciones necesarias.

EXPERIMENTACIÓN: Se llevan a cabo las simulaciones, se recolectan los resultados, se procesan y se analizan.

INTERPRETACIÓN: Se examina la sensibilidad del modelo respecto a los parámetros que tienen relacionados una mayor incertidumbre. El modelo será sensible si ante pequeños cambios en los valores de entrada, las respuestas varían notablemente.

IMPLEMENTACIÓN: Se divulga el modelo obtenido y la simulación. El responsable de la misma debe guiar en esta etapa, para evitar que los resultados se utilicen para propósitos diferentes al objetivo planteado inicialmente.

DOCUMENTACIÓN: Se hace pública la información obtenida a través de documentación técnica, describiendo el modelo utilizado y la característica de los datos, también se publican manuales de uso con las consideraciones particulares de cada sistema.

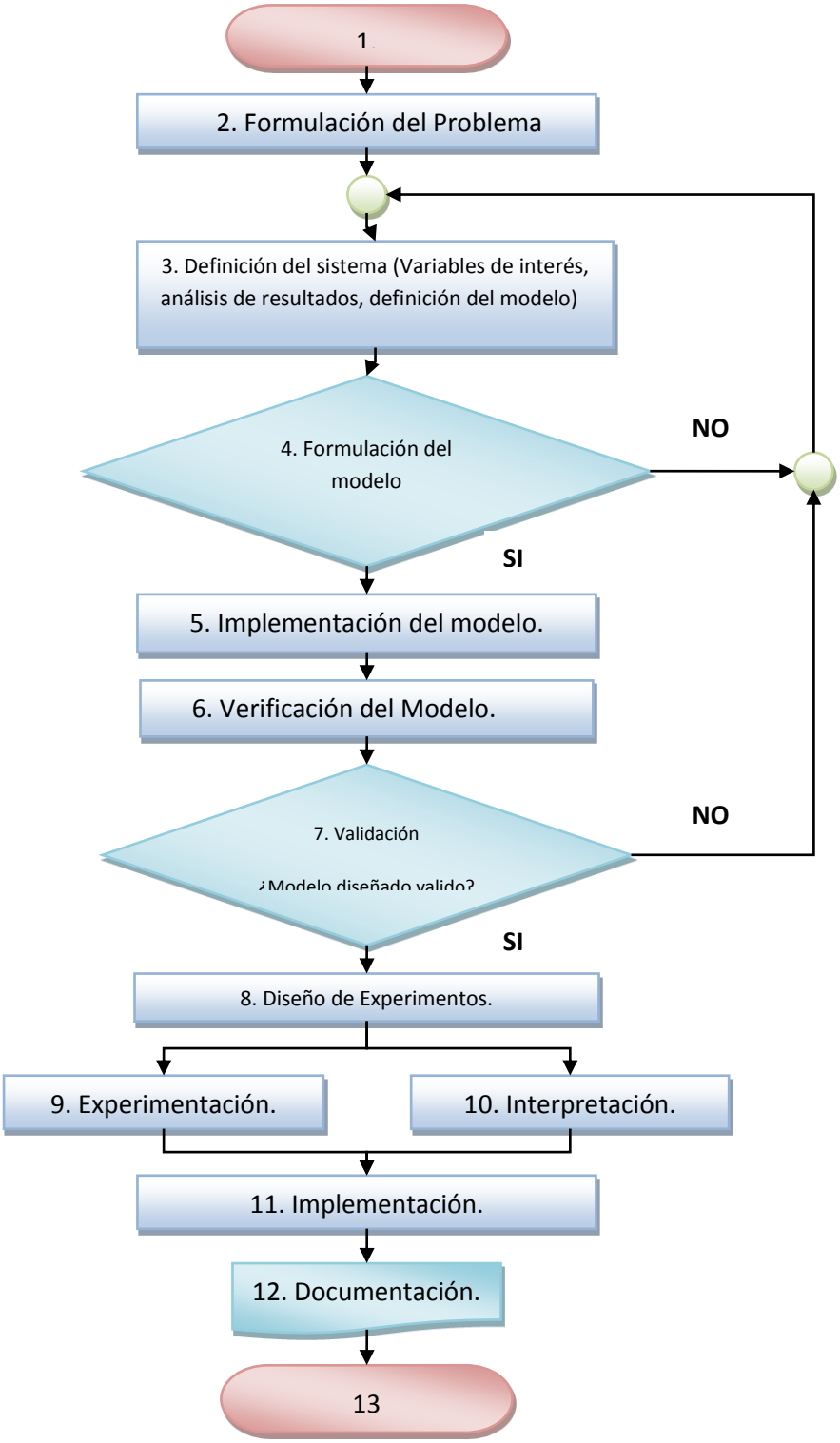


Figura 4-2. Etapas Generales para desarrollar una simulación, Fuente: Autores.

4.3.2 PASOS PARA DESARROLLAR UNA SIMULACIÓN CON ASPEN HYSYS®

A continuación se describen los pasos a seguir para desarrollar una simulación por medio del software de modelado de procesos Aspen Hysys®. En este diagrama destacamos la importancia de la selección del modelo termodinámico, tal vez esta sea la decisión más importante que cada usuario debe tomar al desarrollar una simulación, dado que los errores al seleccionar de forma incorrecta un modelo termodinámico solo se verán reflejados al obtener los resultados. Por lo tanto, es de suma importancia desarrollar criterios que ayuden a adoptar el modelo adecuado a un problema específico. Ver Figura 4-3.

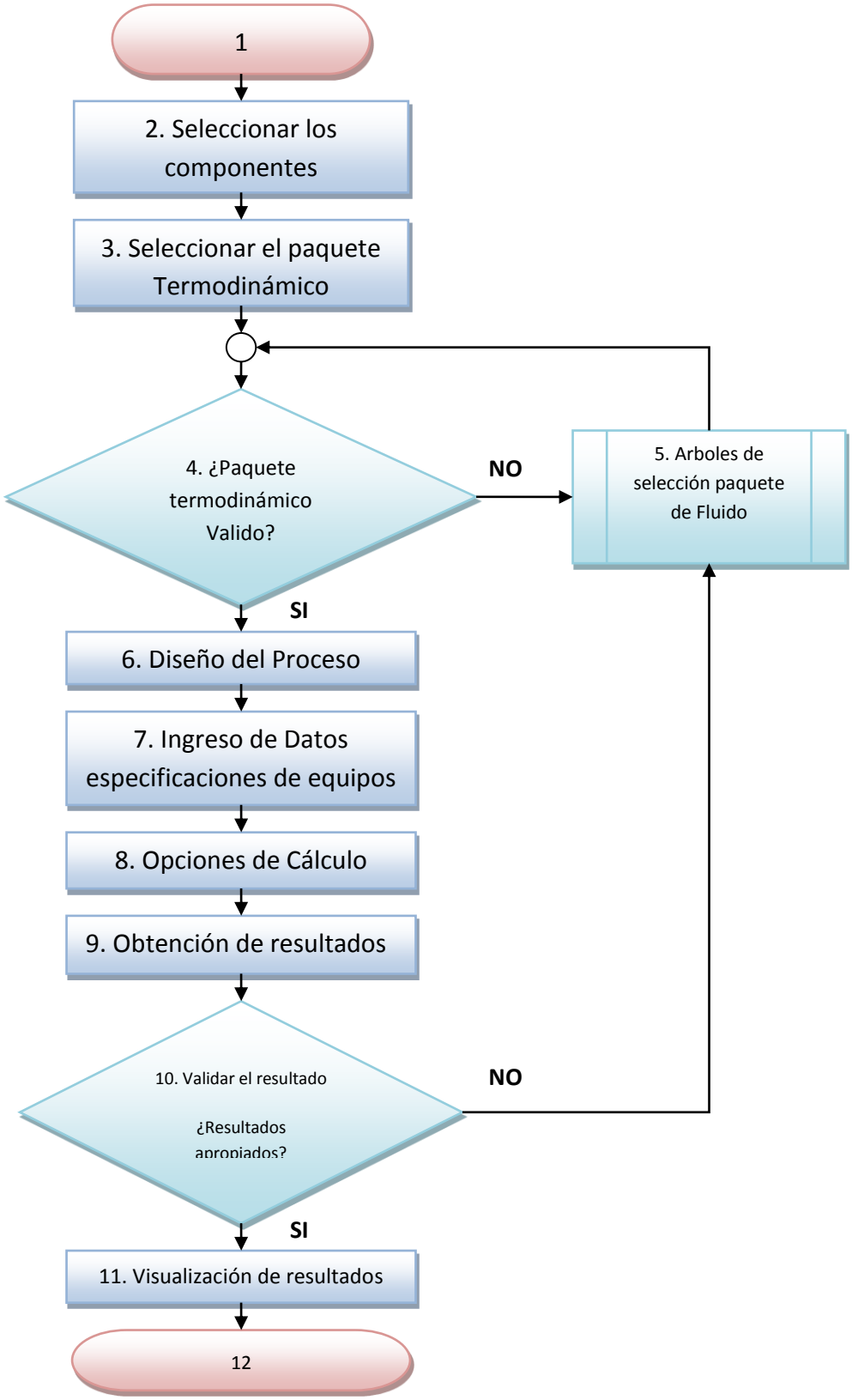


Figura 4-3.Etapas de la simulación en Aspen Hysys®. Fuente: Autores.

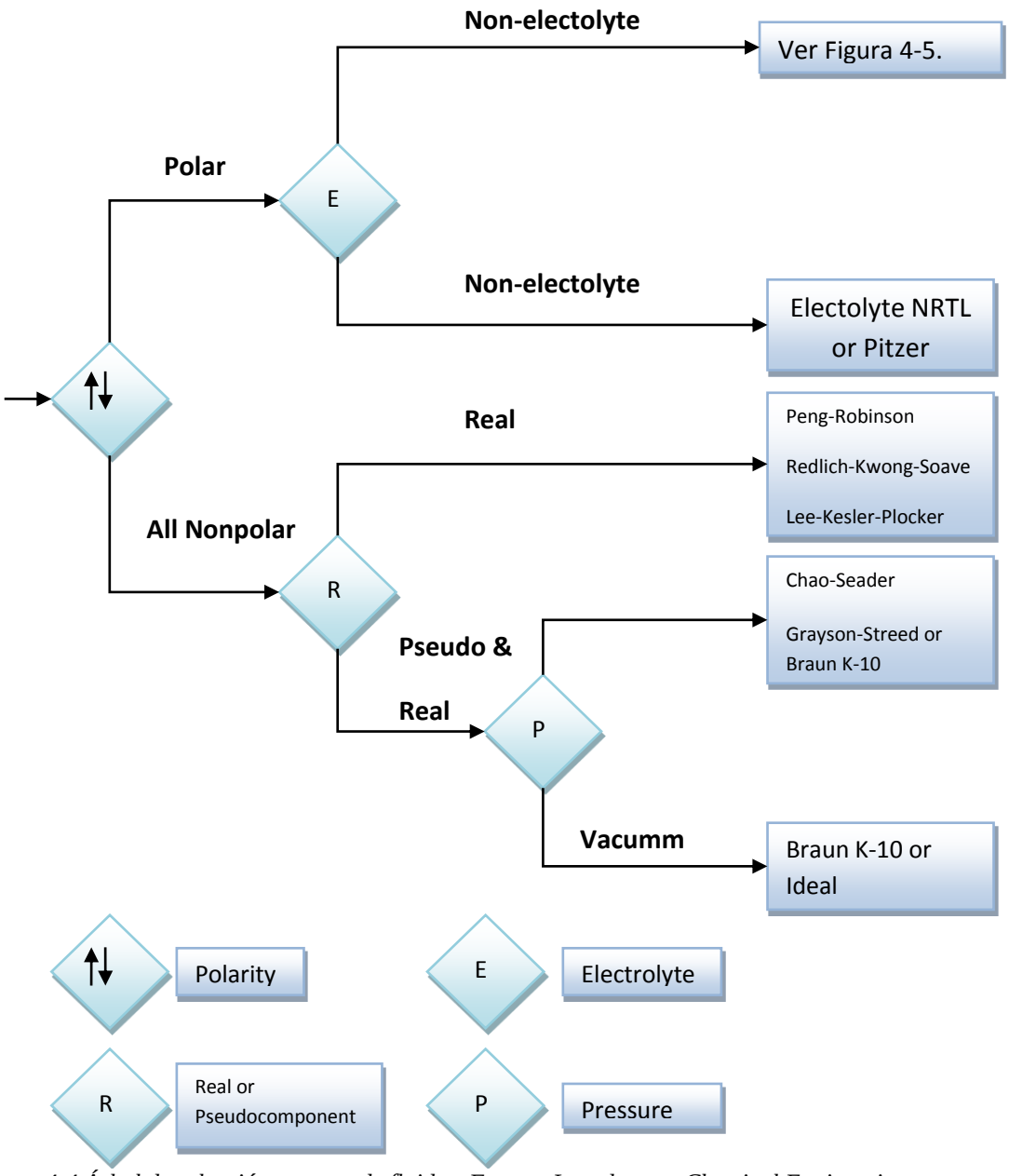


Figura 4-4.Árbol de selección paquete de fluidos, Fuente: Introductory Chemical Engineering Thermodynamics, J.Richard Elliott, Carl T. Lira, 1999

El ingeniero E.C. Carlson de Aspen Tech, plantea un procedimiento de selección basado en arboles de decisión para elegir el modelo termodinámico apropiado en su documento ‘’ Don’t

Gamble with Physical Properties for Simulations'' (No apueste con las propiedades físicas para simulaciones). (Facultad de Ciencias Aplicadas a la industria, 2008)

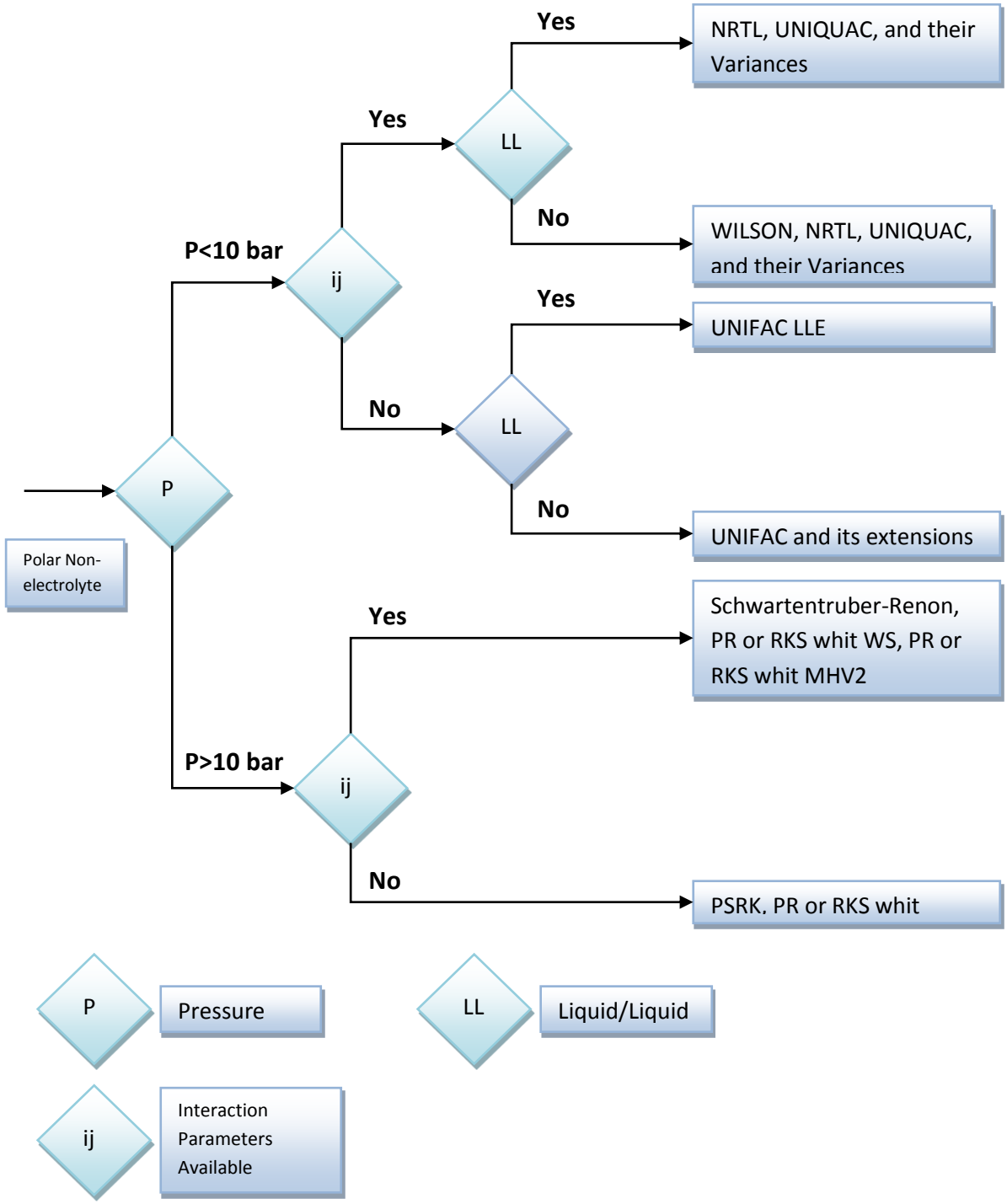


Figura 4-5. Selección de métodos de propiedades físicas. Fuente: Don't Gamble with Physical Properties for Simulations, E.C. Carlson, 1996

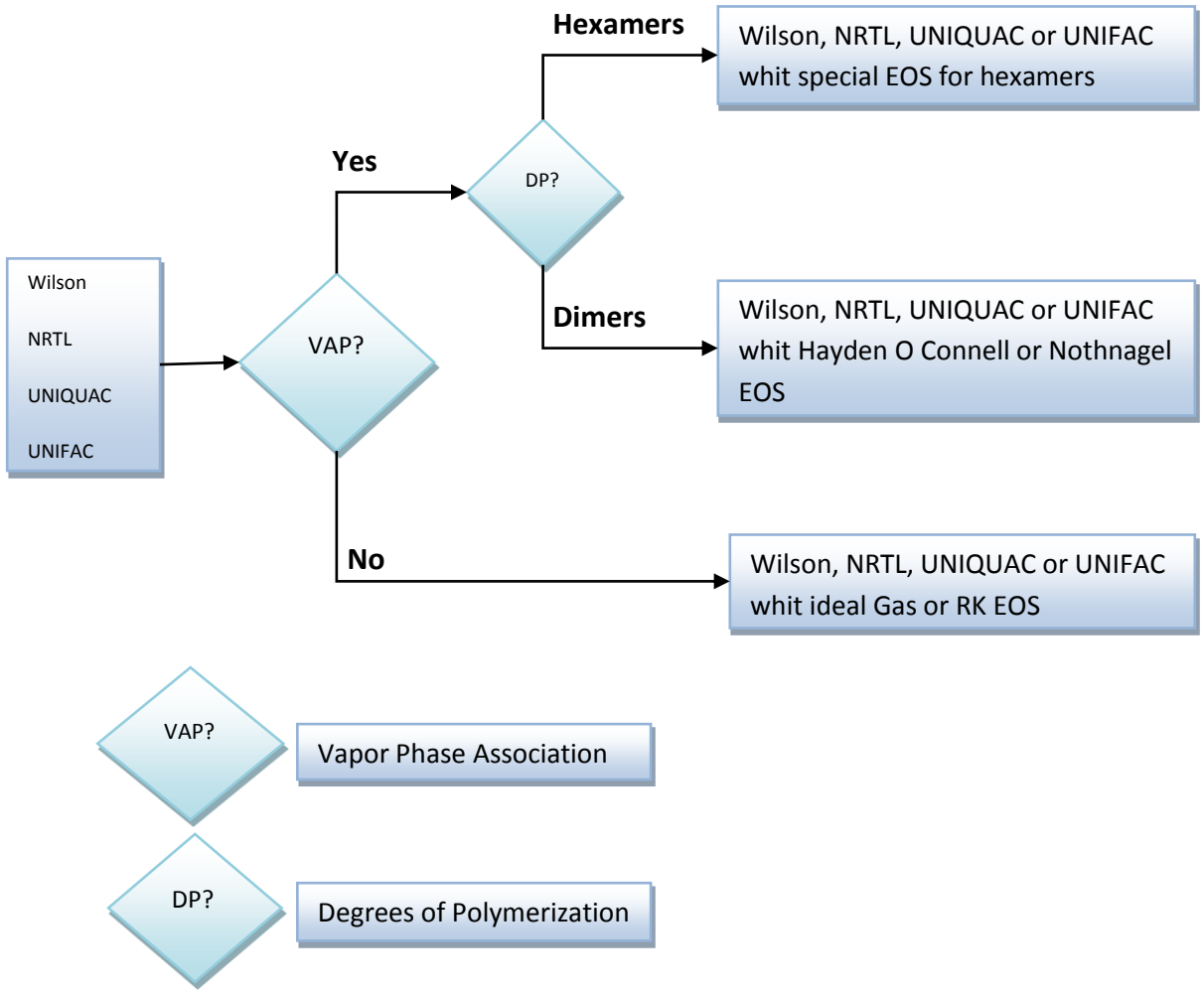


Figura 4-6. Selección de modelo para componentes polares y no electrolitos. Fuente: Don't Gamble with Physical Properties for Simulations, E.C. Carlson, 1996

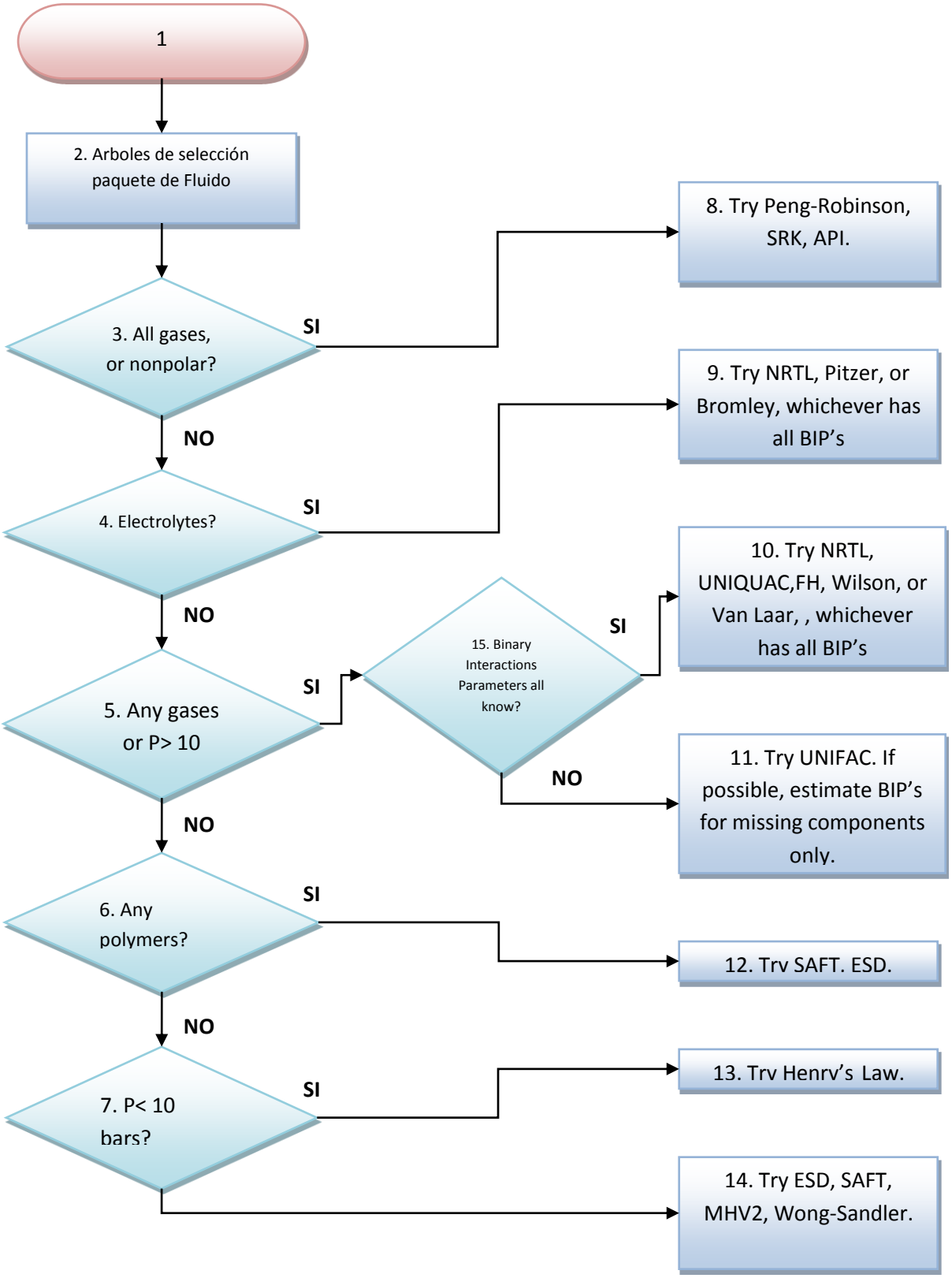


Figura 4-7. Opciones para cálculos de vapor de fase y modelos de coeficientes de actividad. Fuente: Don't Gamble with Physical Properties for Simulations, E.C. Carlson, 1996

4.4 SISTEMAS DE CONTROL, SENSORES Y ACTUADORES EN ASPEN HYSYS®

El establecimiento del sistema de control en un proyecto, exige una apropiada selección de los instrumentos necesarios para desarrollar un sistema que permita administrar, ordenar y dirigir el comportamiento de un proceso de producción específico.

El tipo de variables a manipular y controlar, no deben tomarse a la ligera, la elección de las variables, sensores y actuadores para registrar las mismas y manipularlas deben ser elegidas con base a criterios de diseño y desempeño por parte del usuario. De igual manera, la inclusión de los elementos típicos de un lazo de control, como el tiempo muerto en algunos sensores, la característica de las válvulas de control y los parámetros del algoritmo de control, son de vital importancia en el análisis dinámico que pueda hacerse a través de la simulación de un proceso.

4.4.1 SENSORES

Los sensores en un sistema de control son dispositivos capaces de captar y medir una variable física, cuyo resultado es transmitido al controlador para que éste tome una decisión respecto al proceso.(Escalona, 2011) Los sensores en Aspen Hysys® no están disponibles al usuario final como una operación en el espacio de trabajo, mas sin embargo el software nos permite conocer todo el tiempo el estado de los equipos y sus variables más relevantes como presión, temperatura, flujo molar, flujo másico, entalpia; además de su composición química. Por tanto el usuario final podrá tener información suficiente de las variables de proceso para diseñar los sistemas de control que permitan optimizar el sistema determinado.

El usuario debe manejar algunos conceptos que se pueden encontrar en algunos procesos, que afectan las mediciones de las señales como es el caso de las tuberías. La medición de una variable en las tuberías, puede variar del punto en el que se realice la medición, ya que existen procesos en donde se tienen varios tipos de flujos a través de estos elementos, además de los cambios de dirección en las tuberías que modifican la velocidad y por tanto el caudal en los componentes.(Lopez García, 2007)

Es importante destacar que Aspen Hysys® cuenta con herramientas que permiten estimar el régimen de flujo de una corriente a las condiciones especificadas por el usuario, calcula el diámetro máximo de una tubería dependiendo de la caída de presión por unidad de longitud, adicionalmente propiedades de flujo como velocidad, fricción y viscosidad entre otros factores. Por tanto el usuario tiene la opción de diseñar basado en los datos que aporta el sistema o simular un proceso ingresando estos valores que muchas veces no se tienen en consideración.

4.4.2 ACTUADORES

Los actuadores son los elementos encargados de transformar las señales de control, generalmente en una magnitud mecánica o en esfuerzos de potencia necesaria para producir el movimiento requerido en algunos automatismos, de forma que puedan provocar un efecto sobre el proceso controlado.(INTEF, 2015)

En función del tipo de energía que utilizan para producir el movimiento se clasifican en:

- Eléctricos.
- Hidráulicos.
- Neumáticos.

Algunos ejemplos de los actuadores que podemos encontrar en Aspen Hysys® son los compresores, válvulas y las bombas entre otros.

4.4.3 SISTEMAS DE CONTROL

Un sistema de control es un tipo de sistema que está caracterizado por la presencia de una serie de elementos que permiten influir en el funcionamiento de un proceso o sistema. Cuya finalidad radica en conseguir, mediante la manipulación de las variables de control, una respuesta especifica del sistema controlado que permita llevarlo a unos valores establecidos por el usuario. Un sistema de control ideal debe tener la capacidad de alcanzar su objetivo cumpliendo los siguientes requisitos:(sites.google.com, 2014)

- Estabilidad frente a perturbaciones y errores en los modelos.
- Eficiencia, evitando comportamientos bruscos e irreales que puedan afectar el sistema.
- De fácil implementación, debe ser cómodo de operar en tiempo real y debe estar abierto a la ejecución de ajustes por medio de un ordenador.

Aspen Hysys® permite implementar múltiples sistemas de control como es el caso del control PID, control predictivo multivariable MPC y control por matriz dinámica DMC, etc.

En este documento nos enfocaremos en un control que nos permita mantener un proceso en un punto de operación ante la influencia de perturbaciones externas y para tal caso utilizamos lazos de control SISO (single input single output) implementando un control regulatorio de tipo PID.

Es importante ubicar nuestro proyecto en el sistema de automatización de forma que podamos validar los niveles de automatización del mismo.

4.4.4 SISTEMAS DE AUTOMATIZACIÓN

4.4.4.1 Nivel de Control (Nivel de campo)

En los sistemas de automatización el control regulatorio comprende los elementos capaces de gestionar los sensores y actuadores distribuidos en una línea de producción.(MECATRON, 2008) En este nivel se implementan lazos de control en autómatas programables PLC o aplicaciones específicas basadas en microcontroladores, dependiendo del tamaño y complejidad de la industria. Estos elementos son programables y permiten que los sensores y actuadores actúen de forma conjunta para ser capaces de realizar un proceso específico o afectar el sistema controlado, Ver Figura 4-8.

Para nuestro caso no es un requisito indispensable contar con el modelo del proceso para llevar a cabo la sintonización de estos lazos de control, dado que se cuenta con métodos heurísticos dependiendo si el lazo es de presión, nivel, temperatura o flujo etc.

4.4.4.2 Nivel de Supervisión (nivel de planta)

En este nivel es posible observar los procesos realizados por la planta, y a través de sistemas SCADA (Supervisión, Control y Adquisición de Datos)(Suarez, 2009), obtener un perfil virtual donde se expongan las posibles alarmas, fallos o cambios en cualquiera de los procesos que se llevan a cabo. En nuestro proyecto decidimos exponer a los usuarios en general los resultados de los procesos estudiados por medio de cuatro HMI (Interfaz Humano Máquina)(M Romero, 2011) donde se podrá validar el proceso realizado por cada sistema analizado, además se podrá observar cambios en los procesos según el comportamiento de los controladores utilizados y algunas alarmas que nos permitirán tener un registro de cada sistema, Ver Figura 4-8.

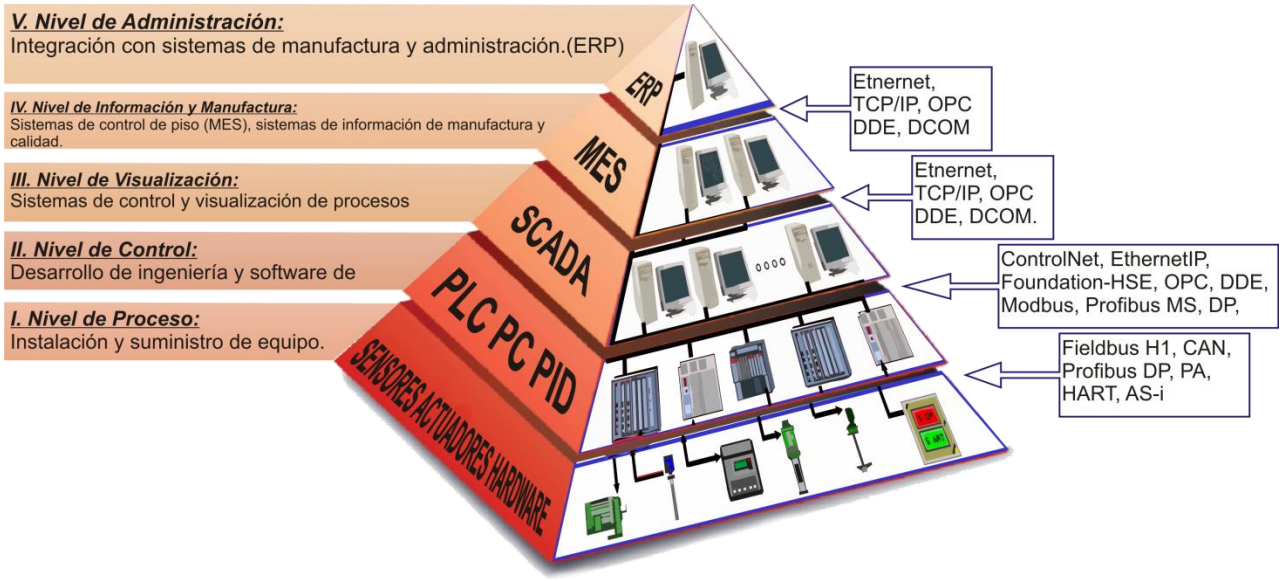


Figura 4-8.Pirámide de la automatización, Fuente: Autores.

5. METODOLOGÍA: SIMULACIÓN DE PROCESOS DEL SECTOR OIL & GAS POR MEDIO DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS® V 8.0 Y AUTOMATIZACIÓN CON RSLOGIX



Figura 5-1.Metodología para el desarrollo de un proyecto, con la plataforma Hysys-Rockwell-iFIX.

5.1 SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS

5.1.1 INTRODUCCIÓN

Un proceso de separación se basa en transformar un compuesto en dos o más sustancias, cuyas propiedades químicas o físicas pueden ser diferentes, tales como el tamaño o tipo de composición. Las aplicaciones de separación en el campo de la ingeniería química tienen una alta relevancia y pueden ser clasificados como procesos de transferencia de masas. La clasificación puede basarse en los medios de separación, mecánico o químico. Dependiendo de la mezcla cruda, se pueden utilizar varios procesos para separar las mezclas. Debido al menor costo de operación, las separaciones de tipo mecánico suelen ser más utilizadas que las separaciones de tipo químico.(Wikipedia.org, 2015)

Existe una gran variedad de aplicaciones de separación de hidrocarburos el más común es el petróleo crudo cuya mezcla de varios hidrocarburos tiene valor en su forma natural. Sin embargo, la demanda es mayor para varios hidrocarburos derivados y purificados, tales como gas natural, gasolina, diesel, combustible de jet, aceite lubricante, asfalto, etc.(Anayansi Fong & De Ruiz, 2009)

En este caso se muestra la metodología que se debe seguir para el desarrollo de una simulación básica en estado dinámico utilizando Aspen HYSYS Dynamics®.

El establecimiento del sistema de control de un proceso exige una apropiada selección de las parejas variable manipulada-variable controlada que se utilizan en cada uno de los lazos. En algunas situaciones, la identificación de la interacción en cada una de las parejas no es sencilla y requiere la construcción de modelos dinámicos que permitan evaluarla.

5.1.2 PROCESO ESTUDIADO

El proceso está compuesto por dos separadores de fases interconectados a través de un par de intercambiadores de calor[1], tal y como se observa en la Figura 5-2. Primero crearemos un nuevo caso en Hysys V.8 y lo guardaremos con el nombre “Separación Hidrocarburos Estacionario”. Ahora seleccionamos como modelo termodinámico el paquete de fluidos Peng-Robinson que es el más adecuado para esta simulación. El sistema se alimenta con una mezcla de hidrocarburos a razón de 3200 lbmol/h (1451.5 kgmol/h), a una presión de 900 psia (6205.3 kPa) y una

[1] En el Apéndice E, se muestra el diagrama P&ID con el esquema de las operaciones unitarias, transmisores, indicadores y controladores que intervienen en el proceso.

temperatura de 32°F (0 °C). La composición molar de la mezcla se reporta en la Tabla 5-1.(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011)

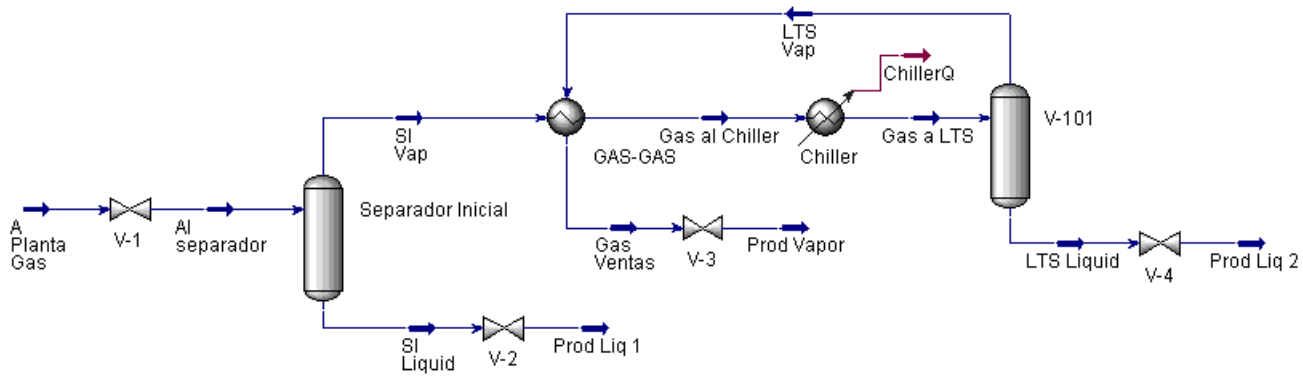


Figura 5-2. Diagrama de flujo del proceso de separación de una mezcla de hidrocarburos. Fuente: Autores.

Tabla 5-1. Composición molar de la mezcla de la corriente A Planta Gas. Fuente: Autores.

Compuesto	Composición Molar
N_2	0.0066
H_2S	0.0003
CO_2	0.0003
C1(Methane)	0.7576
C2(Ethane)	0.1709
C3(Propane)	0.0413
i-C4(i-Butane)	0.0068
n-C4(n-Butane)	0.0101
i-C5(i-Pentane)	0.0028
n-C5(n-Pentane)	0.0027
C6(n-Hexane)	0.0006
H_2O	0.0000

5.1.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Los dos separadores de fases operan adiabáticamente y no hay caída de presión. La válvula V-1 de la corriente de alimentación tiene una caída de presión de 4 psi (27.6 kPa). Para el intercambiador *Gas-Gas*, el cálculo se hace utilizando el modelo *Simple Weighted*. Por el lado de los tubos entra la corriente *SI Vap* y sale la corriente *Gas al Chiller*, con una caída de presión de 5 psi (34.47 kPa). A la coraza entra la corriente *LTS Vap*, cuyas condiciones iniciales no se conocen, y sale la corriente *Gas Ventas* con una caída de presión de 1 psi (6.89 kPa). En este intercambiador se debe agregar una especificación de diseño que garantice que la mínima aproximación de temperaturas de las corrientes corresponda a 10°F (-12.22 °C). En el

intercambiador *Chiller* hay una caída de presión de 5 psi (34.47 kPa) y se requiere que la temperatura de la corriente de salida sea -4°F (-20 °C). Con esta información es suficiente para instalar la simulación en estado estable del proceso y haría falta por instalar las válvulas *V-2, V-3 y V-4*, con las correspondientes corrientes de salida.(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011)

5.1.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO

Antes de pasar la simulación a modo dinámico es aconsejable guardar los cambios realizados hasta el momento y salvar la simulación con un nuevo nombre. Para continuar guardaremos el proyecto con el nombre *"Separación Hidrocarburos DIN_Ctrl_Hysys"*. De esta manera, cuando surjan inconvenientes con la simulación en modo dinámico, podremos retomar la simulación en estado estable, sin necesidad de crear nuevamente todo el proyecto.

El inicio de la configuración de una simulación en estado dinámico implica hacer algunos ajustes que garanticen que las relaciones flujo-presión se cumplan en diferentes puntos del proceso. Aspen HYSYS Dynamics® verifica que haya una diferencia de presiones que permita que se genere flujo en las diferentes corrientes y equipos. Por esa razón es necesario instalar válvulas que permitan generar esa diferencia de presiones y utilizarlas en la regulación de flujo. Se instalan las válvulas *V-2, V-3 y V-4*, de acuerdo con la información de la Figura 5-2, y se define la presión a la salida de *V-2 y V-4* como 875 psia (6032.91 kPa) y la presión de salida de *V-3* en 870 psia (5998.43 kPa). Posteriormente, es preciso hacer el dimensionamiento y la selección de la válvula de control que se utiliza en cada una de las corrientes. Aspen HYSYS Dynamics® tiene dentro de sus bases de datos información de algunos de los fabricantes de válvulas con especificaciones de curvas características y ecuaciones para el cálculo del coeficiente de flujo. Esta información se encuentra disponible en la ventana de configuración de la válvula en la ruta *Rating>Sizing (dynamics)*. En la Figura 5-3 se muestran la especificación y el cálculo de la válvula *V-1*. Las cuatro válvulas son lineales, y en la opción *Valve Manufacturers* elegimos *Universal Gas Sizing*. El porcentaje de apertura se fija en el 50% y luego hacemos clic en el botón *Size Valve* para que se ejecute el cálculo del coeficiente de flujo (*Cv o Cg*, según el caso).

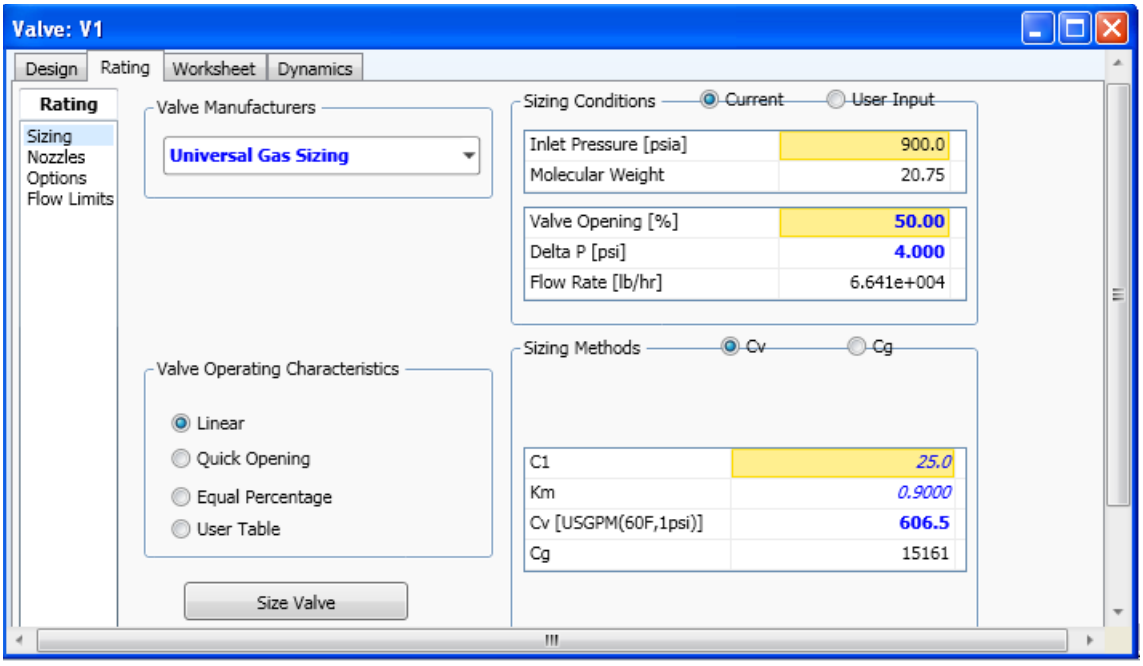


Figura 5-3. Especificación y cálculo de la válvula V-1 del sistema. Fuente: Autores.

La definición de los volúmenes de los separadores de fases es importante puesto que con esta información es posible establecer la constante de tiempo de cada uno y eso afecta la velocidad de respuesta del sistema. El volumen de los recipientes se inserta en la pestaña *Dynamics>Specs* en la opción *Vessel Volume* de la ventana de configuración del separador. En este caso, los dos separadores tienen un volumen de $70ft^3$ ($1.98m^3$). Nótese además que también es posible ingresar la información de las dimensiones del recipiente; de lo contrario, con el dato del volumen, el simulador asume una relación longitud/diámetro y calcula las dimensiones. Finalmente: también es importante definir una opción de inicialización del cálculo en los separadores. Para el caso del *Separador Inicial* elegiremos *lnitialize from Products*, mientras que para el separador *LTS* especificaremos *Dry Startup*, tal y como se muestra en la Figura 5-4.

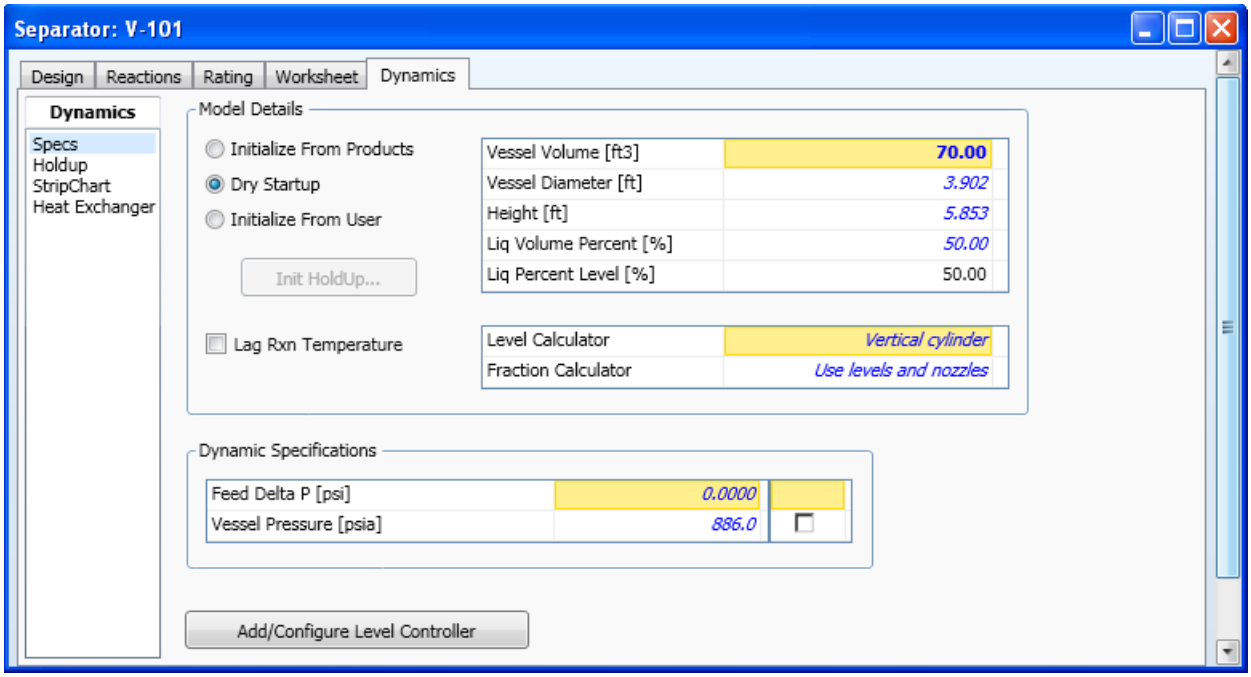


Figura 5-4. Definición de los parámetros de dinámica para el separador de fases LTS. Fuente: Autores.

Ahora es necesario retirar la especificación del flujo de la corriente de alimento al proceso, puesto que este ya no es fijo sino que está determinado por la caída de presión a través de la válvula *V-1*, que a su vez está definida por el porcentaje de apertura de la válvula en cualquier instante de tiempo. Para retirar la especificación de flujo haremos doble clic sobre la corriente, e ir a la pestaña *Dynamics>Specs>Flow Specification* y en la casilla *Active* desactivaremos dicha opción, tal y como se muestra en la Figura 5-5. Si este procedimiento no se hace, el simulador lo realiza automáticamente antes de llevar la simulación a modo dinámico.(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011)

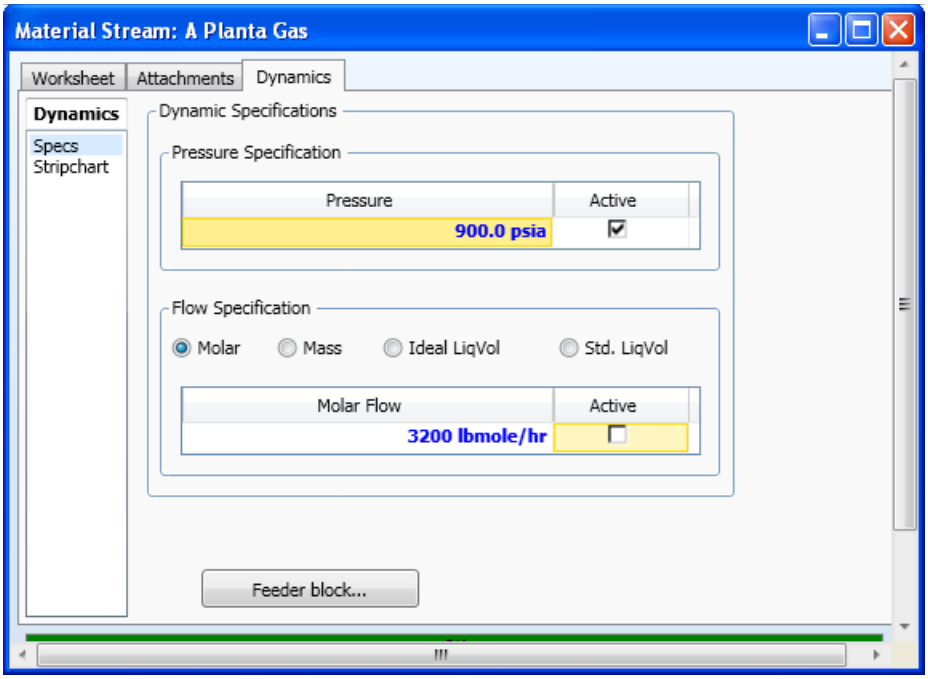


Figura 5-5. Ventana de especificación de flujo en una corriente para una simulación dinámica. Fuente: Autores.

5.1.4.1 ESTRATEGIA DE CONTROL

5.1.4.1.1 Selección De Lazos De Control

Ahora procederemos a instalar los lazos de control del proceso. Para este caso instalaremos un lazo de control de nivel para el *Separador inicial* y un lazo de control de presión para el separador *LTS*.

El lazo de control de nivel se hace con la válvula *V-2* como variable manipulada y el porcentaje del nivel de líquido en el tanque como variable controlada. El lazo de control de presión utiliza la válvula *V-3* como variable manipulada, y la presión en el tanque es la variable controlada. En los dos controladores la acción es directa y el valor que establece el simulador para el set point corresponde al valor de estado estable de cada una de las variables. Los límites mínimo y máximo de la variable de proceso los define el usuario. Para el caso de control de nivel, los limites se pueden definir entre 0 y 100%, mientras que para el control de presión se definen entre 800 y 950 psia (5515.8 y 6550 kPa).

5.1.4.1.2 Simulación Con Controladores PID En Hysys

El procedimiento de instalación de un lazo de control inicia con la selección apropiada del modelo de control que se quiere implementar. En la paleta de modelos Model Palette se puede seleccionar diferentes tipos de modelos Split Range de rango dividido, Ratio de relación, PID control PID, MPC control predictivo multivariable y DMCplus control por matriz dinámica. En

nuestro caso seleccionaremos la opción de control PID y se instala sobre el diagrama de flujo, tal y como se muestra en la Figura 5-6. Luego se hace doble clic sobre el ícono instalado y aparece la ventana de configuración del controlador. En la primera pestaña Connections se ingresa la información correspondiente a la variable de proceso PV (Process Variable Source) y la señal de salida del controlador OP (Output Target Object). En la Pestaña de parámetros se cargan los valores de la ganancia proporcional, el tiempo integral y el tiempo derivativo, así como los valores mínimo y máximo que puede tomar la variable de proceso, la acción del controlador y el modo de operación manual o automático. Las especificaciones de los controladores para los lazos de control propuestos, se muestran en la Tabla 5-2. Parámetros de los controladores de proceso.

Tabla 5-2. Parámetros de los controladores de proceso. Fuente: Autores.

Nombre	**LIC-100**	**PIC-100**
Elemento de entrada	Liquid Percent Level, Separador Inicial	Vessel Pressure, LTS
Elemento de salida	Válvula V-2	Válvula V-3
Set point (SP)	50%	886 psia (6108.75 kPa)
PV mínimo	0 %	800 psia (5515.8 kPa)
PV Máximo	100%	950 psia (6550 kPa)
Acción	Directa	Directa
Kc	2	2
Ti(min)	5	2

Así queda configurado cada lazo de control, y lo último que queda por hacer es visualizar el *Face Plate* (pantalla en la que se puede ver de manera simultánea el valor de la variable de proceso PV, el set point SP del controlador y la salida del controlador OP a la válvula) y configurar la gráfica de tendencia en la que se pueda observar el cambio en el tiempo. Esto se hace en la pestaña *Stripchart* de la ventana de configuración del controlador, eligiendo la opción *SP, PV, OP Only* dentro del menú de *Variable Set*.

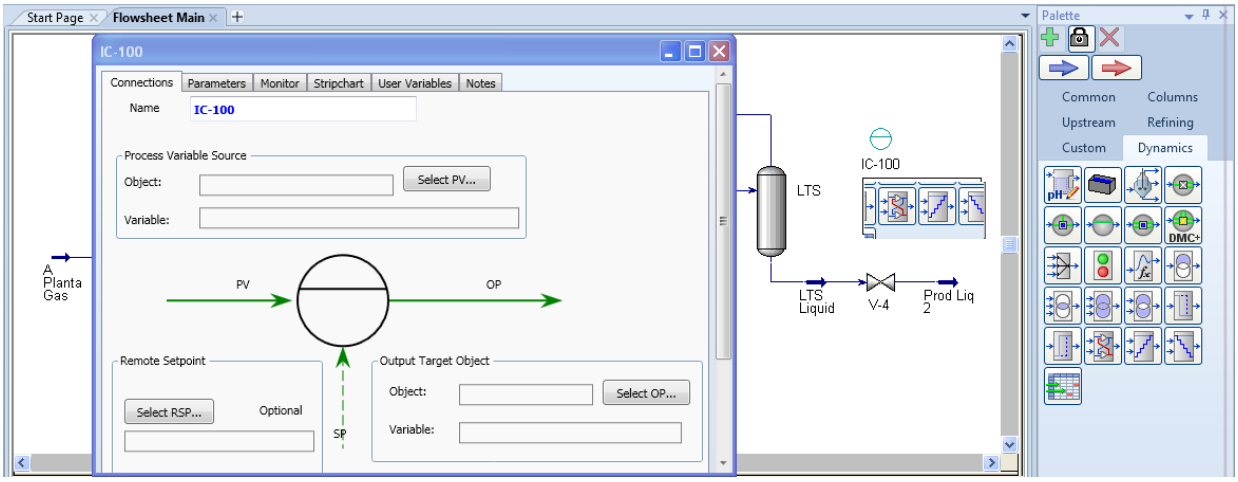


Figura 5-6. Instalación y configuración de un controlador en Aspen HYSYS Dynamics®. Fuente: Autores.

Al instalar los dos controladores de nivel y presión mencionados, y hacer la correspondiente configuración de los mismos, la pantalla se debe organizar para que se pueda observar toda la información de manera simultánea, así como se indica en la Figura 5-7.

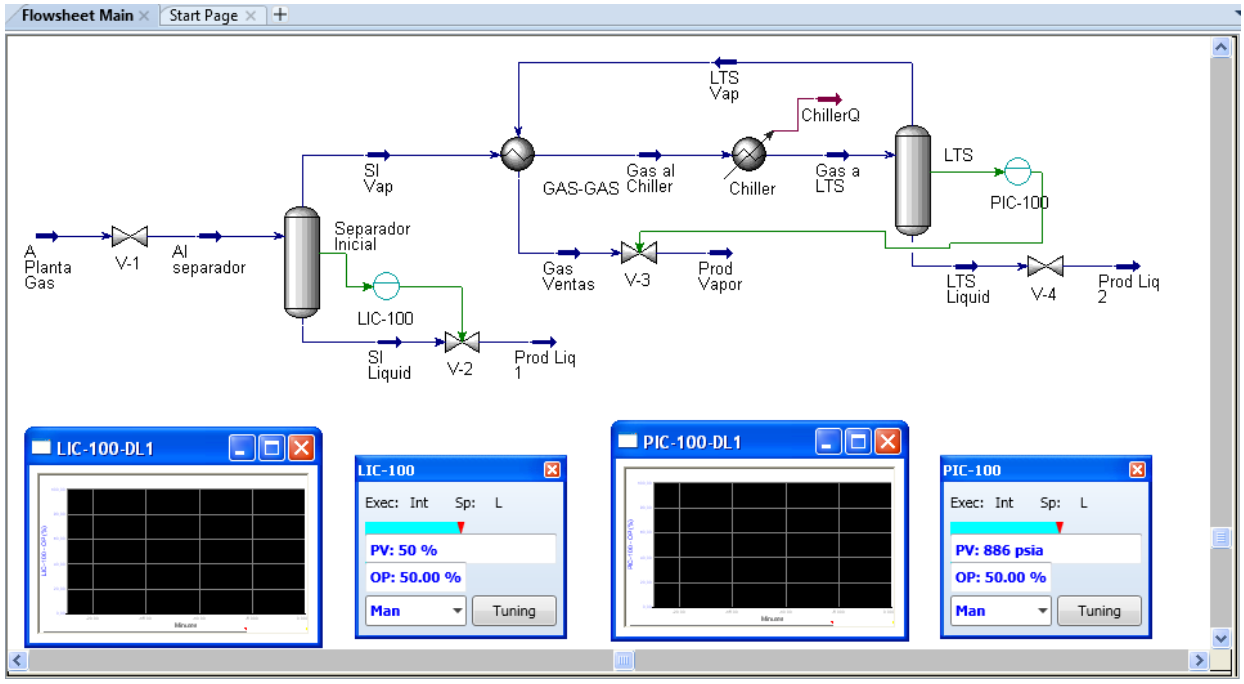


Figura 5-7. Lazos de control para el sistema de separación de hidrocarburos. Fuente: Autores.

El siguiente paso es ejecutar el botón *Dynamics Assistant* para verificar que todas las características requeridas para la ejecución de una simulación dinámica se cumplen. El resultado se muestra en la Figura 5-8. Hay que señalar que el simulador detecta cuales son los cambios que

hace falta realizar y propone ejecutarlos de manera automática. Se hace clic en el botón *Make Changes* y luego se da clic en el botón de modo dinámico de la barra de herramientas.

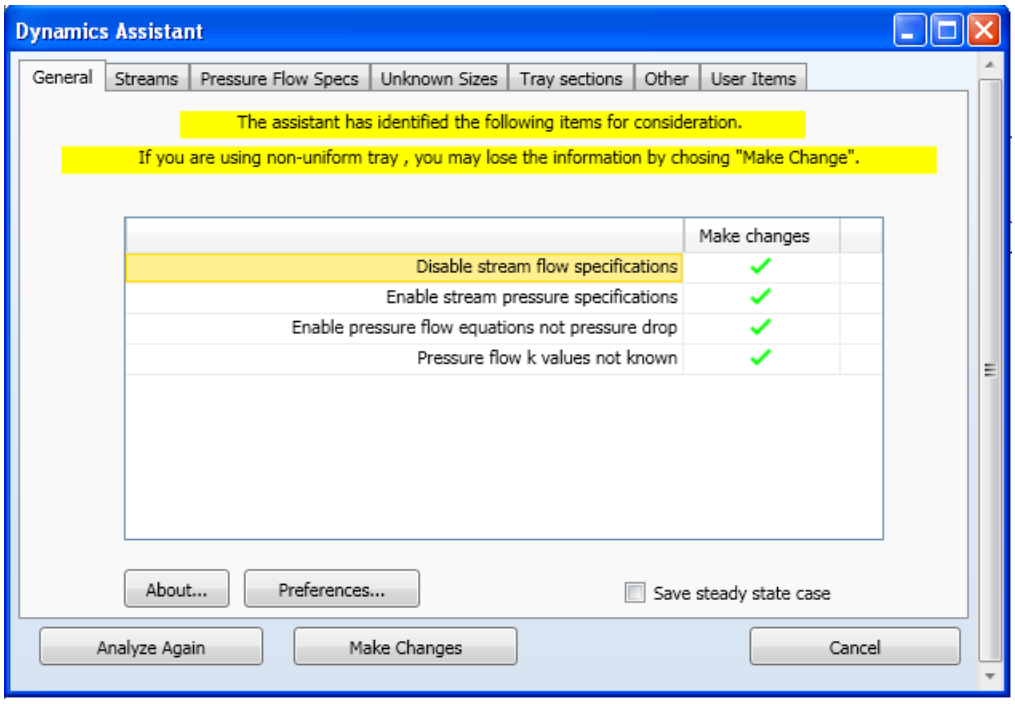


Figura 5-8. Resultados del análisis del asistente dinámico en Aspen HYSYS Dynamics®. Fuente: Autores.

Al cambiar la simulación a modo dinámico, el integrador se ha desactivado en espera de definir el momento de arranque de la simulación. Puesto que ya se tiene todo totalmente definido es apropiado iniciar el cálculo activando el integrador. Inmediatamente se empieza a observar en las gráficas correspondientes el avance de la simulación con un comportamiento estable a lo largo del tiempo. En primer lugar, se hacen cambios en el set point del controlador de nivel con el fin de observar la respuesta en el tiempo y el efecto que tienen los parámetros de sintonía.

RESULTADOS

Se inicia modificando el set point del controlador de nivel a un 60% y se espera hasta que se alcance la estabilidad nuevamente. Luego se lleva de nuevo el set point hasta el 50% y se deja estabilizar, luego se detiene un momento el integrador y se modifica el tiempo integral a 1,5 minutos en los parámetros de sintonía del controlador de nivel. De nuevo se inicia el integrador y se introduce el cambio del set point al 60%. Los resultados de estas pruebas se muestran en la Figura 5-9.

(a) Parámetros: Ganancia proporcional = 2, tiempo integral = 5 minutos, (b) Parámetros: Ganancia proporcional = 2, tiempo integral = 1.5 minutos, (c) Parámetros: Ganancia proporcional = 2, tiempo integral = 50 minutos.

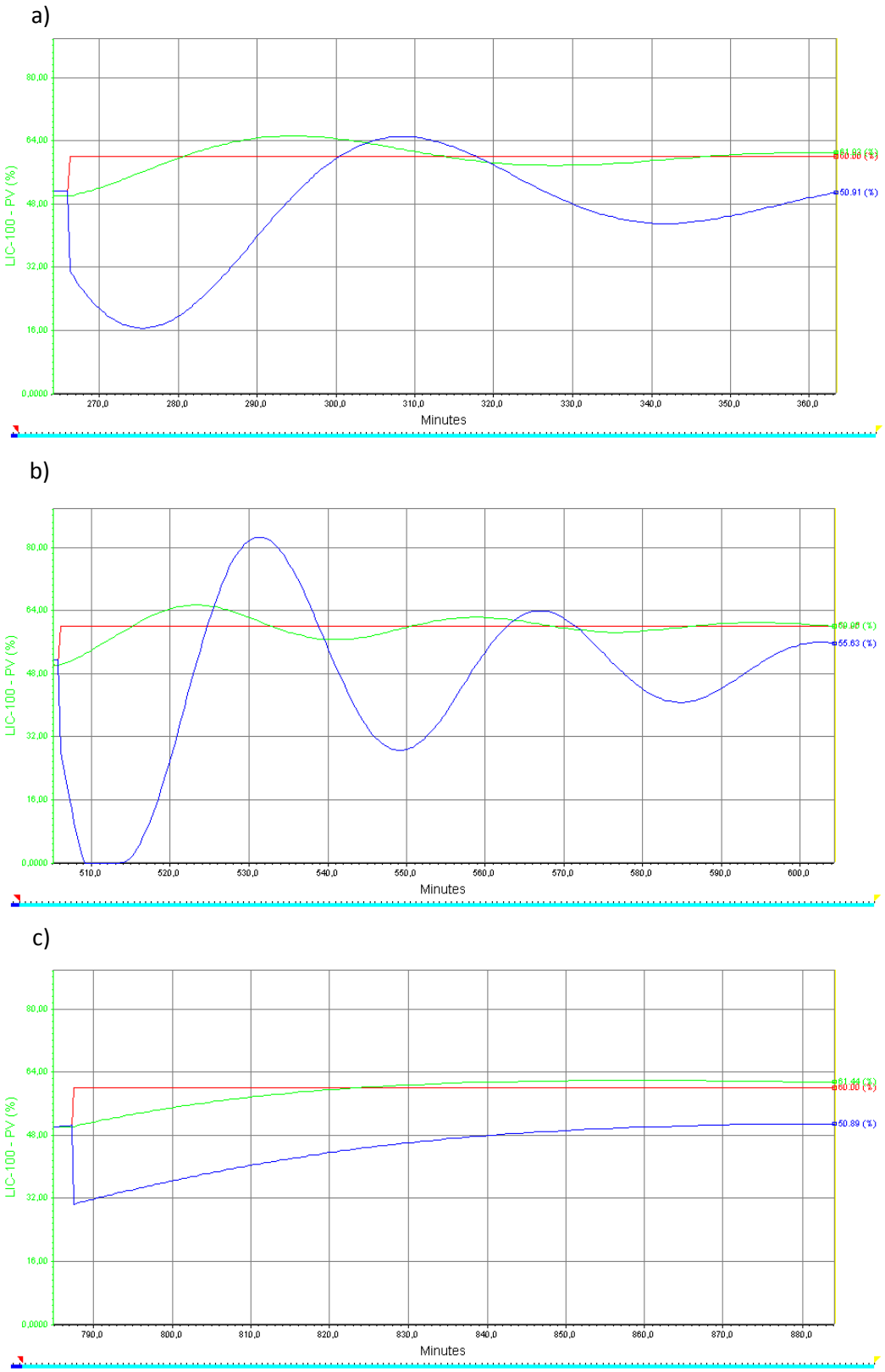


Figura 5-9. Respuesta del lazo de control de nivel ante un cambio en el set point al 60 %. Fuente: Autores.

Ahora se revisa el efecto que tiene cambiar el set point del control de presión, que se encuentra en 886 psia (6108.75 kPa), a 875 psia (6032.91 kPa).

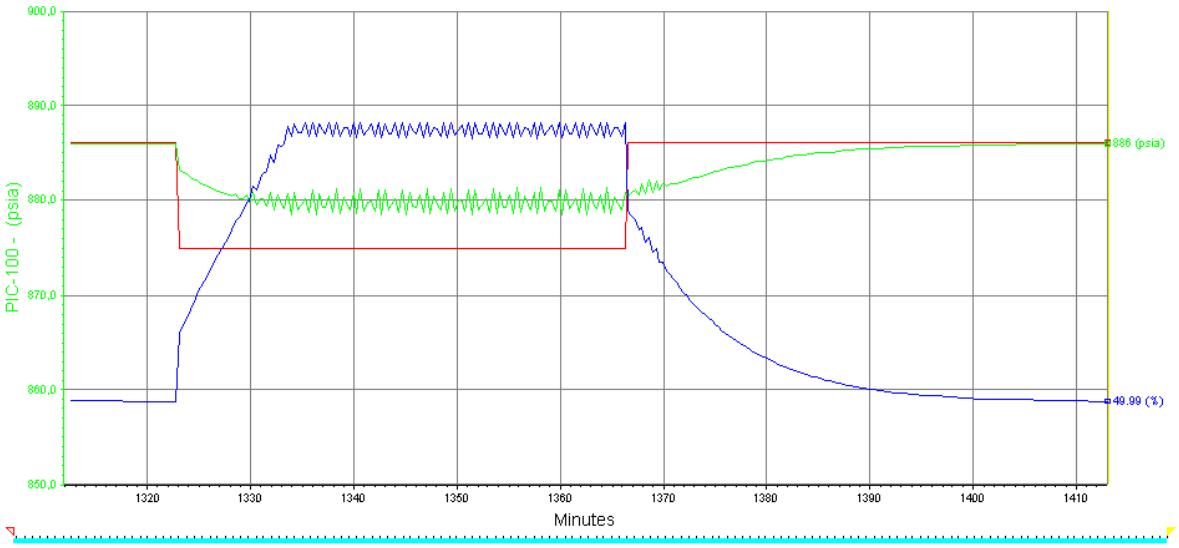


Figura 5-10. Efecto del cambio en el set point del controlador de presión del separador LTS. Fuente: Autores.

5.1.4.1.3 Simulación con controladores PID en Rslogix5000

Para realizar el control del proceso simulado en Hysys, con controladores reales como MicroLogix, SLC 50x, ControlLogix, CompacLogix de Allen-Bradley, con el software de Rockwell Automation seguiremos el siguiente procedimiento:

a) Identificar las variables de proceso que se exportaran para control y supervisión.

b) Comunicar Aspen HYSYS V8.0 con RSLogix5000.

c) Agregar los controladores PID en RSLogix5000.

d) Establecer los tiempos de muestreo y sincronización de entre Hysys y RSLogix5000.

e) Iniciar el entorno de simulación para toma de resultados en *trends e históricos*.

5.1.4.1.3.1 PROCEDIMIENTO PARA COMUNICAR HYSYS V 8.0 CON RSLOGIX5000

El estándar DDE (Dynamic Data Exchange), es una tecnología de comunicación entre varias aplicaciones bajo Microsoft Windows y en OS/2. Aunque es apto para las últimas versiones de Windows, ha sido reemplazado por su mucho más poderoso sucesor Object Linking and Embedding, COM y OLE Automation. Sin embargo, todavía se usa en varios sitios dentro de Windows, por ejemplo en la asociación de archivos. En particular, DDE permite que una

aplicación abra una sesión con otra, enviar comandos al servidor de aplicaciones y recibir respuestas.(Wikipedia, 2014).

La sintaxis utilizada para realizar la comunicación DDE se puede realizar bajo el lenguaje de programación Visual Basic (VBA). Aspen Hysys V8.0 posee un editor de macros con el cual podemos entablar la comunicación y llamar las variables del proceso. La información requerida para establecer esta comunicación se encuentra en la guía de personalización (Aspen HYSYS, Customization Guide) publicada por AspenTech®.

Cabe resaltar que es necesario tener conocimientos básicos en programación con VBA para la creación de una macro en la herramienta *Languaje Macro Editor* de Hysys. A continuación mostraremos algunos ejemplos de código fuente, importantes para establecer comunicación con RSLogix5000.

- Cargando el *hysys case* abierto dentro del objeto *simCase*

```
Dim simCase As Object
Set simCase = ActiveCase
If simCase Is Nothing Then
MsgBox ("No existe un ''HYSYS Case'' Abierto.")
End
End If
```

- Sub-rutina encargada de establecer comunicación DDE.

```
Private Function OpenRSLinx()
  On Error Resume Next
  'Iniciando conección DDE con RSLinx
  OpenRSLinx = DDEInitiate("RSLINX", "Emulador")' "Emulador" es el nombre del tópico creado en RSLinx
  'Verificando conexión
  If Err.Number <> 0 Then
    MsgBox "Error Connecting to topic", vbExclamation, "Error"
    OpenRSLinx = 0 'Return false if there was an error
  End If
  End Function
```

- Sintaxis para obtener el valor de una especificación de una unidad de operación y cargarlo en una variable.

```
  Set Variable = simCase.Flowsheet.Operations.Item("unidad de
operacion").LiquidPercentLevel
```

- Sintaxis para obtener el valor de una especificación de una corriente y cargarlo en una variable.

```
Set Corriente = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Nombre Corriente")
Variable=Corriente.Temperature.GetValue("C")
```

- Sintaxis para enviar el valor de una variable en un tag creado en RSLogix5000.

```
rslinx = OpenRSLinx() 'Abrir conexion con  RSlinx
DDEPoke rslinx, "Variable", Replace(Tag,".",",")
DDETerminate rslinx 'Terminar conexion DDE
```

- Sintaxis para recepción del valor de un tag creado en RSLogix5000 y asignarlo a una variable en Hysys.

```
rslinx = OpenRSLinx() 'Abrir conexion con  RSlinx
Variable = DDERequest(rslinx,"Tag",1)
simCase.Flowsheet.Operations.Item("Nombre unidad").PercentOpenValue
=Variable
 DDETerminate rslinx 'Terminar conexion DDE
```

Con la sintaxis citada anteriormente podemos comenzar a realizar la macro para la comunicación. Primero debemos identificar las variables de proceso que tomaremos para establecer el control del proceso en RSLogix y a su vez como indicadores para realizar el HMI (Human Machine Interface) que diseñaremos en Proficy iFIX. En la Tabla 4-1 aparecen listadas las variables que insertaremos en la macro.

Tabla 5-3. Listado de variables utilizadas para simulación con PLC en RSLogix5000 y visualización HMI IFIX. Fuente: Autores.

Nombre	Tipo	Descripción (Unidad)
Lev_SeparadorInicial	O	Nivel del separador “Separador Inicial” (%)
Pres_SeparadorInicial	O	Presión del separador “Separador Inicial” (kPa)
Lev_LTS	O	Nivel del separador “LTS” (%)
Pres_LTS	O	Presión del separador “LTS” (kPa)
V1	O	Posición del actuador del válvula “V1” (%)
V2	O	Posición del actuador del válvula “V2” (%)
V3	O	Posición del actuador del válvula “V3” (%)
V4	O	Posición del actuador del válvula “V4” (%)
T_APlantaGas	O	Temperatura corriente “A Planta Gas” (°C)
P_APlantaGas	O	Presión corriente “A Planta Gas” (kPa)
F_APlantaGas	O	Flujo másico corriente “A Planta Gas” (kgmol/h)
T_ProdLiq1	O	Temperatura corriente “Prod Liq 1” (°C)
P_ProdLiq1	O	Presión corriente “Prod Liq 1” (kPa)
F_ProdLiq1	O	Flujo másico corriente “Prod Liq 1” (kgmol/h)
T_ProdVapor	O	Temperatura corriente “Prod Vapor” (°C)
P_ProdVapor	O	Presión corriente “Prod Vapor” (kPa)

F_ProdVapor	O	Flujo másico corriente “Prod Vapor” (kgmol/h)
T_ProdLiq2	O	Temperatura corriente “Prod Liq 2” (°C)
P_ProdLiq2	O	Presión corriente “Prod Liq 2” (kPa)
F_ProdLiq2	O	Flujo másico corriente “Prod Liq 2” (kgmol/h)
T_LTSVap	O	Temperatura corriente “LTS Vap” (°C)
T_GasVentas	O	Temperatura corriente “Gas Ventas” (°C)
T_SIVap	O	Temperatura corriente “Si Vap” (°C)
T_GasalChiller	O	Temperatura corriente “Gas al Chiller” (°C)
T_GasaLTS	O	Temperatura corriente “Gas a LTS” (°C)
CV_V2	I	Variable de control de apertura válvula “V2”
CV_V3	I	Variable de control de apertura válvula “V3”

Para empezar abrimos la herramienta “Macro Languaje Editor”, ubicado en la pestaña “Customize” de la barra de herramientas de Hysys e insertamos el código fuente mostrado en el

Apéndice A.

Luego de insertar este código en el editor guardamos la nueva macro creada con el nombre: “Macro1”, y cerramos el editor.(blogspot.com, 2013)

Ahora abrimos los siguientes programas: RSLogix Emulate y RSLinx Classic (Gestor de comunicaciones de Rockwell Automation) y configuramos en RSLinx un nuevo tópico con el nombre: “Emulador”(Schop, 2009), a este tópico le asignamos el PLC virtual de Rockwell Automation, ver Figura 5-11.

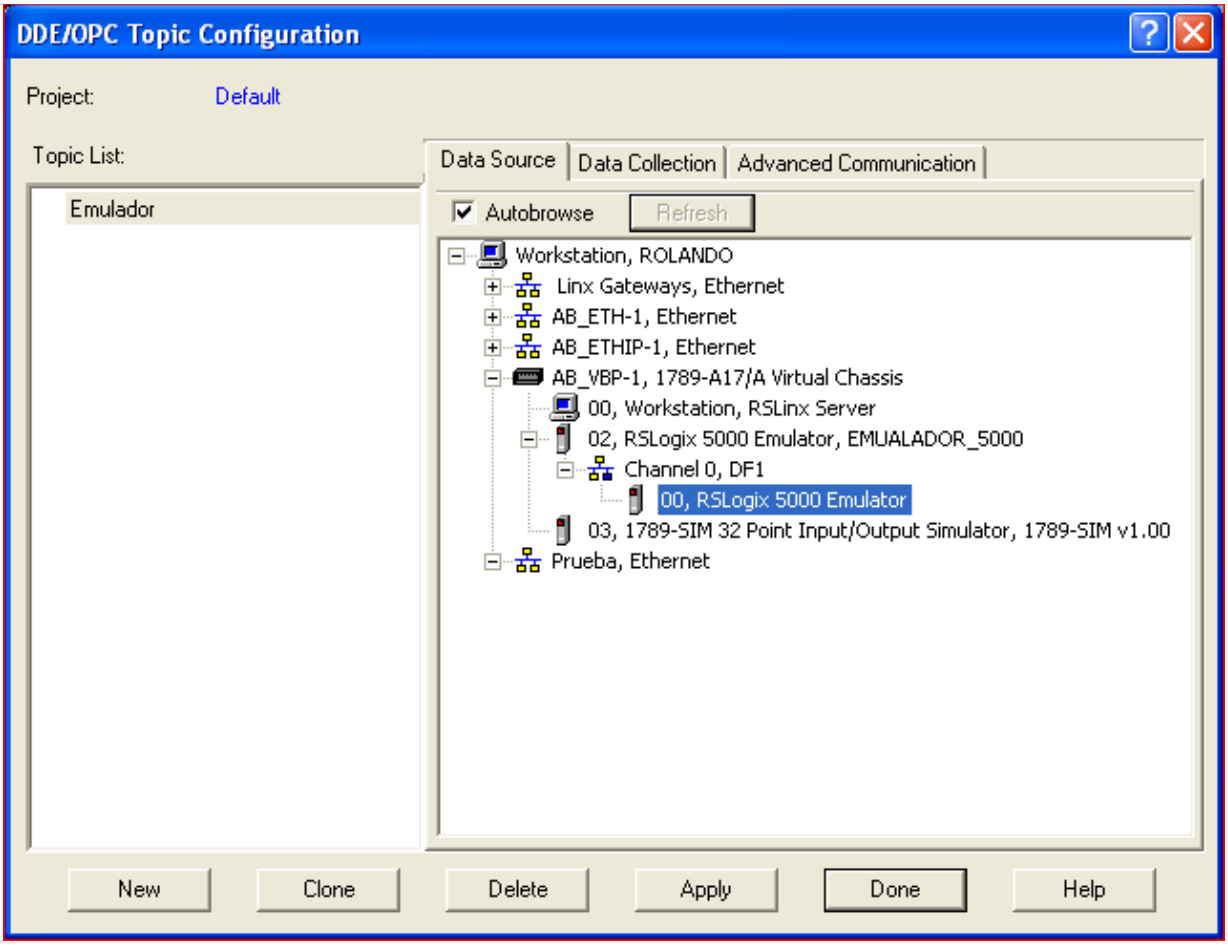


Figura 5-11. Creación del topic "Emulador" en RSLinx. Fuente: Autores.

Luego de crear el nuevo tópico en RSLinx abrimos RSLogix5000 y creamos un nuevo proyecto con el nombre: "Separación Hidrocarburos", y seleccionamos en la lista desplegable "Type:", el PLC virtual "Emulator", Figura 5-12.

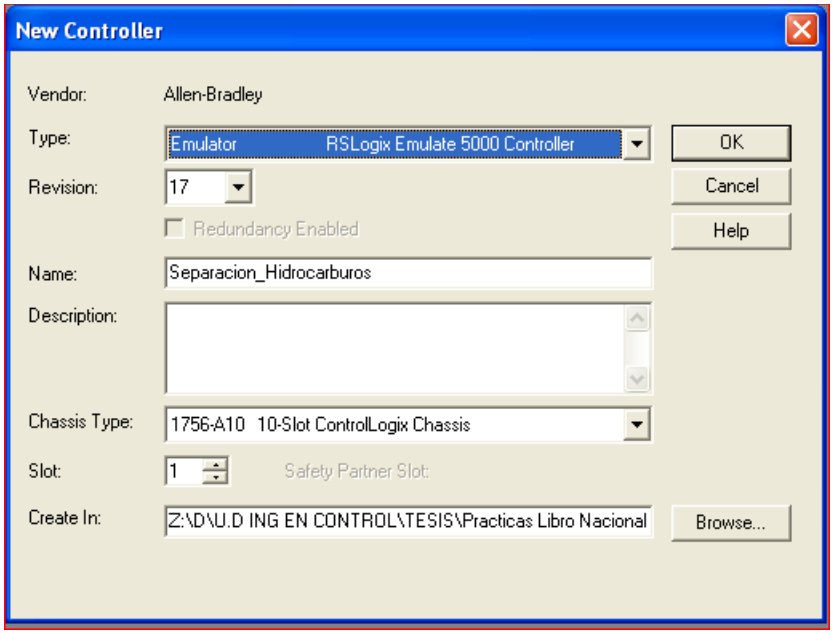


Figura 5-12. Creación de un nuevo proyecto en RSLogix5000. Fuente: Autores.

Ahora ingresamos a la página *"Controller Tags"* en el navegador de proyecto, ver Figura 5-13, en donde creamos los nuevos tags con los nombres de las variables que vamos a utilizar, las variables que se crean son tipo "Real" y de estilo "Flotante", ver Tabla 5-3.

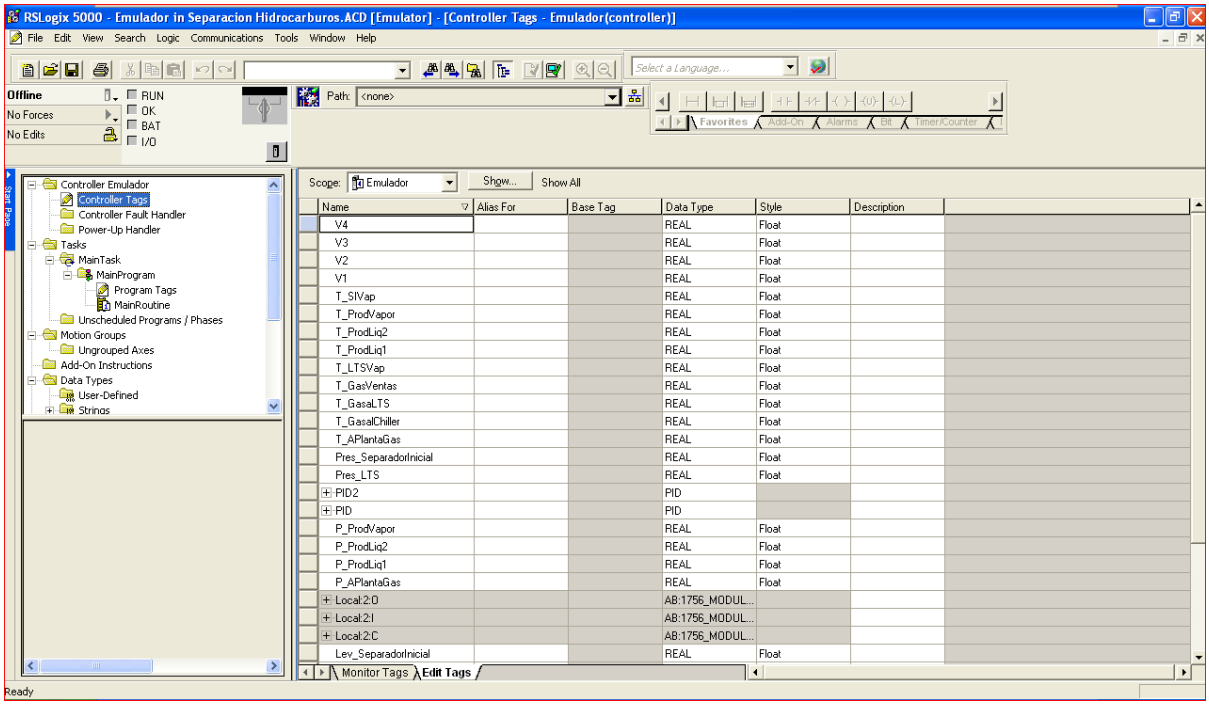


Figura 5-13. Ingresando nuevos tags al emulador del controlador PLC. Fuente: Autores.

5.1.4.1.3.2 INSTALACIÓN Y CONFIGURACIÓN DE CONTROLADORES PID EN RSLOGIX

Para instalar los controladores, vamos a la rutina principal "MainRoutine" que por defecto se encuentra en lenguaje ladder e insertamos dos nuevos controladores PID,(Rockwell Automation, 2014) Figura 5-14.

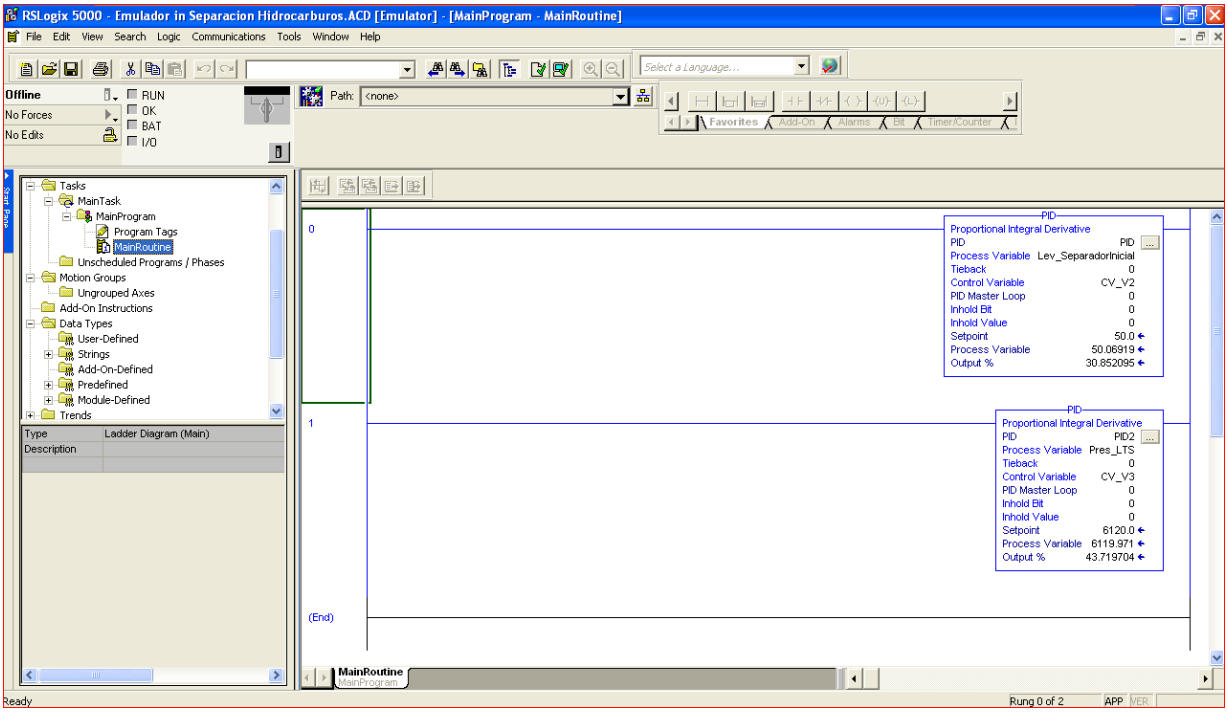


Figura 5-14. Agregando controladores PID a la rutina principal del proyecto en RSLogix5000. Fuente: Autores

Los parámetros de configuración de los dos controladores se muestran en la Tabla 5-4.

Tabla 5-4. Parámetros de configuración de los controladores PID en RSLogix. Fuente: Autores

Nombre	**LIC-100**	**PIC-100**
Nombre de la variable PID	PID	PID2
Variable de proceso	Lev_SeparadorInicial	Pres_LTS
Variable de Control	CV_V2	CV_V3
Set point (SP)	50%	6110 kPa
PV mínimo	0 %	5500 kPa
PV Máximo	100%	6550 kPa
Acción	Directa (PV-SP)	Directa (PV-SP)
Tiempo de actualización del lazo (segundos)	0.002	0.002
Kc	2	2
Ti(1/s)	5	2

Con la configuración de los controladores, terminamos la preparación para la simulación completa.

5.1.4.1.3.3 SINCRONIZANDO ASPEN HYSYS CON RSLOGIX5000

Primero abrimos el archivo de Aspen HYSYS, que guardamos previamente con el nombre: *"Separación Hidrocarburos Estacionario"*, a continuación es importante configurar el tiempo de simulación en el integrador de Aspen HYSYS Dynamics®, para una simulación en tiempo real y sincronizada con RsLogix5000, con un factor de tiempo real deseado de 60, Ver Figura 5-15, de esta manera por cada segundo de tiempo simulado en RsLogix5000 tendremos un minuto en tiempo real simulado en HYSYS.

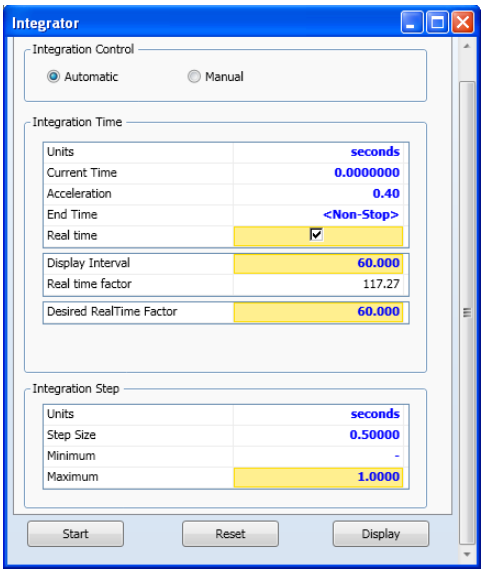


Figura 5-15. Configuración del integrador para sincronización con RsLogix5000. Fuente: Autores.

También es importante tener en cuenta el tiempo de muestreo de los controladores PID configurados en RSLogix5000. Es recomendable establecer un tiempo cercano a 2 milisegundos, para obtener mejores resultados. Ver Figura 5-16.

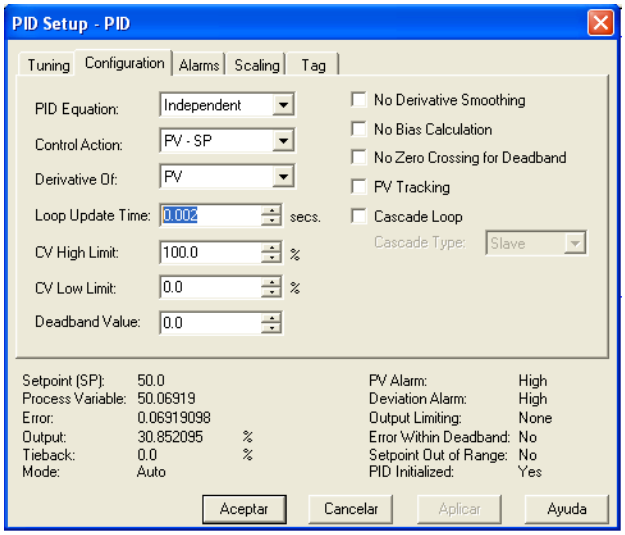


Figura 5-16. Ajuste de tiempo de muestreo del lazo "Loop Update Time", en 2 milisegundos en bloque controlador PID de RSLogix. Fuente: Autores.

Ahora iniciamos el modo Dinámico en Hysys aceptando los cambios sugeridos por el Asistente Dinámico, ingresamos la macro en el *Macro Languaje Editor* y la ejecutamos, luego colocamos el RsLogix en modo *Run*, solo nos queda agregar nuevos trends en RSLogix5000 con las variables SP, PV y CV de los controladores para visualizar el comportamiento de estas ante perturbaciones.

RESULTADOS

En la Figura 5-17 y Figura 5-18 se ven los resultados obtenidos en los *trends* de RsLogix.(Rockwell Automation, 2014)

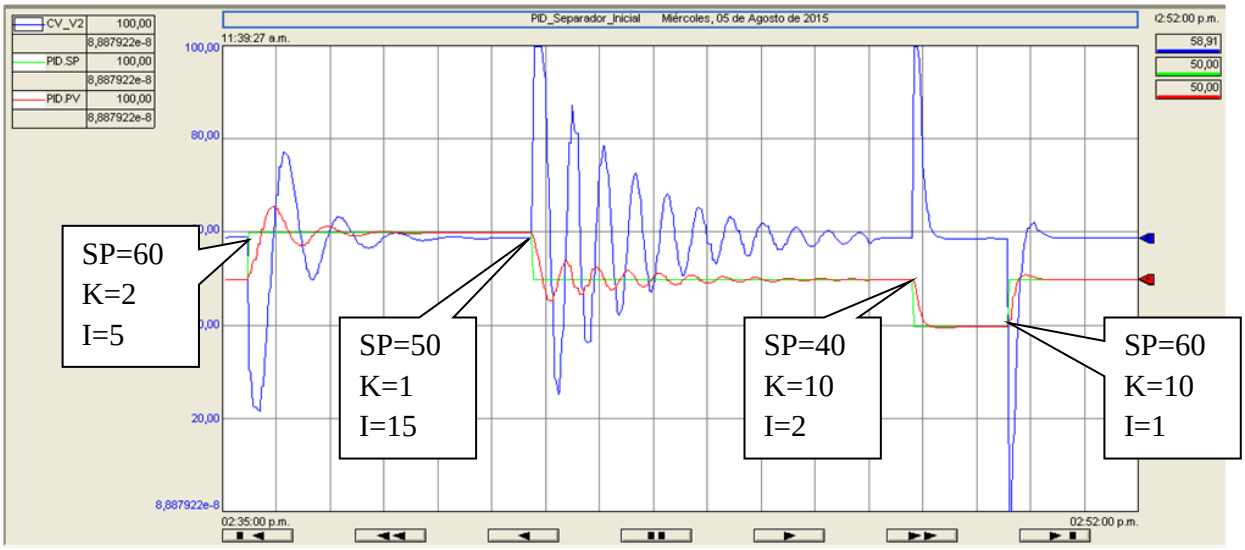


Figura 5-17. Respuesta del lazo de control de nivel ante cambios en la configuración del PID. Fuente: Autores.

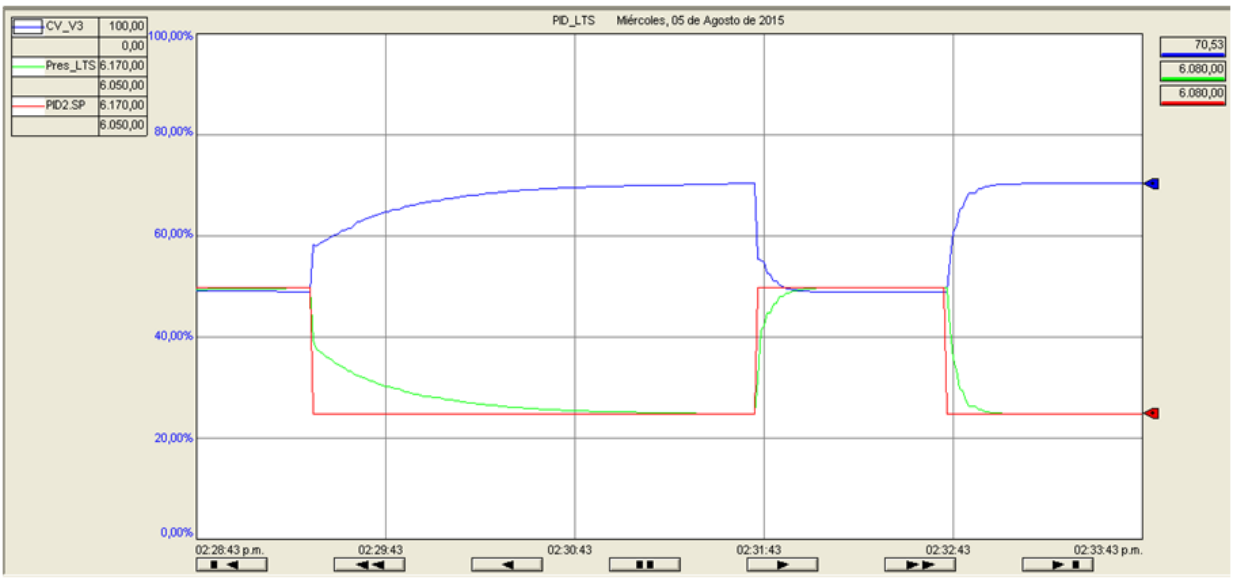


Figura 5-18. Efectos del cambio en la configuración del controlador de presión del separador LTS. Fuente: Autores.

5.1.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI)

Luego de verificar la correcta comunicación entre Hysys y RsLogix, y una vez realizadas las pruebas de los lazos de control podemos realizar el HMI con el software Proficy IFIX.

Los tags que crearemos en el Database Manager serán las mismas variables vistas en la Tabla 5-3. La interfaz es diseñada de acuerdo al diagrama P&ID planteado en el Apéndice E, donde se indican los transmisores, indicadores y controladores utilizados para el monitoreo desde el HMI. En la Figura 5-19, se muestra la ventana principal con accesos directos a históricos de las variables más importantes y Alarmas del proceso.

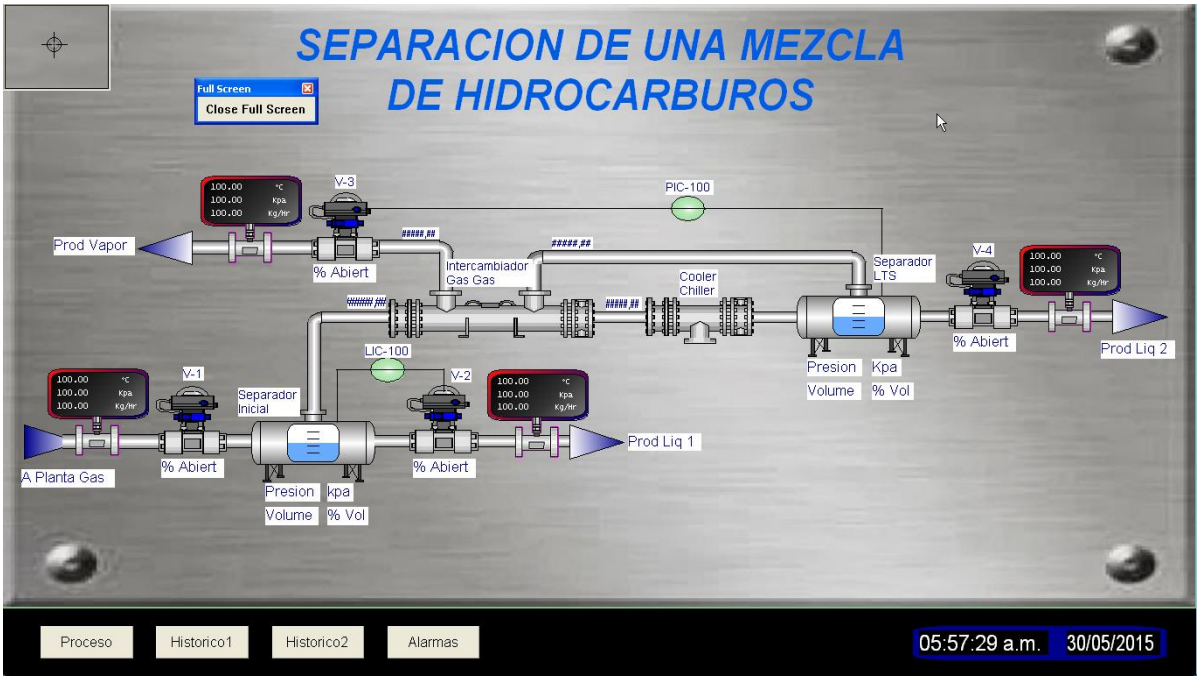


Figura 5-19. Ventana principal del HMI diseñado para el proceso "Separación de una Mezcla de Hidrocarburos". Fuente: Autores

5.1.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Según las gráficas obtenidas en Hysys Figura 5-9, y RSLogix Figura 5-17 para cambios en el controlador de Nivel, se observa que la respuesta es más oscilatoria (subamortiguada), para una acción integral alta con una acción proporcional alta, lo que hace que en intervalos de tiempo cortos la acción proporcional se vea duplicada y se desestabilice el lazo. También se observa que la respuesta es sobreamortiguada para una acción proporcional alta con una acción integral baja, donde desaparece la oscilación y se logra más rápidamente la estabilidad en el lazo de control.

Para cambios en el set point del controlador de presión en ambos casos (Hysys y RsLogix), la válvula de control abre rápidamente para aliviar presión y de esta forma alcanzar el valor deseado. Sin embargo, alcanza 100% de apertura y aún en esa condición la presión no disminuye. Después de un periodo de tiempo la válvula comienza a oscilar, y de igual manera lo hace la presión en el separador. Este comportamiento se debe a la saturación de la válvula causada por una muy pequeña caída de presión a través de la válvula *V-3*, cuya presión de entrada está directamente relacionada con la presión en el separador puesto que están conectados a través del intercambiador *Gas-Gas*. Para eliminar la oscilación se puede incrementar nuevamente el valor del set point hasta 880 o 886 psia (6067 o 6108 kPa). Esto hace que la válvula se cierre e inmediatamente se estabiliza la presión, tal y como se observa en la Figura 5-10 y Figura 5-18.

Con este ejemplo se ha ilustrado de manera introductoria la herramienta dinámica de Aspen HYSYS® y se ha mostrado el efecto de los parámetros de sintonía del controlador y de la caída de presión en la válvula sobre la estabilidad de un lazo de control, comprobando los resultados obtenidos comparando los controladores de HYSYS y RsLogix. Más adelante se incluyen otros casos de estudio en los que se ilustran otros conceptos propios del análisis dinámico de un proceso.

5.2 BLENDING DE GASOLINA

5.2.1 INTRODUCCIÓN

La gasolina está compuesta de hidrocarburos (compuesto químico formado por carbono e hidrógeno). En una refinería se mezclan en lo que se conoce como *blending de gasolina*. El blending de gasolina tiene que cumplir una serie de especificaciones descritas en la norma europea EN 228. Algunas de las propiedades más importantes son el índice de octano, la densidad, la presión de vapor o la curva de destilación, que al final van a marcar cómo se comporta la gasolina en el motor,(Roldán, 2012).

Actualmente en algunos países se están implementando políticas que están orientadas a disminuir el uso de combustibles fósiles. Entre dichas políticas se destaca la alternativa del alcohol. En esta se busca reducir el uso de gasolina al mezclarla con alcohol para, de esta manera, lograr tener una combustión más limpia. Así pues, resulta pertinente pensar en la simulación del proceso de mezcla entre estas dos sustancias. En Colombia, por su parte, la industria apenas se encuentra en un proceso de introducción a los biocombustibles con una gran influencia hacia el biodiesel y hacia la producción de alcohol carburante a partir de caña de azúcar(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011). Este proceso se ve beneficiado por incentivos por parte del gobierno y por la introducción de legislación sobre la producción y el Uso de los biocombustibles. La Ley 693 de 2001 aprobada por el Congreso de la República de Colombia establece las normas que se deben seguir para la mezcla de alcohol carburante con gasolina con fines ecológicos, sociales y económicos(Universidad Nacional de Colombia, 2014).

Con la mezcla de solo 10% de etanol con la gasolina, se disminuyen en 27% las emisiones de monóxido de carbono en carros nuevos, 45% en carros típicos colombianos de 7-8 años de uso y 20% de hidrocarburos no quemados a nuestra atmósfera, con las positivas consecuencias para la salud humana y ambiental.(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011)Adicionalmente, se crean empleos tanto indirectos como directos por la producción de alcohol carburante en los ingenios del país para aprovechar el material desechado de la caña de azúcar. En Colombia, se han empezado a implementar políticas que buscan incrementar el contenido de alcohol en la

gasolina. Para la simulación, se tiene como objetivo una mezcla de 10% de etanol.(Cortez Marín, Gonzalo Sanchez, & Alvarez Mejía, 2008)

5.2.2 PROCESO ESTUDIADO

La simulación tiene un tanque de mezcla como equipo principal del proceso. Adicionalmente, se incluyen válvulas sobre las diferentes corrientes de entrada y salida, con el fin de garantizar que se cumplen las relaciones flujo-presión y que dichas válvulas pueden ser utilizadas como grados de libertad para el establecimiento de lazos de control. El diagrama de flujo del proceso se muestra en la Figura 5-20.

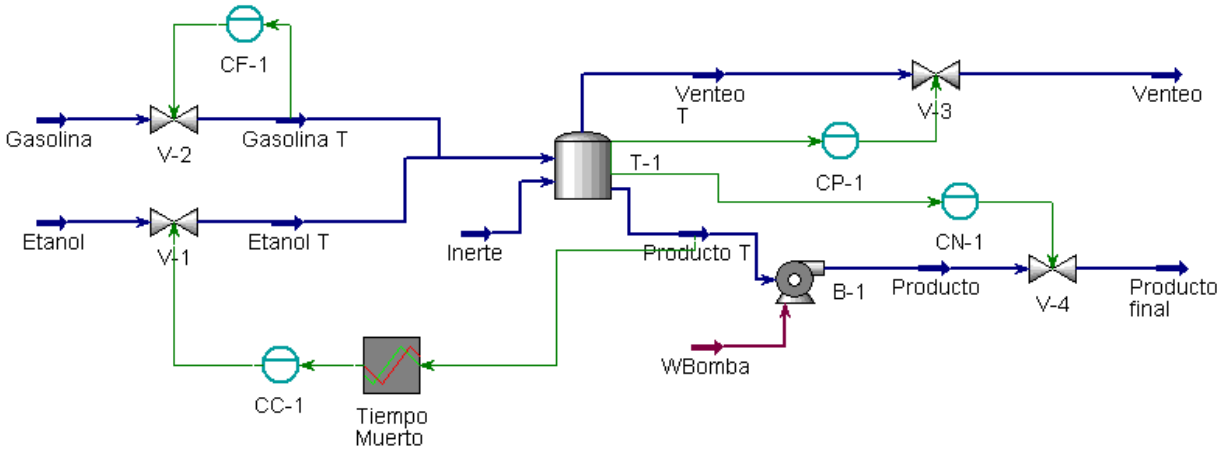


Figura 5-20. Diagrama de flujo del proceso de blending de gasolina. Fuente: Autores.

Las sustancias involucradas en la simulación corresponden principalmente al alcohol y a la gasolina; sin embargo, se necesita también una corriente de inerte para el tanque. En primer lugar, el alcohol cuenta también con un pequeño contenido de agua. Por otra parte, la gasolina se simula como una mezcla de componentes hipotéticos definidos por la curva de destilación reportada por Ecopetrol S.A. para gasolina corriente. De manera que los componentes por agregar son nitrógeno, etanol y agua.

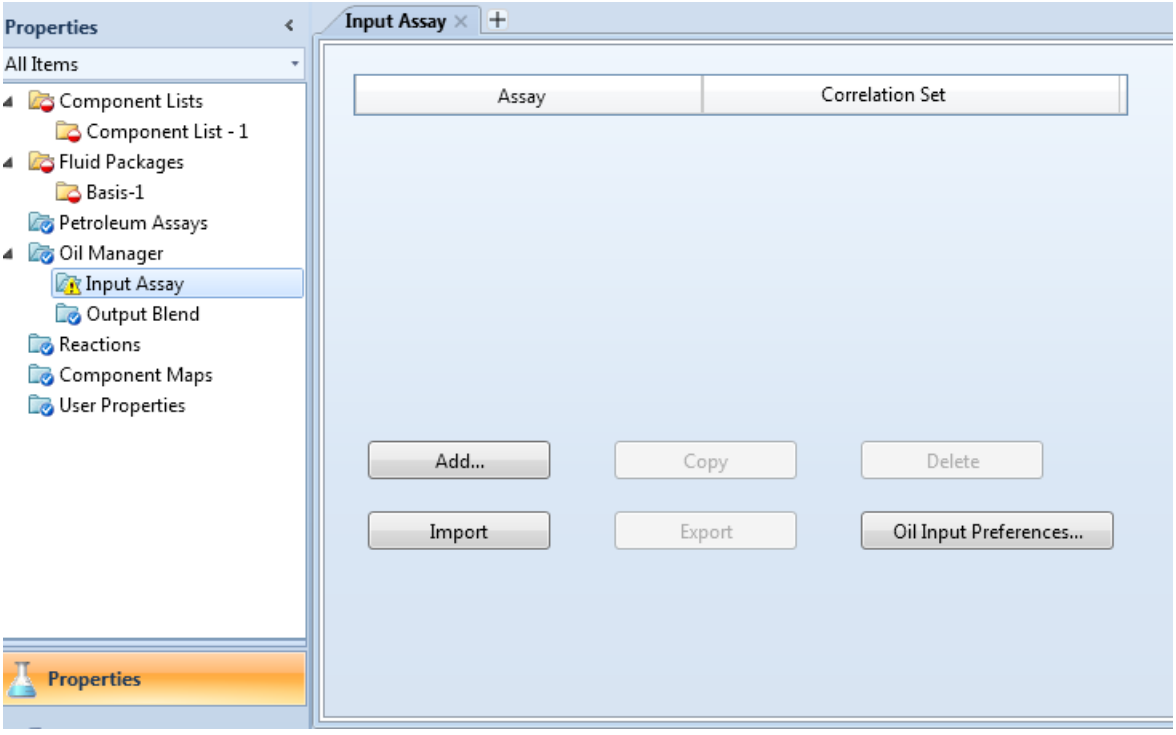
5.2.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Para esta simulación, el paquete de propiedades utilizado es *Wilson - Ideal* en donde se estiman los parámetros faltantes en un paso posterior. Finalmente, se debe ingresar la información correspondiente a la curva de destilación de la gasolina corriente reportada por Ecopetrol S.A. que se muestra en la Tabla 5-5.(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011)

Tabla 5-5.Curva de destilación ASTM D-86 de una gasolina corriente. Fuente: Ecopetrol S.A.

% Volumen Acumulado	Temperatura (°C)
10	77
50	121
90	190
100	225

Para ingresar esta información en Aspen HYSYS® se debe seleccionar la carpeta *Oil Manager>Input Assay* del panel de navegación donde se despliega una ventana como la observada en la Fígura 5-21. En esta sección de Aspen HYSYS® se pueden especificar cortes y corrientes de crudo usando información física como: composición de ligeros, curvas de destilación, viscosidad, densidad, peso molecular, etc. Aquí se pueden especificar muchas *assays* de crudo y luego realizar un mezclado de estas corrientes como se suele hacer en la industria del petróleo. En esa ventana se presiona el botón *Add* para agregar un *Assay*, que representa una corriente o corte de crudo.(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011)



Fígura 5-21. Ventana Oil Manager>Input Assay en Aspen Hysys. Fuente: Autores.

Se despliega la ventana que se muestra en la Figura 5-22. Donde se pide especificar el tipo de información que se desea ingresar para especificar el corte del crudo.

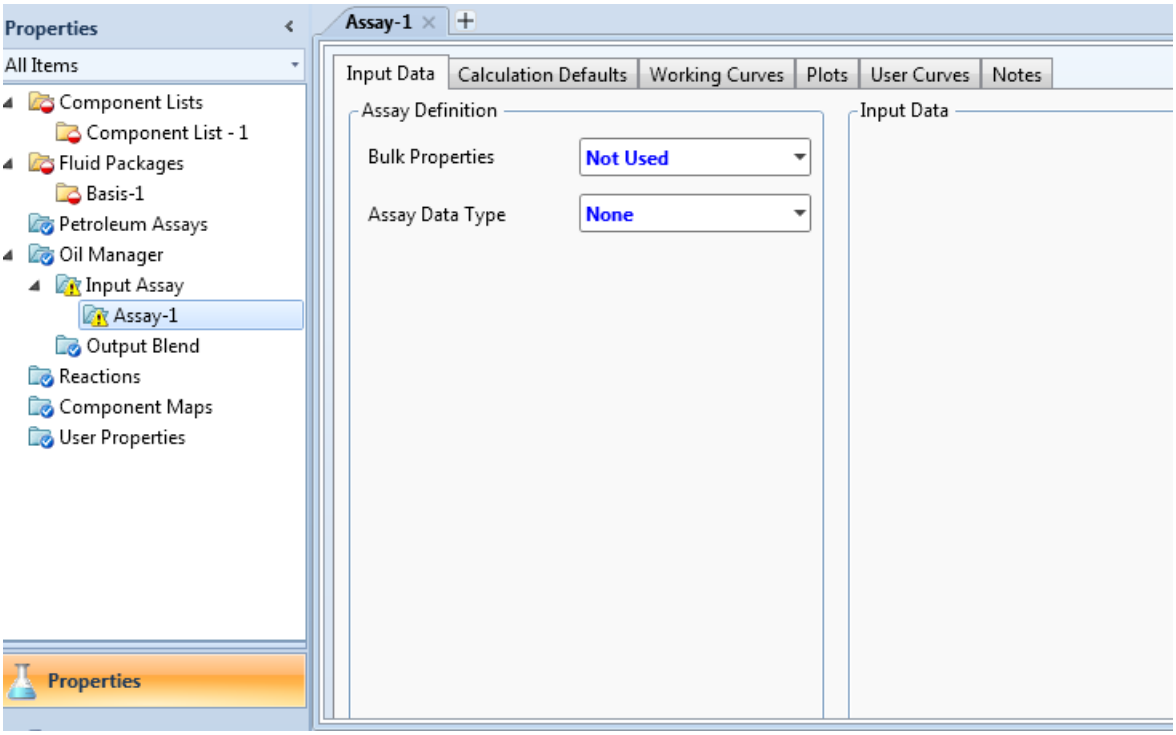


Figura 5-22. Agregando un Assay "Assay-1" en Aspen HYSYS®. Fuente: Autores.

En la lista desplegable *Assay Data Type* se escoge la opción *ASTM D86*, lo cual despliega cuatro opciones adicionales:

- *Light Ends:* corresponde a la fracción de la corriente (expresada como porcentaje vo1umétrico, molar o másico) que son compuestos livianos en la mezcla. Usualmente C_1-C_4 y algunos gases como CO_2, N_2, entre otros.
- *Molecular Wt. Curve:* curva del comportamiento del peso molecular como función de la temperatura. No es común especificar este tipo de información a nivel industrial.
- *Density Curve:* curva del comportamiento de la densidad como función de la temperatura. No es común especificar este tipo de información a nivel industrial.
- *Viscocity Curve:* curva del comportamiento de la viscosidad como función de la temperatura. Es común especificar este tipo de información a nivel industrial.

Para el presente ejercicio, al no tener información sobre estas opciones. Dejamos todas las pestañas en la opción *Not Used* excepto la pestaña *Light Ends*, que queda especificada en la opción *Ignore*.

En la parte derecha de la ventana aparece la información que se ingresa para la curva de destilación. Se hace clic en el botón *Edit Assay* y se introduce la información reportada en la Tabla 5-5. Luego se hace clic en el botón *OK* al ingresar los datos correspondientes.

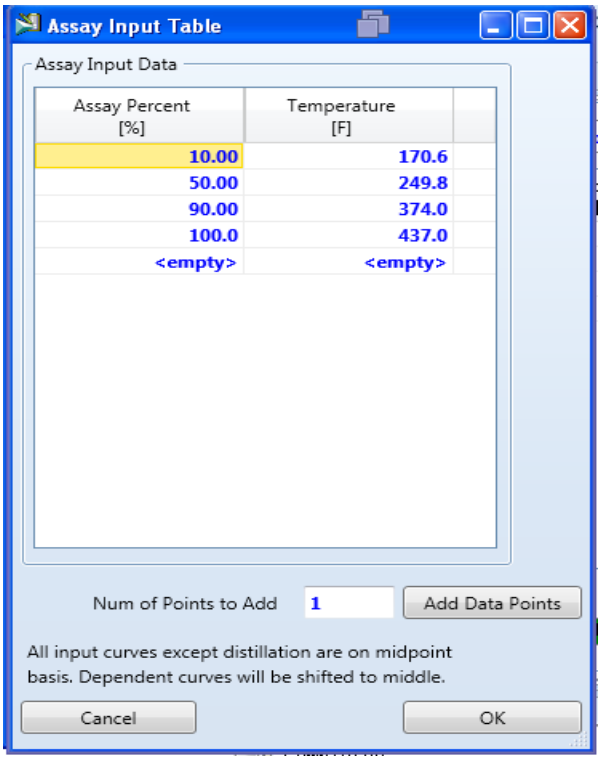


Figura 5-23. Ingreso de datos para la curva de destilación en Aspen HYSYS®. Fuente: Autores.

Ahora de nuevo en la ventana del *Assay* se hace clic en el botón *Calculate* que se encuentra en la esquina inferior derecha. Así queda calculada y especificada la información para la gasolina corriente. En las pestanas siguientes se puede hacer seguimiento de las propiedades calculadas y del comportamiento de las diversas curvas de destilación generadas, Figura 5-24.

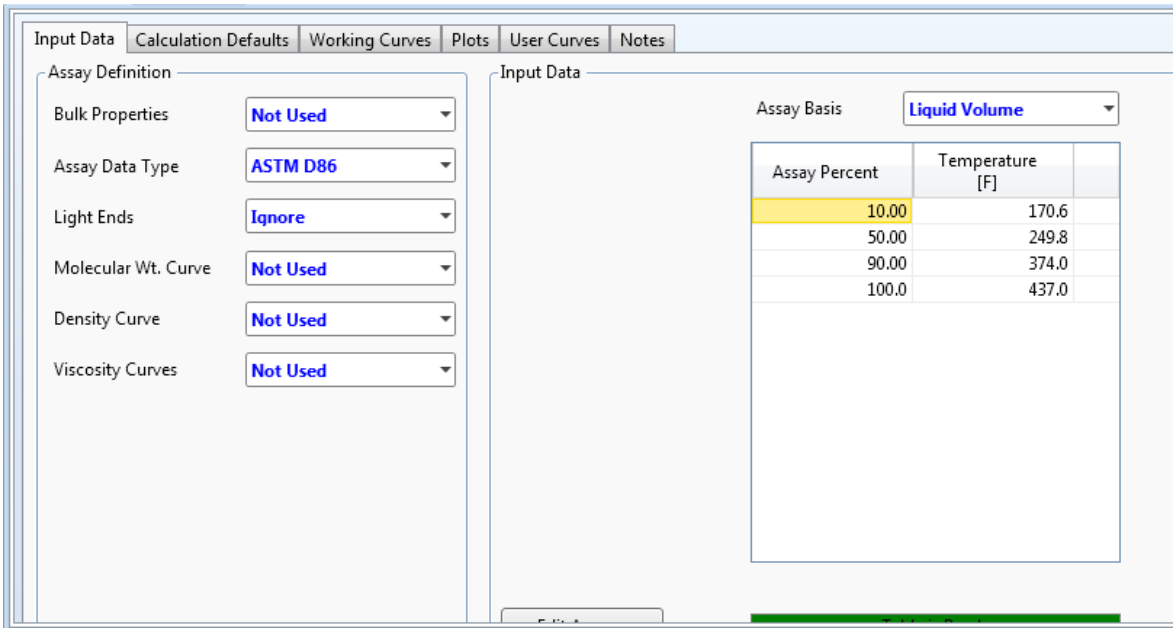


Figura 5-24. Ventana Assay del Oil Manager en Aspen HYSYS®. Fuente: Autores.

Ahora cerramos esta ventana y nos dirigimos a la opción *Output Blend* del panel de navegación, donde se especifica la información para la mezcla o división de las corrientes (*Assays*) anteriormente especificada. En esta ventana se agrega un nuevo corte con el botón *Add*, seleccionamos el *Assay-1* donde se ingresó la información de la gasolina corriente y lo agregamos al corte nuevamente con el botón *Add*.

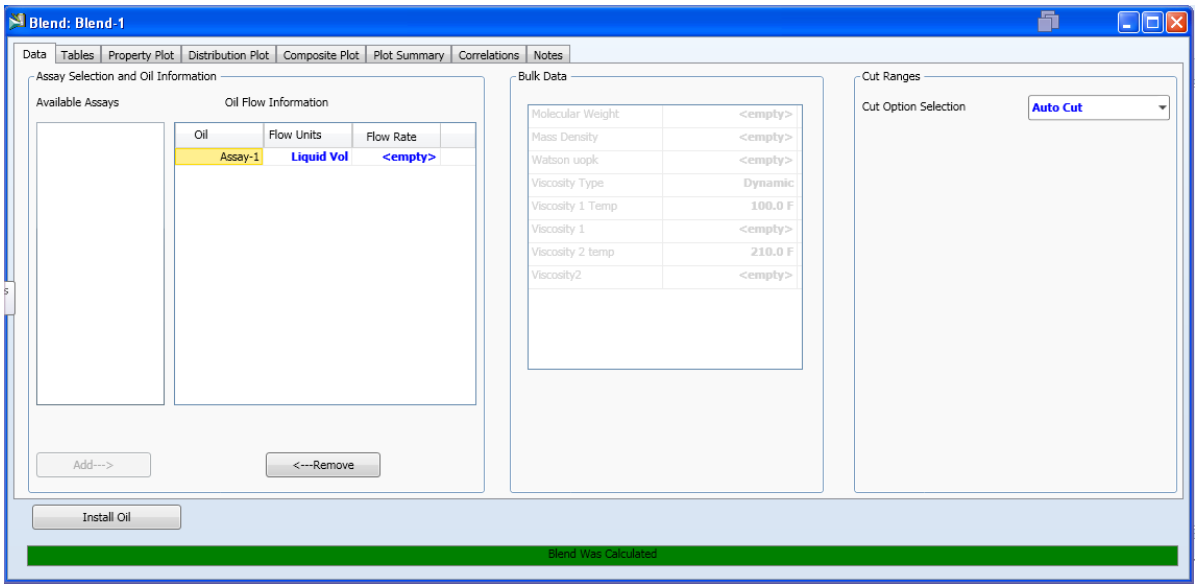


Figura 5-25. Ventana Output Blend del Oil Manager en Aspen HYSYS®. Fuente: Autores.

Presionamos el botón *Install Oil* para especificar la corriente donde está el Blend que se acaba de crear. En la ventana desplegada escribimos *Gasolina* en la columna *Stream Name* y luego clic en *Install*. De esta forma, al ingresar en el ambiente de simulación aparece una corriente con ese nombre y las propiedades calculadas en el *Oil Manager*.

Finalmente, regresaremos a *Fluid Packages>Basis-1* del panel de navegación, para estimar los parámetros faltantes del modelo. Esta acción se realiza después de ingresar la corriente de gasolina con el fin de estimar igualmente los parámetros de interacción binaria entre estos.

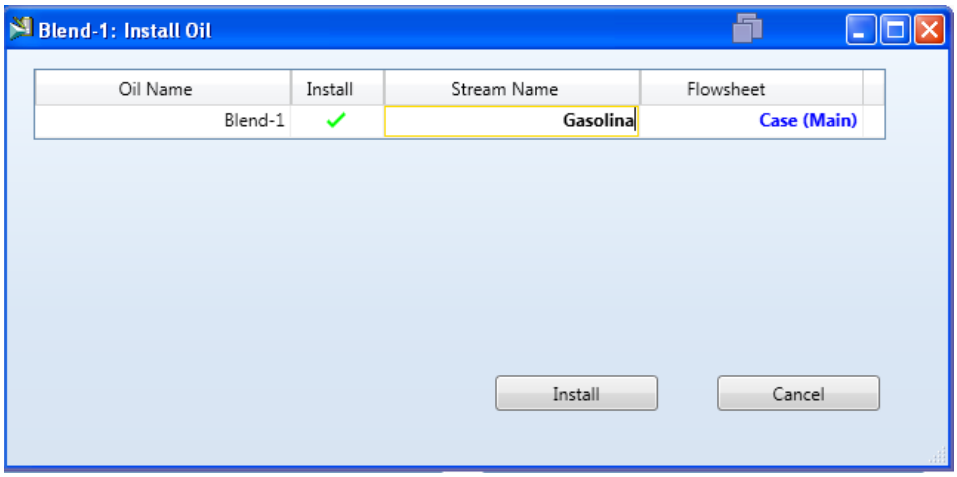


Figura 5-26. Pestaña Install Oil del Oil Manager en Aspen HYSYS®. Fuente: Autores.

A continuación se procede a estimar los parámetros faltantes. Para ello, en el menú de selección del paquete termodinámico, damos clic en la pestaña *Binary coeffs* donde se pueden observar los coeficientes binarios para los componentes ingresados en la simulación. En la parte derecha se pueden estimar los parámetros usando *UNIFAC*. Damos clic en el botón *Unknowns Only*. Aparecerá la ventana que se muestra en la Figura 5-27.



	Ethanol	Nitrogen	H2O	NBP[1]-30*	NBP[1]-5*	NBP[1]22*	NBP[1]45*	NBP[1]71*	NBP[1]97*
Ethanol	---	20.030	975.500	1163.000	1129.000	1298.000	1450.000	1553.000	1613.000
Nitrogen	1281.000	---	-8623.000	-565.700	-567.100	-559.800	-556.200	-545.000	-529.700
H2O	276.800	186.200	---	6715.000	6689.000	1519.000	1470.000	1428.000	1377.000
NBP[1]-30*	950.700	20.030	8703.000	---	23.860	-32.800	-81.670	-112.100	-94.760
NBP[1]-5*	901.700	20.030	8729.000	-22.060	---	-10.870	-54.730	-98.250	-152.700
NBP[1]22*	969.400	20.030	3679.000	34.990	11.560	---	0.291	-42.130	-90.160
NBP[1]45*	1024.000	20.030	3728.000	83.490	57.000	0.162	---	6.697	-40.390
NBP[1]71*	1047.000	20.030	3770.000	117.400	99.910	42.450	-6.292	---	-1.145
NBP[1]97*	1070.000	20.030	3820.000	109.400	153.000	91.170	41.990	1.713	---
NBP[1]126*	966.000	20.030	3834.000	348.000	245.000	67.240	32.180	13.700	-39.340
NBP[1]145*	956.500	20.030	3854.000	107.900	300.500	286.700	247.700	35.170	-9.145

Figura 5-27. Estimación de parámetros binarios en Aspen HYSYS® Fuente: Autores.

Ahora se pueden definir las tres corrientes de alimento, de acuerdo con la información contenida en la Tabla 5-6.

Tabla 5-6. Condiciones de las corrientes de alimento al proceso de blending de gasolina. Fuente: Autores.

Corriente	**Etanol**	**Gasolina**	**Inerte**
Temperatura (°F)	95	95	95
Presión(psia)	150	150	150
Flujo	5221 lb/hr	46650 lb/hr	25 lbmol/h
Composición Másica			
Nitrógeno	0	-	1
Etanol	0.997	-	0
H_2O	0.003	-	0

Para estas tres corrientes se deben definir las dos válvulas correspondientes a las corrientes de etanol y gasolina. Las especificaciones para dichas válvulas se presentan en la Tabla 5-7.

Tabla 5-7. Especificaciones de las primeras válvulas del proceso. Fuente: Autores.

Nombre	**V-1**	**V-2**
Corriente entrada	Etanol	Gasolina
Corriente salida	Etanol T	Gasolina T
Caída de presión	40	40
Porcentaje de apertura	50%	50%
Tipo de válvula	Lineal	Apertura rápida

Tabla 5-8. Condiciones del tanque de mezclado. Fuente: Autores.

Nombre	T-1
Corrientes de alimento	Etanol T
	Inerte
	Gasolina T
Corrientes de salida	Venteo T
	Producto T
Caída de presión	0 psia
Volumen	1000 gal
Tipo de tanque	Vertical

Al especificar el tipo de válvula, se debe dimensionar la misma mediante el botón *Size Valve*. Esto, para que al pasar a estado dinámico no haya ningún problema. Una vez especificadas y dimensionadas las válvulas, se pueden especificar el tanque y la bomba. Los parámetros para estos equipos son los siguientes:

Tabla 5-9. Especificaciones de la bomba del proceso de blending de gasolina. Fuente: Autores.

Nombre	B-1
Corriente de entrada	Producto T
Corriente de salida	Producto
Incremento de presión	80 psi

Con el tanque y la bomba ya determinados, se pueden especificar las demás válvulas. Es necesario tener en cuenta siempre que deben quedar dimensionadas con el botón *Size Valve*.

Tabla 5-10. Especificaciones de las demás válvulas del proceso. Fuente: Autores.

Nombre	V-3	V-4
Corriente de entrada	Venteo T	Producto
Corriente de salida	Venteo	Producto final
Caída de presión(psi)	90	40
Porcentaje de apertura	20%	50%
Tipo de Válvula	Lineal	Lineal

Con estos datos se tiene gran parte de la simulación en estado estable.

5.2.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO

Antes de pasar a la simulación en estado dinámico, se van a incluir los controladores y el tiempo muerto. Antes de especificar los controladores se va a determinar el tiempo muerto, el cual

pretende ilustrar el tiempo que tarda la medición de la composición de la corriente de producto. En este caso se asume que la medición tarda tres minutos.

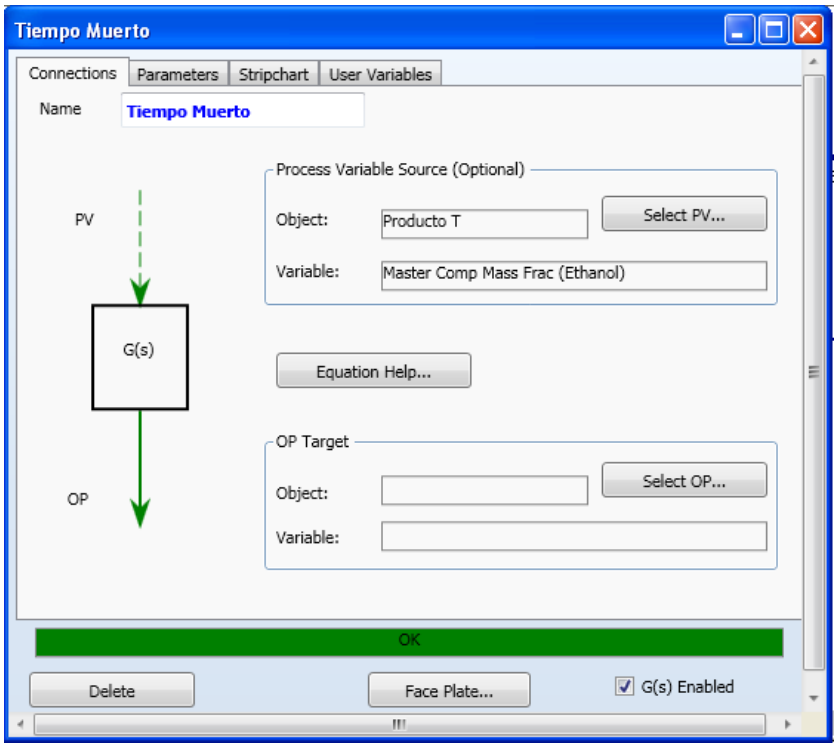


Figura 5-28. Ventana principal del bloque Transfer Function Block. Fuente: Autores.

Se debe tener cuidado al ingresar la conectividad de la función de transferencia, ya que esta cuenta con diferentes opciones. Como elemento de entrada se debe seleccionar la composición másica de etanol en la corriente *Producto T*, Figura 5-28, tal como en un controlador PID. Ahora, para ingresar la función de transferencia como tiempo muerto, se debe ir a la página *Delay* de la pestaña *Parameters* en la ventana de la función de transferencia. Una vez allí, seleccionar la opción *Delay* e ingresar los parámetros de la Tabla 5-11. Luego se debe asegurar que la casilla *G(s) enabled*, en la parte inferior derecha de la ventana, esté seleccionada para que la función de transferencia esté activa.

Tabla 5-11. Parámetros para el tiempo muerto incluido en el lazo de control de composición. Fuente: Autores.

Nombre	Tiempo muerto
Elemento de entrada	Composición másica Etanol, Producto T
Elemento de salida	-
Rango PV	0-0,25
Rango OP	0-0,25
K	1

Tiempo muerto (min)	3

La información correspondiente a la constante proporcional y al tiempo muerto, se ingresa en la pestaña *Parameters* en la sección *Delay*. Recuerde que debe estar activada la opción *Delay* para que el tiempo muerto tenga efecto en las respuestas dinámicas, Figura 5-29.

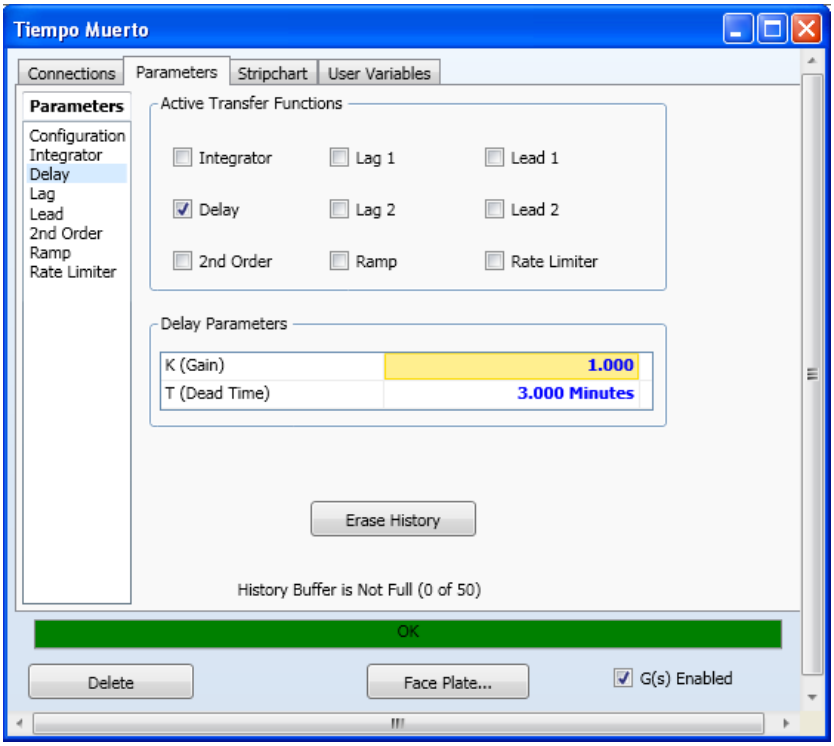


Figura 5-29. Ventana Parameters del bloque Transfer Function Block. Fuente: Autores.

5.2.4.1 Estrategia de control

5.2.4.1.1 Selección De Lazos De Control

Para este caso instalaremos cuatro lazos de control. Primero simularemos utilizando los controladores de Hysys y luego los controladores de RsLogix. Es necesario resaltar que para los controladores de RsLogix utilizaremos el sistema internacional (SI) como sistema de unidades para las variables de proceso, pues este el sistema utilizado por defecto en la comunicación DDE, que insertaremos en la macro.

Las especificaciones de los controladores PID que utilizaremos, se muestran en la Tabla 5-12. En el controlador de composición CC-1 la señal de entrada es la salida del tiempo muerto como variable de proceso (PV). De manera que al tener la conectividad de esta forma y al estar activa

la función de transferencia, cuando esté en estado dinámico el controlador tarda tres minutos en recibir el valor de la composición.

Tabla 5-12. Parámetros de los controladores del proceso. Fuente: Autores.

Nombre	**CF-1**	**CC-1**	**CP-1**	**CN-1**
Elemento de entrada	Flujo másico, Gasolina_T (F_Gasolina_T)	Señal de salida "PV" tiempo muerto (PV_Tiempo_Muerto)	Presión del tanque T-1 (Pres_T1)	Nivel porcentual tanque, T-1 (Niv_T1)
Elemento de salida	Válvula V-2	Válvula V-1	Válvula V-3	Válvula V-4
Set point (SP)	21160 kg/h	0,1 (Composición másica)	758 kPa	50 %
PV Mínimo	9072 kg/h	0	345 kPa	0%
PV Máximo	29484 kg/h	0,25	1379 kPa	100%
Acción	Inversa	Inversa	Directa	Directa
Kc	0,5	8,49	2	2
Ti (min)	0,2	0.357	10	-

5.2.4.1.2 Simulación Con Controladores PID En Hysys

Luego de instalar los controladores PID con las especificaciones reportadas en la Tabla 5-12, tendremos todo listo para pasar por el asistente dinámico, se realizan los cambios sugeridos por el asistente y se pasa a modo dinámico.

El primer paso para la simulación en modo dinámico corresponde a mostrar las gráficas de las variables controladas (nivel y presión del tanque, al igual que composición de la corriente de producto), junto a las gráficas de los controladores más sensibles (CF-1 y CC-1). Luego de esto se modifica la acción de todos los controladores para que sea automática y se inicia el integrador hasta que se estabilicen las variables.

Para el controlador de composición aún no se tienen los parámetros de sintonía. Aspen HYSYS® cuenta con un sistema que permite automáticamente sintonizar el controlador. Este se encuentra en la página Autotuner de la pestaña Parameters, ver Figura 5-30.

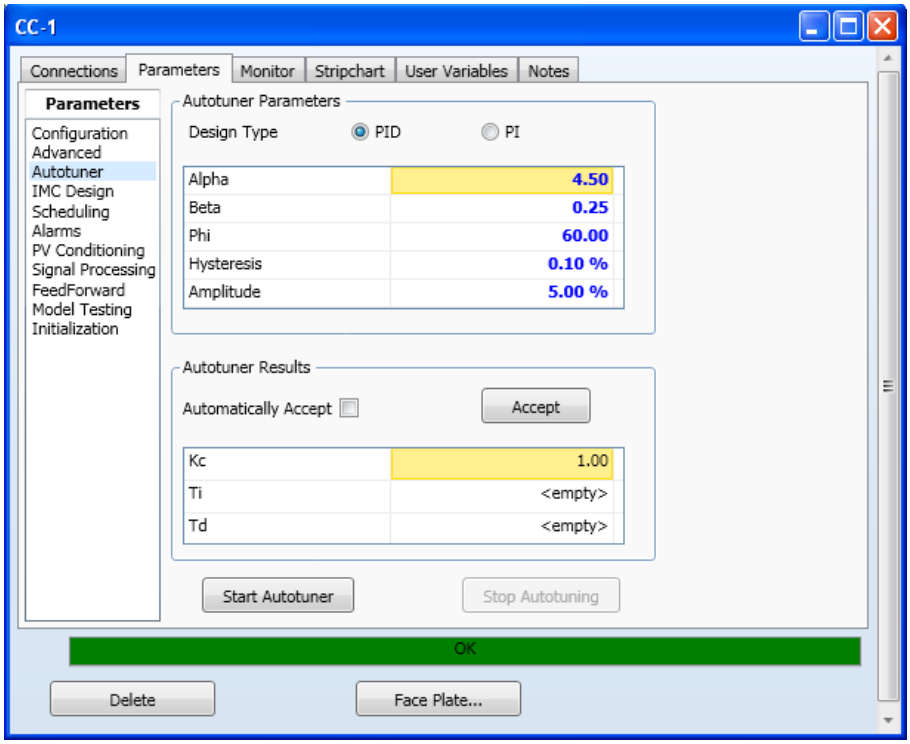


Figura 5-30. Pestaña Autotuner para la sintonía automática de controladores en Aspen HYSYS®. Fuente: Autores.

Para realizar esta sintonía, el integrador debe estar activo y se hace clic en el botón Start Autotuner. Luego de un tiempo, se puede ver en la gráfica la oscilación sostenida, y el simulador arroja resultados de los diferentes parámetros. Para este caso la sintonía es para un controlador PID, ver Figura 5-31.

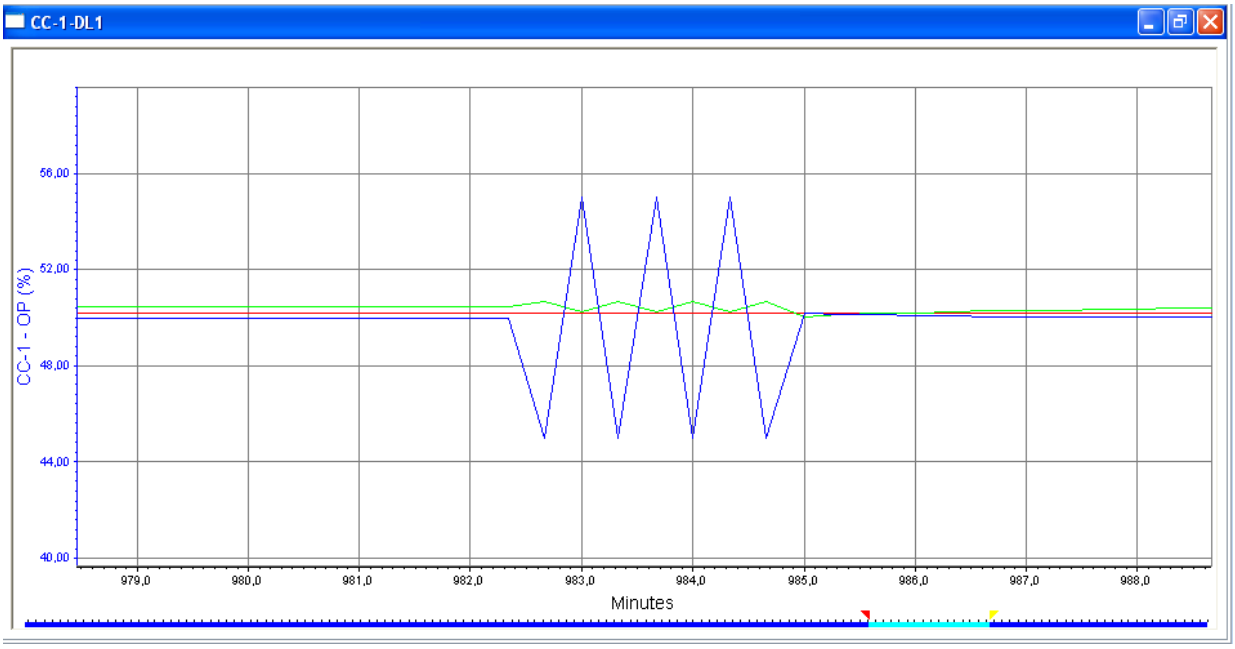


Figura 5-31. Sintonía del controlador de composición de etanol CC-1. Fuente: Autores.

Tabla 5-13. Resultados de sintonía automática del controlador CC-1. Fuente: Autores.

Parámetros	Valores
Kc	8,49
Ti	0,357
Td	7,93e-002

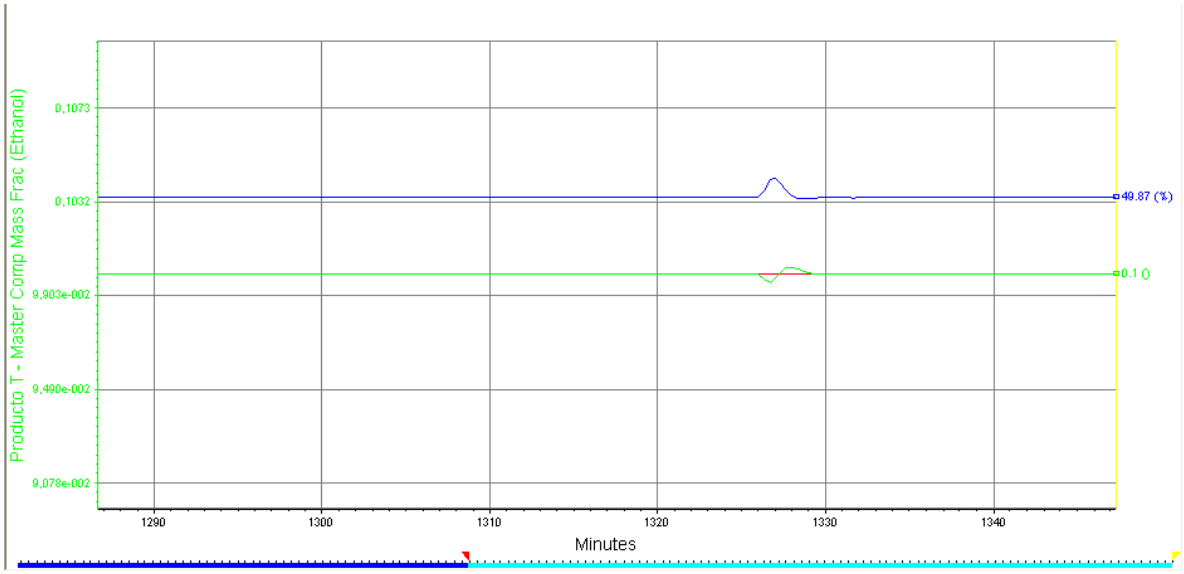
Los valores de sintonía pueden cambiar, así que los parámetros por obtener no son exactamente iguales.

CASOS DE ESTUDIO Y RESULTADOS

Para este caso, se hacen tres perturbaciones que afecten los diferentes parámetros controlados en el sistema. Las perturbaciones por realizar son las siguientes:

RESPUESTA DE LOS PRINCIPALES CONTROLADORES ANTE UN CAMBIO DE LA PRESIÓN DE LA CORRIENTE GASOLINA. +/- 10 PSI.

a)



b)

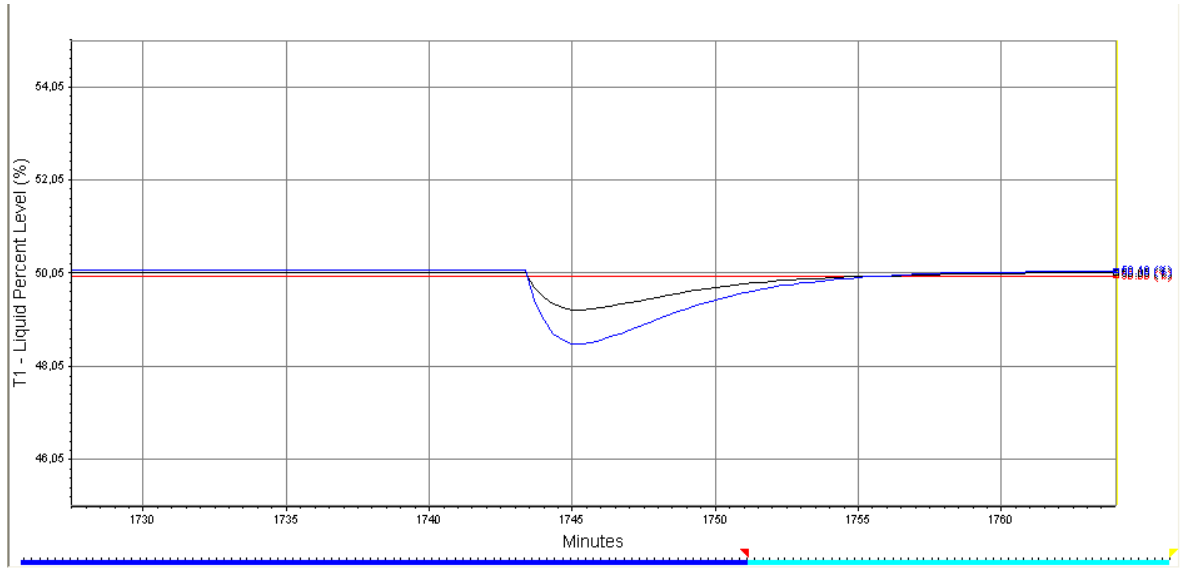


Figura 5-32. Respuesta de las principales variables para una perturbación de: (a) + 1.0 psi y (b)-10 psi , en la corriente Gasolina. Fuente: Autores.

RESPUESTA DE LOS PRINCIPALES CONTROLADORES ANTE UN CAMBIO EN LA CORRIENTE ETANOL, MODIFICANDO LA PRESIÓN +/- 10 PSI.

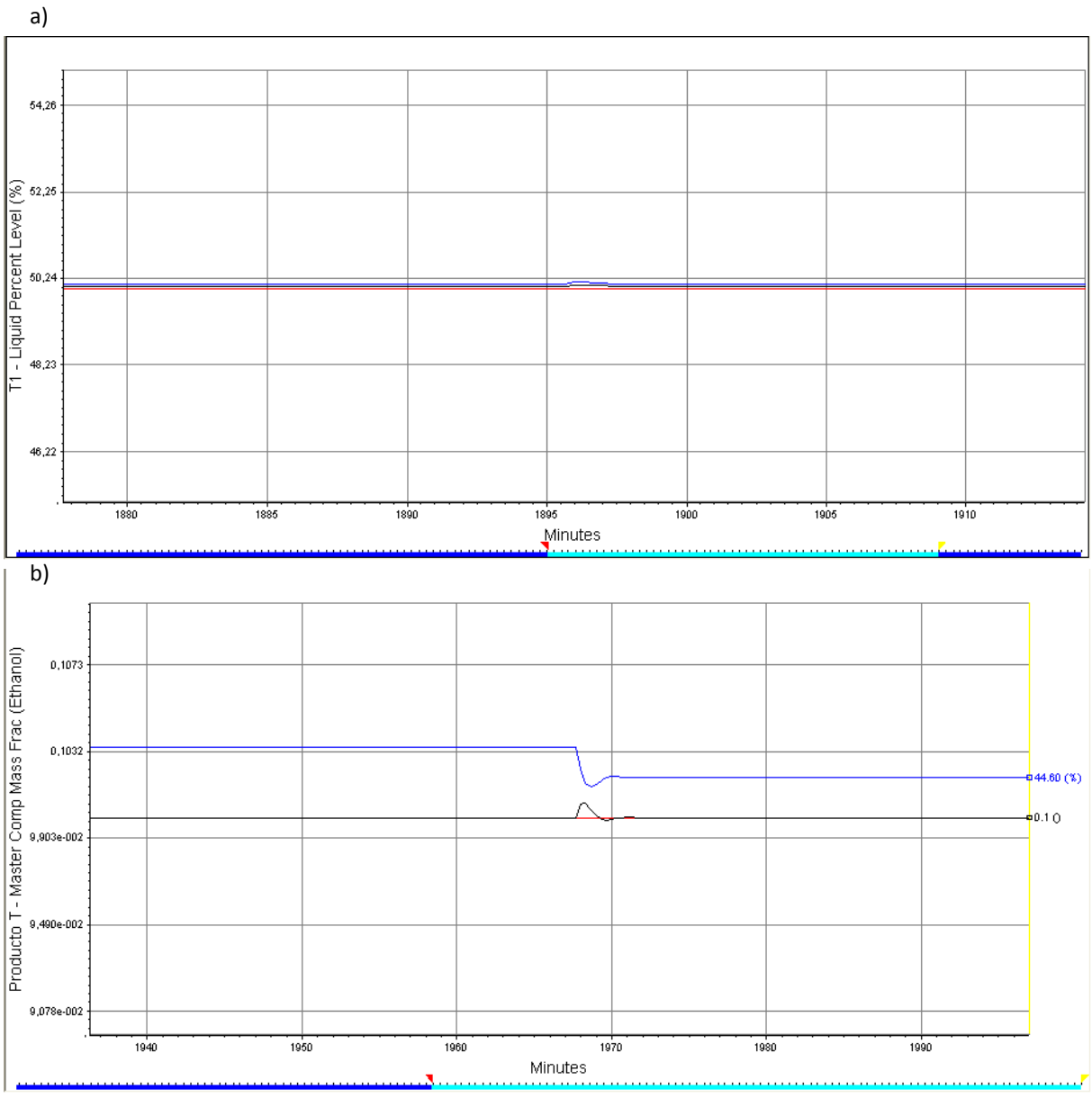
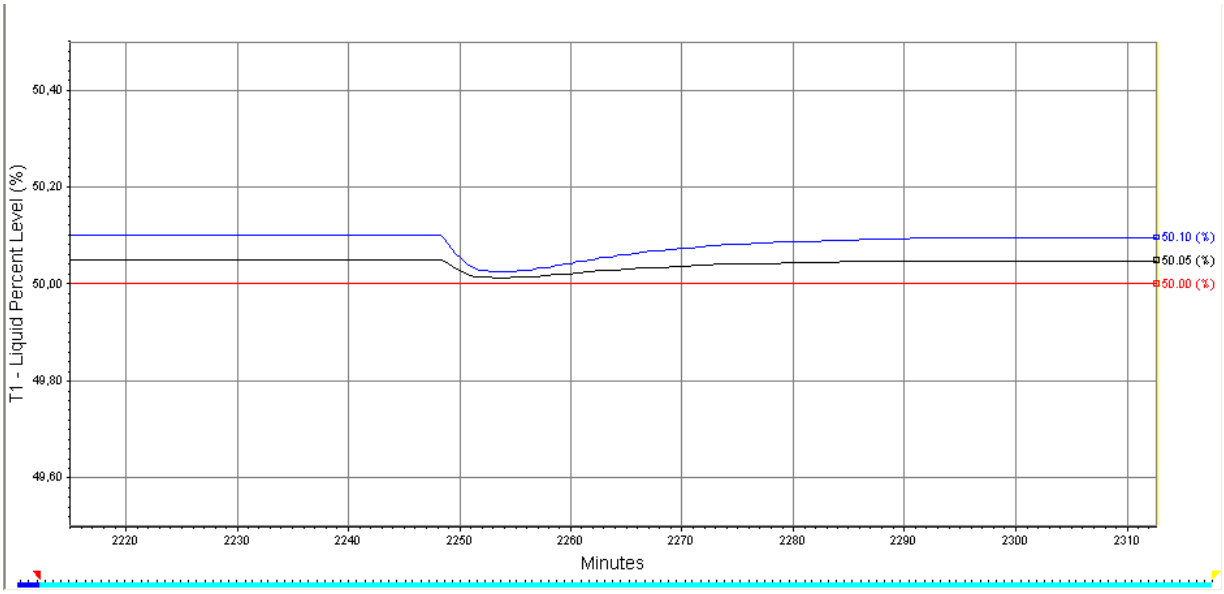


Figura 5-33. Respuesta de las principales variables para una perturbación de a) +10 psi y b)-10 psi, en la corriente Etanol. Fuente: Autores.

RESPUESTA DE LOS PRINCIPALES CONTROLADORES ANTE CAMBIO EN FLUJO MOLAR DE LA CORRIENTE INERTE, +/-0,3 LBMOL/H

a)



b)

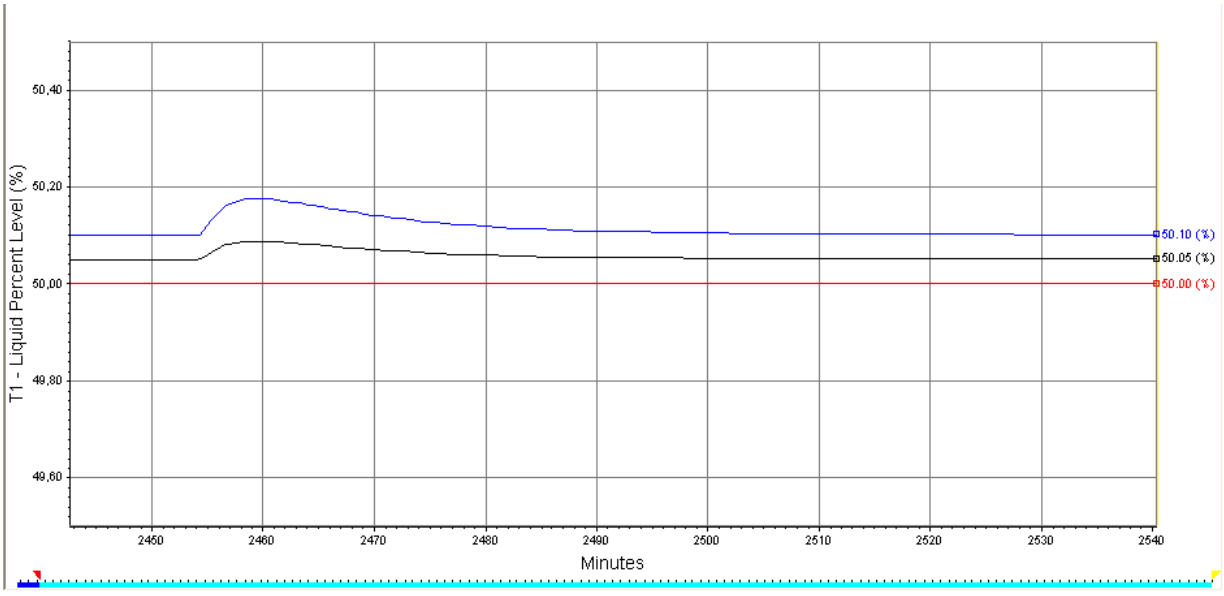


Figura 5-34. Respuesta de las principales variables para una perturbación de a) +0.3 lbmol/h y b)-0.3 lbmol/h, en la corriente Inerte. Fuente: Autores.

5.2.4.1.3 Simulación con controladores PID en Rslogix5000.

Para realizar la simulación con controladores PID en un PLC Virtual de Rockwell, tendremos que tener abiertos los siguientes programas:

- Aspen Hysys V8.0: Donde se simula el proceso.
- RSLogix5000: Donde se configuran los controladores PID y se descarga el programa al PLC Virtual
- RSLogix Emulate 5000: Utilidad que simula un PLC virtual de Rockwell Automation.
- Rslinx: Gestor de comunicaciones de Rockwell (OPC-DDE).
- Proficy iFIX 5.1: Motor SCADA para supervisión, control y visualización en pantalla de las variables del proceso.

En la Tabla 5-14, se muestran las variables de proceso que tomaremos para realizar el control del proceso en RSLogix y a su vez como indicadores para realizar el HMI (Human Machine Interface) que diseñaremos en Proficy IFIX.

Tabla 5-14.Listado de variables utilizadas para simulación con PLC en RSLogix5000 y visualización HMI IFIX. Fuente: Autores.

Nombre	Atributo	Descripción	Tipo
CV_V1	Input:=Flotante	Variable control de apertura válvula V1 (%)	REAL
CV_V2	Input:=Flotante	Variable control de apertura válvula V2 (%)	REAL
CV_V3	Input:=Flotante	Variable control de apertura válvula V3 (%)	REAL
CV_V4	Input:=Flotante	Variable control de apertura válvula V4 (%)	REAL
F_Etanol	Output:=Flotante	Flujo másico de la corriente Etanol (Kg/h)	REAL
F_Etanol_T	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Etanol_T (Kg/h)	REAL
F_Gasolina	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Gasolina (Kg/h)	REAL
F_Gasolina_T	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Gasolina_T (Kg/h)	REAL
F_Inerte	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Inerte (Kg/h)	REAL
F_Producto	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Producto (Kg/h)	REAL
F_Producto_final	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Producto_Final (Kg/h)	REAL
F_Producto_T	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Producto_T (Kg/h)	REAL
F_Venteo	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Venteo (Kg/h)	REAL
F_Venteo_T	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Venteo_T (Kg/h)	REAL
HF_WBomba	Output:=Flotante	Flujo calórico de la corriente de energía Wbomba (kw)	REAL
Niv_T1	Output:=Flotante	Nivel porcentual Tanque T1 (%)	REAL

Pres_T1	Output:=Flotante	Presión del tanque T1 (kPa)	REAL
PV_Tiempo_Muerto	Output:=Flotante	Señal de salida del retraso dinámico "Tiempo Muerto"	REAL
P_Etanol	Output:=Flotante	Presión de la corriente Etanol (kPa)	REAL
P_Etanol_T	Output:=Flotante	Presión de la corriente Etanol_T (kPa)	REAL
P_Gasolina	Output:=Flotante	Presión de la corriente Gasolina (kPa)	REAL
P_Gasolina_T	Output:=Flotante	Presión de la corriente Gasolina_T (kPa)	REAL
P_Inerte	Output:=Flotante	Presión de la corriente Inerte (kPa)	REAL
P_Producto	Output:=Flotante	Presión de la corriente Producto (kPa)	REAL
P_Producto_final	Output:=Flotante	Presión de la corriente Producto Final (kPa)	REAL
P_Producto_T	Output:=Flotante	Presión de la corriente Producto_T (kPa)	REAL
P_Venteo	Output:=Flotante	Presión de la corriente Venteo (kPa)	REAL
P_Venteo_T	Output:=Flotante	Presión de la corriente Venteo_T (kPa)	REAL
T_Etanol	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Etanol (°C)	REAL
T_Etanol_T	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Etanol_T (°C)	REAL
T_Gasolina	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Gasolina (°C)	REAL
T_Gasolina_T	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Gasolina_T (°C)	REAL
T_Inerte	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Inerte (°C)	REAL
T_Producto	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Producto (°C)	REAL
T_Producto_final	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Producto Final (°C)	REAL
T_Producto_T	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Producto_T (°C)	REAL
T_Venteo	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Venteo (°C)	REAL
T_Venteo_T	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Venteo_T (°C)	REAL
V1	Output:=Flotante	Porcentaje de apertura Válvula V1	REAL
V2	Output:=Flotante	Porcentaje de apertura Válvula V1	REAL
V3	Output:=Flotante	Porcentaje de apertura Válvula V1	REAL
V4	Output:=Flotante	Porcentaje de apertura Válvula V1	REAL

Primero nos aseguramos que en el gestor de comunicaciones de *Rockwell RSLinx Classic*, esté creado el tópico “Emulador”, en la opción *DDE/OPC Topic Configuration.*

Luego agregamos los tags necesarios, en la página *Controller Tags* del *RSLogix5000*, ver Figura 5-35.

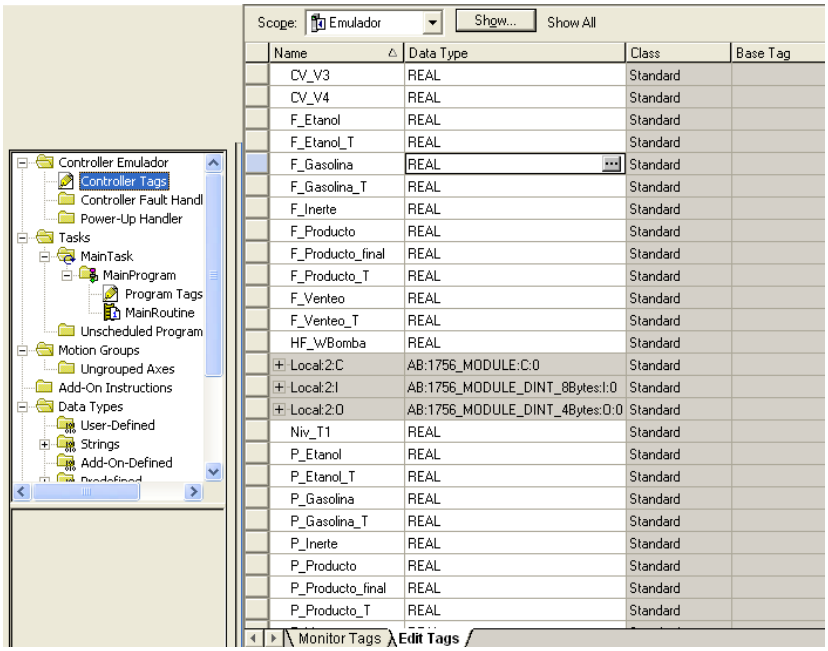


Figura 5-35. Agregando los tags necesarios para control y adquisición en RSLogix5000. Fuente: Autores.

La Tabla 5-12, muestra los parámetros de los controladores PID que insertamos en paralelo en lenguaje ladder dentro de la rutina principal del RSLogix500 (MainRoutine), ver Figura 5-36.

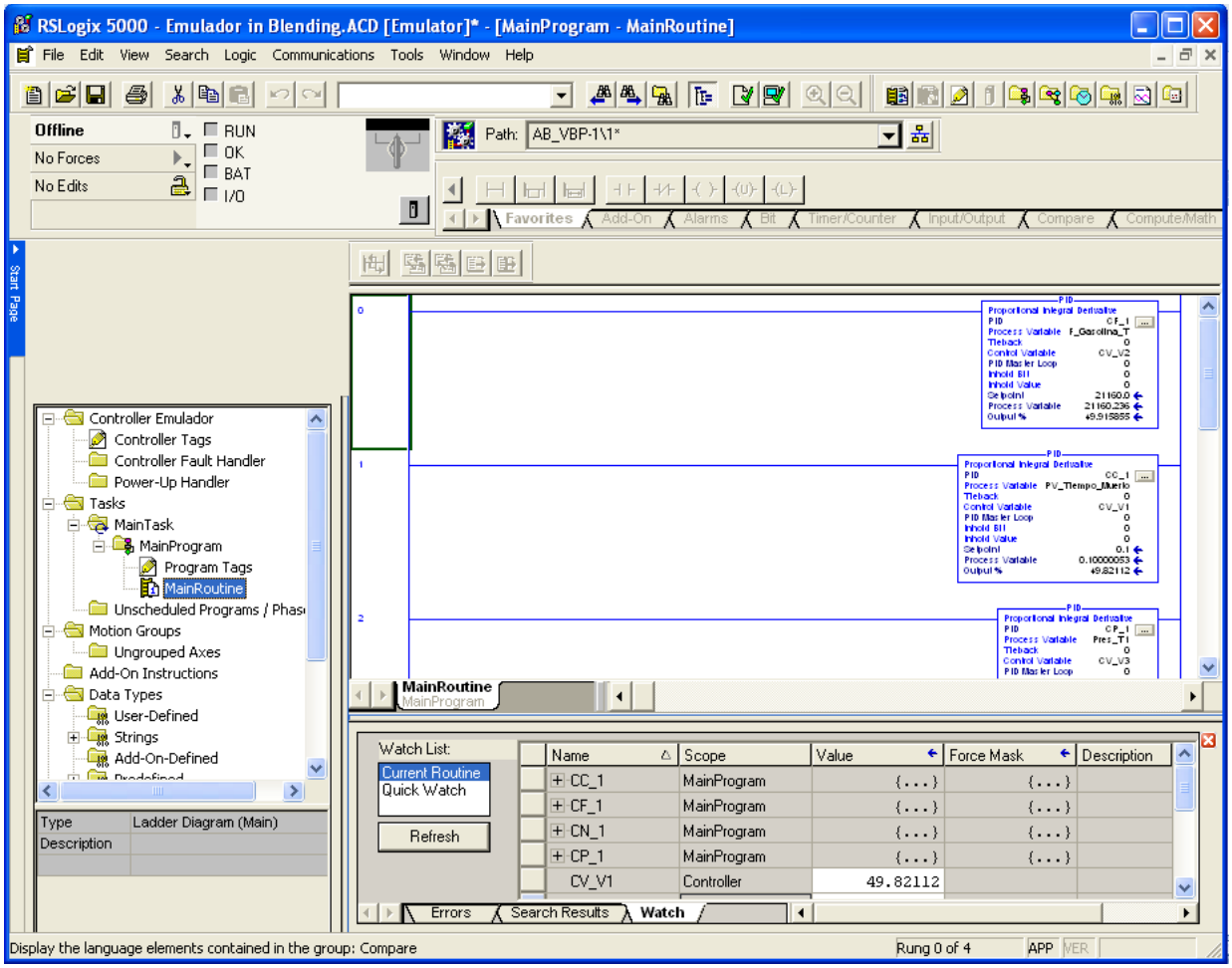


Figura 5-36. Diseño de controladores en la rutina principal del "MainProgram", en RSLogix5000. Fuente: Autores.

Descargamos el programa creado en RSLogix5000 al PLC virtual, y activamos el modo Run (Run Mode).

Con el PLC virtual en "Run mode", solo nos queda iniciar la simulación en HYSYS. Ahora insertaremos el código fuente de la macro que utilizaremos para la comunicación DDE, ver Apéndice B, en donde se declaran las variables de proceso listadas en la Tabla 5-14. Abrimos el *Macro Languaje Editor* de HYSYS y creamos la macro, iniciamos el modo dinámico con el integrador en tiempo real con un factor deseado de 60, y corremos la macro, ver Figura 5-37.

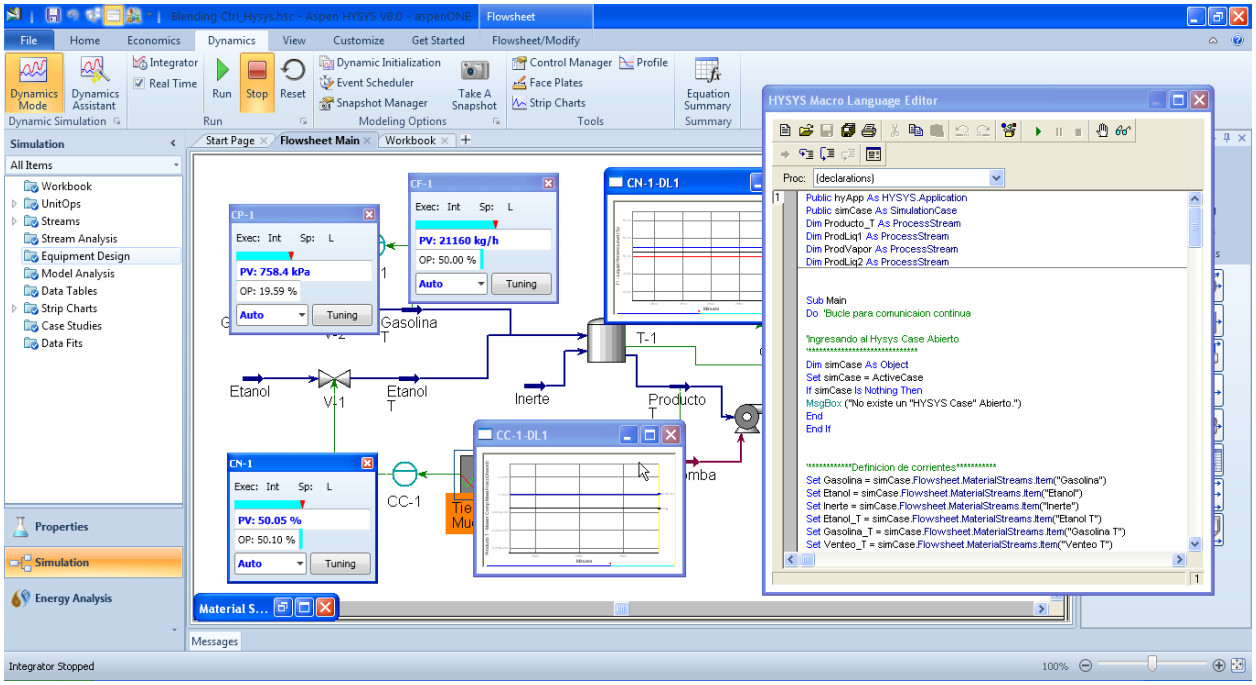


Figura 5-37.Inicio del modo dinámico en HYSYS y comunicación con RSLogix5000. Fuente: Autores.

CASOS DE ESTUDIO Y RESULTADOS

Haremos las mismas tres perturbaciones que hicimos con los controladores de Hysys, para comparar los resultados obtenidos entre los controladores PID de RSLogix y de Hysys.

RESPUESTA DE LOS PRINCIPALES CONTROLADORES ANTE UN CAMBIO DE LA PRESIÓN DE LA CORRIENTE GASOLINA. +/- 10 PSI.

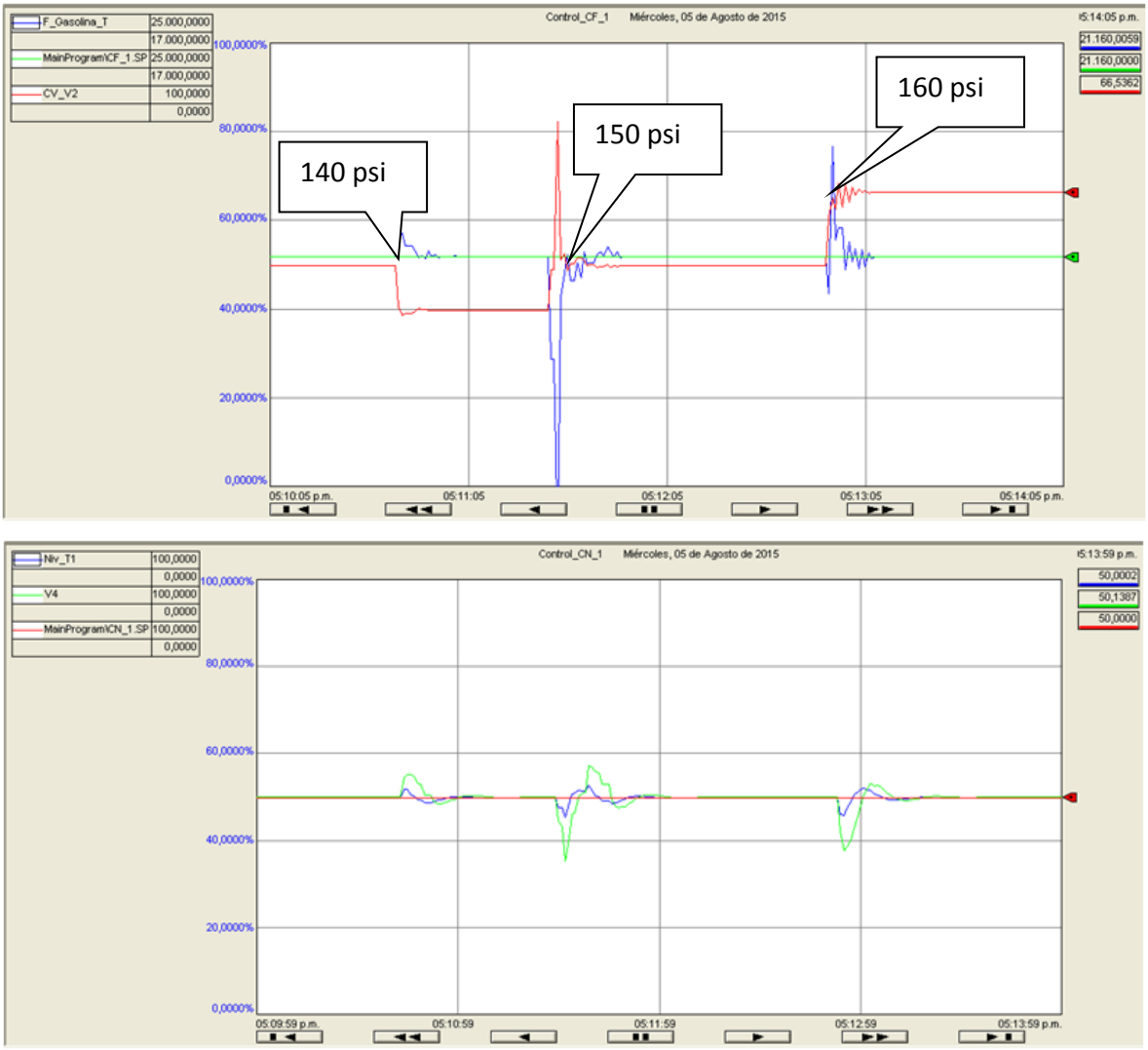


Figura 5-38.Respuesta de los principales controladores ante un cambio en la presión de la corriente Gasolina. Fuente: Autores.

RESPUESTA DE LOS PRINCIPALES CONTROLADORES ANTE UN CAMBIO EN LA CORRIENTE *ETANOL*, MODIFICANDO LA PRESIÓN +/- 10 PSIA.

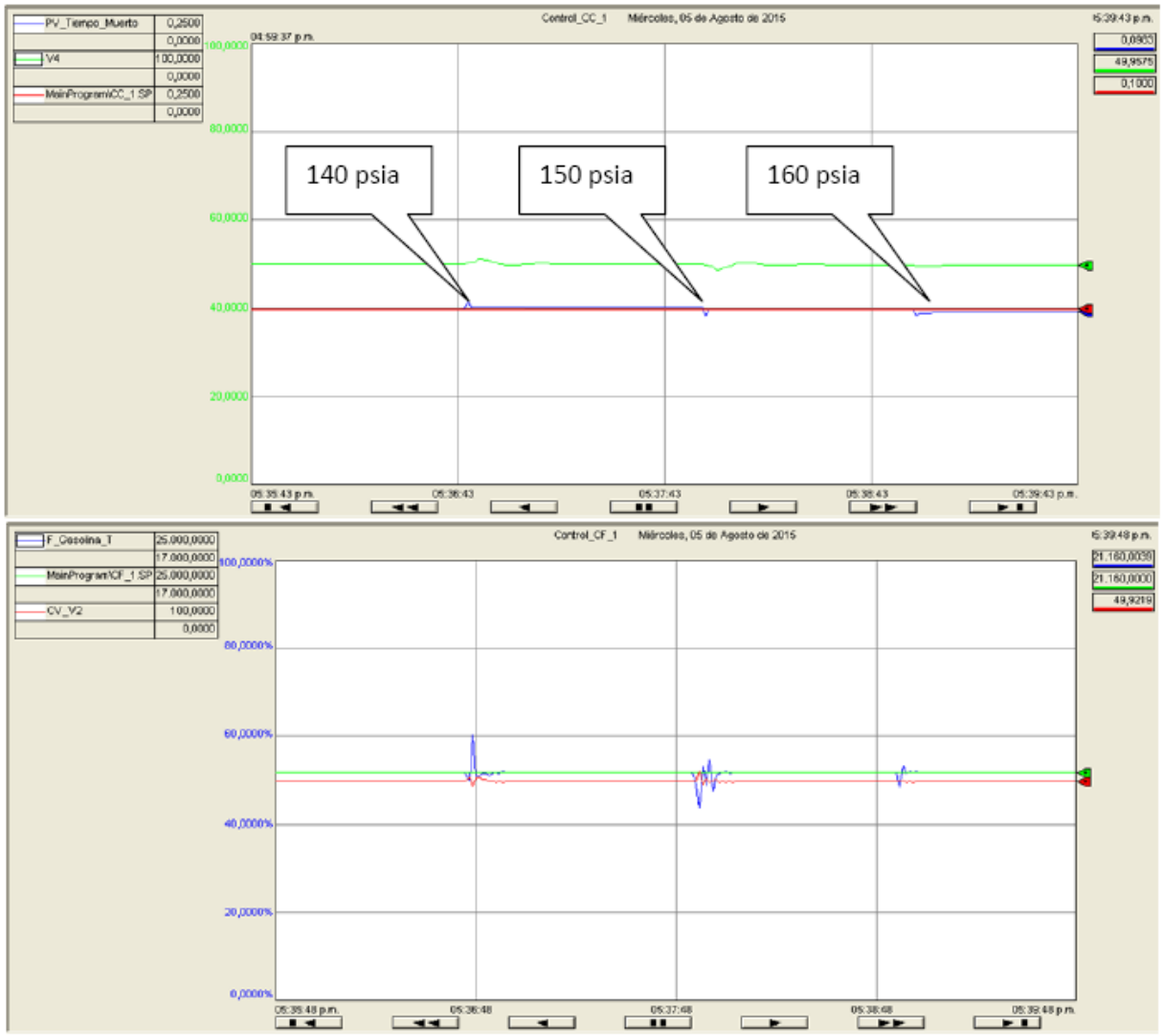


Figura 5-39.Respuesta de los principales controladores ante un cambio en la presión de la corriente Etanol. Fuente: Autores.

RESPUESTA ANTE UN CAMBIO EN LA CORRIENTE INERTE MODIFICANDO EL FLUJO MOLAR +/- 2 LBMOL/H.

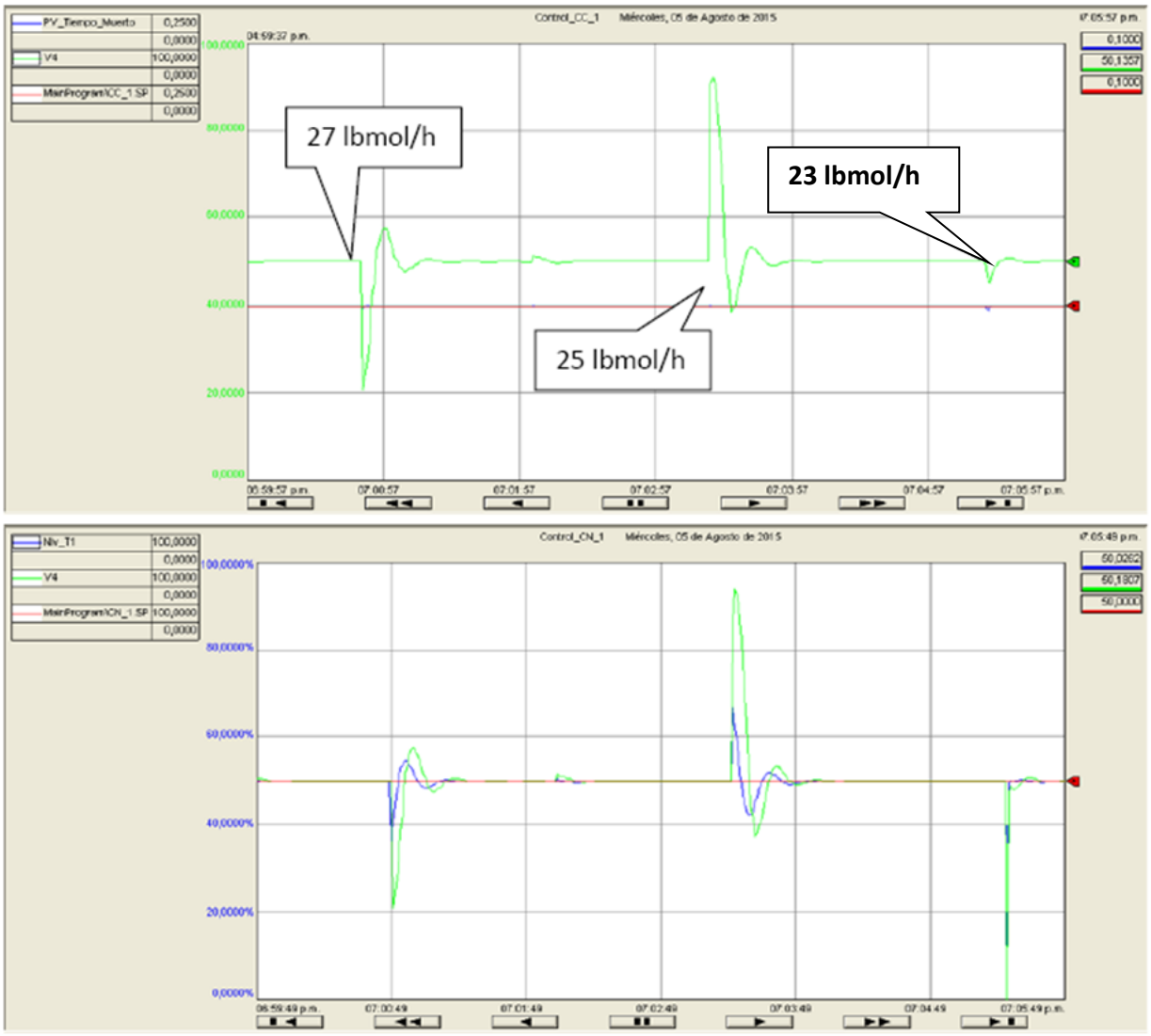
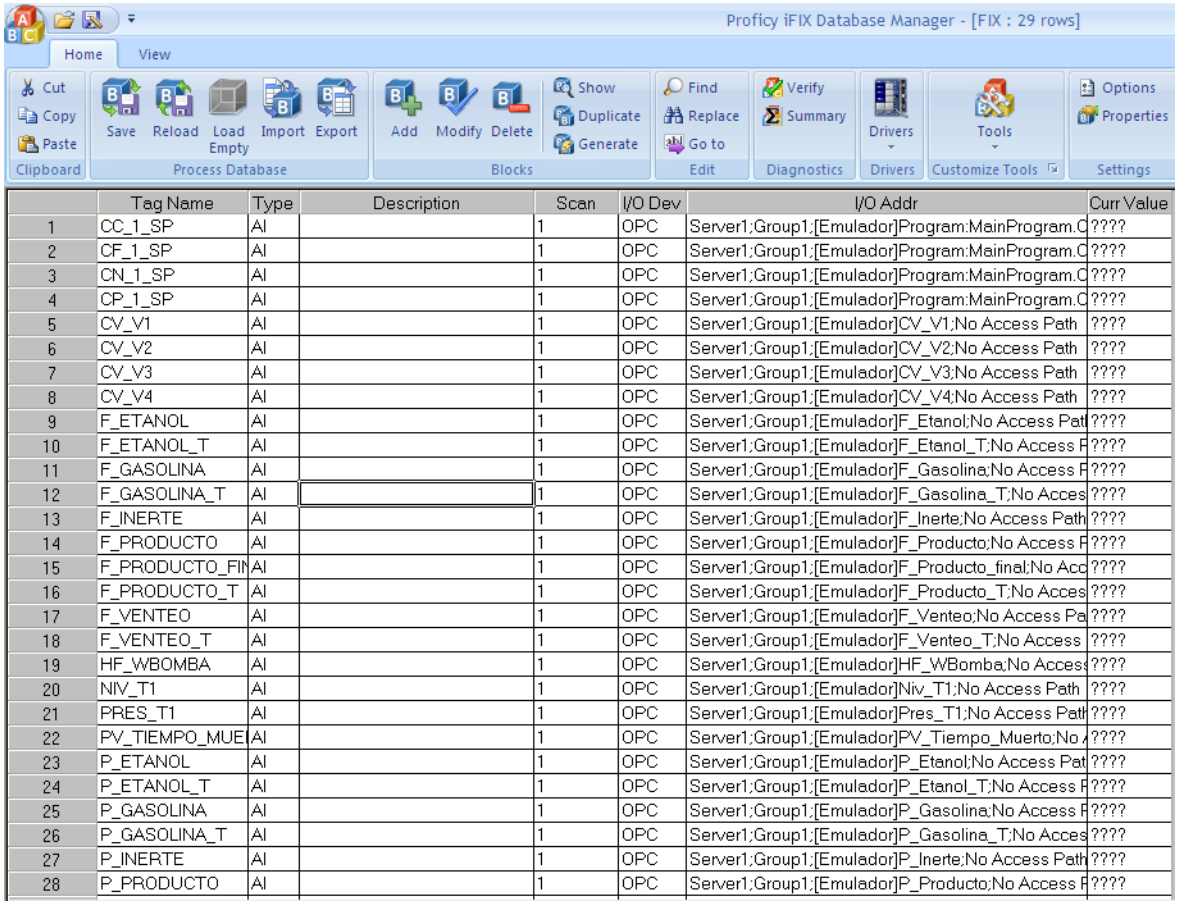


Figura 5-40.Respuesta ante un cambio en el flujo molar de la corriente Inerte. Fuente: Autores.

5.2.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI)

El esquema P&ID del Apéndice F, basado en el diagrama de flujo del proceso, muestra los controladores, indicadores y transmisores que visualizaremos en el HMI que creemos en el motor SCADA Proficy iFIX. Los tags ingresados a través del *OPC PowerTool* y cargados en el *Database Manager*, serán los mismos ingresados en la página *Controller Tags* del navegador de proyecto de RSLogix5000, ver Figura 5-41.



	Tag Name	Type	Description	Scan	I/O Dev	I/O Addr	Curr Value
1	CC_1_SP	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]Program:MainProgram.C	????
2	CF_1_SP	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]Program:MainProgram.C	????
3	CN_1_SP	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]Program:MainProgram.C	????
4	CP_1_SP	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]Program:MainProgram.C	????
5	CV_V1	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]CV_V1;No Access Path	????
6	CV_V2	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]CV_V2;No Access Path	????
7	CV_V3	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]CV_V3;No Access Path	????
8	CV_V4	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]CV_V4;No Access Path	????
9	F_ETANOL	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Etanol;No Access Pat	????
10	F_ETANOL_T	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Etanol_T;No Access F	????
11	F_GASOLINA	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Gasolina;No Access F	????
12	F_GASOLINA_T	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Gasolina_T;No Acces	????
13	F_INERTE	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Inerte;No Access Path	????
14	F_PRODUCTO	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Producto;No Access F	????
15	F_PRODUCTO_FIN	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Producto_final;No Acc	????
16	F_PRODUCTO_T	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Producto_T;No Acces	????
17	F_VENTEO	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Venteo;No Access Pa	????
18	F_VENTEO_T	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]F_Venteo_T;No Access	????
19	HF_WBOMBA	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]HF_WBomba;No Acces	????
20	NIV_T1	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]Niv_T1;No Access Path	????
21	PRES_T1	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]Pres_T1;No Access Path	????
22	PV_TIEMPO_MUE	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]PV_Tiempo_Muerto;No A	????
23	P_ETANOL	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]P_Etanol;No Access Pat	????
24	P_ETANOL_T	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]P_Etanol_T;No Access F	????
25	P_GASOLINA	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]P_Gasolina;No Access F	????
26	P_GASOLINA_T	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]P_Gasolina_T;No Acces	????
27	P_INERTE	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]P_Inerte;No Access Path	????
28	P_PRODUCTO	AI		1	OPC	Server1;Group1;[Emulador]P_Producto;No Access F	????

Figura 5-41. Database manager con tags previamente cargados en el OPC PowerTool. Fuente: Autores.

La ventana principal del HMI planteado para este caso se muestra en la Figura 5-42, donde se crean accesos directos para visualizar Alarmas e Históricos

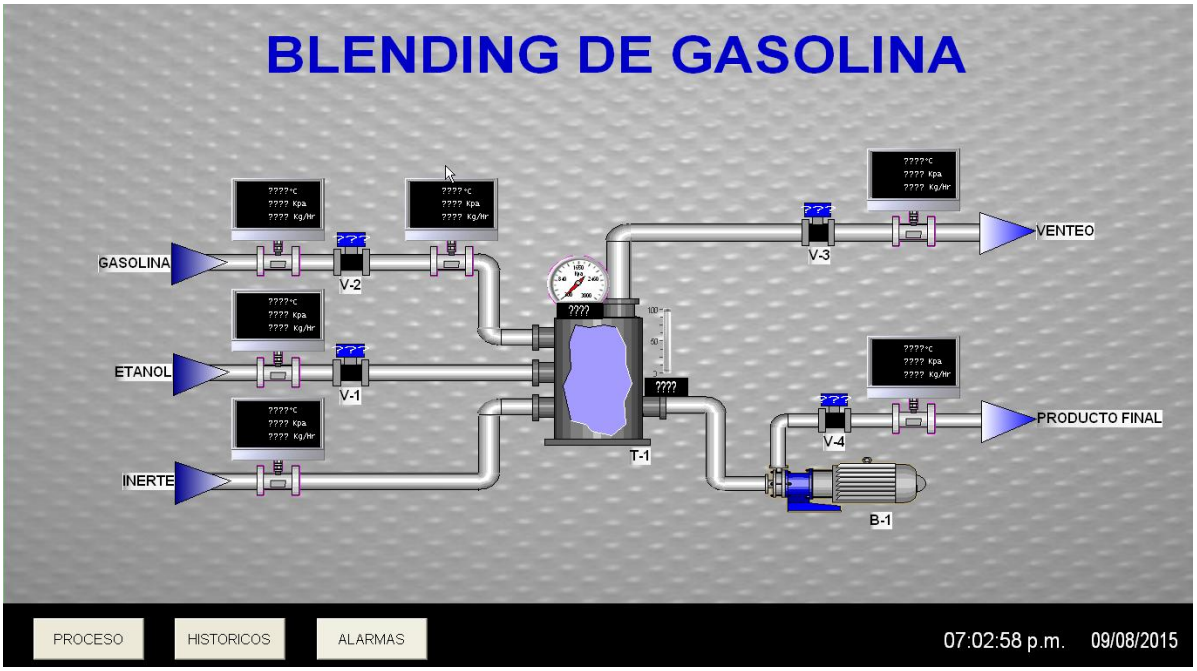


Figura 5-42. Ventana principal del HMI diseñado para el proceso "Blending de gasolina". Fuente: Autores.

5.2.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Como es posible apreciar en los resultados obtenidos en los controladores de HYSYS y los controladores de RSLogix (Figura 5-32,Figura 5-33, Figura 5-34,Figura 5-38, Figura 5-39 y Figura 5-40), las perturbaciones son rápidamente asimiladas por el sistema. Esto, debido a los parámetros de sintonía obtenidos para el controlador de composición CC-1 al usar la herramienta de sintonía del simulador HYSYS. Los parámetros obtenidos corresponden a lo que se recomienda usualmente para este tipo de controladores. La velocidad con que las perturbaciones son asimiladas se debe a dos cosas: el valor alto de la ganancia hace que la acción tanto proporcional como integral del controlador se vean incrementadas; por otro lado está el valor del tiempo integral, que al ser muy pequeño magnifica la acción integral del controlador. Estos dos efectos sumados logran el efecto rápido y fuerte sobre las perturbaciones que fue posible apreciar en las gráficas. También podemos apreciar que tanto los controladores de HYSYS como RSLogix, teniendo los mismos parámetros de configuración, tienen resultados muy similares en tiempo de respuesta y comportamiento, con lo que se puede concluir que la comunicación y la sincronización de los tiempos de simulación de los dos programas están debidamente configurados.

5.3 CONTROL DEL REACTOR DE PROPILENGLICOL

5.3.1 INTRODUCCIÓN

El propilenglicol (1-2 propanodiol) industrial es un material de alta pureza que se produce mediante hidrólisis a alta temperatura y presión de óxido de propileno con un exceso de agua. Este es un producto líquido destilado con una especificación de pureza del 99,5%.(Gil, 2015) El propilenglicol es un líquido claro, viscoso, no tóxico, soluble en agua e higroscópico. Este proceso se ve restringido por la oferta actual de propileno, dado que este es un producto derivado del petróleo. El propilenglicol se utiliza en diferentes productos, como refrigerantes para motores, resinas de poliéster, pinturas de látex y fluidos de transferencia de calor, entre otros.(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011) También se emplea como solvente y como medio de transferencia de calor o como producto químico intermedio.

5.3.2 PROCESO ESTUDIADO

En este caso, se propone construir el modelo en estado estable del reactor de producción de propilenglicol como el que se muestra en la Figura 5-43. Inicialmente se alimentan 3600 kg/h de agua (AGUA) que se mezclan dentro del reactor con una segunda corriente (OXIDO) que contiene 1085 kg/h de óxido de propileno y 1050 kg/h de metanol. En la operación real del reactor se utiliza ácido sulfúrico como catalizador, que va disuelto en la corriente de agua con una concentración de 0.1% en peso. El metanol se coloca en la mezcla con el fin de mejorar la solubilidad entre el óxido de propileno y el agua. Dicha mezcla ingresa en un reactor CSTR (REACTOR) y allí se lleva a cabo la reacción de hidrólisis del óxido de propileno con conversiones superiores al 90%. Por la parte inferior del reactor se retiran los productos de reacción en fase líquida (PRD).

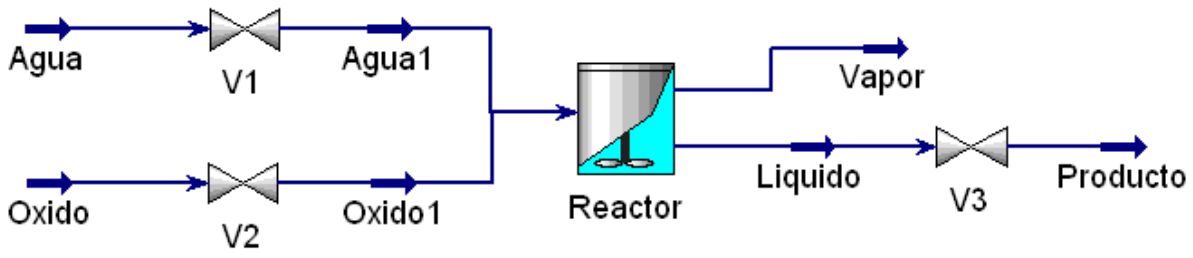


Figura 5-43. Esquema del proceso de reacción para producir propilenglicol. Fuente: Autores.

La reacción de hidrólisis de óxido de propileno se ha estudiado ampliamente, y diferentes expresiones cinéticas han sido planteadas, la mayoría de ellas expresadas en función de la concentración de óxido. En este ejemplo se propone utilizar una expresión cinética de primer

orden con respecto a la concentración de óxido de propileno, C_{Oxido}, con una cinética de la forma:(Gil C, R Guevara, L García, & Leguizamon, 2011)

$$C_3H_6O + H_2O \rightarrow C_3O_2 \qquad (1)$$

La constante específica de velocidad de reacción está dada por la ecuación de Arrhenius de la siguiente forma:

$$K = 1{,}7X10^{13} * e^{-\frac{32444}{RT}} \qquad (2)$$

Siendo T, la temperatura en Kelvin

La Base para la ecuación cinética es la Concentración; el Componente Base es el óxido de propileno; la fase de la reacción es Liquido combinado y las unidades bases son kgmol/m^3 para la concentración, kgmol/h-m^3 para la velocidad de reacción, y °K para la temperatura. La reacción es irreversible. La ecuación cinética es de orden uno con respecto al óxido de propileno y se tiene que el factor pre-exponencial es 1.7x10^{13} y la energía de activación es 32444 kJ/kgmol. La Estequiometria de la reacción queda como en la Figura 5-44.

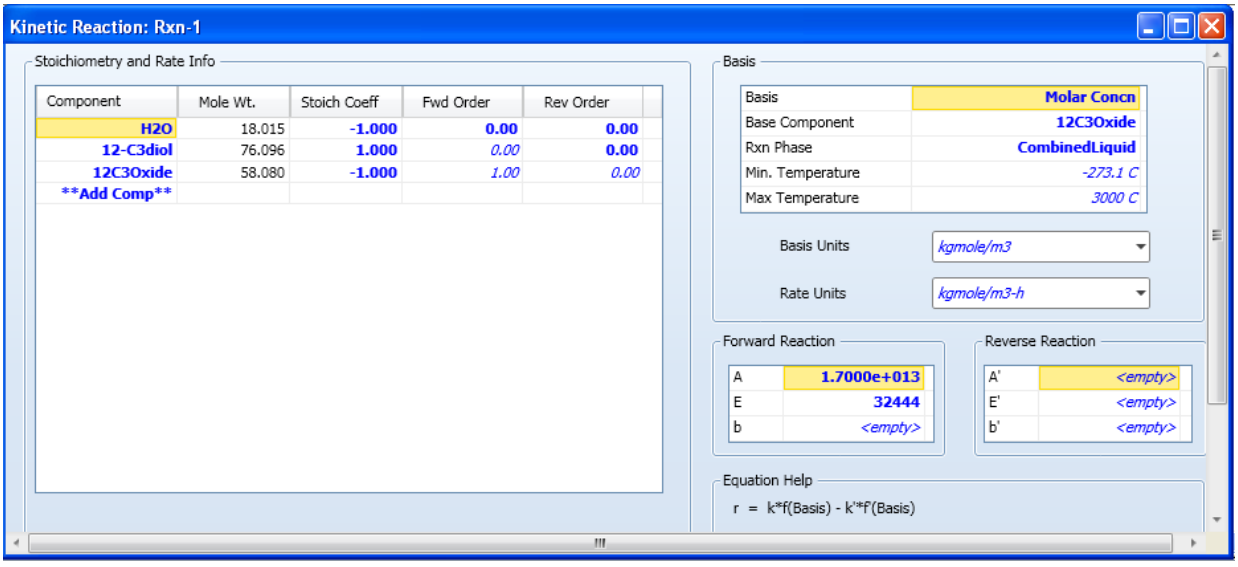


Figura 5-44. Estequiometria de la reacción química. Fuente: Autores.

5.3.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Las condiciones de entrada al proceso, así como la configuración de algunos de los equipos se presentan en la Tabla 5-15 y Tabla 5-16.

Tabla 5-15. Condiciones de entrada para las corrientes que ingresan en el reactor. Fuente: Autores.

Corriente	**Agua**	**Óxido**
Temperatura (°C)	24	24
Presión (bar)	6	6
Flujo por componente (kg/h)		
H_2O	3600	-
C_3H_6O	-	1085
CH_4O	-	1050

Tabla 5-16. Configuración de los equipos del diagrama de proceso. Fuente: Autores.

Equipo	**Reactor**	**Válvulas**
Temperatura (°C)	Adiabático	-
Volumen (m^3)	1,14	-
Presión (bar)	3	V1 y v2 = 3, V3=1
Tipo	CSTR	Universal Gas Sizing, Lineal

Inicialmente se especifica el diagrama de flujo del proceso de acuerdo con la información de la Figura 5-43. Los componentes que hacen parte de la simulación son: oxido de propileno, agua, metanol y propilenglicol (1,2-propanodiol). El modelo termodinámico que se utiliza es NRTL. La reacción de hidrólisis de óxido de propileno es altamente exotérmica. Para tener un mayor control de la temperatura, esta reacción se lleva a cabo en fase líquida, y el reactor opera a alta presión (3 bares); de esta manera disminuye la vaporización de la mezcla y, adicionalmente, se controla el aumento en la temperatura colocando un exceso de agua. En la Figura 5-45 se presenta la pantalla de configuración del reactor CSTR.

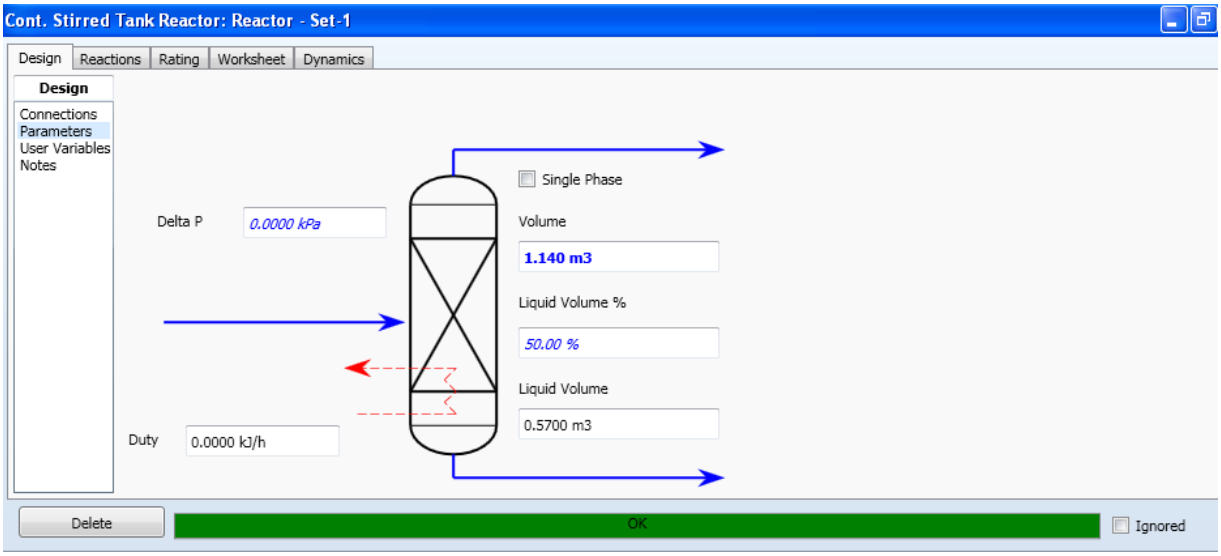
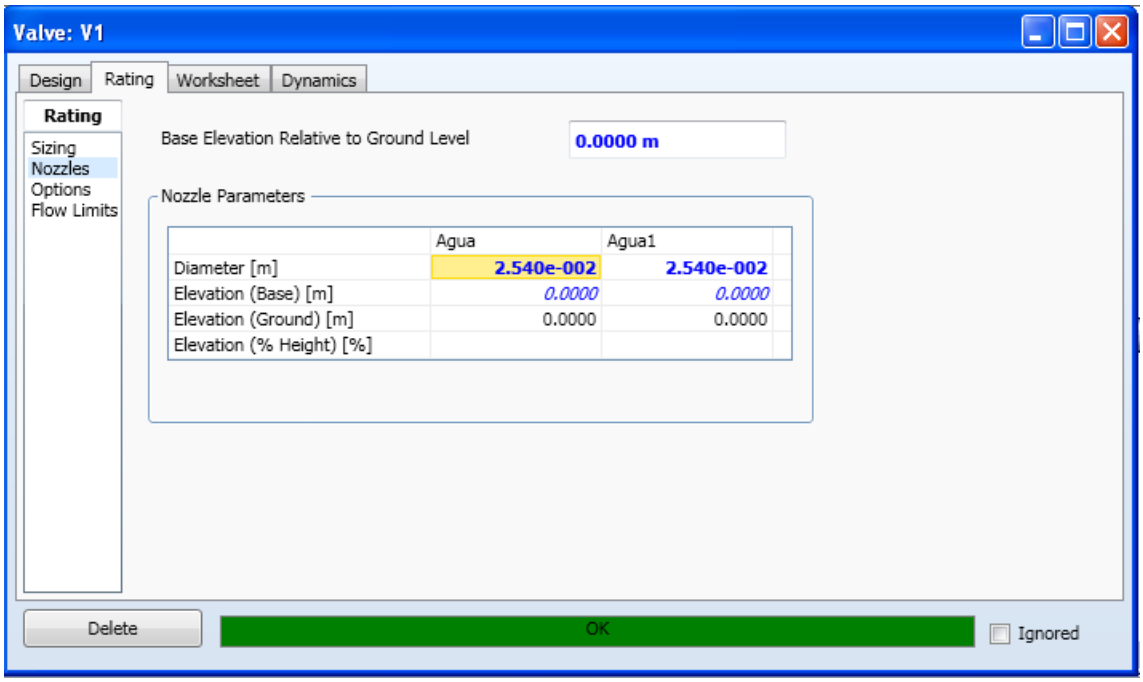


Figura 5-45. Configuración del reactor CSTR de propilenglicol en Aspen Hysys®. Fuente: Autores.

Ahora, se define la caída de presión máxima en cada una de las válvulas (3 bares) en las válvulas y se calculan para estimar el coeficiente de flujo (Cv) y el porcentaje de apertura al 50%. Es importante hacer una correcta selección en esta etapa de la simulación para que posteriormente haya un buen control cuando se lleve a cabo la simulación en estado dinámico. Para este caso, las válvulas V1 y V2 son de una pulgada de diámetro, la válvula V3 tiene la misma configuración, excepto por el diámetro que se define en 1,5 pulgadas. En la Figura 5-46 se observa la manera de configurar las válvulas de control.

a)



b)

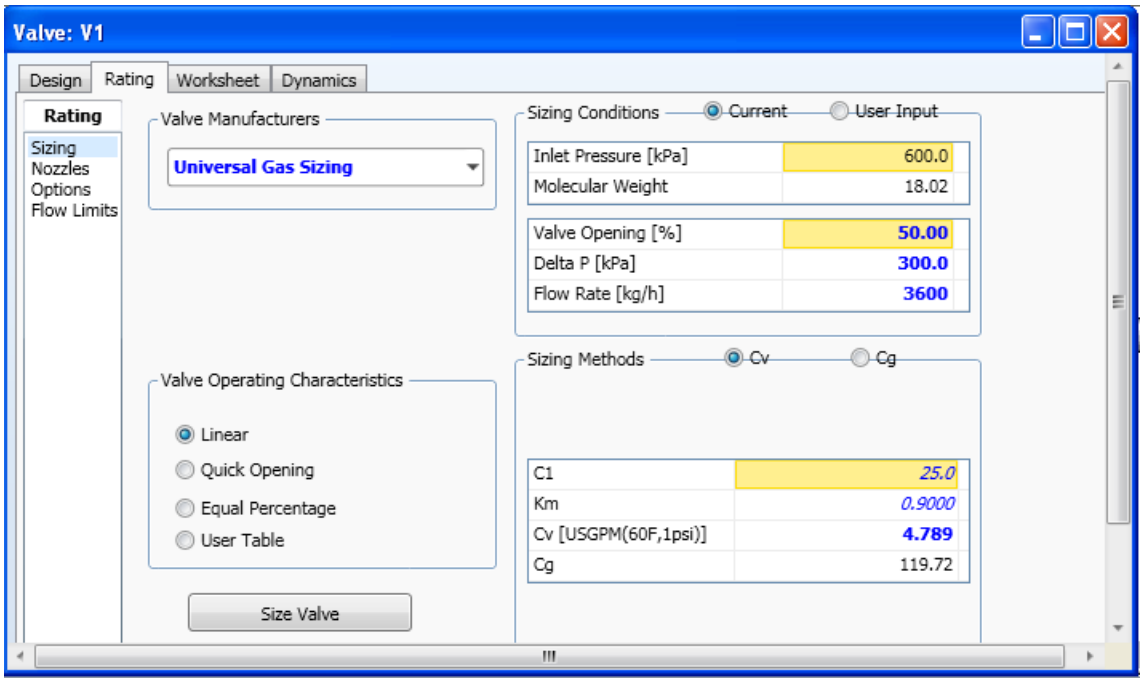


Figura 5-46. Especificación de las válvulas de control a) Definición del diametro. b) Estimación del coeficiente de flujo. Fuente: Autores.

5.3.3.1 Resultados de la Simulación en Estado Estacionario.

En este ejemplo es interesante observar la temperatura a la cual se lleva a cabo la reacción, y el efecto que tiene sobre la conversión del óxido de propileno. Para afectar la temperatura de reacción se puede modificar el flujo de agua con que se alimenta al reactor. Así mismo, el cambio en el flujo de agua genera de manera simultánea un cambio en los balances de materia y energía. A continuación se hace un análisis de sensibilidad variando el flujo de agua entre 1800 y 9300 kg/h para ver el efecto que tiene sobre la temperatura de reacción. Para ello se propone utilizar un tamaño de paso de 100 kg/h. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 5-47.

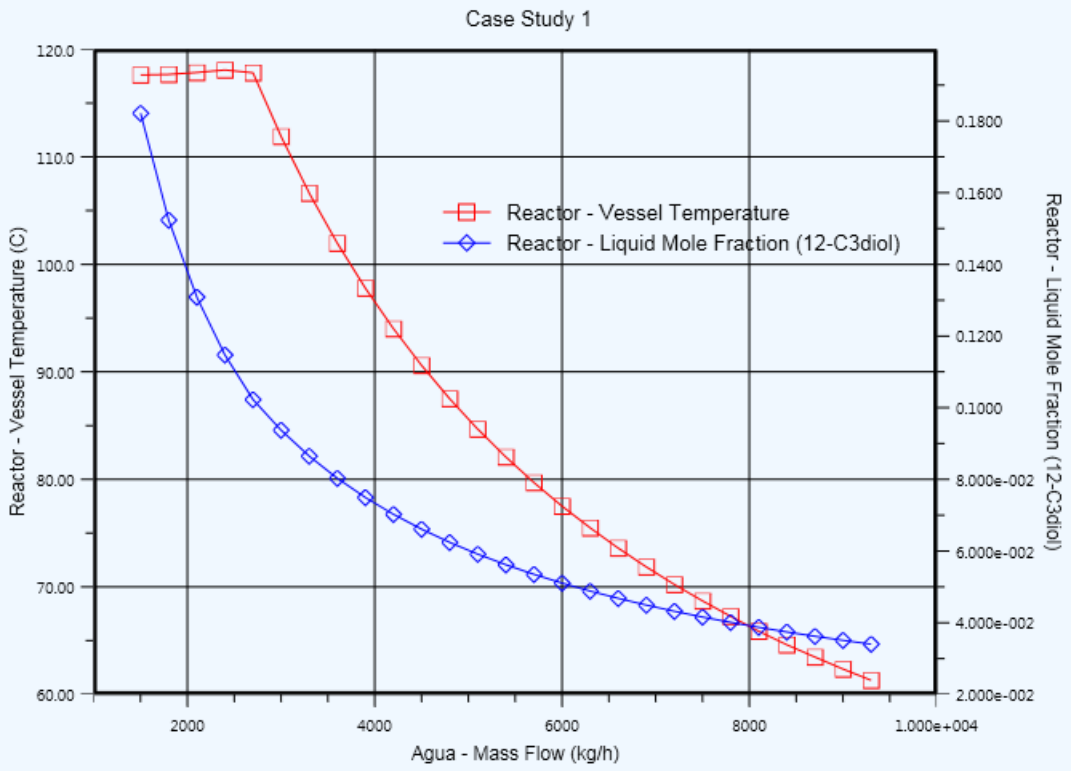


Figura 5-47. Análisis de sensibilidad del flujo de agua sobre la temperatura de reacción. Fuente: Autores.

En general, se puede decir que la reacción debe operarse con flujos de agua menores a 6000 kg/h y superiores a 3000 kg/h, con el fin de garantizar conversiones elevadas y un adecuado control de la temperatura. Se observa también que, valores elevados del flujo de agua disminuyen la temperatura de reacción, reduciendo la conversión de óxido de propileno y llevando la reacción a la zona de inestabilidad.

5.3.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO

Ahora se revisa el comportamiento dinámico del reactor de producción de propilenglicol que se explicó anteriormente.

En Aspen HYSYS Dynamics®, es necesario garantizar que las especificaciones flujo-presión estén completamente definidas. Debe recordarse que las válvulas se dimensionaron en la simulación de estado estable utilizando una curva característica dada por el cálculo del coeficiente de flujo *Cv*. Esta información es importante para poder calcular y regular los flujos de cada una de las corrientes a través de la caída de presión en las válvulas.

5.3.4.1 ESTRATEGIA DE CONTROL

La estrategia de control del reactor de propilenglicol operando adiabáticamente, puede establecerse a través de tres grados de libertad representados en las tres válvulas de control (*V1*, *V2* y *V3*), ver Figura 5-48. Se decide utilizar la válvula *V2* para controlar el flujo de alimentación de óxido de propileno, puesto que es el reactante limitante en la reacción y porque de esta manera se garantiza el flujo de producción deseado de propilenglicol. La válvula *V1* se utiliza para el control de temperatura en el reactor tomando en consideración que el flujo de agua alimentado se encarga de absorber el calor generado en la reacción y, por tanto, tiene un efecto directo sobre la temperatura. Además, la temperatura tiene una interacción directa con la concentración, y de esa manera se controla al mismo tiempo el avance de la reacción. Finalmente, se elige la válvula *V3* para controlar el nivel de líquido en el reactor por razones de seguridad y porque el nivel es una variable que no se autorregula.

5.3.4.1.1 Selección de lazos de control

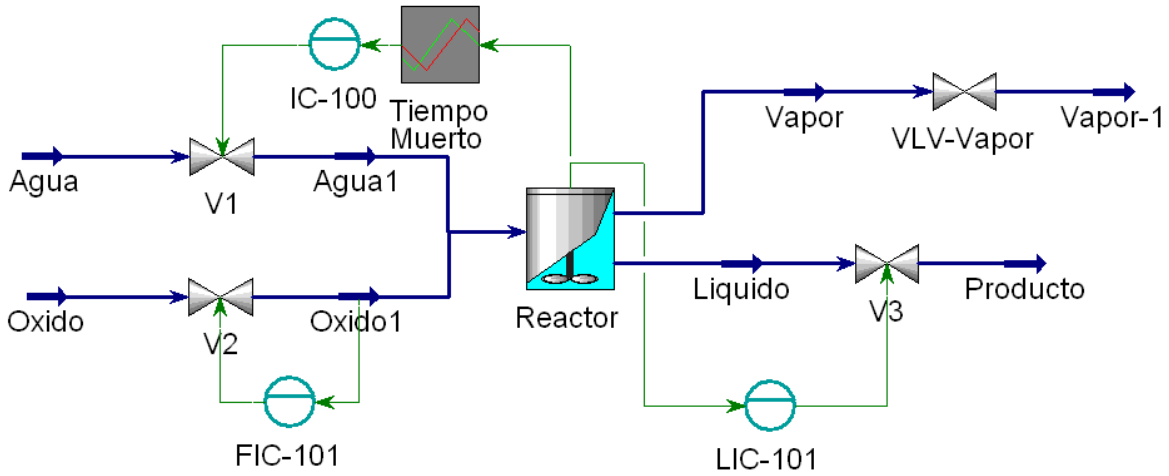


Figura 5-48. Lazos de control para el reactor de producción de propilenglicol. Fuente: Autores.

Luego de activar el modo dinámico, se configuran los tres lazos de control previamente establecidos. Los parámetros de configuración de estos controladores se muestran en la Tabla 5-17.

Tabla 5-17.Parámetros de los controladores del proceso. Fuente: Autores.

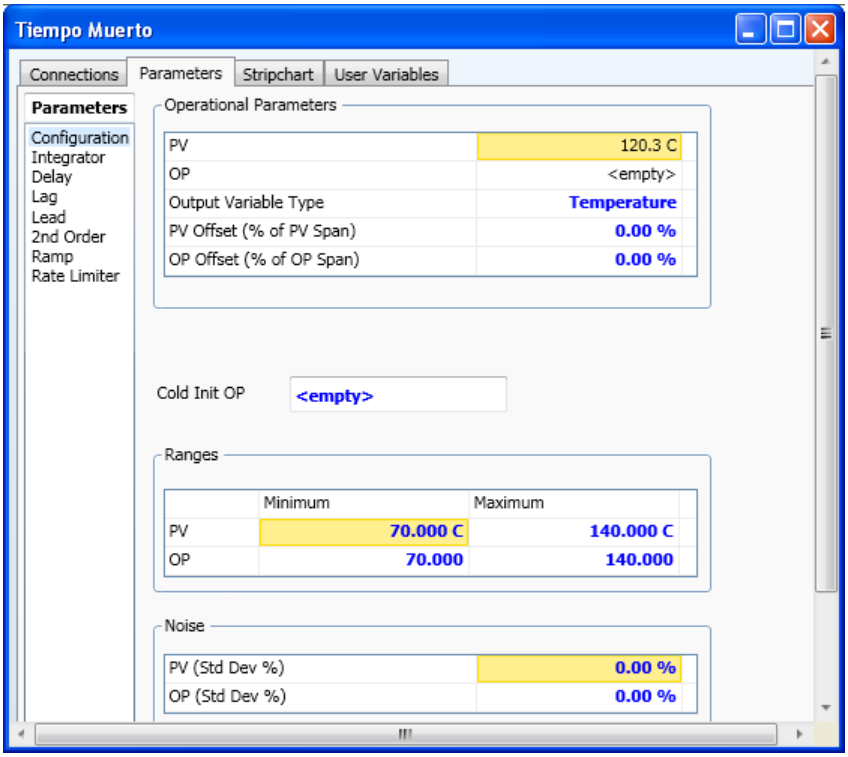
Nombre	IC-100	LIC-101	FIC-101
Elemento de entrada	Salida Tiempo Muerto (PV_Tiempo_Muerto)	Porcentaje de nivel de liquido del reactor (Niv_Reactor)	Flujo másico, corriente oxido1 (F_Oxido1)
Elemento de salida	Válvula V1	Válvula V3	Válvula V2
Set point (SP)	110 °C	50 %	2130 kg/h
PV Mínimo	70	0	1500 kg/h
PV Máximo	140	100	2800 Kg/h
Acción	Directa	Directa	Inversa
Kc	3.74	6.71	0.0463
Ti (min)	0.561	0.252	0.0182

5.3.4.1.2 Simulación Con Controladores PID En Hysys

Como ejemplo se muestra la configuración del lazo de control de temperatura, al cual se le incluye además una función de tiempo muerto. Primero se debe agregar al flowsheet un bloque de función de transferencia y un bloque de controlador PID. Ahora se deben establecer las conexiones entre estos dos bloques a través de corrientes que representan señales de control. Para la función de transferencia se selecciona la temperatura del Reactor como variable de proceso PV, luego se asigna la salida (OP Value) de la función de transferencia como variable de proceso PV del controlador, posteriormente la salida del controlador, que corresponde a la opción Output Target Object, se conecta con la válvula V1 que se encarga de ajustar el flujo de agua.

Después de instalar las conexiones correspondientes, se deben configurar el controlador y el bloque del tiempo muerto. Para el tiempo muerto en el bloque de la función de transferencia se activa la opción Delay en la pestaña Parameters>Delay y allí se digita un tiempo muerto de 1 Segundo (posteriormente se modifica a otro valor con el fin de evaluar el efecto sobre la sintonía del controlador). En el bloque del controlador se hace doble clic y en la pestaña Parameters>Configuration se elige la acción del controlador que es directa. Obsérvese que es necesario ajustar el valor del set point a 100°C y en el recuadro Ranges se debe ajustar el intervalo de la variable de proceso entre 70 y 140°C para ambos bloques, Como se observa en la Figura 5-49.

a)



b)

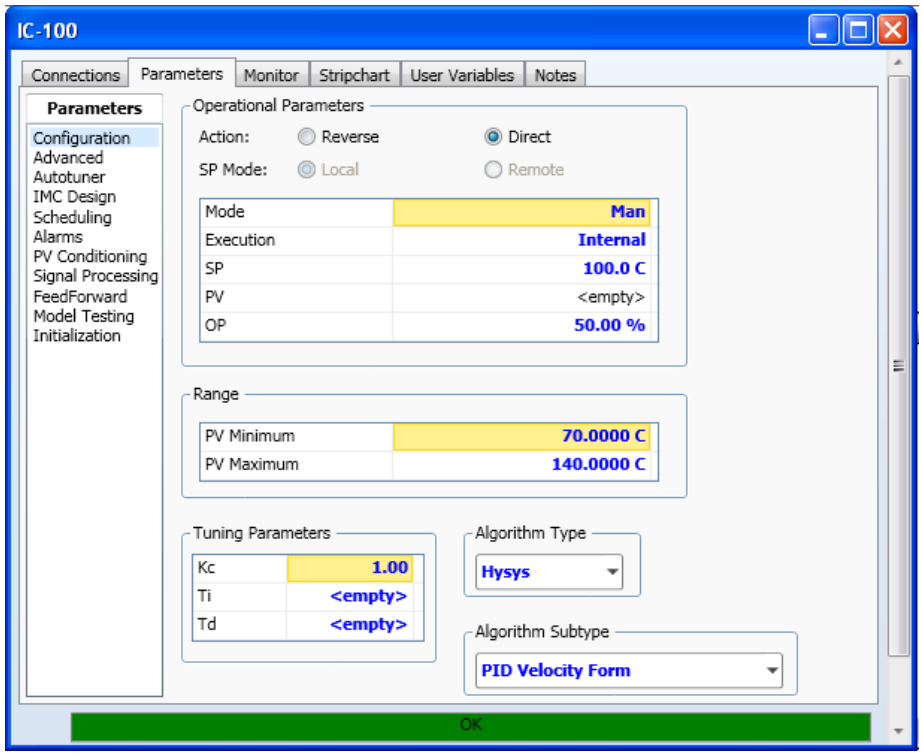


Figura 5-49.Configuración del controlador de temperatura del reactor de producción de propilenglicol a) Tiempo Muerto, b) Controlador. Fuente: Autores.

Con un procedimiento similar se deben instalar los controladores de flujo y nivel, con la diferencia de que este par de lazos de control no tienen el bloque de tiempo muerto.

Antes de inicializar el modo dinámico se recomienda agregar un strip chart de cada uno de los controladores, para tener disponible una gráfica que contiene el valor del set point SP, la variable de proceso PV y el porcentaje de apertura de la válvula de control OP. Finalmente se organizan todas las ventanas Para poder visualizar la información en forma simultánea (Figura 5-50) y se hace clic en el botón Run para iniciar la simulación en modo dinámico.

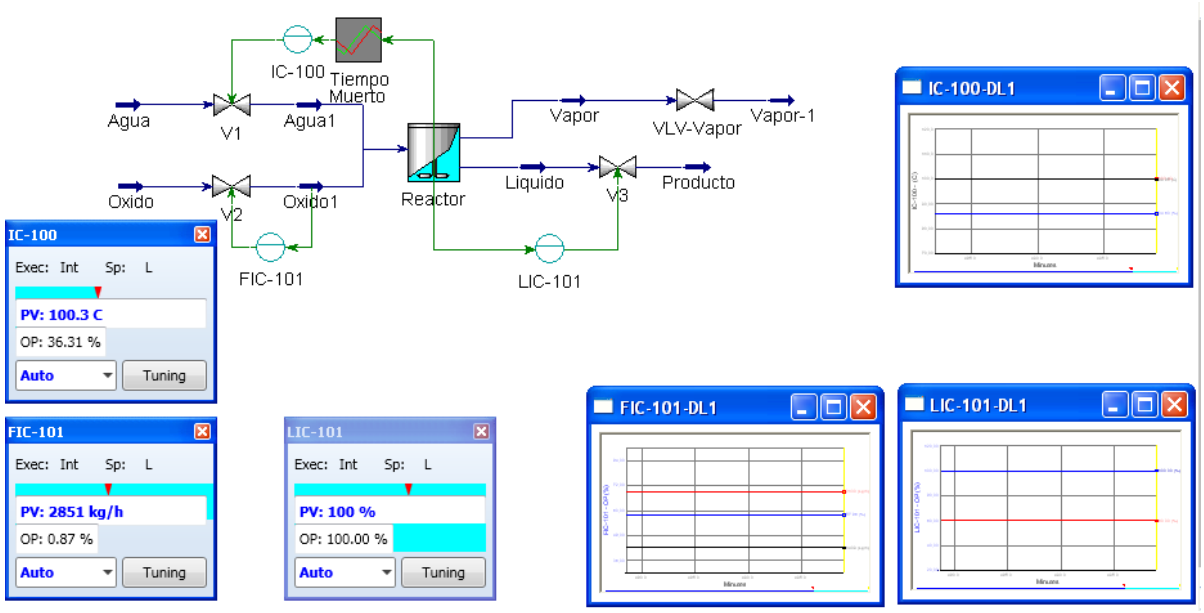


Figura 5-50. Configuración de la simulación inicial en estado dinámico. Fuente: Autores.

Al correr el integrador el cálculo arranca con valores de estado estable y, si todo se ha inicializado de la manera apropiada. Los valores en el tiempo se mantienen estables para la variable de proceso y para el porcentaje de apertura de las válvulas. Para colocar a prueba el modelo se deben hacer perturbaciones en las condiciones de entrada al proceso y en el set point de los controladores. De esa manera se verifica la sintonía de los controladores y la correcta selección de la acción de cada uno. Una de las primeras cosas por realizar es sintonizar el lazo de control de temperatura. En este lazo se dejaron como valores de sintonía los que fija el simulador por defecto. Sin embargo, es importante hacer una sintonía que permita tener una respuesta apropiada. Para hacer la sintonía se hace clic en el botón Tuning del Face Plate del controlador y a continuación se realiza un autotuning en la pestaña Parameters>Autotuner, Figura 5-51.

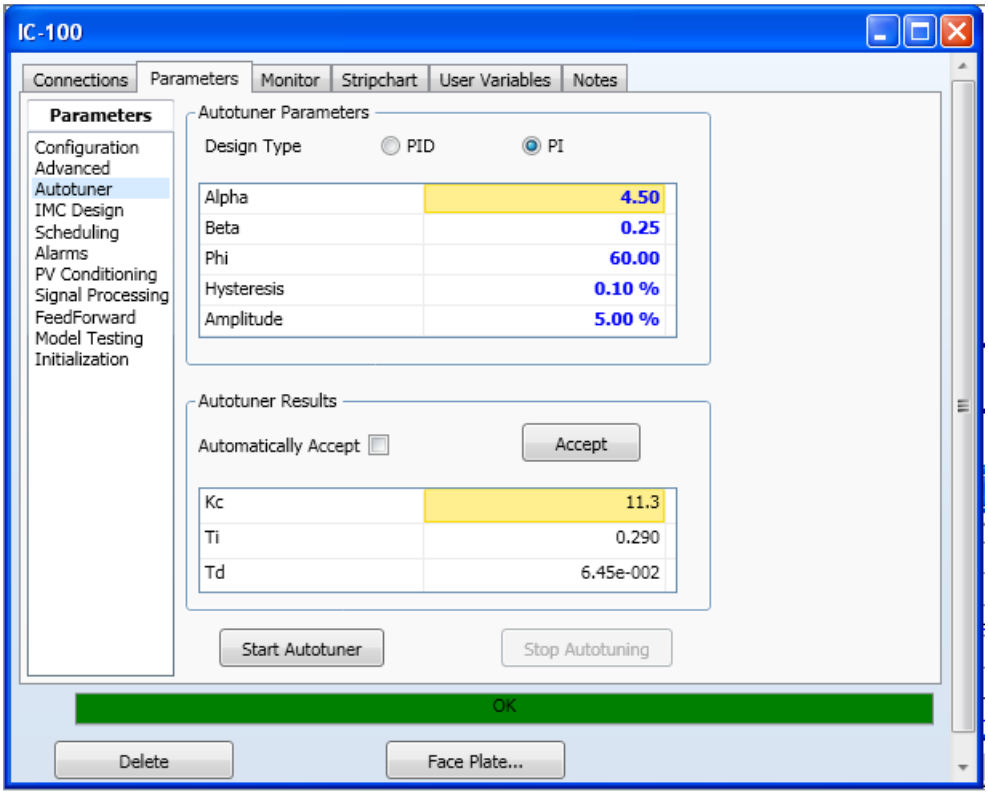


Figura 5-51. Hallando las constantes para el controlador de temperatura con la opción Autotuner. Fuente: Autores.

En la Figura 5-52 aparecen los resultados de la sintonía, suponiendo que no hay tiempo muerto en el lazo de control. Se observa una respuesta oscilatoria con amplitud baja que lleva a obtener una ganancia última Kc de 2.26 y un tiempo de integración Ti de 0.518 min. Si se reinicia la simulación y se configura el bloque del tiempo muerto con un valor de 3 min, al hacer nuevamente la sintonía del controlador los parámetros obtenidos son diferentes (Kc de 0,136 y un tiempo de integración Ti de 10,3 min), (Figura 5-53). Se puede verificar posteriormente que la amplitud aumenta directamente con el incremento en el valor del tiempo muerto en el lazo de control.

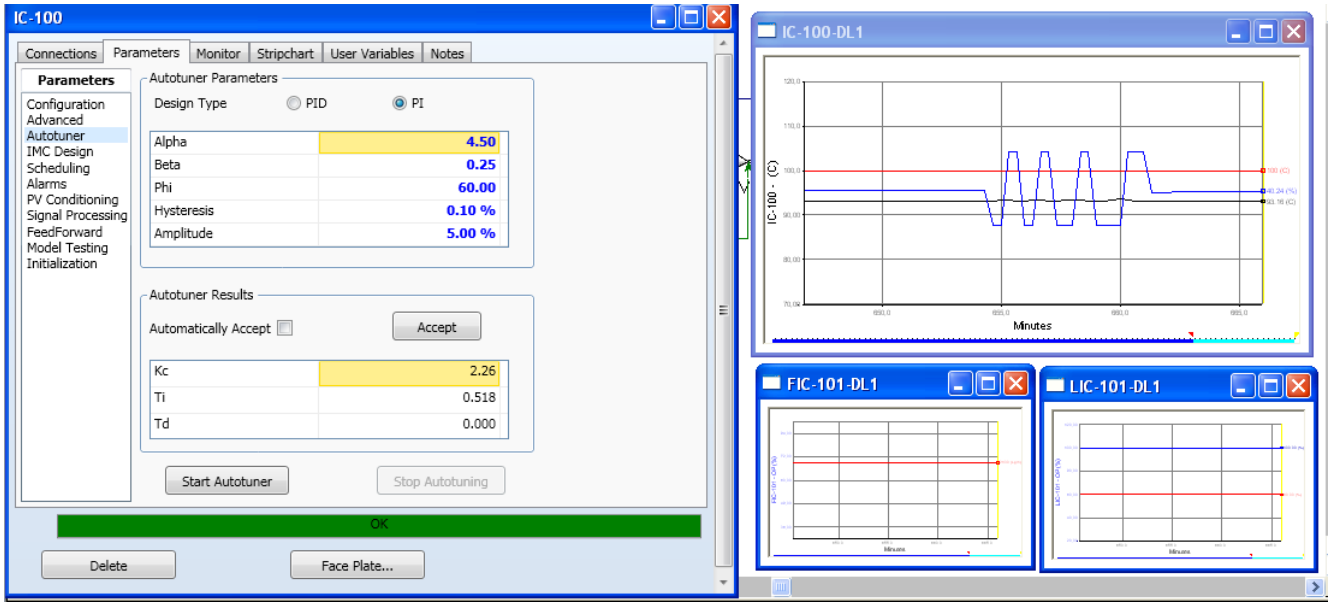


Figura 5-52. Sintonía del controlador de temperatura, sin tiempo muerto. Fuente: Autores.

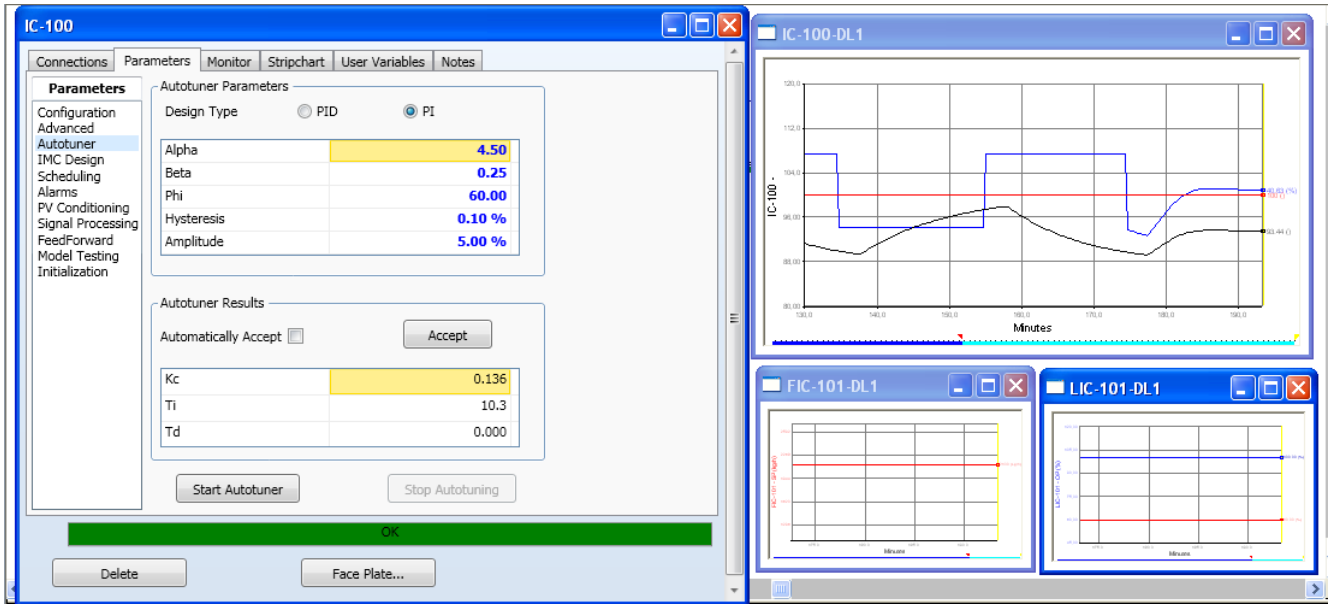


Figura 5-53. Sintonía del controlador de temperatura, con tiempo muerto de 3 minutos. Fuente: Autores.

Estos parámetros se pueden copiar a la pestaña de configuración del controlador haciendo clic en el botón *Accept*. Finalmente, se continúa corriendo la simulación, y la oscilación inducida por el tiempo muerto desaparece como consecuencia de la inclusión de los nuevos parámetros de sintonía.

Finalmente se realiza el mismo procedimiento para auto sintonizar los otros dos controladores.

Las perturbaciones para el sistema de control se introducen sobre las corrientes de entrada al sistema. Para este reactor son posibles perturbaciones la temperatura y la presión de cualquiera de las corrientes de alimento, al igual que la composición de la corriente de óxido. Inicialmente se introduce una perturbación en la temperatura de la corriente de agua que aumenta de 24 a 40°C. Para perturbar la temperatura se hace doble clic sobre la corriente Agua y en la pestaña *Worksheet>Conditions* que contiene la información de la corriente, y en negrilla aparecen los valores de las variables que pueden modificarse. La respuesta del cambio en la temperatura de entrada se muestra en la Figura 5-54.

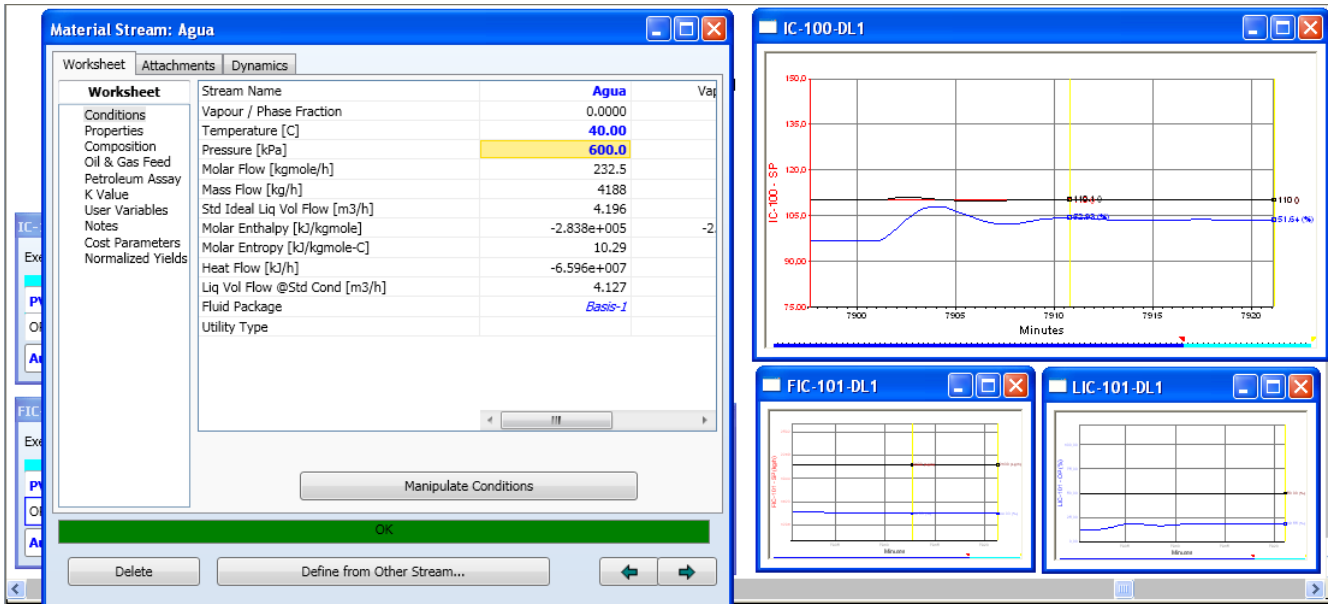


Figura 5-54. Resultados de la respuesta del sistema de control ante una perturbación en la temperatura de entrada de la corriente Agua. Fuente: Autores.

5.3.4.1.3 Simulación con controladores PID en Rslogix5000

En la Tabla 5-18, se muestran las variables de proceso que tomaremos para realizar el control del proceso en RSLogix y a su vez como indicadores para realizar el HMI (Human Machine Interface) que diseñaremos en Proficy IFIX.

Tabla 5-18 Listado de variables utilizadas para simulación con PLC en RSLogix5000 y visualización HMI IFIX. Fuente: Autores.

Nombre	Atributo	Descripción	Tipo de Dato
CV_V1	Input:=Flotante	Variable de control válvula V1	REAL
CV_V2	Input:=Flotante	Variable de control válvula V2	REAL
CV_V3	Input:=Flotante	Variable de control válvula V3	REAL
FIC_101	Output:=Flotante	Variable de Controlador PID "FIC_101"	PID (RSLogix)

F_Agua	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Agua (kg/h)	REAL
F_Agua1	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Agua1 (kg/h)	REAL
F_Liquido	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Liquido (kg/h)	REAL
F_Oxido	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Oxido (kg/h)	REAL
F_Oxido1	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Oxido1 (kg/h)	REAL
F_Producto	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Producto (kg/h)	REAL
F_Vapor	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Vapor (kg/h)	REAL
F_Vapor_1	Output:=Flotante	Flujo masico de la corriente Vapor_1 (kg/h)	REAL
IC_100	Output:=Flotante	Variable de Controlador PID "IC_100"	PID (RSLogix)
LIC_101	Output:=Flotante	Variable de Controlador PID "LIC_100"	PID (RSLogix)
Niv_Reactor	Output:=Flotante	Nivel porcentual del Reactor	REAL
PV_Tiempo_Muerto	Output:=Flotante	Variable de salida de la función de transferencia "Tiempo Muerto"	REAL
P_Agua	Output:=Flotante	Presión de la corriente Agua (kPa)	REAL
P_Agua1	Output:=Flotante	Presión de la corriente Agua1 (kPa)	REAL
P_Liquido	Output:=Flotante	Presión de la corriente Liquido (kPa)	REAL
P_Oxido	Output:=Flotante	Presión de la corriente Oxido (kPa)	REAL
P_Oxido1	Output:=Flotante	Presión de la corriente Oxido1 (kPa)	REAL
P_Producto	Output:=Flotante	Presión de la corriente Producto (kPa)	REAL
P_Vapor	Output:=Flotante	Presión de la corriente Vapor (kPa)	REAL
P_Vapor_1	Output:=Flotante	Presión de la corriente Vapor1 (kPa)	REAL
RXN_Reactor	Output:=Flotante	Porcentaje de reacción del reactor	REAL
T_Agua	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Agua (°C)	REAL
T_Agua1	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Agua1 (°C)	REAL
T_Liquido	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Liquido (°C)	REAL
T_Oxido	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Oxido (°C)	REAL
T_Oxido1	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Oxido1 (°C)	REAL
T_Producto	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Producto (°C)	REAL
T_Vapor	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Vapor (°C)	REAL
T_Vapor_1	Output:=Flotante	Temperatura de la corriente Vapor_1 (°C)	REAL
V1	Output:=Flotante	Porcentaje de apertura válvula V1	REAL
V2	Output:=Flotante	Porcentaje de apertura válvula V2	REAL
V3	Output:=Flotante	Porcentaje de apertura válvula V3	REAL

En el Apéndice C se muestra la macro que usaremos en el *Macro Languaje Editor* para realizar la comunicación DDE entre HYSYS y Rockwell. Los parámetros para configurar los controladores PID en RSLogix5000, son los mismos utilizados para configurar los utilizados en HYSYS, ver Tabla 5-17.

CASOS DE ESTUDIO Y RESULTADOS

Luego de cargar la macro, crear los controladores en RSLogix y verificar que la comunicación está establecida con los simuladores corriendo, procedemos a tomar resultados en los *trends* de RSLogix5000, como se muestra a continuación.

a) Respuesta de los controladores al insertar una perturbación de 24 a 40° en la corriente "Agua".

b) Respuesta de los controladores al insertar una perturbación de 600 kPa a 550 kPa en la corriente "Oxido".

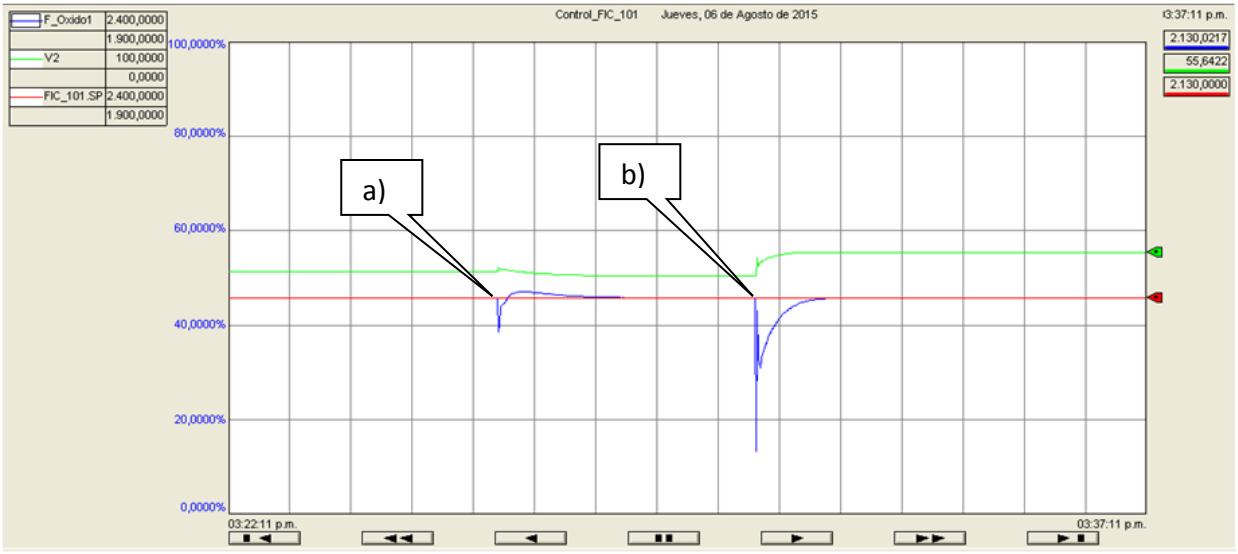


Figura 5-55.Respuesta del controlador de flujo molar de la corriente "Oxido1", ante perturbaciones en las corrientes de alimentación. Fuente: Autores.

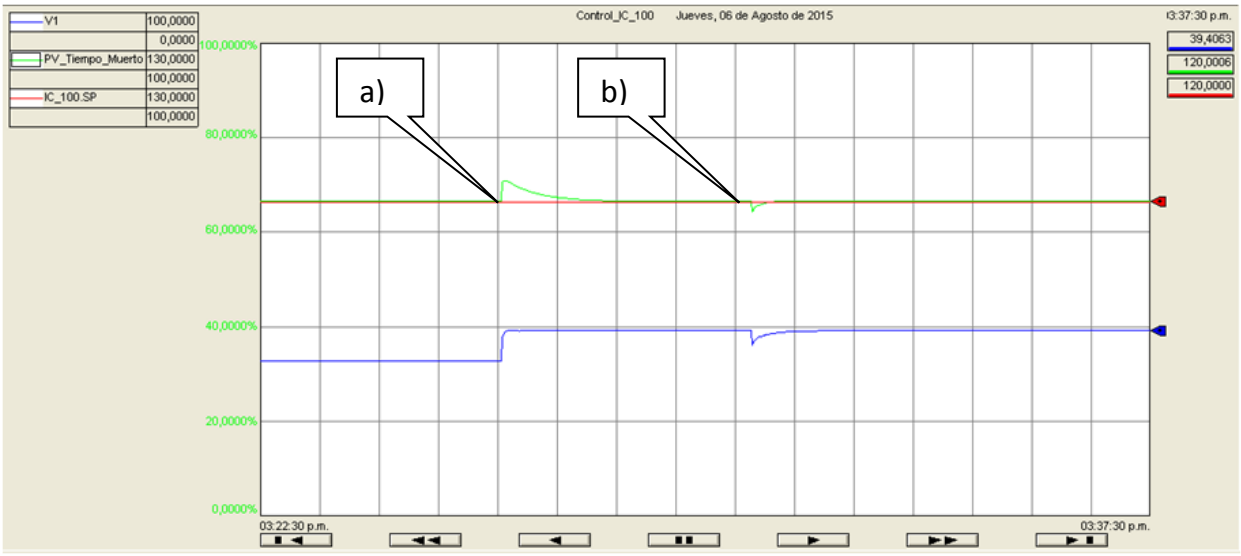


Figura 5-56.Respuesta del controlador de temperatura del Reactor, ante perturbaciones en las corrientes de alimentación. Fuente: Autores.

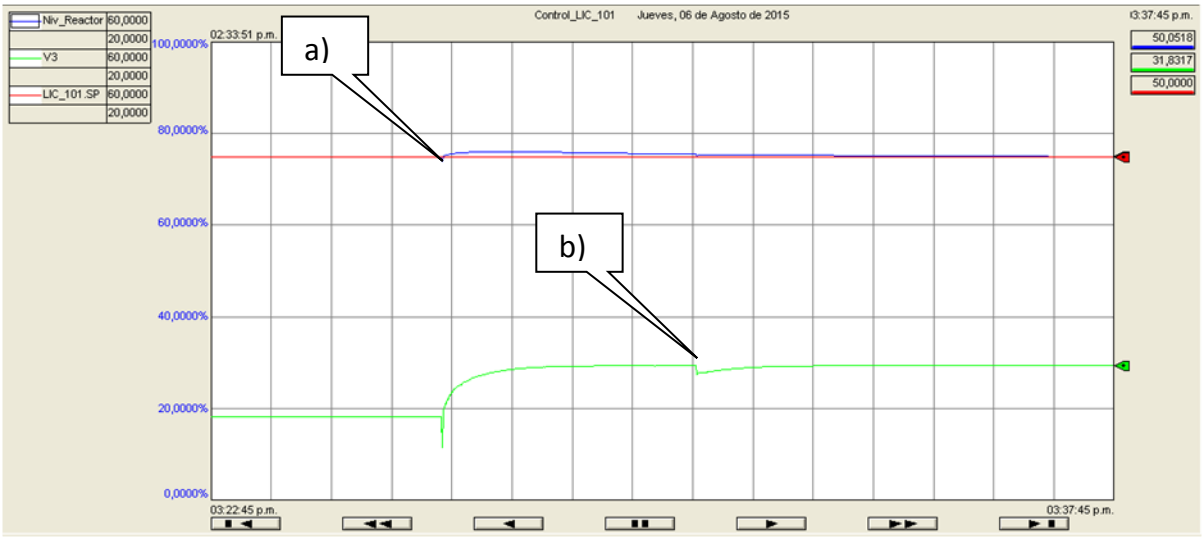


Figura 5-57. Respuesta del controlador nivel del Reactor, ante perturbaciones en las corrientes de alimento. Fuente: Autores.

5.3.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI)

El esquema P&ID del Apéndice G, basado en el diagrama de flujo del proceso, muestra los controladores, indicadores y transmisores que visualizaremos en el HMI que crearemos en el motor SCADA Proficy iFIX. Los tags ingresados a través del *OPC PowerTool* y cargados en el *Database Manager*, serán los mismos ingresados en la página *Controller Tags* (ver Tabla 5-18) del navegador de proyecto de RSLogix5000.

En la Figura 5-58, se muestra la ventana principal del HMI con accesos directos a históricos de las variables más importantes y Alarmas del proceso.

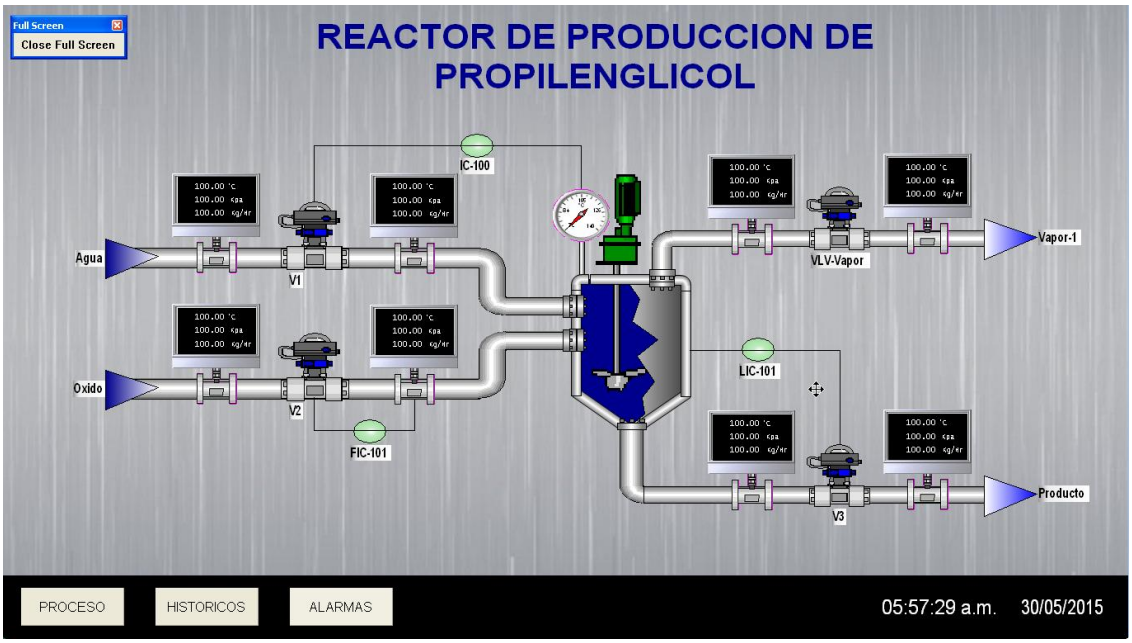


Figura 5-58. Ventana principal del HMI diseñado para el proceso "Control de reactor de propilenglicol". Fuente: Autores.

5.3.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Como se puede apreciar en las graficas de los trends de RSLogix (Figura 5-55, Figura 5-56, Figura 5-57), se afectan los tres lazos de control. Cuando ocurre un aumento en la temperatura de la corriente “Agua”, la temperatura del reactor tiende a aumentar provocando un aumento en la composición de la reacción que hace que requiera mas flujo molar de la corriente “Oxido”, y a su vez un aumento en el flujo de la misma corriente “Agua”. La caída de presión en la corriente “Oxido”, provoca una disminución del flujo de ésta, lo que incide en una caída de temperatura y disminución del nivel del reactor y por consiguiente una disminución en el resultado de la conversión. Sin embargo, se observa que rápidamente el sistema de control lleva al reactor al estado estable.

5.4 CONTROL DE UNA COLUMNA DESPROPANIZADORA

5.4.1 INTRODUCCIÓN

La destilación es la técnica de separación más frecuentemente usada en las industrias químicas y petroleras. El diseño y control de esta operación unitaria es vital para la operación segura y eficiente de muchas plantas. Las columnas de destilación son unidades bastante complejas. Tienen varias entradas y salidas de modo que pueden presentar serios problemas de control. Sus dinámicas son una mezcla de cambios muy rápidos en los flujos de vapor, cambios moderadamente rápidos en los flujos de líquido, cambios lentos en las temperaturas y cambios muy lentos en las composiciones. Frecuentemente, las variables manipuladas tienen restricciones por los límites de inundación de la columna o las limitaciones de los intercambiadores de calor. El diseño de un sistema de control efectivo para una columna individual no es una tarea trivial. Hay por lo menos cinco circuitos de control involucrados aun en la columna más sencilla.(Coronado H, 2013)

En HYSYS se pueden simular fácilmente columnas sencillas o complejas (con corrientes laterales, múltiples alimentos, rehervidores intermedios, etc). En esta práctica se estudiará el control de una columna sencilla con un alimento y dos productos.(Coronado H, 2013)

5.4.2 PROCESO ESTUDIADO

Las refinerías de petróleo utilizan la destilación extensivamente. Una de las separaciones más comunes es la purificación del propano para su uso como LPG (Liquified Petroleum Gas o Gas de petróleo licuado). La columna de destilación que realiza esta tarea se llama una "Columna Despropanizadora" La presión de operación de muchas columnas está determinada por la temperatura del agua de enfriamiento. La volatilidad relativa casi siempre aumenta cuando se disminuye la temperatura y la presión disminuye cuando disminuye la temperatura. Para disminuir el consumo de energía, es entonces recomendable operar a una presión tan baja como sea posible. La limitación es la temperatura del agua de enfriamiento. Si la presión de la columna se fija en un valor muy bajo, no se puede usar agua de enfriamiento como medio de enfriamiento y hay que recurrir a un refrigerante. Sin embargo, la refrigeración es varios órdenes de magnitud más cara que el agua de enfriamiento para procesos de remoción de calor.(Coronado H, 2013)El agua de enfriamiento típica tiene una temperatura de 90 °F (32 °C), de modo que muchas columnas operan a una presión lo suficientemente alta para tener una temperatura de 110 °F (43 °C) en el acumulador de reflujo. Con esto se obtienen diferencias de temperatura satisfactorias para la transferencia de calor y áreas razonables del condensador. Esto constituye una transacción entre el costo de la energía en el rehervidor y la inversión de capital en el costo del condensador. Algunas columnas tienen límites en la presión de operación debido a las restricciones que imponen los límites de una temperatura máxima. Esto puede deberse a

reacciones indeseables que ocurren a altas temperaturas (polimerización, coquización, explosión, etc). Los componentes pesados se concentran en la base de la columna, donde se da entonces la máxima temperatura. La presión de la base tiene que reducirse para que no se sobrepase la máxima temperatura. A continuación se determina la presión del condensador que es igual a la presión de la base menos la caída de presión en los platos. Finalmente, se determina la temperatura del acumulador de reflujo con la composición del destilado y la presión del condensador ya determinada. Si la temperatura del acumulador de reflujo es menor que 100 °F (38 °C) se debe usar refrigeración que es costosa, y de esta manera se incrementa el costo de operación de la columna. La columna de destilación de esta práctica produce un destilado de un 98 % molar en propano. A 110 °F, la presión de vapor del propano es ligeramente mayor que 200 psia, por consiguiente, se selecciona una presión de 200 psia en el condensador. La presión del rehervidor se estima al suponer que hay una caída de presión en cada plato de 5 pulgadas de líquido en esta columna de alta presión. La densidad de este sistema de hidrocarburos es 30 lb/pie^3. La columna tiene 30 platos y el alimento entra en el plato 15. De modo que la presión en el rehervidor es:(Coronado H, 2013)

$$P_{base} = P_{Condensador} + N_{platos}\Delta P_{plato} \qquad (3)$$

$$P_{base} = 200psia + \ 30\ platos \quad \frac{\frac{5pulg}{plato}}{\frac{12pulg}{pie}} \quad \frac{30lb}{pie^3} \quad \frac{pie^2}{144pulg^2} \ = 202.6\ psia \qquad (4)$$

5.4.3 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

El paquete de fluido utilizado es *Peng Robinson*, los componentes empleados son *Propano*, *Isobutano* y *n-Butano*, y utilizaremos el sistema de unidades *Field.*

El alimento a la columna es una mezcla de propano (30 % molar), isobutano (40 % molar) y n-butano (30% molar). El flujo del alimento es de 100 lbmol/hr a 90 °F y 203 psia. Se especifica una pureza del 98 % molar para el propano en el destilado. En el producto de fondo se especifica una impureza del 1 % molar en propano. La razón de reflujo de diseño es de 3.22. Con esta información se puede diseñar la columna en el estado estacionario.

La corriente de alimento se especifica con una presión de 223 psia y se alimenta a la columna a través de la válvula V1 con una caída de presión de 20 psia. El asistente para la columna de destilación nos guía para la introducción de las especificaciones enunciadas en la descripción del proceso. La Figura 5-59 muestra la ventana final del asistente con las corrientes conectadas a la columna, el número de platos, el plato de alimentación, las presiones y caídas de presión en condensador y rehervidor. El valor de la relación de reflujo se introdujo en la página tres del asistente para la introducción de las especificaciones.

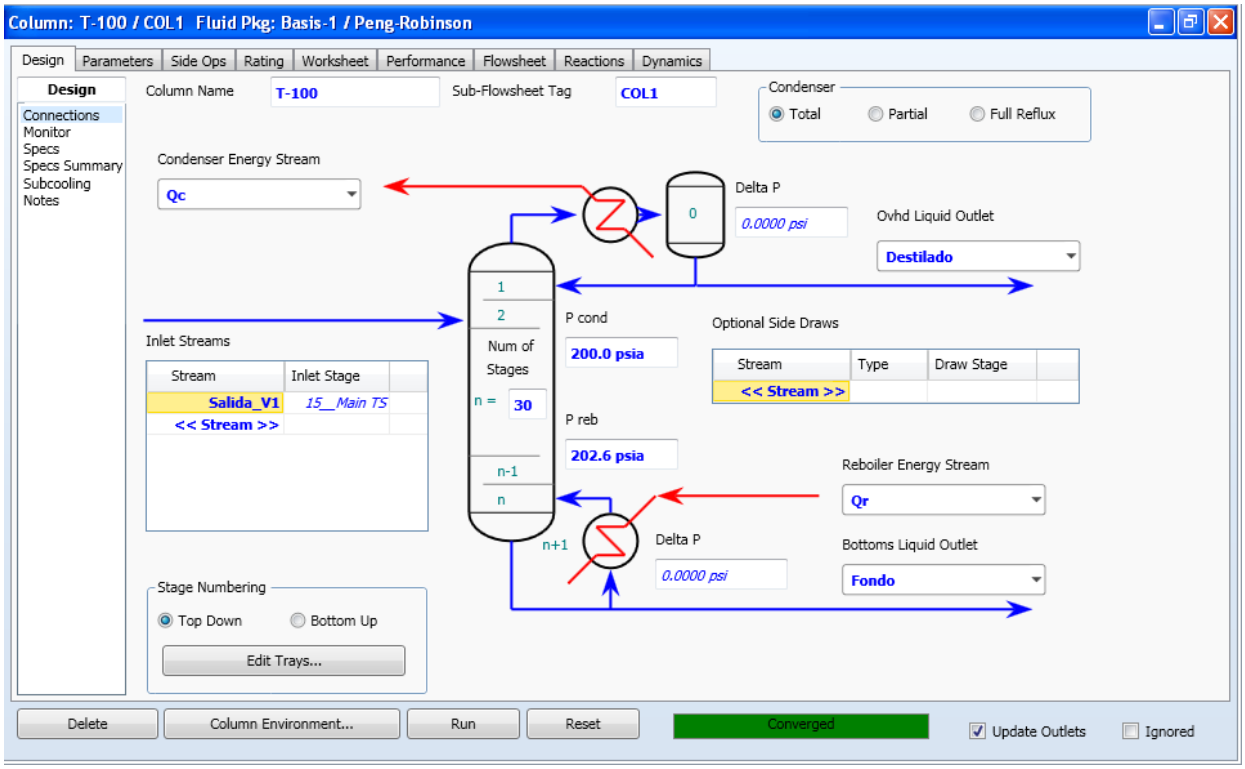


Figura 5-59. Conexiones de la columna "Despropanizadora". Fuente: Autores.

Las composiciones en propano en las corrientes *Destilado* y *Fondo* se agregan como se observa en la página "*Monitor*" de la pestaña "*Design*" mostrada en la Figura 5-60. Las especificaciones que aparecen por defecto en esta página no se observan porque fueron eliminadas, las especificaciones activas son la fracción molar de 0.98 para el propano en el destilado (*Estage=Condenser*) y la fracción molar de 0.01 para el propano en el producto de fondo (*Estage=Reboiler*). Al presionar el botón "Run", si es necesario, el simulador converge satisfactoriamente y muestra, por defecto, el perfil de temperaturas a lo largo de la columna. Seleccione el radio botón correspondiente y observe los perfiles de presión y de flujos.

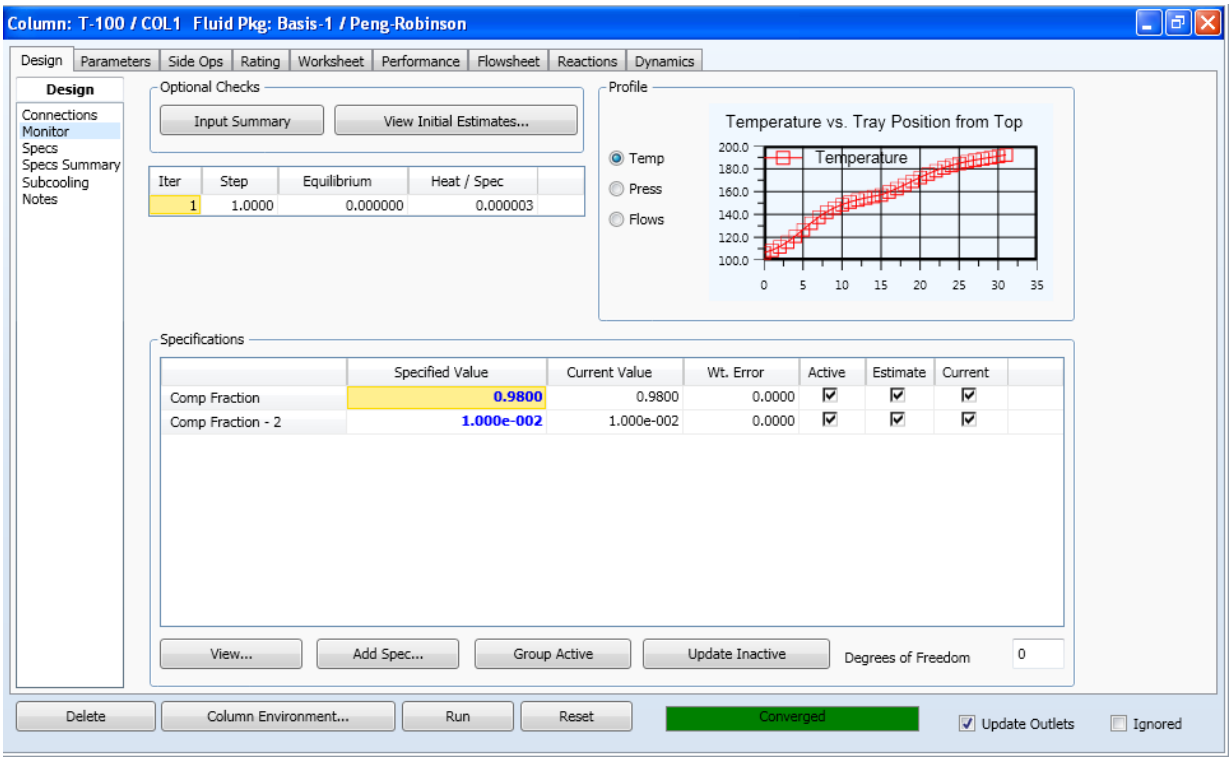
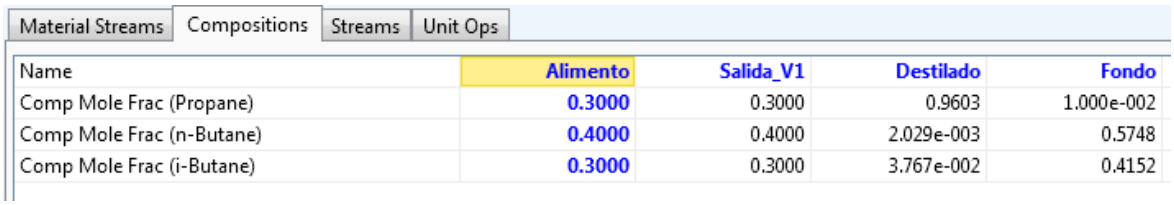


Figura 5-60. Página Monitor de las especificaciones de la columna. Fuente: Autores.

La Figura 5-61 muestra el "*Workbook*", donde podemos ver las concentraciones de los componentes en cada una de las corrientes.



Name	Alimento	Salida_V1	Destilado	Fondo
Comp Mole Frac (Propane)	0.3000	0.3000	0.9603	1.000e-002
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.4000	0.4000	2.029e-003	0.5748
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.3000	0.3000	3.767e-002	0.4152

Figura 5-61. Workbook. Fuente: Autores.

La Figura 5-62 muestra el diagrama de flujo de la columna completamente especificada en estado estacionario.

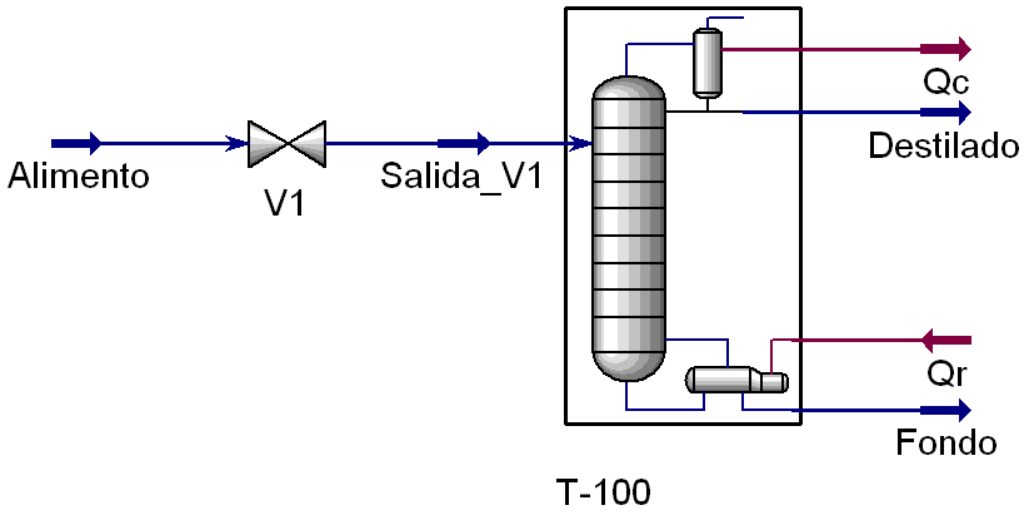


Figura 5-62. Columna Despropanizadora simulada en estado estacionario. Fuente: Autores.

Si se presiona el botón "Column Environment" de la ventana de propiedades de la columna se abre la ventana que se muestra en la Figura 5-63. Es un diagrama de flujo interno de la columna. Observe que en esta figura se muestran varias corrientes que no se muestran en el diagrama principal como el "Reflux", "To Reboiler" y "To Condenser".

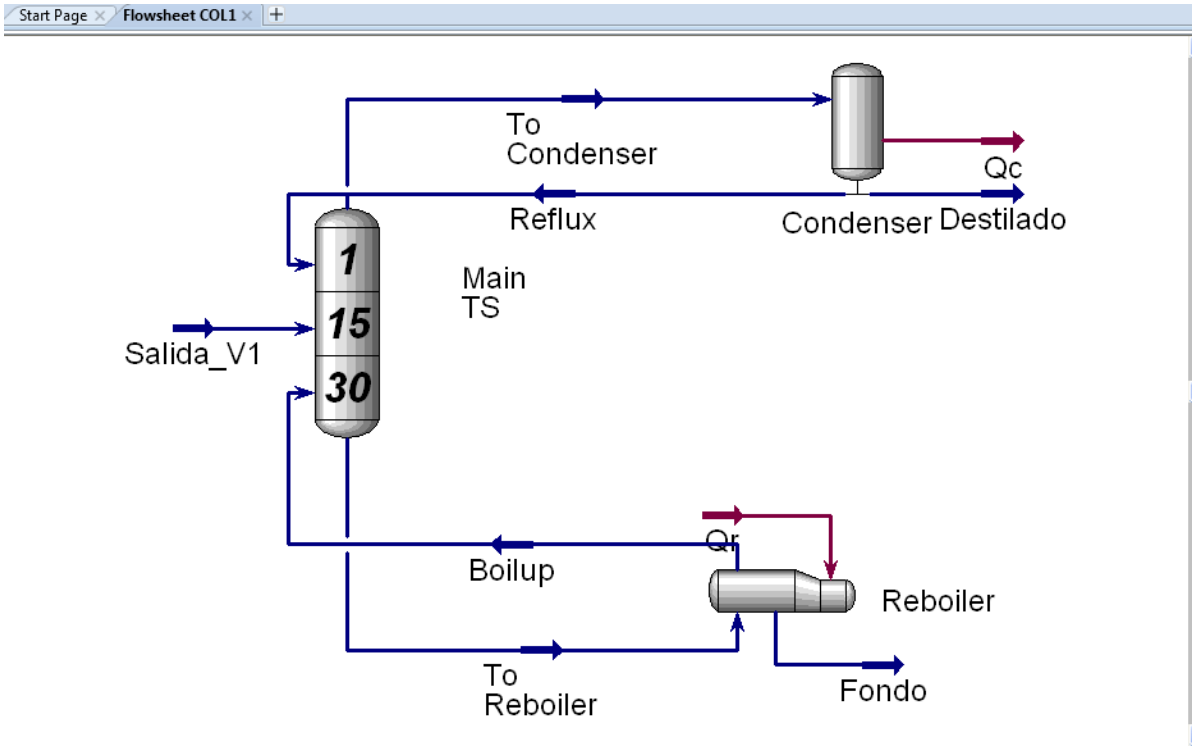


Figura 5-63. Sub-Diagrama de flujo de la columna "Despropanizadora". Fuente: Autores.

5.4.3.1 Desempeño De La Columna

Al hacer un doble clic en la sección de la torre en el Sub-Flowsheet de la columna se despliega la ventana de título "Main TS" a través de la cual se puede observar el desempeño o perfil de presiones, temperaturas y flujos, plato a plato, de la columna al presionar la pestaña "Performance". En el perfil de flujos se puede ver que el flujo de vapor en el plato 1 (el primer plato es el de la cima) es de 125 lbmol/h. Los flujos de vapor en la sección rectificadora disminuyen a medida que descendemos en la columna. Sin embargo, los flujos de vapor son mayores en la sección despojadora porque la temperatura del alimento es menor que las temperaturas de los platos en la sección despojadora y por las diferencias en calores molares de vaporización de los componentes. El máximo flujo de vapor se da en el plato 30 ,156.3 lbmol/h.

5.4.3.2 Diseño De La Sección De Platos De La Columna

Densidades

Para calcular la velocidad máxima del vapor por medio del factor F se necesita la densidad del vapor. Para ello, se hace doble clic sobre el "Main TS", se selecciona la pestaña "Worksheet" y a continuación la opción "Properties". En la ventana desplegada y sobre la columna encabezada como "To Condenser" se observa que la densidad del vapor que entra al condensador (Mass Density [lb/ft^3]) es de 1,9116 lb/pie^3 y la densidad de la corriente "Boilup", es decir, del vapor que entra a la columna es de 2,2633 lb/pie^3.(Coronado H, 2013)

Velocidades Máximas

A continuación calculamos la velocidad máxima del vapor en la cima y en el fondo de la columna.

En el plato de cima:

$$V_{max} = \frac{F}{\overline{\rho_v}} = \frac{1}{\overline{1{,}9116}} = 0{,}7232 \ \frac{pies}{seg} \qquad (5)$$

En el plato de fondo:

$$V_{max} = \frac{F}{\overline{\rho_v}} = \frac{1}{\overline{2{,}2633}} = 0{,}6647 \ \frac{pies}{seg} \qquad (6)$$

Áreas Seccionales

A continuación se calculan las áreas seccionales rectas en la cima y en el fondo de la columna, disponiendo de los flujos másicos, las densidades y las velocidades máximas y aplicando la ecuación. $Area = \frac{Flujo\ Volumétrico}{Velocidad}$.

EN EL PLATO DE CIMA:

$$Area = \frac{5583\,\frac{lb}{h}\quad \frac{h}{3600\ seg}}{0{,}723\,\frac{pies}{seg}\quad 1{,}9116\,\frac{lb}{pie^3}} = 1{,}12\ pies\ seg \qquad (7)$$

EN EL PLATO DE FONDO:

$$Area = \frac{9020\,\frac{lb}{h}\quad \frac{h}{3600\ seg}}{0{,}664\,\frac{pies}{seg}\quad 2{,}2633\,\frac{lb}{pie^3}} = 1{,}66\ pies\ seg \qquad (8)$$

Para calcular el diámetro se escoge el área mayor, lo que resulta en un diámetro de 1.45 pies.

$$D_{max} = \overline{\frac{4 * Area}{\pi}} = \overline{\frac{4(1{,}66)}{\pi}} = 1{,}45\ pies \qquad (9)$$

Las dimensiones de la columna pueden verificarse con los que dan el HYSYS abriendo la página "Rating" de la ventana "Main TS" como se muestra en la Figura 5-64.

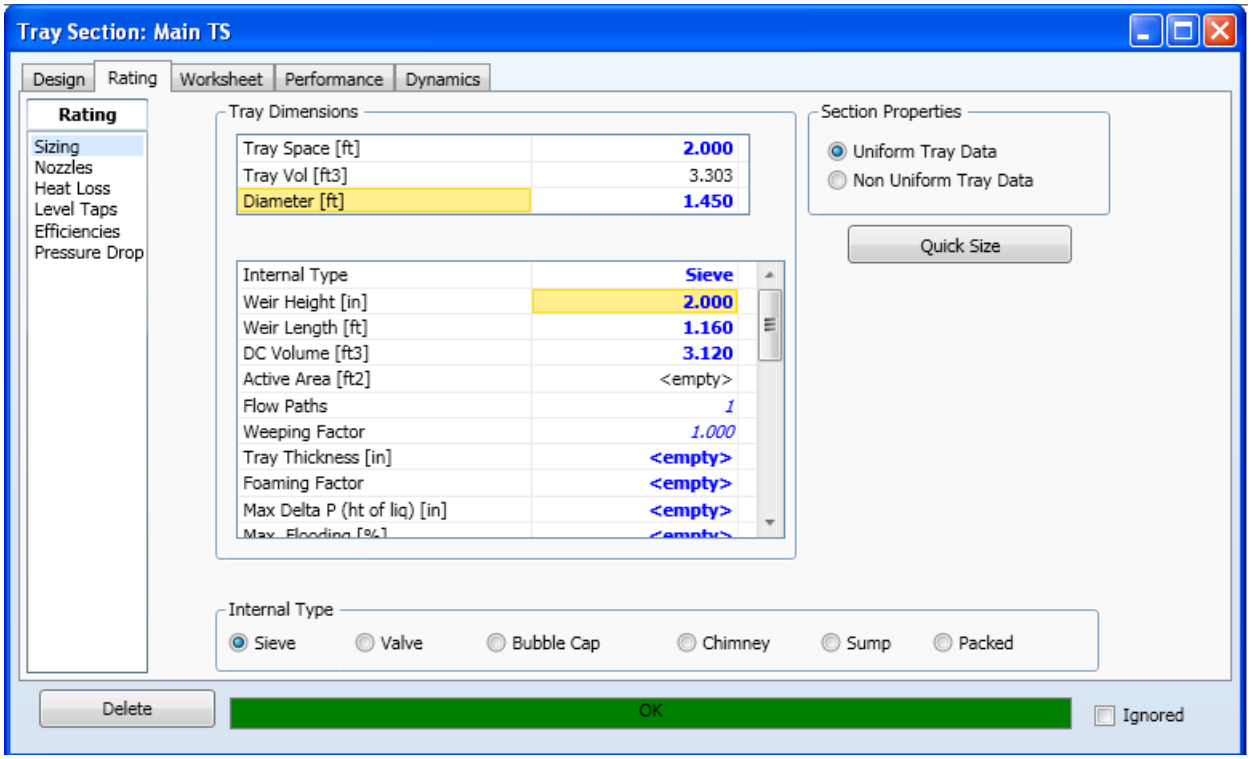


Figura 5-64. Dimensiones de la columna "Despropanizadora". Fuente: Autores.

Observe que se han suministrado los valores para el diámetro, el espacio entre platos y la longitud del vertedero (80 % del diámetro del plato) en el recuadro "Tray Dimensions" de la Figura 5-64. Se ha escogido una columna de platos perforados.

Si se hace clic sobre la pestaña "Dynamics" se abre la ventana que se muestra en la Figura 5-65. En la sección "Calculate K values" seleccione el botón "All Stages". Esto calcula los coeficientes de presión-flujo por medio de la caída de presión especificada en la columna y los flujos de vapor en los platos en el estado estacionario.(Coronado H, 2013)

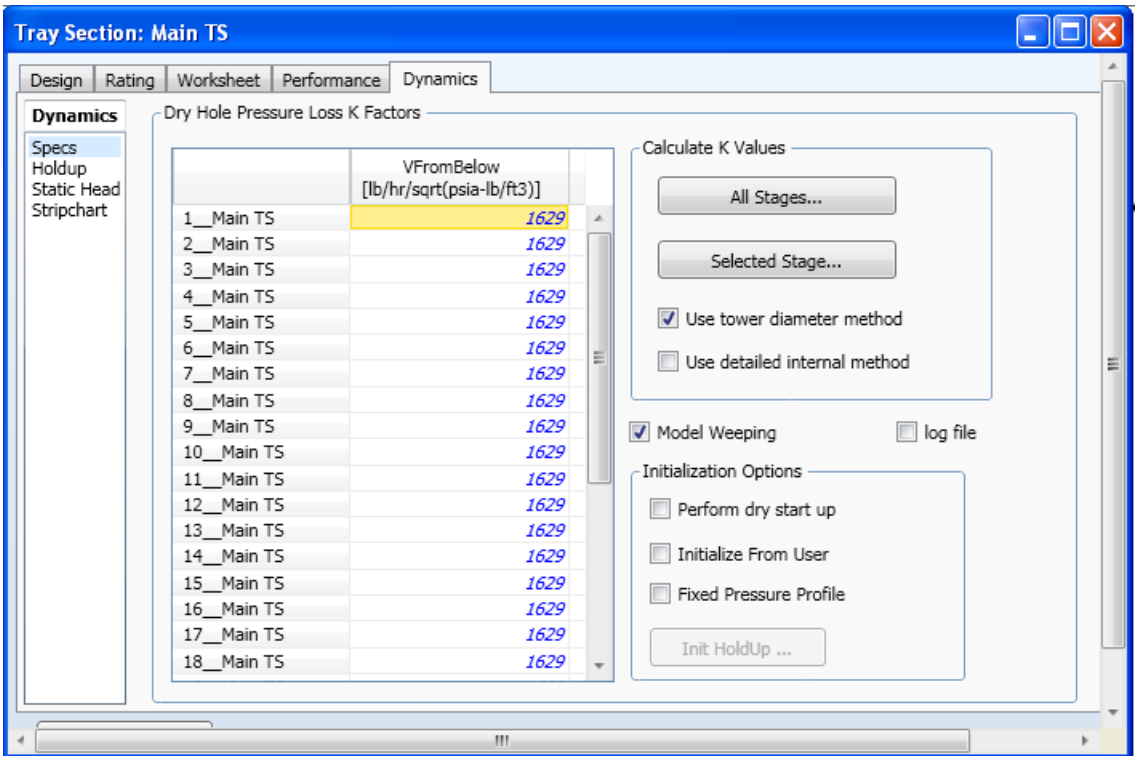


Figura 5-65. Especificaciones dinámicas de la columna "Despropanizadora". Fuente: Autores.

5.4.3.3 Diseño Del Acumulador De Reflujo Y De La Base De La Columna

Para este caso, se utiliza la heurística de 10 minutos para el volumen de líquido en el acumulador de reflujo y en el de la base de la columna. El "Sub Flowsheet" de la Figura 5-63 facilita las corrientes del acumulador de reflujo y del rehervidor. Si se hace doble clic en estas corrientes se abren las ventanas que permiten ver las densidades y los flujos de estas corrientes. El flujo total que sale del acumulador de reflujo es de 4220 lb/h y su densidad es de 29.248 lb/pie^3. Por consiguiente, para que un tanque lleno de líquido en un 50 % tenga un volumen total equivalente a 10 minutos de operación debe tener un volumen de:

$$10min \quad 4220\frac{lb}{h} \quad \frac{1}{29{,}248\,\frac{lb}{pie^3}} \quad \frac{1h}{60\,min} = 25pies^3 \qquad (10)$$

El líquido que entra al rehervidor (base de la columna) es de 13079 lb/h y su densidad es de 29,47 lb/pie 3. Por consiguiente, un recipiente equivalente a 10 minutos de operación debe tener un volumen de:

$$10min \quad 13079\frac{lb}{h} \quad \frac{1}{29{,}47\,\frac{lb}{pie^3}} \quad \frac{1h}{60\,min} = 74pies^3 \qquad (11)$$

Para introducir el valor calculado del volumen del acumulador de reflujo, haga doble clic sobre el ícono del Condensador que se observa en el Sub-Flowsheet de la columna y en la ventana desplegada presione la pestaña "Dynamics". La Figura 5-66 muestra el volumen de 25pie^3 introducido y un porcentaje de volumen de líquido del 50 %. La Figura 5-67 muestra la especificación del volumen en la base de la columna introducida en la ventana de especificaciones del rehervidor. Alternativamente, en el flowsheet principal, haga clic sobre la pestaña "Dynamics" y seleccione "Vessels" para abrir la ventana de la Figura 5-68, donde pueden introducirse ambos volúmenes.(Coronado H, 2013)

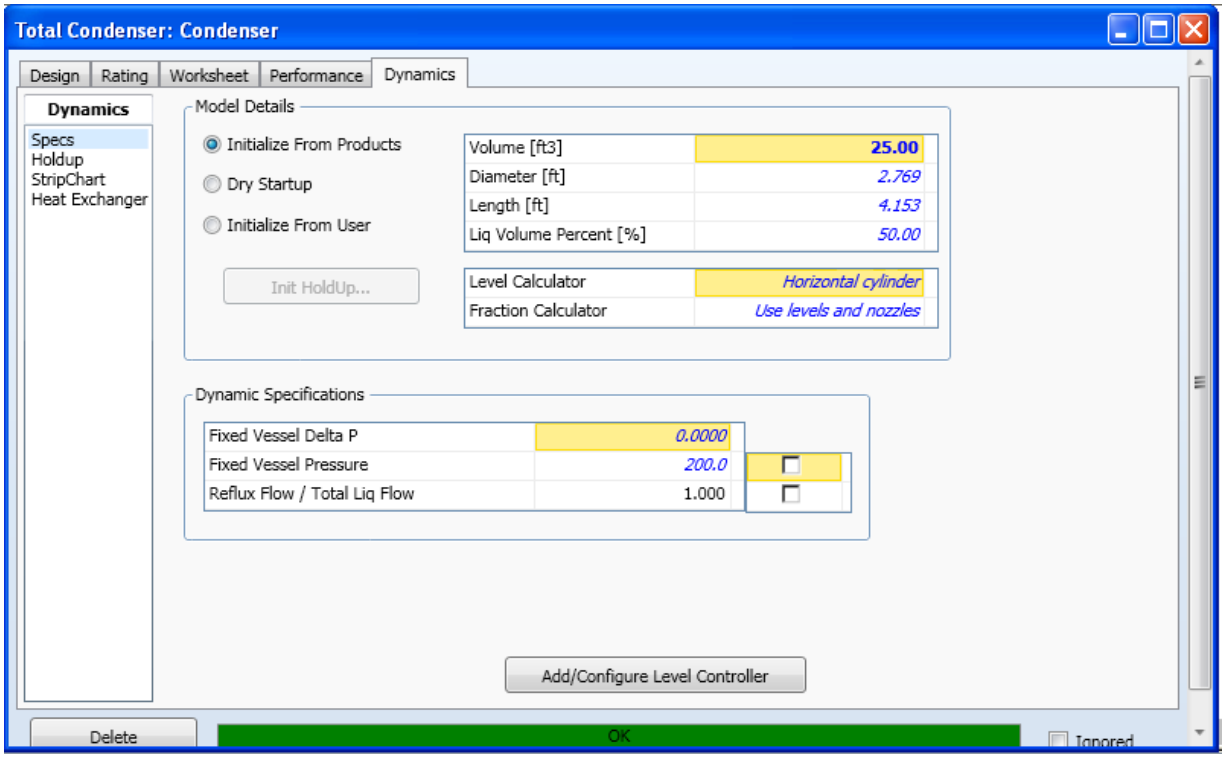


Figura 5-66. Especificación del volumen del acumulador de reflujo. Fuente: Autores.

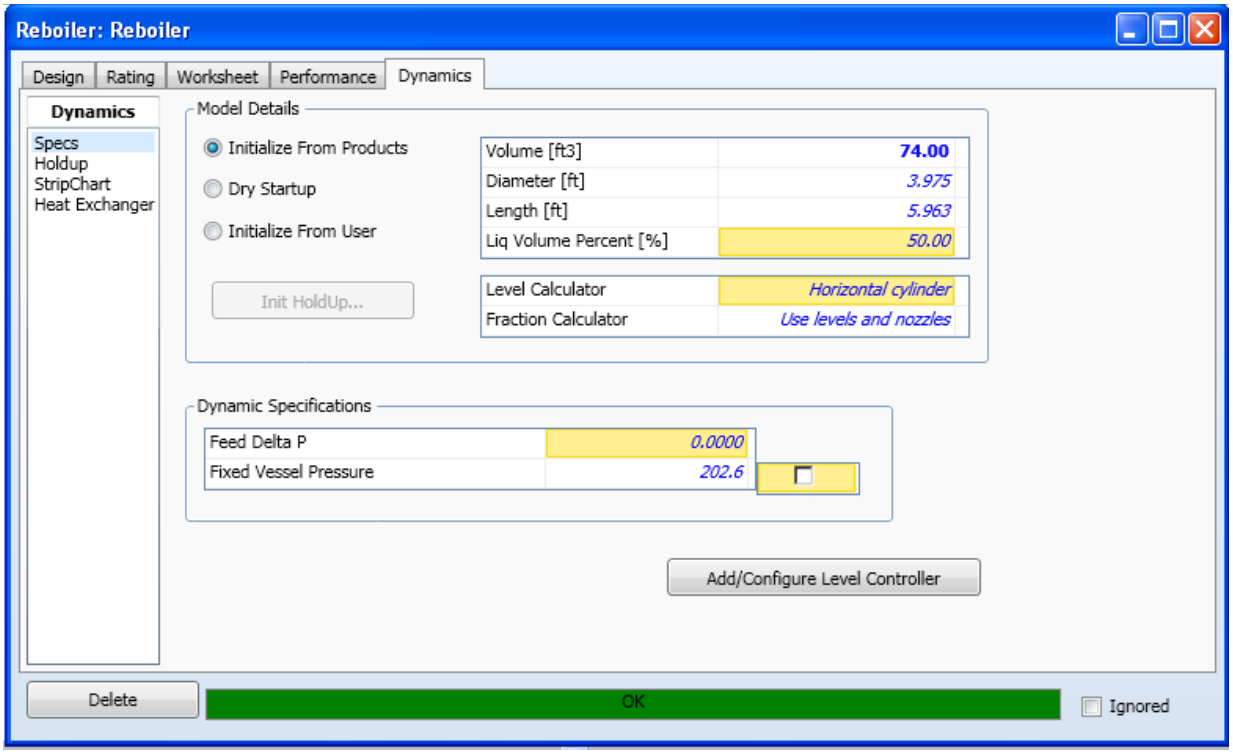


Figura 5-67. Especificación del volumen de la base de la columna. Fuente: Autores.

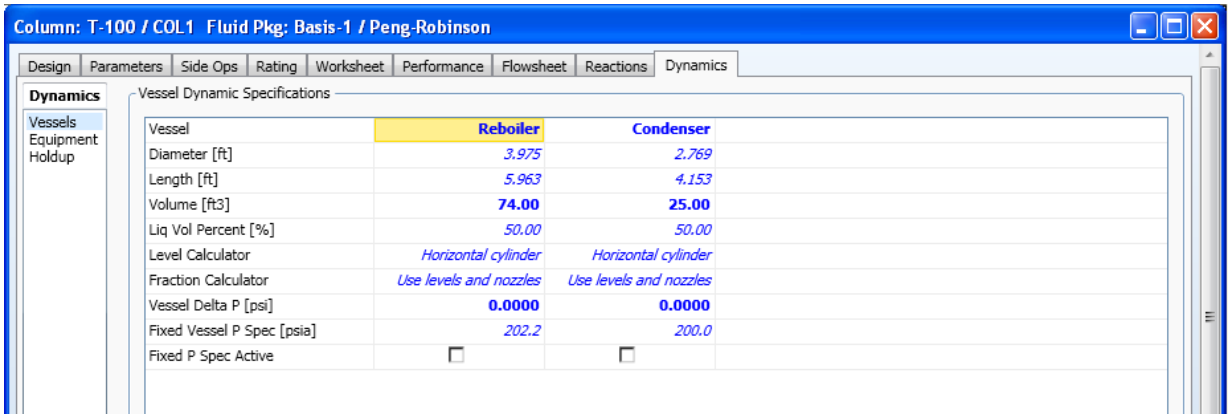


Figura 5-68. Especificaciones de los volúmenes del condensador y rehervidor. Fuente: Autores.

5.4.3.4 Diseño De Las Válvulas De Control

Todas las válvulas se diseñan abiertas al 50 %, excepto las válvulas en el condensador y rehervidor que se discuten a continuación.

5.4.4 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO

5.4.4.1 ESTRATEGIA DE CONTROL

El esquema de control escogido para la columna "Despropanizadora" es la estructura Reflujo-Vapor (R-V) que se utiliza en muchas columnas de destilación.

5.4.4.1.1 Selección Del Plato De Control De Temperatura

Lo primero que hay que decidir es la selección del plato donde se instalará el sensor de temperatura. Para responder esta pregunta utilizaremos el método sencillo de observar el perfil de temperaturas en los platos de la columna en estado estacionario. Para ello:

- Un modo de localizar el plato para el control de la temperatura es buscar un lugar donde la temperatura cambie significativamente de plato a plato. Para ello, se despliega la ventana de propiedades de la columna simulada en estado estacionario y se selecciona la pestaña "Performance".

- Luego se selecciona la opción "Plots" y a continuación la opción "Temperature" incluida dentro del cuadro de título "Tray by tray Properties". Se presiona el botón "View Table" y se despliega una tabla con los valores de las temperaturas plato por plato y muestra que el cambio más significativo ocurre en la sección de rectificación alrededor del plato 6. Esta es la región donde la pureza del propano cambia rápidamente de plato a plato, de modo que la temperatura también cambia significativamente en esta región. La temperatura en estado estacionario del plato 6 es 131 °F, y esta es la señal de referencia del controlador de temperatura.

5.4.4.1.2 Atraso Dinámico En El Control De Temperatura

Se instala un control de temperatura en la operación de la columna manipulando el flujo calórico en el rehervidor y utilizando una función de transferencia que considere dos atrasos dinámicos de 1 minuto. Para ello:

- Instalamos un botón *función de transferencia* con variable de proceso la temperatura del plato 6 (numeración de arriba abajo) o *Stage Temperatura (6 Main_TS)* de la columna despropanizadora (Main TS@COL1). Cabe recordar que la variable del objeto a manipular no se instala desde la ventana de la función de transferencia.

- En la pestaña *Parameters* asignamos valores de 100 ºF y 200 ºF como el mínimo y el máximo para la variable de proceso o PV.

- Se asignan 100 y 200 los valores mínimo y máximo para la salida OP.

- Para asignar la función de transferencia como la que corresponde a un sistema de segundo orden, en la página *2nd Order* de la pestaña *Parameters* se verifica la opción *2nd Order* que aparece en el cuadro *Active Transfer Functions* y se asigna valores de uno a los parámetros que aparecen en el cuadro "2nd Order Lag Parameters", es decir, a la ganancia, la constante de tiempo y el coeficiente de amortiguamiento.

5.4.4.1.3 Selección de lazos de control

Se instalarán los siguientes lazos para controlar: Control de flujo del alimento, Controles de nivel de líquido en el acumulador de reflujo y en la base de la columna, Control de presión en el condensador y Control de temperatura en el plato 6 numerándolos desde la cima.

5.4.4.1.4 Simulación Con Controladores PID En Hysys

Ahora procedemos a instalar los controladores PID con los parámetros listados en la Tabla 5-19.

Tabla 5-19. Parámetros de los controladores de proceso. Fuente: Autores.

Nombre		**FIC-100**	**LIC-100**	**LIC-101**	**PIC-100****	**TIC-100*****
Elemento de entrada		Flujo molar de la corriente *Alimento*	Porcentaje de nivel de líquido del Condensador	Porcentaje de nivel de líquido del Rehervidor	Presión de la corriente *To Condenser*.	*OP Value* de la función de transferencia *Tiempo Muerto*
Elemento de salida		Válvula V1	Válvula VLV-Destilado	Válvula VLV-Destilado	Corriente calórica del condensador ,*Qc*	Corriente calórica del Rehervidor, *Qr*
Set point (SP)		100 lbmole/hr	50 %	50 %	200 psia	130
PV Mínimo		50 lbmole/hr	0 %	0 %	190 psia	100 °F
PV Máximo		200 lbmole/hr	100 %	100 %	210 psia	200 °F
Acción		Inversa	Directa	Directa	Directa	Inversa
Autotuning *	Kc	0.122	14.8	14.7	3.36	1.53
	Ti (min)	4.29e-002	0.308	0.402	0.271	8.69
	Td (min)	9.54e-003	6.84e-002	8.94e-002	6.02e-002	1.93

* Los parámetros obtenidos pueden diferir cada vez que se aplique un *Autotuner*.

** Se debe presionar el botón *Control Valve* y seleccionar en el cuadro *Duty Source*, la opción *Direct Q* que indica la fuente calórica, en el recuadro *Direct Q* se ingresa 0 y $2X10^6$ Btu/h como valores mínimo y máximo.

*** Se debe presionar el botón *Control Valve* y seleccionar en el cuadro *Duty Source*, la opción *Direct Q* que indica la fuente calórica, en el recuadro *Direct Q* se ingresa 0 y $2X10^6$ Btu/h como valores mínimo y máximo.

Ahora se procede a abrir todas las caratulas de los controladores *(Face Plate)*, e iniciamos la simulación en modo dinámico. El diagrama de flujo de la columna despropanizadora con las carátulas de cada uno de los controles se muestra en la Figura 5-69.

También desplegamos los *stripchart* correspondientes a cada de los PID para desplegar las ventanas de las gráficas registradoras de las variables SP, PV y OP, como lo muestra la Figura 5-70. Podemos observar la estabilidad de cada una de ellas mientras se simula dinámicamente a la columna de destilación.

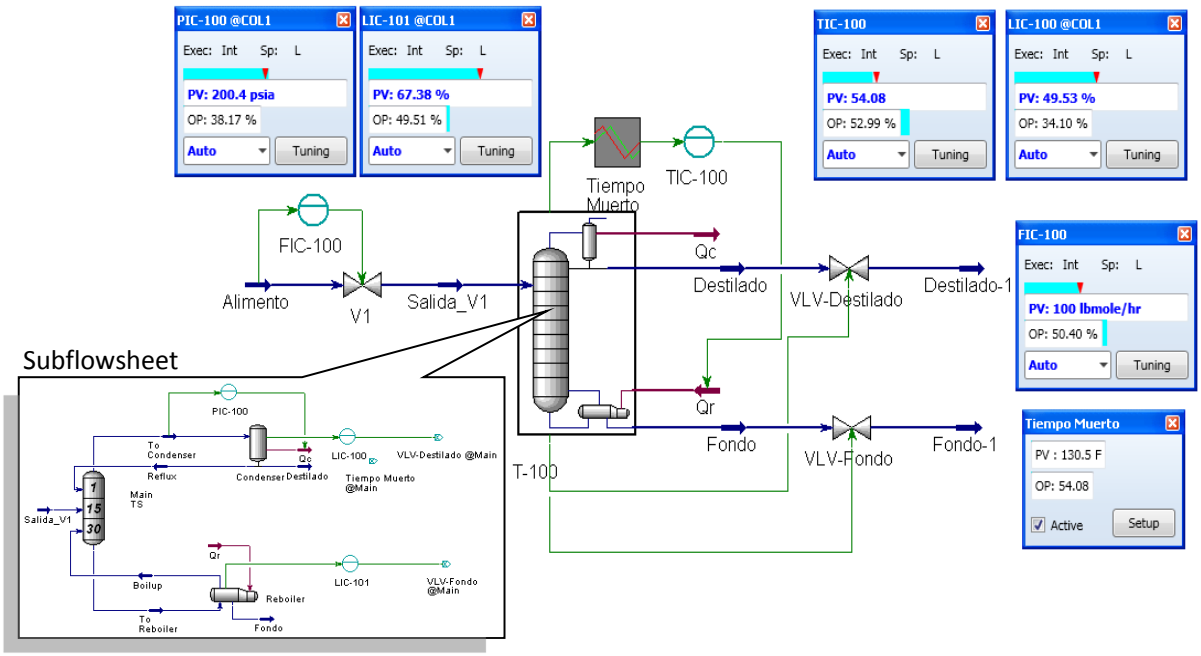


Figura 5-69.Diagrama de flujo de la columna despropanizadora controlada. Fuente: Autores.

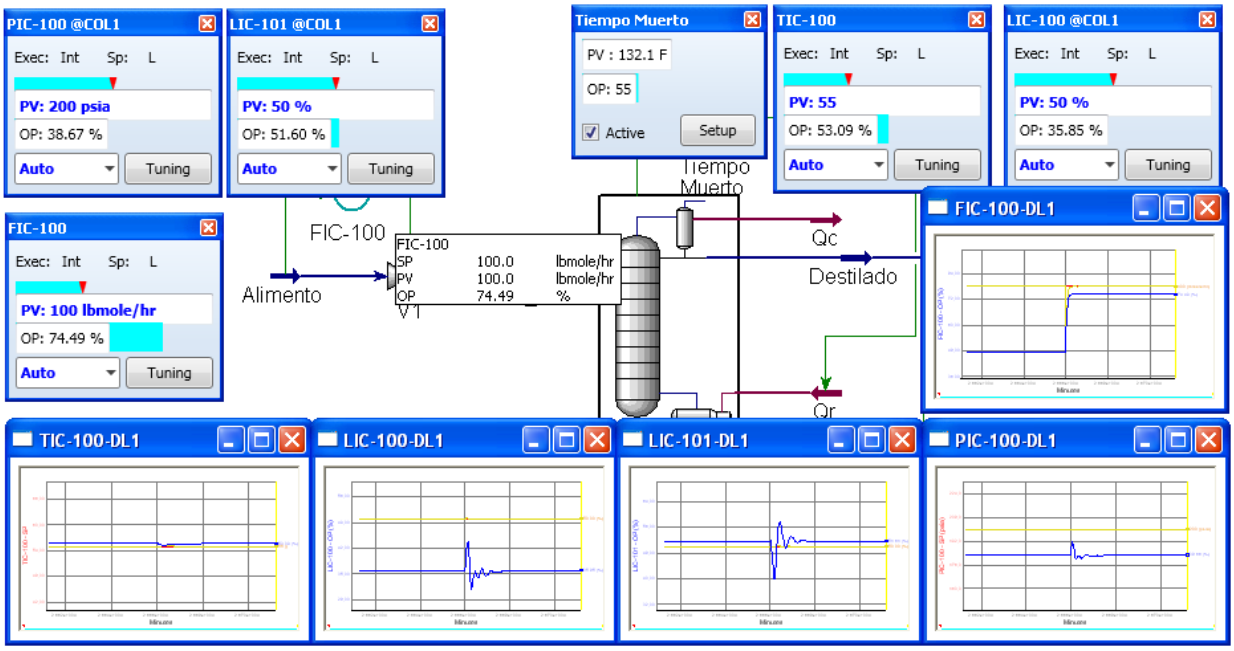


Figura 5-70. Registradores de los controles de la columna despropanizadora. Fuente: Autores.

CASOS DE ESTUDIO Y RESULTADOS

- Aumentando la señal de referencia del controlador de flujo de la corriente *Alimento* de 106 a 125 lbmol/h.

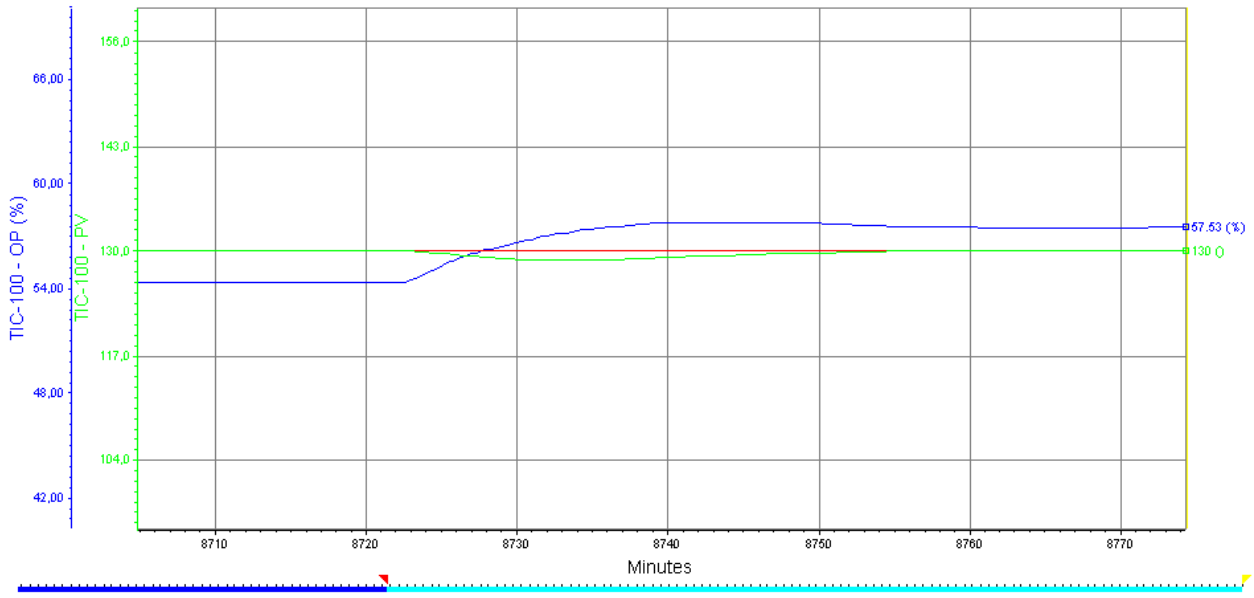


Figura 5-71.Respuesta del controlador de temperatura ante un cambio en el set point del controlador flujo de la corriente "Alimento". Fuente: Autores.

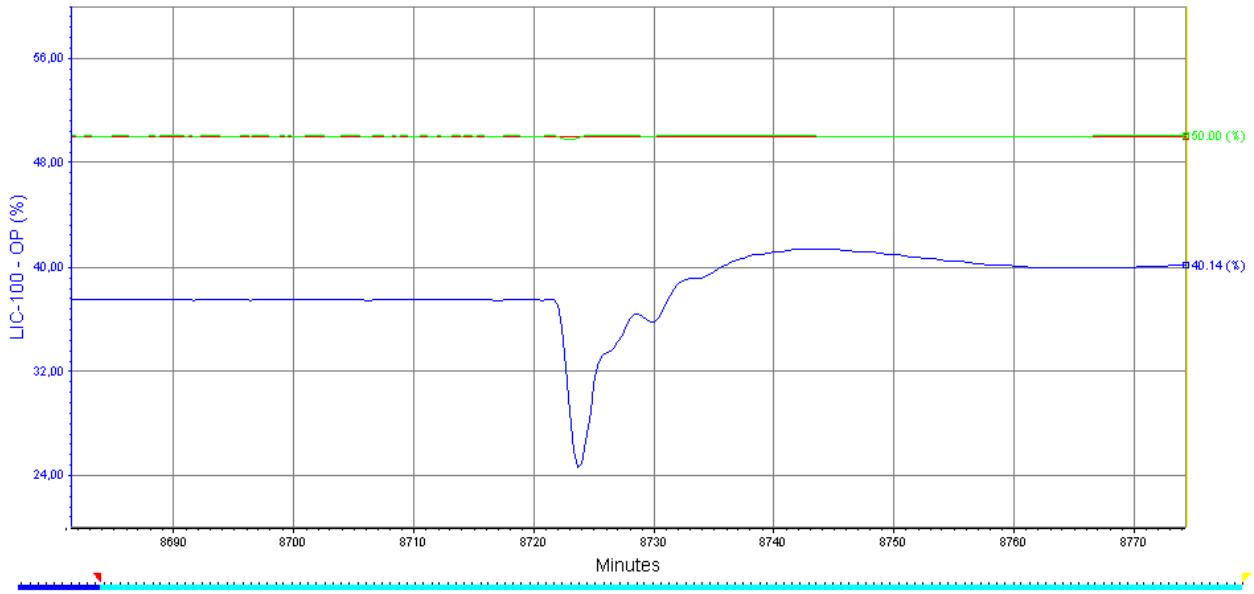


Figura 5-72.Respuesta del controlador de nivel del condensador, ante un cambio en el set-point del controlador de flujo de de la corriente "Alimento". Fuente: Autores.

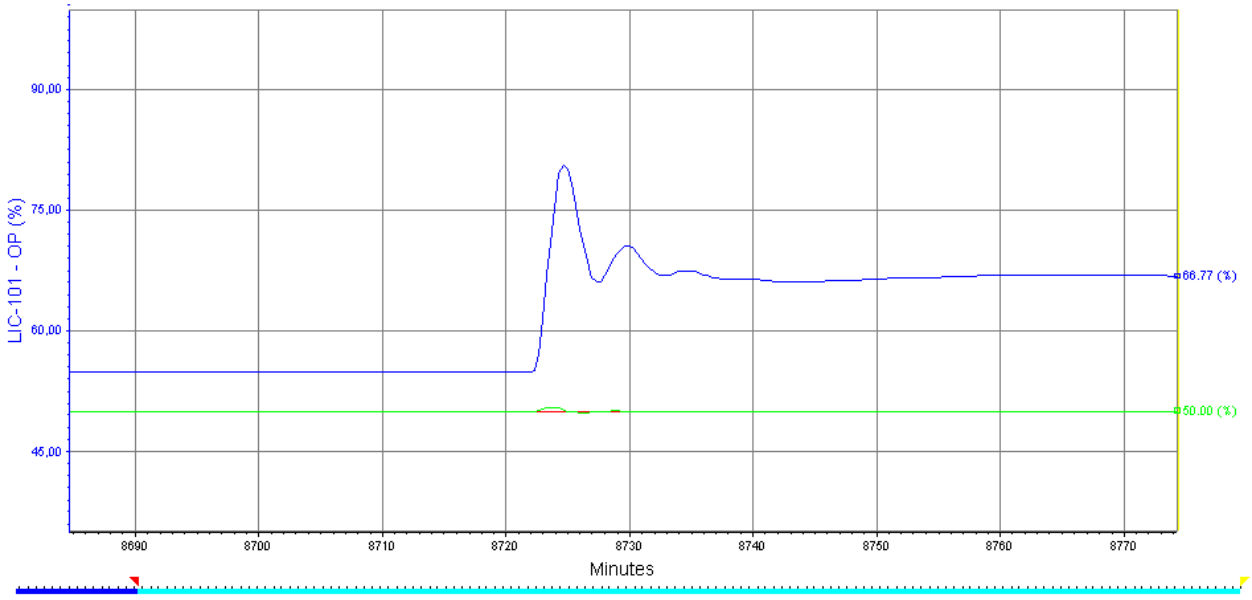


Figura 5-73. Respuesta del controlador de nivel del Rehervidor ante un cambio en el set-point del controlador de flujo de la corriente "Alimento". Fuente: Autores.

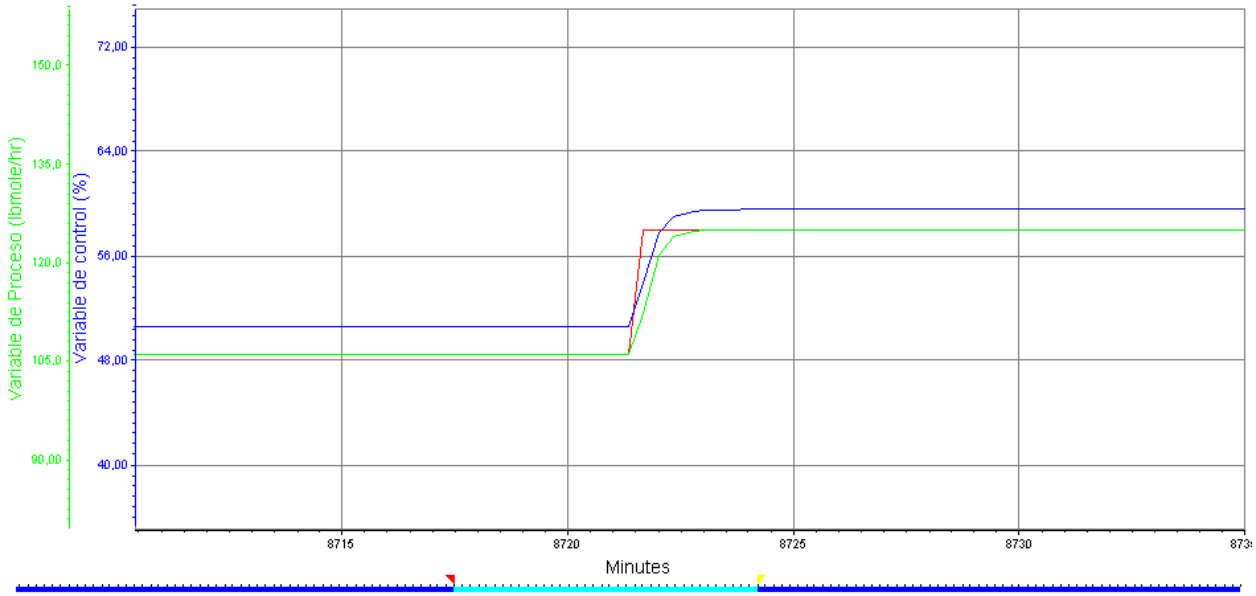


Figura 5-74.Respuesta del controlador de flujo de alimento ante un cambio en su set point. Fuente: Autores.

- Cambio de la señal de referencia del controlador de temperatura de 130 a 125 °F.

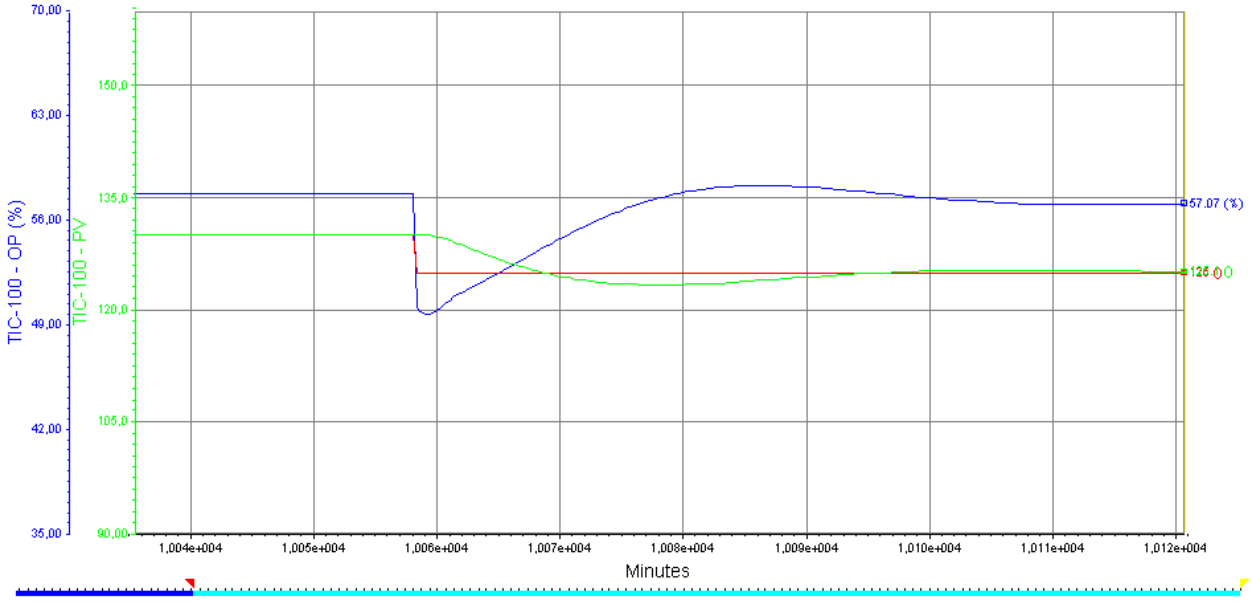


Figura 5-75. Respuesta del controlador de temperatura ante un cambio en su set-point. Fuente: Autores.

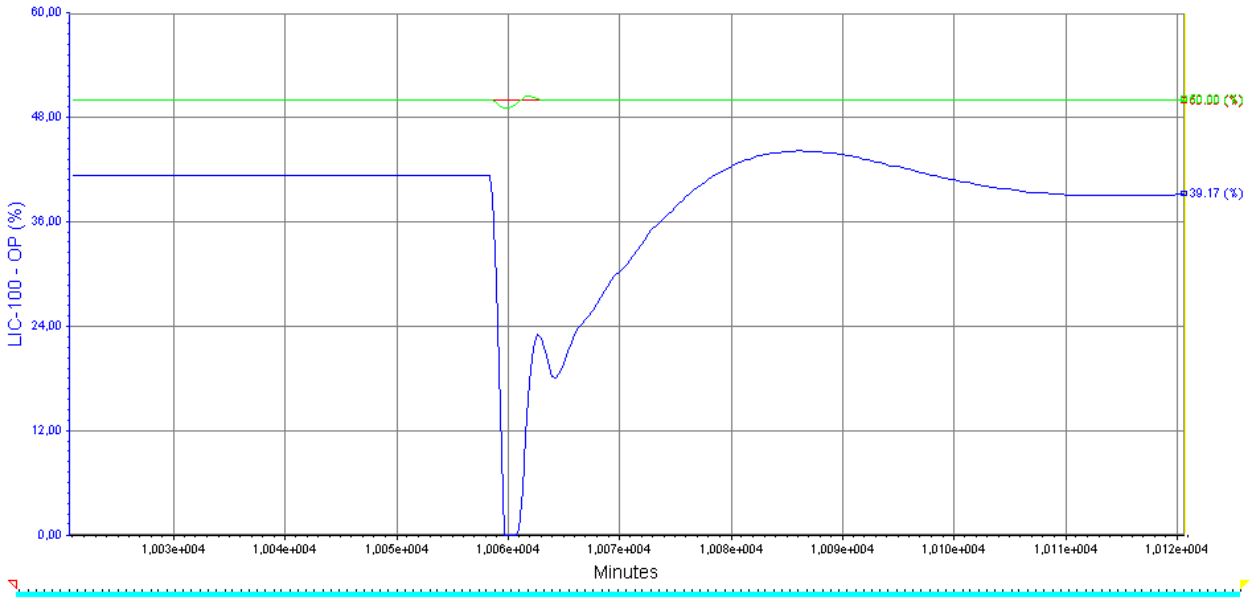


Figura 5-76. Respuesta del controlador de nivel del condensador ante un cambio en el set-point del controlador de temperatura. Fuente: Autores.

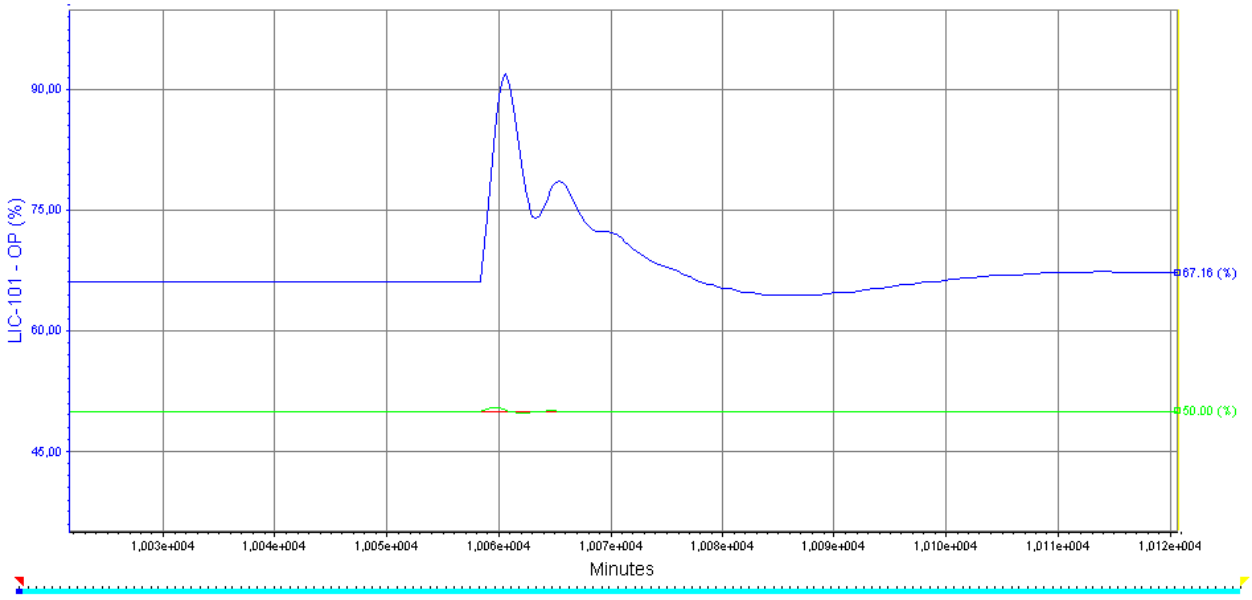


Figura 5-77. Respuesta del controlador de nivel del rehervidor ante un cambio en el set-point del controlador de temperatura. Fuente: Autores.

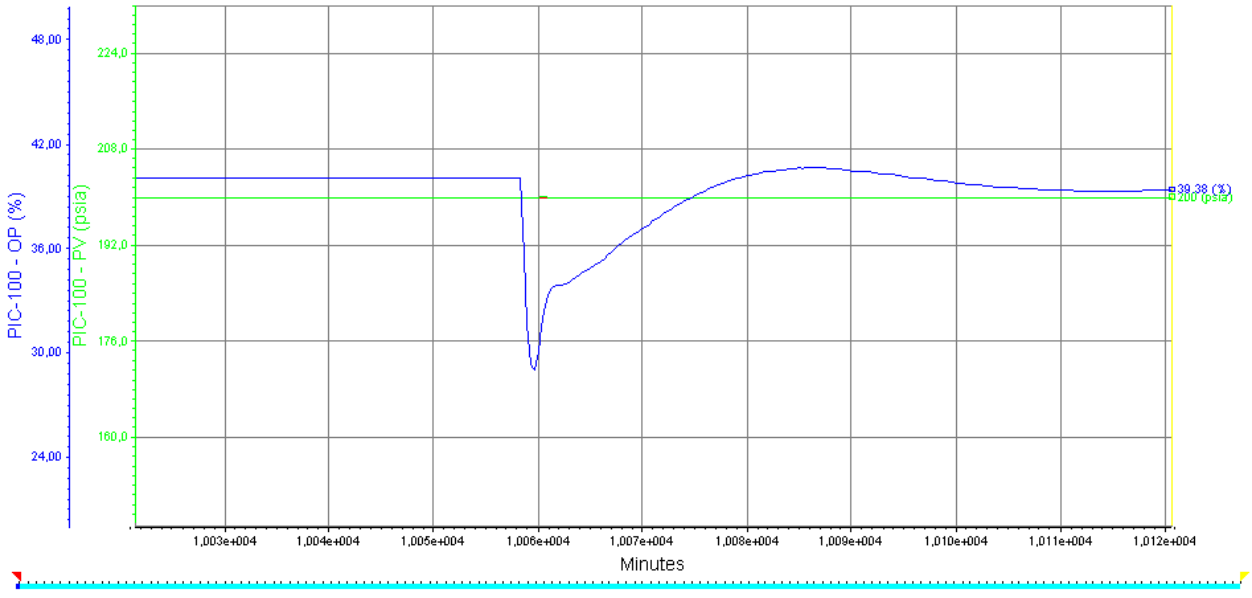


Figura 5-78.Respuesta del controlador de presión ante un cambio en el set-point del controlador de temperatura. Fuente: Autores.

5.4.4.1.5 Simulación con controladores PID en Rslogix5000

Como es habitual debemos tener presente las variables que queremos utilizar para realizar el control del proceso en RSLogix y también como indicadores para realizar el HMI (Human Machine Interface) que diseñaremos en Proficy iFIX. En la Tabla 5-20, se muestran las variables para crear los tags necesarios para la comunicación, que intervienen en la automatización y supervisión de este proceso.

Tabla 5-20. Listado de variables utilizadas para simulación con PLC en RSLogix5000 y visualización HMI IFIX. Fuente: Autores.

Nombre	Atributo	Descripción	Tipo de Dato
CV_FIC_100	Input:=Flotante	Variable de control FIC_100	REAL
CV_LIC_100	Input:=Flotante	Variable de control LIC_100	REAL
CV_LIC_101	Input:=Flotante	Variable de control LIC_101	REAL
CV_PIC_100	Input:=Flotante	Variable de control PIC_100	REAL
CV_TIC_100	Input:=Flotante	Variable de control TIC_100	REAL
FIC_100	I/O:=Array	Variable controlador PID "FIC_100" en RsLogix	PID(RSLogix)
FM_Alimento	output:=Flotante	Flujo Molar corriente "Alimento" (kgmole/h)	REAL
F_Alimento	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Alimento" (kg/h)	REAL
F_Boilup	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Boilup" (kg/h)	REAL
F_Destilado	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Destilado" (kg/h)	REAL
F_Destilado_1	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Destilado-1" (kg/h)	REAL
F_Fondo	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Fondo" (kg/h)	REAL
F_Fondo_1	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Fondo-1" (kg/h)	REAL
F_Reflux	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Reflux" (kg/h)	REAL
F_Salida_V1	output:=Flotante	Flujo masico corriente "Salida_V1" (kg/h)	REAL
F_To_Condenser	output:=Flotante	Flujo masico corriente "To_Condenser" (kg/h)	REAL
F_To_Reboiler	output:=Flotante	Flujo masico corriente "To_Reboiler" (kg/h)	REAL
LIC_100	I/O:=Array	Variable controlador PID "LIC_100" en RsLogix	PID(RSLogix)
LIC_101	I/O:=Array	Variable controlador PID "LIC_101" en RsLogix	PID(RSLogix)
Nivel_Condensador	output:=Flotante	Nivel porcentual del Condensador (%)	REAL
Nivel_Rehervidor	output:=Flotante	Nivel porcentual del Rehervidor (%)	REAL
OUT_PIC_100	output:=Flotante	Salida acción de control PIC_100	REAL(RSLogix)
OUT_TIC_100	output:=Flotante	Salida acción de control TIC_100	REAL(RSLogix)
PIC_100	I/O:=Array	Variable controlador PID "PIC_100" en RsLogix	PID(RSLogix)
PV_TRF_1	output:=Flotante	Salida función de transferencia "Tiempo Muerto"	REAL
P_Alimento	output:=Flotante	Presión corriente "Alimento" (kPa)	REAL
P_Boilup	output:=Flotante	Presión corriente "Boilup" (kPa)	REAL
P_Destilado	output:=Flotante	Presión corriente "Destilado" (kPa)	REAL
P_Destilado_1	output:=Flotante	Presión corriente "Destilado-1" (kPa)	REAL

P_Fondo	output:=Flotante	Presión corriente "Fondo" (kPa)	REAL
P_Fondo_1	output:=Flotante	Presión corriente "Fondo-1" (kPa)	REAL
P_Reflux	output:=Flotante	Presión corriente "Reflux" (kPa)	REAL
P_Salida_V1	output:=Flotante	Presión corriente "Salida-V1" (kPa)	REAL
P_To_Condenser	output:=Flotante	Presión corriente "To_Condenser" (kPa)	REAL
P_To_Reboiler	output:=Flotante	Presión corriente "To_Reboiler" (kPa)	REAL
Qc_HF	output:=Flotante	Flujo calórico del condensador (kWh)	REAL
Qr_HF	output:=Flotante	Flujo calórico del condensador (kWh)	REAL
TIC_100	I/O:=Array	Variable controlador PID "TIC_100" en RsLogix	PID(RSLogix)
T_Alimento	output:=Flotante	Temperatura corriente "Alimento" (°C)	REAL
T_Boilup	output:=Flotante	Temperatura corriente "Boilup" (°C)	REAL
T_Destilado	output:=Flotante	Temperatura corriente "Destilado" (°C)	REAL
T_Destilado_1	output:=Flotante	Temperatura corriente "Destilado-1" (°C)	REAL
T_Fondo	output:=Flotante	Temperatura corriente "Fondo" (°C)	REAL
T_Fondo_1	output:=Flotante	Temperatura corriente "Fondo-1" (°C)	REAL
T_Reflux	output:=Flotante	Temperatura corriente "Reflux" (°C)	REAL
T_Salida_V1	output:=Flotante	Temperatura corriente "Salida_V1" (°C)	REAL
T_To_Condenser	output:=Flotante	Temperatura corriente "To_Condenser" (°C)	REAL
T_To_Reboiler	output:=Flotante	Temperatura corriente "To_Reboiler" (°C)	REAL
V1	output:=Flotante	Porcentaje de apertura válvula V1	REAL
VLV_Destilado	output:=Flotante	Porcentaje de apertura válvula VLV_Destilado	REAL
VLV_Fondo	output:=Flotante	Porcentaje de apertura válvula VLV_Fondo	REAL

En el Apéndice D se muestra la macro que usaremos en el *Macro Languaje Editor* para realizar la comunicación DDE entre HYSYS y Rockwell.

En esta oportunidad insertaremos 5 bloques PID en paralelo en la rutina principal del RSLogix, los parámetros de los controladores se muestran en la Tabla 5-21.

Tabla 5-21. Parámetros de los controladores de proceso. Fuente: Autores.

Nombre	**FIC-100**	**LIC-100**	**LIC-101**	**PIC-100**	**TIC-100**
Variable de Proceso	FM_Alimento	Nivel_Condensador	Nivel_Rehervidor	*P_To_Condenser*	PV_TRF_1
Variable de Control	CV_FIC_100	CV_LIC_100	CV_LIC_101	Out_PIC_100	Out_TIC_100
Set point (SP)	45 kgmole/hr	50 %	50 %	1378 kPa	54 °C
PV Mínimo	22 kgmole/hr	0 %	0 %	1310 kPa	35 °C

PV Máximo	91 kgmole/hr	100 %	100 %	1450 kPa	93 °C
Acción	Inversa	Directa	Directa	Directa	Inversa
Kc	0.122	14.8	14.7	3.36	1.53
Ti (min)	4.29e-002	0.308	0.402	0.271	8.69
Td (min)	-	6.84e-002	8.94e-002	6.02e-002	1.93

También es necesario tener en cuenta que las variables de control de los PID PIC-100 y TIC-100 no gobiernan una válvula cuyo rango está definido por defecto entre 0 y 100%. La acción de control gobierna una especificación de las corrientes de flujo calórico del condensador y del Rehervidor respectivamente, cuyos valores mínimo y máximo tienen un rango entre 0 y 590, y están dados en *Kw*h* por este motivo es necesario agregar a la salida de estos dos controladores, un multiplicador para cambiar su rango de salida de 0 a 100 a un rango de 0 a 590 que nos asegure el correcto funcionamiento de la acción de control de estos PID, por simple regla de tres el factor es 5.9, como se ve en las Figura 5-79 y Figura 5-80.

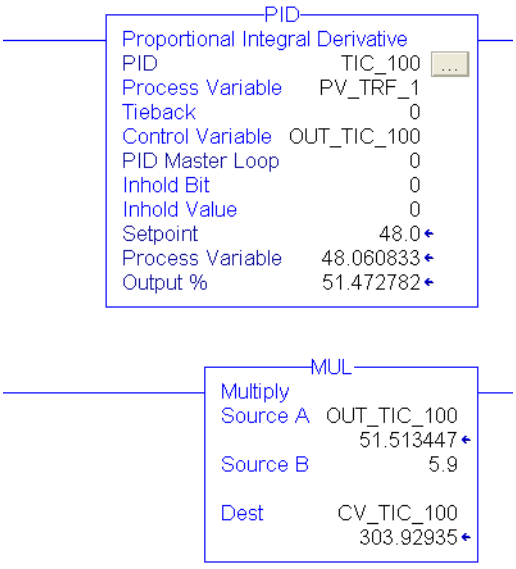


Figura 5-79. Insertando factor de corrección a la variable de control del PID TIC-100. Fuente: Autores.

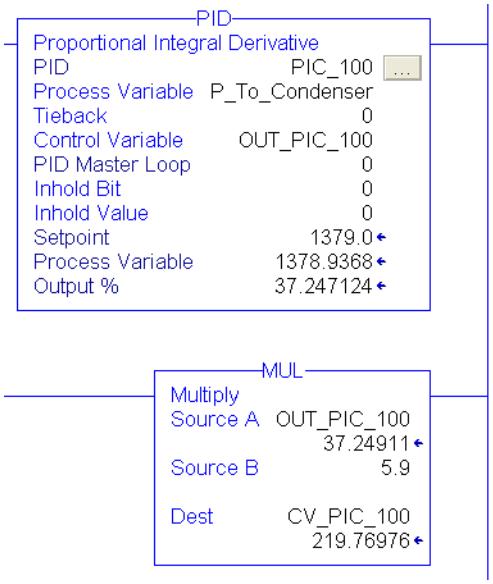


Figura 5-80. Insertando factor de corrección a la variable de control del PID PIC-100. Fuente: Autores.

Ahora tenemos todo lo necesario para iniciar la simulación y realizar cambios en los set-point de los PID y perturbaciones en las corrientes de entrada. A continuación mostramos algunas respuestas de los PID.

CASOS DE ESTUDIO Y RESULTADOS

- Cambio en la señal de referencia del controlador de flujo del alimento de 48 a 57 kgmol/h.

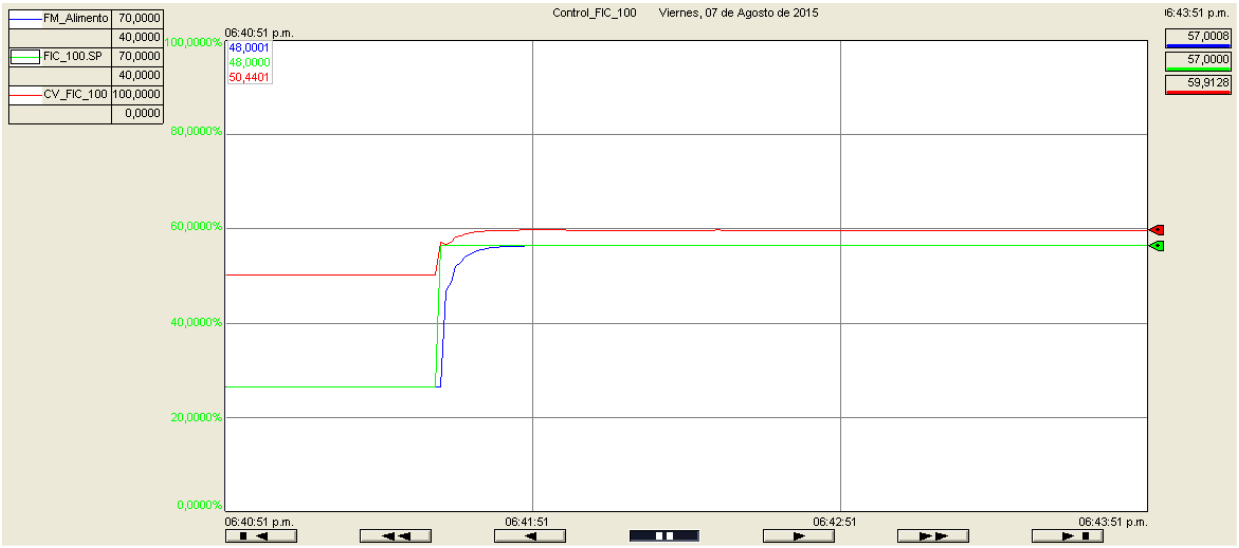


Figura 5-81.Respuesta del controlador de flujo de la corriente "Alimento" ante un cambio en su set-point. Fuente: Autores.

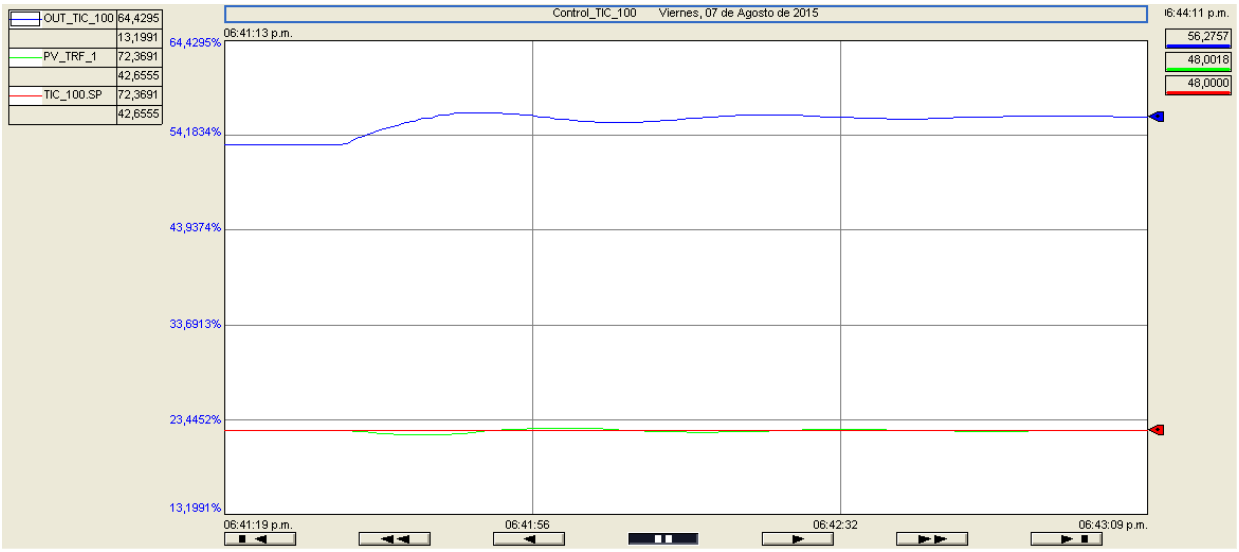


Figura 5-82 Respuesta del controlador de temperatura ante un cambio en el set-point del controlador de flujo de la corriente "Alimento". Fuente: Autores.

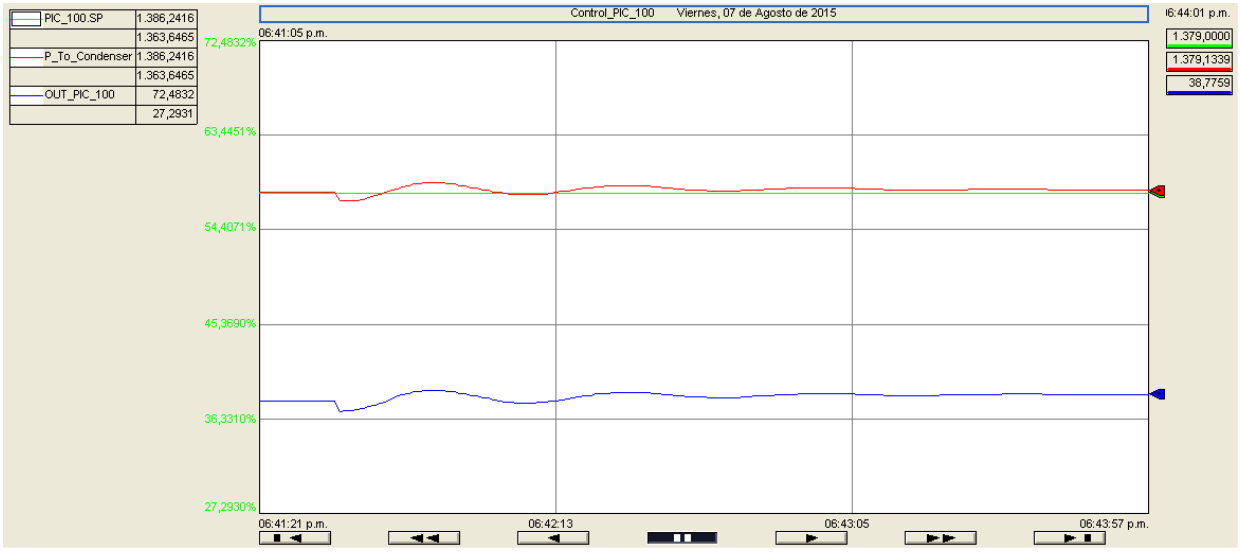


Figura 5-83.Respuesta del controlador de presión ante un cambio en el set-point del controlador de flujo de la corriente "Alimento". Fuente: Autores.

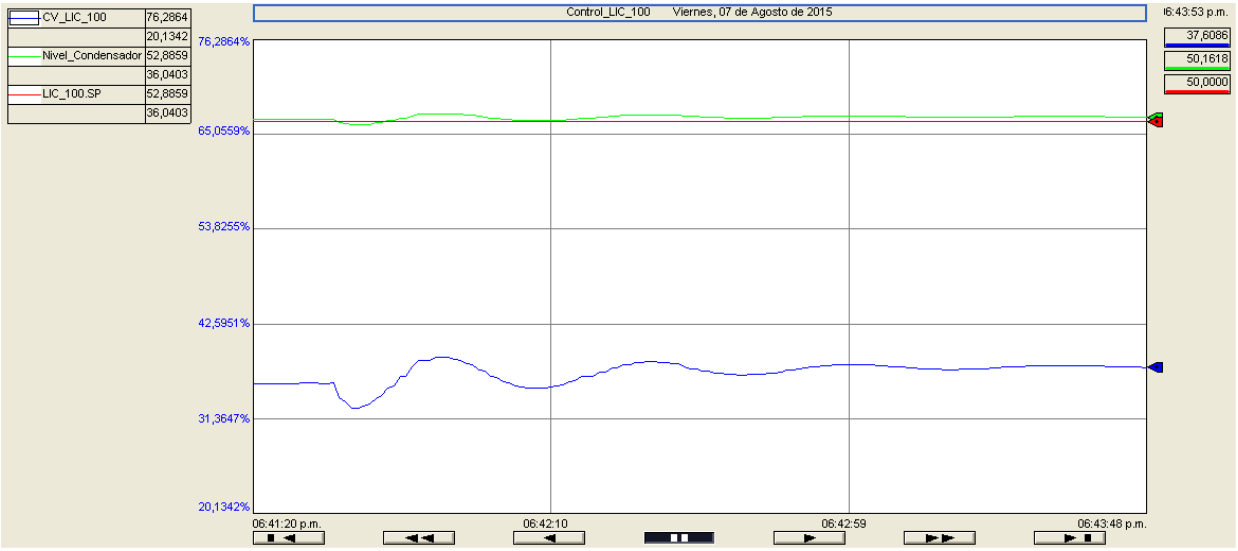


Figura 5-84.Respuesta del controlador de nivel del condensador ante un cambio en el set point del controlador de flujo de la corriente "Alimento". Fuente: Autores.

- Cambio de la señal de referencia del controlador de temperatura de 54 a 52 °C.

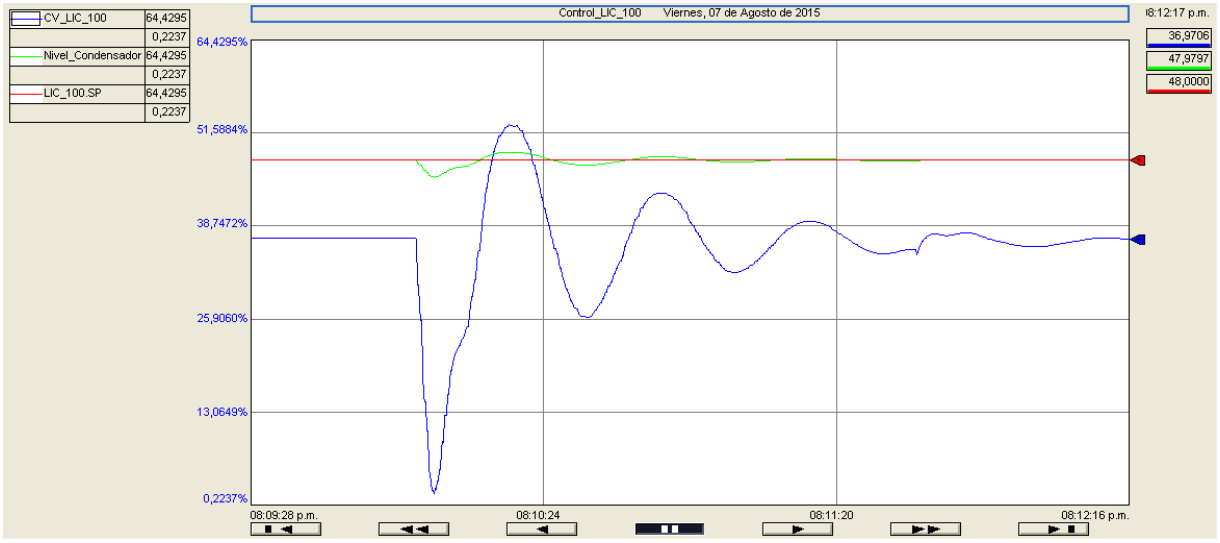


Figura 5-85. Respuesta del controlador de nivel del condensador ante un cambio en el set-point del controlador de temperatura. Fuente: Autores.

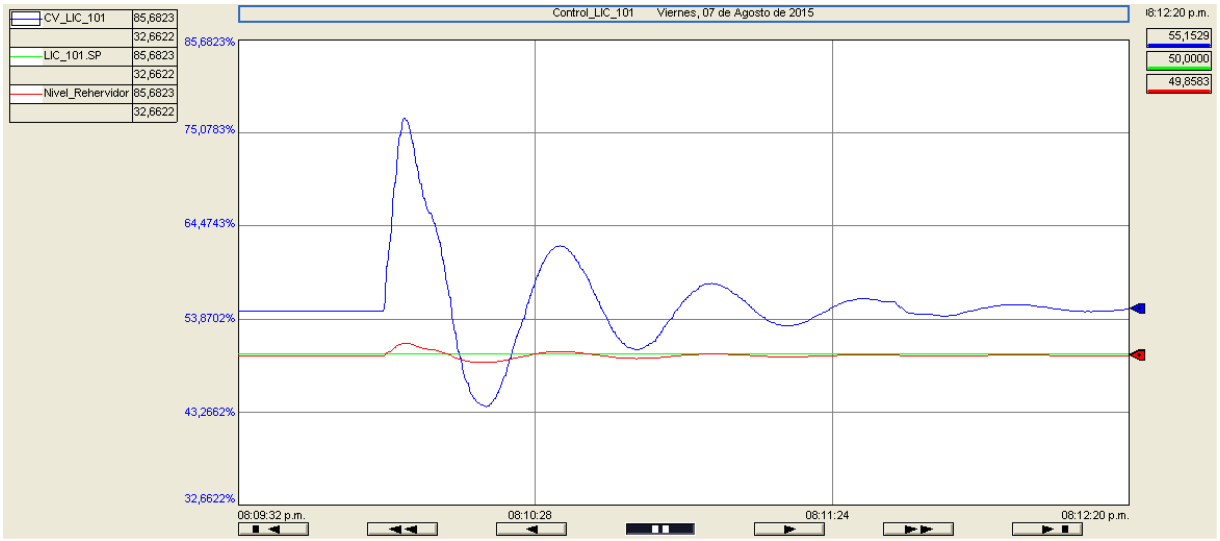


Figura 5-86. Respuesta del controlador de nivel del rehervidor ante un cambio en el set-point del controlador de temperatura. Fuente: Autores.

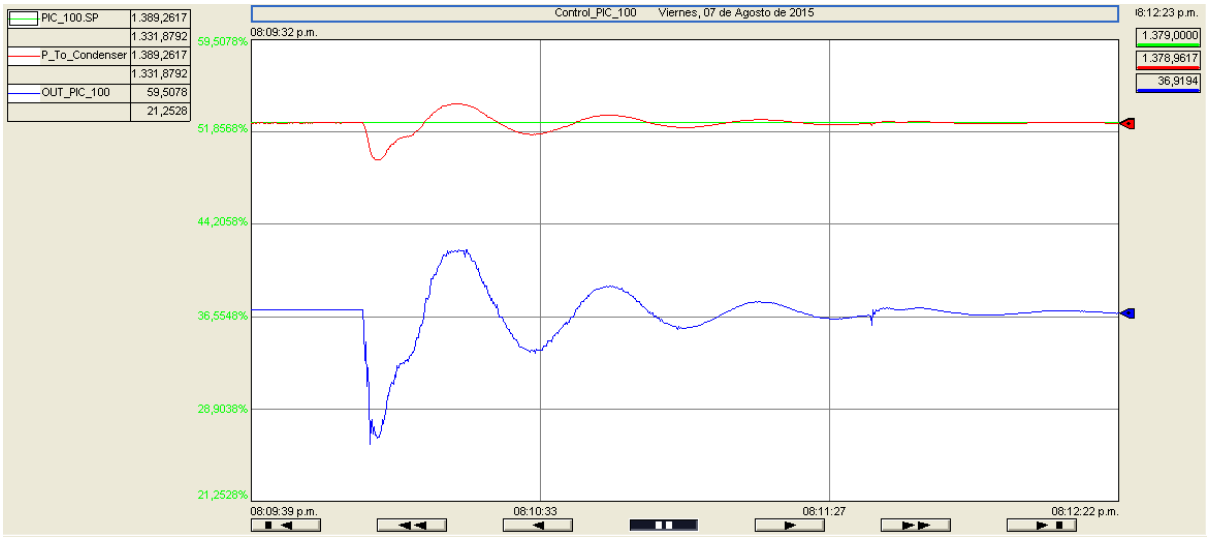


Figura 5-87. Respuesta del controlador de presión ante un cambio en el set-point del controlador de temperatura. Fuente: Autores.

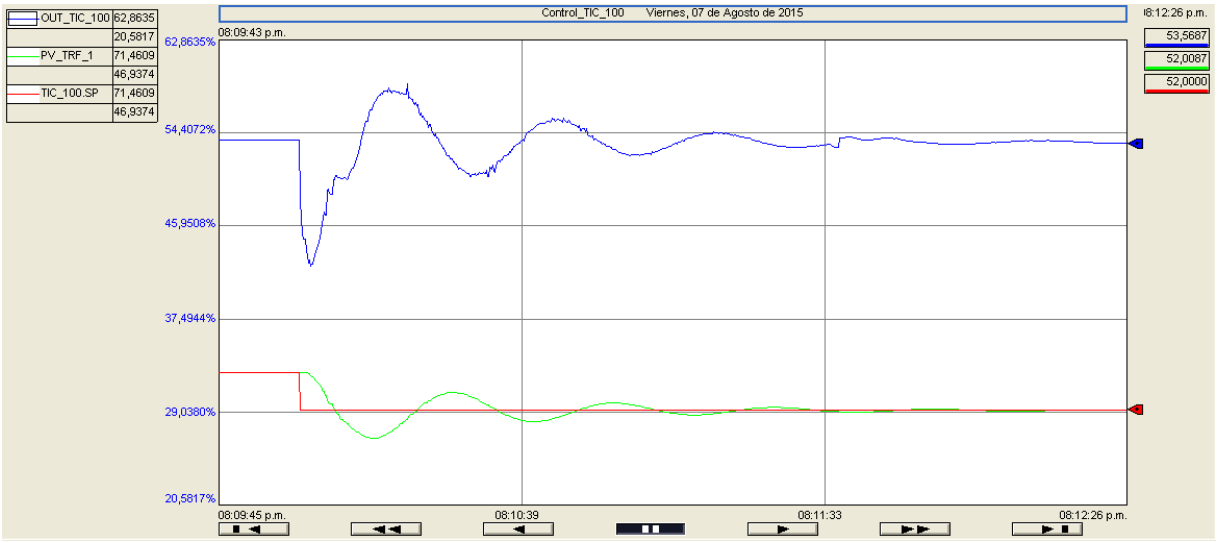


Figura 5-88. Respuesta del controlador de temperatura ante un cambio en su set-point. Fuente: Autores.

5.4.5 DISEÑO DE INTERFAZ HUMANO MÁQUINA (HMI)

El esquema P&ID del Apéndice H, basado en el diagrama de flujo del proceso, muestra los controladores, indicadores y transmisores que visualizaremos en el HMI que crearemos en el motor SCADA Proficy iFIX. Los tags ingresados a través del *OPC PowerTool* y cargados en el *Database Manager*, serán los mismos ingresados en la página *Controller Tags* (ver Tabla 5-20) del navegador de proyecto de RSLogix5000.

En la Figura 5-89, se muestra la ventana principal del HMI propuesto para este proceso, en donde se tiene acceso mediante botones a históricos, trends y alarmas.

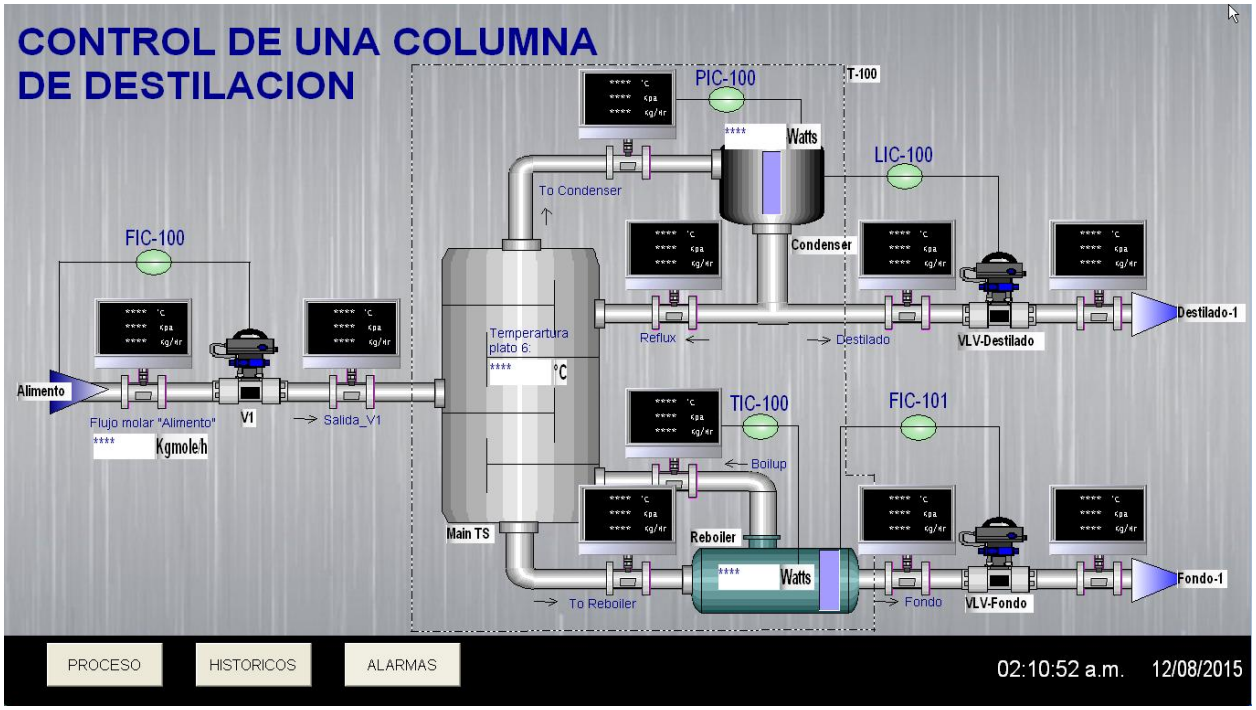


Figura 5-89.Ventana principal de la interfaz HMI del proyecto. Fuente: Autores.

5.4.6 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Como se puede observar en las gráficas (Hysys: Figura 5-71, Figura 5-72, Figura 5-73, Figura 5-74 , RSLogix5000: Figura 5-81, Figura 5-82, Figura 5-83 y Figura 5-84), se puede apreciar que un cambio pequeño en el flujo molar de la corriente alimento afecta considerablemente las otras variables de proceso, no obstante la rápida respuesta del controlador de flujo, ayuda en gran parte a que los demás controladores lleguen a su señal de referencia con pocas fluctuaciones.

También se observa que al cambiar la referencia del control de temperatura de la columna (Hysys: Figura 5-75, Figura 5-76, Figura 5-77, Figura 5-78, RSLogix: Figura 5-85, Figura 5-86, Figura 5-87 y Figura 5-88), hay un retardo en el proceso para llegar a la estabilidad nuevamente, esto se debe a la naturaleza intrínseca del proceso de despropanización y los cambios en el proceso de destilación entre los platos de la columna como se vio en la descripción del proceso estudiado. La estabilidad de la temperatura de destilado asegura la estabilidad de las otras variables de proceso. El equilibrio entre las restricciones de los rangos de las variables, el dimensionamiento de los equipos y los costos de estos, es el resultado de una buena estrategia de control.

6. OPTIMIZACIÓN

En este capítulo se tomó como ejemplo el caso de estudio "Separación de hidrocarburos", donde realizamos una estrategia de control basada en dos lazos de control, cuyas variables a controlar son el nivel de líquido en el primer separador y la presión en el segundo separador.

De esta manera podemos comprobar el porcentaje de optimización al que podemos llegar utilizando las técnicas de Autotuning que nos ofrece el bloque PIDE del software de automatización RSLogix 5000. Inicialmente realizaremos la comparación entre los controladores de Aspen Hysys y de Rockwell utilizando las mismas constantes (proporcional, integral y derivativa) para ambos casos; con la intención de mostrar su similitud respecto a los tiempos de estabilización. Luego realizaremos un Autotuning en los controladores del PLC de Rockwell que nos permita determinar el tiempo de estabilización del sistema y por tanto validar si el sistema estudiado, presenta una mejora en su respuesta dinámica en el tiempo.

6.1 RESPUESTA DE LOS CONTROLADORES DE NIVEL Y PRESIÓN ANTE UN CAMBIO EN EL SET POINT SIN PARÁMETROS DE AUTOSINTONIZACIÓN.

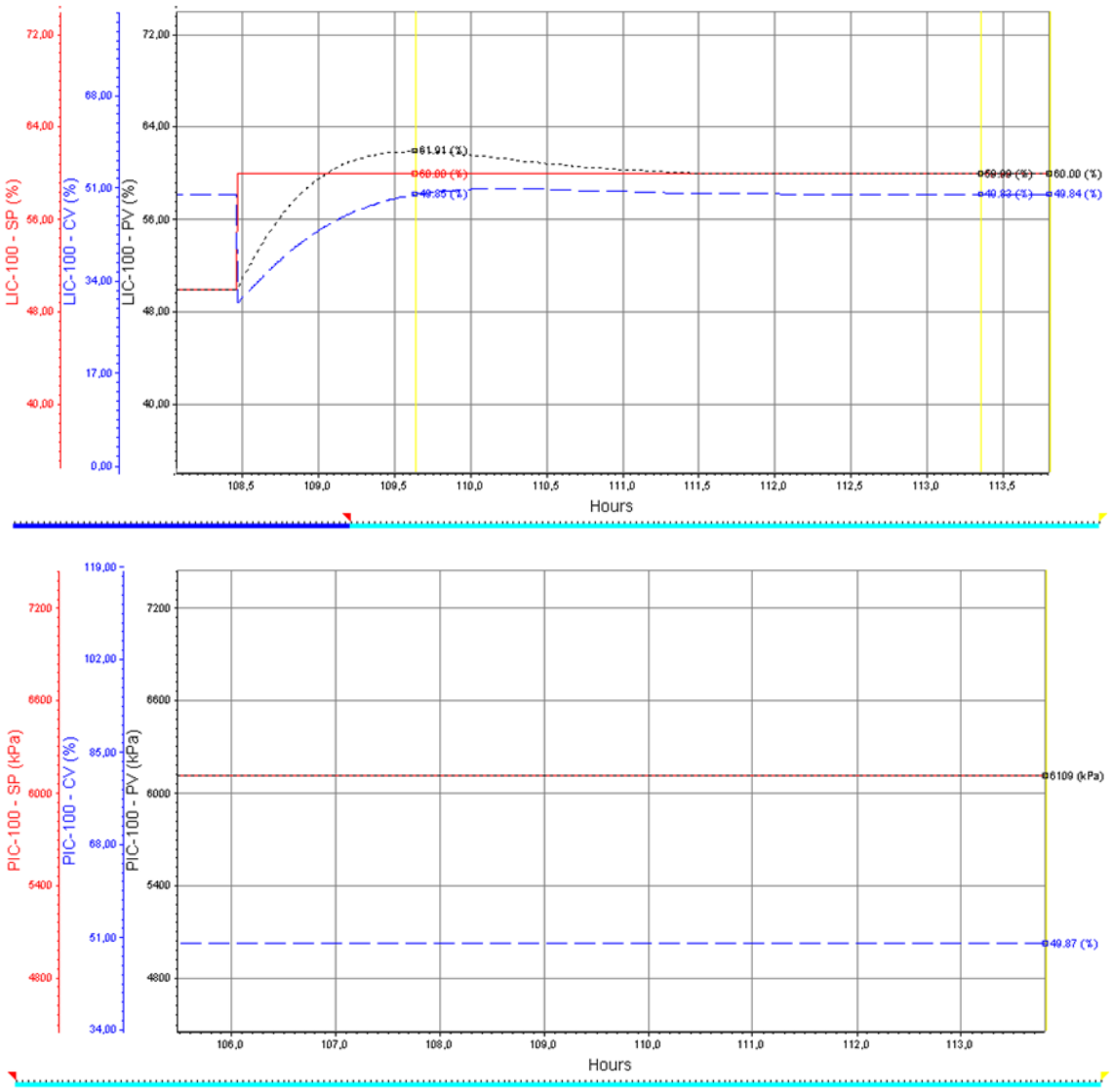


Figura 6-1 Respuesta en Hysys controladores LIC-100 Y PIC-100. LIC-100, de 50% a 60%, sin Autotuning, con LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE PIC-100= 886 psia.

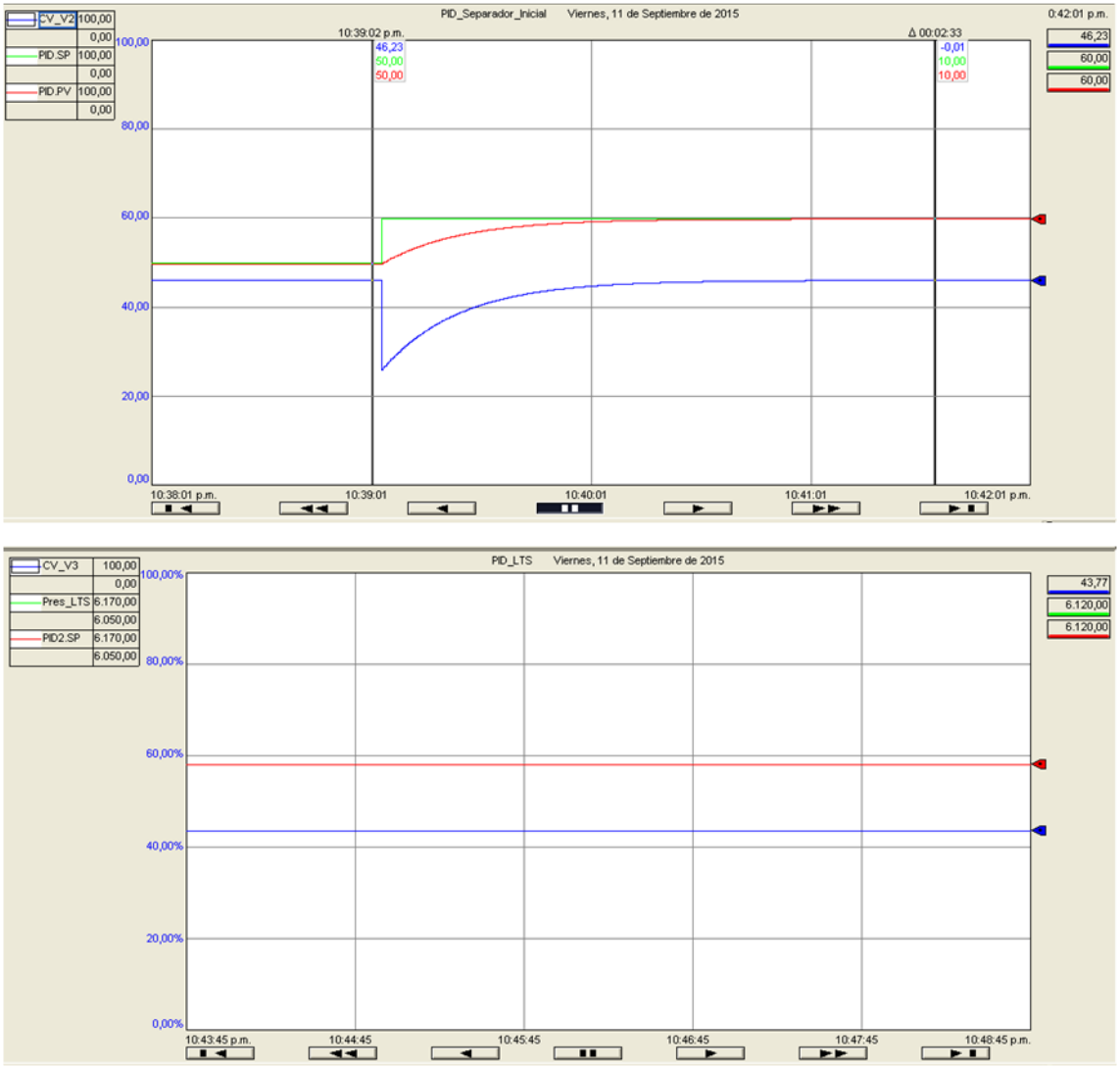


Figura 6-2 Respuesta en Rockwell controladores LIC-100 Y PIC-100. LIC-100, de 50% a 60%, sin Autotuning, con LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE PIC-100= 886 psia

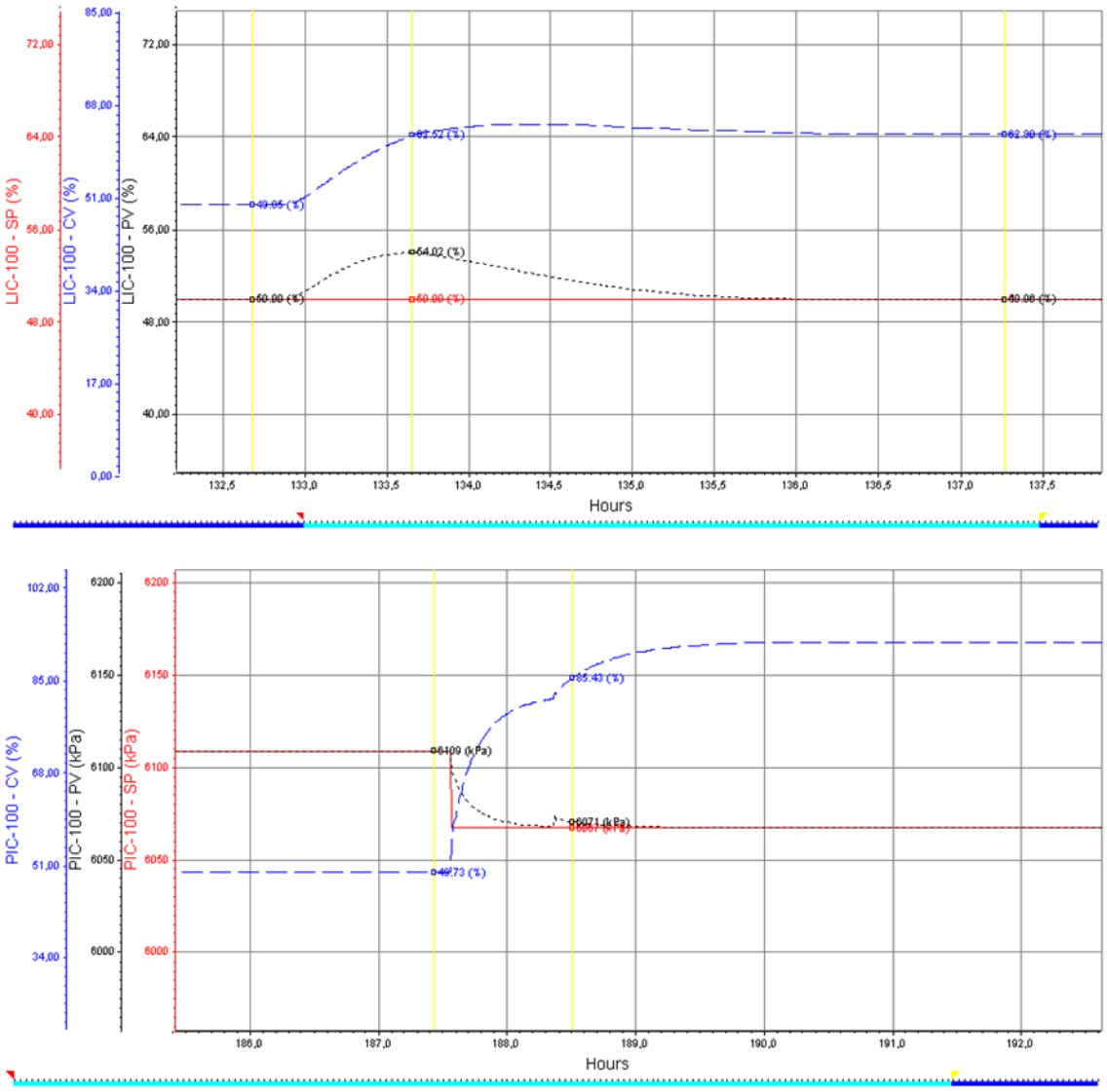


Figura 6-3 Respuesta en Hysys LIC-100 Y PIC-100. PIC-100, de 886 psi a 880 psia, sin Autotuning, con LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE LIC-100= 50 %.

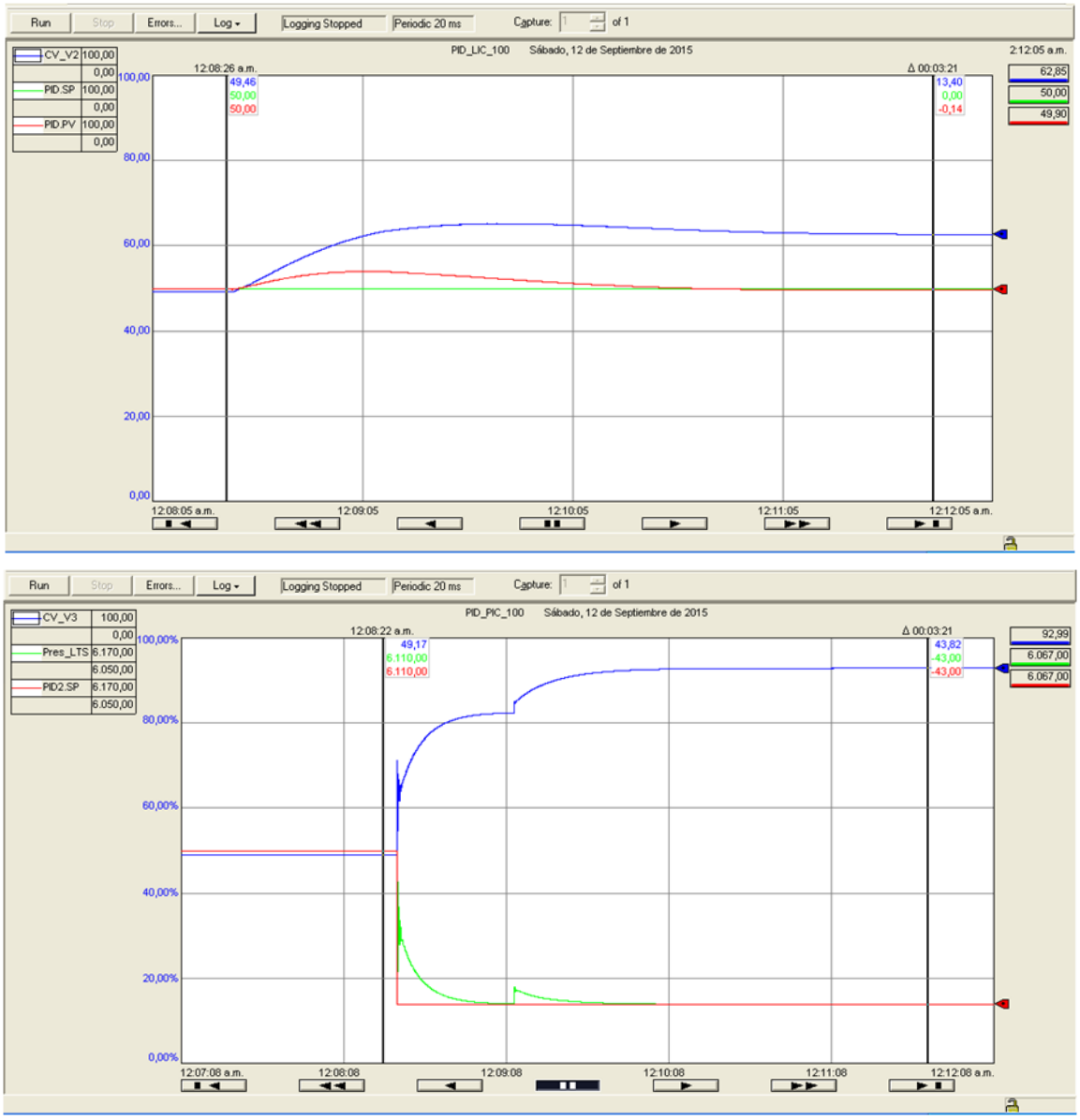


Figura 6-4 Respuesta en Rockwell LIC-100 Y PIC-100. PIC-100, de 886 psi a 880 psia, sin Autotuning, con LIC-100 (K=2,I=50,D=0) Y PIC-100(K=2,I=2,D=0), SP DE LIC-100= 50 %.

6.2 RESPUESTA DE LOS CONTROLADORES DE NIVEL Y PRESIÓN ANTE UN CAMBIO EN EL SET POINT CON PARAMETROS DE AUTOSINTONIZACIÓN.

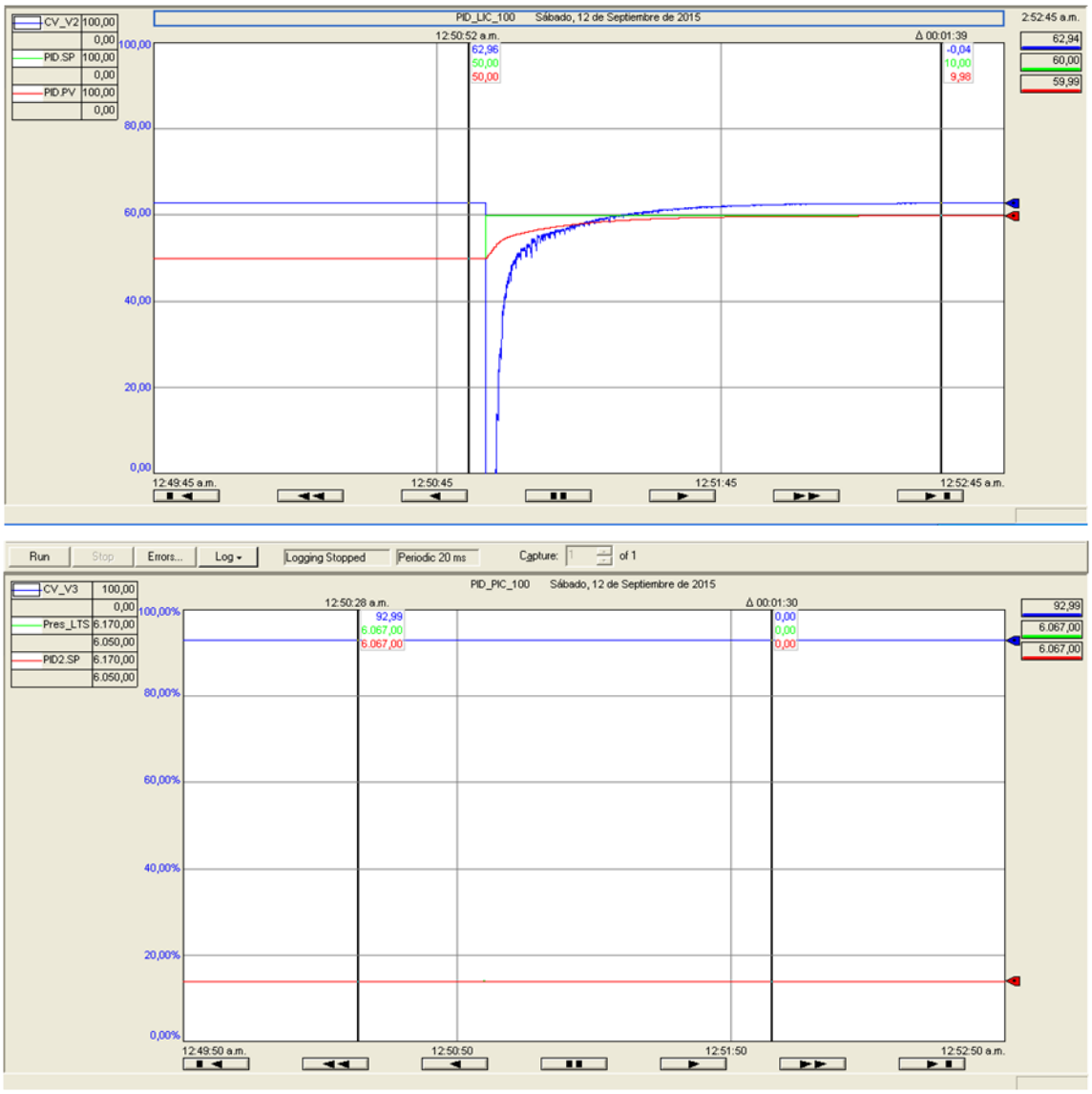


Figura 6-5 Respuesta en Rockwell LIC-100 Y PIC-100. LIC-100, de 50% a 60%, con Autotuning, con LIC-100 (K= 14.5,I= 0.755,D= 0.168) Y PIC-100(K=1.4,I=0,0058,D=0), SP DE PIC-100= 886 psia.

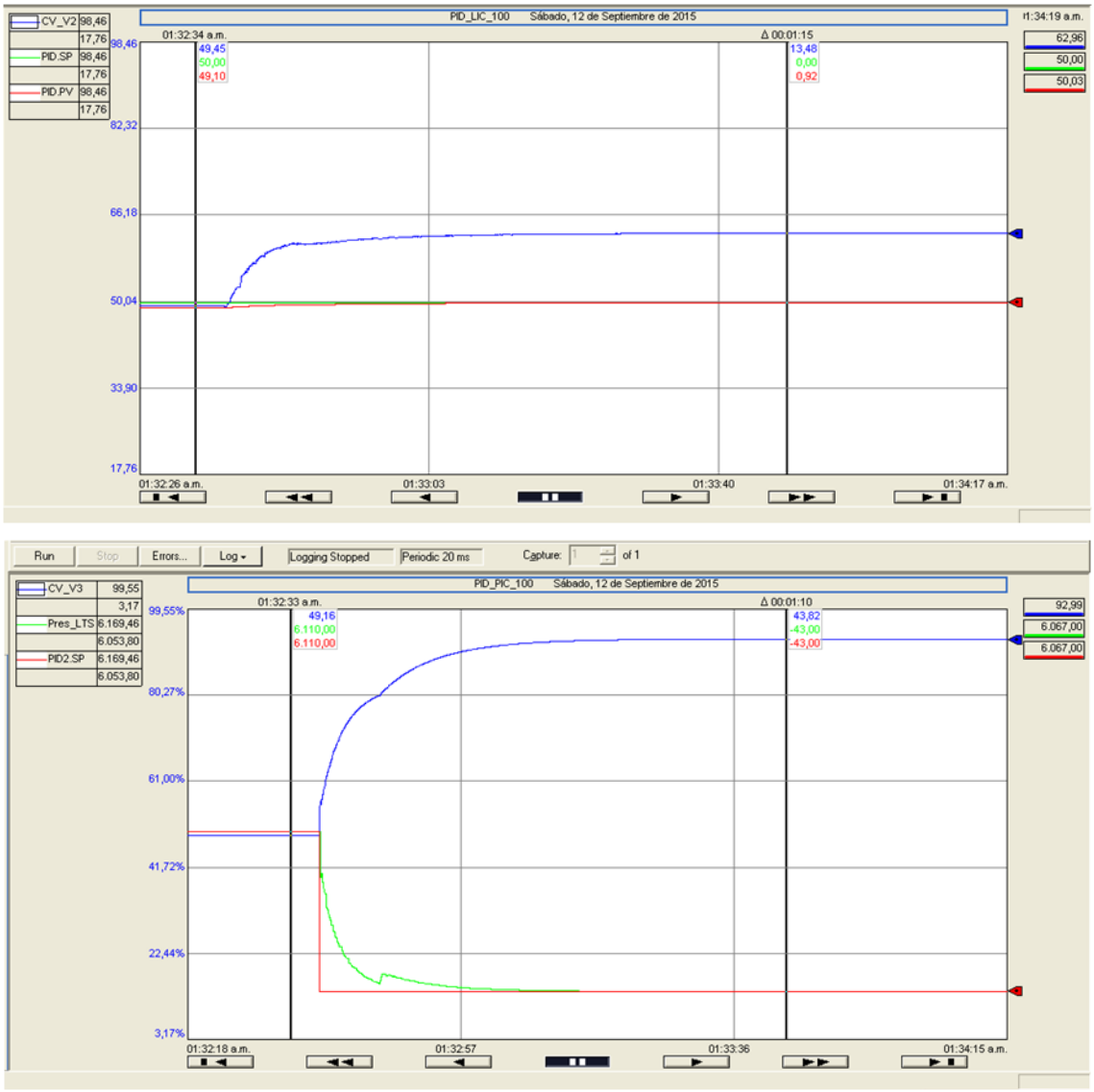


Figura 6-6 Respuesta en Rockwell LIC-100 Y PIC-100. PIC-100, de 886psi a 880 psi, con Autotuning, con LIC-100 (K= 14.5,I= 0.755,D= 0.168) Y PIC-100(K=1.4,I=0,0058,D=0), SP DE LIC-100= 50 %.

6.3 ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

A partir de las gráficas de las Figura 6-1,Figura 6-2, se pudo validar que los controladores de nivel y presión en Aspen Hysys y en Rockwell Automation tienen una respuesta similar, se pudo apreciar que al realizar un cambio en el valor del set point del controlador de nivel, en ninguno de los dos sistemas se obtuvo un cambio significativo en los valores de los controladores de

presión. Se pudo observar que el controlador de nivel de Aspen Hysys presenta un sobre impulso en respuesta a las perturbaciones realizadas sobre el sistema, que para el caso de Rockwell Automation no se presentaron estas variaciones y se pudo validar que se comporta como un sistema de primer orden llegando a la variable del set point. Respecto a los tiempos de estabilización se obtuvo una respuesta similar para los dos software con las mismas variables.

Respecto a las Figura 6-3 y Figura 6-4 se pudo observar que un cambio en el valor del set point del controlador de presión ocasiona variaciones importantes en el controlador de nivel, que a su vez en respuesta a estos cambios permite el cierre de la válvula de forma que se estabilice rápidamente el sistema. La respuesta en el tiempo ante las perturbaciones de ambos sistemas tiene un comportamiento similar.

La Figura 6-5 muestra claramente la disminución en tiempos de respuesta de los controladores PID simulados en el software de Rockwell, se pude resaltar que el tiempo de estabilización y el sobreimpulso presentan una notable mejoría. Se puede observar una acción rápida del actuador de nivel que como consecuencia lleva a la variable de proceso rápidamente a los valores de ajuste.

Al realizar un cambio en la referencia del controlador de presión con parámetros de autotunning se observa una respuesta muy similar a los obtenidos sin ellos. Sin embargo los tiempos de respuesta son menores, y no se evidencia sobreimpulsos como en los obtenidos en las respuestas de la Figura 6-6.

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 A través de este documento se logró validar la importancia del software de simulación de procesos Aspen Hysys® y su aporte a la comunidad educativa como herramienta de diseño y análisis en los procesos industriales. Se logró por medio de los procesos estudiados un reconocimiento básico de la herramienta, en la que se familiariza al lector con el manejo del entorno Aspen Hysys®, identificando los conceptos fundamentales propios del sistema tales como los sistema de unidades de medida y unidades de proceso que permiten simular los casos de estudio analizados en este documento.

7.2 Los cuatro procesos básicos simulados durante el desarrollo de este proyecto, se propusieron estratégicamente en este orden, de forma que se pueda avanzar gradualmente en el nivel de complejidad de una simulación dinámica, empezando por procesos con unidades de operación sencillas como tanques y válvulas , pasando por intercambiadores de calor , reactores y finalmente terminando en columnas de destilación, uno de los procesos más complejos y robustos que actualmente se utilizan en la industria colombiana. Garantizando que el usuario reconozca la instrumentación utilizada para cada proceso estudiado e identifique los parámetros básicos de configuración para cada unidad de proceso, esto con la intención de motivar al usuario a desarrollar sus propios proyectos utilizando un software que le permitirá tener un contacto inicial con los procesos industriales que enfrentara a nivel profesional.

7.3 A partir del planteamiento de los problemas y los diagramas de proceso se logró identificar y seleccionar las operaciones unitarias que forman parte de los casos de estudio simulados en este documento, estas simulaciones están apoyadas por gráficas, imágenes, datos y tablas expuestos durante el desarrollo de cada simulación, que permiten al usuario configurar de forma correcta las unidades de proceso obteniendo los resultados sugeridos por un ingeniero químico para cada proceso estudiado.

7.4 Como resultado de este proyecto se desarrolló una metodología que permite realizar simulaciones de procesos por medio del software Aspen Hysys®, con control externo por medio del software RSLogix5000, demostrando que es posible realizar la integración de estos dos programas. Se puede validar que con cada proceso se utilizó la misma metodología siguiendo la siguiente estructura, de forma que lo adopte como la metodología de simulación para estos procesos:

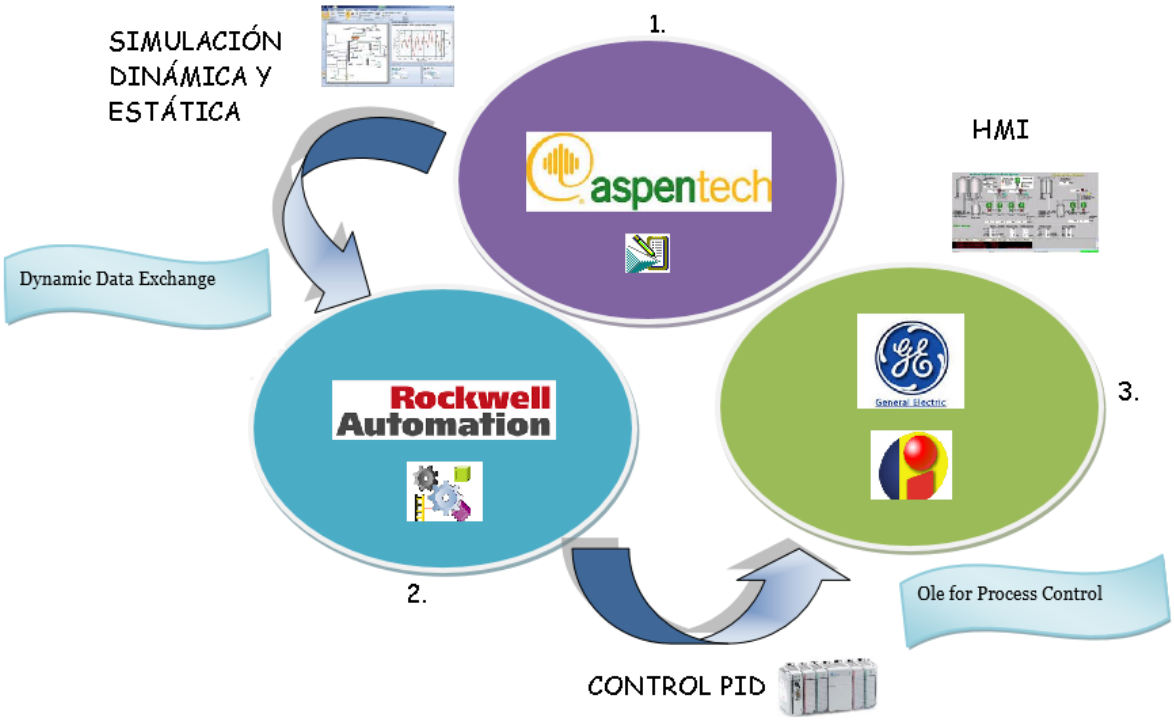


Figura 7-1.Metodología de simulación para un caso de estudio general.

Resaltando que en toda la documentación consultada, no encontramos información acerca de trabajos o investigaciones, que brinden una solución para realizar una comunicación entre estos dos programas con éxito y más aun a partir de macros utilizando DDE. Por tanto, se logró el objetivo inicial de realizar una comunicación entre estos software utilizando un protocolo de comunicación de tipo industrial.

7.5 Se pudo validar a partir de la comparación de las respuestas de los controladores diseñados y simulados en Aspen Hysys® y en Rockwell Automation®, que se pueden aplicar estrategias de control externas a los procesos desarrollados en Aspen Hysys® y a su vez obtener respuestas confiables que se ajustan al comportamiento de un sistema real. Al analizar cada uno de estos resultados se pudo apreciar, cómo los parámetros obtenidos de los controladores sintonizados con la herramienta *Autotuning* de Aspen Hysys®, se ajustaron perfectamente al proceso y además se comprobó que eran los valores adecuados para sintonizar los controladores de nuestro PLC insertado en el proceso de automatización de la planta, demostrando que Aspen Hysys® es una herramienta válida para el estudio de los sistemas de control en los procesos industriales.

7.6 Los casos de estudio desarrollados en este proyecto, permitieron observar cómo las representaciones de procesos reales, específicamente el desarrollo de estrategias de control sobre las unidades del proceso, hacen posible acercar a un sistema en particular a la

solución óptima. Fue posible apreciar cómo al optimizar el sistema como un solo bloque se incrementa el desempeño total del sistema, observando la influencia que tiene un cambio en la referencia de un lazo de control frente a los demás lazos y la incidencia que tiene una perturbación en tiempo real sobre todos los lazos de control en forma paralela. De manera que la optimización se debe considerar como un aspecto importante a la hora del diseño de los procesos, dado que permite mejorar la operación de cada unidad del proceso teniendo en cuenta su interacción con las demás operaciones.

La Figura 7-2. Muestra claramente el nivel de optimización que se logró realizando técnicas de Autotunning con la herramienta PIDE suministrada por el software RSLogix5000, en donde se alcanzaron mejoras en el tiempo de estabilización superiores al 63%. (Ver Tabla 7-1).

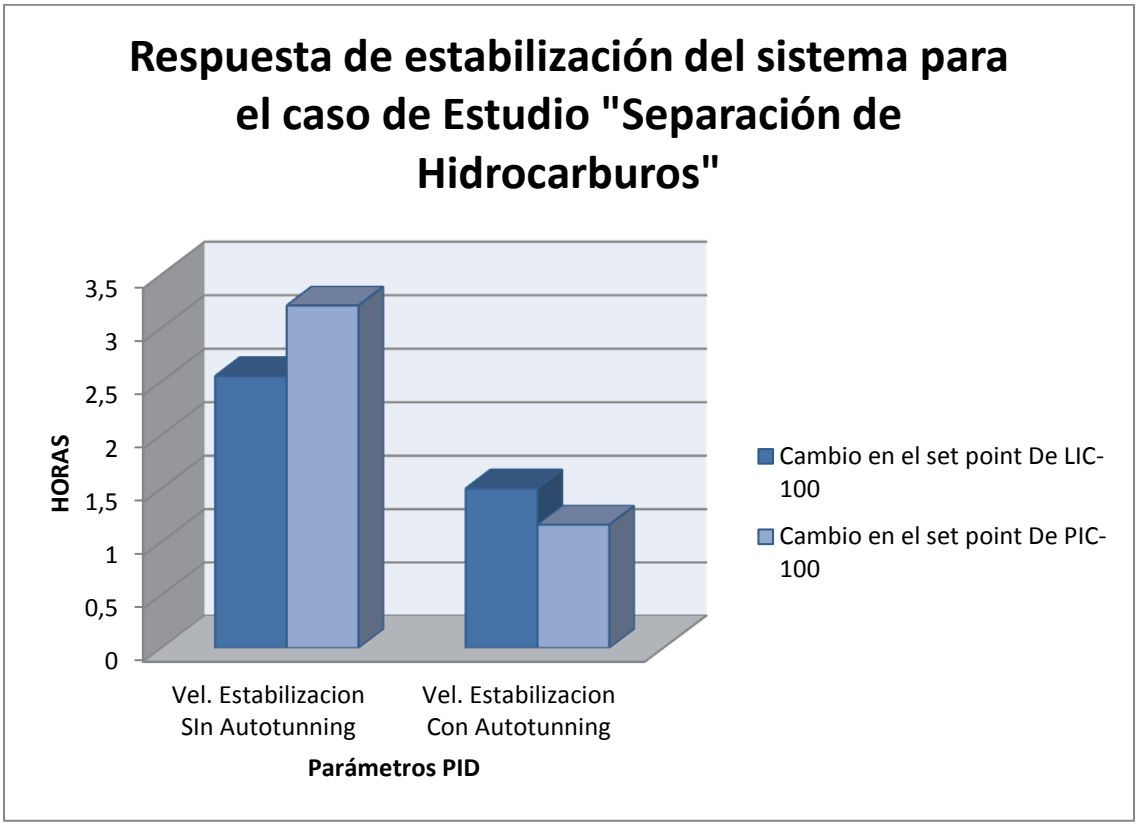


Figura 7-2. Comparativa de resultados obtenidos entre controladores de Aspen Hysys V8.0 y RSLogix5000.

Tabla 7-1. Porcentajes de optimización de la planta: "Separación de Hidrocarburos".

	Vel. Estabilización Sin Autotunning (Horas)	Vel. Estabilización Con Autotunning (Horas)	Porcentaje de Optimización
Cambio en el Set Point De LIC-100	2.55	1.5	41.18%
Cambio en el Set Point De PIC-100	3.21	1.16	63.87%

8. RECOMENDACIONES DE LOS AUTORES

Por tratarse de una simulación dinámica, los resultados son un poco más sensibles que en una simulación de estado estable. Para lograr obtener resultados coherentes al aplicar estrategias de control, es importante tener en cuenta las siguientes recomendaciones:

- Es necesario tener presente el tipo de válvulas usadas y su dimensionamiento antes de pasar al estado dinámico, ya que esto puede llevar a diferentes problemas en el sistema.
- Se debe tener cuidado con la instalación de los lazos de control, especialmente al seleccionar la corriente de la cual se van a tomar datos.
- Antes de pasar al estado dinámico se deben tener claras las recomendaciones del asistente dinámico.
- En caso de realizar algún cambio en los parámetros de sintonía de algún controlador mientras se está en estado dinámico, se deben hacer cambios pequeños.

8.1 TRABAJOS FUTUROS

Es importante resaltar que en este documento se realizó una investigación básica de un software de proceso llamado Aspen Hysys® y se planteó una metodología para la simulación de procesos químicos, comunicación y control de los mismos a través de Rockwell Automation®, con la intención de mostrar su potencial educativo respecto a los sistemas de control. Por tanto es necesario motivar a los lectores para dar continuidad al esfuerzo realizado por los autores y así identificar las posibles líneas de trabajo que permitirán desarrollar sus conocimientos en el área del control. Entre los posibles trabajos futuros se destacan:

- Reconocimiento, caracterización, simulación y análisis de las operaciones unitarias aun no mencionadas del software de simulación de procesos Aspen Hysys®.
- Protocolos de comunicación o herramientas de software que faciliten la interacción entre Aspen Hysys® y Rockwell Automation®.
- Casos de estudios que permitan integrar estrategias de control de tipo:
  - Control Multivariable.
  - Control por Actuadores en Paralelo.

- ❖ Control en Cascada.
- ❖ Control en Relación.
- ❖ Control Adaptativo.
- ❖ Control Predictivo.
- ❖ Etc.

- Métodos de sintonización de controladores.
- Análisis de procesos complejos del sector industrial.
- Errores comunes en los procesos de automatización.

9. BIBLIOGRAFÍA

Introduction To Aspen Hysys Dynamics and Control (Arabic). (2014). Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=9I82FgOFQoI

alexanderkc7. (2014). *Simulación de Reactores en Hysys*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=jASXaRRpz60

Alfaro, W. V. (2012). *Monografias.com.* Obtenido de http://www.monografias.com/trabajos6/sipro/sipro.shtml

Anayansi Fong, I., & De Ruiz, A. T. (2009). *El petróleo y su proceso de refinación.* (Universidad tecnológica de Panamá, Ed.) Obtenido de Monografias.com: http://www.monografias.com/trabajos5/petroleo/petroleo2.shtml

AspenTech. (2015). *Hysys*. Obtenido de Aspen Technology Inc: http://www.aspentech.com/hysys/

blogspot.com. (2013). *Hysys training and Tutorial Hysys Excel Automation.* Obtenido de blogspot.com: http://hysyssimulations.blogspot.com/2013/10/how-to-use-hysys-splitter-in-vba.html

Coronado H, M. A. (2013). *Control de una columna Despropanizadora.* Recuperado el 2015, de galeón.com: http://www.galeon.com/disenoplantas2/PRACTICAS/Practica_5.pdf

Cortez Marín, H., Gonzalo Sanchez, H., & Alvarez Mejía, F. (2008). Colombia en la era del alcohol carburante. *CES*.

Cruz, A. S. (2013). *Como Instalar Aspen Hysys 7.2 en Windows 8 x32 y x64 bits*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=STRO9jNvYbk

Deyab, A. (2014). *Course Session 1, Process Simulation Consultant*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=ajPPwT1E-sA

Escalona, F. (2011). *Transductores y Sensores en la Automatización Industrial.* Obtenido de Monografias.com: http://www.monografias.com/trabajos31/transductores-sensores/transductores-sensores.shtml

Facultad de Ciencias Aplicadas a la industria. (2008). Simulación de Procesos en Aspen HYSYS. Cuyo, Perú: Universidad Nacional de Cuyo.

Fares, A. D. (2015). *Introduction to Aspen Hysys v8 with a case study*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=dGFMgbpJpBs

Gajate Martín, A. (2010). *Modelado y control neuroborroso de sistemas complejos, aplicación a procesos de mecanizado de alto rendimiento.* Salamanca, España.

GE Intelligent Platforms. (2012). *Proficy* HMI/SCADA – iFIX, Discover and auto configure overview.* Obtenido de GE Intelligent Platforms: http://support.ge-ip.com/support/resources/sites/GE_FANUC_SUPPORT/content/live/DOCUMENT/2000/DO2393/en_US/Discovery_and_Auto_Assembly_Component.pdf

General Electric. (2007). *Configuring the Rslinx Opc server and the Intellution Opc client driver.* Obtenido de General Electric Intelligent Automation: http://support.ge-ip.com/support/resources/sites/GE_FANUC_SUPPORT/content/live/KB/2000/KB2794/en_US/Configuring%20RSLinx%20OPC%20Server%20and%20OPC%20Client%20.pdf

GhostHack, I. (2010). *HYSYS Simulación de Destilación de Crudo - HYSYS Distillation Column*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=hOFscYGyDv4

Gil C, I. D., R Guevara, J., L García, J., & Leguizamon, A. (2011). *Analisis y simulación de Procesos en Ingenieria.* Bogotá, Colombia: Universidad Nacional de Colombia.

Gil, I. D. (2015). *Cursos Ingeniería*. Obtenido de virtual.unal.edu.co: http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_4/html/contenido04.html

Henao, C., & Velez, J. (2002). *Manual del laboratorio diseño de procesos químicos - Uso del paquete de Simulación HYSYS.Process.* Medellin: UPB.

HYPROTECH. (2008). *HYSYS.Process Documentación Suite.*

Iglesias, O., & N. Panigua, C. (2013). En *Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares* (pág. 12). La Plata, Argentina: Universidad Nacional de la Plata.

INTEF. (2015). *Sistemas de Control, Elementos de salida o Actuadores*. Obtenido de ITE Educación: http://www.ite.educacion.es/formacion/materiales/47/cd/mod2/2d_1.htm

Jamanca, E. A. (2009). *Manual, Simulación de Procesos Aplicado a la Industria usando Aspen Hysys V8.0.* Universidad Nacional José Fastino Sanchez Carrion, Ingeniería Quimica.

L, L. (2013). *Conexión RSlogix 5000 a IFIX por OPC Server*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=fbRZTgIwjwM

Landaverde, R. (2013). *Software simuladores y su uso en contenidos curriculares*. Obtenido de Blog Spot: http://softwaresimuladores.blogspot.com/

Lauren Sittle Aspen Product Management. (s.f.). *Jump Start: Aspen HYSYS® V8.* Aspen Hysys Tem.

Lopez García, M. (2007). Medición de Caudal. En *Instrumentación y Comunicaciones Industriales.*

Luque Rodriguez, S., & Vega Granda, A. B. (2005). *Simulación y optimización avanzada en la industria química y de procesos: HYSYS.* Oviedo, España: Universidad de Oviedo.

M Romero, D. (2011). *Introducción a las aplicaciones Industriales del procesamiento digital de datos.* Obtenido de http://www.dc.uba.ar/events/eci/2011/cursos/ECI2011%20N1%20AplicIndu2.pdf

MECATRON. (2008). *Principios de la Automatización, Piramide CIM, Mecatrón*. Obtenido de blogspot.com: http://automatizacion2008.blogspot.com/2008_03_01_archive.html

Ospino Pinedo, J. (2012). Diseño de sistemas de control de procesos basados en simulador y sistema de comunicación libres. *Colciencias*.

Rocha, R. A. (2006). *Manual, Hysys V 3.2.* Aspen Product Management.

Rockwell Automation. (2014). *Logix5000 Controllers General Instructions Reference Manual.* Obtenido de literature.rockwellautomation.com: http://literature.rockwellautomation.com/idc/groups/literature/documents/rm/1756-rm003_-en-p.pdf

Rodriguez, D. T. (2012). *Simulación y análisis dinámico de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja.* Bogotá, Colombia.

Roldán, R. (16 de 02 de 2012). *Repsol.* Obtenido de Blog de Innovación Tecnológica: http://blogs.repsol.com/innovacion/como-se-fabrica-la-gasolina-en-una-refineria/

Schop, J. (2009). *Connecting Excel to ControlLogix*. Recuperado el 2015, de PLCdev.com: http://www.plcdev.com/connecting_controllogix_excel

Scribd.com. (s.f.). *Manual de emulación Rockwell y Ifix.* Obtenido de Scribd.com: http://es.scribd.com/doc/44105205/MANUAL-DE-EMULACION-ROCKWELL-Y-IFIX#scribd

sites.google.com. (2014). *Automatización y control, Sistemas de control*. Recuperado el 2015, de sites.google.com: https://sites.google.com/site/automatizacionycontrol4/automatizacion/sistema-de-control

Sole, R. B. (2013). *Process Simulation with Aspen Hysys v7.2*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=Q_-KZ9QzRFI

Suarez, V. (2009). *Ingenieria de Sitemas y Automática, SCADA.* Obtenido de Universidad de Oviedo: http://isa.uniovi.es/~vsuarez/Download/Caracteristicas_SCADAS.pdf

Universidad Nacional de Colombia. (2014). *Blending de Gasolina*. Obtenido de virtual.unal.edu.co: http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_3/flash/contenido03.swf

Universidad TecMilenio. (2013). *Conceptos Básicos de simulación.* Obtenido de Universidad TecMilenio: http://cursos.tecmilenio.edu.mx/cursos/at8q3ozr5p/prof/hg/hg04003/anexos/explica16.htm

Valdivieso Aranda, M. A. (2012). Simulación de la estimación del riesgo atribuible para casos raros.

Varela villamizar, J. D. (2013). *Desarrollo de una herramienta de simulación para estudiar y evaluar la operación y control de una unidad de destilación.* Caracas, Venezuela: Universidad Central de Venezuela.

Velazquez, C. (03 de Julio de 2015). *Introducción a las prácticas de diseño de Procesos.* Recuperado el 2015, de mySlide.es: http://myslide.es/documents/hysys-introduccion.html

Wikipedia. (2014). *Dynamic Data Exchange*. Obtenido de wikipedia.org: https://es.wikipedia.org/wiki/Dynamic_Data_Exchange

Wikipedia. (2015). *List of chemical process simulators*. Obtenido de Wikipedia.org: https://en.wikipedia.org/wiki/List_of_chemical_process_simulators

Wikipedia. (2015). *Simulación*. Obtenido de Wikipedia.org: https://es.wikipedia.org/wiki/Simulaci%C3%B3n

Wikipedia.org. (2015). *Proceso de Separación*. Obtenido de Wikipedia.org: https://es.wikipedia.org/wiki/Proceso_de_separaci%C3%B3n

Wikispaces. (2015). *Simulación con HYSYS, Procesos Bio*. Obtenido de Wikispaces.com: http://procesosbio.wikispaces.com/Simulaci%C3%B3n+con+HYSYS

wikispaces.com. (2013). *Simulación de procesos, Introducción Hysys*. Obtenido de wikispaces.com: https://simulacionprocesos.wikispaces.com/introducci%C3%B3n+Hysys

xtent2006. (2010). *CREATING OPC AND DDE TOPIC in RsLinx*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=CE6nntIBWDo

xtent2006. (2010). *PID instruction ladder logic example*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=TpmOJ9gKaZw

Yusti, J. G. (2012). *Hysys simulación dinámica mezcla 1*. Obtenido de www.youtube.com: https://www.youtube.com/watch?v=A-vt7AgcXak

10. APENDICES

Apéndice A

Macro para comunicar el proceso *"Separación de Hidrocarburos"* con RsLogix:

```
Public hyApp As HYSYS.Application
Public simCase As SimulationCase

Sub Main
Do  'Bucle para comunicacion continua

'Ingresando al Hysys Case Abierto
'******************************
Dim simCase As Object
Set simCase = ActiveCase
If simCase Is Nothing Then
MsgBox ("No existe un ''HYSYS Case'' Abierto.")
End
End If

 '*****************Obtener Variables de Proceso para controladores*****************
   Set Lev_SeparadorInicial = simCase.Flowsheet.Operations.Item("Separador Inicial").LiquidPercentLevel
   Set Pres_SeparadorInicial = simCase.Flowsheet.Operations.Item("Separador Inicial").VesselPressure
   Set Lev_LTS = simCase.Flowsheet.Operations.Item("LTS").LiquidPercentLevel
   Set Pres_LTS = simCase.Flowsheet.Operations.Item("LTS").VesselPressure
   '*********************************************************************************************

   '*******Obtener variables del proceso para indicadores***
   'Valvulas
   Set V1=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-1").ActuatorPosition
   Set V2=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-2").ActuatorPosition
   Set V3=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-3").ActuatorPosition
   Set V4=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-4").ActuatorPosition
   '********Unidades de proceso**************

   'Corrientes
   Set APlantaGas = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("A Planta Gas")
   T_APlantaGas=APlantaGas.Temperature.GetValue("C")
   P_APlantaGas=APlantaGas.Pressure.GetValue("kPa")
   F_APlantaGas=APlantaGas.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   Set ProdLiq1 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Prod Liq 1")
   T_ProdLiq1=ProdLiq1.Temperature.GetValue("C")
   P_ProdLiq1=ProdLiq1.Pressure.GetValue("kPa")
   F_ProdLiq1=ProdLiq1.MassFlow.GetValue("Kg/h")
```

```
    Set ProdVapor = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Prod Vapor")
    T_ProdVapor=ProdVapor.Temperature.GetValue("C")
    P_ProdVapor=ProdVapor.Pressure.GetValue("kPa")
    F_ProdVapor=ProdVapor.MassFlow.GetValue("Kg/h")

    Set ProdLiq2 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Prod Liq 2")
    T_ProdLiq2=ProdLiq2.Temperature.GetValue("C")
    P_ProdLiq2=ProdLiq2.Pressure.GetValue("kPa")
    F_ProdLiq2=ProdLiq2.MassFlow.GetValue("Kg/h")

    Set LTSVap = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("LTS Vap")
    T_LTSVap=LTSVap.Temperature.GetValue("C")

    Set GasVentas = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Gas Ventas")
    T_GasVentas=GasVentas.Temperature.GetValue("C")

    Set SIVap = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("SI Vap")
    T_SIVap=SIVap.Temperature.GetValue("C")

    Set GasalChiller = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Gas al Chiller")
    T_GasalChiller=GasalChiller.Temperature.GetValue("C")

    Set GasaLTS = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Gas a LTS")
    T_GasaLTS=GasaLTS.Temperature.GetValue("C")

'Delay(10)' Retardo en milisegundos para Adquisicion de datos

'********COMUNICACION******************

        rslinx = OpenRSLinx() 'Abrir conexion con  RSlinx

        '****Enviar variables a RsLinx
    DDEPoke rslinx, "Lev_SeparadorInicial", Replace(Lev_SeparadorInicial,".",",")
    DDEPoke rslinx, "Pres_SeparadorInicial", Replace(Pres_SeparadorInicial,".",",")
    DDEPoke rslinx, "Lev_LTS", Replace(Lev_LTS,".",",")
    DDEPoke rslinx, "Pres_LTS", Replace(Pres_LTS,".",",")

    DDEPoke rslinx, "V1", Replace(V1,".",",")
    DDEPoke rslinx, "V2", Replace(V2,".",",")
    DDEPoke rslinx, "V3", Replace(V3,".",",")
    DDEPoke rslinx, "V4", Replace(V4,".",",")

    DDEPoke rslinx, "T_APlantaGas", Replace(CStr(T_APlantaGas),".",",")
    DDEPoke rslinx, "P_APlantaGas", Replace(CStr(P_APlantaGas),".",",")
    DDEPoke rslinx, "F_APlantaGas", Replace(CStr(F_APlantaGas),".",",")

    DDEPoke rslinx, "T_ProdLiq1", Replace(CStr(T_ProdLiq1),".",",")
    DDEPoke rslinx, "P_ProdLiq1", Replace(CStr(P_ProdLiq1),".",",")
    DDEPoke rslinx, "F_ProdLiq1", Replace(CStr(F_ProdLiq1),".",",")

    DDEPoke rslinx, "T_ProdLiq2", Replace(CStr(T_ProdLiq2),".",",")
    DDEPoke rslinx, "P_ProdLiq2", Replace(CStr(P_ProdLiq2),".",",")
```

```
        DDEPoke rslinx, "F_ProdLiq2", Replace(CStr(F_ProdLiq2),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_LTSVap", Replace(CStr(T_LTSVap),".",",")
        DDEPoke rslinx, "T_GasVentas", Replace(CStr(T_GasVentas),".",",")
        DDEPoke rslinx, "T_SIVap", Replace(CStr(T_SIVap),".",",")
        DDEPoke rslinx, "T_GasalChiller", Replace(CStr(T_GasalChiller),".",",")
        DDEPoke rslinx, "T_GasaLTS", Replace(CStr(T_GasaLTS),".",",")

        '*****************Recepcion de variables de control***

        CV_V2 = DDERequest(rslinx,"CV_V2",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-2").PercentOpenValue =CV_V2

        CV_V3 = DDERequest(rslinx,"CV_V3",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-3").PercentOpenValue =CV_V3

    DDETerminate rslinx 'Terminar conexion DDE
Loop  While True' Terminación de Bucle

End Sub
Sub Delay(ByVal Tiempo As Double)
  Dim HoraActual As Double
  'On Local Error Resume Next
  HoraActual = Timer
  Do Until Timer >= HoraActual + (Tiempo / 1000)
    DoEvents
  Loop
End Sub

Private Function OpenRSLinx()
    On Error Resume Next

    'Abrir conexion con RSLinx
    OpenRSLinx = DDEInitiate("RSLINX", "Emulador")'Se debe colocar el "topic" creado en rslinx

    'Verificar si conexion se estableció
    If Err.Number <> 0 Then
       MsgBox "Error Connecting to topic", vbExclamation, "Error"
       OpenRSLinx = 0 'Return false if there was an error
    End If
  End Function
```

APÉNDICE B

Macro para comunicar el proceso *"Blending de Gasolina"* con RsLogix:

```
Public hyApp As HYSYS.Application
Public simCase As SimulationCase
Dim Producto_T As ProcessStream
Dim ProdLiq1 As ProcessStream
Dim ProdVapor As ProcessStream
Dim ProdLiq2 As ProcessStream


Sub Main
Do  'Bucle para comunicaion continua

'Ingresando al Hysys Case Abierto
'******************************
Dim simCase As Object
Set simCase = ActiveCase
If simCase Is Nothing Then
MsgBox ("No existe un ''HYSYS Case'' Abierto.")
End
End If


'************Definicion de corrientes***********
Set Gasolina = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Gasolina")
Set Etanol = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Etanol")
Set Inerte = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Inerte")
Set Etanol_T = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Etanol T")
Set Gasolina_T = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Gasolina T")
Set Venteo_T = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Venteo T")
Set Producto_T = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Producto T")
Set Producto = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Producto")
Set WBomba = simCase.Flowsheet.EnergyStreams.Item("WBomba")
Set Venteo = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Venteo")
Set Producto_final = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Producto final")

 '*****************Obtener Variables de Proceso para controladores*****************
F_Gasolina_T=Gasolina_T.MassFlow.GetValue("Kg/h")
Set PV_Tiempo_Muerto = simCase.Flowsheet.Operations.Item("Tiempo Muerto").OP
Set Pres_T1 = simCase.Flowsheet.Operations.Item("T-1").VesselPressure
Set Niv_T1 = simCase.Flowsheet.Operations.Item("T-1").LiquidPercentLevel

   '*********************************************************************************************

   '*******Obtener variables del proceso para indicadores***************


   'Valvulas
   Set V1=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-1").ActuatorPosition
   Set V2=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-2").ActuatorPosition
```

```
Set V3=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-3").ActuatorPosition
Set V4=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-4").ActuatorPosition
'********Unidades de proceso**************


'*************Variables de Corrientes
T_Gasolina=Gasolina.Temperature.GetValue("C")
P_Gasolina=Gasolina.Pressure.GetValue("kPa")
F_Gasolina=Gasolina.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Etanol=Etanol.Temperature.GetValue("C")
P_Etanol=Etanol.Pressure.GetValue("kPa")
F_Etanol=Etanol.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Inerte=Inerte.Temperature.GetValue("C")
P_Inerte=Inerte.Pressure.GetValue("kPa")
F_Inerte=Inerte.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Etanol_T=Etanol_T.Temperature.GetValue("C")
P_Etanol_T=Etanol_T.Pressure.GetValue("kPa")
F_Etanol_T=Etanol_T.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Gasolina_T=Gasolina_T.Temperature.GetValue("C")
P_Gasolina_T=Gasolina_T.Pressure.GetValue("kPa")
'F_Gasolina_T=Gasolina_T.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Venteo_T=Venteo_T.Temperature.GetValue("C")
P_Venteo_T=Venteo_T.Pressure.GetValue("kPa")
F_Venteo_T=Venteo_T.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Producto_T=Producto_T.Temperature.GetValue("C")
P_Producto_T=Producto_T.Pressure.GetValue("kPa")
F_Producto_T=Producto_T.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Producto=Producto.Temperature.GetValue("C")
P_Producto=Producto.Pressure.GetValue("kPa")
F_Producto=Producto.MassFlow.GetValue("Kg/h")

HF_WBomba=WBomba.HeatFlow.GetValue("kj/h")

T_Venteo=Venteo.Temperature.GetValue("C")
P_Venteo=Venteo.Pressure.GetValue("kPa")
F_Venteo=Venteo.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Producto_final=Producto_final.Temperature.GetValue("C")
P_Producto_final=Producto_final.Pressure.GetValue("kPa")
F_Producto_final=Producto_final.MassFlow.GetValue("Kg/h")


'Delay(10)' Retardo para actualizacion

'********COMUNICACION******************
```

```
    rslinx = OpenRSLinx() 'Abrir conexion con  RSlinx

    '****Enviar variables a RsLinx
DDEPoke rslinx, "F_Gasolina_T", Replace(F_Gasolina_T,".",",")
DDEPoke rslinx, "PV_Tiempo_Muerto", Replace(PV_Tiempo_Muerto,".",",")
DDEPoke rslinx, "Pres_T1", Replace(Pres_T1,".",",")
DDEPoke rslinx, "Niv_T1", Replace(Niv_T1,".",",")

DDEPoke rslinx, "V1", Replace(V1,".",",")
DDEPoke rslinx, "V2", Replace(V2,".",",")
DDEPoke rslinx, "V3", Replace(V3,".",",")
DDEPoke rslinx, "V4", Replace(V4,".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Gasolina", Replace(CStr(T_Gasolina),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Gasolina", Replace(CStr(P_Gasolina),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Gasolina", Replace(CStr(F_Gasolina),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Etanol", Replace(CStr(T_Etanol),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Etanol", Replace(CStr(P_Etanol),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Etanol", Replace(CStr(F_Etanol),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Inerte", Replace(CStr(T_Inerte),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Inerte", Replace(CStr(P_Inerte),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Inerte", Replace(CStr(F_Inerte),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Etanol_T", Replace(CStr(T_Etanol_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Etanol_T", Replace(CStr(P_Etanol_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Etanol_T", Replace(CStr(F_Etanol_T),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Gasolina_T", Replace(CStr(T_Gasolina_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Gasolina_T", Replace(CStr(P_Gasolina_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Gasolina_T", Replace(CStr(F_Gasolina_T),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Venteo_T", Replace(CStr(T_Venteo_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Venteo_T", Replace(CStr(P_Venteo_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Venteo_T", Replace(CStr(F_Venteo_T),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Producto_T", Replace(CStr(T_Producto_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Producto_T", Replace(CStr(P_Producto_T),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Producto_T", Replace(CStr(F_Producto_T),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Producto", Replace(CStr(T_Producto),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Producto", Replace(CStr(P_Producto),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Producto", Replace(CStr(F_Producto),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Venteo", Replace(CStr(T_Venteo),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Venteo", Replace(CStr(P_Venteo),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Venteo", Replace(CStr(F_Venteo),".",",")

DDEPoke rslinx, "T_Producto_final", Replace(CStr(T_Producto_final),".",",")
DDEPoke rslinx, "P_Producto_final", Replace(CStr(P_Producto_final),".",",")
DDEPoke rslinx, "F_Producto_final", Replace(CStr(F_Producto_final),".",",")
```

```
        DDEPoke rslinx, "HF_WBomba", Replace(CStr(HF_WBomba),".",",")

        '*****************Recepcion de variables de control***

        CV_V1 = DDERequest(rslinx,"CV_V1",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-1").PercentOpenValue =CV_V1

        CV_V2 = DDERequest(rslinx,"CV_V2",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-2").PercentOpenValue =CV_V2

        CV_V3 = DDERequest(rslinx,"CV_V3",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-3").PercentOpenValue =CV_V3

        CV_V4 = DDERequest(rslinx,"CV_V4",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V-4").PercentOpenValue =CV_V4

   'Terminar conexion DDE
    DDETerminate rslinx
Loop  While True

End Sub

Sub Delay(ByVal Tiempo As Double)
  Dim HoraActual As Double
  'On Local Error Resume Next
  HoraActual = Timer
  Do Until Timer >= HoraActual + (Tiempo / 1000)
    DoEvents
  Loop
End Sub

Private Function OpenRSLinx()
    On Error Resume Next
    'Open the connection to RSLinx
    OpenRSLinx = DDEInitiate("RSLINX", "Emulador")'Se debe colocar el "topic" creado en rslinx

    'Check if the connection was made
    If Err.Number <> 0 Then
       MsgBox "Error Connecting to topic", vbExclamation, "Error"
       OpenRSLinx = 0 'Return false if there was an error
    End If
    End Function
```

APÉNDICE C

Macro para comunicar el proceso *"Control del reactor de propilenglicol"* con RsLogix:

```
Public hyApp As HYSYS.Application
Public simCase As SimulationCase



Sub Main
Do  'Bucle para comunicaion continua

'Ingresando al Hysys Case Abierto
'*****************************
Dim simCase As Object
Set simCase = ActiveCase
If simCase Is Nothing Then
MsgBox ("No existe un ''HYSYS Case'' Abierto.")
End
End If

'************Definicion de corrientes***********
Set Agua = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Agua")
Set Oxido = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Oxido")
Set Vapor = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Vapor")
Set Liquido = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Liquido")
Set Agua1 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Agua1")
Set Oxido1 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Oxido1")
Set Producto = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Producto")
Set Vapor_1 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Vapor-1")

 '*****************Obtener Variables de Proceso para controladores*****************
F_Oxido1=Oxido1.MassFlow.GetValue("Kg/h")
Set PV_Tiempo_Muerto = simCase.Flowsheet.Operations.Item("Tiempo Muerto").OP
Set Niv_Reactor = simCase.Flowsheet.Operations.Item("Reactor").LiquidLevel

   '*********************************************************************************************

   '*******Obtener variables del proceso para indicadores***************
' RXN_Reactor = simCase.Flowsheet.Operations.Item("Reactor").RxnPercentConversion
'Set T_Reactor = simCase.Flowsheet.Operations.Item("Reactor").ForwardTemperatureExponentArray
   'Valvulas
   Set V1=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V1").ActuatorPosition
   Set V2=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V2").ActuatorPosition
   Set V3=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V3").ActuatorPosition
   '********Unidades de proceso**************


   '*************Variables de Corrientes
   T_Agua=Agua.Temperature.GetValue("C")
   P_Agua=Agua.Pressure.GetValue("kPa")
```

```
   F_Agua=Agua.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   T_Oxido=Oxido.Temperature.GetValue("C")
   P_Oxido=Oxido.Pressure.GetValue("kPa")
   F_Oxido=Oxido.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   T_Vapor=Vapor.Temperature.GetValue("C")
   P_Vapor=Vapor.Pressure.GetValue("kPa")
   F_Vapor=Vapor.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   T_Liquido=Liquido.Temperature.GetValue("C")
   P_Liquido=Liquido.Pressure.GetValue("kPa")
   F_Liquido=Liquido.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   T_Agua1=Agua1.Temperature.GetValue("C")
   P_Agua1=Agua1.Pressure.GetValue("kPa")
   F_Agua1=Agua1.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   T_Oxido1=Oxido1.Temperature.GetValue("C")
   P_Oxido1=Oxido1.Pressure.GetValue("kPa")
   'F_Oxido1=Oxido1.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   T_Producto=Producto.Temperature.GetValue("C")
   P_Producto=Producto.Pressure.GetValue("kPa")
   F_Producto=Producto.MassFlow.GetValue("Kg/h")

   T_Vapor_1=Vapor_1.Temperature.GetValue("C")
   P_Vapor_1=Vapor_1.Pressure.GetValue("kPa")
   F_Vapor_1=Vapor_1.MassFlow.GetValue("Kg/h")

'Delay(10)' Retardo para actualizacion

'********COMUNICACION******************

         rslinx = OpenRSLinx() 'Abrir conexion con  RSlinx

         '****Enviar variables a RsLinx
      DDEPoke rslinx, "PV_Tiempo_Muerto", Replace(PV_Tiempo_Muerto,".",",")
      DDEPoke rslinx, "Niv_Reactor", Replace(Niv_Reactor,".",",")
'     DDEPoke rslinx, "RXN_Reactor", Replace(RXN_Reactor,".",",")
'     DDEPoke rslinx, "T_Reactor", Replace(T_Reactor,".",",")

      DDEPoke rslinx, "V1", Replace(V1,".",",")
      DDEPoke rslinx, "V2", Replace(V2,".",",")
      DDEPoke rslinx, "V3", Replace(V3,".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Agua", Replace(CStr(T_Agua),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Agua", Replace(CStr(P_Agua),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Agua", Replace(CStr(F_Agua),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Oxido", Replace(CStr(T_Oxido),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Oxido", Replace(CStr(P_Oxido),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Oxido", Replace(CStr(F_Oxido),".",",")
```

```
        DDEPoke rslinx, "T_Vapor", Replace(CStr(T_Vapor),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Vapor", Replace(CStr(P_Vapor),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Vapor", Replace(CStr(F_Vapor),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_Liquido", Replace(CStr(T_Liquido),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Liquido", Replace(CStr(P_Liquido),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Liquido", Replace(CStr(F_Liquido),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_Agua1", Replace(CStr(T_Agua1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Agua1", Replace(CStr(P_Agua1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Agua1", Replace(CStr(F_Agua1),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_Oxido1", Replace(CStr(T_Oxido1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Oxido1", Replace(CStr(P_Oxido1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Oxido1", Replace(CStr(F_Oxido1),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_Producto", Replace(CStr(T_Producto),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Producto", Replace(CStr(P_Producto),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Producto", Replace(CStr(F_Producto),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_Vapor_1", Replace(CStr(T_Vapor_1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Vapor_1", Replace(CStr(P_Vapor_1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Vapor_1", Replace(CStr(F_Vapor_1),".",",")


        '*****************Recepcion de variables de control***

        CV_V1 = DDERequest(rslinx,"CV_V1",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V1").PercentOpenValue =CV_V1

        CV_V2 = DDERequest(rslinx,"CV_V2",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V2").PercentOpenValue =CV_V2

        CV_V3 = DDERequest(rslinx,"CV_V3",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V3").PercentOpenValue =CV_V3

'************************************************
'************************************************

   'Terminar conexion DDE
    DDETerminate rslinx
Loop  While True


End Sub
Sub Delay(ByVal Tiempo As Double)
  Dim HoraActual As Double
  'On Local Error Resume Next
  HoraActual = Timer
  Do Until Timer >= HoraActual + (Tiempo / 1000)
    DoEvents
  Loop
```

```
End Sub

Private Function OpenRSLinx()
  On Error Resume Next

  'Open the connection to RSLinx
  OpenRSLinx = DDEInitiate("RSLINX", "Emulador")'Se debe colocar el "topic" creado en rslinx

  'Check if the connection was made
  If Err.Number <> 0 Then
    MsgBox "Error Connecting to topic", vbExclamation, "Error"
    OpenRSLinx = 0 'Return false if there was an error
  End If
  End Function
```

APÉNDICE D

Macro para comunicar el proceso *"Control de una columna despropanizadora"* con RsLogix:

```
Public hyApp As HYSYS.Application
Public simCase As SimulationCase

Sub Main
Do  'Bucle para comunicaion continua

'Ingresando al Hysys Case Abierto
'*****************************
Dim simCase As Object
Set simCase = ActiveCase
If simCase Is Nothing Then
MsgBox ("No existe un ''HYSYS Case'' Abierto.")
End
End If

'****Llamado y definicion del Sub-Flowsheet de la columna T-100

Set objColumn = simCase.Flowsheet.Operations.Item("T-100")
Set objColumnSubFlow = objColumn.ColumnFlowsheet

'***********Definicion de corrientes**********
'***********Corrientes de Flowsheet principal
Set Alimento = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Alimento")
Set Salida_V1 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Salida_V1")
Set Destilado = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Destilado")
Set Fondo = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Fondo")
Set Destilado_1 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Destilado-1")
Set Fondo_1 = simCase.Flowsheet.MaterialStreams.Item("Fondo-1")
'*********Corrientes de Sub-Flowsheet Columna T-100
Set Reflux = objColumnSubFlow.MaterialStreams.Item("Reflux")
Set To_Condenser = objColumnSubFlow.MaterialStreams.Item("To Condenser")
Set Boilup = objColumnSubFlow.MaterialStreams.Item("Boilup")
Set To_Reboiler = objColumnSubFlow.MaterialStreams.Item("To Reboiler")
Set Qc = objColumnSubFlow.EnergyStreams.Item("Qc")
Set Qr = objColumnSubFlow.EnergyStreams.Item("Qr")

 '*****************Obtener Variables de Proceso para controladores*****************

 FM_Alimento=Alimento.MolarFlow.GetValue("kgMole/h")
Set PV_TRF_1 = simCase.Flowsheet.Operations.Item("TRF-1").OP
Set Nivel_Condensador = objColumnSubFlow.Operations.Item("Condenser").LiquidPercentLevel
Set Nivel_Rehervidor = objColumnSubFlow.Operations.Item("Reboiler").LiquidPercentLevel
P_To_Condenser=To_Condenser.Pressure.GetValue("kPa")

 '*********************************************************************************************

   '*******Obtener variables del proceso para indicadores**************
   Qr_HF=Qr.HeatFlow.GetValue("kw")
```

```
Qc_HF=Qc.HeatFlow.GetValue("kw")

'Valvulas
Set V1=simCase.Flowsheet.Operations.Item("V1").ActuatorPosition
Set VLV_Destilado=simCase.Flowsheet.Operations.Item("VLV-Destilado").ActuatorPosition
Set VLV_Fondo=simCase.Flowsheet.Operations.Item("VLV-Fondo").ActuatorPosition
'********Unidades de proceso**************

'*************Variables de Corrientes (Temperatura,Presion y flujo masico)
T_Alimento=Alimento.Temperature.GetValue("C")
P_Alimento=Alimento.Pressure.GetValue("kPa")
F_Alimento=Alimento.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Salida_V1=Salida_V1.Temperature.GetValue("C")
P_Salida_V1=Salida_V1.Pressure.GetValue("kPa")
F_Salida_V1=Salida_V1.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Destilado=Destilado.Temperature.GetValue("C")
P_Destilado=Destilado.Pressure.GetValue("kPa")
F_Destilado=Destilado.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Fondo=Fondo.Temperature.GetValue("C")
P_Fondo=Fondo.Pressure.GetValue("kPa")
F_Fondo=Fondo.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Qc=Qc.Temperature.GetValue("C")
P_Qc=Qc.Pressure.GetValue("kPa")
F_Qc=Qc.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Qr=Qr.Temperature.GetValue("C")
P_Qr=Qr.Pressure.GetValue("kPa")
F_Qr=Qr.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Destilado_1=Destilado_1.Temperature.GetValue("C")
P_Destilado_1=Destilado_1.Pressure.GetValue("kPa")
F_Destilado_1=Destilado_1.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Fondo_1=Fondo_1.Temperature.GetValue("C")
P_Fondo_1=Fondo_1.Pressure.GetValue("kPa")
F_Fondo_1=Fondo_1.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Reflux=Reflux.Temperature.GetValue("C")
P_Reflux=Reflux.Pressure.GetValue("kPa")
F_Reflux=Reflux.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_To_Condenser=To_Condenser.Temperature.GetValue("C")
'P_To_Condenser=To_Condenser.Pressure.GetValue("kPa")
F_To_Condenser=To_Condenser.MassFlow.GetValue("Kg/h")

T_Boilup=Boilup.Temperature.GetValue("C")
P_Boilup=Boilup.Pressure.GetValue("kPa")
F_Boilup=Boilup.MassFlow.GetValue("Kg/h")
```

```
   T_To_Reboiler=To_Reboiler.Temperature.GetValue("C")
   P_To_Reboiler=To_Reboiler.Pressure.GetValue("kPa")
   F_To_Reboiler=To_Reboiler.MassFlow.GetValue("Kg/h")


Delay(1)' Retardo para actualizacion

'********COMUNICACION******************

        rslinx = OpenRSLinx() 'Abrir conexion con  RSlinx

        '****Enviar variables a RsLinx
      DDEPoke rslinx, "FM_Alimento", Replace(CStr(FM_Alimento),".",",")
      DDEPoke rslinx, "PV_TRF_1", Replace(CStr(PV_TRF_1),".",",")
      DDEPoke rslinx, "Nivel_Condensador", Replace(CStr(Nivel_Condensador),".",",")
      DDEPoke rslinx, "Nivel_Rehervidor", Replace(CStr(Nivel_Rehervidor),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_To_Condenser", Replace(CStr(P_To_Condenser),".",",")

      DDEPoke rslinx, "Qr_HF", Replace(CStr(Qr_HF),".",",")
      DDEPoke rslinx, "Qc_HF", Replace(CStr(Qc_HF),".",",")

      DDEPoke rslinx, "V1", Replace(CStr(V1),".",",")
      DDEPoke rslinx, "VLV_Destilado", Replace(CStr(VLV_Destilado),".",",")
      DDEPoke rslinx, "VLV_Fondo", Replace(CStr(VLV_Fondo),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Alimento", Replace(CStr(T_Alimento),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Alimento", Replace(CStr(P_Alimento),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Alimento", Replace(CStr(F_Alimento),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Salida_V1", Replace(CStr(T_Salida_V1),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Salida_V1", Replace(CStr(P_Salida_V1),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Salida_V1", Replace(CStr(F_Salida_V1),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Destilado", Replace(CStr(T_Destilado),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Destilado", Replace(CStr(P_Destilado),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Destilado", Replace(CStr(F_Destilado),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Fondo", Replace(CStr(T_Fondo),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Fondo", Replace(CStr(P_Fondo),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Fondo", Replace(CStr(F_Fondo),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Qc", Replace(CStr(T_Qc),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Qc", Replace(CStr(P_Qc),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Qc", Replace(CStr(F_Qc),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Qr", Replace(CStr(T_Qr),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Qr", Replace(CStr(P_Qr),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Qr", Replace(CStr(F_Qr),".",",")

      DDEPoke rslinx, "T_Destilado_1", Replace(CStr(T_Destilado_1),".",",")
      DDEPoke rslinx, "P_Destilado_1", Replace(CStr(P_Destilado_1),".",",")
      DDEPoke rslinx, "F_Destilado_1", Replace(CStr(F_Destilado_1),".",",")
```

```
        DDEPoke rslinx, "T_Fondo_1", Replace(CStr(T_Fondo_1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Fondo_1", Replace(CStr(P_Fondo_1),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Fondo_1", Replace(CStr(F_Fondo_1),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_Reflux", Replace(CStr(T_Reflux),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Reflux", Replace(CStr(P_Reflux),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Reflux", Replace(CStr(F_Reflux),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_To_Condenser", Replace(CStr(T_To_Condenser),".",",")
        'DDEPoke rslinx, "P_To_Condenser", Replace(CStr(P_To_Condenser),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_To_Condenser", Replace(CStr(F_To_Condenser),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_Boilup", Replace(CStr(T_Boilup),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_Boilup", Replace(CStr(P_Boilup),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_Boilup", Replace(CStr(F_Boilup),".",",")

        DDEPoke rslinx, "T_To_Reboiler", Replace(CStr(T_To_Reboiler),".",",")
        DDEPoke rslinx, "P_To_Reboiler", Replace(CStr(P_To_Reboiler),".",",")
        DDEPoke rslinx, "F_To_Reboiler", Replace(CStr(F_To_Reboiler),".",",")

        '*****************Recepcion de variables de control***

        CV_FIC_100 = DDERequest(rslinx,"CV_FIC_100",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("V1").PercentOpenValue =CV_FIC_100

        CV_TIC_100 = DDERequest(rslinx,"CV_TIC_100",1)
        objColumnSubFlow.Operations.Item("Reboiler").HeatFlowValue=CV_TIC_100'Variable de flujo calórico
(kW/hr) del rehervidor  para control de temperatura de la columna

        CV_LIC_100 = DDERequest(rslinx,"CV_LIC_100",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("VLV-Destilado").PercentOpenValue =CV_LIC_100

        CV_LIC_101 = DDERequest(rslinx,"CV_LIC_101",1)
        simCase.Flowsheet.Operations.Item("VLV-Fondo").PercentOpenValue =CV_LIC_101

        CV_PIC_100 = DDERequest(rslinx,"CV_PIC_100",1)
        objColumnSubFlow.Operations.Item("Condenser").HeatFlowValue=CV_PIC_100'Variable de flujo
calórico (kW/hr) del condensador  para control de presion del condensador

'***********************************************
'***********************************************

  'Terminar conexion DDE
   DDETerminate rslinx
Loop  While True

End Sub
Sub Delay(ByVal Tiempo As Double)
  Dim HoraActual As Double
  'On Local Error Resume Next
  HoraActual = Timer
  Do Until Timer >= HoraActual + (Tiempo / 1000)
    DoEvents
```

```
  Loop
End Sub

Private Function OpenRSLinx()
   On Error Resume Next

   'Open the connection to RSLinx
   OpenRSLinx = DDEInitiate("RSLINX", "Emulador")'Se debe colocar el "topic" creado en rslinx

   'Check if the connection was made
   If Err.Number <> 0 Then
      MsgBox "Error Connecting to topic", vbExclamation, "Error"
      OpenRSLinx = 0 'Return false if there was an error
   End If
   End Function
```