



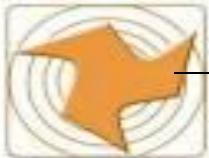
REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA
MINISTERIO DEL PODER POPULAR PARA EDUCACIÓN UNIVERSITARIA, CIENCIA Y TECNOLOGIA
UNIVERSIDAD POLITÉCNICA TERRITORIAL DE FALCON "ALONSO GAMERO"
PROGRAMA NACIONAL DE FORMACIÓN EN INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL
UNIDAD CURRICULAR: PROYECTO IV

**“PARAMETROS DE CONTROL DE LA PLANTA DE
MANUFACTURA DE PROPILENO GRADO POLIMERO”**

Integrantes

Bueno Johan Cl: 17.177.372
Chirinos Bonnys Cl: 19.059.128
Gutiérrez .J Carlos Cl: 16.349.479
Hernández Luis Cl: 5.317.893
Lugo Hebert Cl: 12.184.661
Perozo José Cl: 16.439.734

**Prof. Guía: Econ Jaime Celis
Tutor Ind: Ing. Luis Bracho
Tutor académico: Ing. Edgar Lugo**



REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA
MINISTERIO DEL PODER POPULAR PARA EDUCACIÓN UNIVERSITARIA, CIENCIA Y TECNOLOGIA
UNIVERSIDAD POLITÉCNICA TERRITORIAL DE FALCON "ALONSO GAMERO"
PROGRAMA NACIONAL DE FORMACIÓN EN INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL
UNIDAD CURRICULAR: PROYECTO IV

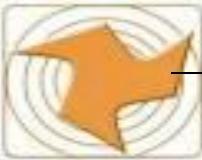
**“PARAMETROS DE CONTROL DE LA PLANTA DE
MANUFACTURA DE PROPILENO GRADO POLIMERO”**

Proyecto Socio-integrador presentado
Como requisito para optar al título de
Ingeniero en Instrumentación y Control

Integrantes

Bueno Johan Cl: 17.177.372
Chirinos Bonnys Cl: 19.059.128
Gutiérrez .J Carlos Cl: 16.349.479
Hernández Luis Cl: 5.317.893
Lugo Hebert Cl: 12.184.661
Perozo José Cl: 16.439.734

Punto fijo Octubre 2016



APROBACION DEL JURADO



REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA
MINISTERIO DEL PODER POPULAR PARA LA
EDUCACIÓN UNIVERSITARIA, CIENCIA Y TECNOLOGÍA
SANTANA DE CORO - ESTADO FALCÓN
UNIVERSIDAD POLITÉCNICA
TERRITORIAL DE FALCÓN
ALONSO GAMERO



ACTA DE EVALUACION DEL PROYECTO SOCIO-INTEGRADOR

Nosotros los abajo firmantes, designados por el Departamento Académico de Instrumentación y Control, cumpliendo con lo establecido en los artículos 15,16,19 y 20, de la Gaceta Oficial de la República Bolivariana de Venezuela Nº 39839, resolución Nº 2593, de fecha 10 de enero de 2012, se procedió a evaluar el informe escrito y la presentación oral del Proyecto Sociointegrador titulado:

Parámetros de control de la Planta de Manufactura de propileno grado Polimero

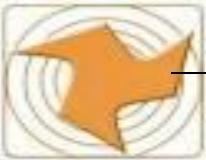
Presentado por los Técnicos Superiores en la cual alcanzaron la siguiente nota en la exposición oral

Nombres y Apellidos	Nº de Cedula	Nota	Firma
Bueno Dorante Johan José	17.177.372	20	
Chirinos M. Bonnys A.	19.059.128	20	
Gutiérrez Z. Jean Carlos	16.349.479	20	
Hernández M. Luis Ramón	5.317.893	20	
Lugo M. Hebert José	12.184.661	20	
Perez M. José M	16.439.734	20	

Así mismo luego de revisado, analizado y evaluado en todas sus partes el informe escrito, se asigna al mismo la calificación de Ocho (08) Ptos. Esto como parte de requisito para optar al título de Ingeniero en Instrumentación y Control.

Estas calificaciones forman parte de la evaluación final de la Unidad Curricular Proyecto. Leído lo antes expuesto y en señal de conformidad se levanta la presente ACTA en la sede de la Universidad Politécnica Territorial de Falcón "Alonso Gamero", a los 17 días del mes de Octubre de 2016.

Evaluadores del proyecto	Nombre y Apellido	Nº Cedula	Firma
Docente Guía	Taime Cebis	8.657.123	
Asesor Técnico	Edgar Lugo	9.681.634	
Representante comunidad beneficiada	Luis Bracho	10.974.599	



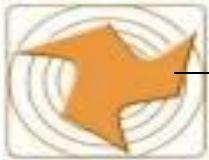
AGRADECIMIENTO

A mi Dios, por todos y cada uno de los triunfos que hemos conquistado, por llenar nuestra vida de bendiciones, éxitos y desafíos. Gracias a él por estar siempre a nuestro lado y darnos la oportunidad de ser lo que queremos ser.

A nuestros profesores, nuestros padres por apoyarnos, ayudarnos y guiarnos en cada paso que hemos dado en nuestra vida.

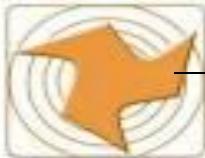
A nuestro tutor académico por compartir sus conocimientos, ser un excelente guía, una gran ayuda, un amigo incondicional y un profesional digno de admiración.

A Profalca y a todo su personal, por brindarnos su más sincero apoyo y darnos la oportunidad de desarrollar nuestro proyecto en sus instalaciones.



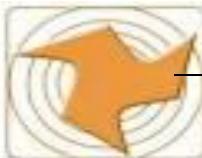
DEDICATORIA

A nuestros padres, quienes son y serán nuestro ejemplo a seguir y nuestra motivación a ser cada día mejor , a todos nuestros profesores compañeros , amigos y esposas que nunca nos dejaron de incentivar para que lográramos esta meta tan importante en nuestras vidas.

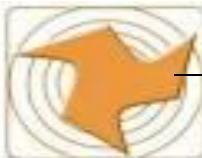


INDICE GENERAL

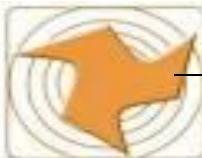
APROBACION DEL JURADO	III
AGRADECIMIENTO	IV
DEDICATORIA	V
DEDICATORIA	V
INDICE GENERAL.....	VI
INDICE DE TABLAS	X
INDICE DE FIGURAS.....	XI
PRESENTACION.....	1
MOMENTO I	3
DESCRIPCION DEL ESCENARIO	3
DATOS GENERALES LA COMUNIDAD.....	3
Antecedentes.....	3
Identidad Organizacional	4
VALORES INSTITUCIONALES.....	5
Aspectos Socio Productivos de la Empresa.....	7
Aspectos Económicos	8
Aspectos Culturales de la Empresa:.....	9
Marco Legal.....	9
HORARIO DE TRABAJO	10
Horario Administrativo	10
HORARIO OPERACIONAL TRABAJO CONTINUO.....	10
Ubicación Geográfica y Política.	11
MOMENTO II	15
CONTEXTO REAL.....	15
Identificación De Los Principales Problemas Y Necesidades Vinculados	15
Jerarquizar y seleccionar el problema vinculado con el área de conocimiento.	
.....	15
Escala de Evaluación.....	17
Criterios de Evaluación	18
Matriz de Evaluación.....	18
Vinculación con el Plan de la Patria 2013-2019	21
Vinculación en el problema seleccionado con el área del conocimiento	
sustento teórico	25
PROPOSITOS GENERALES Y ESPECIFICOS	26
Propósito General:	26
Propósitos específicos:	26



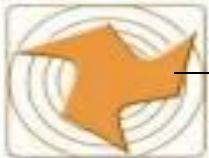
BENEFICIARIOS DEL PROYECTO	26
Beneficios Directos.....	26
Beneficios Indirectos	27
VIABILIDAD DEL PROYECTO	27
Económica.....	27
Ambiental	28
Social	29
Política	29
 MOMENTO III	30
SUSTENTOS EPISTEMOLOGICOS Y METODOLOGICOS.....	30
Sustentos Teóricos.....	30
BASES TEORICAS.....	32
Descripción del proceso	32
1.1 - ETAPA DE PRETRATAMIENTO	33
Paso 1. Recepción, medición y separación de agua libre	33
Paso 2. Remoción de azufre.....	34
Paso 3. Remoción de agua. sistema de deshidratación	35
1.2 - Etapa de desetanización	36
1.3 - Separación de propano-propileno	37
1.4 - Sistema de propano y propileno producto.....	38
Paso 1. Almacenaje y envío de propano producto.....	38
Paso 2. Remoción de arsina.....	38
1.5 - Etapa de refrigeración	39
1.6 - Almacenamiento a tanque.....	39
DEFINICIONES BASICAS:.....	40
TDC – 3000:.....	40
Sistema de control distribuido (DCS):	40
Control automático	41
Sistema controlado.....	41
Sistema de control en lazo abierto o manual.....	42
Definición y características	42
Elementos básicos	43
Sistema de control en lazo cerrado o automático	44
Definición y características	44
Elementos básicos	45
Sistemas de control en lazo cerrado contra los sistemas de control en lazo abierto	46
Lazo realimentado	47
Realimentación.....	47
Características de la realimentación	48
Cambios de carga y perturbaciones.....	49



Perturbación tipo escalón unitario	50
Controlador automático	50
Acciones del controlador	51
Acción proporcional.....	52
Acción integral (reset)	53
Acción derivativa	55
Sistema de primer orden	57
Efecto de la ganancia sobre la respuesta del sistema	59
Efecto de la constante de tiempo sobre la respuesta del sistema.....	60
Controlador proporcional – integral	61
Criterios de estabilidad.....	62
Diagrama de estabilidad de bode	63
Concepto	63
Principios de esta teoría	64
Aplicaciones	65
Ventajas de las trazas de bode	65
Márgenes de fase y ganancia	66
Margen de fase	66
Margen de ganancia.....	67
Análisis del diagrama	68
Métodos de optimización de los parámetros de control de controladores proporcionales integrales	69
Método a lazo abierto.....	69
Método de los dos puntos. (smith)	70
Método de ziegler nichols.....	72
Método de itae.....	74
Itae con carga.....	75
Itae con referencia.....	75
Método a lazo cerrado	76
Método de oscilación mantenida	76
Software para la simulación de procesos	77
SimApp	78
Hot pepper software	78
SUSTENTOS EPISTEMOLÓGICOS	79
SUSTENTOS METODOLÓGICOS	80
ESTRATEGIAS DE ACCESO A LA COMUNIDAD.....	80
ACTIVIDADES DE SOCIALIZACIÓN.	81
MÉTODO APLICADO PARA EL DIAGNÓSTICO	81
TÉCNICAS E INSTRUMENTOS UTILIZADOS.....	81
PLAN DE ACCION.....	82

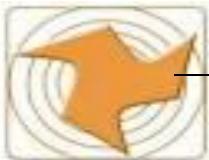


MOMENTO IV	84
ANALISIS DE LOS RESULTADOS	84
DISTRIBUCIÓN DE LOS CONTROLADORES POR ZONA	84
SECCION # 1. DE – ETANIZADORA.....	84
SECCION # 2. SPLITTER Y COMPRESOR	113
SECCION # 3. REFLUJO.....	118
SECCION # 4. ALMACENAMIENTO FUERA DE ESPECIFICACIÓN	123
SECCION # 5. BOMBAS DE CARGA	128
MEJORAS EN EL SISTEMA.....	140
RESULTADOS OBTENIDOS.....	146
PIC_1100:	147
FIC_1100:.....	148
LIC_1102:.....	150
FIC_1102:.....	151
LIC_4001:.....	152
PIC_2307:	154
FIC_2307:.....	155
FIC_2319:.....	156
FIC_1500:.....	157
FIC_1502:.....	158
FIC_1503.....	159
TIC_1105.....	160
LIC_2304.....	160
CONCLUSIONES	162
RECOMENDACIONES	164
FUENTES CONSULTADAS.....	165
Artículos y Publicaciones On - Line:.....	166
APÉNDICE Nº 1.....	167
Glosario de términos básicos	167
ANEXO Nº 1	171
SECCIONES DE ESTUDIO	171
ANEXO Nº 2	173
PÁGINAS DE ALGORITMOS CONTROL	173
ANTES DE LA ENTONACIÓN	173
ANEXO Nº 3	185
PÁGINAS DE ALGORITMOS CONTROL	185
DESPUES DE LA ENTONACIÓN	185



INDICE DE TABLAS

TABLA 1. Matriz de Evaluación	19
TABLA 2. Plan de acción	83
TABLA 3. Parámetros Antiguos del PIC_1100.....	84
TABLA 4. Nuevos parámetros del PIC_1100.....	85
TABLA 5. Parámetros Antiguos del FIC_1100.....	92
TABLA 6. Nuevos Parámetros del FIC_1100.....	93
TABLA 7. Parámetros Antiguos del LIC_1102	98
TABLA 8. Nuevos Parámetros del LIC_1102.....	99
TABLA 9. Parámetros Antiguos del FIC_1102.....	103
TABLA 10. Nuevos Parámetros del FIC_1102	104
TABLA 11. Parámetros Antiguos del LIC_4001	108
TABLA 12. Nuevos Parámetros del LIC_4001.....	109
TABLA 13. Parámetros Antiguos del PIC_2307.....	113
TABLA 14. Nuevos Parámetros del PIC_2307	114
TABLA 15. Parámetros Antiguos del FIC_2307.....	118
TABLA 16. Nuevos Parámetros del FIC_2307	119
TABLA 17. Parámetros Antiguos del FIC_2319.....	123
TABLA 18. Nuevos Parámetros del FIC_2319	124
TABLA 19. Parámetros Antiguos del FIC_1500.....	128
TABLA 20. Nuevos Parámetros del FIC_1500	129
TABLA 21. Parámetros Antiguos del FIC_1502.....	132
TABLA 22. Nuevos Parámetros del FIC_1502	133
TABLA 23. Parámetros Antiguos del FIC_1503.....	136
TABLA 24. Nuevos Parámetros del FIC_1503	137
TABLA 25. Parámetros actuales del TIC_1105	140
TABLA 26. Parámetros actuales del LIC_2304.....	143



INDICE DE FIGURAS

FIGURA 1. Organigrama general personal PROFALCA.....	8
FIGURA 2. Vista aérea de la Sede Principal profalca c.a.....	11
FIGURA 3. Vista aérea de la sede principal de Profalca	12
FIGURA 4. Vista Frontal Profalca	13
FIGURA 5. Organigrama del Departamento de Operaciones	14
FIGURA 6. Escala de apreciación o escala de LICKERT	18
FIGURA 7. Árbol causa efecto del análisis del problema seleccionado.....	20
FIGURA 8. Árbol causa efecto del problema seleccionado	20
FIGURA 9. Sistema de control en Lazo Abierto.....	43
FIGURA 10. Sistema de control en Lazo Cerrado	45
FIGURA 11. Lazo Realimentado.....	47
FIGURA 12. Respuesta de un Escalón Unitario	50
FIGURA 13. Diagrama en Bloques de un Sistema de control Industrial	51
FIGURA 14. Acciones del Controlador	52
FIGURA 15. Diagrama de bloques de un controlador proporcional.....	53
FIGURA 16. Diagrama en bloques de un Controlador Integral	54
FIGURA 17. Respuesta de un controlador con acción integral.....	55
FIGURA 18. Respuesta de un controlador con acción derivativa	56
FIGURA 19. Efecto de la ganancia a lazo abierto sobre la respuesta del sistema usando $\tilde{\tau} = 1$	59
FIGURA 20. Efecto de la constante de tiempo a lazo abierto sobre la respuesta del sistema usando $K = 1$	60
FIGURA 21. Diagrama en bloques de un controlador proporcional – integral ..	62
FIGURA 22. Margen de fase y ganancia sobre las trazas de Bode	66
FIGURA 23. Graficas de Bode para sistemas estables e inestables	68
FIGURA 24. Método de los dos puntos de Smith	70
FIGURA 25. Perturbación tipo escalón a lazo abierto.....	71
FIGURA 26. Perturbación tipo escalón a lazo cerrado	72
FIGURA 27. Decaimiento de $\frac{1}{4}$	73
FIGURA 28. Método de oscilaciones mantenidas.....	77
FIGURA 29. Trazas de Bode para el PIC_1100	85
FIGURA 30. Trazas de Bode para los nuevos parámetros del PIC_1100	86
FIGURA 31. Simulación de la Respuesta del lazo sencillo PIC_1100 antes y después de realizar la entonación	87

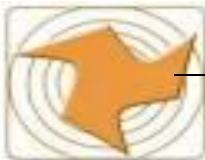


FIGURA 32. Respuesta del lazo sencillo PIC_1100 antes de realizar la entonación	88
FIGURA 33. Respuesta del lazo sencillo PIC_1100 después de realizar la entonación	89
FIGURA 34. Respuesta del PIC_1100 durante la regeneración antes de ser entonado.....	90
FIGURA 35. Respuesta del PIC_1100 durante la regeneración después de ser entonado.....	91
FIGURA 36.Trazas de Bode para el FIC_1100.....	92
FIGURA 37.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1100	93
FIGURA 38. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1100 antes y después de realizar la entonación	94
FIGURA 39. Respuesta del lazo sencillo FIC_1100 antes de realizar la entonación	95
FIGURA 40. Respuesta del lazo sencillo FIC_1100 durante la entonación	96
FIGURA 41. Respuesta del FIC_1100 después de realizar la entonación	97
FIGURA 42.Trazas de Bode para el LIC_1102.....	98
FIGURA 43.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del LIC_1102.....	99
FIGURA 44. Simulación de la respuesta del lazo sencillo LIC_1102 antes y después de realizar la entonación	100
FIGURA 45. Respuesta del lazo sencillo LIC_1102 antes de realizar la entonación	101
FIGURA 46. Respuesta del lazo sencillo LIC_1102 después de realizar la entonación	102
FIGURA 47.Trazas de Bode para el FIC_1102.....	103
FIGURA 48.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1102	104
FIGURA 49. Respuesta del lazo sencillo FIC_1102 antes de realizar la entonación	106
FIGURA 50. Respuesta del lazo sencillo FIC_1102 después de realizar la entonación	107
FIGURA 51.Trazas de Bode para el LIC_4001.....	108
FIGURA 52.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del LIC_4001.....	109
FIGURA 53. Simulación de la respuesta del lazo sencillo LIC_4001 antes y después de realizar la entonación	110
FIGURA 54. Respuesta del lazo sencillo LIC_4001 antes de realizar la entonación	111

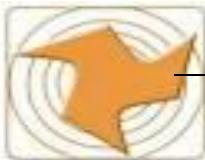


FIGURA 55. Respuesta del lazo sencillo LIC_4001 después de realizar la entonación	112
FIGURA 56.Trazas de Bode para el PIC_2307	113
FIGURA 57.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del PIC_2307	114
FIGURA 58. Simulación de la respuesta del lazo sencillo PIC_2307 antes y después de realizar la entonación	115
FIGURA 59. Respuesta del lazo sencillo PIC_2307 antes de realizar la entonación	116
FIGURA 60. Respuesta del lazo sencillo PIC_2307 después de realizar la entonación	117
FIGURA 61. Trazas de Bode para el FIC_2307.....	118
FIGURA 62.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_2307	119
FIGURA 63. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_2307 antes y después de realizar la entonación	120
FIGURA 64. Respuesta del lazo sencillo FIC_2307 antes de realizar la entonación	121
FIGURA 65. Respuesta del lazo sencillo FIC_2307 después de realizar la entonación	122
FIGURA 66. Trazas de Bode para el FIC_2319.....	123
FIGURA 67.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_2319	124
FIGURA 68. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_2319 antes y después de realizar la entonación	125
FIGURA 69. Respuesta del lazo sencillo FIC_2319 antes de realizar la entonación	126
FIGURA 70. Respuesta del lazo sencillo FIC_2319 después de realizar la entonación	127
FIGURA 71. Trazas de Bode para el FIC_1500.....	128
FIGURA 72.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1500	129
FIGURA 73. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1500 antes y después de realizar la entonación	130
FIGURA 74. Respuesta del lazo sencillo FIC_1500 después de realizar la entonación	131
FIGURA 75.Trazas de Bode para el FIC_1502.....	132
FIGURA 76. Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1502	133
FIGURA 77. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1502 antes y después de realizar la entonación	134

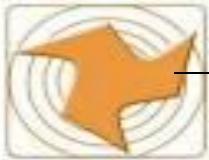


FIGURA 78. Respuesta del lazo sencillo FIC_1502 antes de realizar la entonación	135
FIGURA 79. Trazas de Bode para el FIC_1503.....	136
FIGURA 80. Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1503	137
FIGURA 81. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1503 antes y después de realizar la entonación	138
FIGURA 82. Respuesta del lazo sencillo FIC_1503 después de realizar la entonación	139
FIGURA 83. Trazas de Bode para el TIC_1105.....	140
FIGURA 84. Respuesta del lazo sencillo TIC_1105 antes de realizar la entonación	141
FIGURA 85. Mejora del Lazo de Control del TIC_1105	142
FIGURA 86. Trazas de Bode para el LIC_2304.....	143
FIGURA 87. Respuesta del lazo sencillo LIC_2304 antes de realizar la entonación	144
FIGURA 88. Mejora del Lazo de Control LIC_2304	145

PRESENTACION

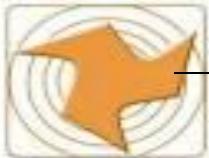
En lo referente a los controles y la forma de realizar los ejercidos en los diferentes procesos que componen ya sea una refinería o una planta química o cualquier proceso que requiera de la acción de lazos de control para su perfecta y segura funcionalidad, juega un importante papel la forma o manera de entonar los mismos, de manera que trabajen eficientemente y produzcan el 100% de rendimiento operacional sin fallas y con la mayor seguridad posible.

Existen varios métodos comprobados para la entonación de lazos como lo son el método de Ziegel y Nelson, el método de Smith, además de diferentes software de simulación, que le permiten al ingeniero de procesos simular el comportamiento de su planta sin tener que intervenir en el funcionamiento normal de la misma.

Este proyecto de investigación está estructurado en cuatro partes que van desde la descripción del escenario hasta la ejecución de actividades, y están distribuidas de la siguiente forma:

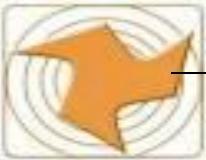
MOMENTO I: Descripción del escenario, aquí se detallan los datos generales de la comunidad como antecedentes, identidad organizacional, aspectos socio productivo, económico, demográfico y cultural de la comunidad, marco legal, ubicación geográfica y política.

MOMENTO II: Contexto real, se refiere a la identificación de los principales problemas y necesidades, jerarquización y selección del problema vinculado con el área de conocimiento, vinculación con el plan de desarrollo 2007-2013, vinculación del problema seleccionado con el área de conocimiento, propósito general, propósitos específicos, beneficios del proyecto, beneficiarios del proyecto y viabilidad del proyecto.



MOMENTO III: Sustentos epistemológicos y metodológicos, se describen aspectos fundamentales en base a las perspectivas teóricas, metodológicas y tecnológicas que sustentan el proyecto.

MOMENTO IV: Ejecución de actividades, está referido a las actividades realizadas para la ejecución del proyecto.



MOMENTO I

DESCRIPCION DEL ESCENARIO

DATOS GENERALES LA COMUNIDAD

Antecedentes

Propileno de Falcón, PROFALCA nace el 14 de Enero de 1998 como fruto del esfuerzo combinado y capital de un conjunto de empresas nacionales e internacionales, bajo la modalidad de empresa mixta, como un proyecto de avanzada, dentro de la industria petrolera y petroquímica , respondiendo a una necesidad de expansión, diversificación y mejoramiento de sus diferentes procesos y actividades en Venezuela, teniendo como objetivo diseñar, construir y operar una planta separadora de Propano – Propileno, en Grado Polímero, en medio de las adyacencias de la Refinería Cardón, convirtiéndose ésta última, en consecuencia, en su principal fuente de suministro y proveedor de materia prima para su productivo y eficiente desenvolvimiento y funcionamiento, dentro de estrictas normas de seguridad e higiene industrial y ambiental.

Este proyecto de empresa, logra consolidarse desde hace Diez (10) años, gracias al aporte material y financiero de un grupo de accionistas, entre los cuales podemos citar a: Proyectos Especiales C.A. (PROESCA), filial de Petróleos de Venezuela, dedicada a fomentar, desarrollar y financiar inversiones significativas para proyectos destinados a industrializar y modernizar el mundo de los hidrocarburos, en sociedad con terceros con un Treinta y Cinco (35)%; INELECTRA, empresa de Ingeniería y Construcción con una vasta experiencia en el desarrollo de plantas, refinerías y complejos industriales con un Quince (15)% y Empresas Polar, representada por la compañía INVERSIONES POLAR UNO y dedicada a la producción,



comercialización y distribución de productos de consumo masivo con un Quince (15)%, conformando el grupo de empresas nacionales. El 35% de las acciones restantes corresponde a una transnacional llamada Koch Industries.

La construcción de la planta en cuestión culminó mecánicamente en Junio de 1998, según lo planificado, con una capacidad de producción de Ciento Treinta Mil (130.000) Mil toneladas métricas por año, ampliable a Doscientas (200.000) Mil toneladas métricas por año de este material como lo es el Propileno, grado polímero, generador de una gran variedad de productos secundarios y derivados tales como: productos químicos, polipropileno, alcoholes, etc.

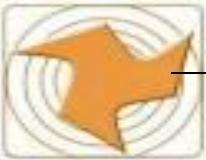
Cabe señalar que el proyecto de investigación se desarrolla en la planta de manufactura de propano propileno grado polímero de punto fijo estado falcón. Aquí se separa la corriente de mezcla pp (propano Propileno) proveniente de la refinería cardón CRP. PDVSA.

La razón de ser de Profalca, producción de Propano-Propileno en grado polímero (mínima expresión), constituye una actividad que cumple un proceso largo, complejo y delicado de depuración y tratamiento de las corrientes intermedias de gases generadas por la Refinería Cardón, con una concentración de Propileno de Cincuenta y Cinco (55) %, Propano en un Cuarenta y Tres (43) % y un Dos (2) % de otras olefinas.

Identidad Organizacional

Misión

Producir Propileno Grado Polímero de excelente calidad, con seguridad y en forma rentable, a través del uso óptimo de sus activos, del mejoramiento continuo de sus procesos y su gente, a fin de satisfacer las expectativas de sus clientes, accionistas y su personal; dando cumplimiento



a su rol de empresa socialmente responsable y en armonía con el medio ambiente.

Asimismo, partiendo de su presente y de lo que quería ser en lo sucesivo, se planteó también un futuro, un norte a donde ir, un sueño que alcanzar en el tiempo, a través de sus operaciones y dinámica, un para qué, es decir, una Visión, como una brújula que guiaría sus pasos en el presente hacia un futuro determinado, hacia el cual apuntaría sus esfuerzos y recursos por ser la meta o final al cual se desea llegar, a saber:

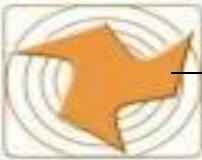
Visión

Ser una empresa líder, rentable y comprometida con la excelencia, el mejoramiento continuo de sus procesos y con la satisfacción de nuestros clientes, accionistas y trabajadores; en armonía con el entorno y el ambiente.

De la mano con la Misión y Visión de Profalca, se establecieron un conjunto de Cinco (5) valores, que no sólo permiten materializar la Misión y Visión anteriormente enunciadas, sino también formar un lenguaje común, una forma de ser para todos aquellos que forman parte de Profalca, algo que los identifique y compartan, en medio de las diferencias de personalidad, de los objetivos e intereses particulares, anteponiéndose el colectivo al individuo.

VALORES INSTITUCIONALES

Compromiso: Apoyar, promover y alcanzar la misión de PROFALCA y su organización, alineado e identificado íntegramente con el logro de objetivos comunes, sentidos como propios, y cumpliendo cabalmente con sus obligaciones, tanto personales como profesionales.



Disciplina: Cumplimiento estricto de las normas y procedimientos establecidos por PROFALCA, conjugado esto con el comportamiento de los trabajadores en consonancia con la misión, normas y procedimientos de la empresa.

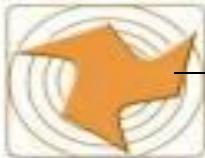
Excelencia: Conducción y manejo de la Empresa con el máximo grado de calidad y profesionalismo, valorando la creatividad, la iniciativa y la capacidad para alcanzar las mejores decisiones de negocios, asegurando el mejoramiento continuo de las personas y procesos, promoviendo que la reputación de PROFALCA se refleje en la alta calidad de nuestro producto.

Integridad: Comportamiento caracterizado por la rectitud. Ética y honestidad, que refleje una actuación cónsana con lo que cada uno dice y considera importante, comunicando intenciones, ideas y sentimientos de manera abierta, directa y transparente.

Lealtad: Transparencia, identificación y fidelidad con PROFALCA, sus políticas y valores; reflejada en la correspondencia y retribución que demuestren sus trabajadores con los esfuerzos realizados por la empresa en pro de su desarrollo profesional y personal.

Productividad: Uso óptimo de los recursos a fin que el trabajo realizado por todos los empleados agregue valor a PROFALCA, de forma que la ejecución de cada uno de sus procesos se realice con máxima eficiencia, racionalizando costos y orientando la gestión hacia el trabajo en equipos de alto desempeño.

Respeto por las personas: Consideración, solidaridad y compromiso mutuos para desarrollar el máximo potencial de PROFALCA y sus



trabajadores, propiciando un ambiente de trabajo caracterizado por un trato justo, ético y digno; que estimule el comportamiento acorde con los valores morales y las prácticas profesionales de la empresa.

Seguridad y Protección al Medio Ambiente: Desarrollo de una actitud proactiva hacia el estricto cumplimiento de las normas y procedimientos de seguridad; crear y mantener condiciones seguras de trabajo a fin de proteger el personal, el medio ambiente y los activos de la empresa.

Estos valores enlistados son una guía de actuación para todo el personal Profalca, conformando parte de su cultura e identidad organizacional y siendo compartidos por todos y cada uno de sus miembros.

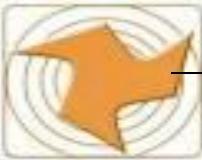
Vocación de Servicio

Entendimiento y generación de acciones permanentes orientadas a satisfacer las necesidades del ser humano como ente individual y social, origen y fin de la organización, bajo principios de igualdad y justicia.

Aspectos Socio Productivos de la Empresa.

Prestador de servicio integral de propano propileno contempla:

- ❖ Suministro de propano para consumo doméstico.
- ❖ Suministro de Propileno grado polímero industria nacional.
- ❖ Apoyo y prestador de servicios a la comunidad aledaña.
- ❖ Fiel cumplimiento de las normas y leyes ambientales..
- ❖ Vinculación con las mesas técnicas de agua y consejos comunales.



Aspectos Económicos

Todos los aspectos relacionados con el área económica y financiera de la empresa están orientados a las actividades petroquímicas y similares lo cual da ingresos propios, y pertenecen a sus socios Pequiven y Grupo Zuliano. El producto obtenido de la separación de PP es colocado en el mercado nacional e internacional. Con la supervisión de PDVSA, en sus instalaciones de refinería Muelle 2 y 4.

Aspectos Demográficos de la Empresa: La población trabajadora de la empresa cuenta con 57 trabajadores distribuidos entre sus departamentos de: Gerencia, Logística, Operaciones y Mantenimiento.

ORGANIGAMA GENERAL DE PROFALCA

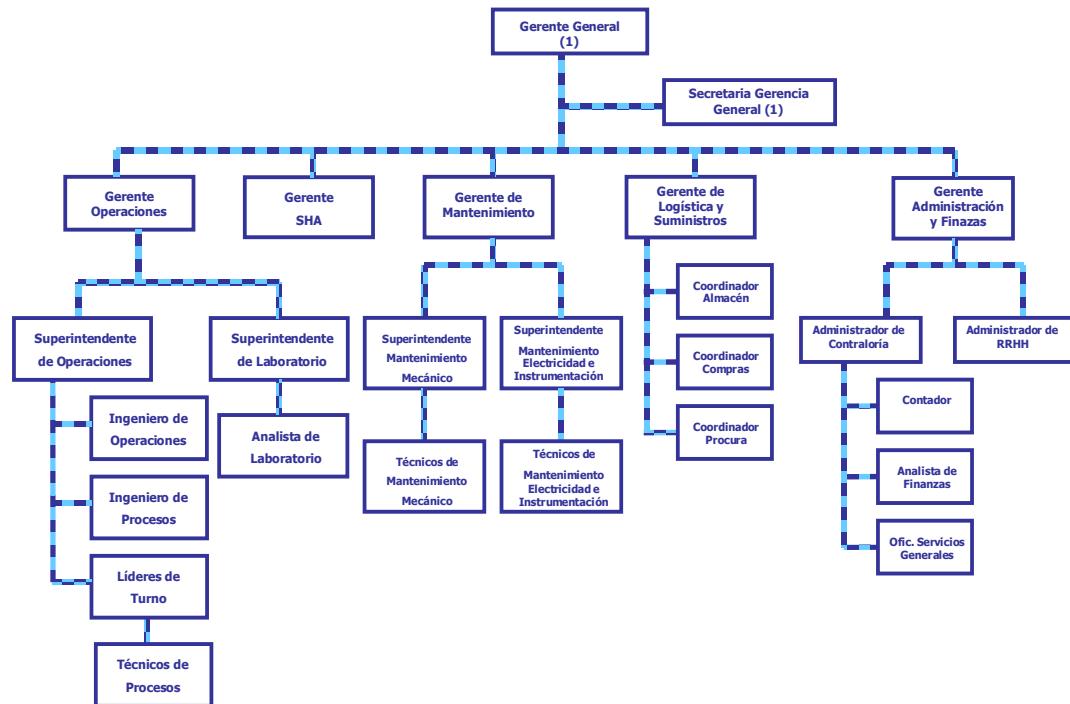
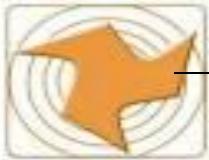


FIGURA 1. Organigrama general personal PROFALCA

Fuente: Profalca.



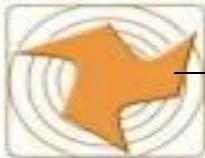
Aspectos Culturales de la Empresa:

En lo que respecta al aspecto cultural de la empresa, contamos con la asesoría de inpsasel la cual se encarga por medio de sus delegados de coordinar las diferentes actividades de recreación y actos culturales en la empresa, como lo son: Torneos interdepartamentales de Domino, Bolas Criollas, Softball, Misa, actividades por día de la madre, (Último domingo de mayo), del padre (02 de junio) , del trabajador ,(1 de mayo) de la secretaria (25 de noviembre) etc.

Marco Legal.

Que el asiento de Registro de Comercio transcrita a continuación, cuyo original está inscrito en el Tomo: **49-A REGISTRO MERCANTIL II DEL ESTADO FALCON DEL MUNICIPIO CARIRUBANA**. Número: **62** del año **2012**, así como La Participación, Nota y Documento que se copian de seguida son traslado fiel de sus originales, los cuales son del tenor siguiente:

Yo, **Oswaldo Moreno**, venezolano, mayor de edad, domiciliado en Caracas y titular de la Cédula de Identidad N° 2.077.854, actuando en representación de **PROPILENO DE FALCON PROFALCA, C.A.**, sociedad mercantil domiciliada en el Estado Falcón, originalmente inscrita por ante el Registro Mercantil Quinto de la Circunscripción Judicial del Distrito Federal y Estado Miranda en fecha 1 de abril de 1997, bajo el N° 23, Tomo 103-A-Qto., posteriormente inscrita por modificación de su Documento Constitutivo/Estatutario por ante ese mismo Registro en fecha 10 de noviembre de 1998, bajo el N° 84, Tomo 261-A-Qto., y últimamente inscrita por ante el Registro a su cargo por cambio de su domicilio al Estado Falcón en fecha 21 de junio de 1999, bajo el N° 70, Tomo 09-A, RIF: J-30429679-7, suficientemente facultado para este acto por resolución de la Asamblea Extraordinaria de Accionistas de PROPILENO DE FALCON PROFALCA, C.A., celebrada el 15 de agosto de 2012, ante usted respetuosamente ocurro y expongo:



A los fines de su registro, fijación y publicación, hago de su conocimiento que en la Asamblea Extraordinaria de Accionistas de PROPILENO DE FALCON PROFALCA, C.A., celebrada el 15 de agosto de 2012, se discutieron sobre los siguientes puntos: Primero: La venta de la totalidad de las acciones Clase “B” del capital social de la Compañía, las cuales eran propiedad de Propileno NGL GMBH a favor de la empresa Grupo Zuliano, C.A., efectiva a partir del 7 de agosto de 2012, fecha en la cual se suscribieron los respectivos traspasos en el Libro de Registro de Accionistas de la Compañía. Segundo: Aceptación de las renuncias de los Directores Principales Clase “B”; Nombramiento de nuevos Directores Principales y Suplentes Clase “B”, y ratificación de los restantes miembros principales y suplentes de la Junta Directiva de la Compañía.

HORARIO DE TRABAJO

Horario Administrativo

Lunes a viernes de 7:00 am. A 12:00 m. - 1:30 pm. A 4:30 pm

Descanso interjornada

12:00m a 1:30 pm

Sábados, domingos y feriados libres

HORARIO OPERACIONAL TRABAJO CONTINUO

Lunes a domingo

1er turno: 7:00 am. A 3:00pm.

Descanso interjornada

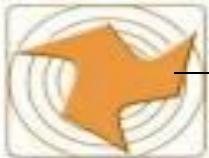
12:00m a 12:30 pm

2do turno: 3:00 pm. A 11:00pm.

Descanso interjornada

8:00pm a 8:30 pm

3er turno: 11:00 pm. A 7:00am.



Descanso interjornada

4:00am a 4:30 am

Cada turno goza de dos (2) días continuos de descanso.

Ubicación Geográfica y Política.

Dicha empresa se encuentra ubicada en el extremo suroeste de la península de Paraguaná , al noroccidente de Venezuela ,Av. 1 con calle, 1 Edif Administrativo piso 1 , Ofc Servicios Administrativos Sector Comunidad Cardón . Zona postal 4102 Estado Falcón.



FIGURA 2. Vista aérea de la Sede Principal profalca c.a.

Fuente: Google Earth

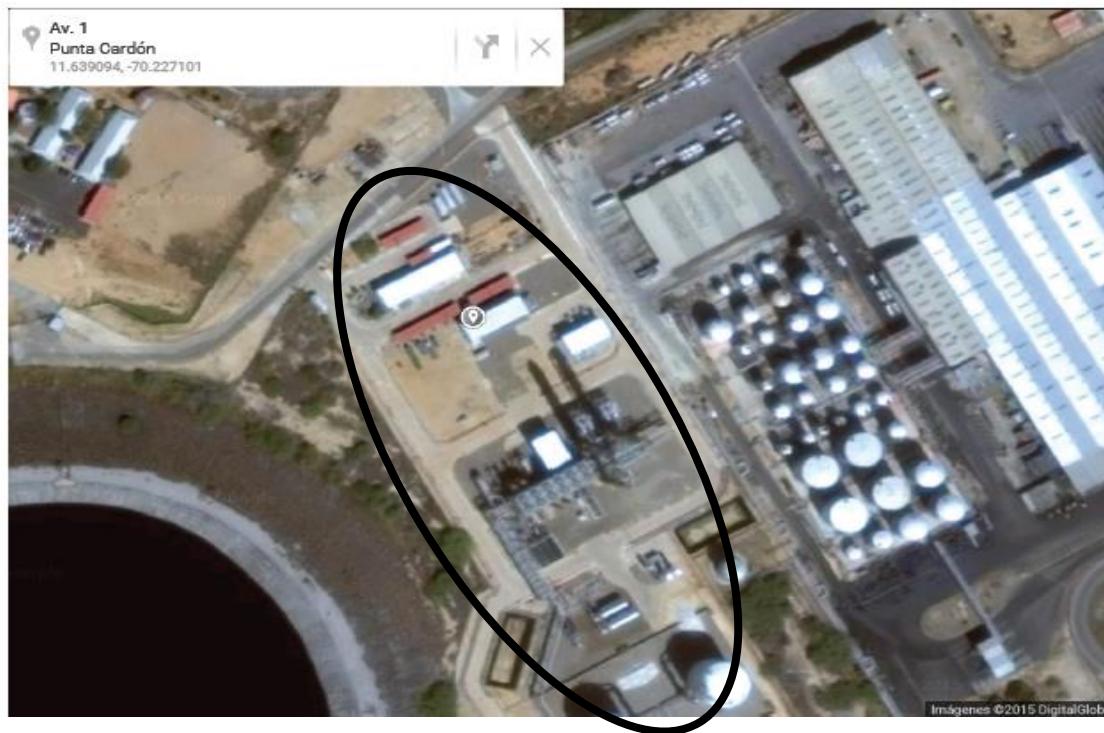
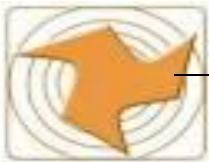


FIGURA 3. Vista aérea de la sede principal de Profalca

Fuente: Google Earth

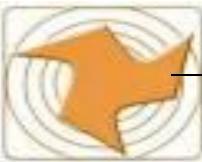
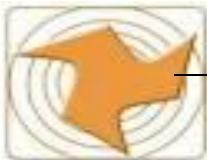


FIGURA 4. Vista Frontal Profalca

Fuente: Profalca

ESTRUCTURA DEL DEPARTAMENTO DE OPERACIONES:

Operaciones, además de tener una razón de ser, un norte que perseguir y unos valores que le dan identidad a todo el sistema, posee un conjunto o red de cargos, roles, grupos de trabajo y líneas de mando que constituyen una estructura a través de la cual se ejecutan las tareas, se cumplen los procedimientos, se interrelacionan los procesos y asumen responsabilidades sobre resultados, formándose la propia dinámica de nuestro departamento a saber.



ORGANIGRAMA DEPARTAMENTO DE OPERACIONES

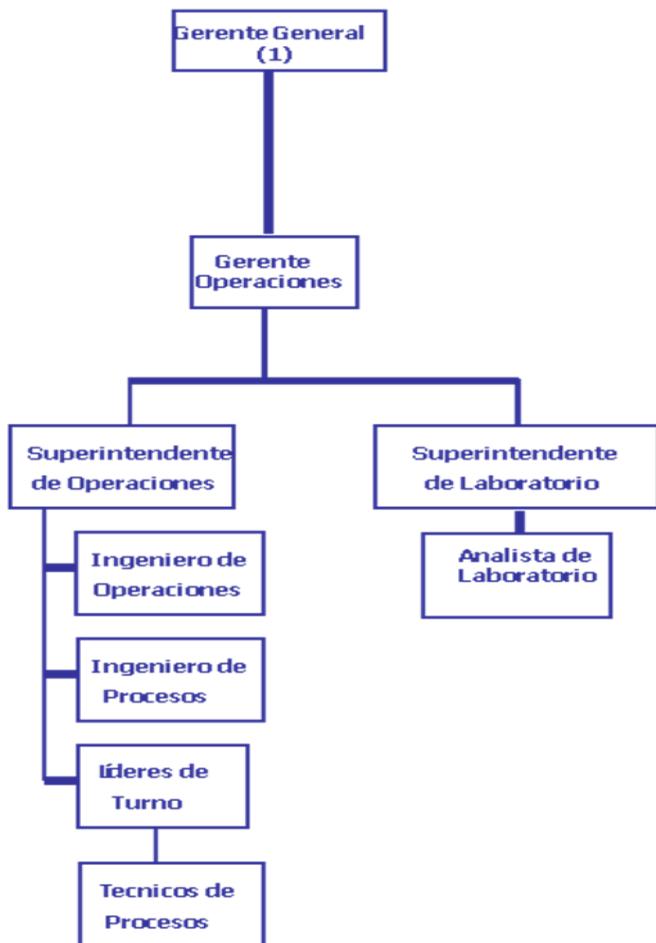
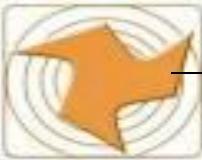


FIGURA 5. Organigrama del Departamento de Operaciones

Fuente: Profalca



MOMENTO II

CONTEXTO REAL

Identificación De Los Principales Problemas Y Necesidades Vinculados

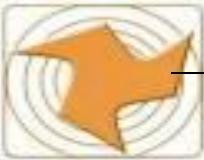
Esta gerencia, cumple con la responsabilidad de diseñar e inspeccionar los procesos para así garantizar la continuidad operacional de las unidades de procesos de Profalca mediante el seguimiento de las necesidades para identificar, recomendar las acciones necesarias que permitan garantizar un alto factor de servicio de las unidades y asegurar soluciones que generen beneficios económicos y/o mejoras en la operación o seguridad de las unidades de proceso bajo su responsabilidad.

Para accesar como trabajador de la empresa PROFALCA, a fin de poder identificar los principales problemas y necesidades presentes. En comunicación escrita se solicitó a la Gerente de Operaciones autorización y se realizó la solicitud para la ejecución de diagnóstico de problemática existente y ejecución de la misma, con la debida autorización respectiva de las gerencias involucradas.

Jerarquizar y seleccionar el problema vinculado con el área de conocimiento.

En las comunidades podríamos definir los problemas comunitarios como aquellos que afectan el normal desenvolvimiento social de sus habitantes en un espacio geográfico determinado.

En entrevistas realizadas a los trabajadores de la planta PROFALCA los Operadores, personal técnico e ingenieros, se pudo conocer que en la empresa antes mencionada se presentan cuatro Problemáticas que afectan el buen desempeño de la misma. Por tal razón se procedió a jerarquizar los



mismos para detectar la de mayor impacto y priorización. Tomando en cuenta la formación del equipo de trabajo con respecto al PNF de instrumentación y control.

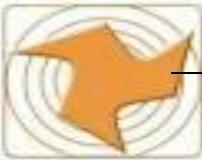
Finalizada la entrevista a los integrantes de la comunidad acerca de sus principales problemas y que estén vinculados con su perfecto funcionamiento y de todos sus procesos, se procede a jerarquizar dichos problemas en atención a los siguientes aspectos o **indicadores**:

- a) Vinculación con el Plan Nacional de Desarrollo 2013-2019.
- b) Vinculación con el área de conocimiento. Definida como el grado en que el problema considerado se relaciona con las líneas de investigación y la malla curricular del Programa Nacional de Formación de Ingeniería en Instrumentación y Control.
- c) Viabilidad técnica. Definida como el grado en el que el problema planteado puede ser resuelto con los recursos materiales y humanos disponibles.
- d) Viabilidad operativa. Definida como el grado en que el problema considerado puede ser resuelto en un tiempo menor a los nueve (09) meses (un periodo académico).

LAS CUALES SON:

1.- Obsolescencia de los paneles de control eléctrico del compresor K-2301 Se propone su migración por equipos de última generación desde el campo hasta la sala de control,

Ya que el control existente se basa en su mayoría en relés de estado sólido y presentan un alto grado de obsolescencia, trayendo como preocupación a futuro la incidencia de una falla la cual no podría ser reparada a tiempo por la carencia de repuestos.



2.- Obsolescencia de los paneles de control eléctrico compresor K-1401 desde el campo hasta la sala de control. Como en el caso anterior el control existente se basa en su mayoría en relés de estado sólido y presentan un alto grado de obsolescencia, trayendo como preocupación a futuro la incidencia de una falla la cual no podría ser reparada a tiempo por la carencia de repuestos

3.- Reemplazo de compresores de aire industrial por fin de vida útil, por nuevos compresores de aire para los servicios auxiliares de la planta incluyendo fuerza y control.

El problema actual se reduce a que los compresores existentes presentan caducidad en sus tiempos de vida. Y han generado fallas consecutivas en periodos de tiempo relativamente cortos y recurrentes.

4.- Limitada acción de control de la planta.

Nace la premura de realizar ajustes, calibración y prueba de lazos de los controladores existentes en la planta. Para garantizar la buena entonación de los mismos, mayor productividad y seguridad de sus procesos. Evitando gastos innecesarios por mal funcionamiento de la misma.

Escala de Evaluación

Cada uno de los aspectos considerados como indicadores de jerarquía son evaluados mediante una escala de apreciación o escala de Lickert de tres (3) niveles: Bajo, Medio y Alto; asignándoles un valor numérico de 1, 3 y 5 puntos respectivamente como se indica en la **Figura N°6**.

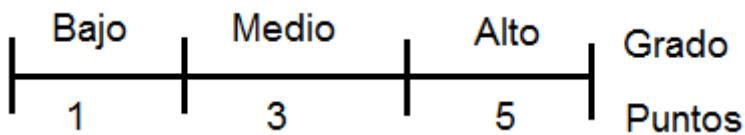
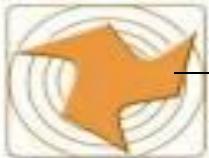


FIGURA 6. Escala de apreciación o escala de LICKERT

Fuente: Los Autores.

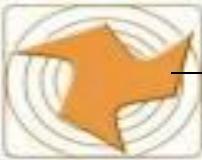
Criterios de Evaluación

Identificados los problemas vinculados con el área o tema de investigación, los indicadores y escala de evaluación, se procede a establecer los criterios a ser aplicados en el proceso de evaluación de dichos problemas en los siguientes términos:

- a) Un problema será considerado para su estudio si, al aplicar la matriz de evaluación, logra un mínimo de tres (3) puntos en los indicadores de vinculación con el Plan Nacional de Desarrollo 2013-2019 y vinculación con el área de conocimiento (Medio).
- b) Se totalizaron los puntos asignados por / en cada indicador por problema.
- c) Se selecciona el problema con la mayor cantidad de puntos acumulados.

Matriz de Evaluación

Identificados los problemas y establecidos los indicadores, la escala y los criterios de evaluación, se procede a la aplicación del instrumento de evaluación. Como resultado de la aplicación del instrumento de evaluación se genera lo que hemos denominado Matriz de Evaluación. Los resultados numéricos de la referida evaluación se procesan y se tabulan tal y como se muestran en la Tabla N°1.



PROBLEMATICA		INDICADORES				Puntuación total
		(a)	(b)	(c)	(d)	
1	Obsolescencia paneles K-2301	1	5	5	2	13
2	Obsolescencia paneles K-1401	2	5	3	3	13
3	Fin vida útil compresores aire	3	5	3	3	14
4	Limitada acción de control planta	5	5	5	5	20

TABLA 1. Matriz de Evaluación

Una vez aplicada la matriz de jerarquización, se determinó que el problema con la mayor prioridad resultó ser: "LIMITADA ACCION DE CONTROL PLANTA" El cual, como puede apreciarse, ponderó la mayor cantidad de puntos con respecto a las demás situaciones planteadas .La Figura N° 7 muestra el árbol causa-efecto del análisis del problema seleccionado y la Figura N° 8 muestra el árbol causa-efecto del origen del problema seleccionado y las consecuencias de tener un control deficiente en los procesos de la planta.

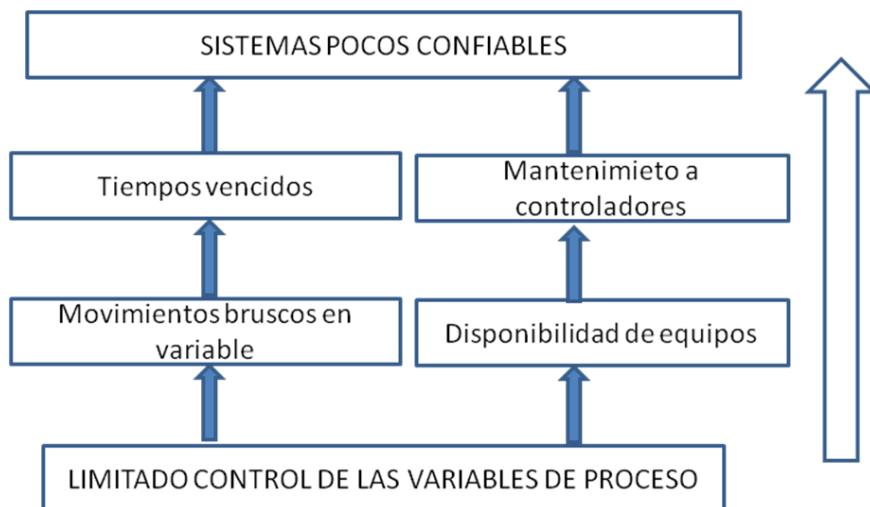
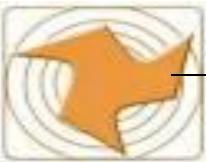


FIGURA 7. Árbol causa efecto del análisis del problema seleccionado

Fuente: Los Autores.

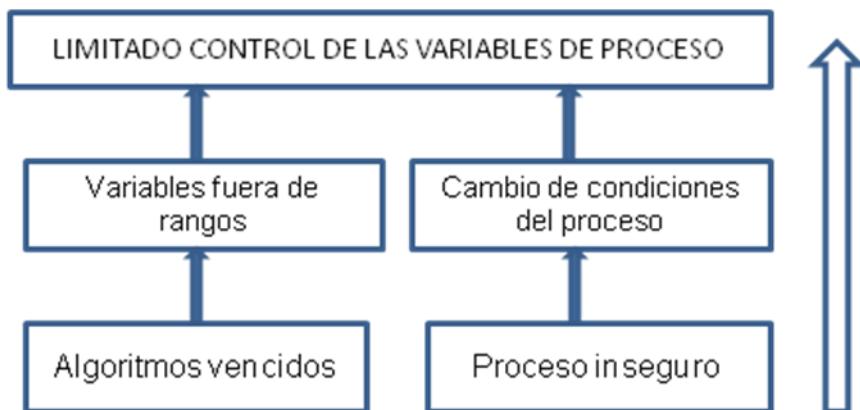
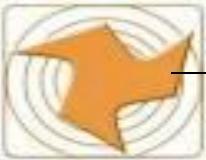


FIGURA 8. Árbol causa efecto del problema seleccionado

Fuente: Los Autores.



Vinculación con el Plan de la Patria 2013-2019

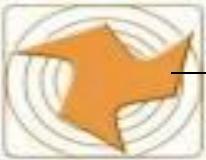
Todos los venezolanos están llamados a ser protagonistas en la construcción de una sociedad más humana. Esto nos lo dice el preámbulo de la Constitución de la República Bolivariana de Venezuela: “refundar la República para establecer una sociedad democrática, participativa y protagónica, multiétnica, pluricultural en un Estado de justicia, federal y descentralizado que consolide los valores de la libertad, la independencia, la paz, la solidaridad, el bien común”.

El Modelo Productivo Socialista estará conformado básicamente por las Empresas de Producción Social, que constituyen el germen y el camino hacia el Socialismo del Siglo XXI, aunque persistirán empresas del Estado y empresas capitalistas privadas.

Son Empresas de Producción Social (EPS) las entidades económicas dedicadas a la producción de bienes o servicios en las cuales el trabajo tiene significado propio, no alienado y auténtico, no existe discriminación social en el trabajo y de ningún tipo de trabajo, no existen privilegios en el trabajo asociados a la posición jerárquica, con igualdad sustantiva entre sus integrantes, basadas en una planificación participativa y protagónica.

El acervo energético que posee nuestro país posibilita el logro de una estrategia de desarrollo nacional que combine el uso soberano del recurso natural con la integración energética regional y mundial favorable a este proyecto nacional, convirtiendo a nuestro país, en el mediano plazo, en una potencia energética con influencia mundial.

Debido al creciente aumento de la demanda de energía fósil en el mundo y a la magnitud de las reservas de esas materias primas que posee, el petróleo continuará teniendo una influencia significativa en el futuro de Venezuela.



Frente a un mundo en desarrollo, hambriento de energía, no podemos negarnos a producirla, aunque sí podemos y debemos condicionar la producción de acuerdo a nuestros intereses nacionales. Más aún, debemos fomentar alianzas que nos permitan desarrollar no sólo las actividades de producción sino el resto de las actividades subsiguientes, de refinación y de petroquímica.

El petróleo, como recurso natural, no sólo puede considerarse una fuente rentística extraordinaria, sino que también puede considerarse una palanca poderosa de desarrollo industrial que va más allá de su extracción y que abarca las actividades subsiguientes, es decir, primero la refinación y luego la petroquímica.

No sólo es ésta de por sí una política de desarrollo, sino también una estrategia geopolítica. Es mucho más fácil sustituir el petróleo crudo o el gas natural, que los derivados finales o los productos petroquímicos. Convertir a Venezuela en un centro mundial de refinación y en una potencia petroquímica es otra garantía más – y una garantía muy importante – en la defensa de nuestra soberanía nacional.

La soberanía nacional nunca constituye una conquista definitiva; la soberanía siempre hay que defenderla, o se corre el riesgo de perderla. La soberanía de un país con la riqueza natural de hidrocarburos como el nuestro, siempre está amenazada. Pero también constituye el petróleo, potencialmente, un arma

El Proyecto Nacional (gestión bolivariana socialista) Simón Bolívar en su segundo Plan Socialista (PPS) del Desarrollo Económico y Social de la Nación para el período 2013 – 2019 establece cinco (5) OBJETIVOS HISTÓRICOS Y NACIONALES con sus correspondientes estrategias y políticas bajo las cuales se enmarcarán los diferentes proyectos de desarrollo social y económico de la nación en el lapso 2013 al 2019.

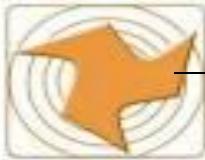
Estos 5 grandes objetivos son:



- **Defender, expandir y consolidar el bien más preciado que hemos reconquistado después de 200 años: la independencia nacional.**
- **Continuar construyendo el socialismo bolivariano del siglo xxi en Venezuela, como alternativa al modelo salvaje del capitalismo y con ello asegurar la “mayor suma de seguridad social, mayor suma de estabilidad política y mayor suma de felicidad “ para nuestro pueblo**
- **Convertir a Venezuela en un país potencia en lo social, lo económico y lo político dentro de la gran potencia naciente de América Latina y el Caribe, que garanticen la conformación de una zona de paz en nuestra América**
- **Contribuir al desarrollo de una nueva geopolítica internacional en la cual tome cuerpo mundo multicéntrico y pluripolar que permita lograr el equilibrio del universo y garantizar la paz planetaria.**
- **Contribuir con la preservación de la vida en el planeta y la salvación de la especie humana.**

Este proyecto de desarrollo tecnológico de “**LIMITADA ACCION DE CONTROL PLANTA**“ se encuentra directamente relacionada con el área del tercer gran objetivo histórico donde se plantea como objetivo principal:

“**Convertir a Venezuela en un país potencia en lo social, lo económico y lo político dentro de la gran potencia naciente de América Latina y el Caribe, que garanticen la conformación de una zona de paz en nuestra América “**



3.1.1. Desarrollar la capacidad de producción del país en línea con las inmensas reservas de hidrocarburos, bajo el principio de la explotación racional y la política de conservación del recurso natural agotable y no renovable.

3.1.1.2 Alcanzar la producción de gas natural para el año 2014 hasta 9.247 MMPCD y en el año 2019 a 11.947 MMPCD.

3.1.3.3 Mantener y mejorar los niveles de confiabilidad y mantenibilidad de la infraestructura existente.

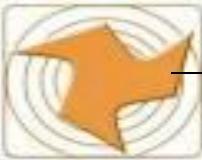
3.1.7. Fortalecer y expandir la industria petroquímica nacional.

3.1.7.1. Desarrollar proyectos petroquímicos para el procesamiento de gas natural, naftas y corrientes de refinación, transformándolos en productos de mayor valor agregado.

3.1.8. Desarrollar el complejo industrial conexo a la industria petrolera, gasífera y petroquímica para fortalecer y profundizar nuestra soberanía económica.

Debemos Construir e impulsar el modelo económico productivo eco-socialista, basado en una relación armónica entre el hombre y la naturaleza, que garantice el uso y aprovechamiento racional, óptimo y sostenible de los recursos naturales, respetando los procesos y ciclos de la naturaleza. Mediante la implantación de un plan de gestión ambiental sustentado por la implantación de la certificación ISO-14000.\

Cuya implantación se ha hecho eco en PROFALCA, por lo que fue certificada en mayo del 2014 por su excelente plan de gestión ambiental. (ISO 14000)



Vinculación en el problema seleccionado con el área del conocimiento sustento teórico.

El control automático de procesos se utiliza principalmente porque reduce el costo de los procesos industriales, lo que compensa en gran medida la inversión en tecnología de control. Además hay muchas ganancias intangibles, como la eliminación de errores, la eliminación de mano de obra pasiva, la cual provoca una demanda equivalente de trabajo especializado y por ende se traduce en mayor grado de seguridad. Tanto para los procesos como para las comunidades aledañas en general que se benefician indirectamente de estos logros.

Resulta necesaria la comprensión del principio del control automático en la ingeniería moderna, por ser su uso y aplicación un principio tan básico como los principios de electricidad o termodinámica, siendo por lo tanto, un aspecto de primordial importancia dentro de la esfera del conocimiento de ingeniería. Por otra parte, el control de procesos resulta imprescindible en sistemas robóticos o procesos de manufactura moderna, entre otras aplicaciones, se ha vuelto esencial en operaciones industriales como el control de presión, temperatura, humedad, viscosidad y flujo, entre otras variables.

Finalmente, la vinculación de nuestro proyecto guarda estrecha relación con unidades curriculares específicas, descritas en la malla curricular de la carrera. Algunas de las unidades curriculares, pertenecientes a los trayectos III y IV, que generan saberes requeridos para el desarrollo de este proyecto son:

- (a) Matemáticas (b) Informática Industrial (c) Micro Controladores (d) Análisis y Procesamiento de Señales (e) Programación II (f) Fundamentos de Gerencia



PROPOSITOS GENERALES Y ESPECIFICOS

Propósito General:

- Optimizar los parámetros de control de la Planta de Producción de Propano – Propileno PROFALCA.

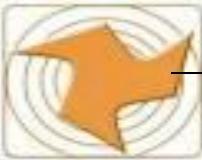
Propósitos específicos:

- Diagnosticar la situación actual de los parámetros de control de la planta aplicando Métodos de estabilidad a través de los Diagramas de Bode.
- Realizar los cálculos de los parámetros de control aplicando Ziegler – Nichols, ITAE – Carga e ITAE – Referencia.
- Verificar la estabilidad de los nuevos parámetros de control calculados a través de los Diagramas de Bode.
- Comparar la estabilidad estática vs. la estabilidad dinámica de los nuevos parámetros de control.
- Introducir al sistema de control de la planta los nuevos parámetros a fin de lograr la optimización del mismo.

BENEFICIARIOS DEL PROYECTO

Beneficios Directos

Los principales favorecidos con la ejecución de este proyecto son los trabajadores de la empresa PROFALCA Y PDVSA Puesto que esta compañía por medio de la transformación de la muestra PP (Propano-Propileno), para la venta en los mercados nacionales e internacionales, genera ingresos al país y puede continuar produciendo propano propileno de excelente calidad en armonía con el medio ambiente con el mejoramiento



continuo de sus operaciones y del mismo modo generar suficiente ganancia para los sueldos salarios y bonos de su personal.

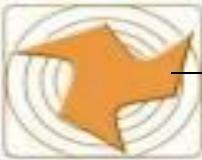
Beneficios Indirectos

Dentro de los beneficiarios indirectos tenemos a todas aquellas personas que habitan en las inmediaciones de Profalca y parte de la Península de Paraguaná. Este proyecto nos ofrece la oportunidad mediante su ejecución de desarrollar y poner en evidencia parte de los conocimientos adquiridos a lo largo de nuestras carreras, PROFALCA dentro de su función principal está también la de proporcionar propano a la empresa PDVSA y esta a su vez a las comunidades aledañas del estado Falcón, mediante la distribución de gas doméstico en bombonas.

VIABILIDAD DEL PROYECTO

Económica

Se puede considerar como viable desde el punto de vista económico, debido a que la empresa puede gestionarlo a través de la gerencia de operaciones y mantenimiento , Por otra parte es importante resaltar que su implementación es simple, Profalca está desarrollando un plan de expansión con adecuación de nuevos equipos que aumentará la capacidad productiva, por lo cual es mandatario que todos los controladores (lazos de control) existentes sean lo más estables posibles, con el fin de evitar decaer el factor de recuperación de propileno que es la razón de ser de dicha organización. Así mismo, la optimización del sistema de control automatizado permite que el tiempo de respuesta para entrar en control se mantenga a pesar de las condiciones ambientales.

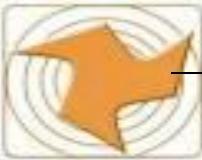


Es importante mencionar, que con la estabilización de las situaciones críticas y evitar las paradas de emergencia no solo hace más segura la planta si no que ofrece sustanciales ventajas económicas, debido a que las paradas no planificadas resultan un gasto sumamente elevado y fuera de la planificación anual global para la recuperación de capital.

Ambiental

En Propileno de Falcón PROFALCA C.A, productora de Propileno grado polímero el resguardo del medio ambiente y el mejoramiento continuo forman parte de nuestras prioridades .Sobre esta base se hace necesario preservar y dar cumplimiento a los siguientes principios:

- Garantizar que nuestros procesos actuales y futuros den cumplimiento a la normativa legal vigente, así como a otros requisitos que sean inherentes a la conservación del medio ambiente.
- Prevenir la contaminación sobre el medio ambiente, a través del uso racional de los recursos naturales renovables maximizando el reciclaje, reutilización, recuperación y tratamiento de materiales y equipos, todo ello en el marco del desarrollo sustentable.
- Disminuir el posible efecto adverso sobre el medio ambiente a través de la mejora continua de nuestros procesos productivos.
- Promover la capacitación y concientización del personal de la empresa en el manejo eficiente de los recursos asociados a las actividades que realizan , manteniendo el máximo interés sobre la Seguridad, Higiene y el Ambiente



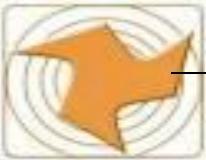
- Incentivar, mediante estrategias comunicacionales, a los proveedores de bienes y servicios, clientes y demás relacionados en el entorno de la empresa a fin de alcanzar las metas ambientales definidas.

Social

Este proyecto posee comodidad social debido a que es enteramente posible desde el punto de vista legal y técnico. El motivo para elegir este proyecto de entonar los lazos críticos de control del proceso medular de la planta son: Seguridad y disponibilidad de la planta, no hay riesgos que puedan afectar a personas o el entorno. No existen elementos nocivos o inflamables. La estrategia de control viene unida de la mano con los dispositivos de seguridad (ESD) para prevenir eventos que pudieran ser nocivos tanto para el personal , como para las instalaciones físicas y comunidades aledañas y de esta forma hacerla 100% confiable en aspectos de seguridad. Y hacerla rentable y generando ganancias a la nación.

Política

El proyecto es factible con el manejo interno de la empresa PROFALCA; Las políticas ambientales en nuestro país se encuentran sustentadas en nuestra Constitución, y en los acuerdos internacionales suscritos y bajo una extensa y completa legislación ambiental. Aunque Venezuela ha sido tradicionalmente un país defensor de los derechos ambientales, la puesta en vigencia de la constitución del año 1999 simbolizó un cambio importante en materia ambiental, el Estado venezolano también ha previsto su adecuación hacia el cumplimiento de los acuerdos internacionales suscritos, en especial a la Agenda 21 y los Objetivos de Desarrollo del Milenio (ODM), como principales plataformas de acción para alcanzar un desarrollo ambientalmente sostenible. Con esto se puso de manifiesto que el Desarrollo Sustentable es el sendero que nuestro país



debe tomar en sus planes de desarrollo. Dando cumplimiento a los principios de desarrollo sostenible plasmados en la Declaración de Río sobre Medio Ambiente y Desarrollo en 1992 (Agenda 21), reconociendo que para superar la pobreza y mejorar la calidad de vida de la población, solo son posibles si se garantiza la debida protección del medio ambiente. Aca en profalca son impulsores de esta política ambiental a tal punto que esta certificada con ISO 14000 , referida al sistema de gestión ambiental.

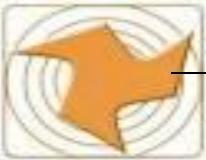
MOMENTO III

SUSTENTOS EPISTEMOLOGICOS Y METODOLOGICOS

Sustentos Teóricos.

En el presente capítulo se exponen los aspectos teóricos que sustentan la investigación tales como: las normas que soportan los trabajos de investigación relacionados con el tema propuesto, bases teóricas sobre los controles de proceso , los cuales son motivos de la investigación y las definiciones básicas, así como todo los fundamentos que orienten el estudio.

Cabe considerar, por otra parte que el objeto de todo sistema de control es mantener la variable manipulada en el punto de consigna (set point) con la finalidad de garantizar el mayor equilibrio tanto a nivel de proceso así como a nivel del sistema de control. Se sabe que en sistemas ideales si el proceso es sometido a una perturbación, este no presenta desviación alguna ya que la variable controlada adoptara instantáneamente nuevos parámetros para regular el proceso; mientras que los sistemas reales debido a sus características, no es técnicamente posible lograr una regulación ideal e instantánea del proceso, por lo cual siempre está implícito



el error (e), sin embargo se espera que dicha desviación sea mínima y el proceso pueda estabilizarse rápidamente.

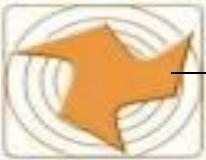
Los procesos por los cuales pasa la corriente de alimentación hasta llegar a su disposición final son manejados a través del sistema de control distribuido “Distributed Control Process” (DCS) marca Honeywell modelo TDC 3000. Dicho sistema de control distribuido está en la capacidad de operar y controlar todos los procesos que se llevan a cabo en la planta.

El control de los procesos a través del DCS se realiza por medio de lazos o estrategias de control, dichos lazos se rigen a través de relaciones matemáticas características para cada tipo de controlador, en Profalca el modelo que rige el proceso es de primer orden, el cual se representa a través de la siguiente ecuación matemática:

$$G_s = \frac{K_c}{\tau s + 1} \quad (1)$$

El comportamiento del proceso va a depender de la acción del controlador, y esta a su vez de los parámetros de control que integren la relación matemática del mismo; tales parámetros se conocen como ganancia del controlador (K_c), y tiempo integral (τ).

Es por ello, que la estabilidad de un proceso es fundamental; en función de la magnitud de la desviación que presente el mismo, la situación puede ser tolerable, inadmisible e incluso peligrosa. Es por ello que se plantea la interrogante: ¿Qué tan estable es el sistema de control automático de la empresa Propileno de Falcón PROFALCA? En base a esta interrogante se desarrollara este trabajo de investigación y si el proceso presenta alguna desestabilización ajustar los parámetros del sistema según su dinámica, para



así optimizar el funcionamiento y desarrollo de las actividades de manufactura.

Por consiguiente, el sustento teórico en la presente investigación, fue de gran significancia, debido a que el tema propuesto que lleva por nombre Optimización de los Parámetros de Control de Planta de Manufactura Propileno Grado Polímero, Mediante la entonación de los lazos de Control Para una mejor eficiencia y manejo de la planta, se elaboró mediante la recopilación de ideas, conceptos y definiciones, teóricas para sustentar el mismo y además, se fundamenta mediante normativas vigentes en el país.

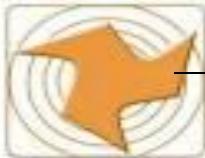
BASES TEORICAS

Descripción del proceso

La planta de Propano/Propileno recupera el 97% de Propileno Grado Polímero (PGP) como producto y una mezcla de Propano y más pesados (C_3^+) proveniente de una alimentación media de 704.3 Ton/d de propano/Propileno. La corriente de alimentación es tratada como se requiere y en armonía con el ambiente y el Propileno producto es enfriado y almacenado en tanques atmosféricos refrigerados. De los tanques refrigerados el Propileno es bombeado a los muelles 2 y 4 en CRP Cardón para ser despachados en buques semirefrigerados. El C_3^+ es bombeado para ser almacenado en las esferas existentes de propano E-01/02 en el Centro Refinador Paraguaná (CRP).

La Planta se encuentra conformada de los siguientes sistemas principales.

1. Sistema de Pre tratamiento.
2. Sistema de Desestatización.
3. Sistema de la Separadora de Propano/Propileno



4. Sistema de Propano y Propileno Producto
5. Refrigeración del Propileno
6. Almacenaje y Carga a Buques.

1.1 - ETAPA DE PRETRATAMIENTO.

Paso 1. Recepción, medición y separación de agua libre

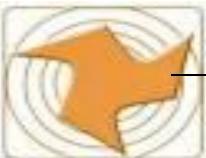
La corriente de alimentación en una mezcla de producto proveniente de la Desetanizadora existente en la Unidad de Craqueo Catalítico (CCU) y de la unidad de Coquización Retardada (DCU) las cuales son combinadas en las esferas de Propano/Propileno E07 y E08 del CRP.

La alimentación es bombeada desde las esferas E07 y E08 por las bombas P-1001 A/B. Cada bomba P-1001 A o B están diseñadas para manejar el 100% del flujo normal de operación, manteniéndose siempre una como respaldo.

La planta puede ser aislada de las esferas a través de una válvula remota de bloqueo actuada por el sistema de Emergencia (ESD) localizada dentro del límite de batería del sistema Propano/Propileno.

El flujo procedente de las bombas es medido por un medidor tipo coriolis FT-1001 A/B, uno de los coriolis funciona como respaldo del otro en caso de que alguna se encuentre en proceso de calibración y/o mantenimiento. Los coriolis se encuentran dentro del límite de batería de SPP.

La alimentación procedente de las bombas a aproximadamente 37 Bar (g) y 40 °C va hacia el coalescedor de Alimentación V-1206, donde el agua libre contenida en la corriente de alimentación se remueve



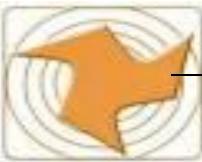
mediante un proceso de separación física. Periódicamente se revisa el nivel de la interface agua-hidrocarburo en la bota del coalescedor con la idea de drenar en agua recolectada hacia la fosa de aguas aceitosas Z-7001 a través del Desgasificador V-7001, para evitar el arrastre hacia los reactores de Remoción de Azufre.

Paso 2. Remoción de azufre

Las corrientes además de ser adecuadamente secadas deben ser tratadas para remover sulfuros y compuestos que contienen arsénico en ausencia de fugas y emanaciones.

Después de eliminar cualquier contenido de agua libre en la corriente de alimentación ésta pasa a los Reactores de Remoción de Azufre, donde como su nombre lo indica, se removerán los compuestos de azufre presentes tales como: sulfuro de carbonilo (COS), ácido sulfhídrico (H_2S) y mercaptanos. El proceso se lleva a cabo en los reactores V-1201 A/B que operan a 31.4 Bar (g) y 45 °C la corriente de alimentación entra por el tope de los recipientes y se encuentra con un lecho de Catalizador PURASPEC 5312 en la parte superior y un lecho de PURASPEC 5085 en el fondo, en el primer lecho ocurre la reacción de hidrólisis del COS y del H_2S y en el segundo lecho ocurre la remoción del H_2S y de los mercaptanos.

Mediante el análisis periódico de la corriente justo a la salida de cada reactor utilizando los toma muestras N ° SC-3 y SC-4, se determina si el contenido de compuestos de azufre se encuentra dentro del rango permitido por especificación, ya que en los Reactores V-1201 A/B no existen controladores de ningún tipo que indiquen la efectividad del proceso de reacción. Los catalizadores no se regeneran y cuando se determine que están gastados se deben reemplazar por catalizador nuevo.



Los Reactores de Azufre están configurados en un arreglo Serie / Paralelo. Cada Reactor está diseñado para el 100% de capacidad, pero se operan normalmente en serie.

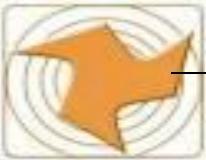
Los procedimientos de control operacional aplicados por Control de Calidad (Laboratorio) para la evaluación de la calidad de las corrientes en este punto son: a) Toma de Muestras (CC-02), b) Determinación del Contenido de Humedad en Gases (CC-12), c) Determinación de Azufrados en Propileno (CC-07) entre otros vinculados, los relacionados con el control operacional se encuentran disponibles en los manuales de operación de la planta.

Paso 3. Remoción de agua. Sistema de deshidratación

De los Reactores de Azufre, la corriente de alimentación se dirige hacia el sistema de Deshidratación A-1201, donde pasa a través de uno de los secadores o tamiz molecular con la finalidad de reducir el contenido de agua.

El secado de la corriente de alimentación a la planta es necesario ya que de no ser removida podría congelarse o cristalizar a bajas temperaturas formando hidratos. Los hidratos (por ser sólidos) se acumulan y obstruyen el paso del flujo en el sistema, alterando las condiciones del proceso.

La Unidad de Deshidratación consta principalmente de dos tamices moleculares V-1205 A/B donde se realizará el proceso de “secado” por adsorción. Los tamices moleculares operan a 30 Bar (g) y 45 °C en la etapa de adsorción y a 30 Bar(g) y 190 °C en la etapa de regeneración. Para el proceso de regeneración se utiliza parte de la corriente ya deshidratada proveniente del recipiente que se encuentra en adsorción, ésta se vaporiza y calienta para lograr las condiciones que permitan evaporar toda el agua contenida dentro del tamiz que se desea regenerar. El gas caliente rico en vapor de agua se enfriá en un enfriador



por aire para condensar el agua que luego se recolectará en el coalescedor. Periódicamente debe revisarse el nivel de la interfase agua-hidrocarburo en la bota del coalescedor con la idea de drenar el agua recolectada hacia la fosa de aguas aceitosas Z-7001 a través del Desgasificador V-7001.

La eficiencia del proceso de deshidratación de la unidad se controla mediante un analizador de humedad (Higrómetro de sensor de punto de rocío) denominado AE-1250 en línea.

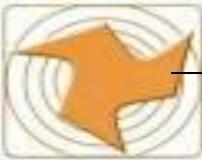
1.2 - Etapa de desetanización

La corriente de alimentación tratada fluye a la columna Desetanizadora (C-1101) donde serán removidos los componentes livianos contenidos en la mezcla propano Propileno, ésta columna consta de 59 platos y la corriente de alimentación entra en el plato Nº 10.

El propano Propileno es recuperado como producto en el fondo de la columna. El perfil térmico de la columna es proporcionado por el Rehervidor E-1102, que opera con vapor de baja presión. El condensado es enviado a CRP Cardón a través de las bombas P-4001 A/B a condiciones de temperatura definidas.

Los gases del tope de la columna entran a los condensadores por aire E-1101, donde los gases se condensan parcialmente antes de entrar al recipiente de reflujo V-1101.

El líquido del recipiente de reflujo V-1101 es retorna a la columna como reflujo por las bombas P-1102 A/B y los vapores pasan a través de un condensador parcial (E-1104) en el cuál condensa el propano propileno para recuperarlo en el recipiente V-1102 y los gases del recipiente V-1102 son enviados al sistema de gas combustible del CRP Cardón.



Los vapores provenientes del recipiente V-1101 intercambian calor en el condensador E-1104 con Propileno proveniente del recipiente de reflujo V-2301, ésta corriente es parcialmente vaporizada y es enviada a la sección de tope de la columna separadora C-2302.

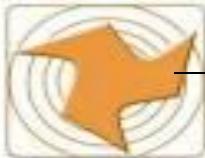
1.3 - Separación de propano-propileno

La corriente de fondo proveniente de la C-1101 se convierte en la alimentación del sistema de separación de propano Propileno. Esta sección está constituida por dos columnas separadoras. La sección de fondo C-2301 y la sección de tope C-2302, cada sección está constituida por 90 platos perforados.

La alimentación al sistema es admitido en la sección de fondo C-2301 a la altura del plato 110. Los vapores del tope como alimentación a la sección C-2302. El perfil térmico de la columna es proporcionado por los Rehervidores E-2302 por intercambio de calor con una corriente de reflujo del fondo de la columna C-2301 y una corriente de reflujo de la descarga del compresor K-2301 al tope de la columna C-2302.

La corriente del tope de la sección C-2301 entra por el plato de fondo de la columna C-2302. El producto líquido del fondo de la columna C-2302 se envía como reflujo a la columna C-2301.

El tope de la columna C-2302 se compone de vapores de Propileno que se comprimen a través del K-2301, una parte de los vapores se envían a los rehervidores E-2302 y otra parte fluye a los condensadores por aire E-2301 donde son condensados totalmente y recolectados en el acumulador de reflujo V-2301.



El reflujo a la sección de tope de la columna C-2302 está conformado por las corrientes provenientes del acumulador de reflujo V-2301 más las de los E-2302.

1.4 - Sistema de propano y propileno producto

Paso 1. Almacenaje y envío de propano producto

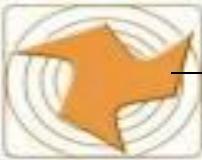
El propano producto es removido en la sección inferior de la C-2301 a través de las bombas P-2304 A o B. El propano es enviado normalmente a las esferas de propano E-01/02 existentes en la Refinería de CRP Cardón, o puede ser enviado a la bala V-2305, por desvío manual si no es posible enviarlo a la Refinería por cualquier eventualidad.

Un analizador en línea el AE-2301, localizado en la línea de descarga de las P-2304 A/B es usado para monitorear la calidad del Propano. El flujo de Propano es contabilizado por un medidor tipo coriolis, FT-2311 A/B (uno de respaldo).

Paso 2. Remoción de arsina

El Propileno producto debe aún ser tratado para cumplir con las especificaciones de **Propileno Grado Polímero**, por lo que se somete a un proceso de remoción de arsénico.

El proceso de remoción de arsénico se lleva a cabo en los reactores removedores de arsina V-1203 A/B en los cuales la corriente de alimentación entra por el tope y se encuentra con un lecho de catalizador compuesto principalmente por óxidos de metal (CuO, ZnO y PbO).



Los reactores de remoción de arsénico están configurados en un arreglo Serie/Paralelo, pero normalmente operan en serie y cada reactor está diseñado para operar en un 100% de su capacidad.

El propileno producto, es enviado al paquete de refrigeración (A-1401) si el mismo se encuentra en especificación, de lo contrario se envía al recipiente de propileno fuera de especificación (V-2306).

El Propano producto proveniente del fondo de la C-2301 es enviado al CRP Cardón. El propano producto es almacenado en esferas (E-01/E-02) o puede ser desviado al tambor buffer de propano (V-2305) si no es posible enviarlo al CRP Cardón por cualquier eventualidad.

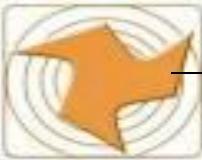
1.5 - Etapa de refrigeración

El Propileno producto en especificación proveniente de los Reactores de Arsénico pasa a la Unidad de Refrigeración, donde adquiere las condiciones para ser almacenado a presión ambiental en los tanques de propileno T-1502 A/B. esta unidad está conformada por tres recipientes, un compresor centrífugo y un aeroenfriador.

La unidad de refrigeración, A-1401 provee refrigeración al flujo de propileno de la planta y /o vapores provenientes de los Tanques / Enfriamiento de líneas de carga a buques. Esta unidad opera como un circuito abierto.

1.6 - Almacenamiento a tanque

El propileno refrigerado entra a cualquiera de los tanques refrigerados atmosféricos T-1502 A/B. Los vapores generados por pérdida de calor al ambiente, operaciones de carga y enfriamiento de las líneas son recuperados y comprimidos por la en la unidad de refrigeración A-1401. La carga a buques se realiza con las bombas de carga P-1502 A/B a través de una línea de 10" hacia los muelles.



Para el enfriamiento de las líneas antes de la carga se usa las bombas P-1501 A/B, las cuales bombean propileno y los vapores producidos son retornados por una línea de 4" hacia el tanque respectivo.

DEFINICIONES BASICAS:

TDC – 3000:

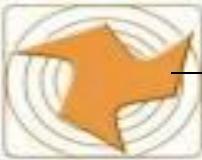
Según Honeywell (2002) el TDC – 3000 (Total Distributed Control) es un sistema computarizado que permite conectar los instrumentos de una planta, a través de redes de comunicación, para la adquisición de información y el control de las variables del proceso.

A diferencia de los sistemas centralizados, si uno de los componentes del TDC falla su arquitectura distribuida permite que el resto siga operando adecuadamente. Puede perderse el acceso a una variable, pero nunca el control de ella. Esto lo hace muy confiable en aquellas aplicaciones donde no puede permitirse perder el control del proceso.

Sistema de control distribuido (DCS):

Según Honeywell (2002) el DCS distribuye las tareas de control entre un grupo de microprocesadores en diferentes ubicaciones dentro de la planta y se encuentran interconectados a través de una red de comunicación industrial.

Según Flores Cesar (2006) el DCS proporciona una trayectoria de comunicación individual entre cada controlador y la estación con el operador se mantiene en un alto grado de aislamiento y facilidad de sustitución entre los componentes. Todas las órdenes o instrucciones emitidas por la estación con operador son devueltas a cada operador para permitirle la actualización del estado de las mismas. No es necesario contar con destinos y códigos de



fuentes, puesto que las direcciones son determinadas por la conexión con cables.

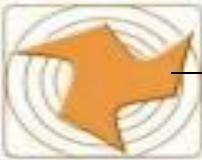
- **Software del DCS.** El programa de la estación con operador permite que los datos malos de los controladores sean anulados sólo con operaciones del operador en el teclado. La recepción de datos emitidos desde cualquier controlador puede ser detenida también con una instrucción del operador en el teclado.
- **Hardware del DCS.** La estación manual de cada controlador no necesita ser una pieza separada del equipo (hardware), pero sería conveniente que pudiera manipularse por medios independientes del microprocesador.

Control automático

El control automático es el mecanismo básico mediante el cual los sistemas mecánicos, eléctricos, químicos, o biológicos, mantienen su equilibrio. Con él se busca mantener un valor deseado dentro de una cantidad o condición, midiendo el valor existente, comparándolo con el valor deseado, y utilizando la diferencia para proceder a reducirla. En consecuencia, el control automático exige un lazo cerrado de acción y reacción que funcione sin intervención humana.

Sistema controlado

Según Alfred Roca (1999) un proceso es un conjunto de equipos o dispositivos, ya sean mecánicos, eléctricos, físicos, químicos, térmicos, o de cualquier índole, dispuestos de tal modo que puedan realizar las operaciones necesarias con el fin de lograr un determinado objetivo. Para conseguir este objetivo es evidente que son precisos una serie de dispositivos



adicionales, que de alguna manera lleven a cabo el control o regulación del proceso. Estos dispositivos reciben el nombre de sistemas de control.

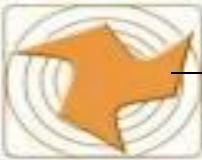
El control por realimentación puede definirse como un medio de controlar un sistema usando la diferencia entre los valores reales de variables del sistema y sus valores deseados. Un ejemplo cotidiano de un sistema de control por realimentación es el de la velocidad de los automóviles que usan la diferencia entre la velocidad real y la deseada para variar el flujo de combustible inyectado al carburador. Se denomina sistema controlado al conjunto formado por el proceso y el sistema de control.

Sistema de control en lazo abierto o manual

Definición y características

Según Oswaldo Cadena (2003), son los sistemas en los cuales la salida no afecta la acción de control. En un sistema en lazo abierto no se mide la salida ni se realimenta para compararla con la entrada.

En cualquier sistema de control en lazo abierto, la salida no se compara con la entrada de referencia. Por tanto a cada entrada de referencia le corresponde una condición operativa fija; como resultado, la precisión del sistema depende de la calibración. Ante la presencia de perturbaciones, un sistema de control en lazo abierto no realiza la tarea deseada. En la práctica, el control en lazo abierto sólo se utiliza si se conoce la relación entre la entrada y la salida y si no hay perturbaciones internas ni externas. Es evidente que estos sistemas no son de control realimentado.



Elementos básicos

1. **Elemento de control:** Este elemento determina qué acción se va a tomar dada una entrada al sistema de control.
2. **Elemento de corrección:** Este elemento responde a la entrada que viene del elemento de control e inicia la acción para producir el cambio en la variable controlada al valor requerido.
3. **Proceso:** El proceso o planta en el sistema en el que se va a controlar la variable.

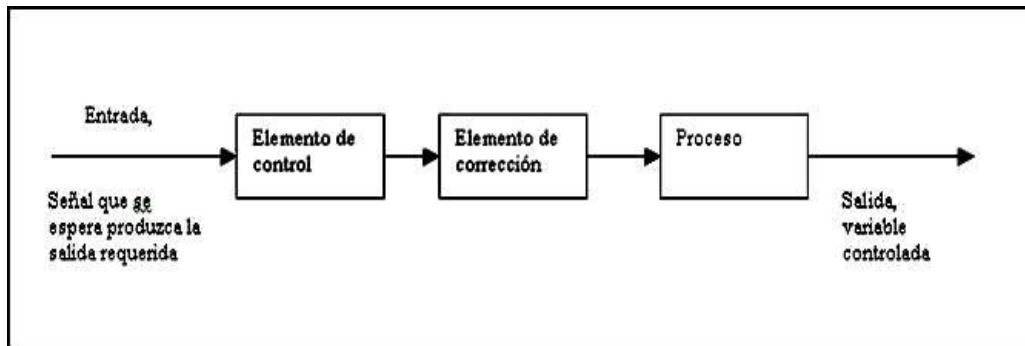
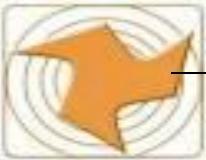


FIGURA 9. Sistema de control en Lazo Abierto

Fuente: Ogata Katsuhiko

Los sistemas de control a lazo abierto tienen dos rasgos sobresalientes:

- La habilidad que éstos tienen para ejecutar una acción con exactitud está determinada por su calibración. Calibrar significa establecer o restablecer una relación entre la entrada y la salida con el fin de obtener del sistema la exactitud deseada.
- Estos sistemas no tienen el problema de la inestabilidad, que presentan los de lazo cerrado.



Ejemplo: Un tostador automático es un sistema de control de lazo abierto, que está controlado por un regulador de tiempo. El tiempo requerido para hacer tostadas, debe ser anticipado por el usuario, quien no forma parte del sistema. El control sobre la calidad de la tostada (salida) es interrumpido una vez que se ha determinado el tiempo, el que constituye tanto la entrada como la acción de control.

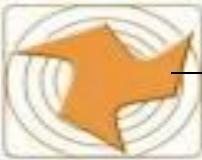
Sistema de control en lazo cerrado o automático

Un sistema de control de lazo cerrado es aquel en el que la acción de control es en cierto modo dependiente de la salida.

Definición y características

Según Oswaldo Cadena (2003), los sistemas de control realimentados se denominan también sistemas de control de lazo cerrado. En la práctica, los términos control realimentado y control en lazo cerrado se usan indistintamente.

En un sistema de control en lazo cerrado, se alimenta al controlador la señal de error de actuación, que es la diferencia entre la señal de entrada y la salida de realimentación (que puede ser la señal de salida misma o una función de la señal de salida y sus derivadas o/y integrales) a fin de reducir el error y llevar la salida del sistema a un valor conveniente. El término control en lazo cerrado siempre implica el uso de una acción de control realimentando para reducir el error del sistema.



Elementos básicos

- 1. Elemento de comparación:** Este elemento compara el valor requerido o de referencia de la variable por controlar con el valor medido de lo que se obtiene a la salida, y produce una señal de error la cual indica la diferencia del valor obtenido a la salida y el valor requerido.
- 2. Elemento de control:** Este elemento decide que acción tomar cuando se recibe una señal de error.
- 3. Elemento de corrección:** Este elemento se utiliza para producir un cambio en el proceso al eliminar el error.
- 4. Elemento de proceso:** El proceso o planta, es el sistema dónde se va a controlar la variable.
- 5. Elemento de medición:** Este elemento produce una señal relacionada con la condición de la variable controlada, y proporciona la señal de realimentación al elemento de comparación para determinar si hay o no error.

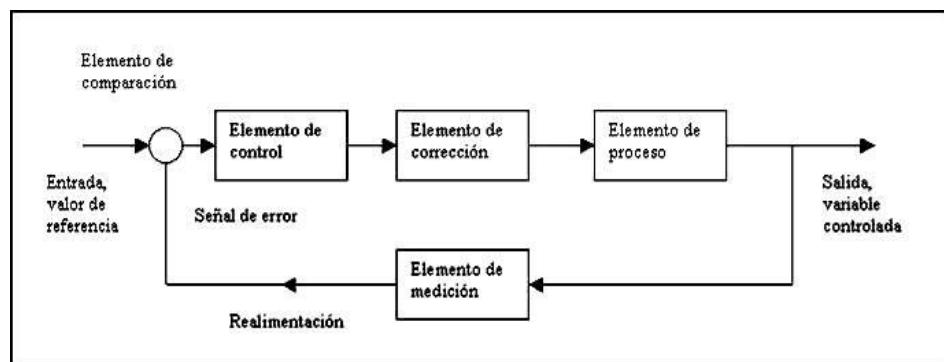
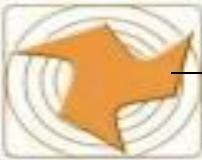


FIGURA 10. Sistema de control en Lazo Cerrado

Fuente: Ogata Katsuhiko



Ejemplo: Un mecanismo de piloto automático y el avión que controla, forman un sistema de control de lazo cerrado (por realimentación). Su objetivo es mantener una dirección específica del avión, a pesar de los cambios atmosféricos. El sistema ejecutará su tarea midiendo continuamente la dirección instantánea del avión y ajustando automáticamente las superficies de dirección del mismo (timón, aletas, etc.) de modo que la dirección instantánea coincida con la especificada. El piloto u operador, quien fija con anterioridad el piloto automático, no forma parte del sistema de control.

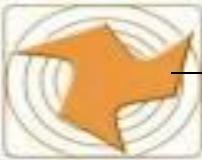
Sistemas de control en lazo cerrado contra los sistemas de control en lazo abierto

Según Oswaldo Cadena (2003), las ventajas de tener una trayectoria de realimentación y, por lo tanto, un sistema en lazo cerrado en lugar de un sistema en lazo abierto son:

1. Más exacto en la igualación de los valores real y requerido para la variable.
2. Menos sensible a las perturbaciones.
3. Menos sensible a cambios en las características de los componentes.
4. La velocidad de respuesta se incrementa y, por lo tanto, el ancho de banda es mayor, es decir, el intervalo de frecuencias en los que el sistema responderá.

Pero hay algunas desventajas:

1. Hay una pérdida en la ganancia en cuanto a que la función de transferencia de un sistema en lazo abierto, se reduce de G a $G / (1+GH)$ por una trayectoria de realimentación con una función de transferencia H .



2. Existe una gran posibilidad de inestabilidad.
3. El sistema es más complejo y, por lo tanto, no sólo más caro, sino más propenso a descomposturas.

Lazo realimentado

Según Sapiens, el lazo de control realimentado simple sirve para ilustrar los cuatro elementos principales de cualquier lazo de control.

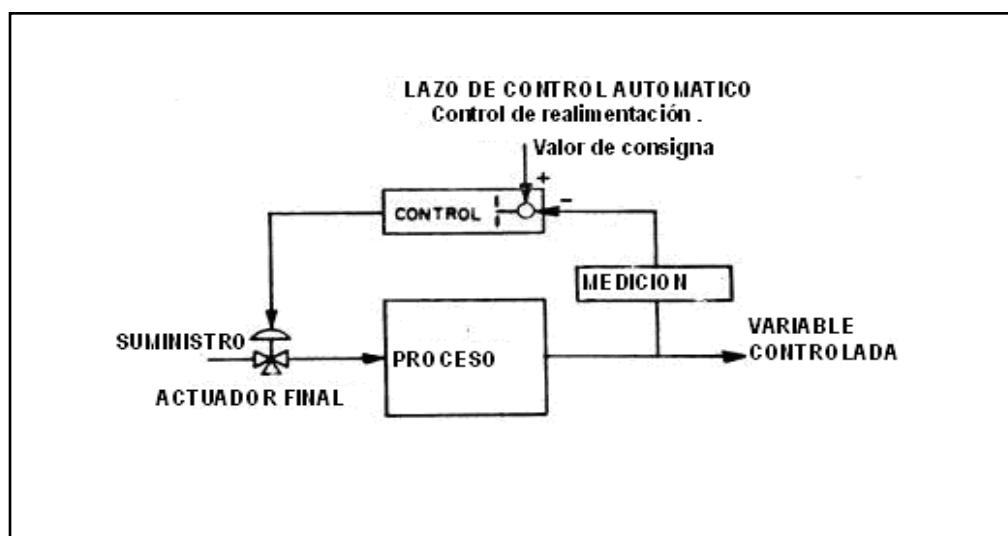


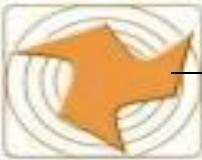
FIGURA 11. Lazo Realimentado

Fuente: Ogata Katsuhiko

La medición debe ser hecha para indicar el valor actual de la variable controlada por el lazo. Mediciones corrientes usadas en la industria incluyen caudal, presión, temperatura, mediciones analíticas tales como pH, ORP, conductividad y muchas otras particulares específicas de cada industria.

Realimentación

Según Sapiens, es la propiedad de una sistema de lazo cerrado que permite que la salida (o cualquier otra variable controlada del sistema) sea



comparada con la entrada al sistema (o con una entrada a cualquier componente interno del mismo con un subsistema) de manera tal que se pueda establecer una acción de control apropiada como función de la diferencia entre la entrada y la salida.

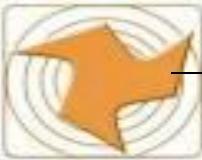
Más generalmente se dice que existe realimentación en un sistema cuando existe una secuencia cerrada de relaciones de causa y efecto entre las variables del sistema.

El concepto de realimentación está claramente ilustrado en el mecanismo del piloto automático del ejemplo anterior. La entrada es la dirección especificada, que se fija en el tablero de control del avión y la salida es la dirección instantánea determinada por los instrumentos de navegación automática. Un dispositivo de comparación explora continuamente la entrada y la salida. Cuando los dos coinciden, no se requiere acción de control. Cuando existe una diferencia entre ambas, el dispositivo de comparación suministra una señal de acción de control al controlador, o sea al mecanismo de piloto automático. El controlador suministra las señales apropiadas a las superficies de control del avión, con el fin de reducir la diferencia entre la entrada y la salida. La realimentación se puede efectuar por medio de una conexión eléctrica o mecánica que vaya desde los instrumentos de navegación que miden la dirección hasta el dispositivo de comparación.

Características de la realimentación

Los rasgos más importantes que la presencia de realimentación imparte a un sistema son:

- a) Aumento de la exactitud. Por ejemplo, la habilidad para reproducir la entrada fielmente.
- b) Reducción de la sensibilidad de la salida, correspondiente a una determinada entrada, ante variaciones en las características del sistema.



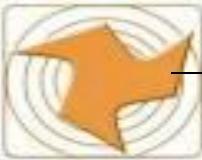
- c) Aumento del intervalo de frecuencias (de la entrada) en el cual el sistema responde satisfactoriamente.
- d) Tendencia a la oscilación o a la inestabilidad.

Cambios de carga y perturbaciones

Según Alfred Roca (1999), el controlador actúa continuamente para corregir los efectos de desajuste que producen en la regulación los cambios inevitables a los que el proceso está sometido. Estos cambios pueden ser de tres categorías, perfectamente diferenciadas, a saber:

- a. Cambios en el valor deseado de la variable controlada. Pueden también llamarse **cambios en el punto de consigna**.
- b. Cambios debidos a exigencias o condiciones específicas del proceso que, sin afectar al punto de consigna, modifican algunas de sus variables principales; es decir, son alteraciones en el flujo de energía (o material) de entrada o salida del proceso, relacionadas directamente con el mismo. **Son llamados cambios de carga**.
- c. Cambios producidos por alteraciones ajenas a las exigencias del proceso y, pueden generarse tanto dentro del sistema (**perturbación interna**) o fuera del mismo (**perturbación externa**); las perturbaciones externas constituyen una entrada. No obstante, cualquiera de los tres casos puede ser denominado, genéricamente, con esta misma expresión.

No es importante la distinción entre sí, sino más bien su evaluación, debido que en cualquier caso, produce efectos perniciosos sobre la controlabilidad y comportamiento del proceso, por lo que puede ser necesario, en algunos casos, un diseño especial de un sistema de control que evite o mitigue estos efectos.



Perturbación tipo escalón unitario

Según Alfred Roca (1999), significa un cambio instantáneo de la magnitud de la variable, desde un valor nulo a un valor igual a la unidad, en el que permanece constante. Se asume que este cambio se produce en el tiempo cero.

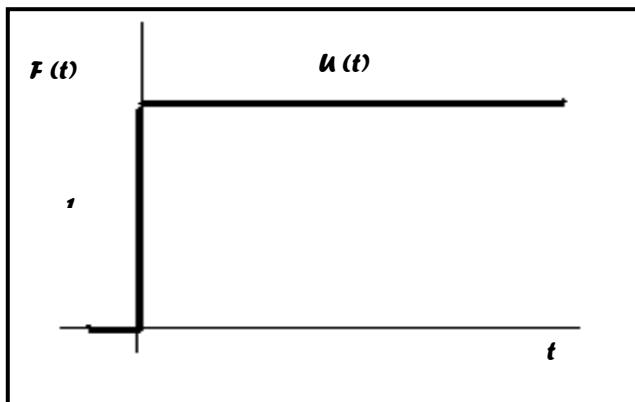


FIGURA 12. Respuesta de un Escalón Unitario

Fuente: Ogata Katsuhiko

La respuesta bajo la acción de una función escalón tiene gran importancia práctica, ya que a través de ella se puede obtener el valor de la constante de tiempo del sistema. Esta función se simboliza por $u(t)$, y tiene la siguiente evaluación:

$$\text{Para } t < 0: u(t) = 0$$

$$\text{Para } t > 0: u(t) = 1$$

Controlador automático

Según Alfred Roca (1999), un controlador automático es un dispositivo basado en hardware y software, que funciona mediante el monitoreo de una señal de error, que es la diferencia entre los valores establecidos y los valores reales o medidos que el parámetro a controlar tiene; este dispositivo es responsable de elaborar en base a dicha señal de error una señal



correctora que constantemente es enviada al elemento final de regulación del proceso, con el fin último de alcanzar, restablecer o mantener las condiciones de regulación deseadas; es decir, hacer que la medida se mantenga en un valor lo más próximo posible al punto de consigna. El hecho de que la salida del controlador esté conectada con su misma entrada le confiere la naturaleza de sistema cerrado o retroalimentado.

Acciones del controlador

Según Ogata, un controlador automático compara el valor real de la salida de una planta con la entrada de referencia (valor deseado), determina el error, y produce una señal de control que reducirá el error a cero, o a un valor muy pequeño. La forma como el controlador automático produce la señal de control, se denomina acción de control.

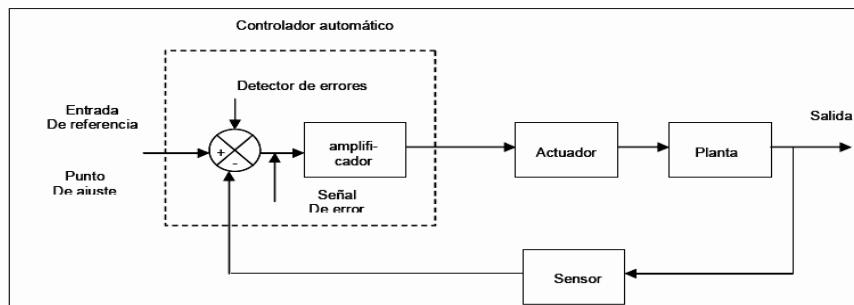


FIGURA 13. Diagrama en Bloques de un Sistema de control Industrial

Fuente: Ogata Katsuhiko

Las acciones de control más utilizadas en los controladores industriales son:

- Acción Proporcional
- Acción Integral
- Acción Derivativa

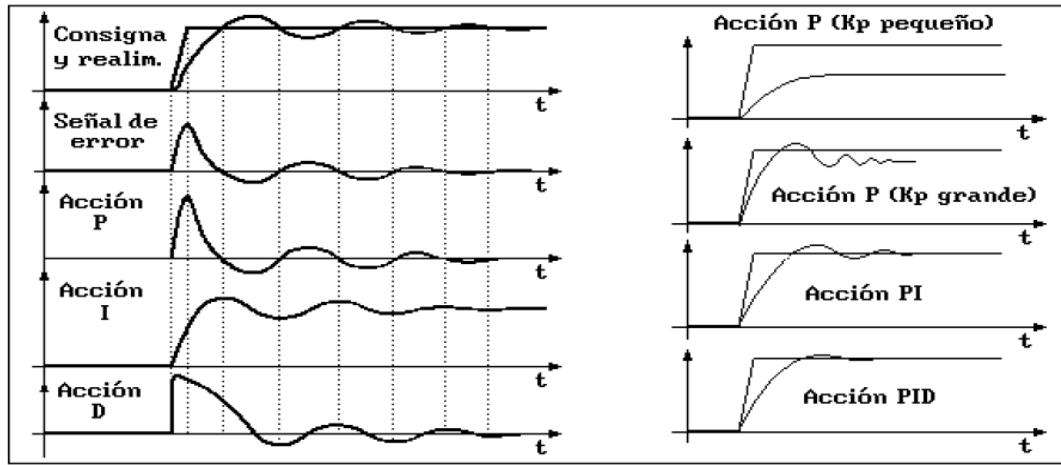


FIGURA 14. Acciones del Controlador

Fuente: Ogata Katsuhiko

Acción proporcional

El control proporcional se conoce como control continuo, ya que proporciona una respuesta instantánea del controlador a los cambios que existan en el error. Esta acción es la base de los tres modos de control, si los otros dos, acción integral (reset) y acción derivativa están presentes, éstos son sumados a la respuesta proporcional. “Proporcional” significa que el cambio presente en la salida del controlador es algún múltiplo del porcentaje de cambio en la medición.

Este múltiplo es llamado “ganancia” del controlador. Para algunos controladores, la acción proporcional es ajustada por medio de tal ajuste de ganancia, mientras que para otros se usa una “banda proporcional”. Ambos tienen los mismos propósitos y efectos.

Para un controlador con acción proporcional, la relación entre la salida del controlador $u(t)$ y la señal de error $e(t)$ es:

$$U(t) = K_p \cdot e(t) \quad (2)$$



O bien, en cantidades transformadas por el método de Laplace:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \quad (3)$$

En donde K_p se considera la ganancia proporcional.

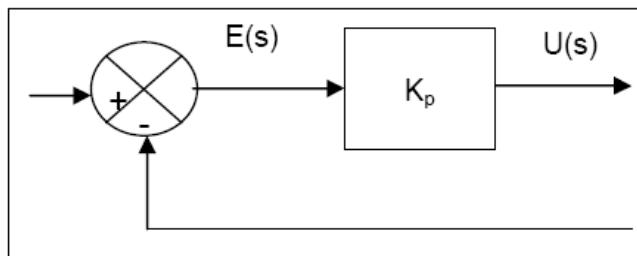
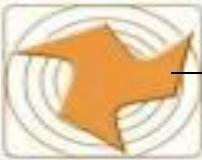


FIGURA 15. Diagrama de bloques de un controlador proporcional

Fuente: Ogata Katsuhiko

Para cualquier lazo de control de proceso sólo un valor de la banda proporcional es el mejor. A medida que la banda proporcional es reducida, la respuesta del controlador a cualquier cambio en la medición se hace mayor y mayor. En algún punto dependiendo de la característica de cada proceso particular, la respuesta en el controlador será lo suficientemente grande como para controlar que la variable medida retorne nuevamente en dirección opuesta a tal punto de causar un ciclo constante de la medición. Este valor de banda proporcional, conocido como la última banda proporcional, es un límite en el ajuste del controlador para dicho lazo. Por otro lado, si se usa una banda proporcional muy ancha, la respuesta del controlador a cualquier cambio en la medición será muy pequeña y la medición no será controlada en la forma suficientemente ajustada.

Acción integral (reset)



En un controlador con acción de control integral, el valor de la salida del controlador $u(t)$ se cambia a una razón proporcional a la señal de error $e(t)$:

$$\frac{du(t)}{dt} = Ki * e(t) \quad (4)$$

O bien:

$$u(t) = \int_0^t e(t) dt \quad (5)$$

En donde Ki es una constante ajustable. La función de transferencia del controlador integral es:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = \frac{Ki}{s} \quad (6)$$

Si se duplica el valor de $e(t)$, el valor de $u(t)$ varía dos veces más rápido. Para un error de cero, el valor de $u(t)$ permanece estacionario. En ocasiones, la acción de control integral se denomina control de reajuste (reset).

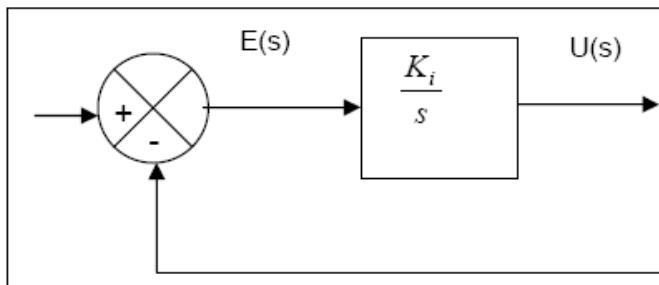


FIGURA 16. Diagrama en bloques de un Controlador Integral

Fuente: Smith, Carlos A. Corripio



La función principal de la acción integral es asegurar que la salida de los procesos acceda con el punto de trabajo en estado estable.

El propósito de la acción integral de control es eliminar el error en estado estacionario u “Offset”. Lo hace por medio de la integración o acumulación del error en el tiempo. Esta función, entonces, actúa sobre la salida para que cambie hasta un valor correcto necesario para mantener la medición en el valor de consigna a varias cargas sea alcanzado. Cuanta más pequeña sea la acción de reset o integral exista en el controlador, mas rápido cambia la salida en función del tiempo.

La respuesta del lazo abierto del modo reset es mostrada en la figura 17, que indica un escalón de cambio en algún instante en el tiempo.

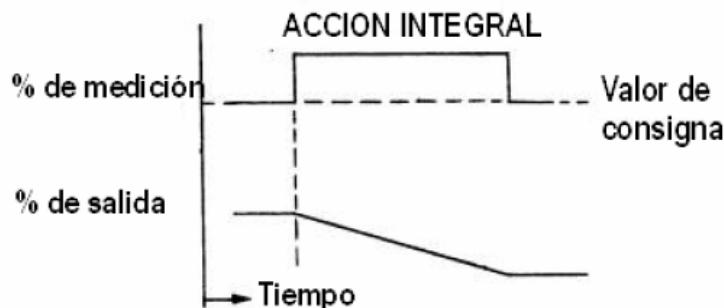
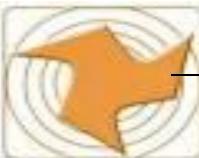


FIGURA 17. Respuesta de un controlador con acción integral

Fuente: Smith, Carlos A. Corripio

Acción derivativa

Cuando una acción de control derivativa se agrega a un controlador proporcional, aporta un medio de obtener un controlador con alta sensibilidad. Una ventaja de usar una acción de control derivativa es que responde a la velocidad del cambio del error y produce una corrección significativa antes de que la magnitud del error se vuelva demasiado grande.



El control derivativo prevé el error, inicia una acción correctiva oportuna y tiende a aumentar la estabilidad del sistema.

Aunque el control derivativo no afecta en forma directa el error en estado estable, añade amortiguamiento al sistema y, por tanto, permite el uso de un valor más grande que la ganancia, lo cual provoca una mejora en la precisión de estado estable.

Debido a que el control derivativo opera sobre la velocidad de cambio de error, y no sobre el mismo, este modo nunca se usa solo. Siempre se emplea junta con una acción de control proporcional o proporcional-integral.

Así como la respuesta proporcional responde al tamaño del error y el reset responde al tamaño y duración del error, el modo derivativo responde a la cuán rápido cambia el error. En la figura 18 dos respuestas derivativas son mostradas.

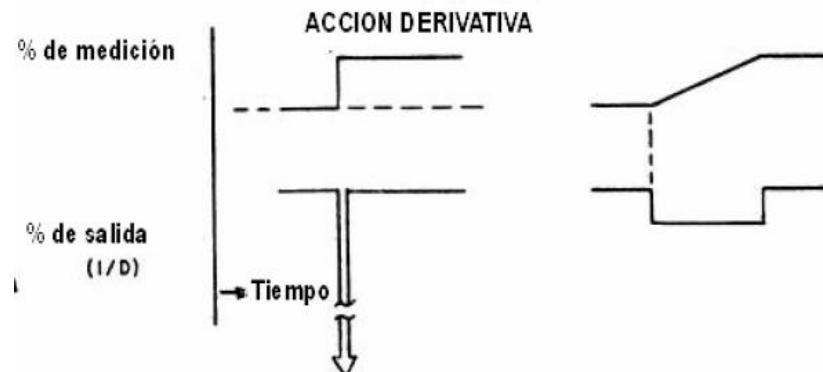


FIGURA 18. Respuesta de un controlador con acción derivativa

Fuente: Smith, Carlos A. Corripio

La primera es una respuesta a un corte en la medición alejada del valor de consigna. Para un escalón, la medición cambia en forma infinitamente rápida, y el modo derivativo del controlador produce un cambio muy grande y repentino en la salida, que muere inmediatamente debido a



que la medición ha dejado de cambiar luego del escalón. La segunda respuesta muestra la respuesta del modo derivativo a una medición que está cambiando a un régimen constante. La salida derivativa es proporcional al régimen de cambio de éste error. Cuanto mayor sea el cambio, mayor será la salida debido a la acción derivativa. La acción derivativa mantiene ésta salida mientras la medición esté cambiando. Tan pronto como la medición deja de cambiar, esté o no en el valor de consigna, la respuesta debido a la acción derivativa cesará.

Sistema de primer orden

La respuesta dinámica de muchos sistemas se puede representar mediante la siguiente ecuación diferencial lineal de primer orden,

$$a_1 \frac{dy}{dt} + a_0 y = bu(t) \quad (7)$$

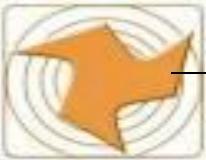
O de manera equivalente,

$$\tau \frac{dy}{dt} + y = Ku(t) \quad (8)$$

Donde,

$$\tau = \frac{a_1}{a_0} \quad (9)$$

$$K = \frac{b}{a_0} \quad (10)$$



K es la ganancia a lazo abierto del sistema y τ la constante de tiempo a lazo abierto. Tomando la transformada de Laplace de ambos lados de la ecuación (8) tenemos:

$$L\left\{\tau \frac{dy}{dt} + y\right\} = L\{Ku(t)\} \quad (11)$$

$$\tau L\left\{\frac{dy}{dt}\right\} + L\{y\} = KL\{u(t)\} \quad (12)$$

$$\tau s y(s) + y(s) = Ku(s) \quad (13)$$

$$(\tau s + 1)y(s) = Ku(s) \quad (14)$$

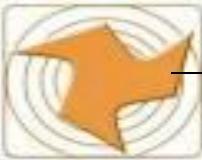
De donde,

$$\frac{y(s)}{u(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (15)$$

Al cociente $y(s)/u(s)$ se le denomina la función de transferencia $G(s)$:

$$\frac{y(s)}{u(s)} = G(s) \quad (16)$$

Donde para un sistema de primer orden.



$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (17)$$

La solución de esta ecuación, en el dominio del tiempo, dada por:

$$y(t) = uK \cdot \left(1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \right) \quad (18)$$

Efecto de la ganancia sobre la respuesta del sistema

Dado el sistema lineal de primer orden, el efecto sobre la respuesta del sistema de modificar la ganancia de la planta. Se muestra en la siguiente figura:

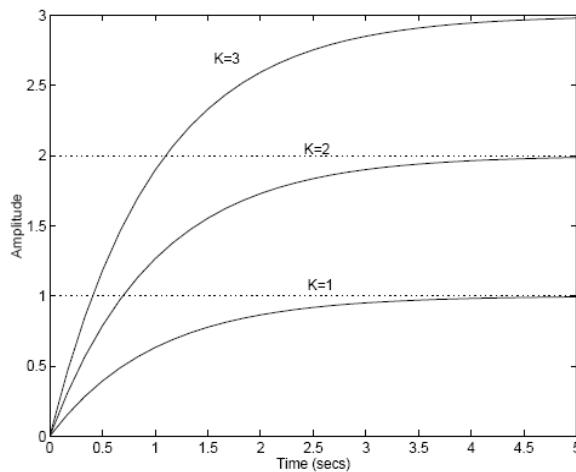
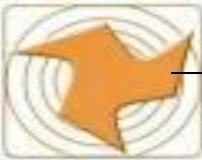


FIGURA 19. Efecto de la ganancia a lazo abierto sobre la respuesta del sistema usado $\tau = 1$

Fuente: Smith, Carlos A. Corripio



Como puede notarse para un sistema lineal de primer orden la respuesta del sistema cambia por un factor K . Si la respuesta del sistema es 1 entonces doblando K la respuesta del sistema será 2.

Efecto de la constante de tiempo sobre la respuesta del sistema

Si la constante de tiempo a lazo abierto se modifica se obtendrá una respuesta del sistema semejante a la mostrada en la figura nº 20.

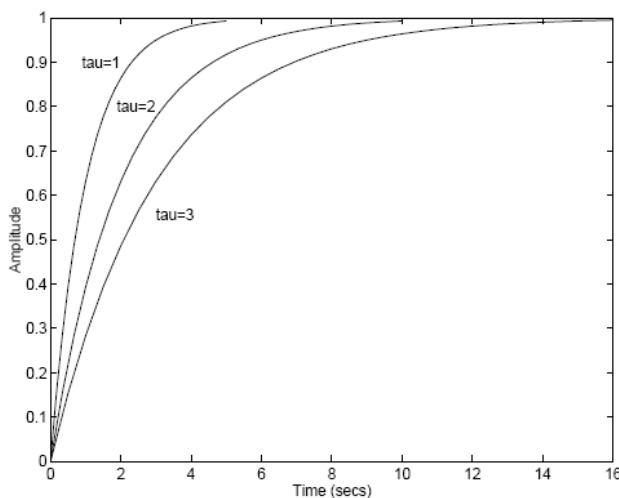
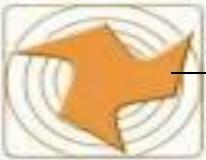


FIGURA 20. Efecto de la constante de tiempo a lazo abierto sobre la respuesta del sistema usando $K = 1$

Fuente: Smith, Carlos A. Corripio

Como puede notarse si se aumenta la constante de tiempo a lazo abierto, manteniendo constante la ganancia del sistema, se obtendrán las nuevas condiciones de operación en estado estacionario en mayor tiempo. Duplicando el valor de la constante de tiempo también se duplica el tiempo para alcanzar el estado estacionario.



Controlador proporcional – integral

El modo proporcional toma en cuenta la magnitud y el signo (valor presente) del error, pero no por cuánto tiempo ha existido o con que velocidad cambia este error. Además, el hecho de existir una relación uno a uno entre el error y la salida del controlador, hace que en la mayor parte de los casos, la salida requerida para mantener el balance del sistema en estado estacionario, sólo se pueda obtener con un error permanente.

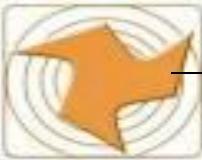
Un modo que toma en cuenta la “historia anterior” (valores pasados) del error y que permite obtener cualquier salida del controlador con error permanente cero es el modo integral. La salida del modo integral no alcanzará un valor estacionario hasta que el error sea cero y permanezca siendo cero. El modo integral adicionará a la salida del controlador una cantidad que es proporcional a la integral del error.

Aunque el modo integral se puede utilizar solo, en lo que se denomina un “controlador flotante”, se emplea más comúnmente en combinación con el modo proporcional para formar un *controlador proporcional – integral* o simplemente *controlador PI*.

La ecuación que representa la función de transferencia de un controlador PI es la siguiente:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \bullet \left(1 + \frac{1}{T_i} \right) \quad (19)$$

En donde K_p es la ganancia proporcional y T_i se denomina tiempo integral. Tanto como K_p como T_i son ajustables. El tiempo integral ajusta la acción integral, mientras que un cambio en el valor de K_p afecta las partes integral y proporcional de la acción de control. El inverso del tiempo integral T_i se denomina velocidad de reajuste. La velocidad de reajuste es la cantidad



de veces por minuto que se duplica la parte proporcional de la acción de control.

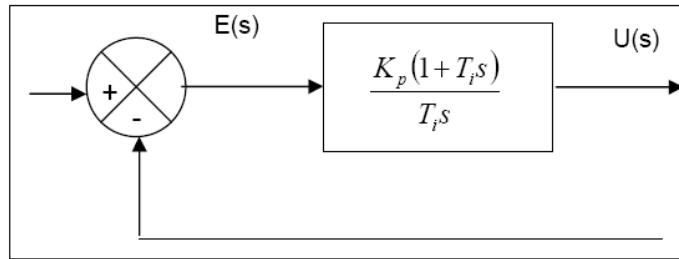


FIGURA 21. Diagrama en bloques de un controlador proporcional – integral

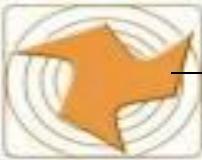
Fuente: Roca Cusidó, Alfred

Muchos controladores industriales tienen solo acción PI. Se puede demostrar que un control PI es adecuado para todos los procesos donde la dinámica es esencialmente de primer orden.

Criterios de estabilidad

Según Alfred Roca (1999), estabilidad se entiende de manera cualitativa por el mayor o menor grado de oscilaciones que presenta la respuesta de un sistema controlado frente a cambios de carga o del punto de consigna (perturbaciones en general). Será tanto más estable, cuanto menos oscilaciones aparezcan (menor amplitud y menor duración).

En general, se dice que un sistema controlado es estable si las oscilaciones que presenta son amortiguadas o no existen, que es inestable si son crecientes. Un punto de referencia cuantitativo será aquel en que se producen oscilaciones mantenidas, es decir, de amplitud constante.



El requerimiento más importante entre las muchas especificaciones de desempeño utilizadas en el diseño de los sistemas de control, es que el sistema sea estable. Un sistema inestable sería inútil. Un sistema es estable si al aplicarle un estímulo momentáneo, su salida permanece acotada cuando el tiempo tiende a infinito; de manera que la respuesta a una señal, ya sea esta un cambio en el valor deseado o una perturbación, debe alcanzar el valor deseado en un período de tiempo razonable, aunque pueda tener un error permanente.

Diagrama de estabilidad de bode

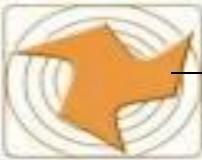
Concepto

Según Benjamín C. Kuo (1996), un Diagrama de Bode es una representación gráfica de suma utilidad para el análisis y diseño de sistemas de control lineales, ya que sirve para caracterizar la función de transferencia de un sistema en función de la frecuencia. Estas graficas reciben su nombre del científico que lo desarrolló, Hendrik Wade Bode.

En un diagrama de Bode se representa por un lado el módulo de la función ($H(\omega)$) y por otro la fase ($\varphi(\omega)$). La figura 1 muestra como ejemplo el diagrama de Bode de un filtro paso baja de primer orden, cuya función de transferencia es:

$$H\omega = \frac{1}{j\omega + 1} \quad (20)$$

Antes de la aparición de las computadoras, las trazas de Bode eran a menudo conocidas como “trazas asintóticas”. Debido a que las curvas de



magnitud y fase se podían bosquejar de sus propiedades asintóticas sin detallar las gráficas.

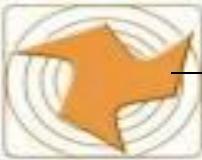
Normalmente consta de dos gráficas separadas, una que corresponde con la magnitud en función de la frecuencia y otra del ángulo de fase (en grados) en función de la frecuencia.

Principios de esta teoría

El diagrama de magnitud de Bode dibuja el módulo de la función de transferencia (ganancia) en decibelios. Se suele emplear en procesado de señal para mostrar la respuesta en frecuencia de un sistema lineal e invariante en el tiempo.

El diagrama de fase de Bode representa la fase de la función de transferencia en función de la frecuencia (o frecuencia angular) en escala logarítmica. Se puede dar en grados o en radianes. Permite evaluar el desplazamiento en fase de una señal a la salida del sistema respecto a la entrada para una frecuencia determinada. Por ejemplo, tenemos una señal $A \sin(\omega t)$ a la entrada del sistema y asumimos que el sistema atenua por un factor x y desplaza en fase $-\Phi$. En este caso, la salida del sistema será $(A/x) \sin(\omega t - \Phi)$. Generalmente, este desfase es función de la frecuencia ($\Phi = \Phi(f)$); esta dependencia es lo que nos muestra el Bode. En sistemas eléctricos esta fase deberá estar acotada entre -90° y 90° .

La respuesta en amplitud y en fase de los diagramas de Bode no pueden por lo general cambiarse de forma independiente: cambiar la ganancia implica cambiar también desfase y viceversa.

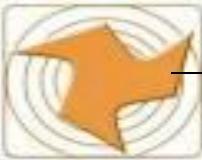


Aplicaciones

Los diagramas de Bode son de amplia aplicación en la Ingeniería de Control, pues permiten representar la magnitud y la fase de la función de transferencia de un sistema, sea éste eléctrico, mecánico, etc. Su uso se justifica en la simplicidad con que permiten, atendiendo a la forma del diagrama, sintonizar diferentes controladores (mediante el empleo de redes de adelanto o retraso, y los conceptos de margen de fase y margen de ganancia), y porque permiten, en un reducido espacio, representar un amplio espectro de frecuencias. En la teoría de control, ni la fase ni el argumento están acotadas salvo por características propias del sistema. En este sentido, sólo cabe esperar, si el sistema es de orden 2 tipo 0, por ejemplo, que la fase esté acotada entre 0° y -180° .

Ventajas de las trazas de bode

1. La aplicación de estos diagramas logarítmicos, hace que resulte sencillo determinar la función de transferencia experimental.
2. En ausencia de una computadora, la traza de bode puede bosquejar por la aproximación de magnitud y fase con segmentos de línea recta.
3. Para propósitos de diseño, los efectos de añadir controladores y sus parámetros se visualizan con mayor facilidad sobre las trazas de Bode.
4. El cruce de ganancia, el cruce de fase, el margen de ganancia y el margen de fase se determinan más fácilmente en las trazas de Bode que en cualquier otro método.



Márgenes de fase y ganancia

Margen de fase

Es la cantidad de retraso de fase que se requiere añadir a la frecuencia de transición o cruce de ganancia, para llevar el sistema al borde de la inestabilidad. La frecuencia de cruce de ganancia es aquella a la cual $|G(j\omega)| = 1$, la magnitud de la función de transferencia de lazo abierto es unitaria. El margen de fase γ es 180° mas el ángulo de fase Φ de la función de transferencia de lazo abierto a la frecuencia de cruce, o

$$\gamma = 180^\circ + \phi \quad (21)$$

En la figura 23 se ilustra el margen de fase para un sistema estable, como para uno inestable. El margen de fase es positivo para $\gamma > 0$ y negativo para $\gamma < 0$.

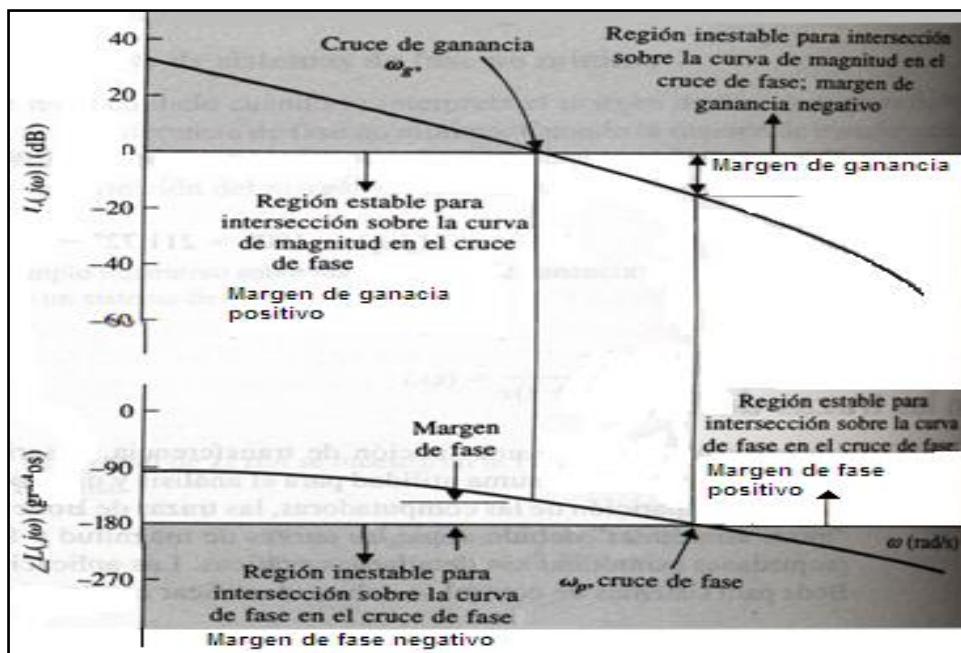
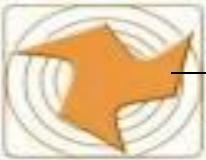


FIGURA 22. Margen de fase y ganancia sobre las trazas de Bode

Fuente: Roca Cusidó, Alfred



Margen de ganancia

El margen de ganancia es el reciproco de $|G(j\omega)|$ en la frecuencia donde el ángulo de fase es -180° . Se define como frecuencia de oscilación como la frecuencia en la cual el ángulo de fase de la función en lazo abierto es igual a -180° .

El margen de ganancia K_g , se expresa como:

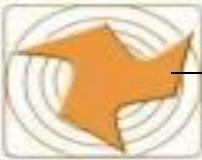
$$K_g = \frac{1}{|G(j\omega)|} \quad (22)$$

En términos de decibelios será:

$$K_g[dB] = 20 \cdot \log K_g = -20 \cdot \log |G(j\omega)| \quad (23)$$

El margen de ganancia expresado en decibeles es positivo si $K_g > 1$ y negativo si $K_g < 1$. Así, un margen de ganancia positivo (en decibeles) significa que el sistema es estable, y un margen de ganancia negativo (en decibeles) significa que el sistema es inestable.

Para un sistema estable de fase mínima, el margen de ganancia indica cuanta ganancia se puede aumentar antes de que se haga inestable el sistema. Para un sistema inestable, el margen de ganancia es indicativo de cuánta ganancia se debe disminuir para hacer estable el sistema.



Análisis del diagrama

1. El margen de ganancia es positivo y el sistema es estable si la magnitud de $L(j\omega)$ al cruce de fase es negativo en dB. Esto es, el margen de ganancia se mide abajo del eje 0-dB. Si el margen se mide arriba del eje 0-dB el margen de ganancia es negativo y el sistema es inestable.
2. El margen de fase es positivo y el sistema es estable si la fase de $L(j\omega)$ es mayor que -180° en el cruce de ganancia. Esto es, el margen de fase se mide arriba del eje -180° . Si el margen de fase se mide abajo del eje -180° , el margen de fase es negativo y el sistema inestable.

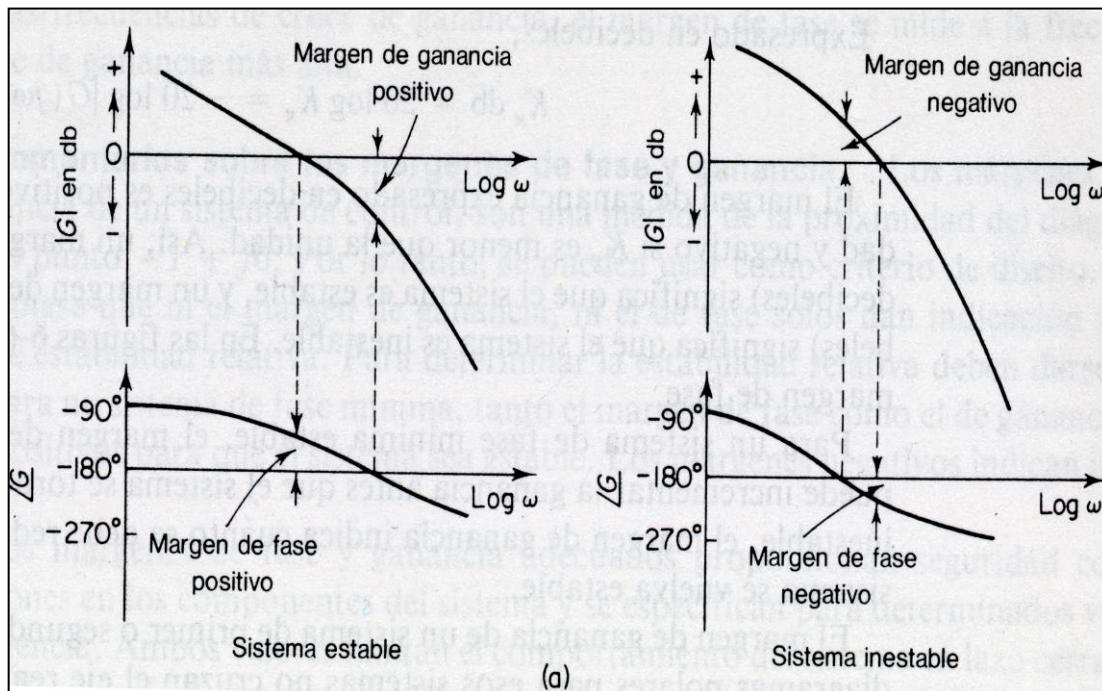
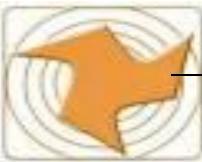


FIGURA 23. Graficas de Bode para sistemas estables e inestables

Fuente: Roca Cusidó, Alfred



Métodos de optimización de los parámetros de control de controladores proporcionales integrales

La puesta en servicio de un sistema de control industrial requiere de la correcta sintonización del controlador, es decir de la selección adecuada de sus parámetros. El proceso de sintonización consta de dos etapas: identificación y sintonización.

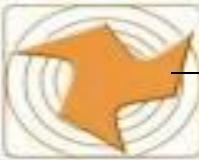
La identificación consiste en determinar la dinámica del proceso que se va a controlar $G_p(s)$, para luego obtener los parámetros del controlador, empleando el método de sintonización seleccionado.

La obtención de la información dinámica del proceso requiere que este sea excitado de alguna forma y que tanto la entrada aplicada así como la respuesta del proceso, sean registradas. Los métodos más importantes de identificación experimental son: métodos basados en la curva de reacción (lazo abierto), métodos de oscilación mantenida (lazo cerrado).

Método a lazo abierto

Los métodos a lazo abiertos son basados en la respuesta del proceso al ser sometido a una perturbación. Es decir, se basan en la curva de reacción del proceso, la cual se obtiene mediante una prueba a lazo abierto con el controlador manual y el sistema situado en el punto de operación deseado. En estas condiciones se aplica un cambio de escalón en la salida del controlador, se registra esta señal y la salida del proceso, desde el instante que se aplica el escalón de entrada hasta que el sistema alcance un nuevo punto de operación estable.

Los métodos gráficos a lazo abierto más comunes son el método de la recta tangente de Ziegler Nichols y el método modificado de Miller, ambos métodos requieren del trazado de una línea tangente a la curva de reacción del sistema en el punto de inflexión, lo cual no siempre resulta sencillo, ya que muy pocas veces la curva presenta un comportamiento ideal y pequeñas oscilaciones dificultan el trazado de una recta tangente. Sin embargo, existe



otro método gráfico desarrollado por Smith conocido como método de los dos puntos.

Método de los dos puntos. (Smith)

Este método consiste en la formulación de dos ecuaciones con dos incógnitas utilizando dos puntos en la curva de reacción, con el objeto de determinar la constante de tiempo y el tiempo muerto aparente del sistema. De este modo se garantiza que la respuesta del modelo coincide con la del sistema real en estos dos puntos como mínimo.

El primer método basado en dos puntos sobre la curva de reacción fue propuesto por Smith. Los instantes seleccionados por este autor fueron los tiempos requeridos para la respuesta alcance el 28.3% (t_{28}) y el 63.2% (t_{63}) del valor final, y corresponden a: $t_{28} = t_m + \tau / 3$ (24)

$$t_{63} = t_m + \tau \quad (25)$$

$$Pv_{63} = (Pv_{\max} - Pv_{\min}) \cdot 0,632 + Pv_{\min} \quad (26)$$

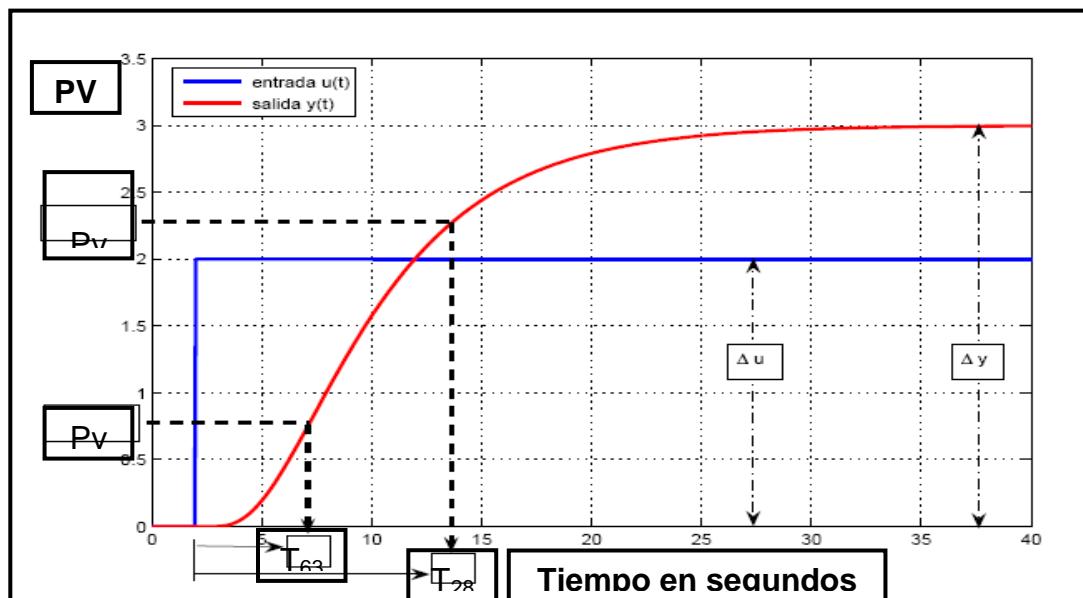
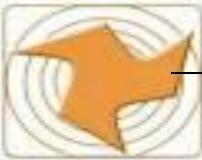


FIGURA 24. Método de los dos puntos de Smith

Fuente: Roca Cusidó, Alfred



El sistema de ecuaciones de t_{63} y t_{28} se puede resolver para t_m y τ obteniéndose:

$$\tau = 1.5 \bullet (t_{63} - t_{28}) \quad (28)$$

$$t_m = t_{63} - \tau \quad (29)$$

La ganancia del proceso es el cambio total en la salida dividido por el cambio en la entrada, y se calcula a lazo abierto:

$$K_p = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{\Delta P_v}{\Delta O_p} \quad (30)$$

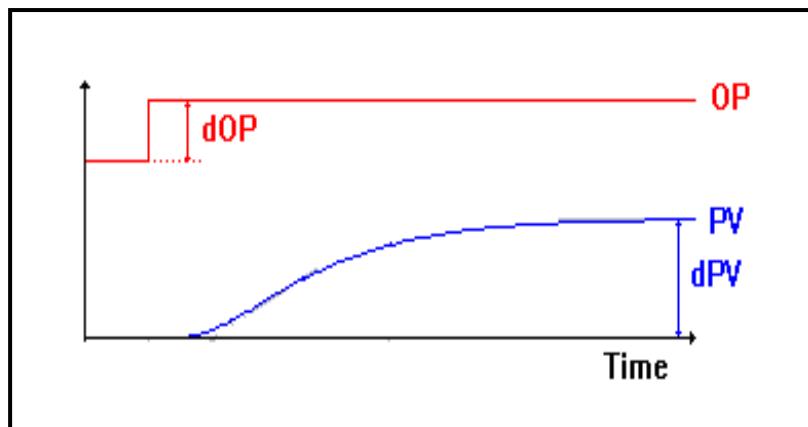


FIGURA 25. Perturbación tipo escalón a lazo abierto.

Fuente: Roca Cusidó, Alfred

Mientras que la ganancia del proceso a lazo cerrado se calcula:

$$K_p = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{\Delta P_v}{\Delta S_p} \quad (31)$$

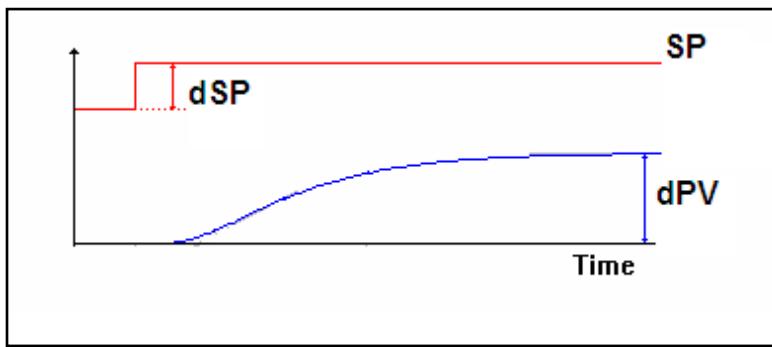
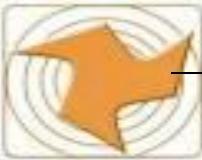


FIGURA 26. Perturbación tipo escalón a lazo cerrado

Fuente: Roca Cusido, Alfred

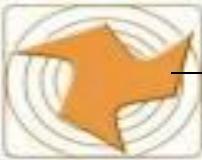
El método de los dos puntos es mucho más exacto que los métodos basados en el trazado de la recta tangente en el punto de inflexión de la curva.

Para realizar los cálculos de los parámetros de control tanto para un controlador proporcional integral como para un controlador proporcional integral derivativo es necesario el cálculo de una variable adicional, conocida como tiempo normalizado el cual está dado por:

$$T_N = \frac{t_m}{\tau} \quad (32)$$

Método de Ziegler Nichols

Al momento en que Taylor Instrument introdujo al mercado, en 1940, el primer controlador PID, no existía un procedimiento sistemático para la sintonización de los controladores industriales. Hasta esa fecha, los controladores P, PI o PD, se sintonizaban, básicamente, mediante procedimientos de prueba y error. John Ziegler y Nathaniel Nichols, ingenieros de Taylor, se abocaron entonces a la tarea de realizar pruebas experimentales con varios procesos para determinar una forma simple de sintonizar el nuevo controlador. El resultado de ese trabajo, fue el método de



sintonización ampliamente conocido como método de Ziegler y Nichols (Ziegler & Nichols, 1942).

Ziegler y Nichols realizaron pruebas de simulación y experimentales con equipo de su laboratorio, para determinar los parámetros de controladores P, PI y PID.

Empezando con el controlador puramente proporcional, encontraron que la selección de la sensitividad (ganancia) adecuada del controlador, requería de un compromiso entre la razón de amplitud de la respuesta (decaimiento del error en un periodo) y el error permanente. Consideraron entonces que un decaimiento del 25%, proporcionaba un compromiso adecuado y que este se lograba, con una sensitividad aproximadamente igual a la mitad de la sensitividad máxima.

Para los modos integral y derivativo, encontraron que su ajuste podía relacionarse con el periodo de oscilación crítico, para lograr siempre el decaimiento recomendado del 25 %. A partir de ahí, dedujeron las ecuaciones de sintonización de los controladores.

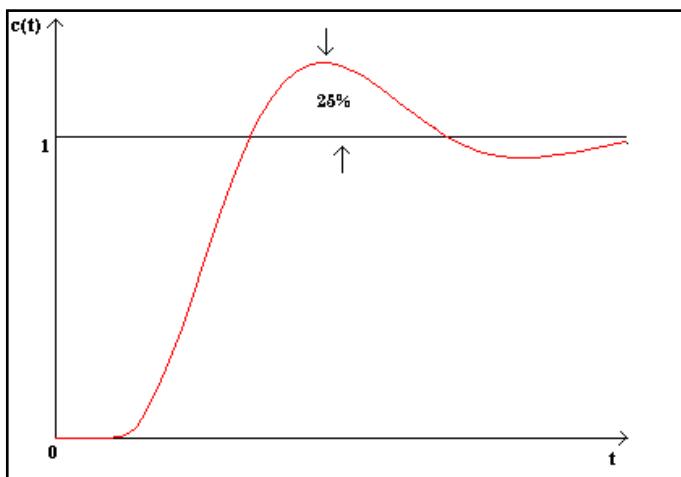
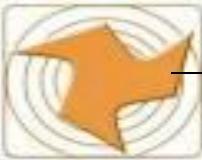


FIGURA 27. Decaimiento de $\frac{1}{4}$

Fuente; Roca Cusido. Alfred



Ziegler y Nichols realizaron todas las pruebas, introduciendo un cambio escalón en la salida del controlador, entrada a la planta, manteniendo en todo momento el valor deseado constante. Es importante tener en cuenta entonces, que estas reglas de sintonización solo son aplicables para la sintonización de controladores que operarán como reguladores, y no como servomecanismos.

Para un controlador PI es necesario obtener los valores de ganancia del controlador (K_c) y el tiempo integral (t_i) las cuales están dadas por:

$$K_c = \frac{0.9}{K_p \cdot T_N} \quad (33)$$

$$T_i = (0.33 \bullet t_m) \quad (34)$$

Método de itae

La búsqueda de una forma para cuantificar el comportamiento de los lazos de control llevó al establecimiento de índices de desempeño basados en la señal de error $e(t)$, la cual es la diferencia entre el valor deseado de la variable controlada y su valor real. De estos los más conocidos son los llamados *criterios integrales*. El método de ITAE está basado en criterios integrales, ya que se define como la integral del tiempo por el error absoluto, cuya ecuación es:

$$ITAE = \int_0^{\infty} t \bullet |e(t)| dt \quad (35)$$



El método de ITAE a su vez se divide tanto para procesos continuos (ITAE con referencia) y para procesos por cargas (ITAE con carga). A continuación se especifican las ecuaciones matemáticas para calcular los parámetros de control.

Itae con carga

Los valores de ganancia del controlador (K_c) y el tiempo integral (t_i) se calculan a partir de las siguientes formulas:

$$K_c = \frac{0.859 \bullet (T_N)^{-0.977}}{K_p} \quad (36)$$

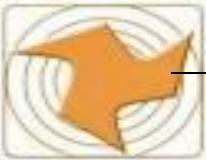
$$Ti = \frac{\left\lfloor \tau \bullet (T_N)^{0.68} \right\rfloor}{0.674} \quad (37)$$

Itae con referencia

Los valores de ganancia del controlador (K_c) y el tiempo integral (t_i) se calculan a partir de las siguientes formulas:

$$K_c = \frac{0.586 \bullet (T_N)^{-0.916}}{K_p} \quad (38)$$

$$Ti = \frac{\tau}{1.03 - (0.165 \bullet T_N)} \quad (39)$$



Método a lazo cerrado

Método de oscilación mantenida

El método de oscilación mantenida fue desarrollado por Ziegler y Nichols como parte de su procedimiento de sintonización de controladores, y con él se determinan los parámetros K_{cu} y T_u por un procedimiento iterativo utilizando un controlador puramente proporcional (desactivando los modos integral y derivativo). La ganancia del controlador se aumenta paulatinamente hasta lograr que la respuesta del sistema a un cambio escalón en el valor deseado sea oscillatoria. El valor de esta ganancia es K_{cu} y el periodo de la respuesta oscillatoria es T_u .

K_{cu} se denomina ganancia última o crítica y T_u periodo de oscilación último o crítico, ya que se obtienen de la operación del sistema de control en el límite de su estabilidad. Esta información corresponde a la ganancia del controlador proporcional que lleva al sistema de control al límite de su estabilidad (oscilación mantenida) y al periodo de la oscilación del sistema.

Los valores de los parámetros últimos (K_{cu} , T_u) pueden ser utilizados directamente en un procedimiento de sintonización de controladores o para estimar los parámetros de un modelo para la planta. Esto puede realizarse a través de las siguientes formulas:

$$K_c = 0.45 \bullet K_{cu} \quad (40)$$

$$T_i = \frac{T_u}{1.22} \quad (41)$$

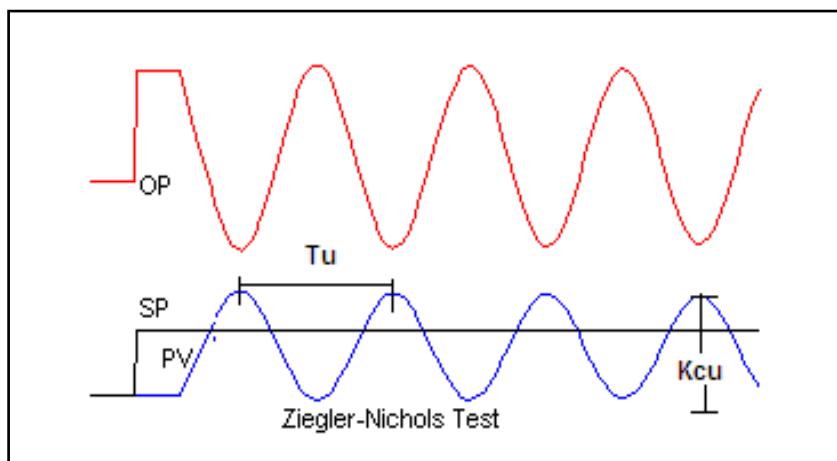
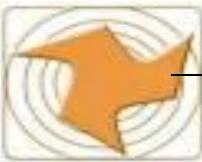


FIGURA 28. Método de oscilaciones mantenidas

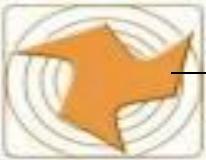
Fuente: Roca Cusido, Alfred

Software para la simulación de procesos

La simulación es una herramienta que permite realizar trabajos de ingeniería de manera más efectiva, bien sea, diseñando nuevos procesos o analizando procesos existentes. Además, se pueden automatizar los cálculos para evitar realizarlos por prueba y error. Esto es mucho más seguro que hacer un ensayo en la planta.

Como los simuladores poseen su propia base de datos estandarizada, una vez que se ha construido un modelo de simulación válido, cualquier ingeniero puede utilizarlo para obtener resultados consistentes y precisos. En los procesos químicos y de diseño, los simuladores se utilizan para evaluar nuevas operaciones, resolver problemas de operación, optimizar y reestructurar procesos ya existentes.

Con ayuda de un simulador, se puede optimizar un proceso, aumentar el valor agregado de los productos y disminuir el costo de operación. La habilidad de predecir de manera muy precisa la operación de una unidad con un modelo de simulación, hace que los simuladores sean una herramienta invaluable para la ingeniería.



SimApp

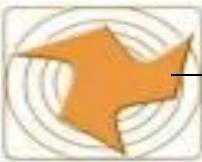
Este es un software para el análisis y optimización de sistemas dinámicos basado en el concepto de diagramas de bloques. Este programa no asume ninguna estructura predefinida, se puede dibujar y simular cualquier tipo de diagrama de bloque usando los elementos funcionales disponibles. Con SimApp se puede comparar el tiempo de respuesta tanto en lazo abierto como cerrado al correr el programa.

Sistemas o subsistemas lineales o no lineales, de tiempo variante e invariante pueden ser simulados en el dominio del tiempo y los resultados se muestran gráficamente. Adicional a esto los sistemas o subsistemas lineales y tiempo invariante pueden ser analizados en el dominio de frecuencia (Diagramas de Bode y polares). Todos los gráficos o datos arrojados por el simulador pueden ser impresos o exportados a otro programa de Windows seleccionado por el usuario. SimApp es la mejor herramienta para sistemas de control automático.

Hot pepper software

Este software es de fácil manejo, ayuda a adquirir experiencia en estudio de control de procesos y entonación de controladores. Hot Pepper es una excelente herramienta de trabajo que tiene configurado un gran número de procesos reales para el estudio. Se puede trabajar con lazos en manual o automático y se realiza la selección del controlador que se va a utilizar, finalmente se puede determinar el comportamiento del proceso realizando perturbaciones en el punto de ajuste o en la variable del proceso.

Esta es una herramienta poderosa porque puede ser usada para estudiar una serie de situaciones reales adaptando la simulación a las necesidades del usuario.



SUSTENTOS EPISTEMOLÓGICOS

La epistemología se dedica al estudio de la estructuración y fundamentación de los conocimientos científicos y es una rama de la filosofía. Se trata de encontrar la naturaleza del corpus de conocimiento de una ciencia en particular o de la forma en que se construyen conocimientos al interior de las ciencias, su validez y legitimidad. El término fundamentos epistemológicos indica el fundamento sobre el cual se construye el conjunto de saberes propios de una disciplina en particular. La epistemología trata de llegar a conocer la naturaleza del conocimiento, a grandes rasgos, los aspectos principales que contempla son

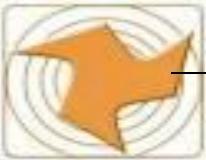
Cuál es la naturaleza del Conocimiento

Naturaleza de la "realidad"

Cómo se engendra el conocimiento

Determinar el valor del conocimiento

La expresión epistemológica introduce la ideología de forma explícita de la autorreflexión crítica en los procesos del conocimiento. Tiene como finalidad la transformación de la estructura de las relaciones sociales y dar respuesta a determinados problemas generados por éstas. De esta manera se inician así cambios en la forma de investigar que nos llevan a un movimiento de crítica al “desarrollo de la comunidad, empresa o con mayor impacto en toda nuestra sociedad” acompañado de un cuestionamiento ideológico y metodológico de la investigación social, comenzando a desarrollarse una nueva concepción, que sin perder el carácter científico busca mayor participación y apropiación del proceso y de los resultados por parte del conglomerado involucrado..

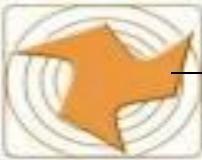


SUSTENTOS METODOLÓGICOS

La Universidad Politécnica Territorial de Falcón “ Alonso Gamero” en su aporte para dar soluciones a las problemáticas de las comunidades y empresas pertenecientes al estado venezolano, mediante la realización de Proyectos Comunidad-Empresa-Universidad, ha propiciado el interés de un grupo de estudiantes por evaluar y presentar en las comunidades o empresas La investigación acción participativa la cual es una metodología que apunta a la producción de un conocimiento propositivo y transformador, mediante un proceso de debate, reflexión y construcción colectiva de saberes entre los diferentes actores de un territorio con el fin de lograr la transformación de una realidad social. El control automático de procesos se utiliza principalmente porque reduce el costo de los procesos industriales, lo que compensa en gran medida la inversión en tecnología de control. Además hay muchas ganancias intangibles, como la eliminación de errores, la eliminación de mano de obra pasiva, la cual provoca una demanda equivalente de trabajo especializado y por ende se traduce en mayor grado de seguridad. Tanto para los procesos como para las comunidades aledañas en general que se benefician indirectamente de estos logros.

ESTRATEGIAS DE ACCESO A LA COMUNIDAD.

Para accesar como trabajador de la empresa PROFALCA, a fin de poder identificar los principales problemas y necesidades presentes , En comunicación escrita se solicitó a la Gerente de Operaciones autorización y se realizó la solicitud para la ejecución de diagnóstico de problemática existente y ejecución de la misma , con la debida autorización respectiva de las gerencias involucradas.



ACTIVIDADES DE SOCIALIZACIÓN.

Mediante la investigación acción participativa se realizan Reuniones informales no estructuradas al personal de operaciones asociado a la planta, así como al ING LILIANA GIMENEZ y la ING ANDREINA RAMIREZ, Gerente de operaciones e ingeniero de planta respectivamente. Con la finalidad de exponerles el proyecto de entonación de los lazos de control de la misma.

Conociendo así las diferentes necesidades existentes en planta , y los posibles proyectos a ejecutar y que son totalmente factibles en su realización

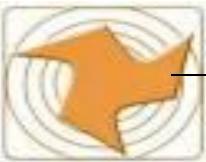
Estas comprendieron la ejecución de una serie de síntesis y propuestas de nuestro trabajo para explicar de este modo el importante aporte del mismo a la funcionalidad y productividad de los sistemas de la planta al personal. De la manera más sencilla posible para que llegue la información a la mayor cantidad de personas en dicha empresa.

MÉTODO APLICADO PARA EL DIAGNÓSTICO

El método aplicado para el diagnóstico del problema planteado será el de socialización con el personal de operaciones e ingeniería y el estudio de tendencias existentes de los procesos y resguardadas en el DCS.

TÉCNICAS E INSTRUMENTOS UTILIZADOS

Dada la naturaleza del presente proyecto. El mismo se tomara como investigación experimental y de campo. De tipo experimental porque existe la manipulación de variables que pueden incidir de forma directa e indirecta en el objeto de estudios (Mario Tamayo y Tamayo, 1999) en esta se procede a recolectar datos e informaciones sobre el objeto de estudio en varios momentos y tiempos de la situación actual del proceso para posteriores



análisis que servirán de modelo inicial para la realización de este proyecto(Mario Tamayo y Tamayo , 1999)

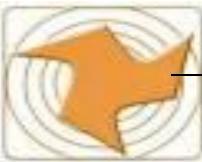
Los nuevos parámetros de control se calcularán por medio del método de Ziegler Nichols y Nathaniel Nichols, Diagrama de bode, método de nichols con o sin carga. La graficación de diagramas de bode y los métodos de cálculo de estabilidad y observabilidad de sistemas de primer orden . La toma de datos, antes y después de realizar las diferentes calibraciones de los lazos, entrevistas con los ingenieros de proceso y diferentes operadores de la misma. Y de toda la bibliografía de textos técnicos que se pudieran utilizar como material de apoyo en la realización de este proyecto.

PLAN DE ACCION

PROPOSITO GENERAL: Optimización de los parámetros de control
de la planta de Manufactura Propileno Grado Polímero.

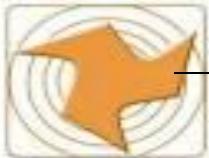
Propileno de Falcón, Profalca. Estado Falcón.

Propósitos específicos	Actividades	Recursos	Fecha	Responsable	Indicadores de seguimiento
Diagnóstico de la situación actual de los parámetros de control de la planta aplicando Métodos de estabilidad a través de los Diagramas de Bode.	notificaciones de riesgo para el trabajo en campo, conocer las bases sobre las cuales se debe sustentar el trabajo, para el estudio del proceso, por medio de la lectura con el objeto de conocer su funcionamiento y así extraer la información necesaria para llevar a cabo esta investigación	Manual de operación y de esquemáticos, así como también la identificación de los equipos, principalmente el DCS, Coordinar con operaciones visitas Libreta de anotación Lápiz	1 semana	Equipo investigador Personal de operaciones	Lista de instrumentos a diagnosticar Registro de parámetros existentes Registro de datos antiguos y nuevos



Realización de los cálculos de los parámetros de control aplicando Ziegler – Nichols, ITAE – Carga e ITAE – Referencia.	Consulta de libros y manuales de entonación. Verificar fórmulas para entonación y graficas de bode	Laptop Software de simulación Libretas Calculadoras DCS libros	1 semana	Equipo investigador Personal de operaciones	Registro de parámetros calculados. Registro de controladores estudiados Registro de verificación de resultados
Verificación de la estabilidad de los nuevos parámetros de control calculados a través de los Diagramas de Bode	Verificar la estabilidad de los nuevos parámetros de control calculados a través de los diagramas de bode	Laptop Software de simulación Libretas Calculadoras DCS libros	1 semana	Equipo investigador Personal de operaciones	Registro de parámetros calculados. Registro de verificación de resultados
Comparación de la estabilidad estática vs. la estabilidad dinámica de los nuevos parámetros de control.	probar en el simulador los parámetros obtenidos por medio de los cálculos gráficos y matemáticos a fin de observar la respuesta estática del proceso y de esta forma predecir la posible respuesta dinámica del mismo	Laptop Software de simulación Libretas Calculadoras DCS libros	1 semana	Equipo investigador Personal de operaciones	Comparar resultados Registro de verificación de resultados Análisis para determinar que tan estable o inestable es cada controlador con los nuevos parámetros de control.
Introducción al sistema de control de la planta los nuevos parámetros a fin de lograr la optimización del mismo.	Introducir al DCS los nuevos parámetros de control previamente probados en los simuladores . y someter a cada controlador a una perturbación a lazo cerrado a fin de observar la respuesta del sistema.	Laptop Software de simulación Libretas Calculadoras DCS libros	1 semana	Equipo investigador Personal de operaciones	Comparar resultados Registro de verificación de resultados

TABLA 2. Plan de acción



MOMENTO IV

ANALISIS DE LOS RESULTADOS

DISTRIBUCIÓN DE LOS CONTROLADORES POR ZONA

A objeto de estudio, se dividió la planta en cinco (5) secciones de análisis, las cuales se ajustan al alcance de la investigación (ver anexo nº 1), de la siguiente forma:

SECCION # 1. DE – ETANIZADORA

■ PIC_1100

1. PARAMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
PIC_1100	3,20	0,187

TABLA 3. Parámetros Antiguos del PIC_1100

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso en la alimentación de la torre de – etanizadora.

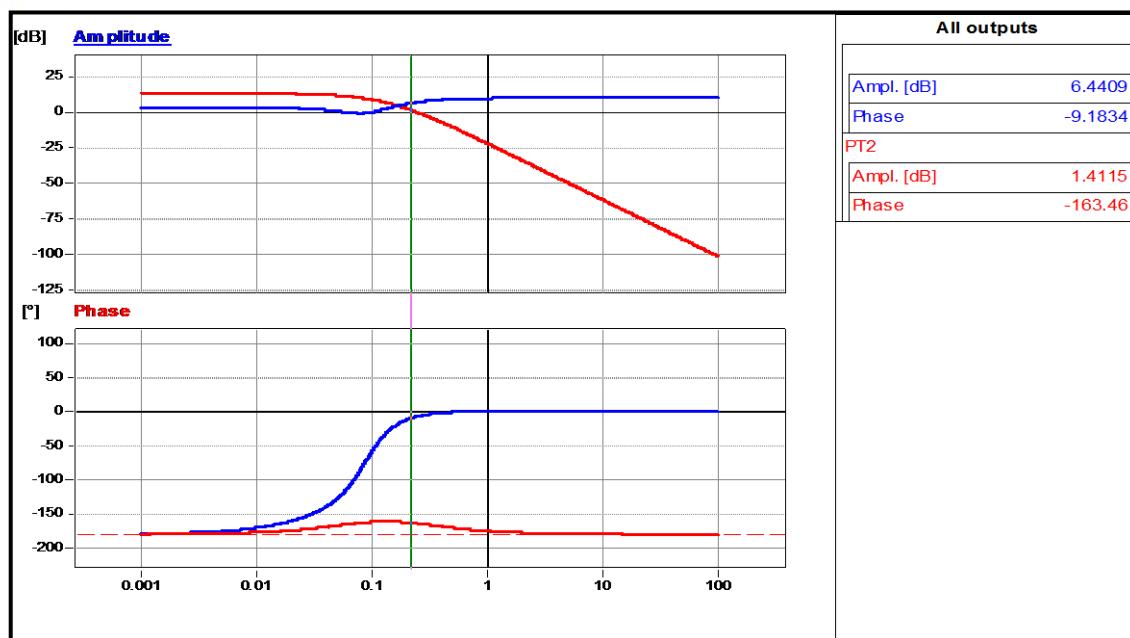
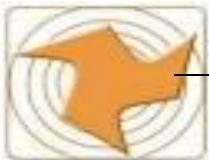


FIGURA 29. Trazas de Bode para el PIC_1100

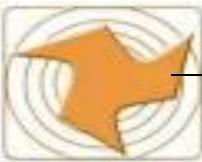
3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO CERRADO	
CONTROLADOR	METODO
PRESION	ZIEGLER NICHOLS (*)
PIC_1100	K _c
	1,44
	T _i
	0,148

TABLA 4. Nuevos parámetros del PIC_1100

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo cerrado

Fuente: DCS



4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

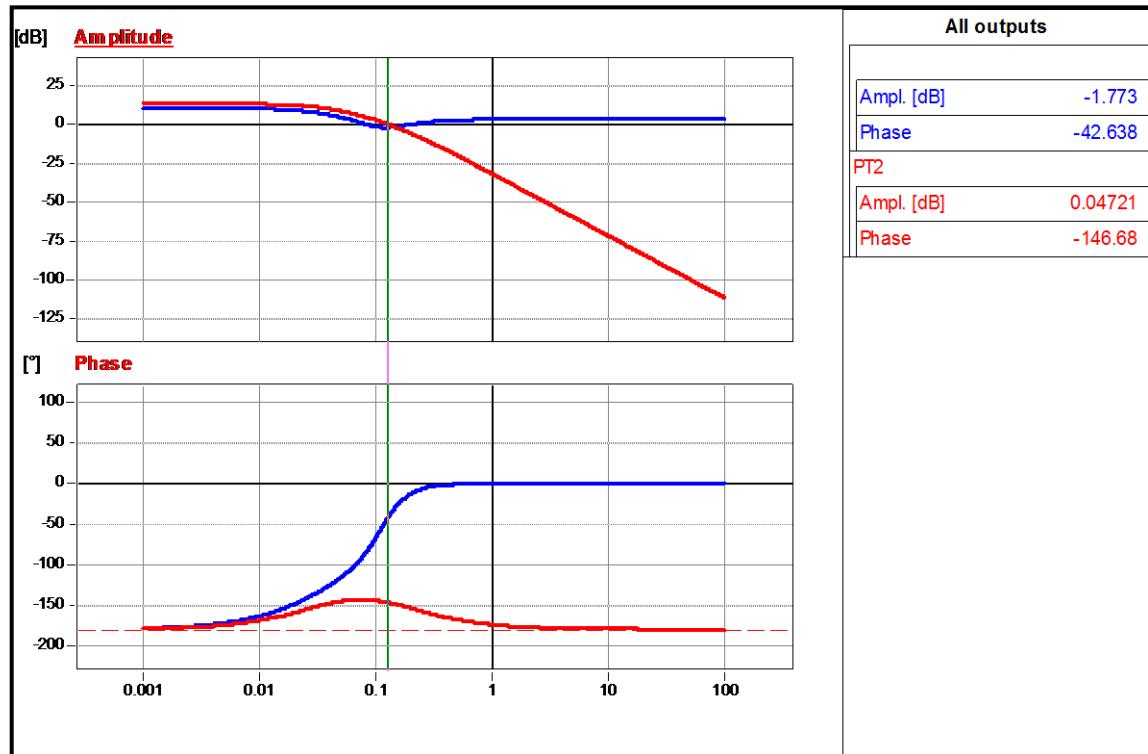
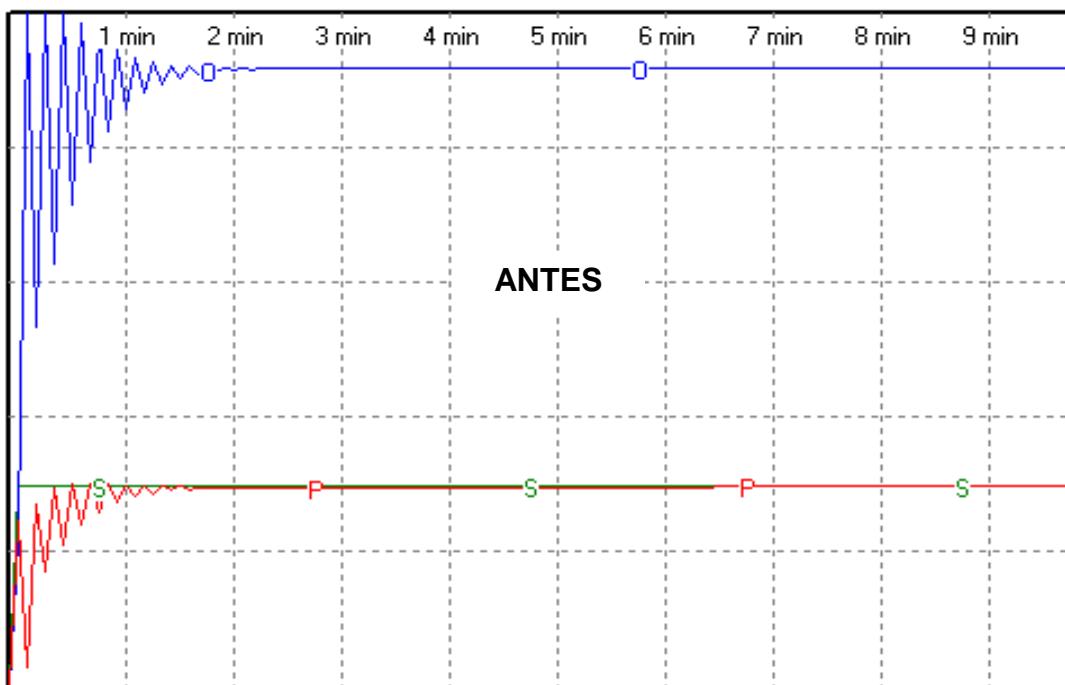


FIGURA 30. Trazas de Bode para los nuevos parámetros del PIC_1100

5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:



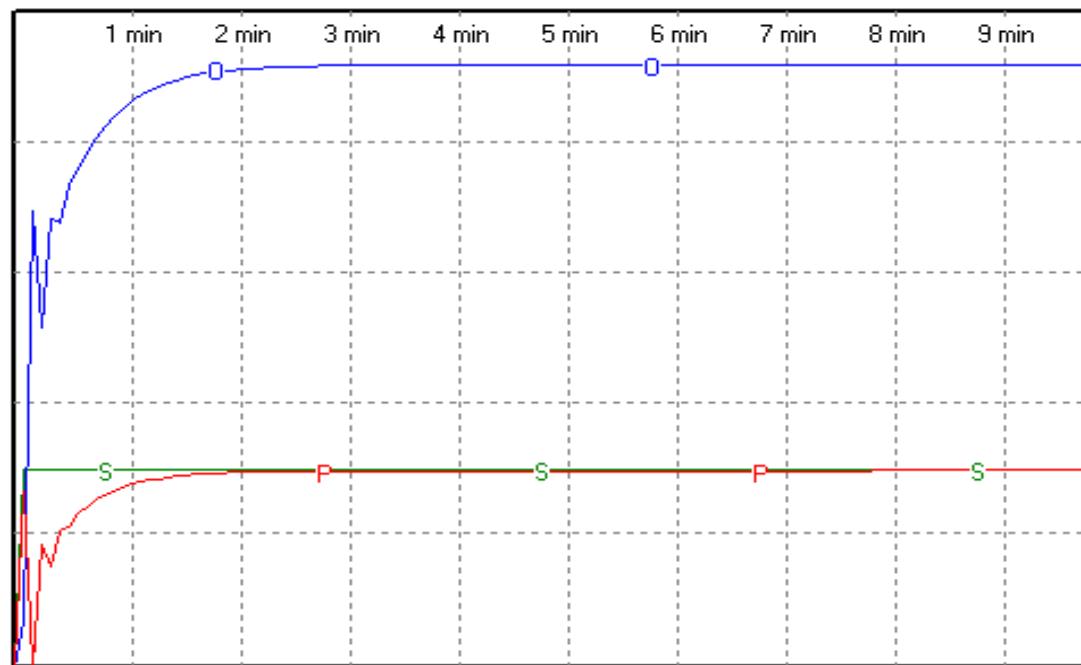
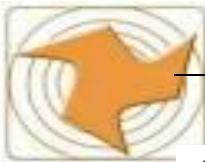


FIGURA 31. Simulación de la Respuesta del lazo sencillo PIC_1100 antes y después de realizar la entonación .



6. RESPUESTA DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

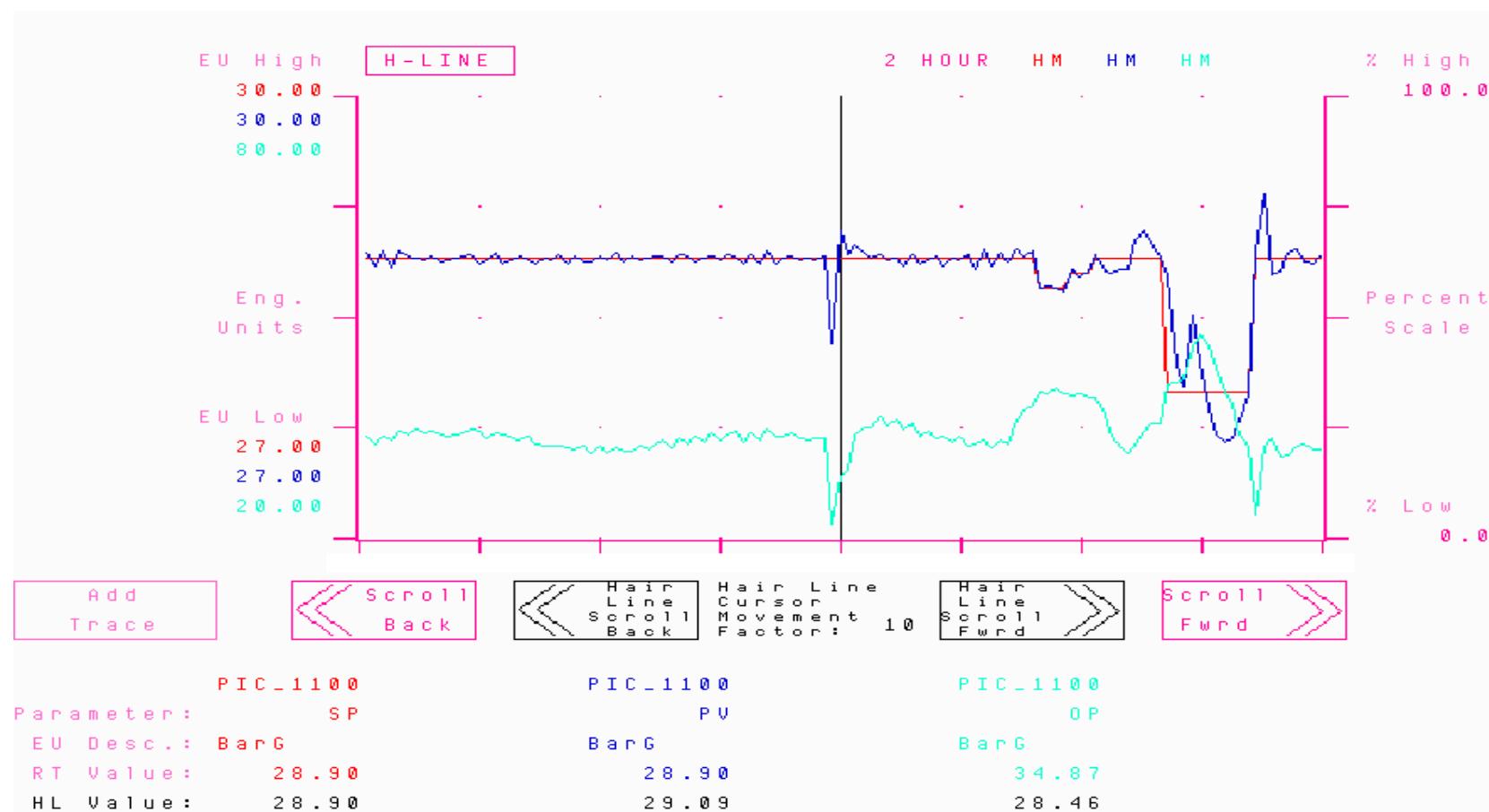


FIGURA 32. Respuesta del lazo sencillo PIC_1100 antes de realizar la entonación

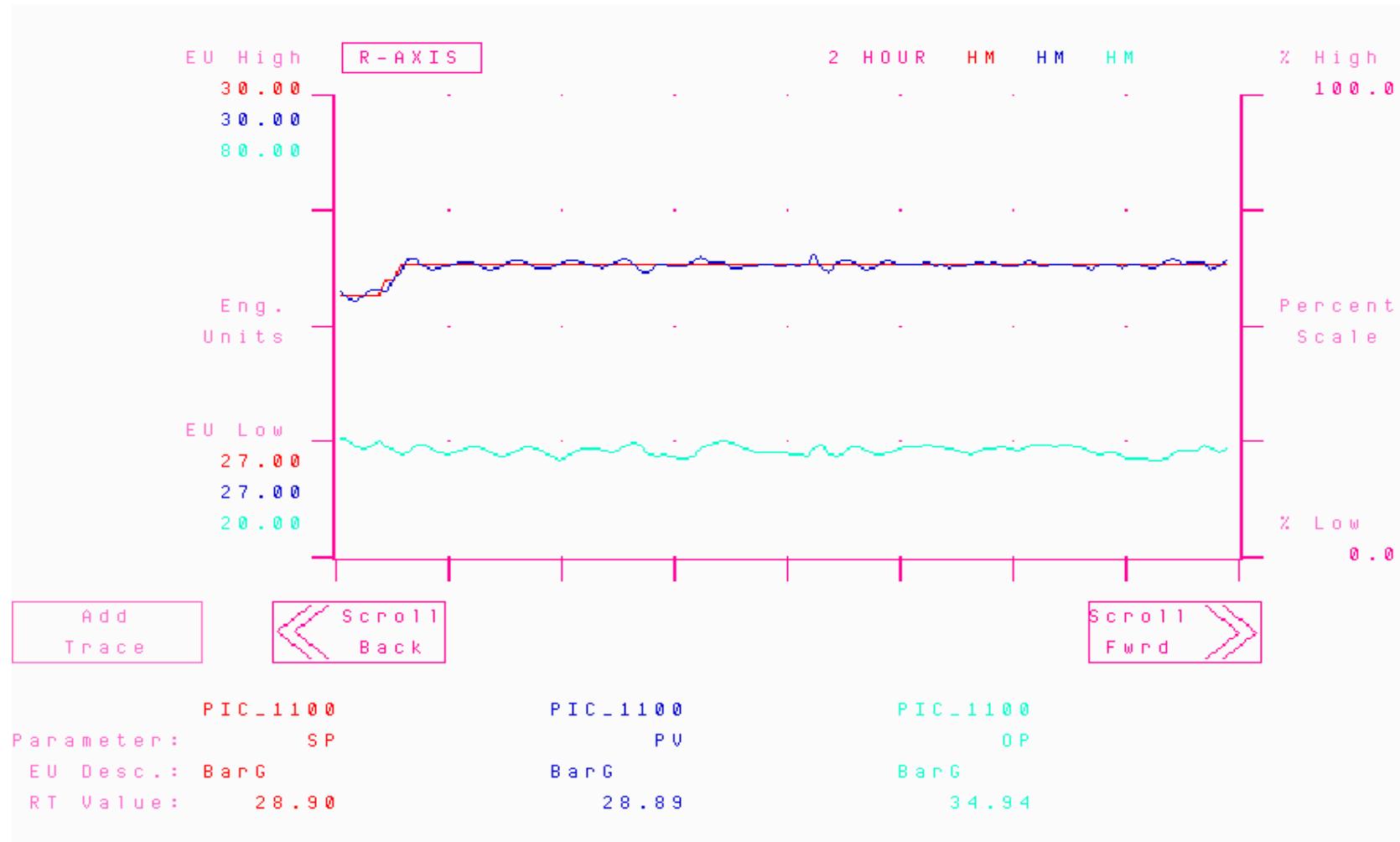


FIGURA 33. Respuesta del lazo sencillo PIC_1100 después de realizar la entonación

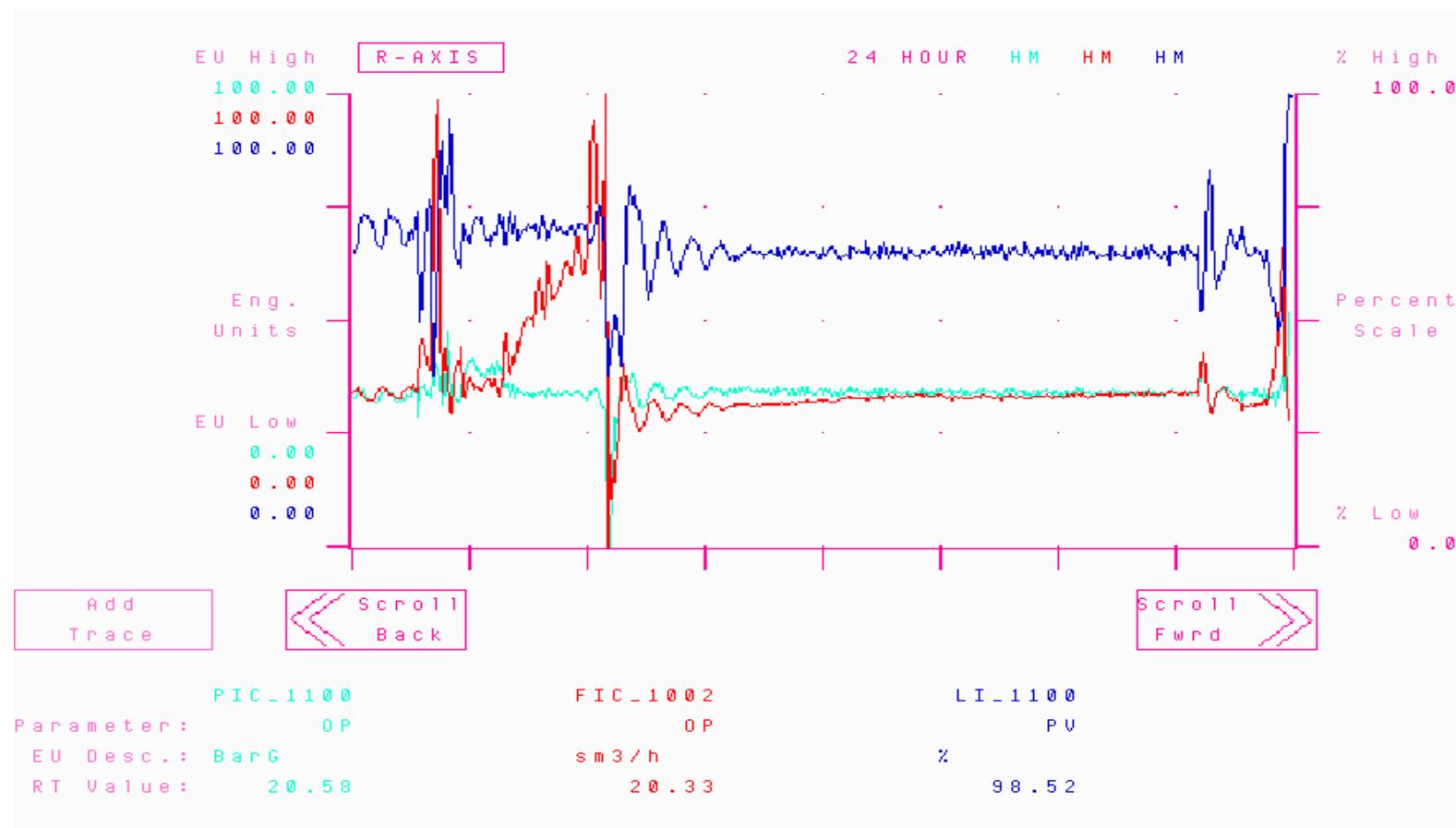


FIGURA 34. Respuesta del PIC_1100 durante la regeneración antes de ser entonado

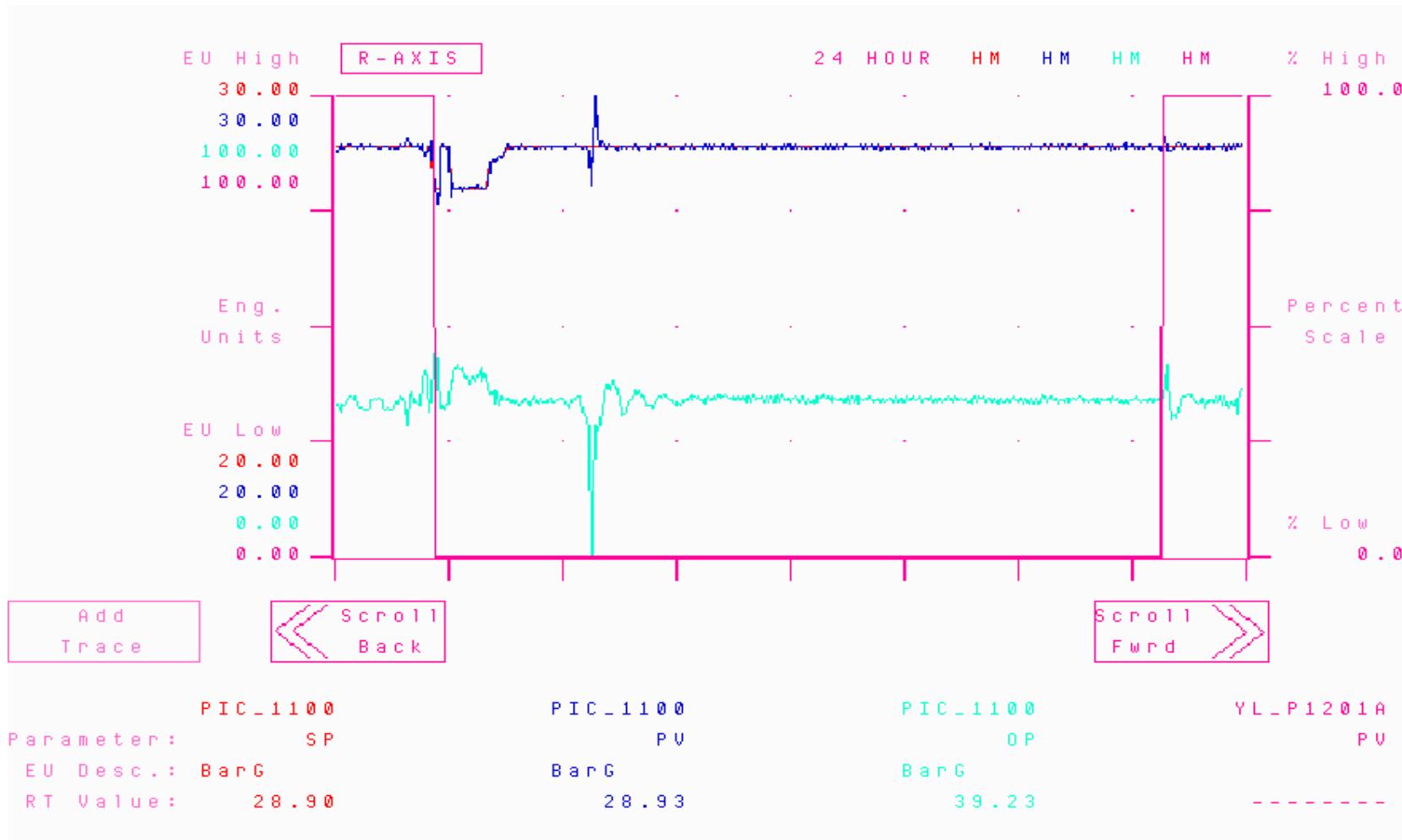


FIGURA 35. Respuesta del PIC_1100 durante la regeneración después de ser entonado



■ FIC_1100

1. PARAMETROS ANTIGUOS:

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
FIC_1100		
	0,10	5,00

TABLA 5. Parámetros Antiguos del FIC_1100

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso en el fondo de la torre de – etanizadora.

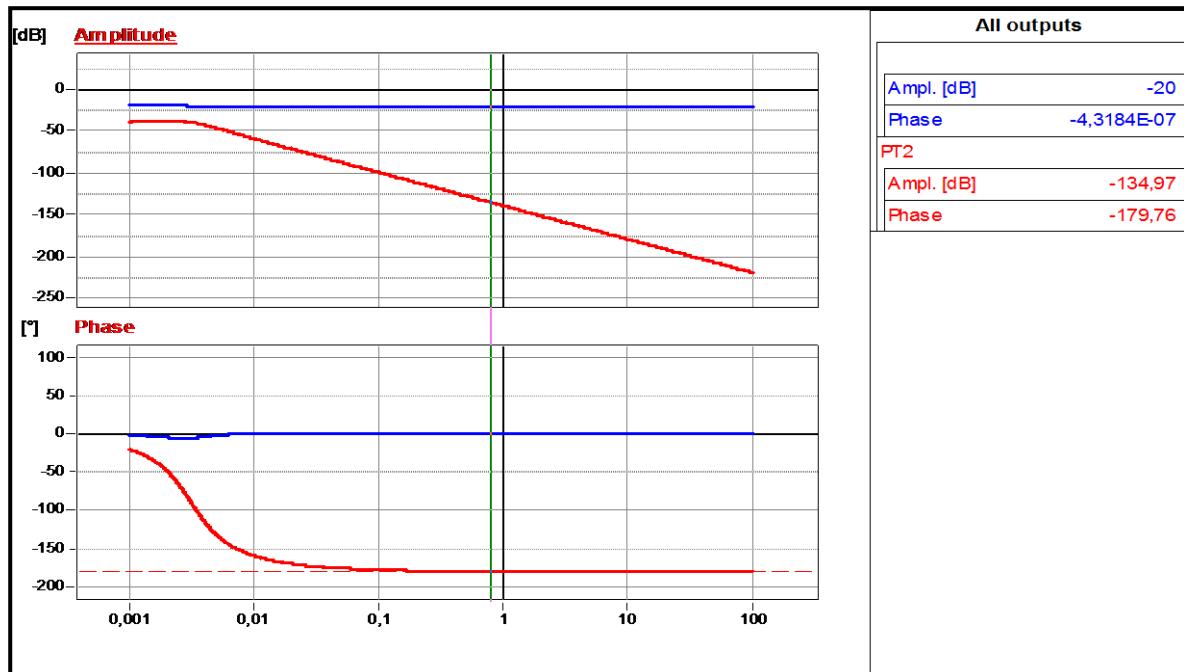
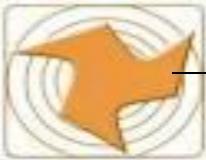


FIGURA 36.Trazas de Bode para el FIC_1100



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO ABIERTO	
CONTROLADOR	METODO
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)
	K _c
FIC_1100	0,16
	T _i
	0,61

TABLA 6. Nuevos Parámetros del FIC_1100

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo abierto

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

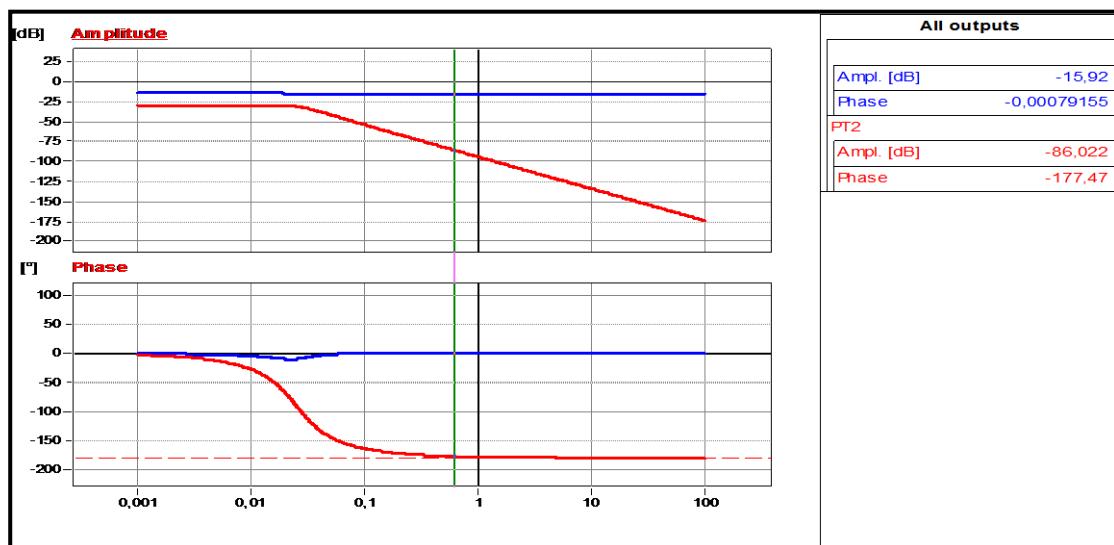


FIGURA 37.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1100



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

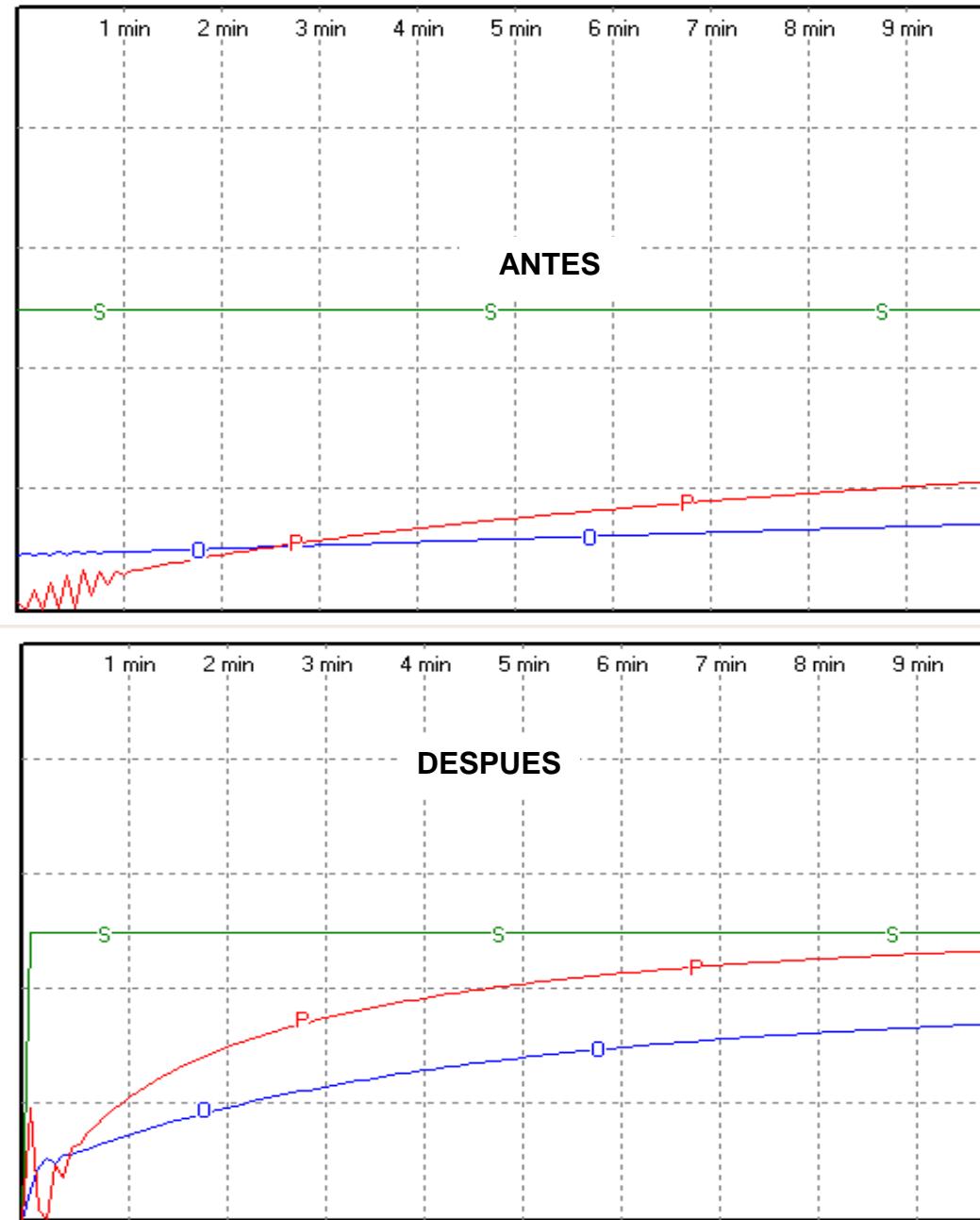


FIGURA 38. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1100 antes y después de realizar la entonación



6. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

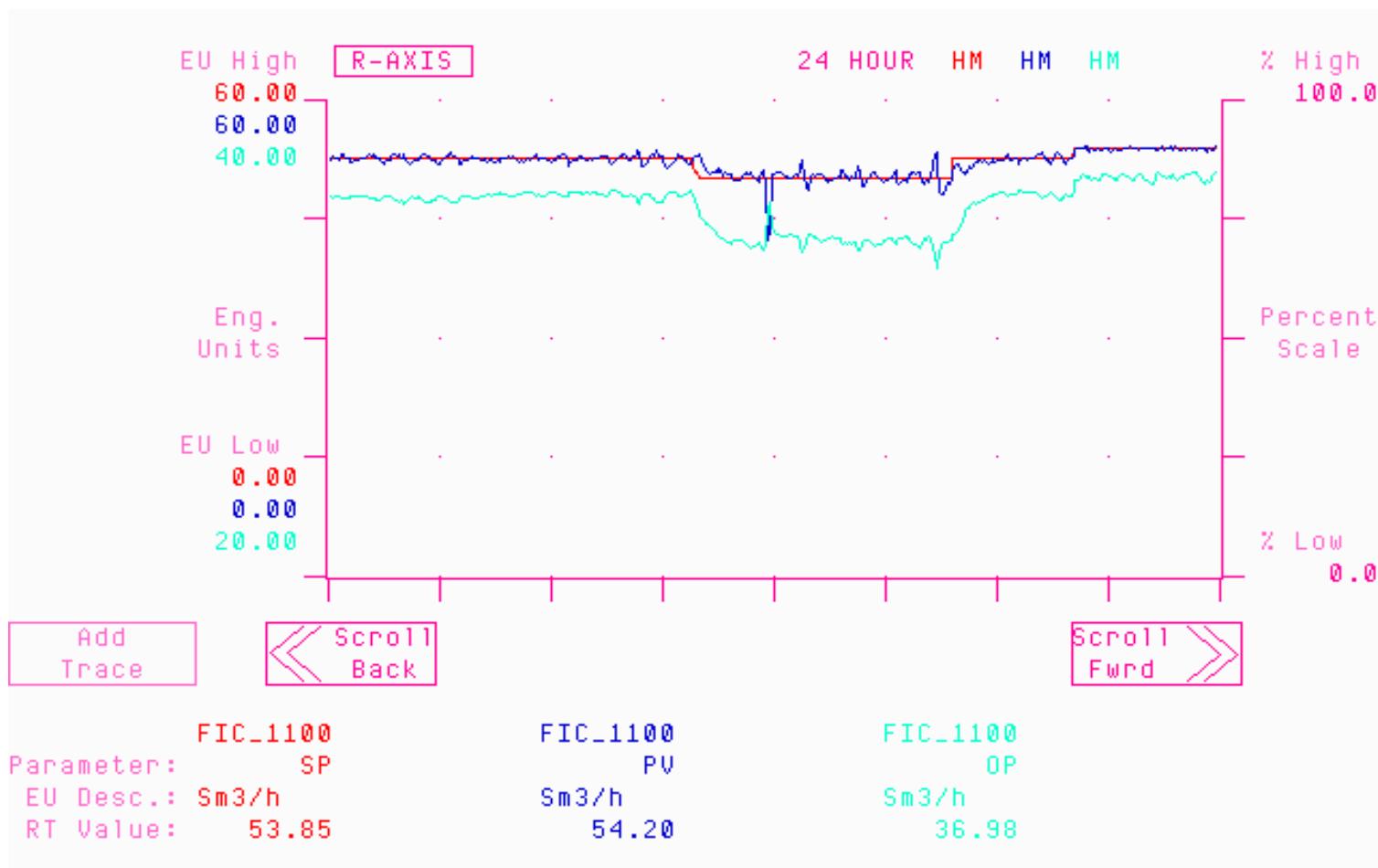


FIGURA 39. Respuesta del lazo sencillo FIC_1100 antes de realizar la entonación

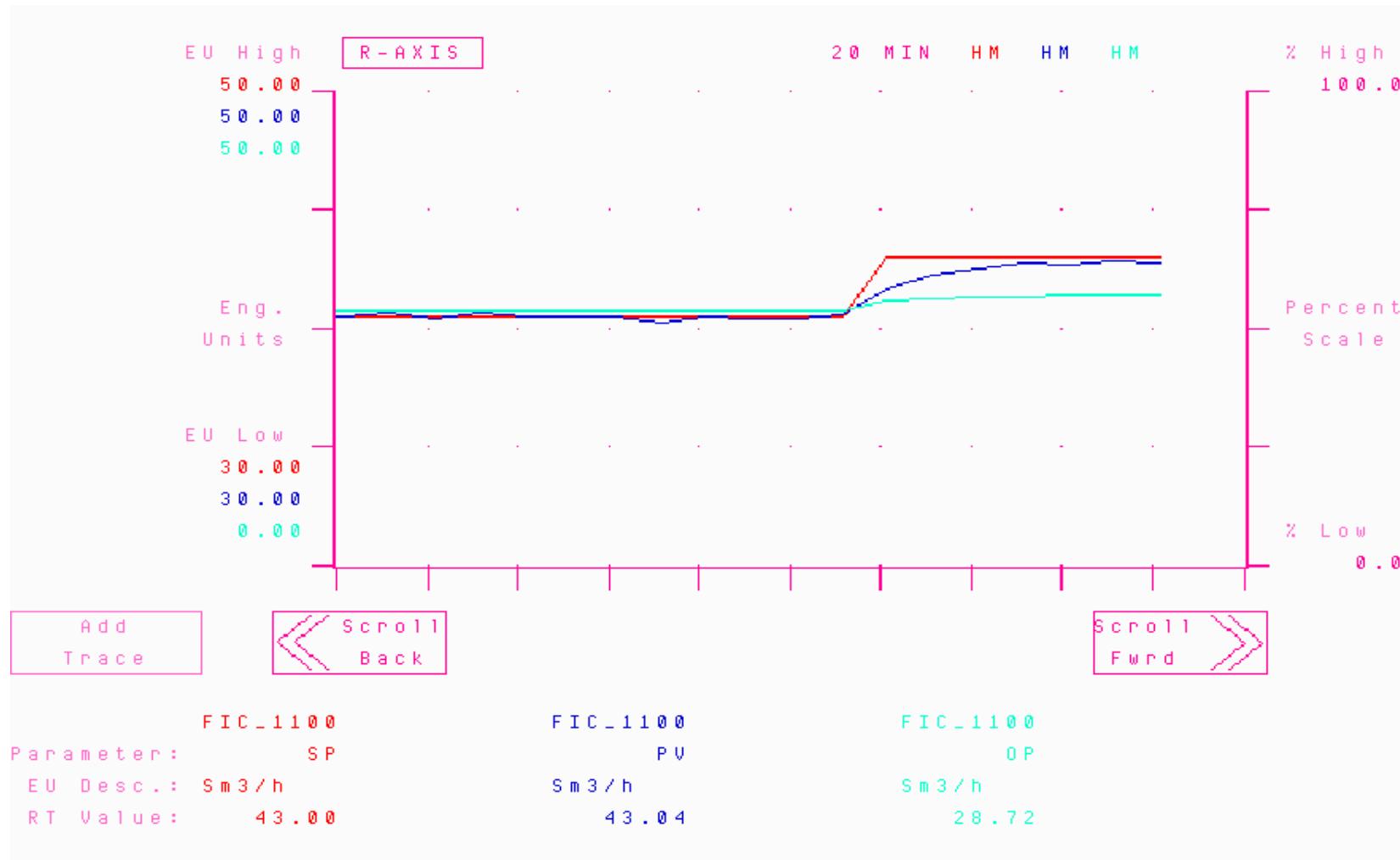


FIGURA 40. Respuesta del lazo sencillo FIC_1100 durante la entonación

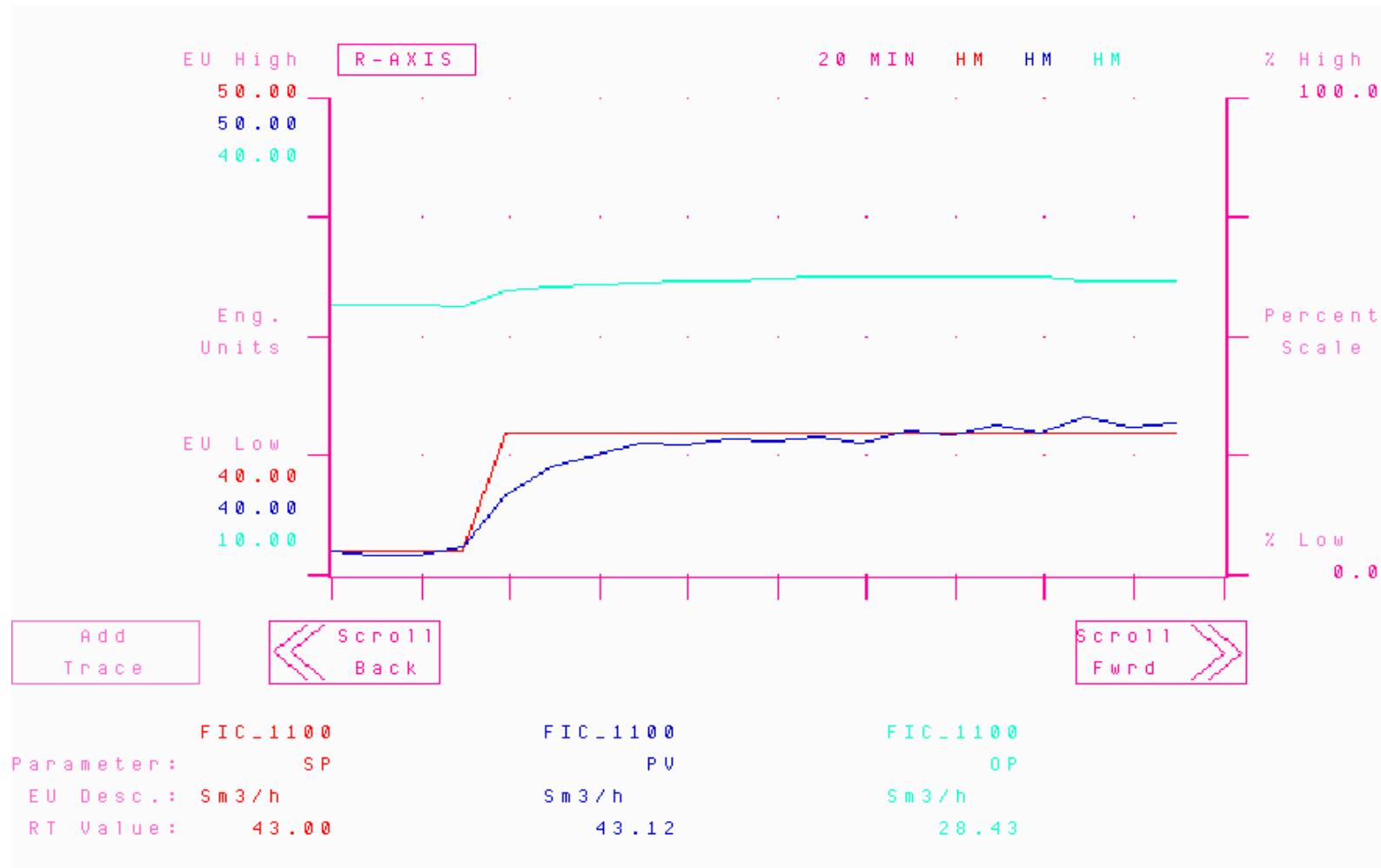


FIGURA 41. Respuesta del FIC_1100 después de realizar la entonación

LIC_1102

1. PARÁMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
LIC_1102	Kc	Ti
	3,00	2,00

TABLA 7. Parámetros Antiguos del LIC_1102

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizó el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso en el tambor de reflujo V_1101.

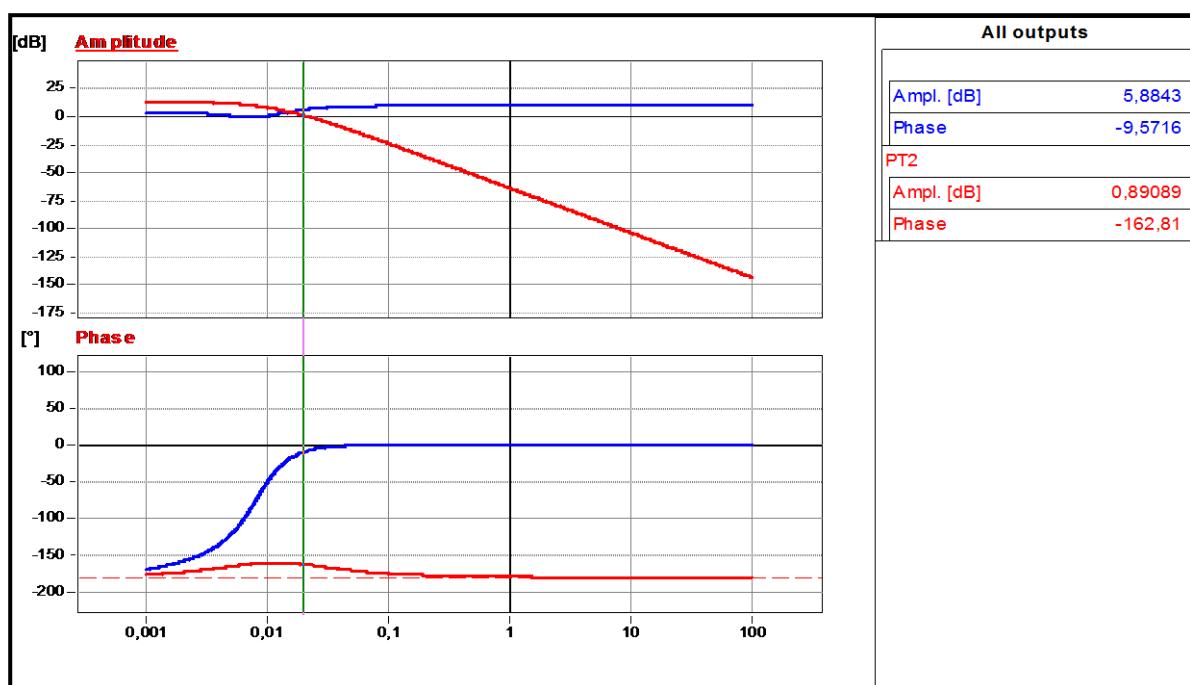
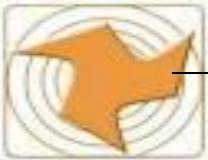


FIGURA 42.Trazas de Bode para el LIC_1102



LAZO CERRADO		
CONTROLADOR	METODO	
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)	
LIC_1102	K _c	T _i
	1,35	1,64

TABLA 8. Nuevos Parámetros del LIC_1102

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo cerrado

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

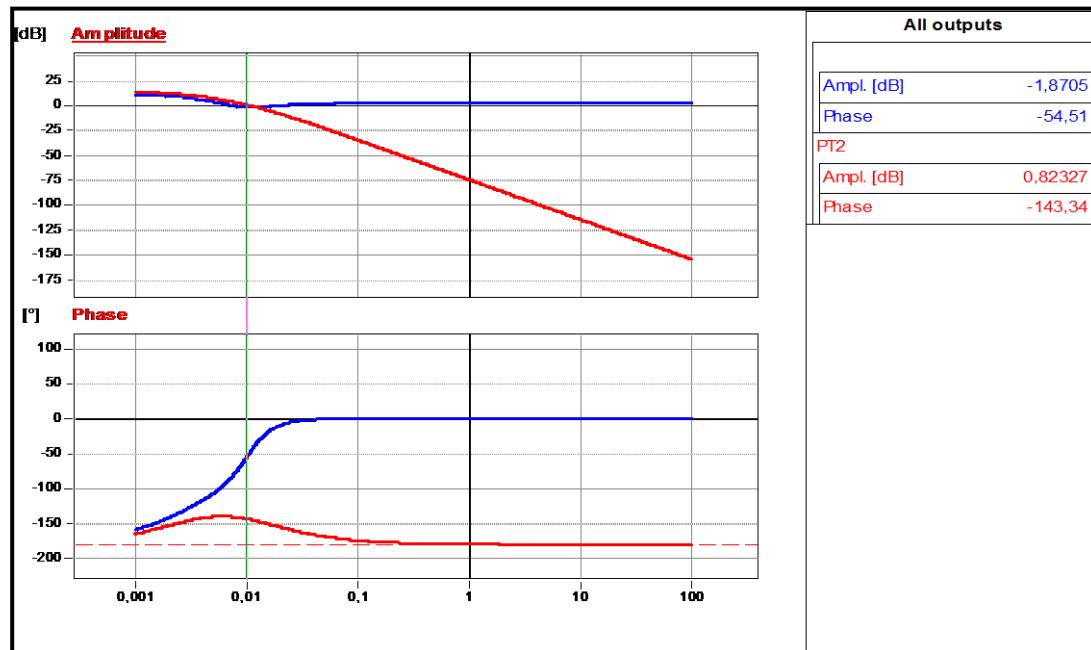
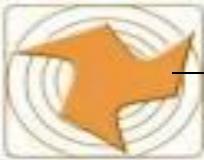


FIGURA 43.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del LIC_1102



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

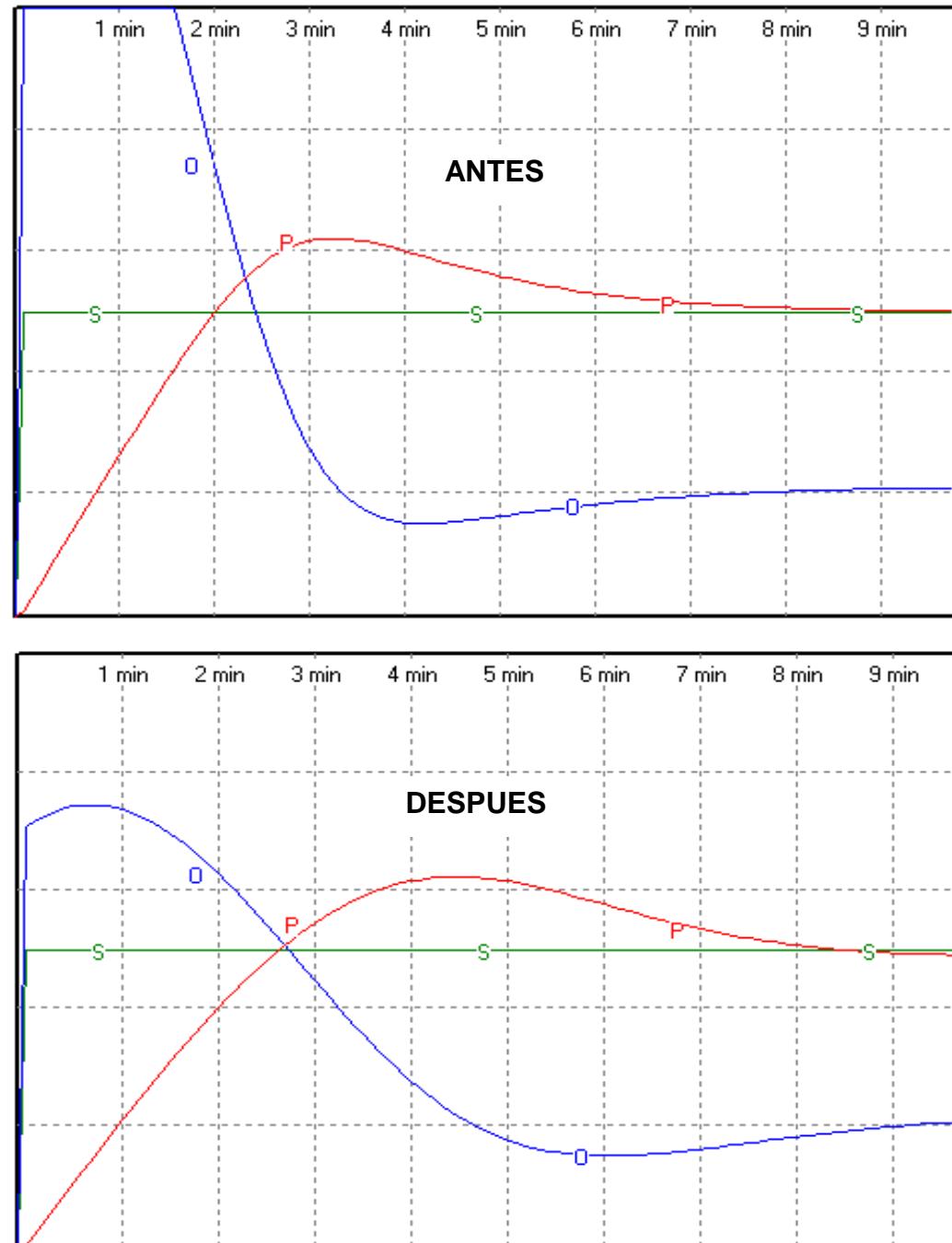


FIGURA 44. Simulación de la respuesta del lazo sencillo LIC_1102 antes y después de realizar la entonación



6. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

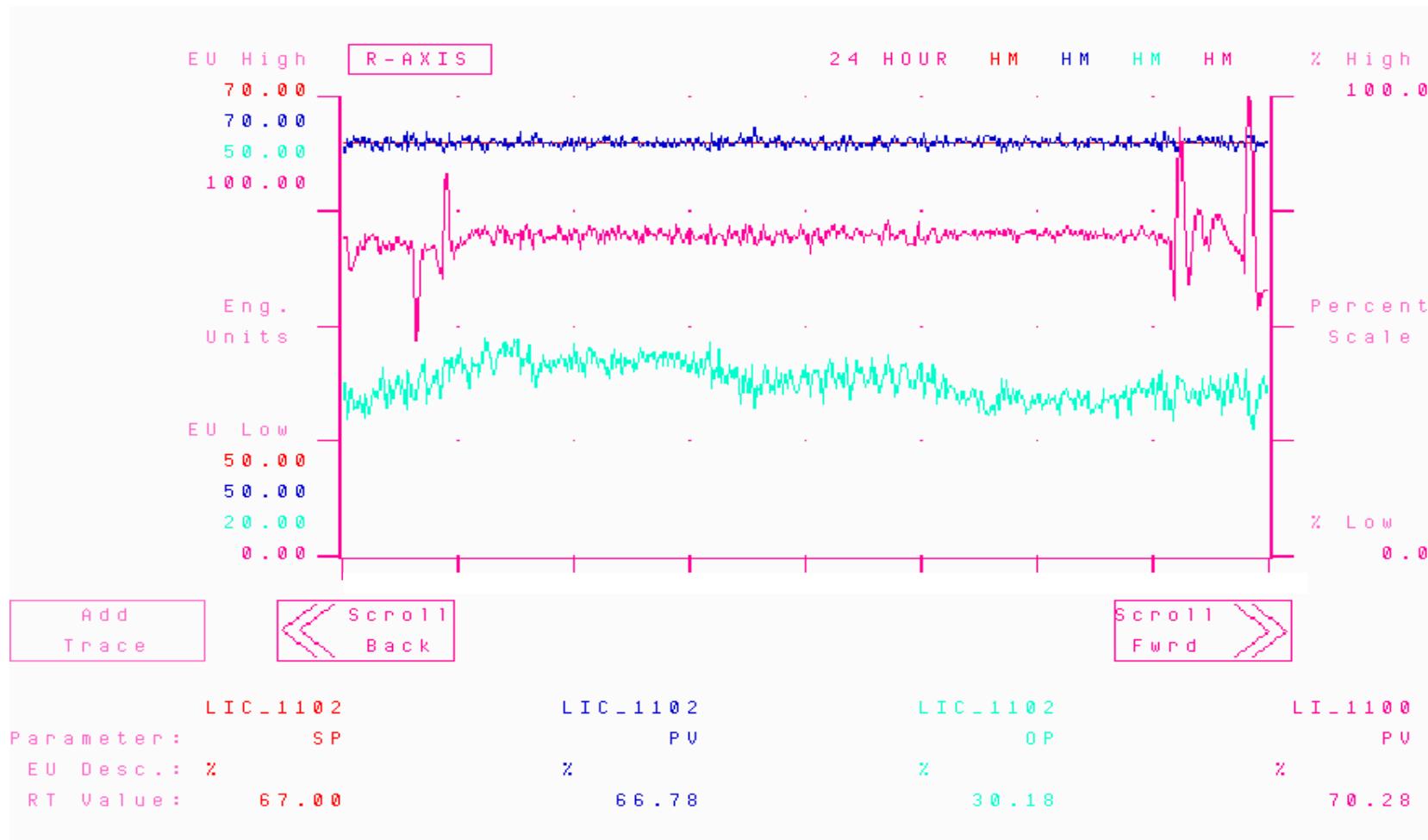


FIGURA 45. Respuesta del lazo sencillo LIC_1102 antes de realizar la entonación

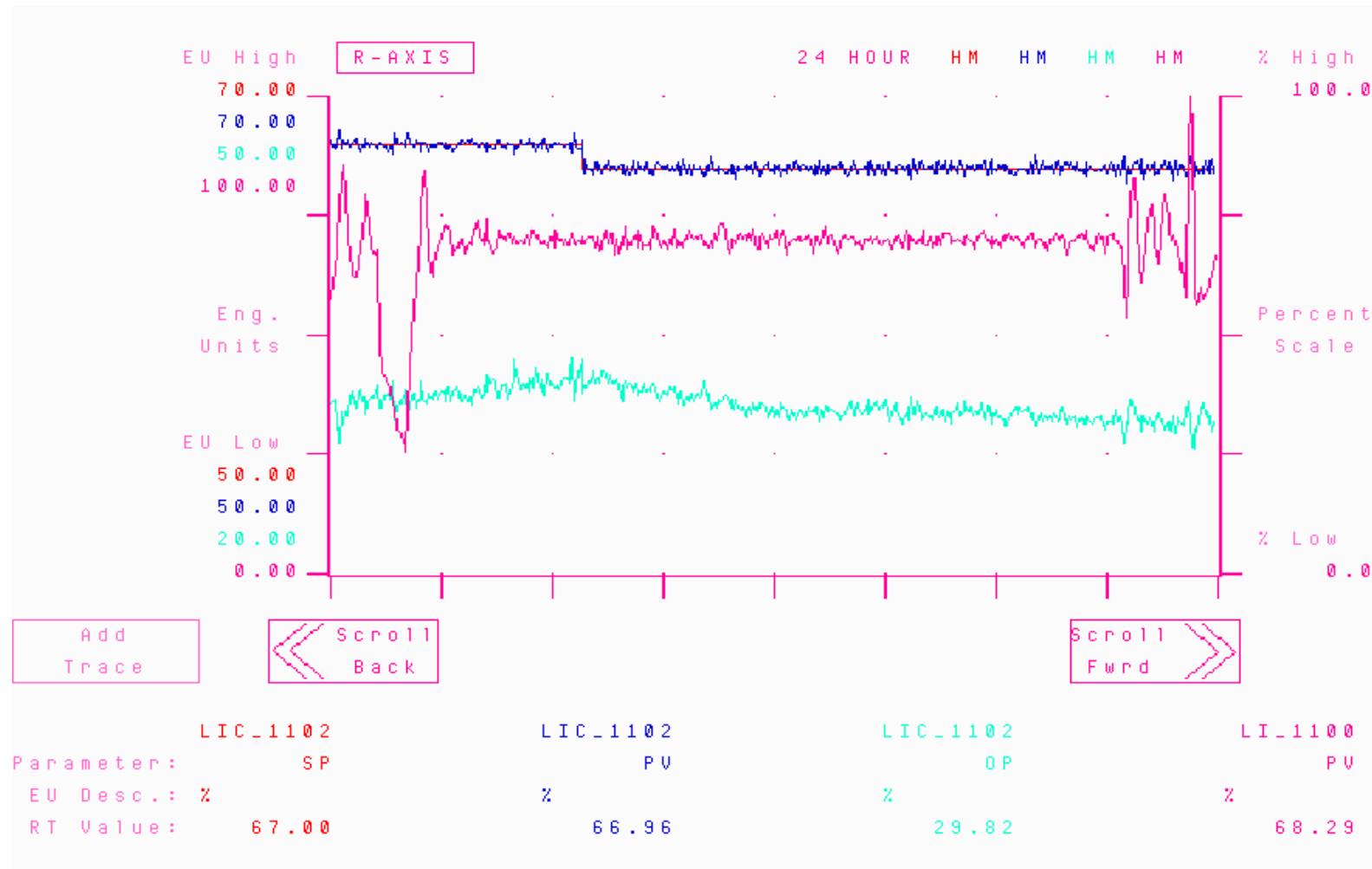


FIGURA 46. Respuesta del lazo sencillo LIC_1102 después de realizar la entonación

■ FIC_1102

1. PARAMETROS ANTIGUOS:

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
FIC_1102		
	0,27	0,42

TABLA 9. Parámetros Antiguos del FIC_1102

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso en el reflujo a la torre de - etanizadora.

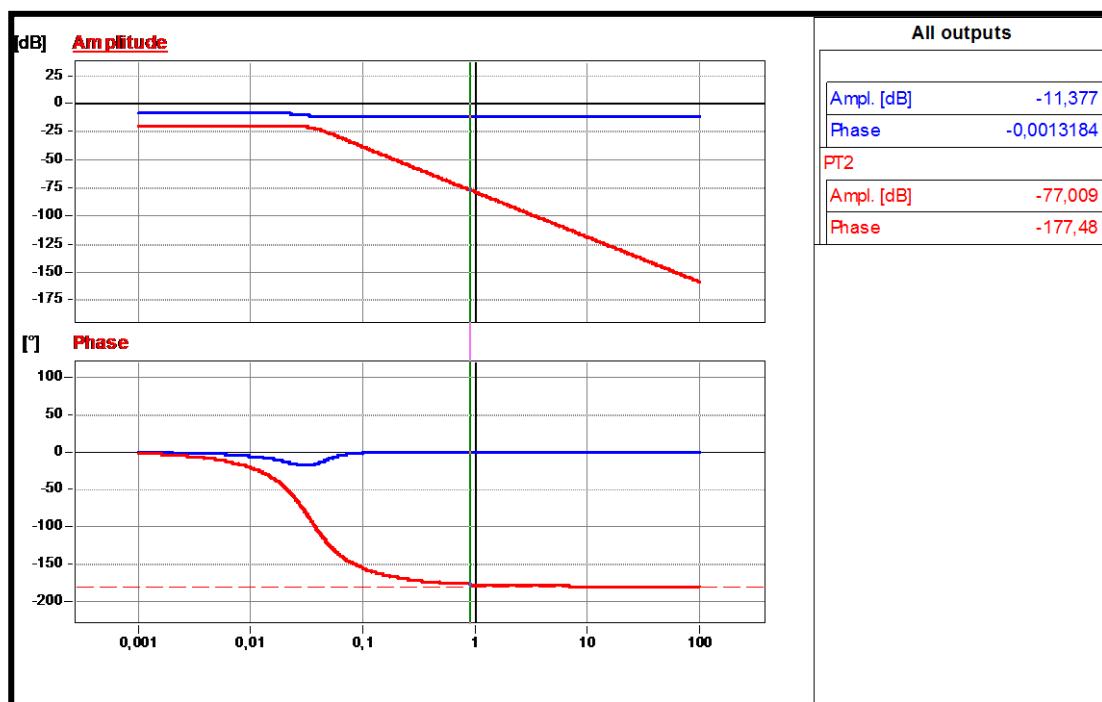
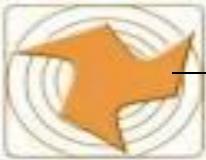


FIGURA 47.Trazas de Bode para el FIC_1102



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO ABIERTO		
CONTROLADOR	METODO	
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)	
	K _c	T _i
FIC_1102	0,32	0,59

TABLA 10. Nuevos Parámetros del FIC_1102

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo abierto

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

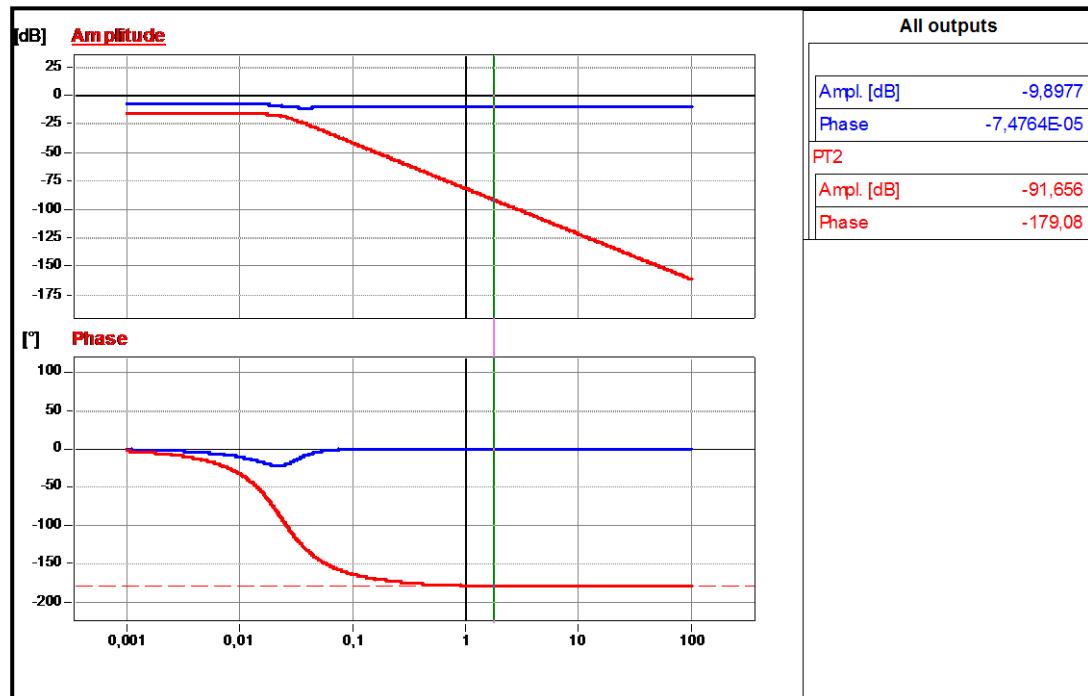
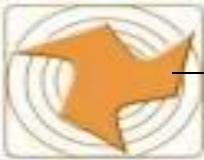


FIGURA 48.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1102



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

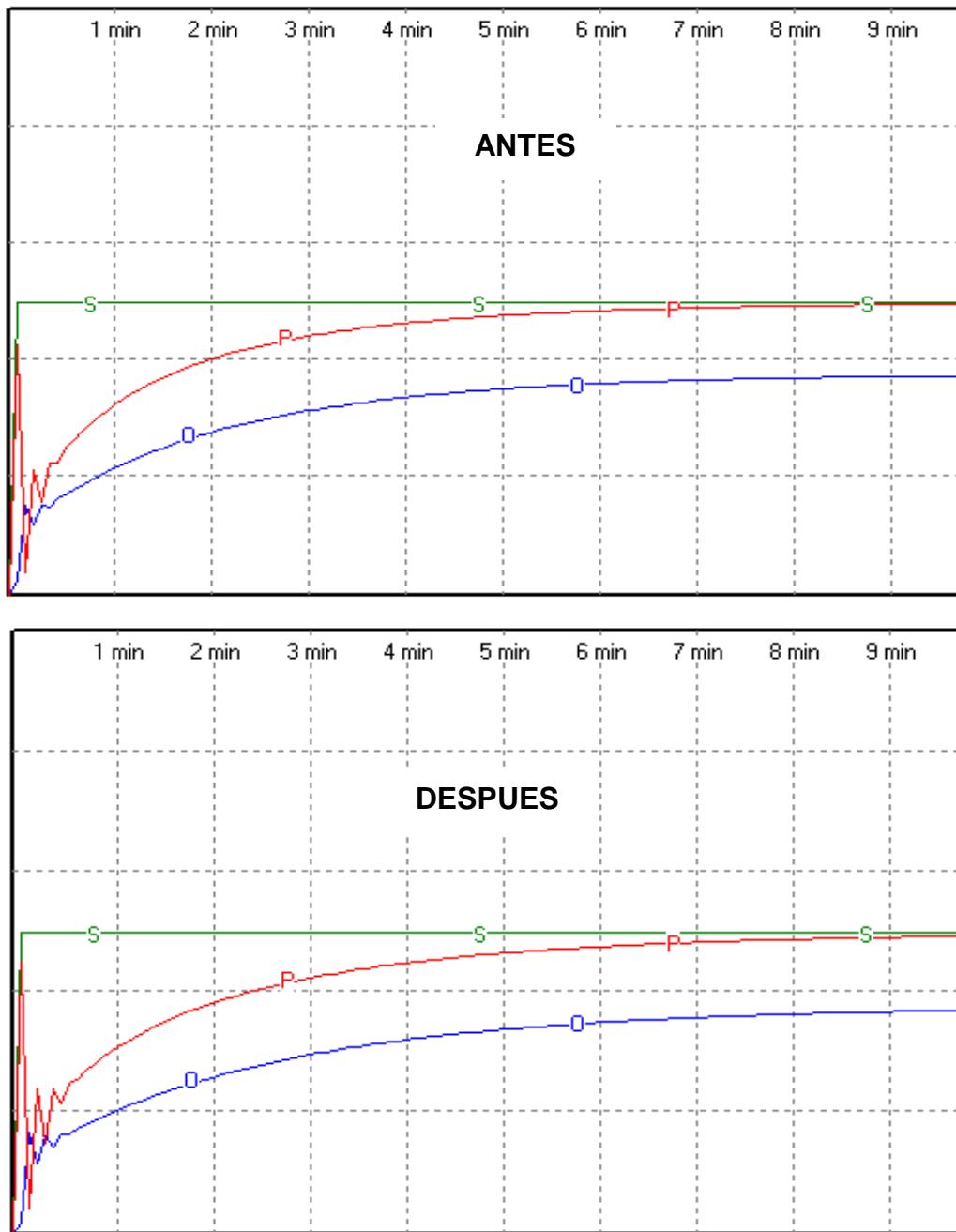


FIGURA 48. Respuesta del lazo sencillo FIC_1102 antes y después de realizar la entonación



6. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

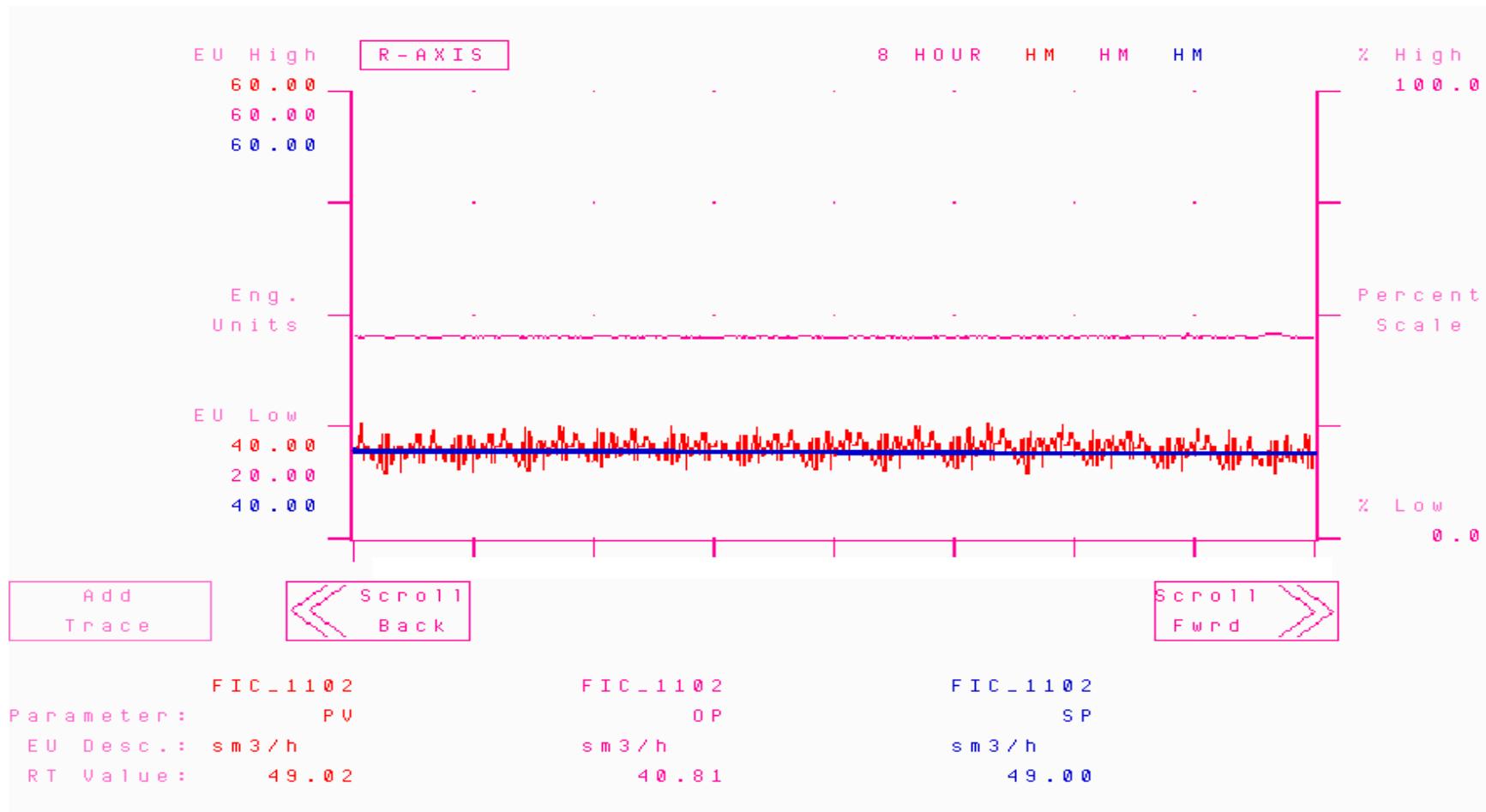


FIGURA 49. Respuesta del lazo sencillo FIC_1102 antes de realizar la entonación

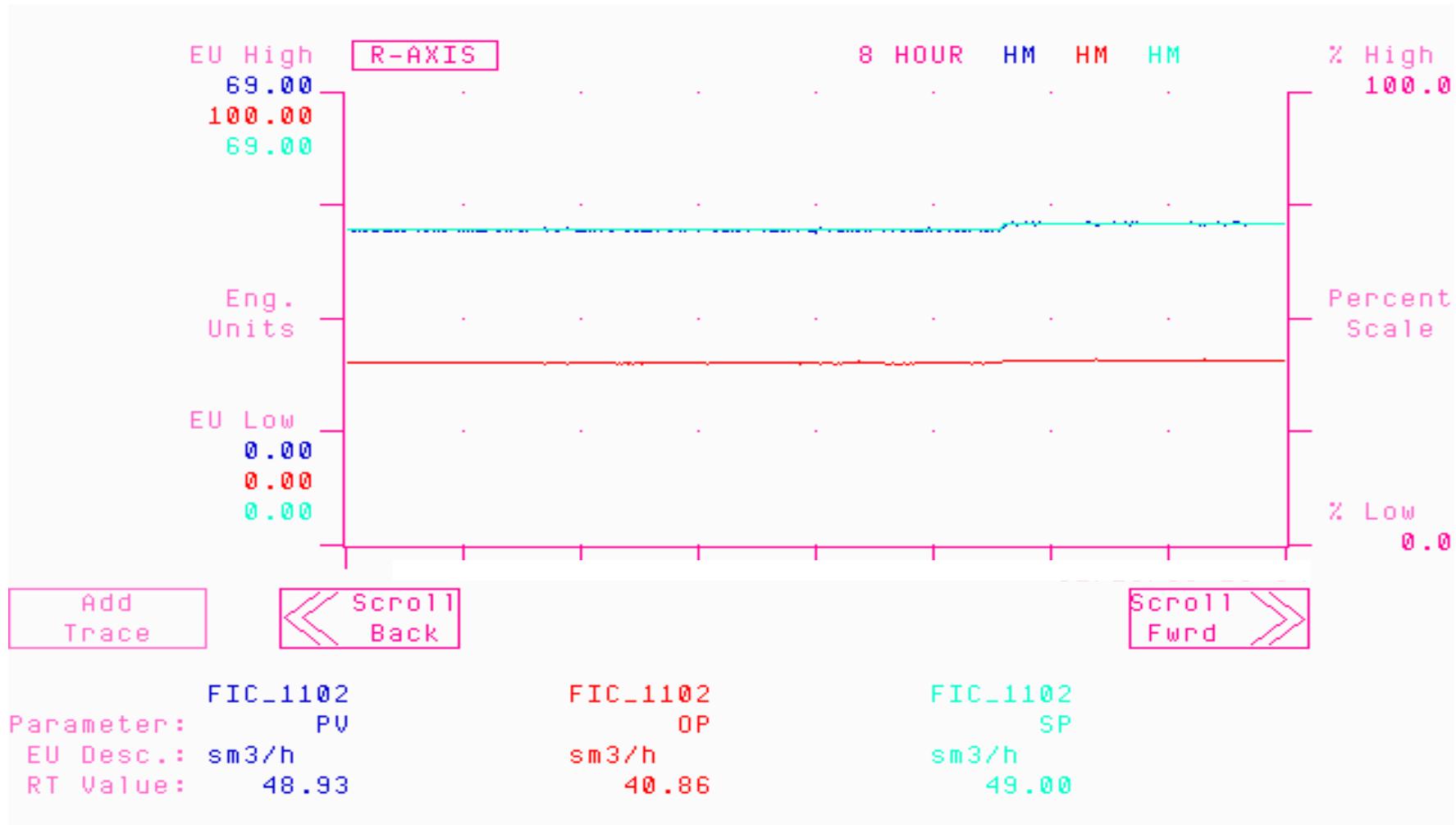


FIGURA 50. Respuesta del lazo sencillo FIC_1102 después de realizar la entonación

LIC_4001

1. PARÁMETROS ANTIGUOS:

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
LIC_4001		
	2,00	2,50

TABLA 11. Parámetros Antiguos del LIC_4001

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso en el nivel del tanque de almacenamiento de vapor y condensado.

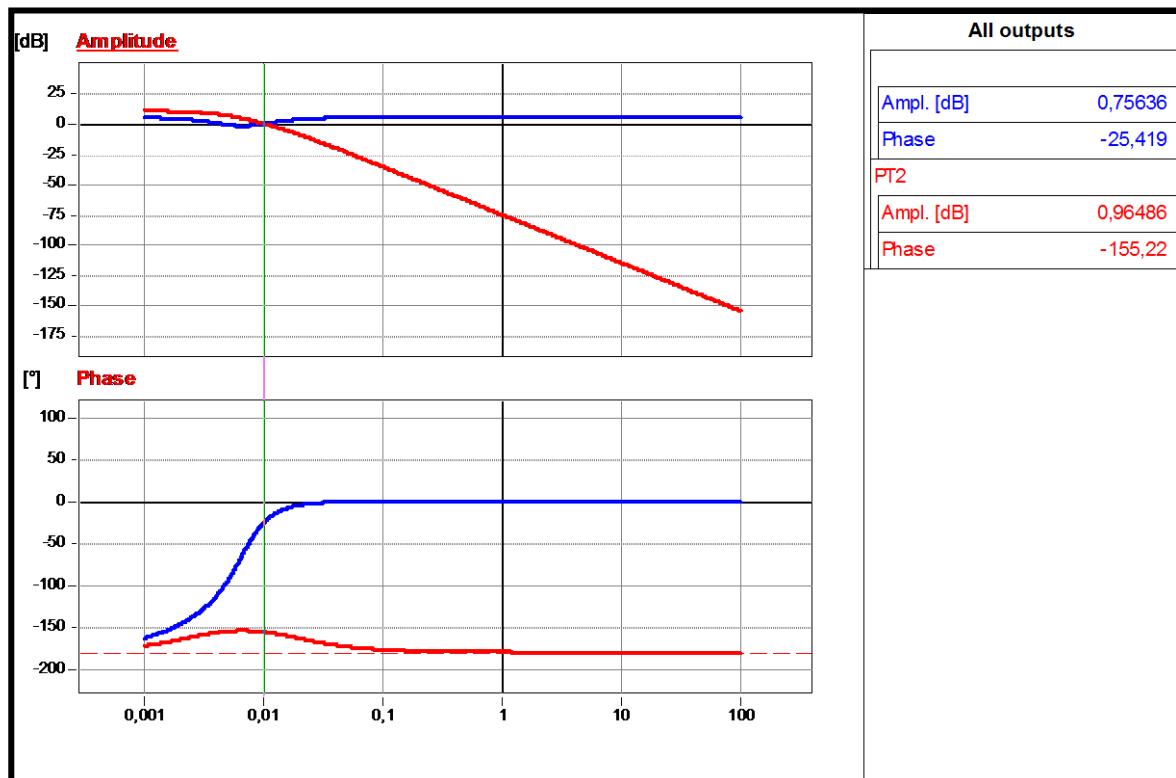
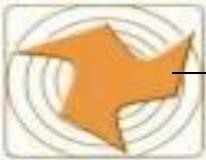


FIGURA 51.Trazas de Bode para el LIC_4001



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO CERRADO	
CONTROLADOR	METODO
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)
LIC_4001	K _c
	0,90
	T _i
	2,05

TABLA 12. Nuevos Parámetros del LIC_4001

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo cerrado

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

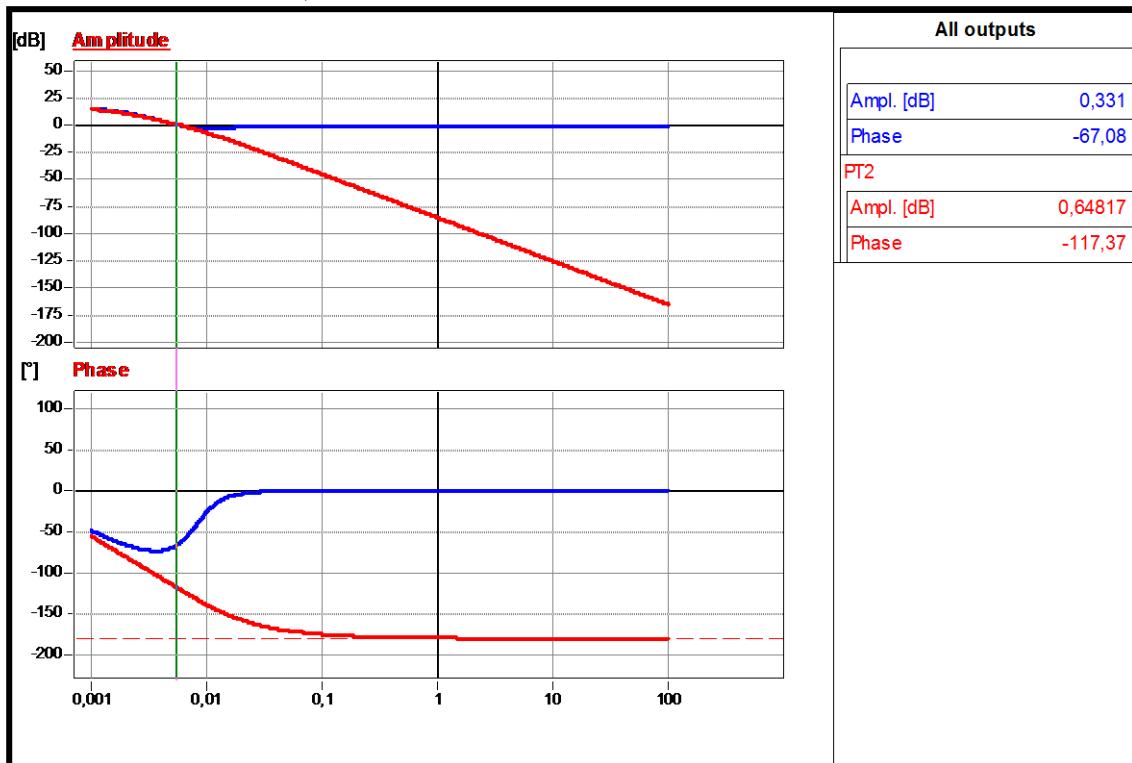
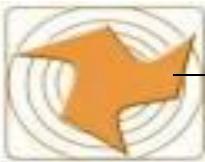


FIGURA 52.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del LIC_4001



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

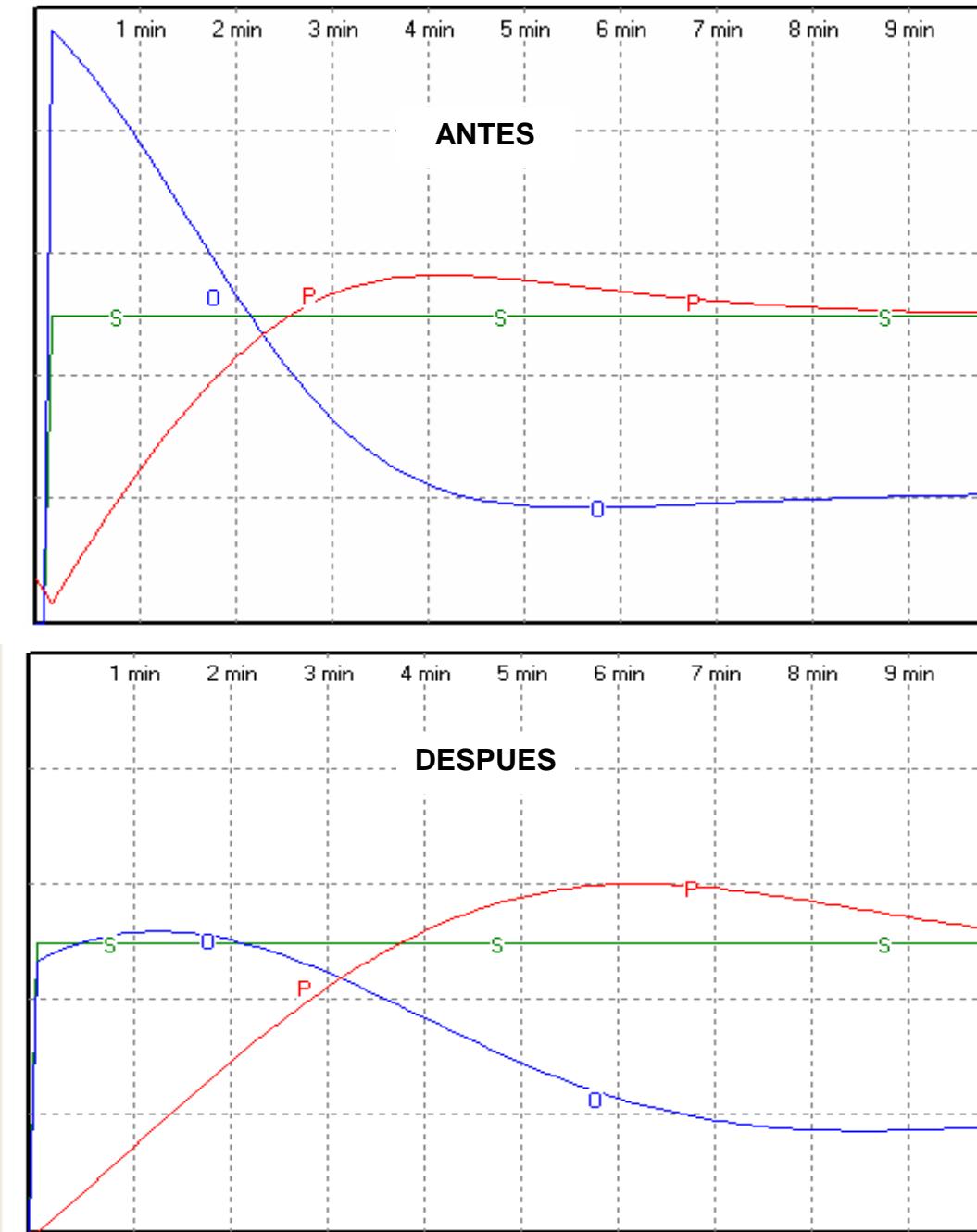


FIGURA 53. Simulación de la respuesta del lazo sencillo LIC_4001 antes y después de realizar la entonación

6. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

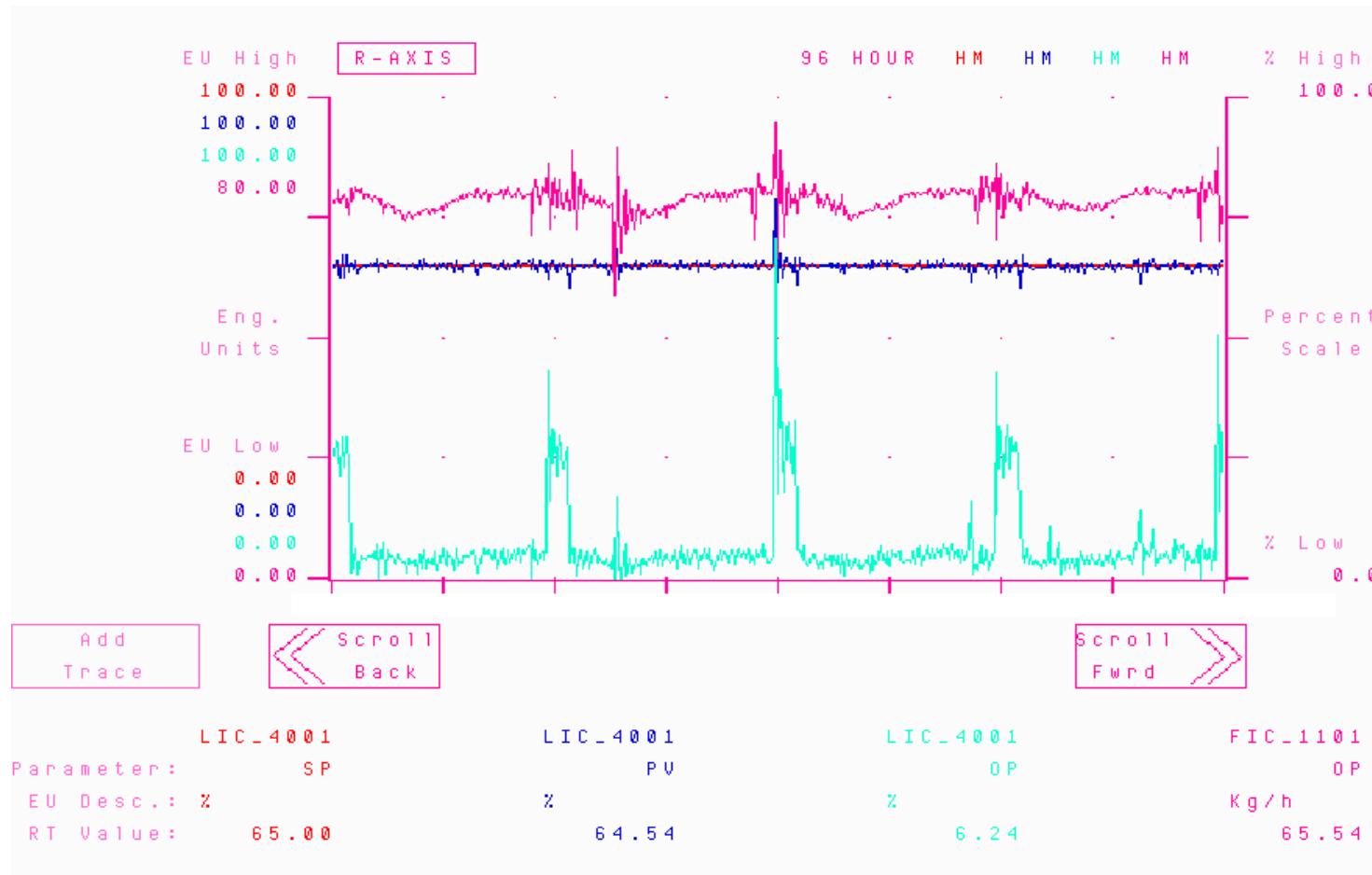


FIGURA 54. Respuesta del lazo sencillo LIC_4001 antes de realizar la entonación

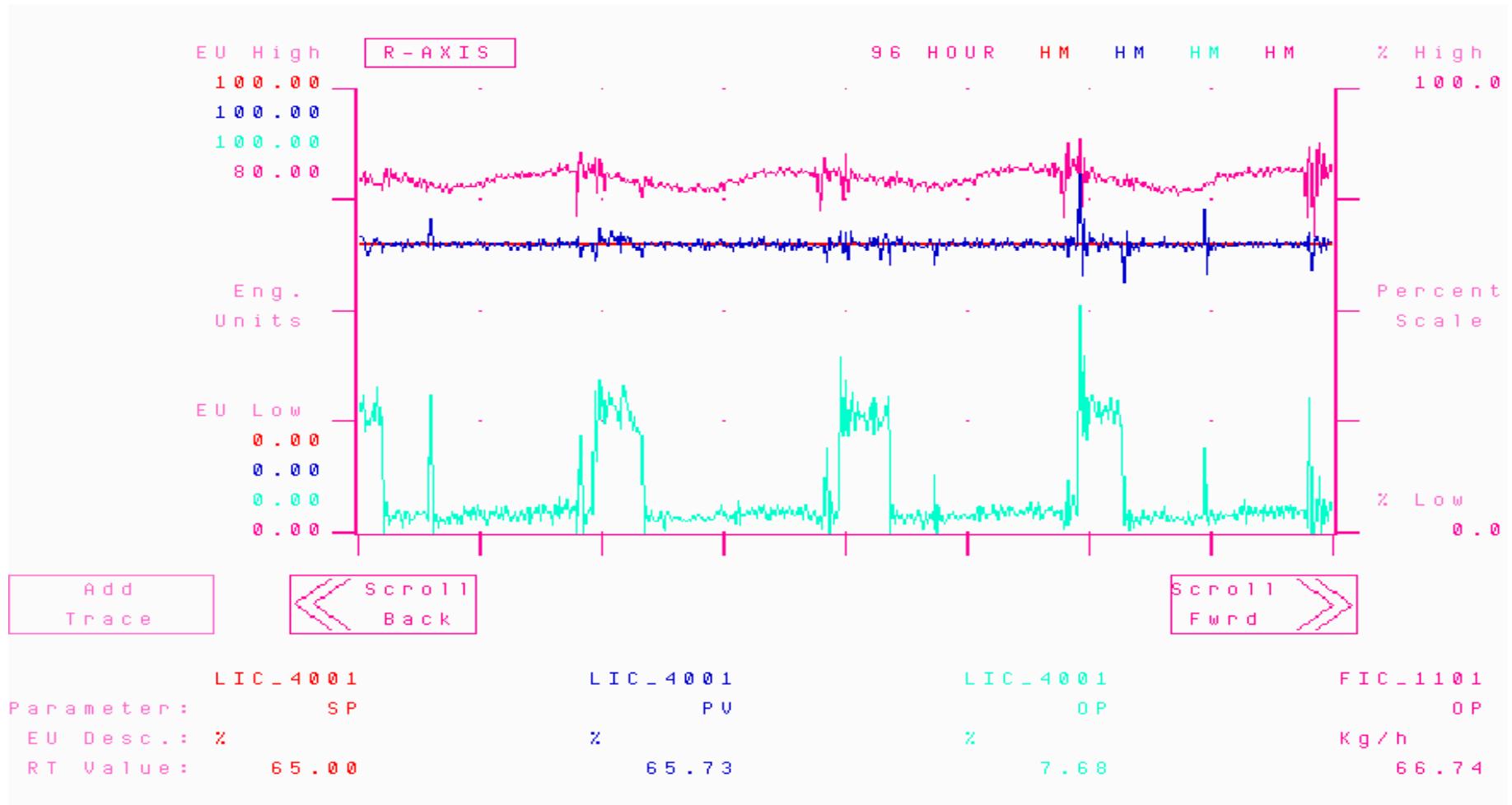


FIGURA 55. Respuesta del lazo sencillo LIC_4001 después de realizar la entonación

SECCION # 2. SPLITTER Y COMPRESOR

■ PIC_2307

1. PARAMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
PIC_2307		
	3,13	0,60

TABLA 13. Parámetros Antiguos del PIC_2307

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso con respecto al flujo de alimentación a la C_2302.

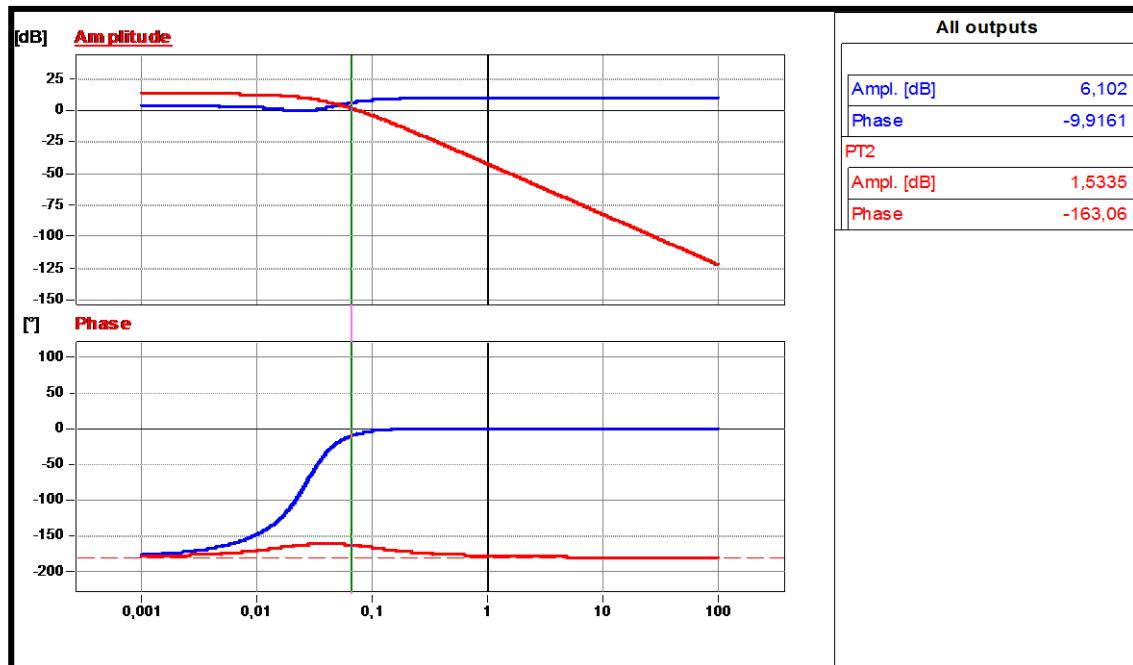
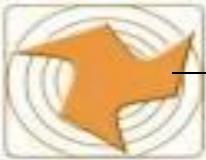


FIGURA 56.Trazas de Bode para el PIC_2307



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO CERRADO		
CONTROLADOR	METODO	
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)	
	K _c	T _i
PIC_2307	0,63	0,49

TABLA 14. Nuevos Parámetros del PIC_2307

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo cerrado

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

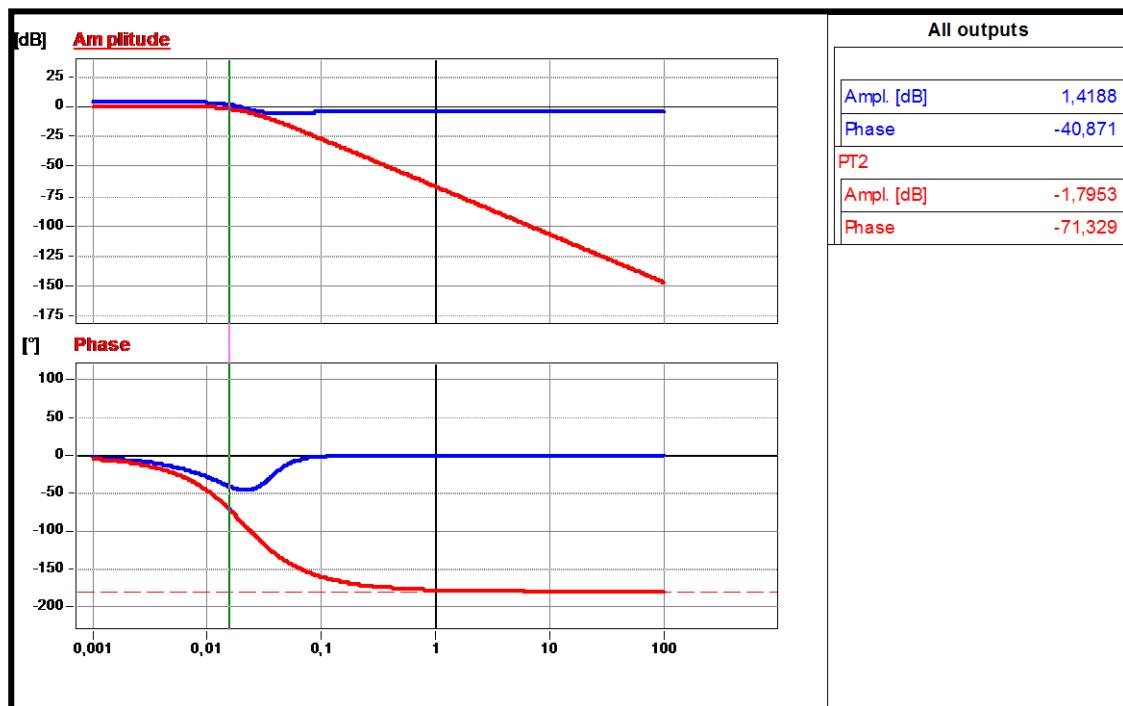
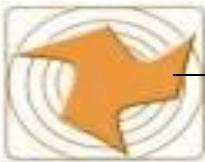


FIGURA 57.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del PIC_2307



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

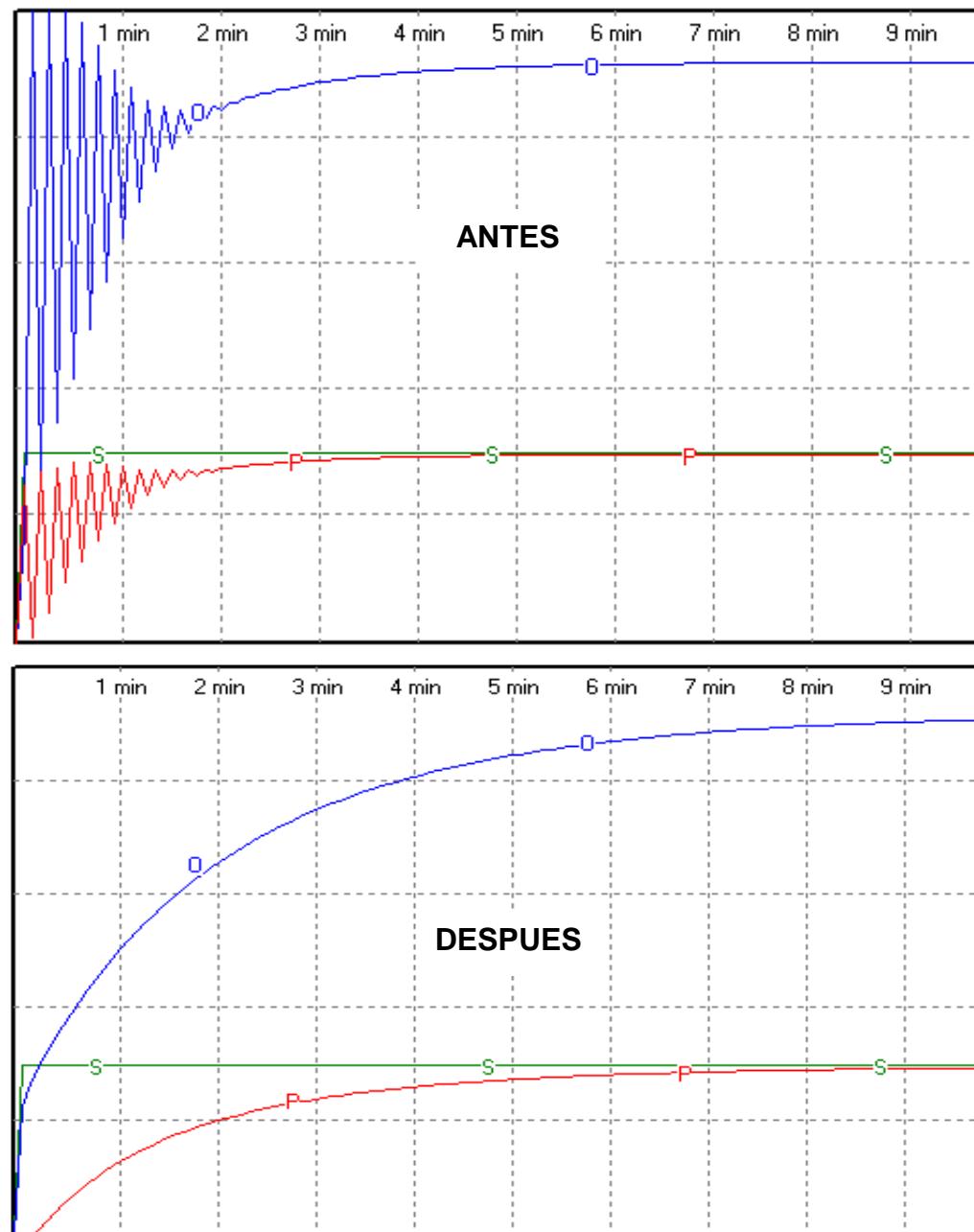


FIGURA 58. Simulación de la respuesta del lazo sencillo PIC_2307 antes y después de realizar la entonación



6. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

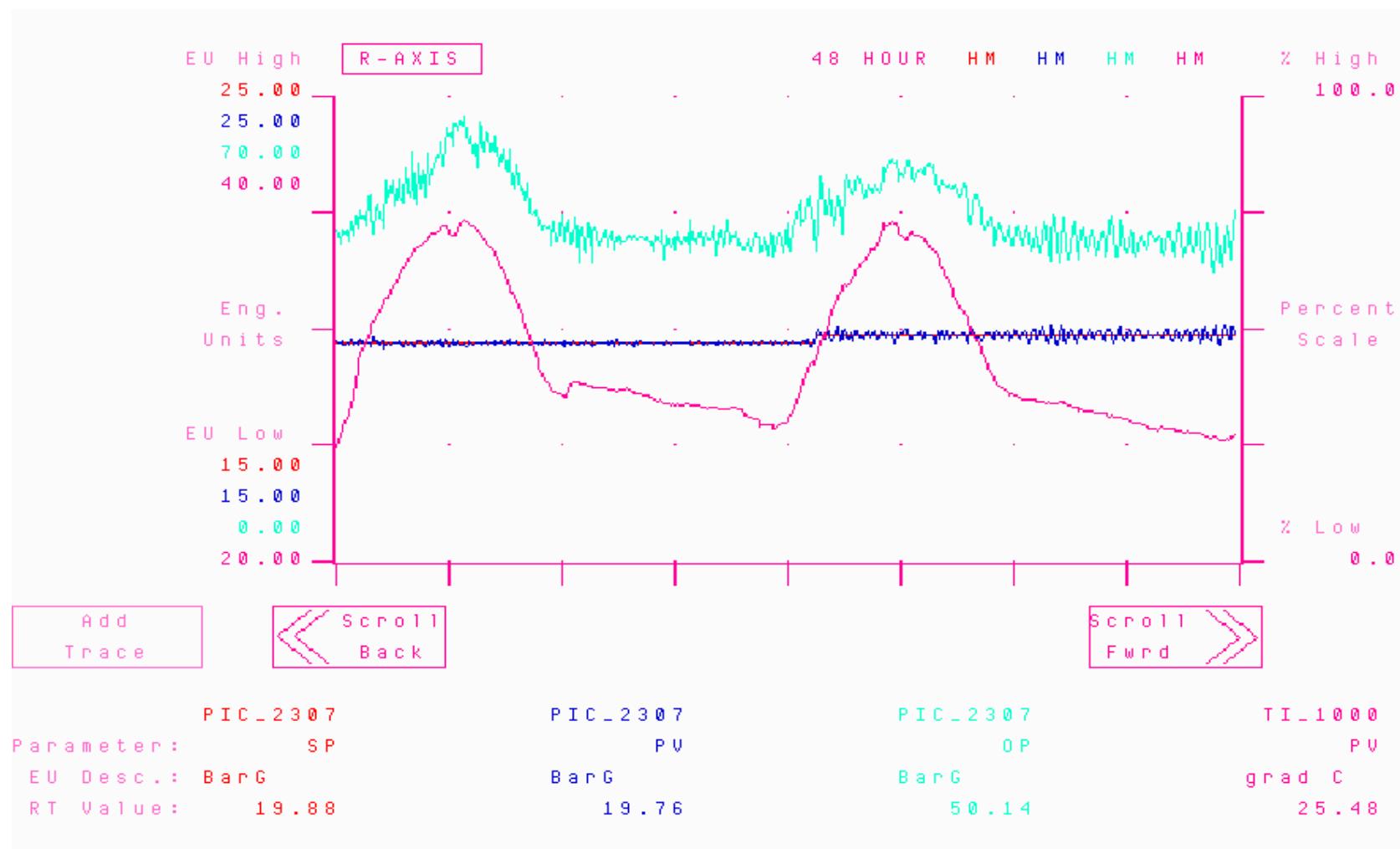


FIGURA 59. Respuesta del lazo sencillo PIC_2307 antes de realizar la entonación

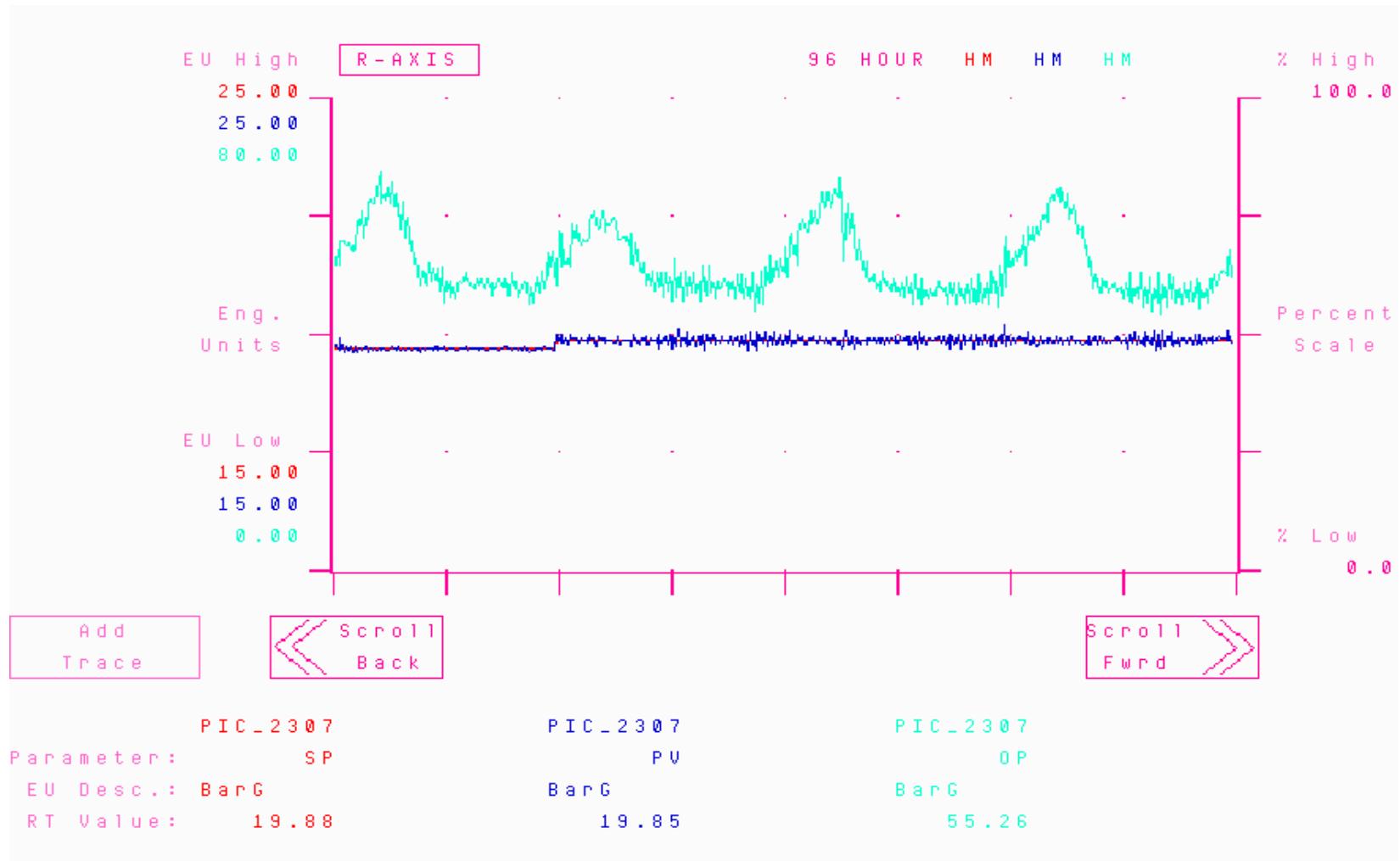


FIGURA 60. Respuesta del lazo sencillo PIC_2307 después de realizar la entonación

SECCION # 3. REFLUJO

- FIC_2307
 1. PARÁMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
FIC_2307		
	0.30	0.10

TABLA 15. Parámetros Antiguos del FIC_2307

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso con respecto a la presión del compresor del proceso.

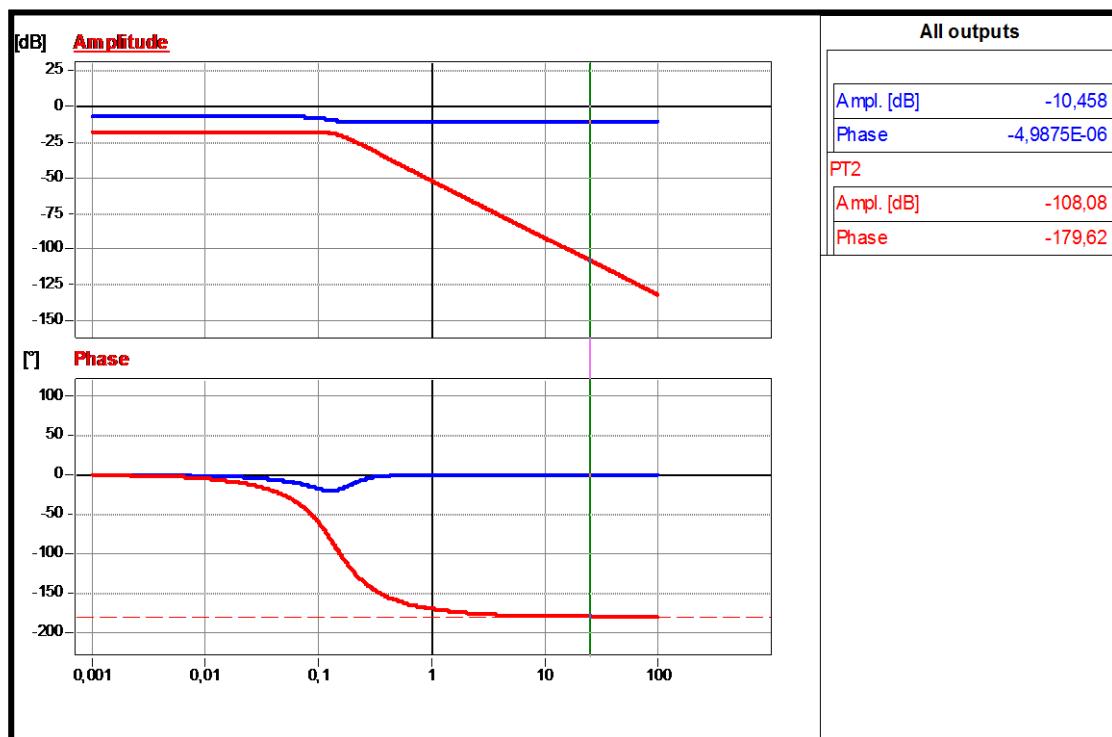
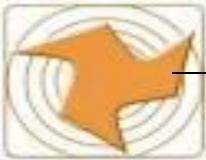


FIGURA 61. Trazas de Bode para el FIC_2307



LAZO ABIERTO	
CONTROLADOR	MÉTODO
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)
FIC_2307	
	K _c
	0.11
	T _i
	0.33

TABLA 16. Nuevos Parámetros del FIC_2307

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo abierto

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARÁMETROS:

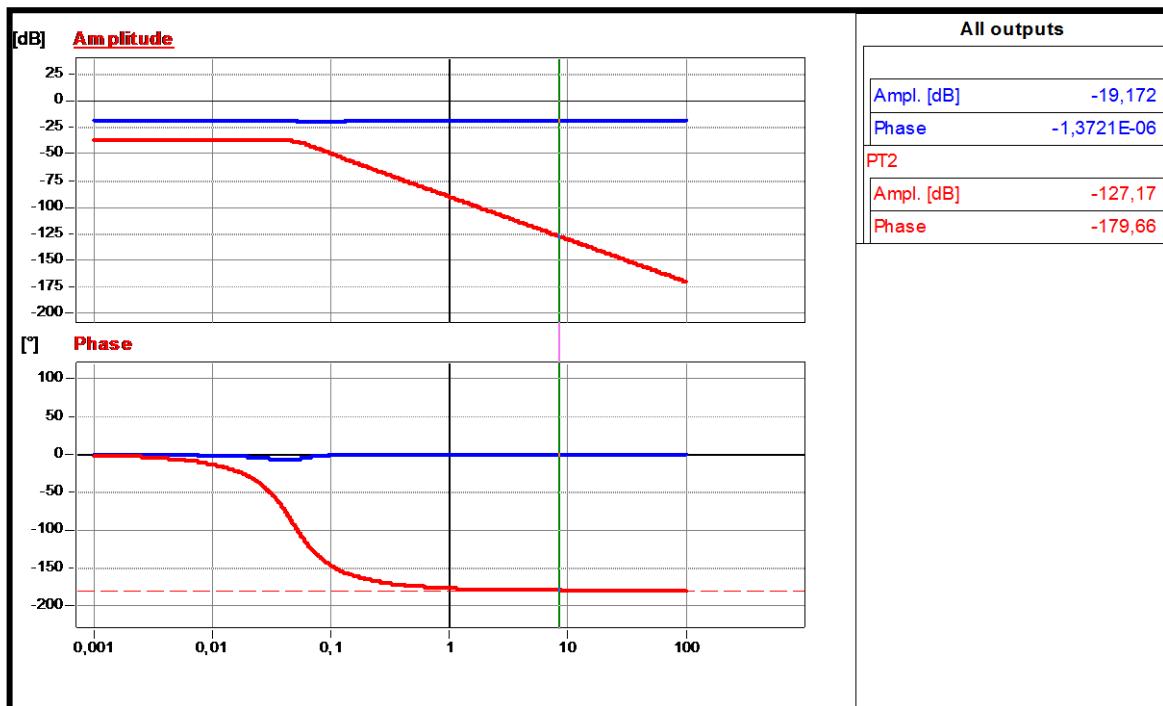
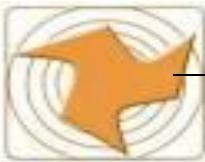


FIGURA 62.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_2307



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

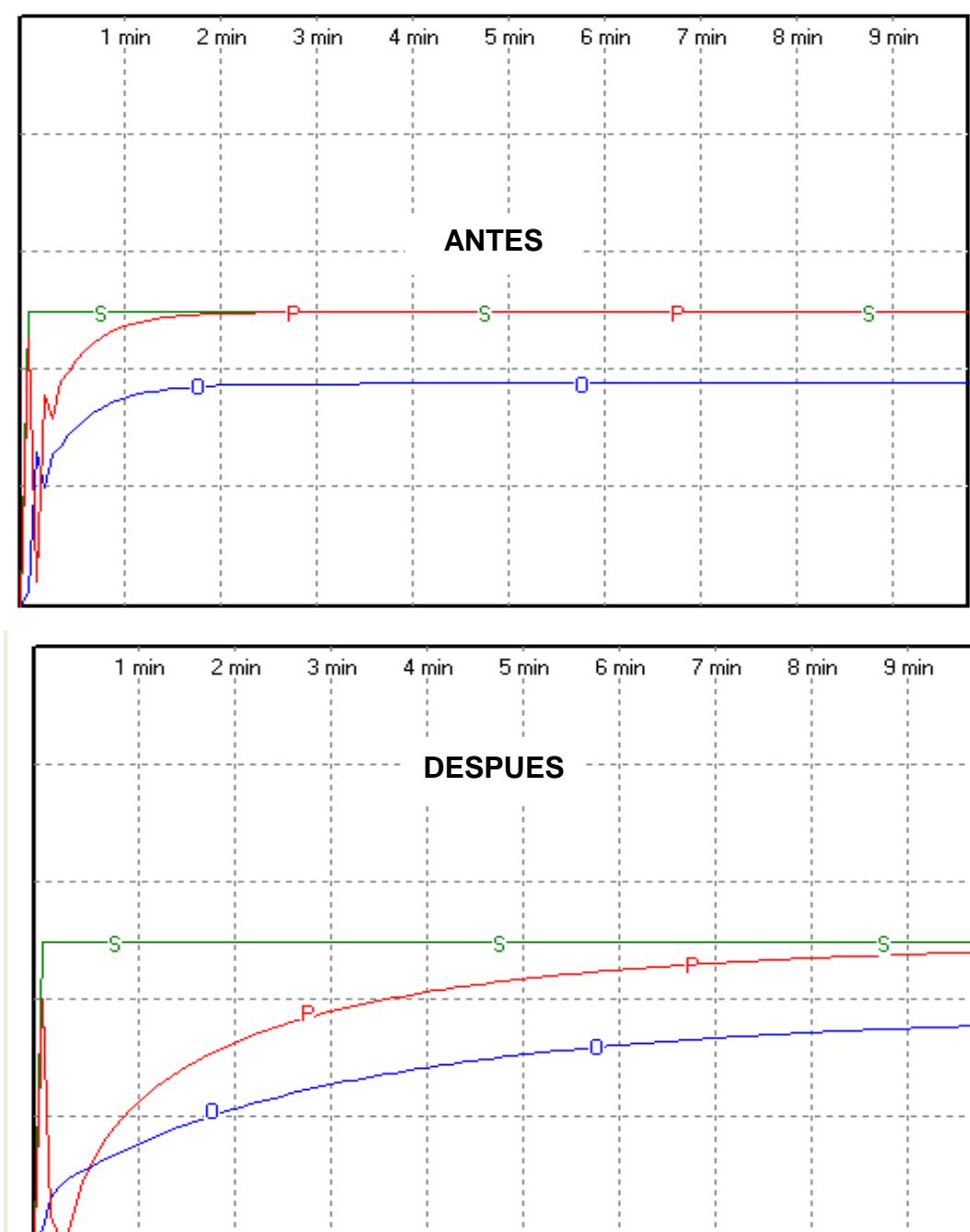


FIGURA 63. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_2307 antes y después de realizar la entonación

6. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

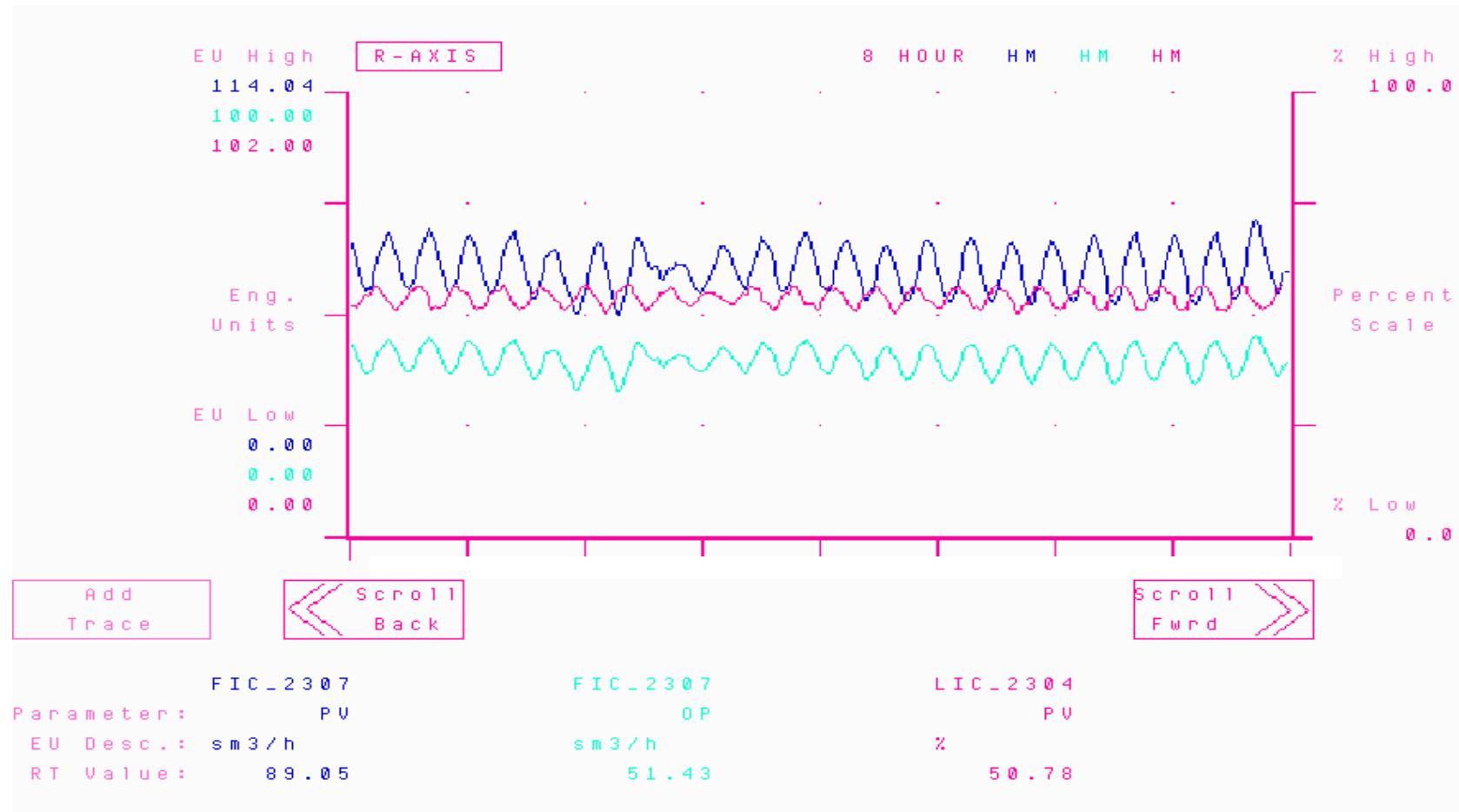


FIGURA 64. Respuesta del lazo sencillo FIC_2307 antes de realizar la entonación

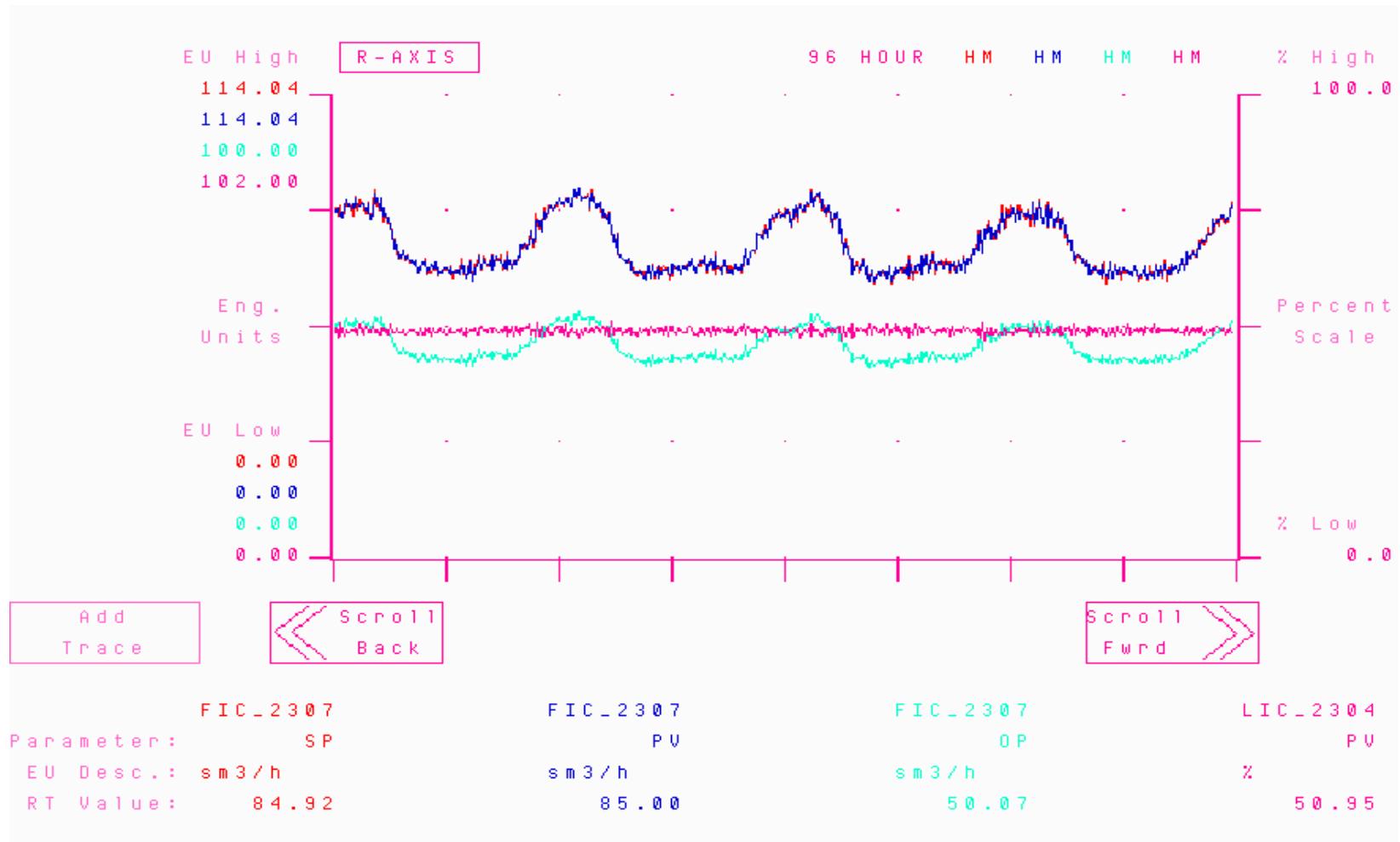


FIGURA 65. Respuesta del lazo sencillo FIC_2307 después de realizar la entonación

SECCION # 4. ALMACENAMIENTO FUERA DE ESPECIFICACIÓN

■ FIC_2319

1. PARAMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
FIC_2319		
	0.20	0.25

TABLA 17. Parámetros Antiguos del FIC_2319

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso con respecto al flujo en la descarga de la P_2306, en el V-2306, para el almacenamiento de Propileno fuera de especificación.

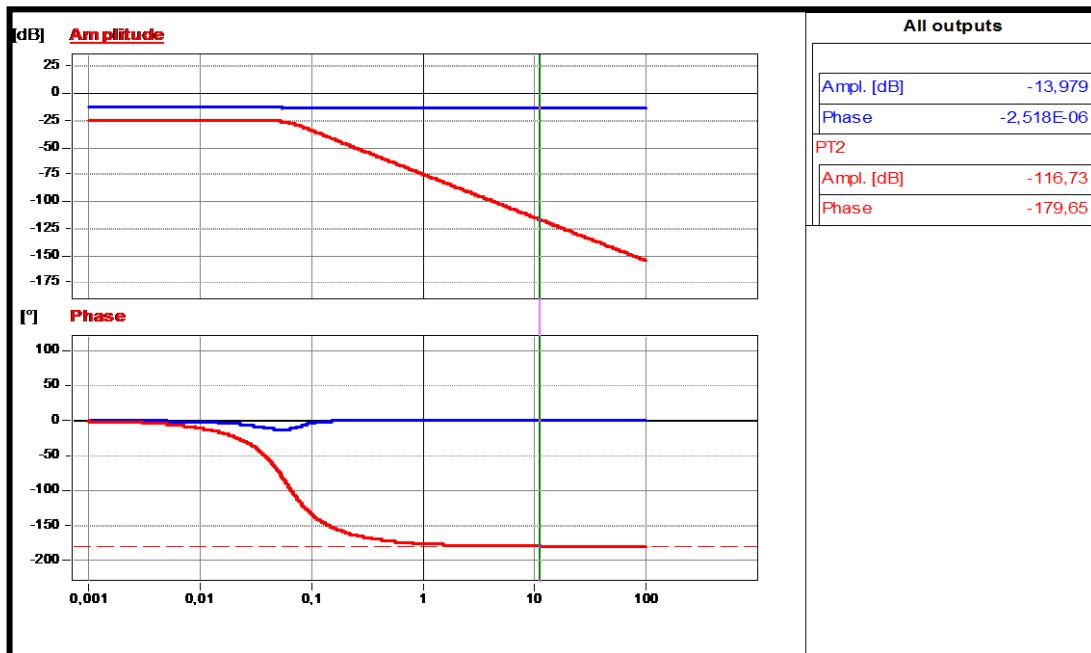
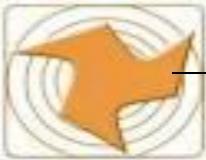


FIGURA 66. Trazas de Bode para el FIC_2319



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO ABIERTO		
CONTROLADOR	METODO	
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)	
FIC_2319	K _c	T _i
	0.87	0.56

TABLA 18. Nuevos Parámetros del FIC_2319

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo abierto

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

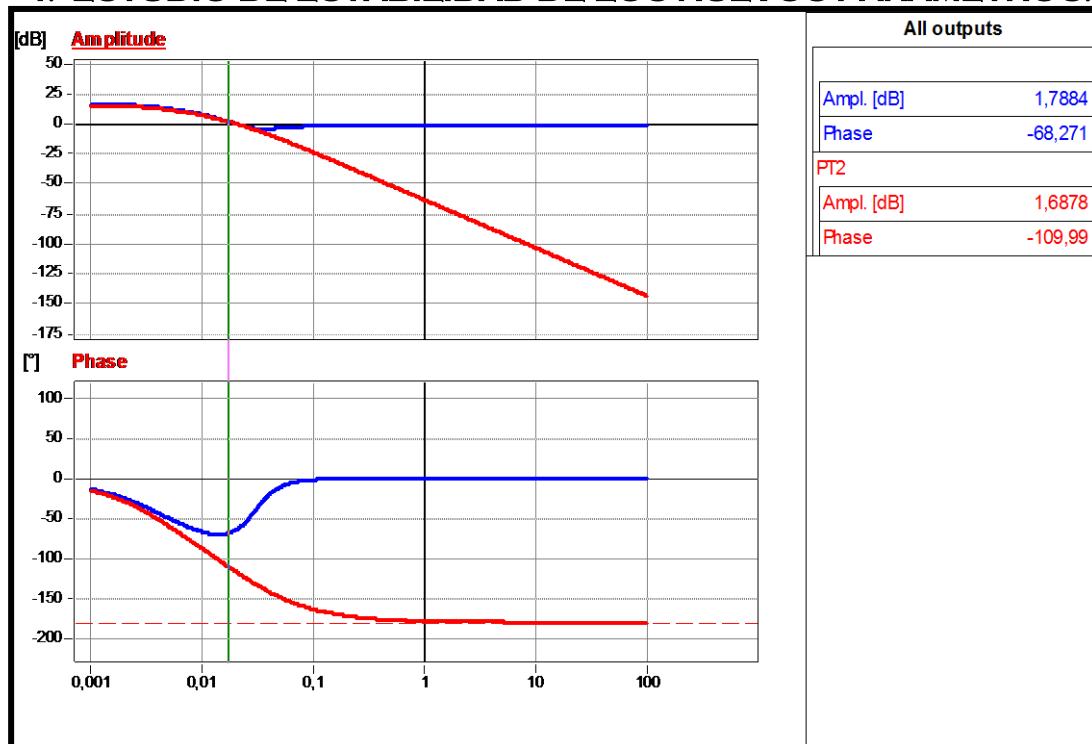
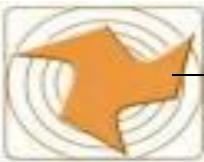


FIGURA 67.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_2319



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

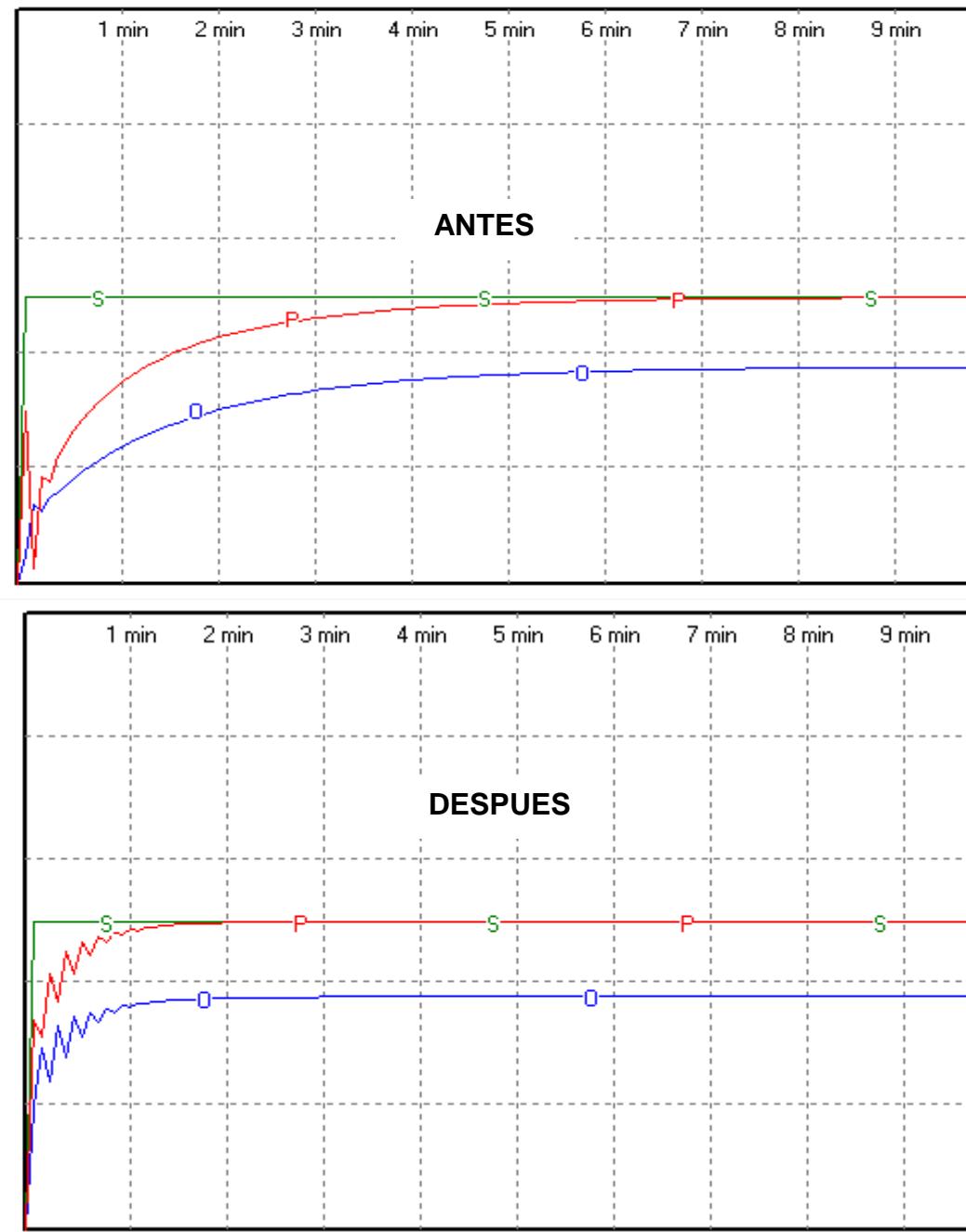


FIGURA 68. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_2319 antes y después de realizar la entonación



6. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

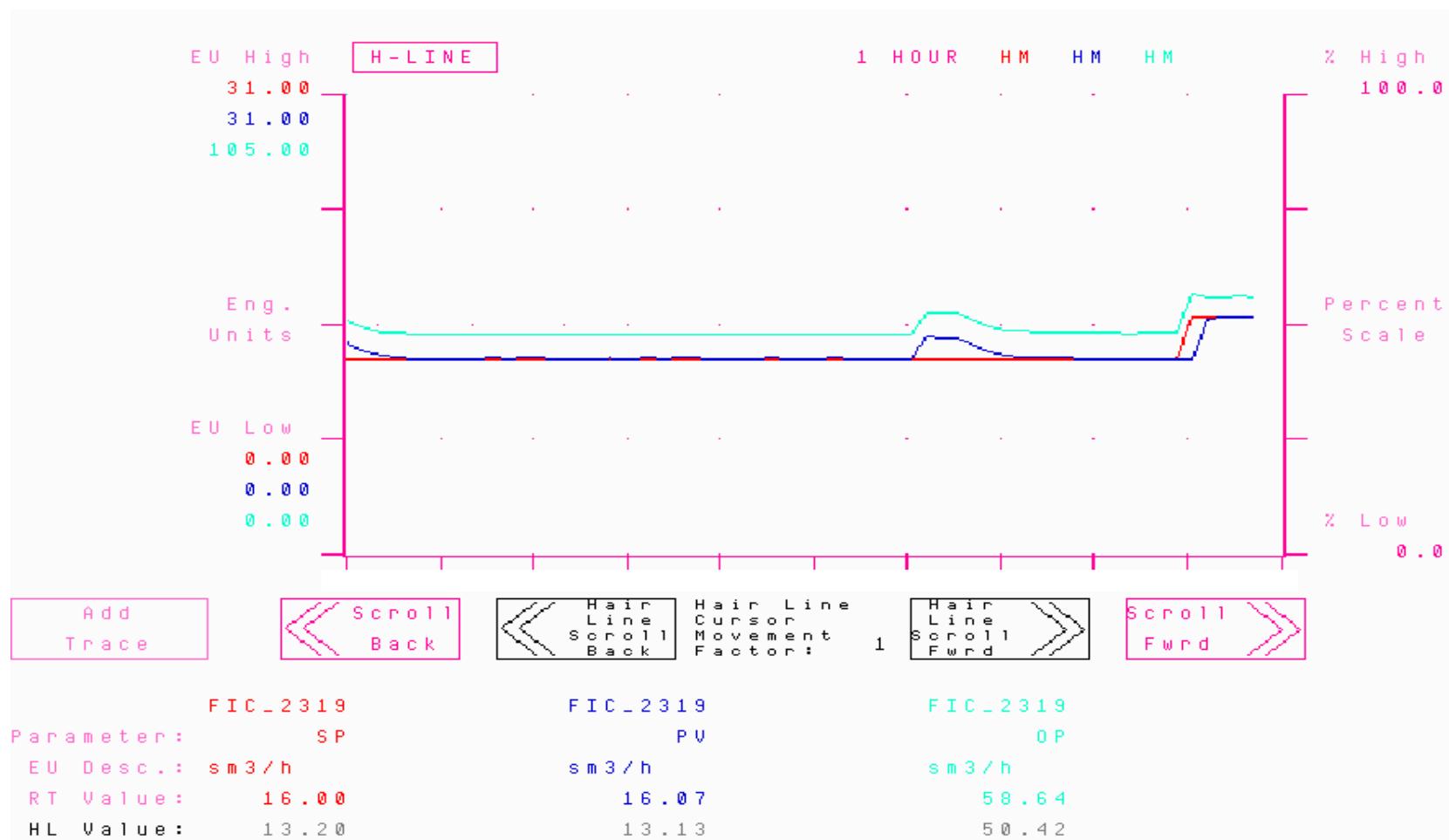


FIGURA 69. Respuesta del lazo sencillo FIC_2319 antes de realizar la entonación

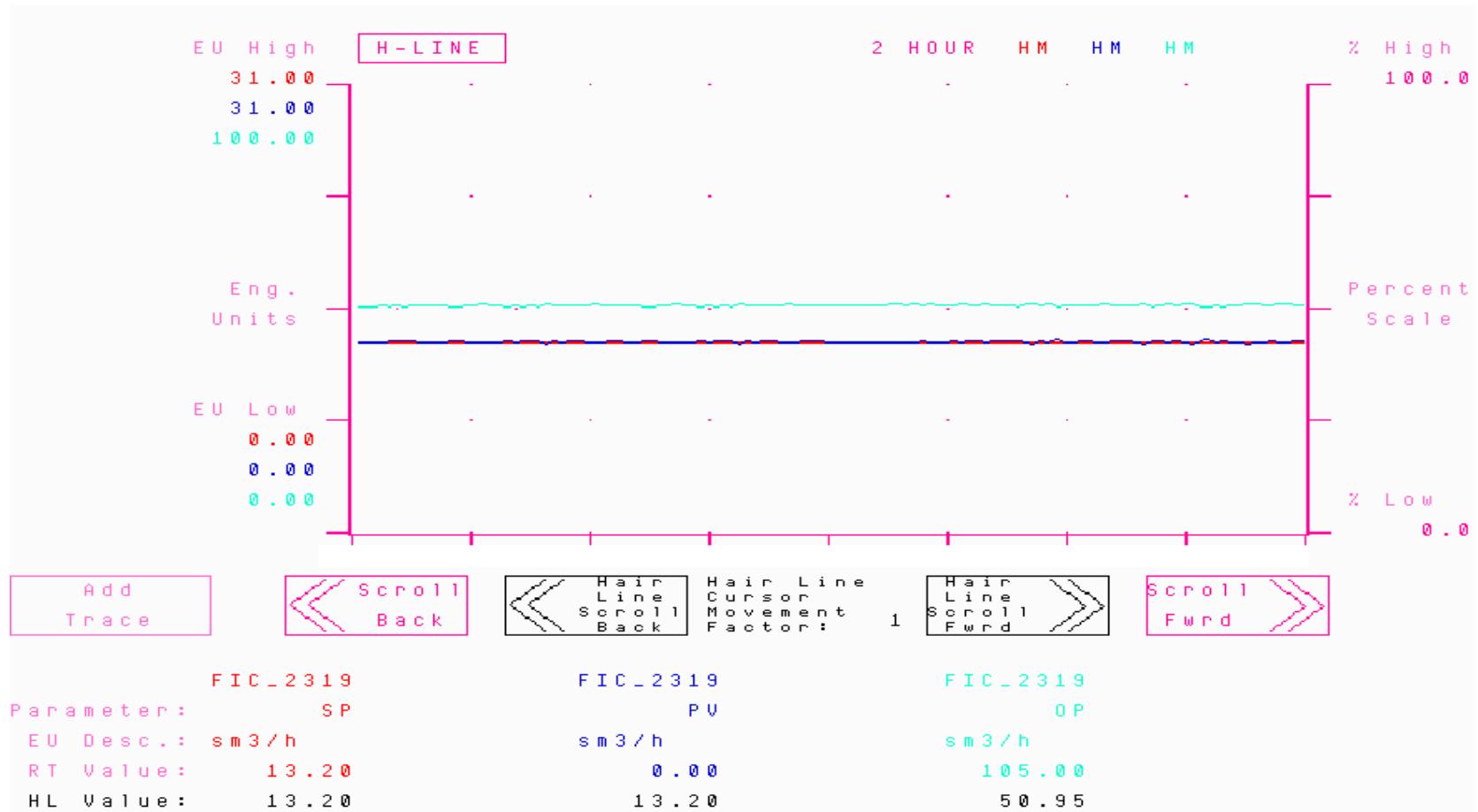


FIGURA 70. Respuesta del lazo sencillo FIC_2319 después de realizar la entonación

SECCION # 5. BOMBAS DE CARGA

■ FIC_1500

1. PARAMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
FIC_1500		
	0.20	0.25

TABLA 19. Parámetros Antiguos del FIC_1500

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso con respecto al flujo de la bomba de carga P_1502B.

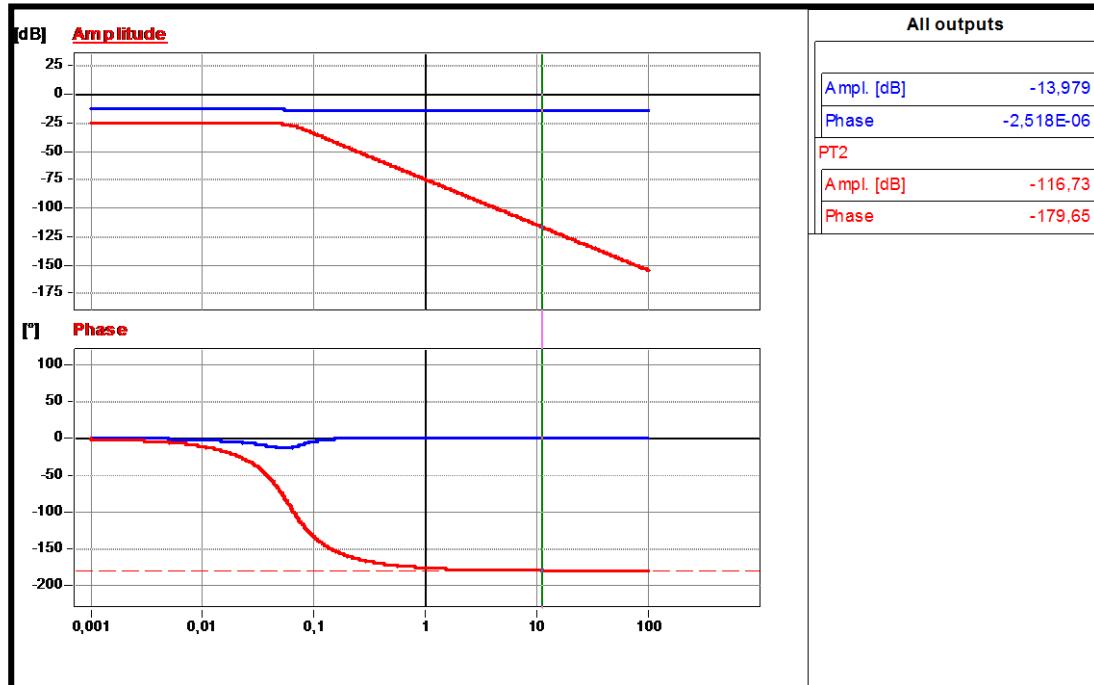
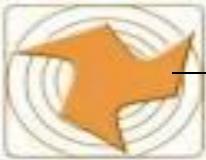


FIGURA 71. Trazas de Bode para el FIC_1500



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO ABIERTO	
CONTROLADOR	METODO
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)
FIC_1500	K _c
	0.20
	T _i
	0.61

TABLA 20. Nuevos Parámetros del FIC_1500

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo abierto

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

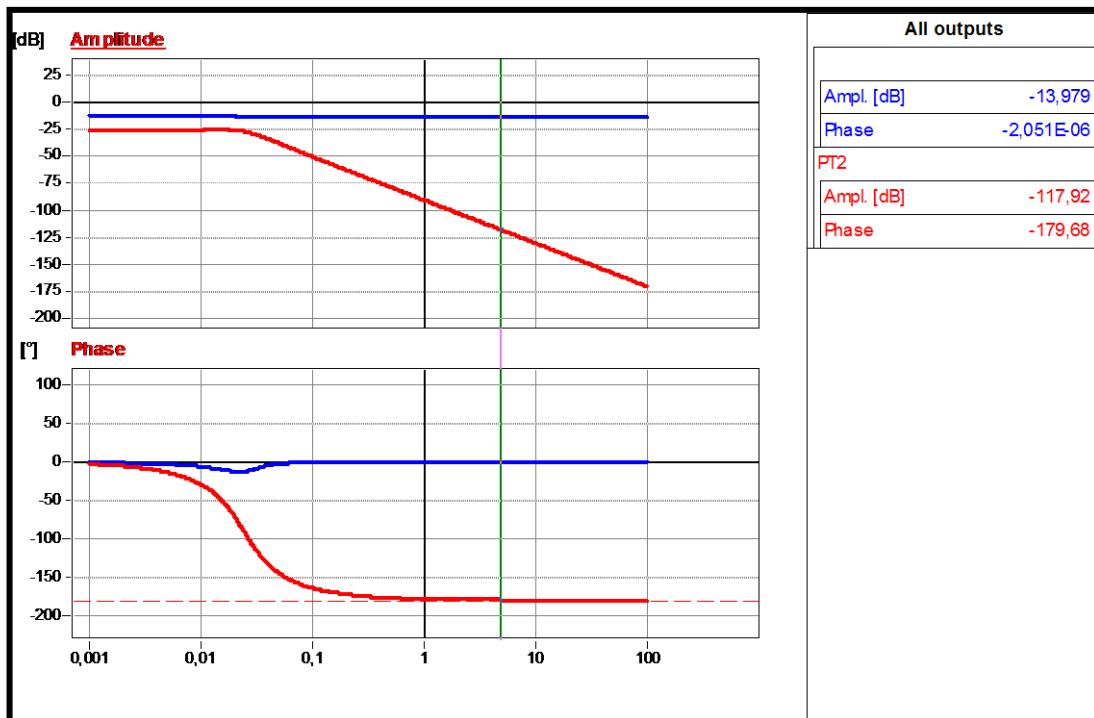
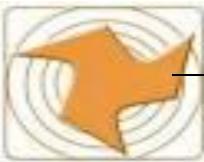


FIGURA 72.Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1500



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

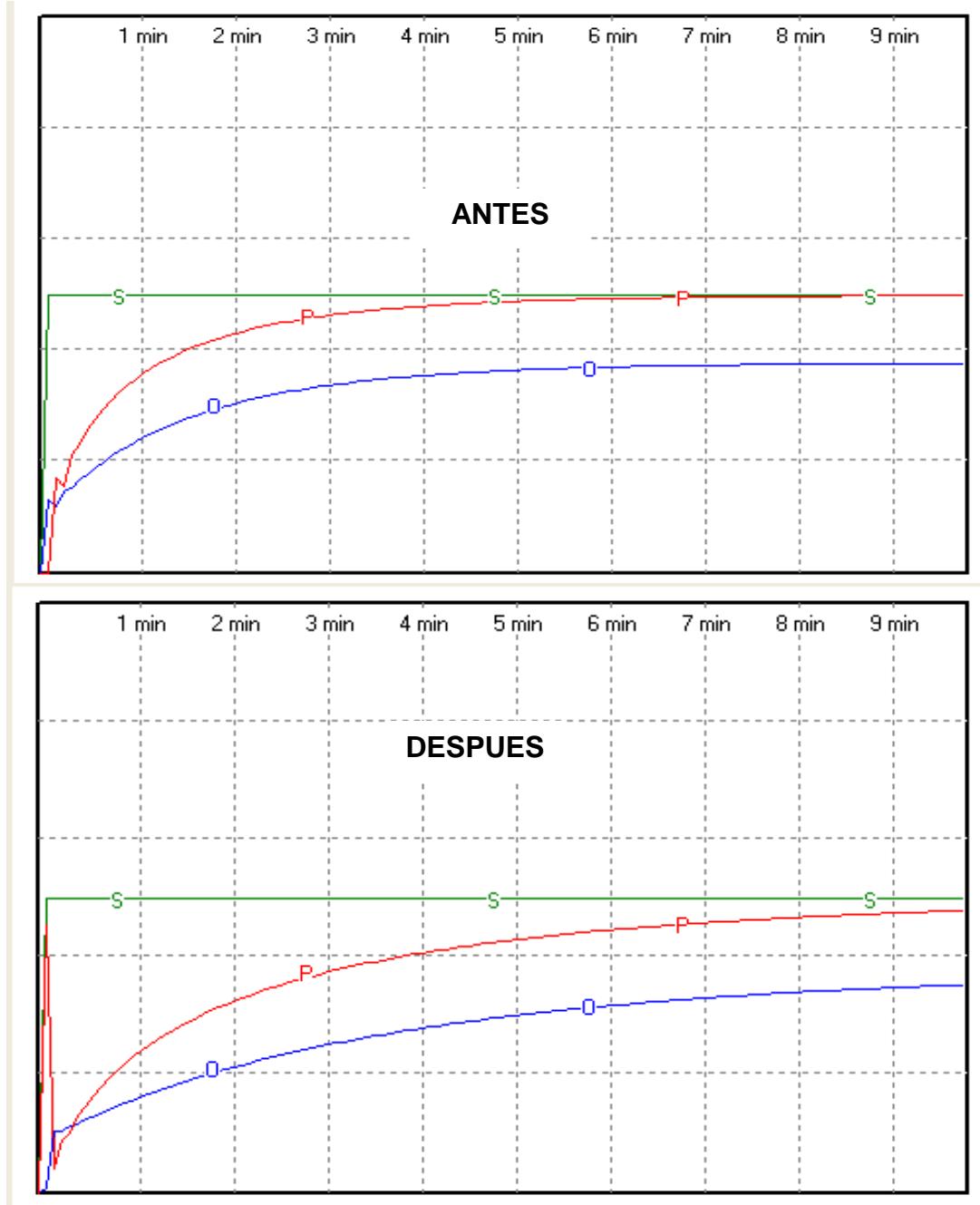


FIGURA 73. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1500 antes y después de realizar la entonación



6. RESPUESTAS DEL PROCESO DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

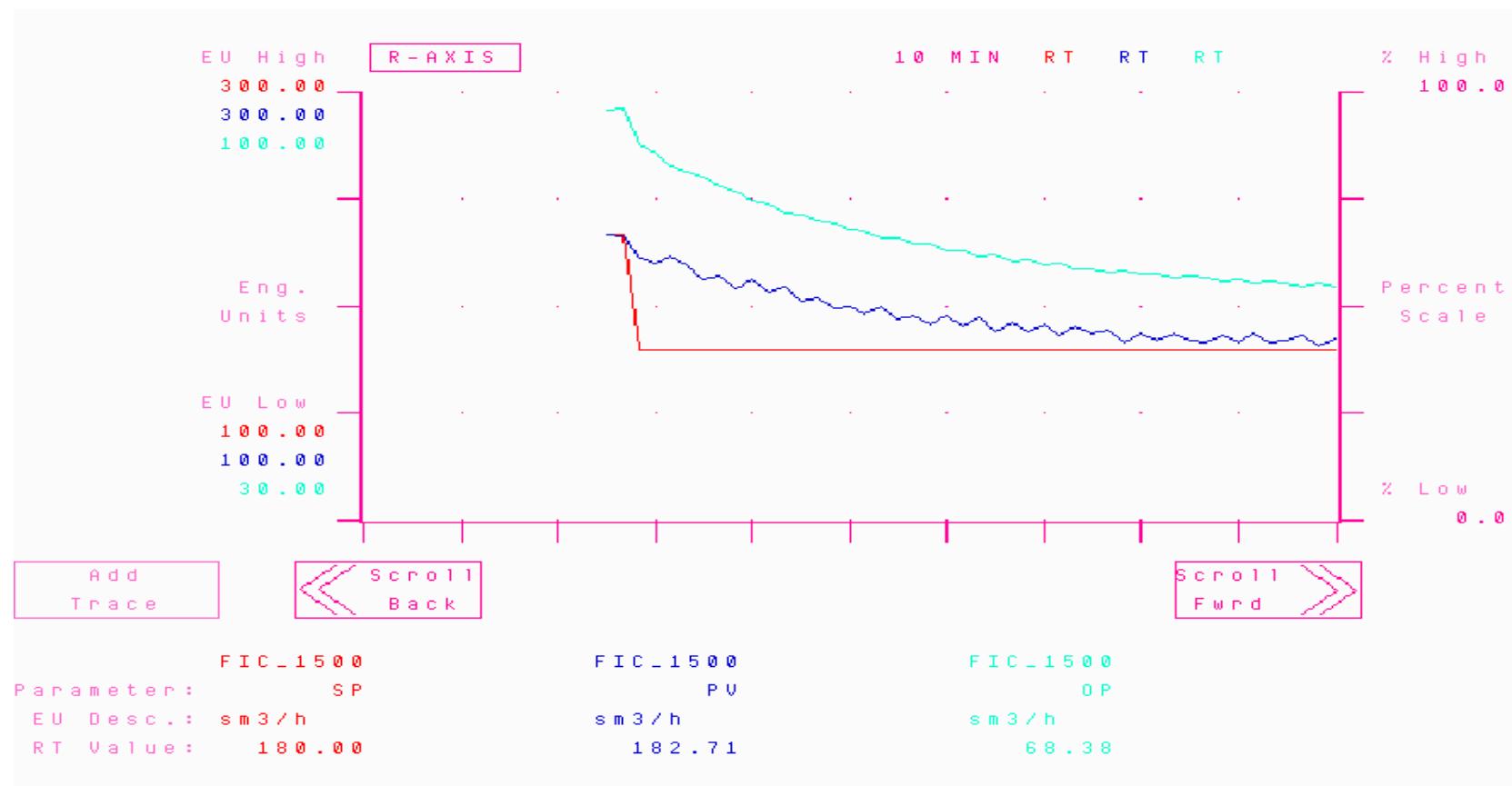


FIGURA 74. Respuesta del lazo sencillo FIC_1500 después de realizar la entonación

■ FIC_1502

1. PARAMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
FIC_1502	Kc	Ti
	0.30	0.20

TABLA 21. Parámetros Antiguos del FIC_1502

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso con respecto al flujo de la bomba de carga P-1501B.

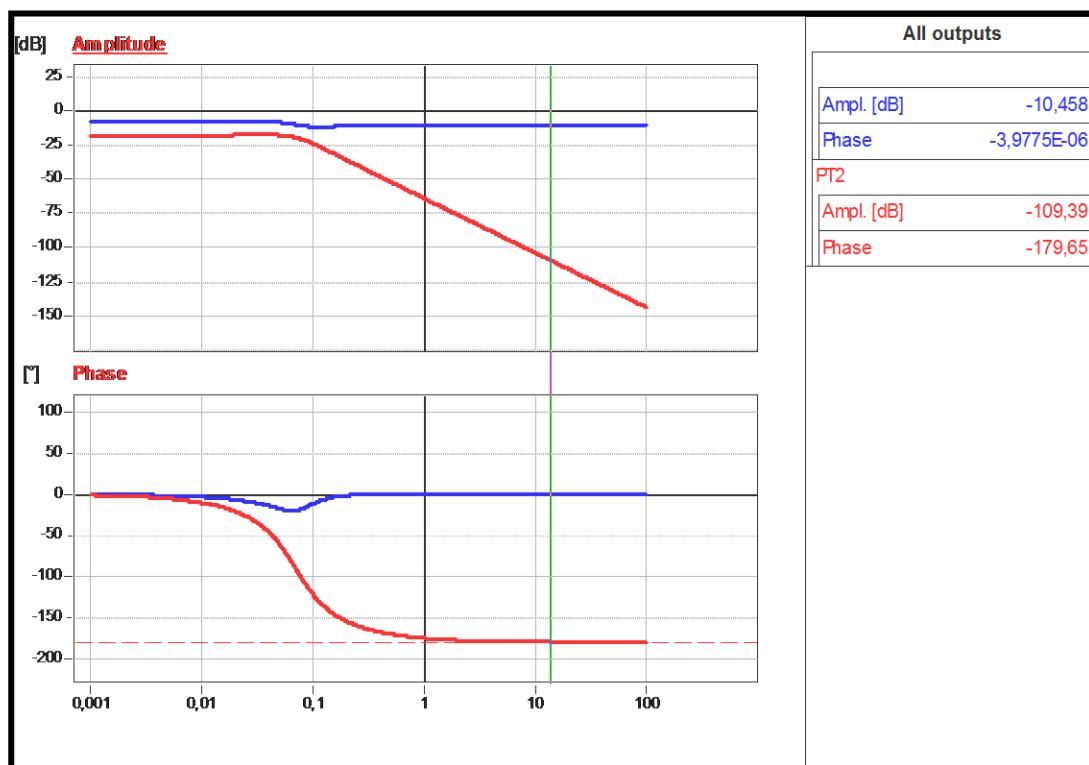
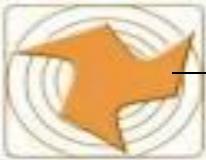


FIGURA 75.Trazas de Bode para el FIC_1502



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO ABIERTO		
CONTROLADOR	METODO	
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)	
FIC_1502	K _c	T _i
	0.87	0.60

TABLA 22. Nuevos Parámetros del FIC_1502

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo abierto

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

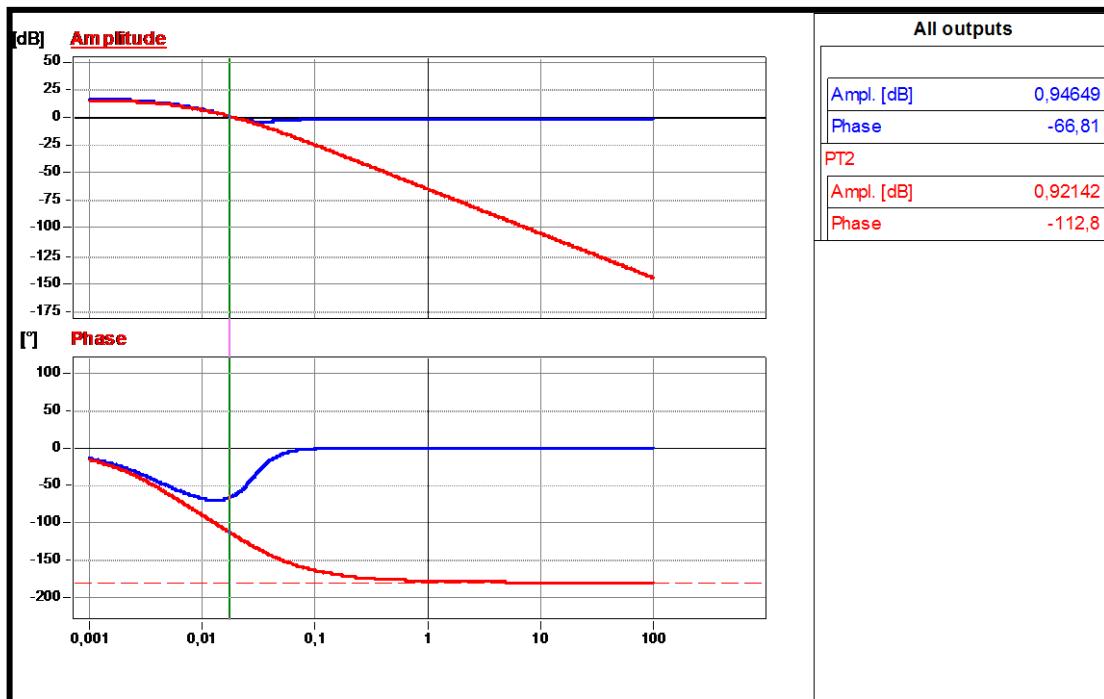
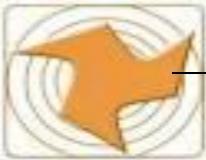


FIGURA 76. Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1502



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

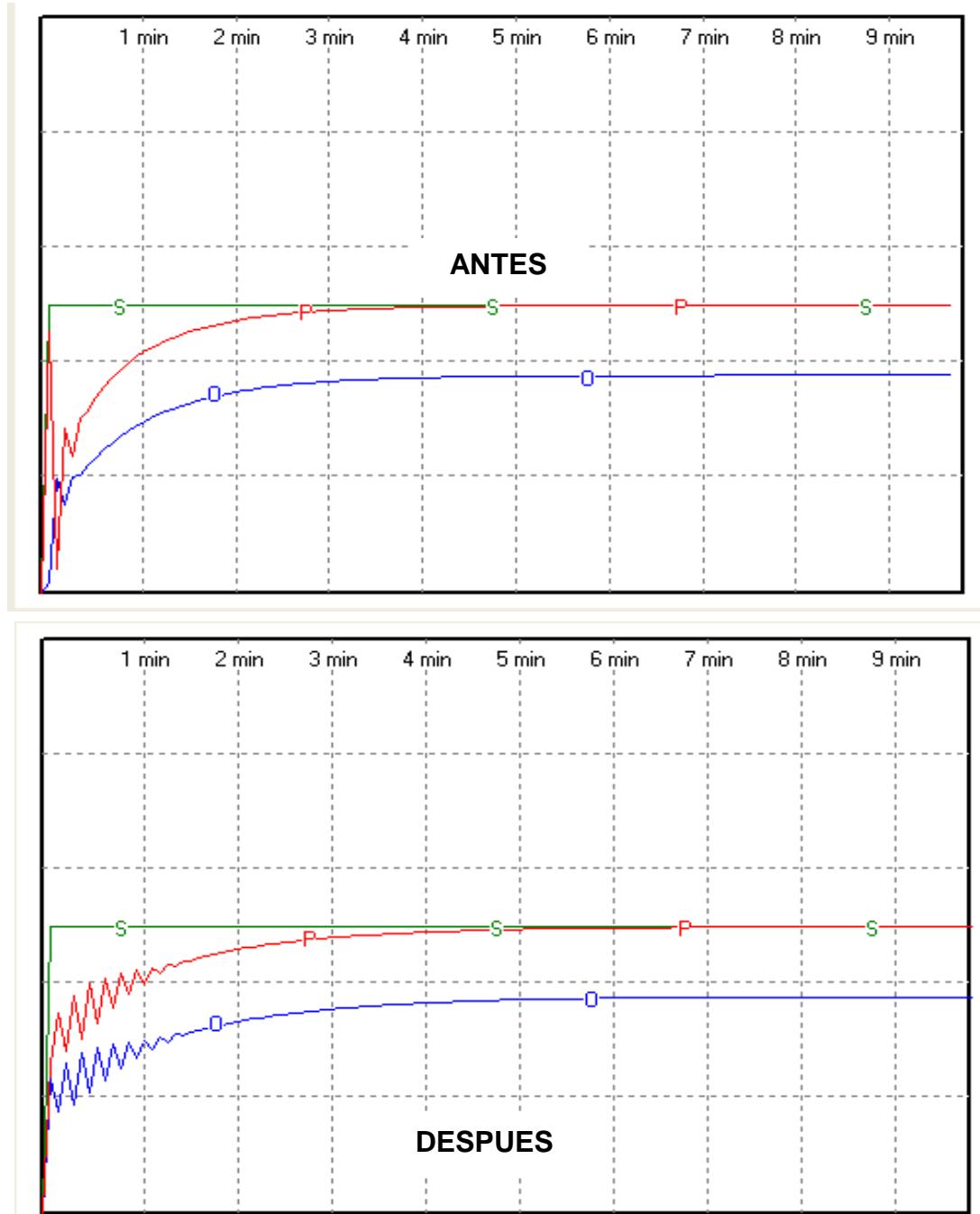


FIGURA 77. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1502 antes y después de realizar la entonación



6. ESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

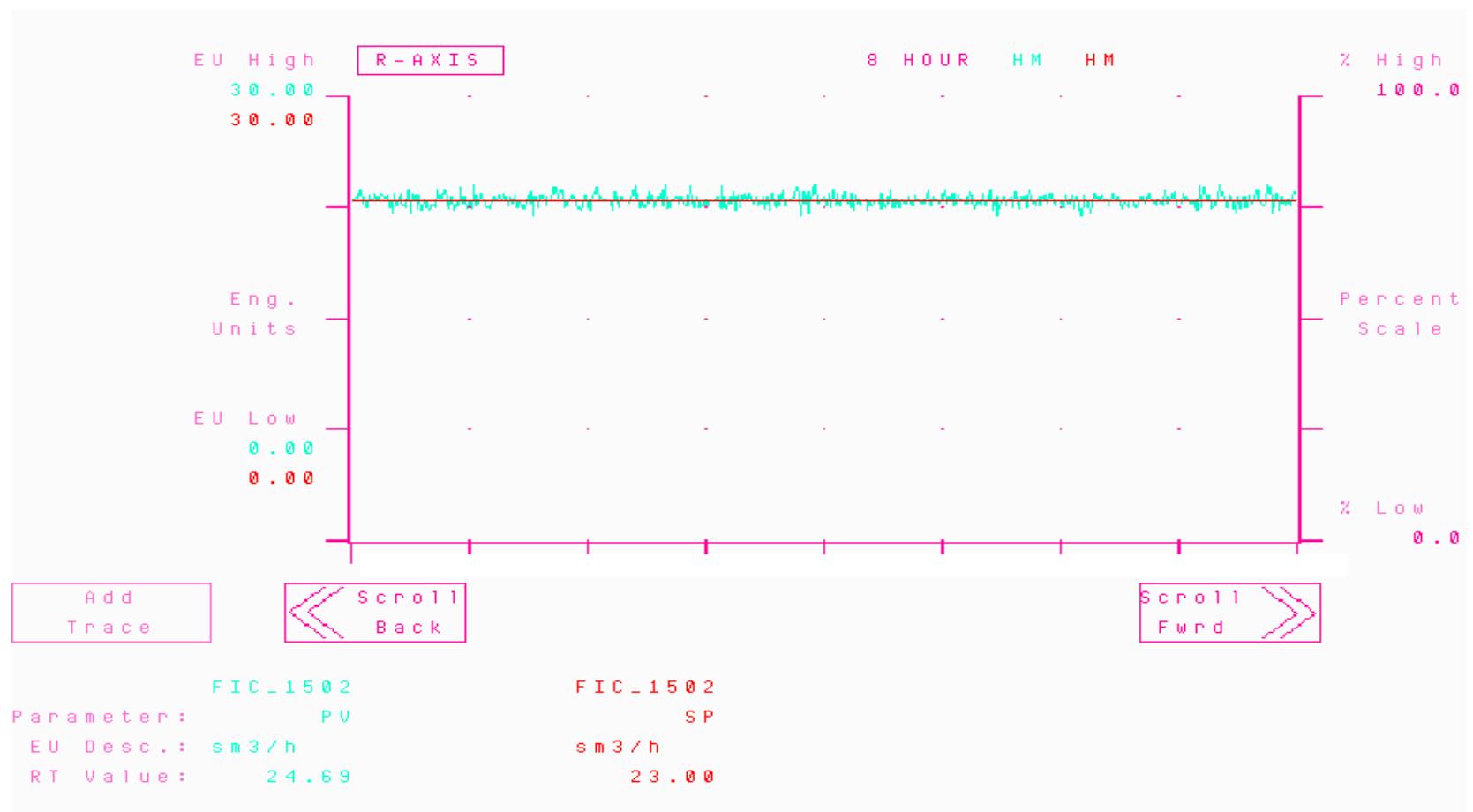


FIGURA 78. Respuesta del lazo sencillo FIC_1502 antes de realizar la entonación

■ FIC_1503

1. PARAMETROS ANTIGUOS :

PARAMETROS DE CONTROL ANTIGUOS		
	Kc	Ti
FIC_1503		
	0.20	0.25

TABLA 23. Parámetros Antiguos del FIC_1503

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso con respecto al flujo de la bomba de carga P_1502A.

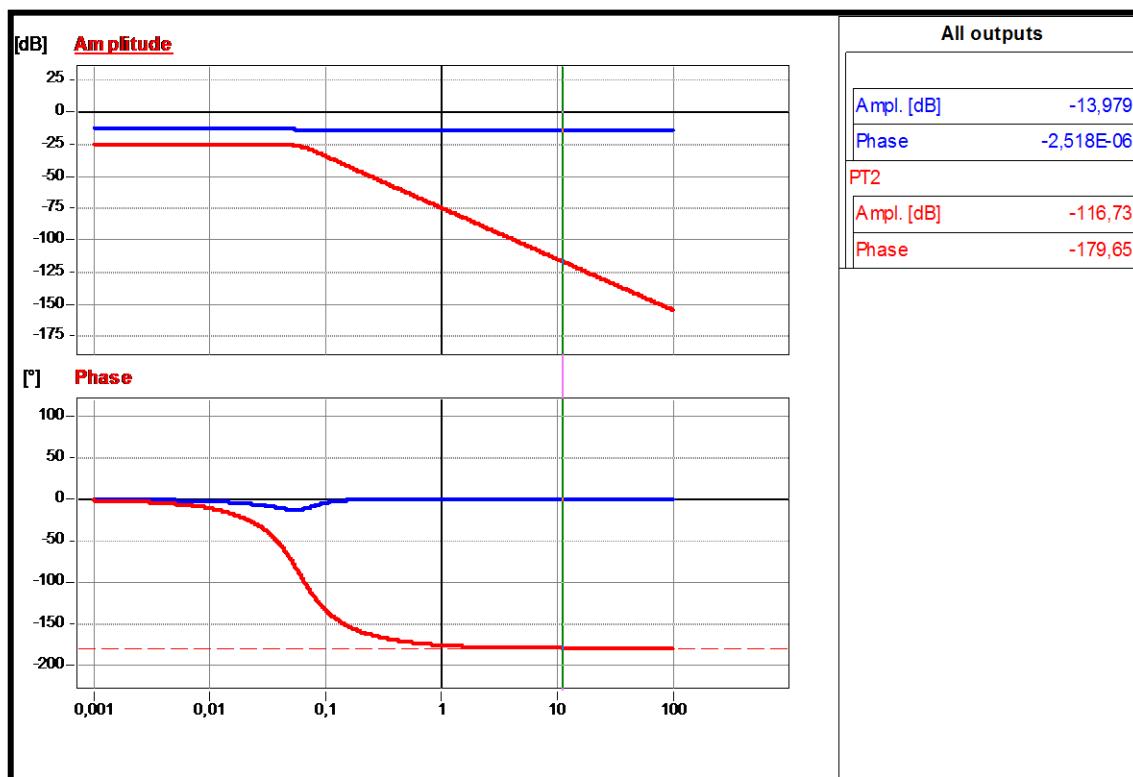
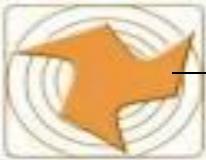


FIGURA 79. Trazas de Bode para el FIC_1503



3. NUEVOS PARAMETROS:

LAZO ABIERTO		
CONTROLADOR	METODO	
FLUJO	ZIEGLER NICHOLS (*)	
FIC_1503	K _c	T _i
	0.20	0.61

TABLA 24. Nuevos Parámetros del FIC_1503

(*) Véase método de Ziegler Nichols para lazo abierto

Fuente: DCS

4. ESTUDIO DE ESTABILIDAD DE LOS NUEVOS PARAMETROS:

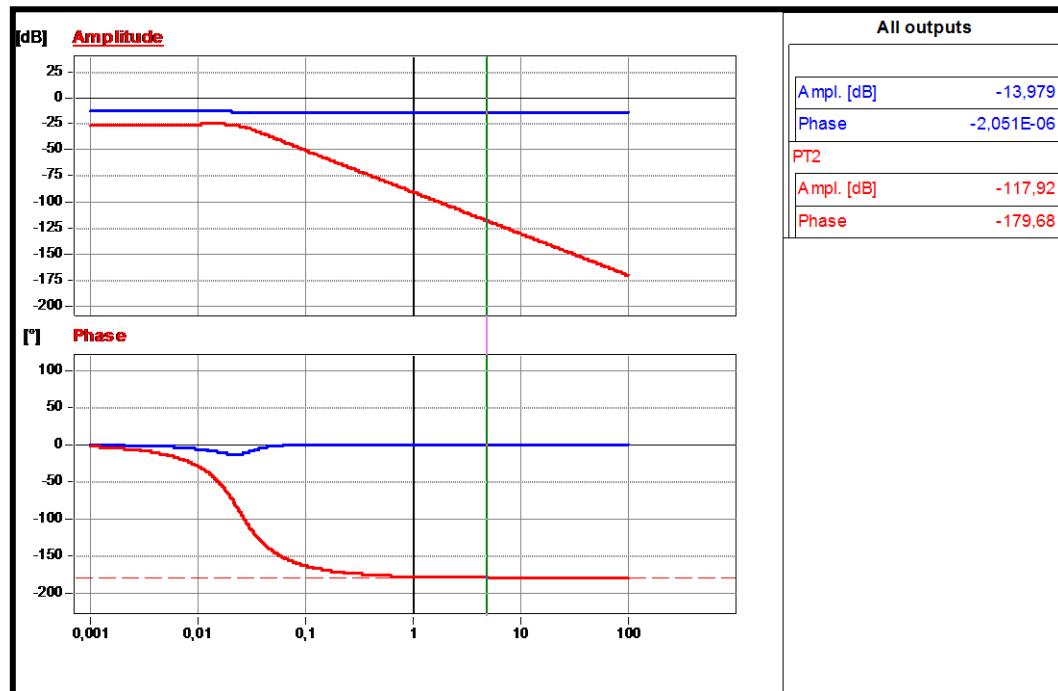
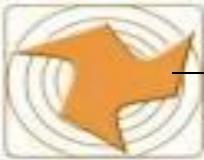


FIGURA 80. Trazas de Bode para los nuevos parámetros del FIC_1503



5. SIMULACIÓN DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

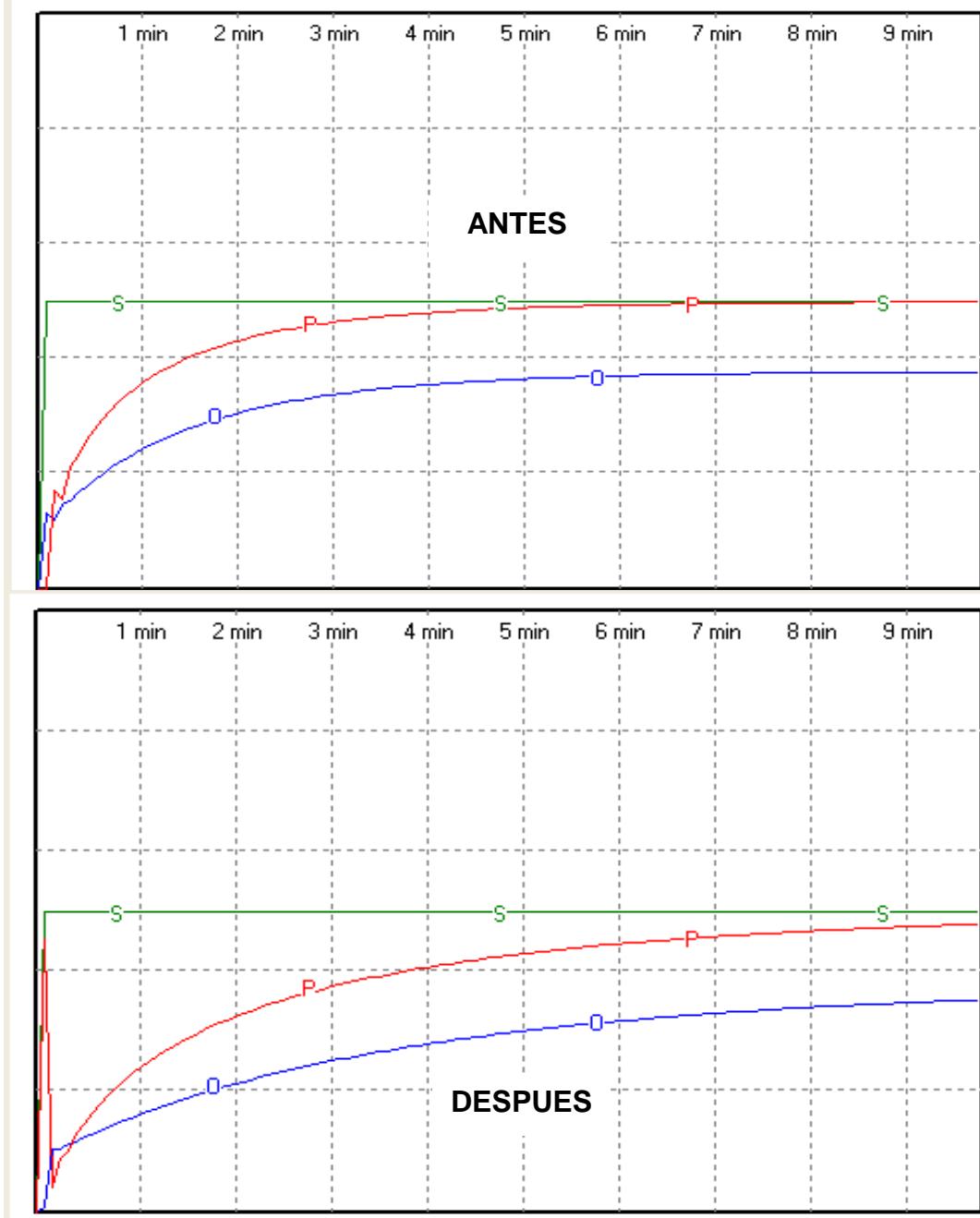


FIGURA 81. Simulación de la respuesta del lazo sencillo FIC_1503 antes y después de realizar la entonación



6. RESPUESTAS DEL PROCESO DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

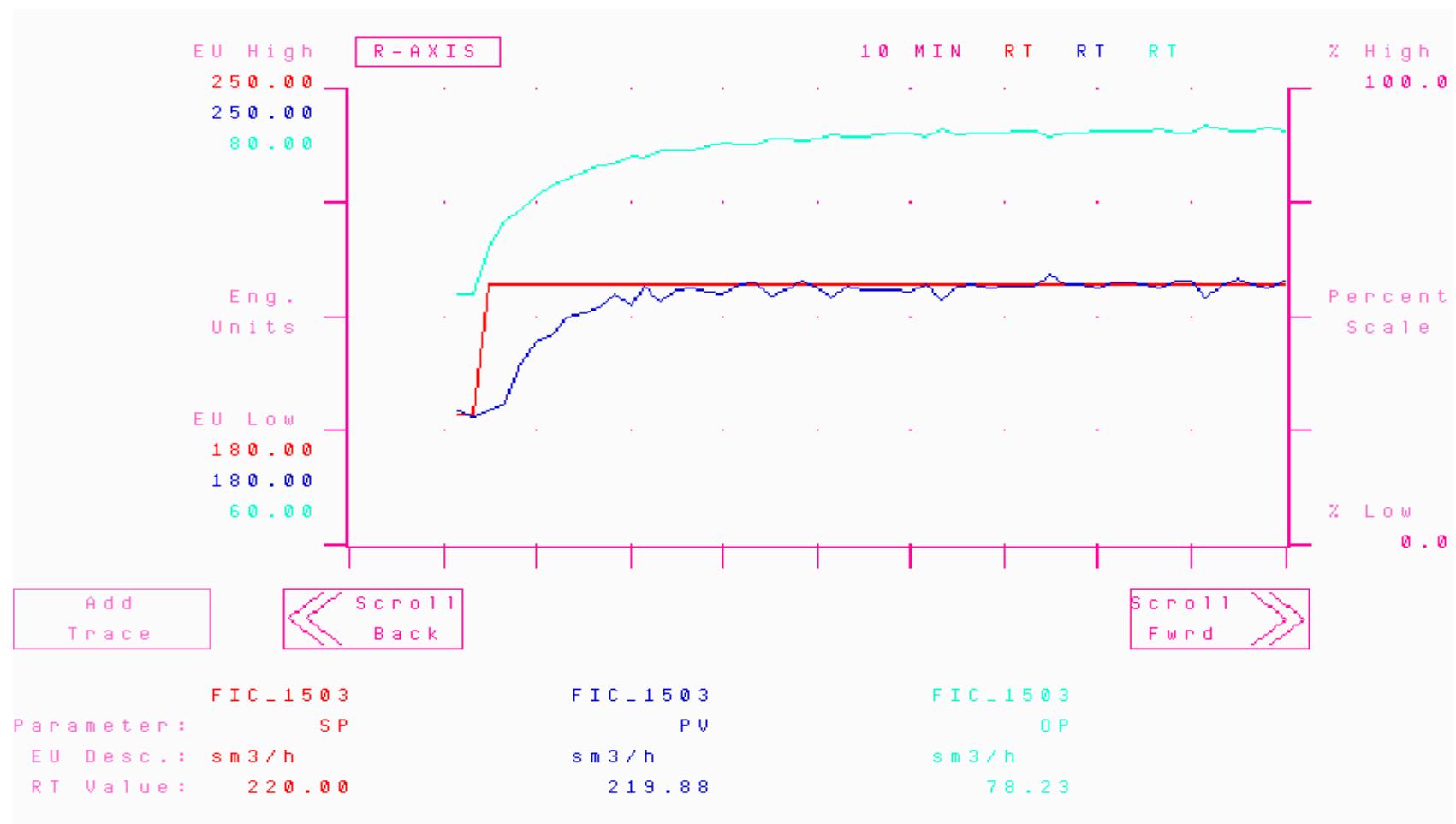


FIGURA 82. Respuesta del lazo sencillo FIC_1503 después de realizar la entonación

MEJORAS EN EL SISTEMA

■ TIC_1105

1. PARAMETROS ACTUALES :

PARAMETROS DE CONTROL ACTUALES		
	Kc	Ti
TIC_1105		
	2,00	2,70

TABLA 25. Parámetros actuales del TIC_1105

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso respecto a la temperatura en la torre De- Etanizadora.

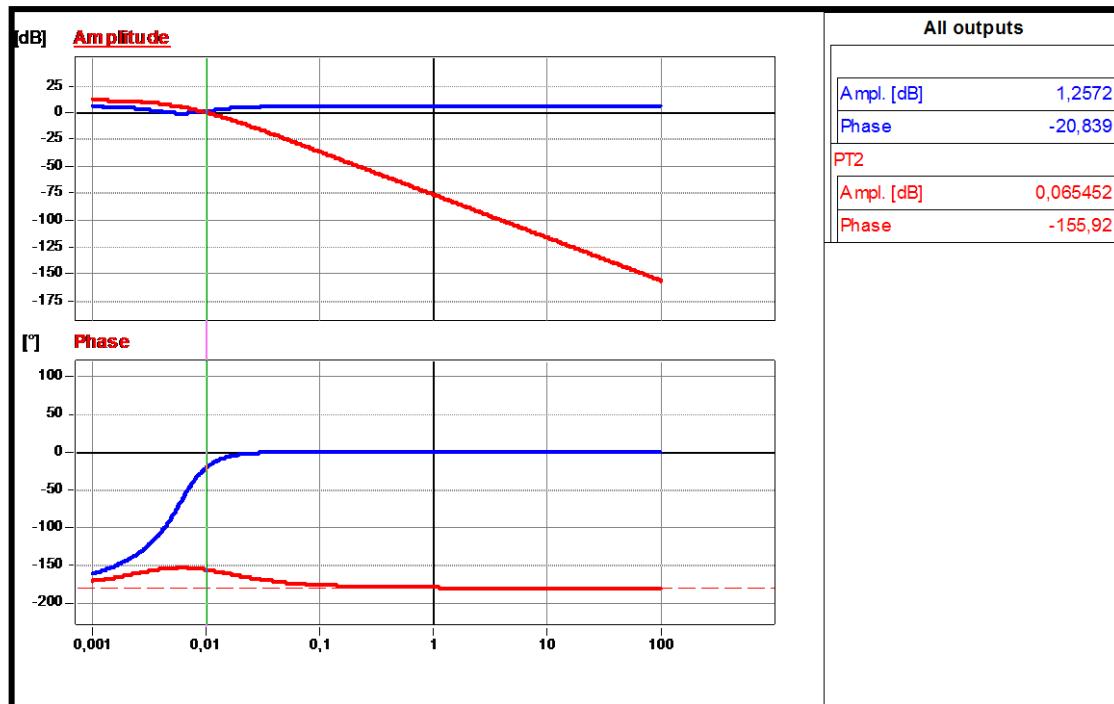


FIGURA 83. Trazas de Bode para el TIC_1105



3. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

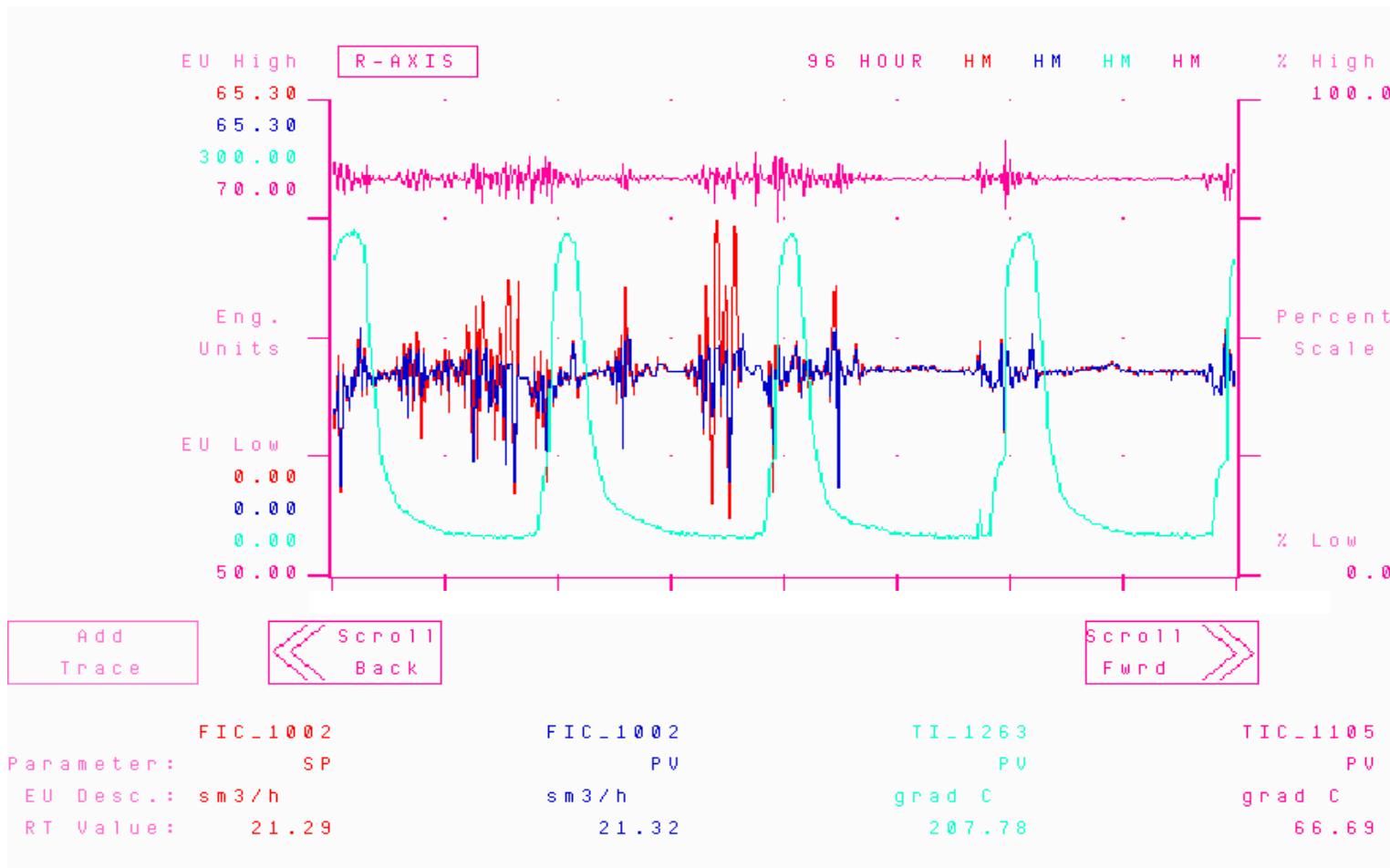


FIGURA 84. Respuesta del lazo sencillo TIC_1105 antes de realizar la entonación

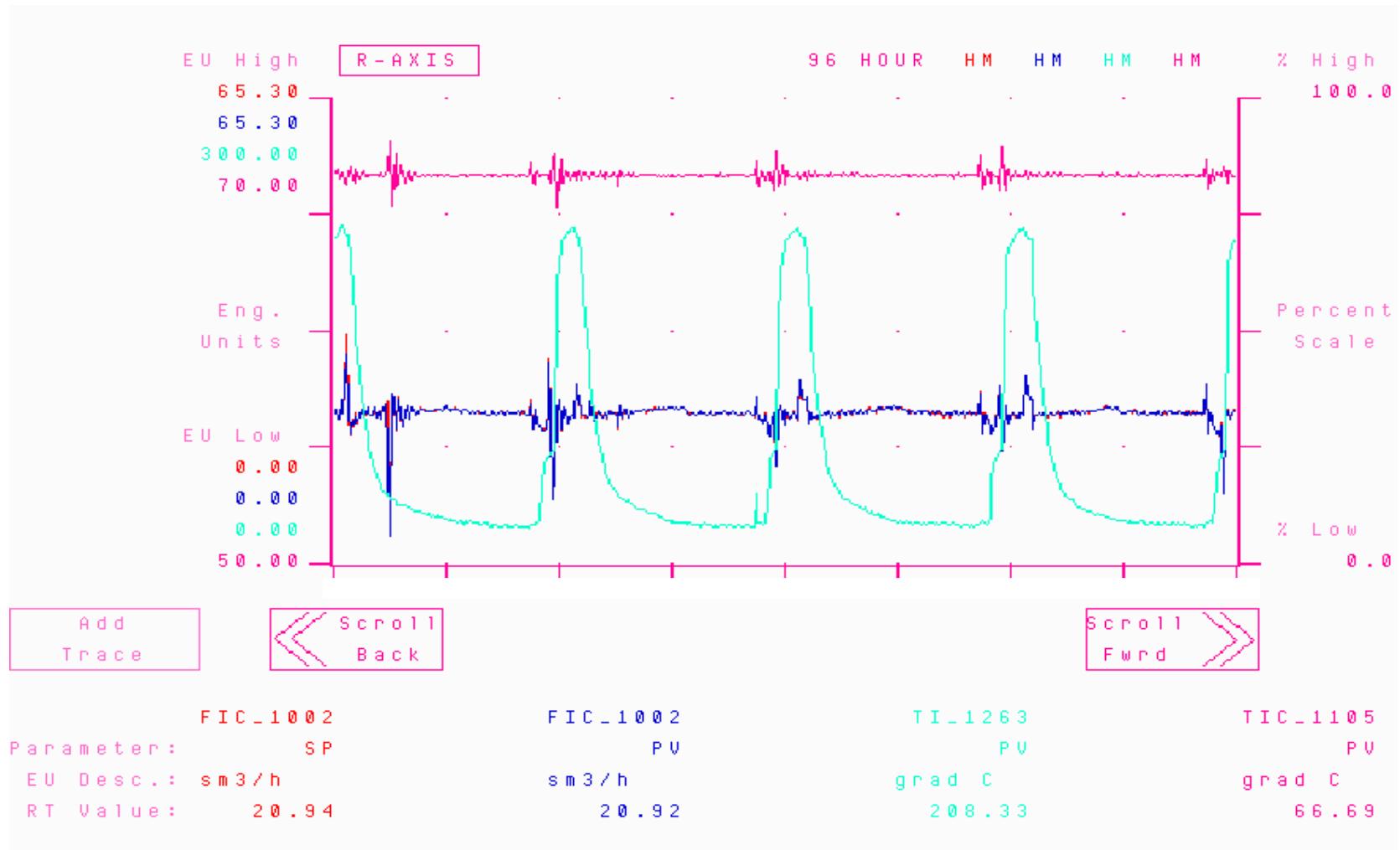


FIGURA 85. Mejora del Lazo de Control del TIC_1105



■ LIC_2304

1. PARAMETROS ACTUALES :

PARAMETROS DE CONTROL ACTUALES		
LIC_2304	Kc	Ti
	1,80	2,10

TABLA 26. Parámetros actuales del LIC_2304

Fuente: DCS

2. ESTUDIO DE ESTABILIDAD:

Se realizo el diagrama de Bode para determinar la estabilidad del proceso en el nivel en el tope de la torre fraccionadora C-2302.

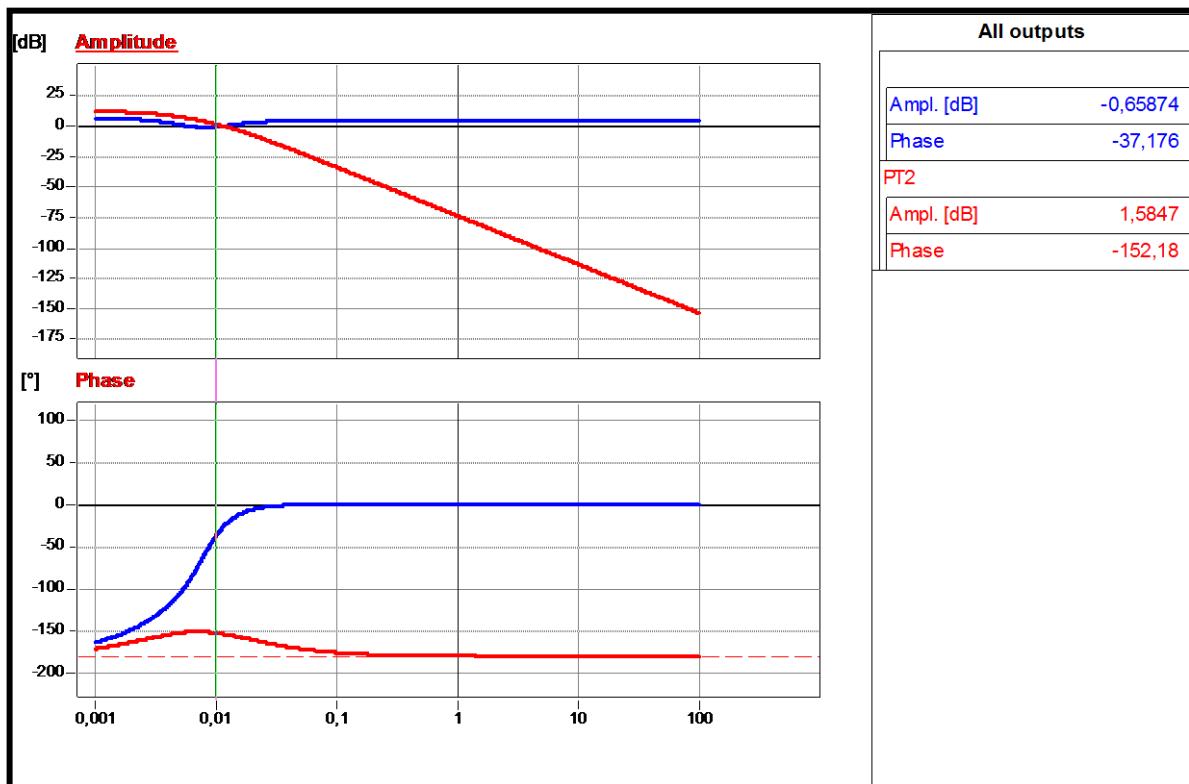


FIGURA 86. Trazas de Bode para el LIC_2304



3. RESPUESTAS DEL PROCESO ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN:

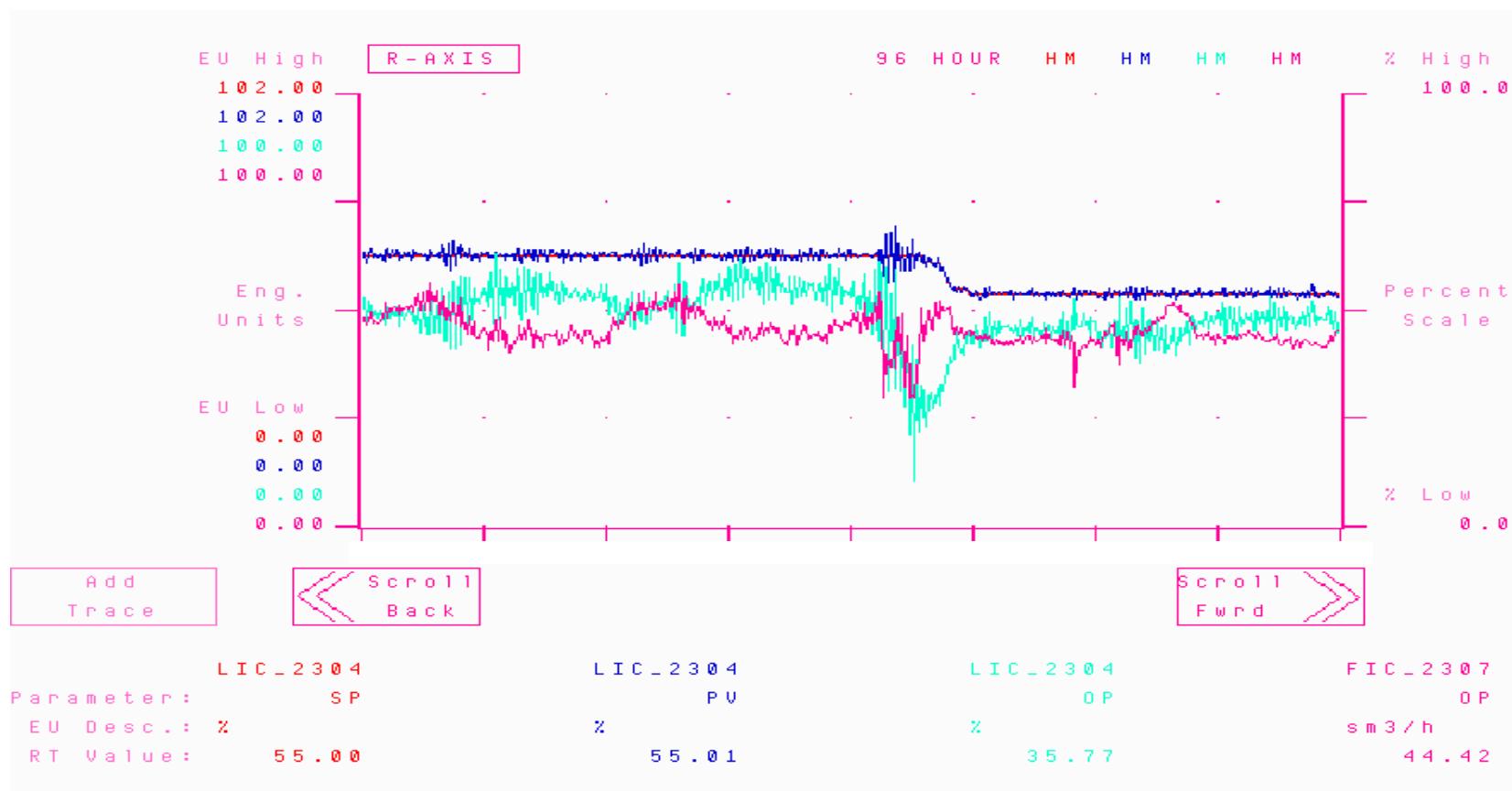


FIGURA 87. Respuesta del lazo sencillo LIC_2304 antes de realizar la entonación

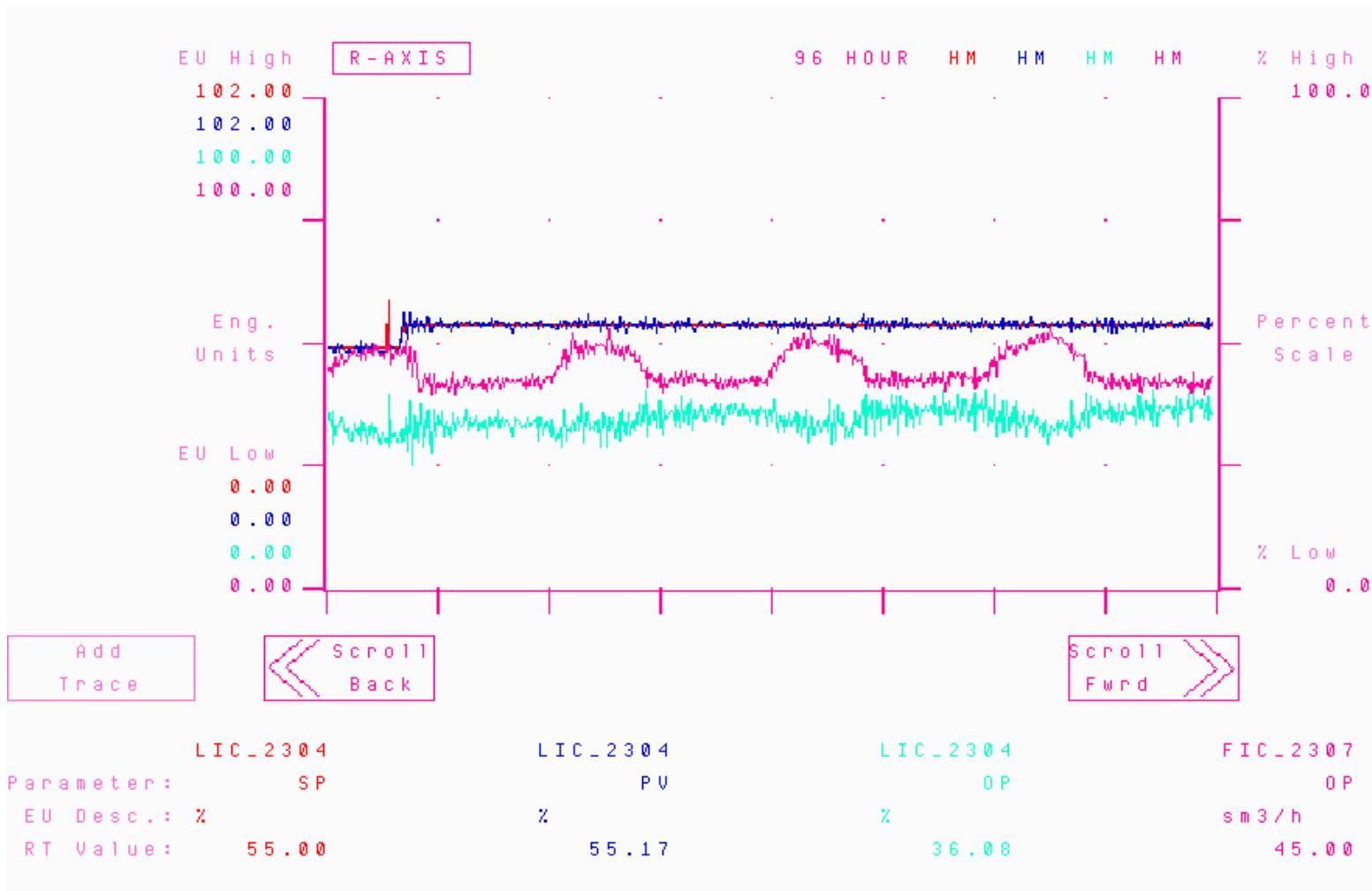


FIGURA 88. Mejora del Lazo de Control LIC_2304



RESULTADOS OBTENIDOS

Para optimizar los parámetros de control fue necesario seleccionar el método de entonación más adecuado en función de la criticidad del proceso. Para ello se evaluó la ubicación y acción de cada controlador, además de considerar el estado del proceso durante el momento de la entonación. En consecuencia solo se logró entonar el 10% del total previsto. Por este motivo se generan una serie de recomendaciones para solventar las necesidades y mejorar las condiciones del proceso a fin de realizar las entonaciones restantes en futuras oportunidades.

Los controladores indicadores de flujo fueron entonados a través del método de Smith y Ziegler Nichols a lazo abierto, ya que el operador puede manejar de forma manual estos controladores durante la prueba sin que el proceso corra potenciales riesgos. Por su parte, los controladores de presión y nivel fueron entonados a través del método de Ziegler Nichols a lazo cerrado, ya que si coloca este lazo en manual puede poner en riesgo el funcionamiento e integridad de la planta.

A fin de evaluar la estabilidad del controlador, se realizó una gráfica de frecuencia, basada en el criterio de estabilidad de Bode para cada controlador antes de ser entonado y una gráfica de frecuencia después de adicionar los nuevos parámetros calculados, a fin de observar los cambios en la estabilidad del proceso. En las gráficas de Bode se observan 4 curvas, las de color rojo son las curvas de interés, ya que representan el controlador en lazo cerrado. Se busca que las curvas formen un margen de fase y ganancia positivo, para poder asegurar que el sistema es estable.

Finalmente, para demostrar la veracidad de los parámetros de control obtenidos y la reacción del proceso a los mismos, estos se probaron en un simulador, a objeto de prevenir errores en el sistema automatizado de la planta.

Para ello, se simula el antes y después de la entonación. Dichas graficas se comparan con las gráficas de tendencia arrojadas por el DCS.

A continuación se analiza individualmente la optimización de los parámetros de cada controlador:

PIC_1100:

El controlador PIC_1100 es un controlador indicador de presión del tipo Proporcional Integral, el cual tiene como objetivo principal mantener la presión de la mezcla PP (Propano – Propileno), que se alimenta a la torre De-etanizadora C_1101.

Este proceso se basa en el principio de la separación multicomponente, es por esto que es fundamental mantener la presión en la torre, ya que esta influye en la separación de los compuestos, mientras más estables sea la torre menos variaran las condiciones y se producirá una mejor separación.

Por otro lado, el PIC_1100 es sometido dos (2) perturbaciones diarias, consecuencia del proceso de regeneración de los tamices moleculares del paquete de deshidratación, por este motivo, la optimización de los parámetros se realizó en función de mantener las condiciones de la torre y soportar las perturbaciones “upsets” que puedan presentarse. En la figura nº 34 y 35, se observa el comportamiento del proceso durante el proceso de regeneración, notándose el importante cambio conseguido durante la entonación de los parámetros de este controlador.

Para optimizar los parámetros de control se aplicó el método de Ziegler Nichols a lazo cerrado, para el cual se normalizo la curva disminuyendo la ganancia y el periodo de oscilación, a fin de que el controlador actúe más rápido y con un número menor de oscilaciones. Al optimizar el controlador PIC_1100 mejora el nivel de la torre, el cual se ve afectado por el proceso de la regeneración, logrando que dentro de la torre el perfil sea más homogéneo.



Al realizar las trazas de Bode para los antiguos parámetros de control (figura nº 29), se observa que el sistema es parcialmente estable ya que el margen de ganancia y fase son positivos, sin embargo, el margen de fase es bastante pequeño. El sistema alcanza la estabilidad a los -160° con una frecuencia de 0,3. Para que el controlador reduzca las oscilaciones y reaccione más rápidamente, se debe disminuir la ganancia y así la curva de amplitud bajara y por ende el sistema se estabilizara en una frecuencia menor.

En la figura nº 30 se observa los nuevos parámetros de control, donde se alcanza la estabilidad en un ángulo y frecuencia mucho menor comparado con la gráfica nº 29.,, con los nuevos parámetros de control la estabilidad se alcanza a -148° y a una frecuencia de 0.15, esto implica que en presencia de una perturbación el proceso actuara y se estabilizará mucho más rápido.

A efectos de la simulación (figura nº 31) se puede observar, como resuden las oscilaciones al disminuir la ganancia del controlador, y la acción más rápida del mismo luego de la entonación. Esto también puede observarse en las gráficas nº 32 y 33.,, donde se muestran las oscilaciones de la variable de proceso antes y después, demostrando que una vez entonado el lazo, se absorben mejor las perturbaciones, haciendo el sistema más estable.

En teoría, la entonación del PIC_1100 puede disminuir el consumo de vapor que necesita la torre para mantener los perfiles de temperatura a fin de que se produzca la separación.

FIC_1100:

El controlador FIC_1100 es un controlador indicador de flujo de tipo Proporcional Integral, este se encarga de controlar el flujo de mezcla PP (Propano – Propileno) que se alimenta a la torre de fraccionamiento C_2301.

Este controlador ayuda a mantener el nivel de la torre de – etanizadora C-1101 y evita que existan fluctuaciones en las variables del proceso, lo cual



mantiene al proceso de separación estable. Las perturbaciones que afecten la estabilidad de este controlador perturbaran toda la zona de pre tratamiento y por ende a la torre de fraccionamiento, C_2301 y C_2302.

La entonación de este lazo se realizó a través del método grafico de Smith a lazo abierto, y los valores de los parámetros de control se calcularon por medio del método de Ziegler Nichols. Con la entonación se buscaba que el tiempo de respuesta se acoplara a los requerimientos del proceso con un número menor de oscilaciones. El tiempo integral anteriormente era muy grande, por ende el sistema era muy lento, es por eso que se reduce este tiempo, para que el controlador actúe más rápidamente y así mantener el nivel de la torre de - etanizadora.

A través de la gráfica de frecuencia de Bode nº 36, se puede observar que la curva superior (amplitud) no corta el eje 0, sin embargo el margen de ganancia es positivo, en función a esto se puede inferir que el sistema es muy cercano a la inestabilidad. Para optimizar el sistema debe aumentarse la ganancia y así la amplitud aumentara, por otro lado este lazo reacciona muy lento por lo que se debe disminuir la acción integral del mismo.

Luego de realizar la entonación, se grafican las trazas de bode para los nuevos parámetros de control (figura nº 37), en la cual se observa que los nuevos parámetros mejoran el funcionamiento de este lazo ya que actúa mucho más rápido y con una ganancia mayor, lo cual aumenta la curva de amplitud. Sin embargo, esta curva aun no corta con el eje 0, estas desviaciones en la estabilidad del proceso, puede atribuirse al hecho de que la torre de-etanizadora está diseñada para trabajar con una mayor capacidad de operación a la que actualmente lo hace, debido a esto se dice que la torre está siendo subutilizada.

Al mejorar la respuesta de este lazo también mejora la estabilidad en la C-2301 (parte inferior de la torre fraccionadora) ya que este lazo controla la alimentación a la misma.



A efectos de la simulación se puede observar en la figura nº 36, una acción más rápida del controlador luego de la entonación, logrando que la variable se acople al punto de ajuste mucho más rápido.

Si se comparan las graficas de tendencia del controlador nº 39 y 41, antes y después de la entonación, se observan los cambios en el comportamiento del flujo de alimentación a la fraccionadora, disminuyendo considerablemente las oscilaciones en la variable de proceso.

LIC_1102:

El controlador LIC_1102 es un controlador indicador de nivel de tipo Proporcional Integral, el cual se encarga de mantener el nivel del tambor de reflujo V_1101 a la torre de – etanizadora C_1101.

Para optimizar los parámetros de control se aplico el método de Ziegler Nichols a lazo cerrado, para el cual se normalizo la curva de reacción, disminuyendo la ganancia y el periodo de oscilación, a fin de que el controlador actúe más rápido y con un número menor de oscilaciones. Al entonar este lazo se logra disminuir las perturbaciones de nivel en el tambor de reflujo, lo cual mejora la condensación de los livianos en el tope y evita causar efectos desfavorables, aguas abajo de la FIC_1102, en los perfiles de la torre de – etanizadora debido la presencia de poco líquido, disminuyendo la transferencia en la torre.

A través de la grafica de frecuencia de Bode nº 42, se puede observar un margen ganancia y margen de fase positivos antes de realizar la entonación, lo cual significa que el sistema es estable, sin embargo la grafica de tendencia muestra algunas oscilaciones las cuales pueden ser reducidas normalizando los parámetros de control, logrando así una mejor respuesta del lazo.

Según las trazas de Bode el sistema con los viejos parámetros, alcanza la estabilidad pasada la frecuencia de 0.01; al normalizar los parámetros se busca



que el lazo responda mucho más rápido, por ende la frecuencia a la cual se alcance la estabilidad debe ser mucho menor.

Luego de realizar la entonación, se realiza nuevamente las graficas de frecuencia de Bode (figura nº 43), en esta se logran observar que los nuevos parámetros mejoran el funcionamiento de este lazo, debido a que la estabilidad se logra a una frecuencia de 0,01 lo cual indica que con los nuevos parámetros el lazo de control actúa mucho más rápido, por otro lado el margen de fase y ganancia siguen siendo positivos, sin embargo el margen de ganancia aumento notoriamente, esto indica que el sistema no solo elimina rápidamente cualquier desviación si no también que es mucho más estable.

A través de las graficas de tendencia nº 45 y 46, se reflejan grandes cambios luego de entonar el lazo de control, ya que la variable de salida del proceso (OP) es menos oscilante con los nuevos parámetros de control.

FIC_1102:

El FIC_1102 es un controlador indicador de flujo de tipo Proporcional Integral que controla el reflujo a la torre de – etanizadora C_1101. Este controlador se usa para regular la cantidad de mezcla PP (Propano – Propileno) que se refluja a la de – etanizadora, a fin de mantener el perfil térmico de la torre y enriquecer la cantidad de livianos que salen por el tope, evitando así que se pierda por arrastre parte de la mezcla PP con los livianos, purificando de esta forma el residuo, que para este caso es el producto deseado.

Para la entonación de este controlador se aplicó el método grafico de Smith a lazo abierto, a fin de obtener la curva de respuesta y calcular los parámetros de control por medio del método de cálculo de Ziegler Nichols para controladores P-I. Dichos cálculos arrojaron valores de ganancia del controlador “Kc” y de tiempo integral “Ti” mayores a los que tenia el controlador anteriormente, lo cual hace al controlador un poco mas lento a fin de acoplar su reacción a las necesidades del proceso. Al hacer el tiempo integral un poco más grande, el periodo de oscilación



será un poco más amplio pero con una repetición menor, lo cual indica que el sistema oscilará menos en función del tiempo.

En las gráficas de frecuencia de Bode, figuras nº 47 y 48, se observa que la curva de amplitud no toca el eje cero ni antes ni después de la entonación, lo cual indica que el sistema se mueve entre los límites de la inestabilidad. A pesar de tener un margen de ganancia positivo, el margen de fase es negativo, debido a la distancia que separa el eje de referencia y la curva de amplitud. Estas desviaciones de la estabilidad son atribuidas a la subutilización de la torre de etanizadora y por ende la pequeña cantidad de livianos existentes en la misma. Sin embargo, los parámetros de control calculados son los más óptimos para las condiciones con las cuales opera la planta actualmente.

Por su parte, en la gráfica nº 48 se muestra la simulación del proceso en la cual no se observan grandes cambios, mientras que en las gráficas de tendencia arrojadas por el DCS (figura nº 49 y 50), se puede observar como la variable del proceso con la entonación se ajusta mejor a los requerimientos del proceso.

LIC_4001:

El controlador LIC_4001, es un controlador indicador de nivel en el tambor de condensado recuperado del proceso, este controlador abre o cierra la válvula LV_4001 para permitir el alivio del tambor de almacenamiento de condensado.

El nivel del tambor debe mantenerse para no afectar las condiciones operacionales, si el nivel no es controlado puede causar la cavitación de las bombas P_4001 A/B y la ruptura de los sellos de las mismas.

Este controlador es entonado a lazo cerrado, debido al comportamiento del lazo, es decir, se sabe que el nivel nunca está en estado estacionario, debido a el movimiento gravitacional del líquido, por esta razón se utiliza la gráfica de tendencia arrojada por el DCS para normalizar las oscilaciones y así obtener los valores de ganancia y tiempo integral más óptimos para el sistema.



En la figura nº 51, se puede observar que el sistema antes de ser entonado alcanza la estabilidad a una frecuencia de 0.01; al normalizar los parámetros se busca que el lazo responda mucho más rápido, por ende la frecuencia a la cual se alcance la estabilidad debe ser mucho menor.

Luego de realizar la entonación, se realiza nuevamente el estudio de estabilidad (figura nº 52), donde se observa que los nuevos parámetros mejoran el funcionamiento de este lazo ya que la estabilidad se logra a una frecuencia menor a 0,01 lo cual indica que con los nuevos parámetros el lazo de control actúa mucho más rápido, por otro lado el margen de fase y ganancia siguen siendo positivos, sin embargo el margen de fase aumento notoriamente, esto indica que el sistema no solo corrige más rápidamente cualquier desviación si no también es más estable.

Los cambios en el proceso con los nuevos parámetros de control se ve reflejado en las gráficas arrojadas por el simulador (figura nº 53), donde la variable de proceso, en este caso el nivel, se ajusta al set point o valor deseado del proceso, sin que la variable de salida (OP) presente tantas oscilaciones, estabilizando el proceso aguas arriba del tambor de condensado V_4001.

La mejoras en el comportamiento de la variable de salida del proceso también pueden observarse en las gráficas de tendencia reportadas por el DCS (figuras nº 54 y 55). Es necesario mencionar que las oscilaciones que se observan en la variable de salida (OP), son atribuidas al comportamiento de la válvula de control, la cual está programada con una característica para manejar el caudal de salida conocida como “igual porcentaje”; dicha característica hace que la válvula abra completamente a bajos recorridos, mientras que para mayores caudales de salida la apertura es mínima, esto con el fin de regular la salida y evitar que el nivel baje a tal punto de llegar a secar el tambor.



PIC_2307:

El controlador PIC_2307 es un controlador indicador de presión del tipo Proporcional Integral, encargado de controlar la presión de la descarga del compresor del proceso K_2301 e influye en la condensación de los gases de propileno, en los aeroenfriadores a la descarga del compresor, que van al tambor de reflujo V_2301.

Al optimizar los parámetros de control de este controlador, se estabiliza el FIC_2307, y en consecuencia evita oscilaciones en el flujo de los rehervidores, los cuales afectan los perfiles de temperatura en ambas partes de la torre fraccionadora C_2301 y C_2302.

Para entonar este lazo, se aplicó el método de Ziegler Nichols a lazo cerrado. A fin de normalizar la curva de reacción reduciendo las oscilaciones y el tiempo de respuesta del controlador. Es necesario mencionar que para obtener una mejor respuesta del lazo se normalizo la curva dos veces a fin de reducir la respuesta oscillatoria producto de la magnitud de gas que maneja.

A través de la gráfica nº 56, se puede observar que el margen de fase y ganancia son positivos, en función a esto se puede inferir que el sistema es estable, sin embargo, a pesar de que el margen de fase es positivo, este es bastante pequeño. Antes de realizar la entonación, el sistema alcanza la estabilidad en una frecuencia cercana a 0.1 con un margen de fase de -155° y un margen de ganancia de -62,5°. Para optimizar el sistema debe acortarse la ganancia y así la amplitud disminuirá y el sistema reaccionara en una frecuencia menor.

Luego de realizar la entonación, se realiza la gráfica de frecuencia nº 57, para el estudio de la estabilidad de los parámetros, en la cual se observa que los nuevos parámetros mejoran el funcionamiento de este lazo ya que actúa mucho más rápido y disminuye las oscilaciones. Para los nuevos parámetros la



estabilidad se alcanza en una frecuencia de 0.01 y el margen de fase es mucho más amplio -50°, lo cual indica que el sistema es más estable.

Por su parte, en la gráfica nº 58, respuesta del simulador, se observa como el sistema actúa mucho más rápido luego de ser entonado el lazo. Esto también puede observarse en las gráficas de tendencia nº 59 y 60, en donde disminuye la amplitud de las oscilaciones de la variable del proceso, mientras que las oscilaciones en la variable de salida (OP) se mantienen, debido a la influencia de la temperatura ambiente TI_1000.

FIC_2307:

El controlador FIC_2307 es un controlador indicador de flujo de tipo Proporcional Integral, encargado de controlar la salida del reflujo de propileno líquido del tambor V_2301 hacia la parte superior de la torre fraccionadora C_2302, este reflujo es utilizado para rectificar el propileno que sale por el tope a fin de cubrir con las especificaciones de calidad, es decir mantener el grado de pureza del propileno producto.

Al optimizar los parámetros de control de este controlador, se estabiliza no solo la cantidad de propileno que se refluja si no también las corrientes de fondo que regulan el suministro de calor a la torre, esto es debido a la existencia del selector FY_2309BSP, el cual asocia a este controlador con los controladores de flujo FIC_2301A/B en los rehervidores del fondo.

Dicho de otro modo, el punto de ajuste o set point del FIC_2307, es consecuencia de transformar la relación gaseosa a líquida, a través de un factor de conversión, esta relación se realiza a fin de ajustar la transferencia de energía en la torre. Si este lazo es estable la transferencia es homogénea y el equilibrio líquido vapor es constante en cada etapa de la separación.

Para entonar este lazo de control se realizó una prueba a lazo abierto, aplicando posteriormente el método gráfico de Smith basado en la curva de



reacción arrojada por el controlador, posteriormente se calcularon los valores de ganancia proporcional y tiempo integral a través del método de Ziegler Nichols. La ganancia proporcional calculada para este controlador fue menor que tenía anteriormente, esto va a lograr que las oscilaciones del sistema disminuyan. Por su parte el tiempo integral calculado fue mayor al que tenía el controlador anteriormente, lo cual va a provocar que el controlador reaccione de manera más lenta frente a un cambio.

En las gráficas de tendencias nº 57 y 58, se muestran grandes cambios con respecto al número de oscilaciones antes y después de realizar la entonación, a pesar de que las oscilaciones se mantienen, estas fueron normalizadas, haciendo que la variable se acople más fácilmente al punto de control.

FIC_2319:

El controlador FIC_2319 es un controlador indicador de flujo de tipo Proporcional Integral, encargado de controlar el flujo mínimo de la bomba P_2306, la cual se encarga de succionar propileno líquido fuera de especificación de la bala de almacenamiento V_2306, para enviarlo al CRP. Esto se usa cuando el propileno no cumple con las especificaciones, es decir, que el contenido de azufre, propano, butano u otros contaminantes está muy por encima de los límites permitidos.

Este controlador actúa como protección a la bomba P_2306, es por ello que es primordial que este lazo esté entonado, a fin de que esta bomba no sufra daños. Para realizar la entonación se aplicó el método gráfico de Smith a lazo abierto, una vez determinados las variables necesarias se calculó la ganancia proporcional del controlador y el tiempo integral, a través del método de cálculo de Ziegler Nichols.

Al graficar las trazas de Bode para los antiguos parámetros de control (figura nº 59), se puede observar que la curva superior (amplitud) no corta el eje 0, sin embargo el margen de ganancia es positivo, en función a esto se puede inferir que



el sistema es un poco inestable. Para optimizar el sistema debe aumentarse la ganancia y así la amplitud aumentara y el tiempo de reacción se acoplará mejor a los requerimientos del sistema.

Luego de realizar la entonación, se realiza nuevamente la gráfica de frecuencia (figura nº 60), para el estudio de la estabilidad de los nuevos parámetros de control, en la cual se observa que estos mejoran el funcionamiento de este lazo ya que pasa de ser un poco inestable a ser estable, al aumentar la amplitud el margen de fase pasa a ser positivo, mientras que el margen de ganancia permanece positivo, sin embargo también aumenta.

En función a estos cambios en la estabilidad del lazo se observa el comportamiento en el simulador (figura nº 61), donde se verifica como con los nuevos parámetros la variable de proceso entra en control en menor tiempo, aunque presente un pequeño número de oscilaciones. En las gráficas de tendencia (figura nº 62 y 63) puede observarse la mejora en la estabilidad de este lazo.

FIC_1500:

El controlador FIC_1500 es un controlador indicador de flujo de tipo Proporcional Integral, encargado de controlar el flujo mínimo de la bomba P_1502B. Este controlador mantiene en correcto funcionamiento la bomba y la vida útil de la misma.

Es importante que este lazo sea entonado ya que si el cabezal o presión de descarga disminuye se recircula el fluido de descarga al tanque y se asegura la succión. Por este motivo se realizó la entonación a lazo abierto a través del método de Smith basado en la curva de reacción y del método de Ziegler Nichols, obteniendo así parámetros más óptimos para el sistema.



Al realizar los estudios de estabilidad antes y después a través de la trazas de Bode (figura nº 64 y 65), se observa que el sistema es inestable en ambos casos, incluso después de realizar la entonación, esto se debe a que la carga hidráulica de la bomba al recircular es mínima, ya que estas bombas operan a caudales mucho mayores, sin embargo, los parámetros de control obtenidos son los requeridos para el lazo de protección de la bomba.

Para esta entonación solo se tiene la gráfica de tendencia nº 67 arrojada por el DCS después de la entonación, en esta gráfica se observa el perfecto acoplamiento de la variable de proceso con el punto de ajuste “set point” con un tiempo muerto muy cercano a cero.

FIC_1502:

El controlador FIC_1502 es un controlador indicador de flujo de tipo Proporcional Integral, encargado de controlar el flujo mínimo de las bombas P_1501 A/B. Este controlador mantiene en correcto funcionamiento las bombas y la vida útil de las mismas.

El FIC_1502 controla el flujo de propileno al muelle, con la apertura y cierre de la válvula de control FV_1502. Para determinar la estabilidad de este lazo es necesario realizar las trazas de Bode.

En el gráfica nº 68 se observa que el controlador FIC_1502 presentaba un margen de fase negativo con los parámetros antiguos, por lo que se consideró que el sistema era inestable. Para alcanzar la estabilidad fue necesario entonar el lazo de control a lazo abierto a través del método de Smith y Ziegler Nichols, obteniéndose valores de ganancia proporcional y tiempo integral mucho más grandes.

Al realizar las trazas de Bode para los nuevos parámetros de control (figura nº 69), se observa que el sistema pasa de inestable a estable, ya que el margen de fase pasa a ser positivo al igual que el margen de ganancia, alcanzando la



estabilidad a una frecuencia un poco mayor a 0.01. La estabilidad se logra porque el aumento de la ganancia aumenta la amplitud del sistema haciendo que este entre dentro de los límites de control.

La respuesta del simulador (figura nº 70), indica que el tiempo integral y la ganancia fueron aumentadas, aumentando el número de oscilaciones y reduciendo el periodo de respuesta, sin embargo, en la gráfica de tendencia nº 71, se observa como la entonación de este controlador hace que la variable entre en control.

FIC_1503

El controlador FIC_1503 es un controlador indicador de flujo de tipo Proporcional Integral, encargado de controlar el flujo mínimo de la bomba P_1502A. Este controlador mantiene en correcto funcionamiento la bomba y la vida útil de la misma.

Es importante que este lazo sea entonado ya que si el cabezal o presión de descarga disminuye se recircula el fluido de descarga al tanque y se asegura la succión. Por este motivo se realizó la entonación a lazo abierto a través del método de Smith basado en la curva de reacción y del método de Ziegler Nichols, obteniendo así parámetros más óptimos para el sistema.

Al realizar los estudios de estabilidad antes y después a través de las trazas de Bode (figura nº 72 y 73), se observa que el sistema es inestable en ambos casos, incluso después de realizar la entonación, esto se debe a que la carga hidráulica de la bomba al recircular es mínima, ya que estas bombas operan a caudales mucho mayores, sin embargo, los parámetros de control obtenidos son los requeridos para el lazo de protección de la bomba.

Para esta entonación solo se tiene la gráfica de tendencia nº 75, arrojada por el DCS después de la entonación, en esta gráfica se observa el perfecto



acoplamiento de la variable de proceso con el punto de ajuste “set point” con un tiempo muerto un poco mayor a cero.

TIC_1105

El controlador TIC_1105, es un controlador de temperatura del tipo Proporcional Integral, este controlador se encarga de mantener los perfiles de temperatura en la torre de – etanizadora, manejando la temperatura en el punto sensible de la separación de los livianos de la mezcla PP.

Este controlador no fue entonado, debido a que se encuentra en cascada con el controlador FIC_1101 (controlador de flujo de vapor al rehervidor), sin embargo la entonación del PIC_1100 y FIC_1100 mejora las condiciones de la torre, por ende la transferencia de calor en cada uno de los platos es homogénea, y la temperatura de torre es más estable durante el proceso de regeneración, tal como se observa en las figuras nº 77 y 78.

Por su parte, se realizó el estudio de estabilidad de este controlador a través de las trazas de Bode (figura nº 76), en el cual se observa que el margen de fase y ganancia son positivos, esto significa que los parámetros de control actuales mantienen al sistema dentro de los límites de estabilidad.

LIC_2304

El controlador LIC_2304, es un controlador del tipo Proporcional Integral, el cual se encarga de mantener el nivel en la tope torre fraccionadora (C_2302) y a través de la apertura de la LV_2304 garantiza el flujo intercolumna.

Al realizar el estudio de estabilidad a través de las trazas de Bode (figura nº 79), se observa que el sistema es estable, ya que los márgenes de fase y ganancia son positivos, sin embargo la frecuencia de estabilidad es muy pequeña, por este motivo se necesita de una evaluación periódica de la estabilidad de este controlador.

Este controlador no fue entonado, sin embargo, su mejora es consecuencia de la entonación del FIC_2307. Al mejorar el funcionamiento del LIC_2304, existen menos perturbaciones en el nivel de la torre y mejoran las condiciones aguas bajo de la fraccionadora. Las mejoras en la respuesta de este lazo pueden observarse en la figura nº 80 y 81.

CONCLUSIONES

- La ausencia de los parámetros de control apropiados aumentaba el factor de riesgo, lo cual atenta contra la política de la empresa.
- La entonación de los parámetros de control es una mejora para el sistema automatizado, esto implica que PROFALCA cumple con lo estipulado en su misión, “mejoramiento continuo de sus procesos para producir propileno de excelente calidad”.
- El proceso de regeneración causa dos (2) perturbaciones diarias en la torre de – etanizadora C_1101, lo cual produce variaciones en el nivel y en el consumo de vapor, desestabilizando los perfiles de temperatura, con la entonación del PIC_1100 la respuesta del proceso mejora, absorbiendo mejor las perturbaciones aguas abajo de esta torre.
- Para los estudios de estabilidad según Bode, los márgenes de fase y ganancia deben ser positivos, un aumento de estos márgenes aumenta a su vez la estabilidad, mientras que una disminución de dichos márgenes reduce la estabilidad del lazo.
- Los estudios de estabilidad del FIC_1100, FIC_1102, FIC_2307, FIC_1500 Y FIC_1503 se ven afectados debido a que las variables medidas no son las más acordes, debido a limitaciones operacionales.
- Los controladores entonados mejoraron su estabilidad, lo cual influye en la estabilidad global del sistema.

- La entonación de los parámetros de control es temporal, si las condiciones de los elementos de medición y de control final varían, estos deben re entonarse en función a esos cambios.
- El aumento o disminución de los parámetro de control va ha depender de la necesidad de aumentar o reducir el periodo de respuesta y la amplitud de las oscilaciones.
- La entonación del FIC_2307 mejora el nivel en el fondo de la torre fraccionadora C_2302, controlado por el LIC_2304, por ende al ser el nivel más estable, se regulan los perfiles de temperatura de la torre, mejorando así el funcionamiento de los controladores de flujo del fondo FIC_2301 A/B.



RECOMENDACIONES

- Realizar estudios de estabilidad al resto de los controladores del sistema de control automatizado.
- Realizar estudios de estabilidad cada 3 meses a fin de determinar si los lazos de control siguen siendo estables o si existen cambios en el sistema que ameriten la re entonación de los parámetros de control.
- Entonar los lazos de control en cascada a partir del método de entonación a lazo abierto propuesto por Carlos Smith en su libro *Automated Continuos Process Control*.
- Realizar mantenimiento y evaluar el efecto de histéresis en las válvulas de control PV_4001 y TV_4001, ya que presentan problemas durante la carrera del vástagos, posterior al mantenimiento realizar la entonación.
- Entonar los parámetros de control de los controladores de nivel, para ello chequear los valores de volumen de cada equipo.
- Instalar una válvula de control de flujo de vapor aguas abajo de la XV_1263 ya que esta es una válvula ON – OFF y origina una perturbación severa en el flujo de vapor FV_1101.



FUENTES CONSULTADAS.

LIBROS:

- Kuo, Benjamín C., “**Sistemas de Control Automático**”. Séptima Edición. Editorial Prentice Hall Hispanoamérica. Illinois (1996). Pág. 1 – 9, 539 - 550.
- Roca Cusidó, Alfred. “**Control de Procesos**”. Editorial Alfaomega. Ediciones UPC, S.L. Barcelona, España (1999). Pág. 1 – 10, 136 – 151, 305 – 320.
- Ogata Katsuhiko. “**Ingeniería de Control Moderna**”. Segunda Edición. Editorial Prentice Hall Hispanoamérica. Minnesota (1993). Pág. 455 – 546.
- Smith, Carlos A. Corripio. “**Control Automático de Procesos**”. Teoría y Práctica. Limusa Noriega Editores (1996).
- Ávila R. Jesús E., “**Introducción a la Ingeniería de Control Automático**”. Editorial Mc Graw Hill. Bélgica (1998). Pág. 215 – 250.
- Coughanowr, Donald R. “**Process Systems analysis and Control**”. Segunda Edición. Editorial Mc Graw Hill. Universidad Drexel (1991) - EEUU. Pág. 201 – 238.
- Ogata Katsuhiko. “**Problemas de Ingeniería de Control Moderna. Utilizando MATLAB**”. Editorial Prentice Hall Hispanoamérica. Minnesota (1999). Pág. 246 – 274.
- Chau, Pao C. “**Chemical Process Control: A First Course with MATLAB**”. Universidad de California. San Diego (2001). Capítulo 5, 6 y 9.



Artículos y Publicaciones On - Line:

- Alfaro, Víctor M. “**Identificación de Procesos Sobreamortiguados Utilizando Técnicas de Lazo Abierto y Lazo Cerrado**”. San José – Costa Rica (2005).
- Alfaro, Víctor M. “**Actualización del Método de Sintonización de Controladores de Ziegler Nichols**”. San José – Costa Rica (2005).
- Alfaro, Víctor M. “**Métodos de Sintonización de Controladores PID que Operan como Reguladores**”. San José – Costa Rica (2005).
- Alfaro, Víctor M. “**Sintonización de Controladores PI y PID Utilizando Criterios Integrales IAE E ITAE**”. San José – Costa Rica (2005).
- <http://prof.usb.ve/williamc/PID/pid.html>. “**Capítulo III. Sintonización de Controladores PID**”.
- Manual del Usuario del Simulador SimApp
- www.library.cmu.edu/ctms/ctms/freq/freq.htm. “**Control Tutorial for MATLAB and Simulink**”.
- Manual de Descripción de Procesos de Planta Separadora de Propano/Propileno PROFALCA
- Manual de la Política de la Empresa PROFALCA
- Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática de la Universidad de Oviedo. “**Análisis de Sistemas en el Dominio del Tiempo**”. Gijón (2005).
- Flores T., Antonio. “**Respuesta Dinámica de Sistemas Lineales de Primer Orden**”. (2006)

APÉNDICE Nº 1

Glosario de términos básicos



GLOSARIO DE TÉRMINOS TÉCNICOS

Controlador Lógico Programable (PLC): computadora fácilmente programable por los técnicos habituados al funcionamiento de los controladores del sistema, con el objeto de llevar a cabo automáticamente las tareas de control regulares.

Elemento de control final: por cada proceso debe haber un elemento de control final, que regule el suministro de energía o material al proceso y cambie la señal de medición; generalmente este elemento es una válvula de control pero puede ser además una correa o regulador de velocidad de motor, posicionador, etc.

Entrada: señal de excitación que se aplica a un sistema de control. Existen las entradas de referencia y las perturbadoras. La referencia se aplica a voluntad del usuario con el fin de encontrar una respuesta deseada; mientras que la perturbadora es una entrada no deseada y no previsible que trata de afectar adversamente el valor de salida del sistema.

Error: diferencia entre la señal de referencia y la señal de salida real.

Fraccionamiento: proceso que consiste en calentar una mezcla de producto químico hasta su punto de ebullición para obtener el compuesto deseado libre de impureza en la corriente de tope o fondo según sea el caso.

Ganancia del Proceso (K_p): relación de cambio de la variable de salida o variable de respuesta, entre la variable de entrada. Describe la sensibilidad de la variable de salida a un cambio en la variable de entrada, es decir, indica cuán sensible es la variable controlada con respecto a la variable manipulada.

Paquete de deshidratación: conjunto de equipos diseñados y dispuestos con el objeto de extraer el agua satura de la mezcla Propano – Propileno.

Perturbación: señal que tiende a afectar la salida del sistema, desviándola del valor deseado.

Planta: elemento físico que se desea controlar. Planta puede ser: un motor, un horno, un sistema de disparo, un sistema de navegación, un tanque de combustible, etc.

Proceso: operación progresivamente continua, caracterizada por una serie de cambios graduales, sin embargo, en el área de control, “proceso” es cualquier operación que vaya a ser controlada.

Salida: respuesta de un sistema a un estímulo dado, la misma se expresa como apertura del elemento final.

Sensor: dispositivo que convierte el valor de una magnitud física (presión, flujo, temperatura, etc.) en una señal eléctrica codificada ya sea en forma analógica o digital. También es llamado **transductor**. Los sensores, o transductores, analógicos envían, por lo regular, señales normalizadas de 0 a 5 voltios, 0 a 10 voltios o 4 a 20 mA.

Señal: salida o información que emana un instrumento. Información representativa de un valor cuantificado.

Señal de control: señal que produce el controlador para modificar la variable controlada de tal forma que se disminuya, o elimine, el error.

Sistema: consiste en un conjunto de elementos que actúan coordinadamente para realizar un objetivo determinado.

Span del Transmisor: diferencia entre el valor superior e inferior del campo de medida. Para el caso del termómetro del ejemplo, el SPAN será de 50 grados Celsius.



Tao (τ): constante de tiempo definida como tiempo que tarda la variable de salida en alcanzar 63,2% de su cambio total. Este tiempo es contabilizado desde el momento en que la variable comienza a responder. Mientras mayor sea esta constante de tiempo más lenta será la respuesta del proceso.

Tiempo muerto (tm): tiempo finito que tarda la variable de salida en responder a un cambio en la variable de entrada.

Transmisor: Capta la variable del proceso a través del elemento primario y la convierte a una señal de transmisión estándar.

Variable Controlada: variable que se capta a través del transmisor y que origina una señal de realimentación.

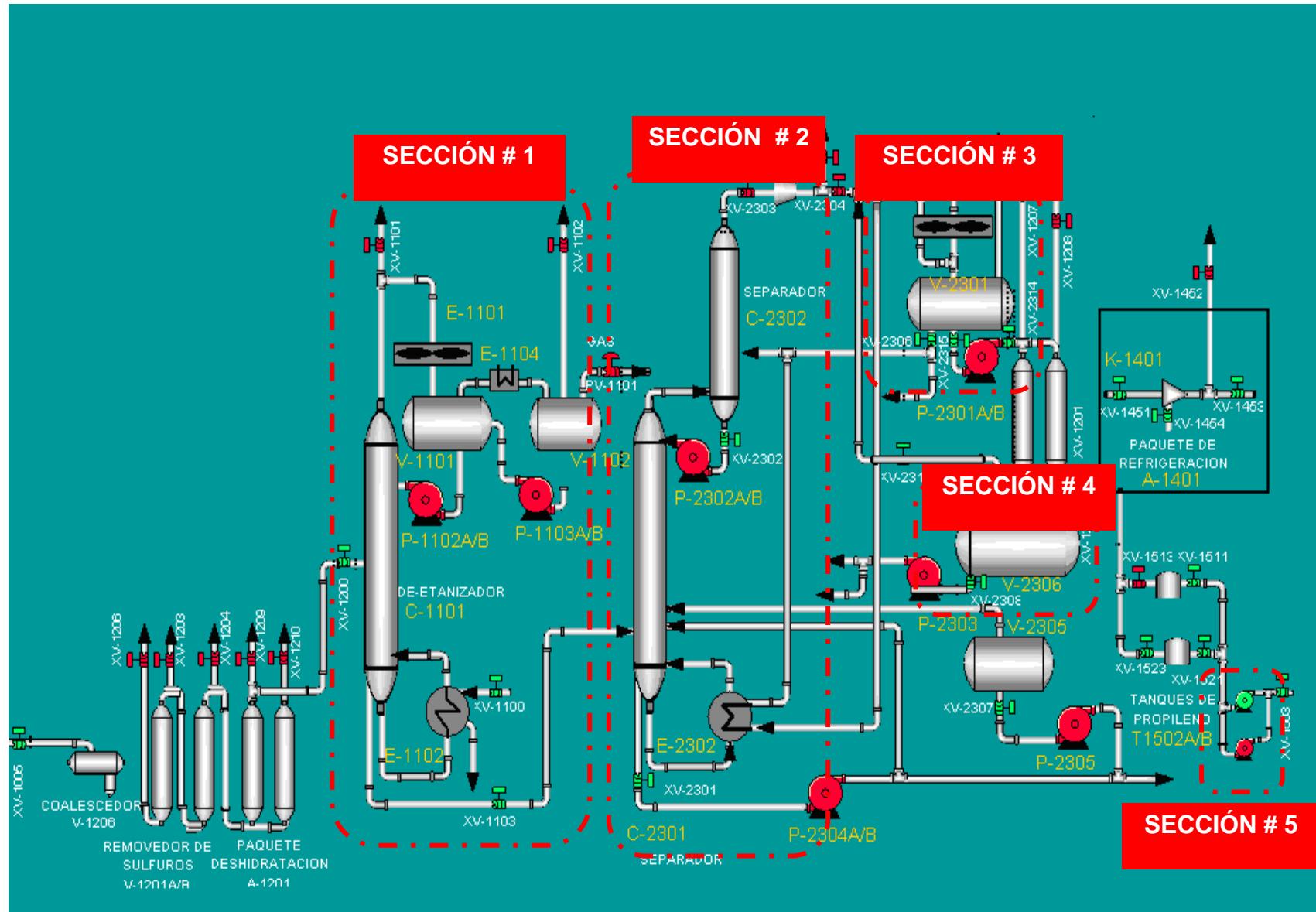
Variable Manipulada: cantidad o condición del proceso variada por el elemento o elementos finales de control.

Variable Medida: cantidad, propiedad o condición física que es medible.



ANEXO Nº 1

SECCIONES DE ESTUDIO



ANEXO Nº 2

**PÁGINAS DE ALGORITMOS CONTROL
ANTES DE LA ENTONACIÓN**

PIC_1100

ALIM. DE-ETANIZ C-1101 U2 DE-ETHANIZER

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 39.7656

OP 39.7656

PVAUTO 28.9204 OPEU 39.7656 INITVAL 28.9000

SP 28.9000

 CONTROL LIMITS

SPHILM 50.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

 TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 3.20000

T1 0.18700

T2 0.00000

FIC_1100 FONDO DE-ETANIZ C-1101 U2 DE-ETHANIZER CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 35.4779

OP 35.4779

PVAUTO 52.3087 OPEU 35.4779 INITVAL 52.6400

SP 52.6400

----- CONTROL LIMITS -----

SPHILM 62.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

----- TUNING PARAMETERS -----

CONTROL MISC K 0.10000

T1 5.00000

T2 0.00000

LIC_1102 TAMBOR REFLUJO V-1101 U2 DE-ETHANIZER CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 30.3498

OP 30.3498

PVAUTO 68.0450 OPEU 30.3498 INITVAL 68.0000

SP 68.0000

----- CONTROL LIMITS -----

SPHILM 100.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM 5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

----- TUNING PARAMETERS -----

CONTROL MISC K 3.00000

T1 2.00000

T2 0.00000

FIC_1102	REFLUJO DE-ETANIZ C-1101 U2 DE-ETHANIZER	CTL ALGO PAGE
CONTROL INPUTS		CV 41.7834
		OP 41.7834
PVAUTO	49.8907	OPEU 41.7834 INITVAL 50.0000
SP	50.0000	
----- CONTROL LIMITS -----		
	SPHILM 69.0	
	SPLOLM 0.0	
	OPHILM 105.0	
	OPLOLM -5.0	
	OPMCHLM 0.0	
	OPROCLM -----	
----- TUNING PARAMETERS -----		
CONTROL MISC		K 0.27000
		T1 0.42000
		T2 0.00000

LIC-4001

TAMBOR CONDENS., V-4001 U2 DE-ETHANIZER

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 72.6594

OP 72.6594

PVAUTO 64.3204 OPEU 72.6594 INITVAL 65.0000

SP 65.0000

CONTROL LIMITS

SPHILM 100.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 80.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 2.00000

T1 2.50000

T2 0.00000

PIC-2307

K-2301 DESCARGA COMPR U3 SPLITTER COMPRESSOR

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 52.9586

OP 52.9586

PVAUTO 19.6149 OPEU 52.9586 INITVAL 19.7000

SP 19.7000

CONTROL LIMITS

SPHILM 35.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 3.13000

T1 0.60000

T2 0.00000

FIC-2307

SEP REFLUJO V-2301

U4 ARSINE REACTORS, BULL

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS

CV 49.7764

OP 49.7764

PVAUTO 82.6849 OPEU 49.7764 INITVAL 83.0065
SP 83.0065

CONTROL LIMITS

SPHILM 114.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 80.0

OPLOLM 30.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC

K 0.30000

T1 0.10000

T2 0.00000

FIC_2318

C3= HACIA ARRANQUE

U4 ARSINE REACTORS, BULL

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS

CV -5.02815

OP -5.00000

PVAUTO 13.6964 OPEU -5.00000 INITVAL 13.2000

SP 13.2000

CONTROL LIMITS

SPHILM 31.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC

K 0.20000

T1 0.25000

T2 0.00000

FIC-1500

FLUJO MIN BOMBA 0 EMB C3 UG UTILITIES

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV -4.00000

OP -4.00000

PVAUTO 55.5062 OPEU -4.00000 INITVAL 112.000

SP 112.000

CONTROL LIMITS

SPHILM 483.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCCLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.20000

T1 0.25000

T2 0.00000

FIC_1502

FLUJO MINIMO BOMBAS C3= US UTILITIES

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV -4.00000

OP -4.00000

PVAUTO 0.000000 OPEU -4.00000 INITVAL 22.0000

SP 22.0000

CONTROL LIMITS

SPHILM 29.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.30000

T1 0.20000

T2 0.00000

FIC_1503

FLUJO MIN BOMBA B EMB C3 US UTILITIES

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV -4.00000

OP -4.00000

PVAUTO 55.5062 OPEU -4.00000 INITVAL 112.000

SP 112.000

CONTROL LIMITS

SPHILM 483.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.20000

T1 0.25000

T2 0.00000

ANEXO Nº 3

**PÁGINAS DE ALGORITMOS CONTROL
DESPUES DE LA ENTONACIÓN**

PIC-1100

ALIM, DE-ETANIZ C-1101 U2 DE-ETHANIZER

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV -37.1626

OP -5.00000

PVAUTO 16.6933 OPEU -5.00000 INITVAL 28.9000

SP 28.9000

CONTROL LIMITS

SPHILM 50.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 1.44000

T1 0.15000

T2 0.00000

FIC_1101

FONDO DE-ETANIZ C-1101 U2 DE-ETHANIZER

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 0.00000

DP 0.00000

PVAUTO 0.08663 OPEU 0.00000 INITVAL 0.08663

SP 0.08663

CONTROL LIMITS

SPHILM 62.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.16000

T1 0.61000

T2 0.00000

LIC_1102

TAMBOR REFLUJO V-1101 U2 DE-ETHANIZER

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 30.3576

OP 30.3576

PVAUTO 67.0792 OPEU 30.3576 INITVAL 67.0000

SP 67.0000

————— CONTROL LIMITS —————

SPHILM 100.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM 5.0

OPMCCLM 0.0

OPROCLM -----

————— TUNING PARAMETERS —————

CONTROL MISC K 1.35000

T1 1.64000

T2 0.00000

...

FIC_1102

REFLUJO DE-ETANIZ C-1101 U2 DE-ETHANIZER

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 30.0000

OP 30.0000

PVAUTO 0.000000 OPEU 30.0000 INITVAL 0.00000

SP 0.00000

CONTROL LIMITS

SPHILM 69.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCCLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.32000

T1 0.59000

T2 0.00000

LIC-4001

TAMBOR CONDENS, U-4001 U2 DE-ETHANIZER

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 40.0000

DP 40.0000

PVAUTO 66.6748 OPEU 40.0000 INITVAL 66.6748

SP 66.6748

————— CONTROL LIMITS —————

SPHILM 100.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 80.0

OPLOLM -5.0

OPMCCLM 0.0

OPROCLM -----

————— TUNING PARAMETERS —————

CONTROL MISC K 0.90000

T1 2.04900

T2 0.00000

PIC-2307

K-2301 DESCARGA COMPR U3 SPLITTER COMPRESSOR

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 53.1009

OP 53.1009

PVAUTO 19.8878 OPEU 53.1009 INITVAL 19.8800

SP 19.8800

CONTROL LIMITS

SPHILM 35.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.63000

T1 0.50000

T2 0.00000

FIC_2307

SEP REFLUJO V-2301

U4 ARSINE REACTORS, BULL

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS

CV 0.00000

OP 0.00000

PVAUTO 0.29474 OPEU 0.00000 INITVAL 0.29474
SP 0.29474

CONTROL LIMITS

SPHILM 114.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 80.0

OPLOLM 30.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC

K 0.11000

T1 0.33000

T2 0.00000

FIC_2319

C3= HACIA ARRANQUE

U4 ARSINE REACTORS, BULL

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS

CV 139.371

OP 105.000

PVAUTO 0.04264 OPEU 105.000 INITVAL 13.2000

SP 13.2000

————— CONTROL LIMITS —————

SPHILM 31.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCCLM 0.0

OPROCLM -----

————— TUNING PARAMETERS —————

CONTROL MISC

K 0.85000

T1 0.18000

T2 0.00000

FIC_1500

FLUJO MIN BOMBA B EMB C3 U6 UTILITIES

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 0.00000

OP 0.00000

PVAUTO 64.1171 OPEU 0.00000 INITVAL 112.000

SP 112.000

————— CONTROL LIMITS —————

SPHILM 483.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

————— TUNING PARAMETERS —————

CONTROL MISC K 0.20000

T1 0.61000

T2 0.00000

FIC_1502

FLUJO MINIMO BOMBAS C3= US UTILITIES

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV 5.28758

OP 5.28758

PVAUTO 23.2292 OPEU 5.28758 INITVAL 23.0000

SP 23.0000

CONTROL LIMITS

SPHILM 29.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCCLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.87000

T1 0.60000

T2 0.00000

FIC_15@3

FLUJO MIN BOMBA A EMB C3 U6 UTILITIES

CTL ALGO PAGE

CONTROL INPUTS CV -6.00000

OP -6.00000

PVAUTO 0.000000 OPEU -6.00000 INITVAL 112.000

SP 112.000

CONTROL LIMITS

SPHILM 483.0

SPLOLM 0.0

OPHILM 105.0

OPLOLM -5.0

OPMCHLM 0.0

OPROCLM -----

TUNING PARAMETERS

CONTROL MISC K 0.20000

T1 0.61000

T2 0.00000



REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA
MINISTERIO DEL PODER POPULAR PARA LA
EDUCACIÓN UNIVERSITARIA, CIENCIA Y TECNOLOGÍA
SANTA ANNE DE CORO - ESTADO FALCÓN
UNIVERSIDAD POLÍTÉCNICA
TERRITORIAL DE FALCÓN
ALONSO GAMERO

DEPARTAMENTO ACADÉMICO



INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

EVALUACIÓN DEL TRABAJO ESCRITO
DEL PROYECTO SOCIO INTEGRADOR
POR EL JURADO EVALUADOR

TÍTULO DEL TRABAJO:

Parametros de Control de la Planta de
manufactura de Propileno Grado Polimero

APPELLIDOS Y NOMBRES DE LOS AUTORES:

Bueno Dorante Johan José C.I: 17.177.372
Chirinos Moreno Bonnys Adonis C.I: 19.059.128
Gutierrez Zaragba Jean Carlos C.I: 16.349.479.
Hernandez Martinez Luis Ramon C.I: 5.317.893
Lugo Morales Hebert Jose C.I: 12.184.661
Peredo Morillo Jose Manuel C.I: 16.439.734

Apellido y Nombre Docente Asesor (a): Leon. Jaime Celia Msc.
Responsable del Proyecto: _____

Apellido y Nombre Representante Institucional en el Área de Proyecto (Asesor Técnico):

Lic. Edgar Sigo.

ASPECTOS EVALUADOS	% MÁXIMO	CALIFICACIÓN
1.- Calidad del contenido -Profundidad del análisis -Originalidad	3	3
	SUB-TOTAL	
2.- Ajuste al esquema de investigación – acción - Adecuado	2	2
	SUB-TOTAL	
3.- Legibilidad - Redacción - Ortografía	1	1
	SUB-TOTAL	
4.- Lenguaje técnico - Adecuado	1	1
	SUB-TOTAL	
5.- Presentación y apariencia - Títulos, textos, etc. ajustados a la normativa	1	1
	SUB-TOTAL	
	SUMA TOTAL	8.

OBSERVACIONES:



REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA
MINISTERIO DEL PODER POPULAR PARA LA
EDUCACIÓN UNIVERSITARIA, CIENCIA Y TECNOLOGÍA
SANTANA DE LORO - ESTADO FALCÓN
UNIVERSIDAD POLITÉCNICA
TERRITORIAL DE FALCÓN
ALONSO GAMERO



CONSTANCIA DE ACEPTACIÓN DEL ASESOR TÉCNICO (TUTOR)

Yo, EDGAR JOSE LUGO C.I.: 3681634, hago constar por medio de la presente que acepto asistir técnicamente, el proceso de elaboración, entrega, presentación y evaluación del **Proyecto SocioIntegrador** perteneciente al PNF en Instrumentación y Control titulado:

Parametros de control de la planta de Manufactura de Propileno crudo Polímero.

a ser elaborado por los Técnicos Superior Universitarios:

Bueno Dorante, Johan José C.I. 17.177.372

chirinos Moreno Bonnys Adonis C.I. 19.059.128

Gutierrez Zarraga Jean Carlos C.I. 16.349.479

Hernandez Martinez Luis Ramón C.I. 5.317.893

Lugo Morgles Hebert José C.I. 12.184.661

Perozo Morillo José Manuel C.I. 16.439.734

como requisito final para optar al grado académico de Ingeniero en Instrumentación y Control:

En la ciudad de Punto Fijo a los 17 días del mes de OCTUBRE del 2016

Eduardo Lugo
C.I.: 3681634



REGISTRO DEL PROYECTO (Aval para la certificación del servicio comunitario)

Programa Nacional de Formación: INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL
Fecha de inicio: _____ Fecha culminación: 17 de octubre
Comunidad: PROFALCA Parroquia: CARIRUBANA Municipio: CARIRUBANA
Nombre Consejo Comunal:

Nombre y cedula del Profesor Guía: JAI ME CEFIS CI: 8657193
Nombre y cedula del Tutor: EDGIDR JOSE LUGO CI: 3681634

Nombre y cedula de identidad de los integrantes del proyecto	
1. BUENO DURANTE JONATHAN JOSE	17.177.372
2. CHIRINOS M. BONNYS. A.	19.059.128
3. GUTIERREZ Z. JEAN CARLOS	16.349.479
4. HERNANDEZ M. LUIS ROMAN	5.317.893
5. LUGO M. HEBERT JOSE	12.184.661
PEREZ M. JOSE M.	16.439.734

Denominación del Proyecto: PARÁMETROS DE CONTROL DE LA PLANTA DE MANUFACTURA DE PROPILENO GRADO POLÍMERO

Objetivos o Propósitos del Proyecto

General: OPTIMIZAR LOS PARÁMETROS DE CONTROL DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE PROPANO-PROPILENO "PROFALCA"

Específicos:

- Diagnósticar la situación actual de los parámetros de control de la planta.
- Realizar los cálculos de los parámetros de control aplicando Ziegler-Nichols, ITAE
- Verificar la estabilidad de los nuevos parámetros de control calculados
- Comparar la estabilidad estática vs la estabilidad dinámica de los nuevos parámetros
- Introducir al sistema de control de la planta los nuevos parámetros a fin de lograr la optimización del mismo.

Resultados del Proyecto

Breve descripción del producto o servicio:

NDICAR LA PREMURA DE REALIZAR AJUSTES, CALIBRACION Y PRUEBA DE LOSOS DE LOS CONTROLORES EXISTENTES EN LA PLANTA, PARA GARANTIZAR LA BUENA ENTONACIÓN DE LOS MISMO, MAYOR PRODUCTIVIDAD Y SEGURIDAD DE SUS PROCESOS EVITANDO GASTOS INNECESSARIOS POR MAL FUNCIONAMIENTO.

Procedimiento o metodología aplicada: INVESTIGACIÓN DE ACCIÓN PARTICIPATIVA.

Memoria descriptiva del proyecto: PARA DEMOSTRAR LA VERACIDAD DE LOS PARÁMETROS DE CONTROL OBTENIDOS Y LA REACCION DEL PROCESO A LOS MISMO, ESTOS SE PROBARON EN UN SIMULADOR, A OBJETO DE PREVENIR ERRORES EN EL SISTEMA AUTOMATIZADO DE LA PLANTA, PARA ETO. SE SIMULA EL ANTES Y DESPUES DE LA ENTONACIÓN, DICHAS GRAFICAS SE COMPARAN CON LAS GRAFICAS DE TENDENCIAS ARREGLADAS POR EL DCS.

FIRMAS

Profesor Guía

(Sello Departamento)

Profesor Tutor

Edg.-

Representante

Comunal

(Sello Comunal)

PROPILENO DE FALCON, PROFALCA, C.A.
GERENCIA DE MANTENIMIENTO