

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE LAS SECCIONES DE REACCIÓN FRACCIONAMIENTO Y PLANTA DE GAS DE UNA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDIZADO (FCC)

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela.
por las Bras. Glavan M. Yozika S.
Torrealba B. Julia A.
para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2009

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE LAS SECCIONES DE REACCIÓN FRACCIONAMIENTO Y PLANTA DE GAS DE UNA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDIZADO (FCC)

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

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela.
por las Bras. Glavan M. Yozika S.
Torrealba B. Julia A.
para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2009



Caracas, 30 de Octubre de 2009

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por las Bachilleres Glavan, Yozika S. y Torrealba, Julia A., titulado:

“Simulación del Proceso y Lazos de Control de las secciones de Reacción Fraccionamiento y Planta de Gas de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC)”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO.

Prof. Arnoldo Pérez
Jurado



Prof. José Romero
Jurado

Prof. Johnny Vásquez
Tutor Académico

Ing. Ricardo Caballero
Tutor Industrial



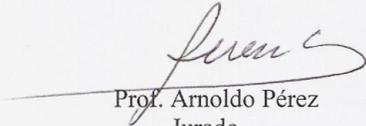
ACTA

MENCION HONORÍFICA

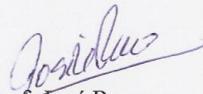
Los abajo firmantes, miembros del Jurado Examinador del Trabajo Especial de Grado: “**SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE LAS SECCIONES DE REACCIÓN FRACCIONAMIENTO Y PLANTA DE GAS DE UNA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDIZADO (FCC)**”, presentado por las bachilleres Julia Torrealba y Yozika Glavan, queremos dejar constancia del excelente nivel del trabajo realizado ya que el mismo en cuanto a su ejecución, presentación y utilidad de los resultados ameritó que se le asignara la calificación máxima de **VEINTE PUNTOS (20)**. Así mismo, hemos decidido por unanimidad concederle **MENCION HONORÍFICA** como un reconocimiento especial al magnífico trabajo realizado, por la aplicación del Método Ingenieril en la solución del problema planteado y su contribución para llevar a cabo actividades que permiten adquirir conocimientos acerca de cómo se obtienen y estudian los datos de un proceso y cómo se manejan y controlan algunas variables en la industria química, utilizando un software de control de procesos que opera en tiempo real. Otro aporte significativo de este trabajo, es el diseño de una práctica virtual para estudiar los lazos de control del proceso de craqueo catalítico, donde el estudiante puede analizar el proceso, efectuar pruebas y proponer mejoras en el mismo.

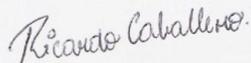
Finalmente, este trabajo también contribuye a la consolidación del Laboratorio de Control de Procesos multidisciplinario, proyecto que permitirá la participación de estudiantes y docentes de las Escuelas Ingeniería Química, Ingeniería Mecánica e Ingeniería Eléctrica.

En Caracas, a los treinta días del mes de octubre del año dos mil nueve.


Prof. Arnoldo Pérez
Jurado




Prof. José Romero
Jurado


Ing. Ricardo Caballero
Tutor


Prof. Johnny Vásquez
Tutor

AGRADECIMIENTO

En primer lugar quiero agradecer a Dios por permitirme transitar por esta vida, darme salud, una maravillosa familia, excelentes amigos y colocar a grandes personas en mi camino que me han apoyado tanto para culminar con éxito mi carrera. A pesar de todas las dificultades me ha dado la fuerza necesaria para seguir adelante y superar todos los obstáculos.

Quiero dar infinitas gracias a mi mamá, esa mujer maravillosa que me dio la vida, que me ha acompañado en cada uno de mis pasos, ha sido la guía que me ha llevado a ser lo que soy y me ha dado la confianza para poder alcanzar mis sueños y metas. Esa mujer con sencillez, humildad, dedicación, entrega, bondad, nobleza y una increíble capacidad de ayudar incondicionalmente, es única y es la mejor madre que Dios me ha podido dar. Me ha enseñado que en ocasiones la vida es dura pero es importante seguir adelante a pesar de las adversidades hasta alcanzar el éxito. Gracias por estar conmigo en los momentos más difíciles, por apoyarme siempre, por creer en mí, por disfrutar mis triunfos, por escucharme y por tus palabras en los momentos más oportunos. A ti mamá te dedico con amor este trabajo, mi vida, mis sueños, mis éxitos y mis metas, juntas recogeremos los frutos de este triunfo que ahora celebramos.

Gracias a mis hermanos Samantha y Adalberto por creer en mi y por tantos buenos momentos y tantas locuras compartidas.

Gracias a Jonathan Alejandro Godoy Riera, porque en esta etapa de cambios en mi vida, tan difícil e importante has estado a mi lado compartiendo y disfrutando mis éxitos. Por preocuparte por mi bienestar hasta en los detalles más sencillos, por cuidar de mí, por escucharme cuando lo necesito, apoyar todas mis decisiones y ser tan comprensivo. Gracias por hacerme entender que las etapas difíciles son temporales, por contagiarme tu energía positiva, iluminar mi vida, hacerme tan feliz y ser mi punto de apoyo en los momentos débiles. Has dado todo para ayudarme y facilitarme la culminación de este trabajo. Eres la fortaleza de mis debilidades, un ser único,

maravilloso e inigualable, simplemente eres esencial y es una bendición tenerte en mi vida, te quiero mucho.

Gracias a la Universidad Central de Venezuela que me ha permitido ingresar a sus aulas y formarme como profesional de este país.

Gracias al Sr. José Juan Palma, por la paz que irradiaba su mirada, su sencillez, su humildad y sus palabras de aliento. Espero que Dios lo tenga en su gloria y desde aquí le agradezco todo lo que hizo por mi familia y por mí.

Gracias al Dr. Oslan Petit, profesional honesto, sencillo y justo. Porque sin recibir nada a cambio, ofreció toda su colaboración. Que Dios le de mucha salud.

Gracias al Prof. Jhonny Vásquez por confiar en mí para llevar a cabo este importante proyecto, por sus palabras gratificantes, su entera dedicación, su guía y grandes consejos para culminar con éxito este trabajo. Gracias por el interés en desarrollar un proyecto tan importante para el beneficio de todos los estudiantes que ingresarán a la escuela de Ingeniería Química.

Gracias al Ingeniero Ricardo Caballero, a quien admiro y respeto, es una excelente persona, sencillo, siempre dispuesto a colaborar, a enseñarme y transmitirme todos sus conocimientos. Gracias por estar disponible siempre, por su paciencia, su capacidad de escuchar, ofrecer sabios consejos y dar sin recibir nada a cambio. Ha sido muy importante en la culminación de este trabajo, un excelente guía y un gran apoyo. De verdad mi más sincera admiración y respeto.

Gracias al Ingeniero Arnoldo Pérez por ofrecerme toda su ayuda y su experiencia profesional incondicionalmente. Por estar interesado y comprometido en la formación de excelentes profesionales y dedicar su tiempo a ofrecerme consejos oportunos para el desarrollo de este trabajo.

Gracias al Profesor Humberto Kum quien ha formado parte importante en mi formación como profesional, por todo su apoyo, por confiarme varios proyectos y por el interés de ofrecer todos sus conocimientos.

Gracias al Ingeniero José Barriola, por estar presente siempre y tener el sincero gesto de ofrecer toda su ayuda durante el desarrollo de este trabajo.

Gracias al Profesor Leonardo Oropeza por su simpatía y disposición a ofrecer toda su ayuda para la culminación de este trabajo.

Gracias a mi gran amigo y compañero Joan Sánchez, porque es un ser humano increíble, lleno de paz y tranquilidad, dispuesto a dar sin recibir y mantener el equilibrio en los momentos más complicados. Gracias por todos los momentos compartidos desde el inicio de esta carrera, por escucharme cuando lo he necesitado y se que cuento contigo siempre. Te espera un gran camino amigo, lleno de muchos más éxitos.

Gracias a mi gran amigo y compañero Oscar González por su simpatía tan peculiar, por ser tan sincero, por guardar una risa hasta en los peores momentos, por hacerme reír y por todo lo que hemos compartido desde que llegamos a la Universidad. Te deseo lo mejor del mundo amigo.

Gracias a mi amiga y compañera de trabajo Julia, porque nos dedicamos enteramente a estudiar desde los inicios de nuestra carrera, porque intercambiamos nuestros conocimientos, por todos los momentos compartidos, por las alegrías y tristezas vividas, por tantos días y tantas horas trabajando en el LOU, por los momentos en que sentimos que nunca íbamos a culminar este trabajo pero lo hicimos. Eres una gran persona, sencilla, humilde y sincera, deseo sigas cosechando muchos más éxitos y felicidad.

Gracias a una gran amiga, Aurimar Marchena, por su increíble capacidad de escucharme y darme los mejores consejos, por confiar en mí, apoyarme y por todos los momentos compartidos.

Gracias a Raúl Cabrita, muy buen amigo, aventurero, dispuesto a ofrecer su ayuda incondicionalmente y por todos sus consejos. También a mis amigos Andrea Luongo, Luis Orta, Taslim León, Kevin Sánchez, Nelson Rondón, Patricia Peñaloza, María Urdaneta y Gonzalo Félix, por formar parte de mi vida universitaria y compartir conmigo tantas experiencias. Les deseo los más grandes éxitos.

En la Escuela Básica de Ingeniería quiero agradecer enormemente a los Profesores Nelson Fernández y Ángela Hernández, por quienes siento profunda admiración y respeto, fueron pilares fundamentales en los inicios de mi carrera y excelentes guías. Gracias por todo su apoyo y confianza en mí. También al Profesor Antonio Acosta por sus buenos deseos durante el desarrollo de mi trabajo.

Gracias a los Profesores de la escuela de Ingeniería Química: Samir Marzuka, Anubis Pérez, Luis García, Nólides Guzmán, Trino Romero y Abbud Batch, porque han sido grandes guías y transmisores de conocimientos para hacer de mi una excelente profesional.

Gracias a la Ingeniera Patricia León, porque aunque se encuentra a distancia, tuvo el amable y sincero gesto de ayudarme en las dudas que se presentaron.

Yozíka Samar Glavan Moreno

Antes que nada quiero agradecer a Dios por haber guiado mis pasos durante el transcurso de mi carrera universitaria. Por haber permitido que estos cinco años estuvieran llenos de bendiciones, experiencias, alegrías, tristezas, esfuerzos, encuentros, desencuentros y todo aquello que estuvo envuelto en este maravilloso camino.

Quiero dar infinitas gracias a mi mamá por haber luchado día a día a mi lado, por sus consejos y apoyo y por ser la mejor mamá que pude tener. Sinceramente las palabras no me alcanzan para expresar en estas líneas el enorme amor y admiración que tengo hacia esa ejemplar mujer a la que tengo el privilegio de llamar mamá. Una mujer siempre luchadora, perseverante, amorosa, inteligente que me enseñó que nada es imposible en esta vida. Gracias hoy y siempre mamá.

Gracias a mi abuela Juliana por haber sido ese ser tan especial y amoroso que fue en vida. Abuela gracias por tus enseñanzas, tus abrazos, tus regaños... Todos los días pienso en ti. Porque gracias a tu cariño, guía y apoyo he llegado a realizar uno de los anhelos más grandes de mi vida, fruto del inmenso apoyo, amor y confianza que en mí se depositó y con los cuales he logrado terminar mis estudios profesionales que constituyen el legado más grande que pudiera recibir y por lo cual les viviré eternamente agradecido

También quiero agradecer a mi familia, a mi tía Delia, a mi tía Diana, a mi padrino Luis, a mi madrina Maigualida, a mi tío Rubén, a mis primas Yheissi y Daniela, a mis primos Rubén y Alejandro y a Yumar por haberme brindado su apoyo incondicional, en las buenas y en las malas. Gracias por siempre estar pendiente. Sin su apoyo, colaboración e inspiración habría sido muy difícil llevar a cabo esta ardua tarea.

Gracias a ti César por todo el apoyo, comprensión y paciencia que me distes en esta etapa de mi vida. Gracias por las palabras correctas y el abrazo preciso cada vez que te necesite. Me enseñaste que ante las adversidades siempre hay que sobreponerse y que cada día nos brinda una nueva oportunidad para aprender y ser felices. Mil gracias por cada sonrisa, cada detalle y por todo lo maravilloso que me das cada día.

Gracias al ingeniero Ricardo Caballero por su importante aporte y participación activa en el desarrollo de esta tesis. Debo destacar por encima de todo su disponibilidad, paciencia y generosidad para compartir sus experiencias y amplio conocimiento en el área de Control de Procesos. Gracias por ser esa clase de persona que todo lo comprenden y dan lo mejor de sí mismos sin esperar nada a cambio y por saber escuchar y brindar ayuda cuando es necesario. Debo expresar mi más profundo cariño, admiración y respeto hacia su persona.

Quiero expresar mi más sincero agradecimiento al ingeniero José Barriola por su siempre atenta y valiosa colaboración durante el desarrollo de esta tesis. Gracias por su amabilidad, humildad y sencillez al momento de contestar nuestras dudas.

Gracias al profesor Johnny Vásquez por confiar en mis habilidades y darme la oportunidad de ponerlas en práctica en este arduo pero gratificante trabajo. Como un testimonio de cariño y eterno agradecimiento por el apoyo moral y estímulos brindados con infinito amor y confianza. Con admiración y respeto.

Gracias a la empresa Honeywell de Venezuela por el apoyo humano y técnico brindado durante la ejecución y desarrollo de este trabajo.

Gracias a mis compañeros y amigos Jaquelin, María Gabriela, Adriana, José Gregorio, Joan, Oscar, Yozika y todos aquellos que siempre estuvieron apoyándome a lo largo de este camino. Gracias por sus consejos y ocurrencias que siempre lograron hacerme sonreír. La vida es como un viaje en barco, subes y bajas según las olas. Gracias a los amigos, no pierdes el horizonte. Y cuando sufres naufragios, la amistad es el ancla que te apoya mientras buscas el nuevo rumbo.

Gracias a cada uno de los profesores de la Escuela de Ingeniería Química por su esfuerzo y dedicación al momento de transmitirnos sus conocimientos. El arte de enseñar es el arte de ayudar a descubrir.

Gracias a la Universidad Central de Venezuela por brindarme la oportunidad de crecer profesionalmente y por haberse convertido en un segundo hogar.

Para triunfar en la vida, no es importante llegar de primero. Para triunfar simplemente hay que llegar, levantándose cada vez que se cae en el camino.

Julia Alexandra Torrealba Beria

**Glavan M., Yozika S.
Torrealba B., Julia A.**

SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE LAS SECCIONES DE REACCIÓN FRACCIONAMIENTO Y PLANTA DE GAS DE UNA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

Tutor Académico: Prof. Johnny Vásquez. Tutor Industrial: Ing. Ricardo Caballero

Tesis. Caracas, U. C. V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2009, 215 p.

Palabras Claves: Control de Procesos Químicos, Sistema Experion PKS, Controlador C-200, Control en Tiempo Real, Control Multivariable, Simulación de Procesos.

Resumen. El área de control de procesos es de suma importancia tanto en la formación como en el desempeño profesional de los Ingenieros Químicos. En este sentido, es necesario que durante su formación académica, el estudiante cuente con la posibilidad de realizar prácticas de laboratorio que le faciliten la comprensión de los principios fundamentales, que deben ser considerados al momento de controlar un proceso químico dado. Actualmente en la Escuela de Ingeniería Química no se realizan prácticas de control de procesos, donde el estudiante se relacione con los elementos tecnológicos y de alguna forma con el quehacer de su profesión en esta área. El presente Trabajo Especial de Grado forma parte de la consolidación de un Laboratorio de Control de Procesos en la Escuela de Ingeniería Química, mediante el diseño de una práctica virtual que involucre los componentes de los lazos de control y además permita el estudio de procesos industriales.

Para el cumplimiento del objetivo planteado, se contempló la identificación y clasificación de las variables involucradas en las secciones de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado en: Manipuladas, Controladas y Perturbaciones. Luego se elaboraron los diagramas de bloques, para representar unidades que dan información de la dinámica del sistema y la interacción entre cada una de las variables. Estos diagramas facilitaron estructurar la simulación de los lazos de control básicos en tiempo real, en el software Experion[®] PKS. Cada lazo fue sintonizado mediante el software Profit RPID y se hallaron los modelos que relacionan a las variables a través de cambios en escalón en el software Profit Stepper. Además, se diseñaron estrategias avanzadas de control a partir de la construcción del control multivariable (RMPCT), el cual se comunicó con el Sistema Experion vía OPC (Open Process Control). El sistema de control fue configurado en la arquitectura establecida, usando el controlador C-200 y el servidor vía OPC. Finalmente, para el desarrollo de la práctica virtual, se elaboraron los despliegues del proceso y así, el estudiante podrá supervisar y monitorear el proceso simulado usando el programa HMIWeb.

ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	3
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	3
I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
I.2 OBJETIVOS	5
I.2.1 Objetivo General.....	5
I.2.2 Objetivos Específicos	5
I.3 ANTECEDENTES	6
CAPÍTULO II	8
MARCO TEÓRICO	8
II.1 REFINERÍA	8
II.2 REFINACIÓN	8
II.3 CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)	9
II.3.1 Craqueo	9
II.3.2 Descripción de la Unidad de FCC.....	9
II.3.2.1 Sección de Reacción-Regeneración	10
II.3.2.2 Sección de Fraccionamiento.....	14
II.3.2.3. Sección de Planta de Gas	16
II.3.3 Unidad de FCC dentro de la Refinería.....	19
II.3.4 Productos Típicos de la Unidad de FCC	20
II.3.5 Importancia de la Unidad de FCC.....	21
II.4 CONTROL DE PROCESOS	21
II.4.1 Sistemas a Lazo Abierto y a Lazo Cerrado.....	23
II.4.2 Modelo Matemático	24
II.4.3 Funciones de Transferencia.....	25
II.4.4 Diagramas de Bloques.....	26
II.4.5 Tipos de Controladores	27
II.4.6 Métodos de Ajuste de Lazos de Control	29

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONT.)

II.4.6.1 Métodos de Ajuste a Lazo Cerrado	30
II.4.6.2 Métodos de Ajuste a Lazo Abierto.....	30
II.4.7 Estrategias de Control	34
II.4.7.1 Control por Retroalimentación (Feedback)	34
II.4.7.2 Control por Acción Precalculada (Feedforward)	34
II.4.7.3 Control de Relación.....	35
II.4.7.4 Control en Cascada.....	35
II.4.7.5 Control por Sobreposición.....	37
II.4.7.6 Control Selectivo	37
II.4.7.7 Control de Rango Dividido	38
II.4.8 Normas SAMA.....	39
II.4.9 Control Multivariable	41
II.4.9.1 Matriz de Ganancias Relativas en estado estacionario.....	43
II.4.9.2 Control Predictivo Basado en Modelos.....	45
II.5 Simulación de Procesos.....	47
II.6 Prácticas Virtuales	49
II.7 Programas y Simuladores	51
II.7.1 Sistemas Distribuidos de Control (SDC).....	51
II.7.2 Programa Experion.....	52
II.7.2.1 Sistema Experion® PKS (Process Knowledge System)	52
II.7.2.2 Sistema de Simulación del Proceso.....	52
II.7.2.3 Estrategias de Control del Sistema PKS.....	53
II.7.2.4 Experion® PKS Interfase Humano-Máquina (IHM)	54
II.7.3 Profit Suite.....	54
II.7.3.1 Profit Design Studio (PDS)	55
II.7.3.2 Profit PID (RPID).....	55
II.7.3.3 Profit RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)	57
II.7.3.4 Profit Stepper.....	57

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONT.)

CAPÍTULO III.....	58
METODOLOGÍA	58
III.1 FASES DEL PROYECTO.....	58
III.1.1 Primera Fase: Búsqueda de Información, Identificación y Clasificación de Variables, Elaboración de Diagramas de Bloques.	58
III.1.2 Segunda Fase: Simulación de los Esquemas de Control Básico, Sintonía de los Lazos de Control, Implementación del Control Multivariable (RMPCT), Diseño de Estrategias de Control.	59
III.1.3 Tercera Fase: Realización de los Despliegues, Configuración del Sistema de Control en la Arquitectura establecida, Elaboración de una Guía Práctica del Proceso Simulado.....	61
CAPÍTULO IV	63
RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	63
IV.1 Clasificación de las Variables Involucradas en el Proceso	63
IV.2 Elaboración de los Diagramas de Bloques para el Proceso en las Secciones de Reacción, Fraccionamiento y Planta de Gas de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.....	67
IV.3 Implementación de los Esquemas de Control Básico y de Instrumentación en la Simulación de las secciones de Reacción, Fraccionamiento y Planta de Gas utilizando el Programa Experion® PKS de Honeywell.....	71
IV.3.1 Configuración del lazo de control simple del flujo de alimentación fresca.....	72
IV.3.2 Configuración del lazo de control en cascada correspondiente al control de la Temperatura de Tope en la Fraccionadora Principal.	73
IV.3.3 Configuración de la estrategia de control por sobreposición entre la temperatura del reactor y la diferencia de presión entre el reactor y el regenerador. ...	75
IV.3.4 Configuración de la optimización del flujo de Slurry.....	80
IV.4 Sintonización de los Lazos de Control en Experion PKS.....	80

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONT.)

IV.5 Implementación de las Estrategias de Control Avanzado para las Secciones de Reacción, Fraccionamiento y Planta de Gas de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.....	84
IV.5.1 Generación del Modelo Matemático.....	85
IV.5.2 Configuración del Controlador Multivariable	87
IV.5.3 Pruebas de Desempeño	93
IV.6 Establecimiento de las estrategias de control y su adecuación en las Normas SAMA	102
IV.6.1 Estrategias de control implementadas en la sección de reacción de la unidad de FCC.	103
IV.6.2 Estrategias de control implementadas en la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC.	108
IV.6.3 Estrategias de control implementadas en la sección de planta de gas de la unidad de FCC.	110
IV.7 Configuración del Sistema de Control Distribuido en la Arquitectura para la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.	113
IV.8 Determinación de una Variable Inferida mediante el Software Profit Sensor[®] de Honeywell.	115
IV.9 Diseño de la Interfase Humano- Máquina.	120
IV.10 Guía Práctica del Proceso Simulado.....	123
CAPÍTULO V.....	126
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	126
V.1 CONCLUSIONES.....	126
V.2 RECOMENDACIONES.....	128
CAPÍTULO VI.....	129
BIBLIOGRAFÍA.....	129
APÉNDICE A	133
DIAGRAMAS DE BLOQUES.....	133

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONT.)

APÉNDICE A.1	134
DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE UNA UNIDAD DE FCC	134
APÉNDICE A.2	128
DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD DE FCC	128
APÉNDICE A.3	140
DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LA SECCIÓN DE PLANTA DE GAS DE UNA UNIDAD DE FCC	140
APENDICE B	145
CURVAS DE REACCION DE LAS VARIABLES SINTONIZADAS.....	145
APENDICE C	151
LÍMITES DE OPERACIÓN DE LAS VARIABLES INVOLUCRADAS EN LAS SECCIONES DE REACCIÓN FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE FCC	151
APENDICE D	151
IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROL AVANZADO EN LAS SECCIONES DE REACCIÓN, FRACCIONAMIENTO Y PLANTA DE GAS DE LA UNIDAD DE FCC	151
APENDICE D.1	151
FUNCIONES DE TRANSFERENCIA SUMINISTRADAS POR LA EMPRESA Y OBTENIDAS EN LA SIMULACIÓN	151
APÉNDICE D.2	156
SINTONÍA Y CONFIGURACIÓN DEL CONTROL MULTIVARIABLE PARA LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE LA UNIDAD DE FCC	156

ÍNDICE DE CONTENIDO (CONT.)

APÉNDICE D.3	194
SINTONÍA Y CONFIGURACIÓN DEL CONTROL MULTIVARIABLE PARA LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE FCC ...	194
APÉNDICE D.4	198
CAMBIO EN EL PERFORMANCE RATIO PARA 62GNE90 EN LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD FCC.....	198
APÉNDICE D.5	202
CAMBIO EN LA RAMPA PARA 61FCC005 EN LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE LA UNIDAD FCC	202
APÉNDICE E	204
DIAGRAMAS DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (DTI'S)	204
APÉNDICE E.1	206
DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN CORRESPONDIENTE A LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE UNA UNIDAD DE FCC.....	206
APÉNDICE E.2	208
DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN CORRESPONDIENTE A LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD DE FCC	208
APÉNDICE E.3	210
DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN CORRESPONDIENTE A LA SECCIÓN DE PLANTA DE GAS DE UNA UNIDAD DE FCC	210
APÉNDICE F	212
ESQUEMÁTICOS	212

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Productos de la Unidad de FCC.	20
Tabla N° 2. Fórmulas de ajuste para el método Ziegler-Nichols a lazo abierto	32
Tabla N° 3. Variables involucradas en la sección de reacción de la Unidad de FCC	64
Tabla N° 4. Variables involucradas en la sección de fraccionamiento de la Unidad de FCC.	65
Tabla N° 5. Variables involucradas en la sección de planta de gas de la Unidad de FCC	66
Tabla N° 6. Curvas de reacción de la variable 62FIC03 con diferentes tiempos de ejecución	82
Tabla N° 7. Curvas de reacción de la variable 62PIC77 con diferentes tiempo de ejecución	84
Tabla N° 8. Parámetros de ganancia, tiempo integral y tiempo derivativo de los controladores de Flujo, Temperatura y Presión para la Unidad de FCC	84
Tabla N° 9. Funciones de transferencia de algunas variables controladas en la sección de reacción de una unidad de FCC	87
Tabla N° 10. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de planta de gas de la unidad de FCC	88
Tabla N° 11. Configuración del parámetro control para las MV's de la sección de planta de gas de la unidad FCC	90
Tabla N° 12. Configuración del parámetro proceso para las MV's de la sección de planta de gas de la unidad FCC	90
Tabla N° 13. Configuración del parámetro control para las CV's de la sección de planta de gas	91
Tabla N° 14. Configuración del parámetro proceso para las CV's de la sección de planta de gas de la unidad FCC	92
Tabla N° 15. Configuración del parámetro optimización para las CV's de la sección de planta de gas de la unidad de FCC	93

ÍNDICE DE TABLAS (CONT.)

Tabla N° 16. Cambio del parámetro Ratio para la CV 62 GNE90 correspondiente a la sección fraccionamiento de la unidad de FCC	94
Tabla N° 17. Valor normal de operación y optimizado para el flujo de olefinas	98
Tabla N° 18. Valor normal de operación y optimizado para el flujo de olefinas, nafta liviana y nafta mediana	102
Tabla N° 19. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de reacción de la unidad de FCC	151
Tabla N° 20. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC	153
Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC	156
Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC	176
Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC	186
Tabla N° 24. Parámetro de control para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC	194
Tabla N° 25. Parámetro de proceso para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC	194
Tabla N° 26. Parámetro de optimización para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC	195
Tabla N° 27. Parámetro de control para las MV' s de la sección de reacción de una unidad de FCC	196
Tabla N° 28. Parámetro de proceso para las MV's de la sección de reacción de una unidad de FCC	196
Tabla N° 29. Parámetro de control para las CV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC	198

ÍNDICE DE TABLAS (CONT.)

Tabla N° 30. Parámetro de proceso para las CV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC.....	198
Tabla N° 31. Parámetro de optimización para las CV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC.....	199
Tabla N° 32. Parámetro de control para las MV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC.....	199
Tabla N° 33. Parámetro de proceso para las MV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC.....	200

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N°1. Esquema de la sección de Reacción-Regeneración.....	11
Figura N°2 Esquema del Reactor-Regenerador	12
Figura N°3. Esquema del Sistema de Recuperación de Potencia	13
Figura N°4. Esquema de la sección de Fraccionamiento	15
Figura N° 5. Esquema de la planta de gas.....	18
Figura N° 6. Fraccionadora de Naftas.....	18
Figura N° 7. Ubicación de la unidad de FCC dentro de la refinería	20
Figura N° 8. Diagramas de los Sistemas de Control.....	24
Figura N° 9. Diagrama de bloques de un proceso.....	27
Figura N° 10. Curva de reacción del proceso usando el método POMTM.....	31
Figura N° 11. Estrategia de control por relación.....	36
Figura N° 12. Estrategia de control en cascada.....	36
Figura N° 13. Estrategia de control por sobreposición	37
Figura N° 14. Estrategia de control selectivo.....	38
Figura N° 15. Estrategia de control por rango dividido.	39
Figura N° 16. Comparación entre diagramas ISA y SAMA	40
Figura N° 17. Símbolos que corresponden a la norma SAMA	40
Figura N° 18. Control multivariable en columna de destilación típica.....	41
Figura N° 19. Sistema de control automático con interacción.....	42
Figura N° 20. Diagrama de bloques de un sistema con interacción.....	43
Figura N°21. Esquema del MPC.....	46
Figura N° 22. Arquitectura del sistema Experion® PKS.....	53
Figura N° 23. Herramientas que se encuentran en el PDS.....	56
Figura N° 24. Diagrama de Bloque de la producción de nafta mediana (PVO).....	68
Figura N° 25. Diagrama de Bloque de la temperatura de fondo de la fraccionadora.....	69
Figura N° 26. Diagrama de Bloque de la producción de nafta liviana (PVO).....	70
Figura N° 27. Configuración de puntos en el Control Builder	71

ÍNDICE DE FIGURAS (CONT.)

Figura N° 28. Configuración del lazo de control simple de flujo de alimentación fresca.	73
Figura N° 29. Configuración del lazo de control de la temperatura de tope en la fraccionadora.....	74
Figura N° 30. Configuración del lazo de reflujo de tope	74
Figura N° 31. Configuración de la válvula 61PV15A.....	76
Figura N° 32. Configuración válvula 61PV15B.	77
Figura N° 33. Configuración del lazo de control del diferencial de presión reactor-regenerador.....	78
Figura N° 34. Configuración lazo de control de presión del regenerador.....	79
Figura N° 35. Configuración lazo de control de presión a la entrada del expansor	79
Figura N° 36. Configuración de la optimización del flujo de Slurry	80
Figura N° 37. Comparación de curvas de reacción con diferentes tiempos de ejecución para la variable 62FIC03.....	81
Figura N° 38. Comparación de curvas de reacción con diferentes tiempos de ejecución para la variable 62PIC77.....	83
Figura N° 39. Selección de funciones de transferencia identificadas con el <i>Profit Stepper</i> a partir de la simulación realizada en <i>Experion PKS</i>	86
Figura N° 40. Dinámica de la respuesta de 62GNE90 y de la variable manipulada que la afecta con un ratio de 1	95
Figura N° 41. Dinámica de 61FCC005 y las variables manipuladas que la afectan para una Rampa de 1	97
Figura N° 42. Dinámica de la respuesta de 62F82 y de las variables manipuladas que la afectan al llevarse a cabo la optimización.....	99
Figura N° 43. Dinámica de la respuesta de las variables controladas y manipuladas al llevarse a cabo la optimización	100
Figura N° 44. Diagrama de Control de Temperatura y Diferencial de Presión en la sección de reacción	104

ÍNDICE DE FIGURAS (CONT.)

Figura N° 45. Diagrama de Control de Nivel y Diferencial de Presión en la sección de reacción	106
Figura N° 46. Diagrama de Control de Temperatura y Diferencial de Flujos en la sección de reacción	107
Figura N° 47. Diagrama de Control de Temperatura y Reflujo en la sección de fraccionamiento.....	109
Figura N° 48. Diagrama de Control de Temperatura la sección de fraccionamiento	110
Figura N° 49. Diagrama de Control de Nivel y Flujo la sección de planta de gas.	112
Figura N° 50. Diagrama de Control de Temperatura y Flujo la sección de planta de gas.	112
Figura N° 51. Arquitectura del Sistema de Control Distribuido.....	113
Figura N° 52. Gabinete de conexión donde se encuentra ubicado el C-200.....	115
Figura N° 53. Correlación matemática que representa la interacción entre variable manipulada y controlada.	117
Figura N° 54. Configuración de la variable inferida en la plataforma URT.....	117
Figura N° 55. Ventana con los detalles de la configuración en el Profit Sensor®	118
Figura N° 56. Ventana SensorPro del Profit Sensor®	119
Figura N° 57. Ventana LabUpdate del Profit Sensor®	120
Figura N° 58. Despliegue de la sección de reacción de la unidad de FCC.....	121
Figura N° 59. Faceplate de la sección de reacción de la unidad de FCC.....	122
Figura N° 60. Tendencia de una variable en la sección de reacción de la unidad de FCC.	123
Figura N° 61. Diagrama de Bloque del oxígeno en exceso que ingresa al regenerador.	128
Figura N° 62. Diagrama de Bloque de la temperatura del lecho en la fase densa del regenerador.....	128
Figura N° 63. Diagrama de Bloque de la temperatura del lecho en la fase densa del regenerador.....	129

ÍNDICE DE FIGURAS (CONT.)

Figura N° 64. Diagrama de Bloque de la temperatura del lecho en la fase diluida del regenerador.....	129
Figura N° 65. Diagrama de Bloque de la temperatura de los ciclones en el regenerador.....	130
Figura N° 66. Diagrama de Bloque de la velocidad del ciclón primario en el regenerador.....	130
Figura N° 67. Diagrama de Bloque de la velocidad del ciclón secundario en el regenerador.....	131
Figura N° 68. Diagrama de Bloque del consumo de energía por el soplador de aire	131
Figura N° 69. Diagrama de Bloque del porcentaje de surge en el soplador de aire.....	131
Figura N° 70. Diagrama de Bloque la posición de la válvula que ingresa gas al expansor	132
Figura N° 71. Diagrama de Bloque de la relación catalizador/aceite.....	132
Figura N° 72. Diagrama de Bloque de la velocidad reactor-riser	132
Figura N° 73. Diagrama de Bloque de la velocidad interna de los ciclones del reactor.	133
Figura N° 74. Diagrama de Bloque de la presión de succión de gas húmedo en el compresor	133
Figura N° 75. Diagrama de Bloque de la velocidad de compresión de gas húmedo	134
Figura N° 76. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en la válvula de catalizador regenerado	134
Figura N° 77. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en la válvula de catalizador gastado	134
Figura N° 78. Diagrama de Bloque de la relación vapor de despojamiento/catalizador	135
Figura N° 79. Diagrama de Bloque de la relación gas liviano/alimentación	135
Figura N° 80. Diagrama de Bloque de la relación gas liviano/vapor de levantamiento.	136
Figura N° 81. Diagrama de Bloque de la producción de olefinas (PVO).....	136
Figura N° 82. Diagrama de Bloque de la producción de HVN (PVO).....	137
Figura N° 83. Diagrama de Bloque de la producción de LCO (PVO).....	137

ÍNDICE DE FIGURAS (CONT.)

Figura N° 84. Diagrama de Bloque de la producción de HCO (PVO)	138
Figura N° 85. Diagrama de Bloque de la producción de slurry (PVO)	138
Figura N° 86. Diagrama de Bloque de la producción de Fuel Gas (PVO)	139
Figura N° 87. Diagrama de Bloque de la calidad de gasolina no estabilizada	140
Figura N° 88. Diagrama de Bloque de la calidad de HVN	140
Figura N° 89. Diagrama de Bloque de la calidad del LCO.....	140
Figura N° 90. Diagrama de Bloque del Flash Point del LCO.....	140
Figura N° 91. Diagrama de Bloque del flujo de reflujo.....	141
Figura N° 92. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula de reflujo.....	141
Figura N° 93. Diagrama de Bloque de la relación calor/alimentación de HVN P/A.....	141
Figura N° 94. Diagrama de Bloque de la relación calor/alimentación de HCO P/A.....	141
Figura N° 95. Diagrama de Bloque del factor de inundación de la etapa 6.....	142
Figura N° 96. Diagrama de Bloque del nivel en el despojador de HVN	142
Figura N° 97. Diagrama de Bloque del nivel en el despojador de LCO.....	142
Figura N° 98. Diagrama de Bloque del nivel en el despojador de HVN	142
Figura N° 99. Diagrama de Bloque del flujo de gasolina no estabilizada (PVO).....	142
Figura N° 100. Diagrama de Bloque de la relación calor/alimentación de slurry P/A...	143
Figura N° 101. Diagrama de Bloque del RVP en el fondo de la despentanzadora.....	145
Figura N° 102. Diagrama de Bloque de la inundación en el tope de la despentanzadora	145
Figura N° 103. Diagrama de Bloque del reflujo interno en la despentanzadora	145
Figura N° 104. Diagrama de Bloque de la temperatura en la etapa 34 de la despentaizadora.....	145
Figura N° 105. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula de tope de la despentanzadora	146
Figura N° 106. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en el condensador de la despentanzadora	146
Figura N° 107. Diagrama de Bloque de la diferencia de temperatura en el tope de la despentanzadora.....	146

ÍNDICE DE FIGURAS (CONT.)

Figura N° 108. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula en el rehervidor de la despentanizadora.....	146
Figura N° 109. Diagrama de Bloque del RVP de la nafta mediana.....	147
Figura N° 110. Diagrama de Bloque del factor de inundación en el tope de la fraccionadora de naftas	147
Figura N° 111. Diagrama de Bloque del reflujo interno de la fraccionadora de nafta ...	147
Figura N° 112. Diagrama de Bloque de la temperatura en la etapa 18 de la fraccionadora de naftas	147
Figura N° 113. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula de presión en el tope de la fraccionadora de naftas.....	148
Figura N° 114. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en el condensador de la fraccionadora de naftas.....	148
Figura N° 115. Diagrama de Bloque de la diferencia de temperatura en el tope de la fraccionadora de nafta.....	148
Figura N° 116. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula en el rehervidor de la fraccionadora de naftas	148
Figura N° 117. Diagrama de Bloque de la producción de olefinas (PVO).....	149
Figura N° 118. Diagrama de Bloque de la producción de nafta mediana (PVO).....	149
Figura N° 119 Curva de reacción MV_61FIC05	146
Figura N° 120 Curva de reacción MV_61FIC05C.....	146
Figura N° 121 Curva de reacción MV_61FIC06	147
Figura N° 122 Curva de reacción MV_61FIC08	147
Figura N° 123 Curva de reacción MV_61FIC96	148
Figura N° 124 Curva de reacción MV_61FIC98	148
Figura N° 125 Curva de reacción MV_62FIC03	149
Figura N° 126 Curva de reacción MV_62FIC10	149
Figura N° 127 Curva de reacción MV_62FIC102	150

ÍNDICE DE FIGURAS (CONT.)

Figura N° 128. Dinámica de 62GNE90 y la variable manipulada que la afecta para un Performance Ratio de 0,6.....	202
Figura N° 129. Dinámica de 62GNE90 y la variable manipulada que la afecta para un Performance Ratio de 4.....	202
Figura N° 130. Dinámica de 61FCC005 y las variables manipuladas que la afectan para una Rampa de 0,5.....	204
Figura N° 131. Dinámica de 61FCC005 y las variables manipuladas que la afectan para una Rampa de 1,5.....	204
Figura N° 132. Simbología utilizada en los Diagramas de Tuberías e Instrumentación de Procesos.....	206
Figura N° 133. Diagrama de Tuberías e Instrumentación correspondiente a la sección de reacción de una Unidad de FCC.....	208
Figura N° 134. Diagrama de Tuberías e Instrumentación correspondiente a la sección de fraccionamiento de una Unidad de FCC.....	210
Figura N° 135. Diagrama de Tuberías e Instrumentación correspondiente a la sección de planta de gas de una Unidad de FCC.....	212
Figura N° 136. Esquemático de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC.....	214
Figura N° 137. Esquemático de la sección de planta de gas de la unidad de FCC.....	215

LISTA DE SÍMBOLOS Y SIGLAS

<i>Símbolos/Siglas</i>	<i>Significado</i>	<i>Unidades</i>
HVN	Nafta pesada	Depende del sistema
HCO	Aceite cíclico pesado	Depende del sistema
LCO	Aceite cíclico liviano	Depende del sistema
GOP	Gasóleo pesado	Depende del sistema
C(s)	Señal de salida	Depende del sistema
C ^{SP} (s)	Señal valor deseado de la variable	Depende del sistema
L(s)	Función de transferencia de la perturbación	Adimensional
G(s)	Función de transferencia del proceso	Adimensional
H(s)	Función de transferencia del transmisor	Adimensional
K	Ganancia del proceso	Depende de la variable
τ	Constante de tiempo	Tiempo
D	Tiempo muerto	Tiempo
Y(s)	Señal de variable de salida	Depende de la variable
X(s)	Señal de variable de entrada	Depende de la variable
P	Controlador proporcional	----
PI	Controlador proporcional integral	----
PID	Controlador proporcional integral derivativo	----
mA	Unidad de corriente de carga eléctrica	Miliampers
Psig	Unidad de presión relativa	Presión
M(t)	Salida del controlador	Presión, Corriente
\bar{M}	Señal constante de salida de la válvula de control	Presión, Corriente
e(t)	Diferencia entre el valor deseado y el valor del proceso	Presión, Corriente

LISTA DE SÍMBOLOS Y SIGLAS (CONT.)

K_c	Ganancia del controlador	Depende del Sistema
τ_i	Tiempo integral	Tiempo
τ_d	Tiempo derivativo	Tiempo
MIMO	Multiple Input Multiple Output	-
SISO	Single Input Single Output	-
ΔT	Diferencia valor de la variable deseada	Porcentaje
Δm	Cambio de escalón	Porcentaje
IE	Integral del error	Tiempo
$F(e(t),t)$	Función del error y del tiempo	-----
IAE	Integral del valor absoluto del error	Tiempo
ICE	Integral del cuadrado del error	Tiempo
IAET	Integral del valor absoluto del error ponderado en el tiempo	Tiempo
SDC	Sistema Control Distribuido	-----
K_{cu}	Ganancia última	Depende de la variable
T_u	Período último	Depende de la variable
OPC	Open Process Control	-----

INTRODUCCIÓN

El control automático de procesos ha desempeñado un papel vital en el avance de la ingeniería y la ciencia ya que, se ha convertido en una parte importante e integral de los procesos modernos industriales y de fabricación. Anteriormente, las plantas eran supervisadas y controladas manualmente, basándose en las indicaciones de instrumentos instalados en campo. La supervisión requería que el operador estuviera en planta para llevar a cabo el control manual directo del proceso. Desarrollos posteriores en la instrumentación, tal como sensores con posibilidad de transmitir las principales variables de proceso (flujos, temperaturas, presiones), así como controladores mecánicos, hidráulicos y neumáticos, contribuyeron a la automatización gradual de las plantas. Todo ello condujo a conseguir un comportamiento óptimo de los sistemas dinámicos, mejorar la productividad, simplificar el trabajo de muchas operaciones manuales repetitivas y centralizar en salas los elementos necesarios para llevar a cabo la supervisión y control. El ingeniero químico debe tener sólidos conocimientos en esta área. Por esta razón, debe poseer conocimientos que le permitan implementar sistemas de control óptimos capaces de mantener operativos a los equipos y dentro del rango de operación de las variables involucradas en el proceso químico. Estos conocimientos pueden ser adquiridos mediante la experimentación con simulaciones, donde se pueden realizar balances de masa y energía en forma rápida y confiable, determinar el comportamiento del sistema completo y poder evaluar y modificar condiciones en el proceso sin necesidad de hacerlo en la planta, lo que generaría gastos y podría poner en riesgo la seguridad del personal y de los equipos.

Por todo lo expuesto anteriormente, la cátedra de Control de Procesos de la escuela de Ingeniería Química en colaboración con la empresa Honeywell, se han propuesto construir un Laboratorio de Control de Procesos con la finalidad de preparar al estudiante para que sea capaz de tomar decisiones relacionados con problemas en el área de control y simulación de los procesos químicos. Es por ello que este Trabajo

Especial de Grado se realizó con la finalidad de realizar una práctica virtual relacionada con el proceso de FCC, con el propósito de que el estudiante pueda efectuar pruebas en el proceso para estudiar su comportamiento y proponer mejoras en el mismo, haciendo uso de programas que actualmente son utilizados en la industria química.

Para cumplir con este proyecto fue necesario comenzar por el estudio detallado de los procesos que se llevan a cabo en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado. Seguidamente se realizaron una serie de actividades para alcanzar los objetivos planteados. Entre las actividades realizadas se pueden mencionar:

- Construcción de los diagramas de bloques donde se muestra la interacción entre las variables involucradas en el proceso de FCC.
- Construcción y simulación de los esquemas básicos de control haciendo uso del software Experion[®] PKS de Honeywell.
- Sintonización de los lazos de control mediante el programa Profit RPID.
- Obtención de los modelos matemáticos en el Profit Stepper a través de cambios en escalón.
- Implementación del control multivariable (RMPCT) en el programa Profit Controller, a través de la comunicación de este con el software Experion[®] PKS vía OPC (Open Process Control).
- Elaboración de los despliegues que representan el detalle del proceso a nivel de control para poder monitorearlo y supervisarlo.

Es importante destacar que la simulación realizada en este Trabajo Especial de Grado se llevó a cabo en tiempo real, es decir, todos los procedimientos llevados a cabo concuerdan perfectamente con los efectuados por los ingenieros de control en la planta.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El área de control de procesos es de suma importancia tanto en la formación como en el desempeño profesional de los Ingenieros Químicos. En este sentido, es necesario que durante su formación académica, el estudiante cuente con la posibilidad de realizar prácticas de laboratorio que le faciliten la comprensión de los principios fundamentales, que deben ser considerados al momento de controlar un proceso químico dado. Actualmente en la Escuela de Ingeniería Química no se realizan prácticas de control de procesos, donde el estudiante se relacione con los elementos tecnológicos y de alguna forma con el quehacer de su profesión en esta área.

En el contexto de lo que se denomina actualmente “Prácticas de Control de Procesos”, se desarrollan proyectos basados en el uso del programa Simulink[®], que aún cuando resultan ser interesantes y cumplen con su objetivo académico, es común encontrarse con actividades diseñadas que terminan siendo un complemento obligado de la teoría, además de que los resultados obtenidos no son trasladables por los estudiantes a la realidad.

Es por ello que la Cátedra de Control de Procesos de la Escuela de Ingeniería Química de la UCV y la empresa Honeywell de Venezuela, especializada en tecnologías de control, trabajan en conjunto para la consolidación de un Laboratorio de Control de Procesos, donde se ejecuten prácticas que involucren los componentes de los lazos de control y además se puedan realizar prácticas virtuales de procesos industriales. En este sentido, es importante destacar que se han realizado tres (3) Trabajos Especiales de Grado y una Pasantía Industrial, cuyos objetivos principales se centraron en estudios preliminares para la automatización del Laboratorio de Operaciones Unitarias (LOU) e Implementación de un Sistema de Control para una práctica de Balances en Estado No Estacionario. De igual forma, se realizó la simulación del proceso y de los lazos de control de una unidad de destilación

atmosférica y la unidad de fraccionamiento de nafta mediante el software Experion® PKS (Process Knowledge System) de Honeywell, lo cual ha permitido avanzar hacia la consecución de la meta citada anteriormente.

En el presente Trabajo Especial de Grado se llevó a cabo la simulación del proceso y de los lazos de control de las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una unidad de craqueo catalítico fluidizado, utilizando para ello un controlador C-200 y el software Experion®, ambos de Honeywell con el objetivo de incorporar esta simulación como una de las prácticas virtuales de lo que a futuro será el Laboratorio de Control de Procesos. Estas prácticas virtuales estarán compuestas por esquemas de procesos industriales (plantas, controladores, tuberías, válvulas, etc.) más un conjunto de diagramas de señales que permitirán analizar la evolución de los parámetros y variables del proceso a lo largo del tiempo de simulación. Adicionalmente, se persigue integrar los resultados de este Trabajo Especial de Grado y de los mencionados anteriormente con el objetivo de realizar en un proyecto futuro la simulación de una refinería.

Por otro lado, se simuló el sistema de control multivariable o control avanzado en el Sistema Experion® PKS de Honeywell, a partir de la identificación de los modelos matemáticos, la configuración de los parámetros del controlador y la observación del comportamiento de todas las variables a controlar involucradas en los procesos, cambiando todas las variables manipuladas al mismo tiempo.

La simulación de procesos químicos es un área de la ingeniería de gran aplicación a nivel industrial. La predicción y entendimiento del comportamiento de los procesos ante la modificación de algunas de sus condiciones, es de vital importancia para garantizar las condiciones de operación de un proceso.

Con el resultado de este proyecto se pretende impulsar el desarrollo de un Laboratorio de Control de Procesos multidisciplinario, en el cual puedan participar también estudiantes y docentes de las escuelas de Ingeniería Mecánica e Ingeniería Eléctrica. Dicho laboratorio permitiría llevar a cabo actividades para adquirir conocimientos acerca de cómo se obtienen y analizan los datos de un proceso real y cómo se manejan y controlan algunas variables en la industria química.

I.2 OBJETIVOS

I.2.1 Objetivo General

Simular el proceso y los distintos lazos de control de las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una unidad de craqueo catalítico fluidizado.

I.2.2 Objetivos Específicos

- 1.* Conocer y analizar el proceso que se lleva a cabo en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una unidad de craqueo catalítico fluidizado.
- 2.* Identificar y clasificar las variables involucradas en el proceso.
- 3.* Elaborar los diagramas de bloques que describen las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una unidad de craqueo catalítico fluidizado.
- 4.* Diseñar las estrategias de control de proceso y su adecuación en SAMA (del inglés, Apparatus makers Association), a ser configuradas en el Sistema de Control Distribuido (DCS).
- 5.* Establecer los esquemas de control básico y de instrumentación en la simulación con el software Experion[®] de Honeywell.
- 6.* Realizar la sintonía de los lazos de control básicos.
- 7.* Implementar estrategias de control avanzado para el proceso que se lleva a cabo en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una unidad de craqueo catalítico fluidizado.
- 8.* Configurar la arquitectura del Sistema de Control.
- 9.* Realizar la determinación de variables inferidas con el software Profit Sensor[®] de Honeywell.
- 10.* Crear la interfase Humano-Máquina con el fin de desarrollar prácticas virtuales con el software HMIWeb Experion[®] de Honeywell.
- 11.* Elaborar una guía práctica del proceso simulado a ser utilizada en el Laboratorio de Control de Procesos.

I.3 ANTECEDENTES

A continuación se hace una descripción de los trabajos realizados en la Escuela de Ingeniería Química, que permitieron sentar las bases para la realización del presente Trabajo Especial de Grado.

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

El objetivo general de esta tesis, fue estudiar los procesos involucrados en las prácticas que constituyen el Laboratorio de Operaciones Unitarias para luego automatizarlos. Para ello, fue necesario el estudio de cada una de las prácticas, donde se identificaron las distintas variables involucradas en los procesos y se procedió al desarrollo de la ingeniería básica para la automatización utilizando el controlador C-200 de Honeywell. Adicionalmente, se seleccionó una de las prácticas denominada Balance en Estado No Estacionario con la finalidad de diseñar un sistema de control, la ingeniería de detalle y finalmente la simulación con el Sistema de Control Distribuido Experion® PKS de Honeywell.

“Implementación de un sistema de control para la práctica de Balances en Estado No Estacionario”. Pasantía Industrial realizada por NOHRA, CARLOS (2007).

El objetivo general de esta actividad, consistió en llevar a cabo las acciones necesarias para la implementación de un sistema de control para la práctica de Balance en Estado No Estacionario, donde se utilizó el controlador híbrido C-200 de Honeywell en conjunto con el sistema Experion® PKS de Honeywell. Se elaboraron las hojas de especificaciones y la configuración de los transmisores y las válvulas de control necesarios para luego ser instalados en la práctica seleccionada. Igualmente, se elaboró la interfase gráfica correspondiente a la práctica mediante la herramienta HMIWeb Display Builder.

“Simulación del Proceso y Lazos de Control de una Unidad de Destilación Atmosférica y el Tren de Pre calentamiento con la finalidad de realizar prácticas virtuales”. Trabajo Especial de Grado realizado por Patricia León (2008).

El objetivo primordial de este trabajo, fue realizar la simulación de una Unidad de Destilación Atmosférica y el tren de pre calentamiento asociado utilizando el software Hysys[®] y la implementación de los distintos lazos de control con el programa Experion[®] PKS de Honeywell. Para ello, se realizó la identificación y clasificación de las variables involucradas en el proceso, y se establecieron los diagramas de bloques o esquemas de control para ser simulados en el programa. De igual forma, se estableció un sistema de control avanzado o control multivariable (RMPCT) mediante la comunicación, por primera vez en Venezuela, entre los programas Profit Suite[®] y Experion[®] PKS; el cual permitió observar las causas-efectos de los cambios en las variables y crear una interfase Humano-Máquina con despliegues gráficos que muestran el comportamiento del sistema.

“Simulación de una unidad de destilación de nafta con el software Experion[®] de Honeywell y la elaboración de los instructivos de trabajo bajo las normas COVENIN-ISO TR 10013:2002”. (2008) Trabajo Especial de Grado realizado por Mireya Vargas (2008).

El objetivo principal de este trabajo, fue simular una unidad de Fraccionamiento de Nafta con el software Experion[®] de Honeywell y la elaboración de los instructivos de trabajo. Para el logro de tal objetivo, se elaboraron los esquemas de control básico y de instrumentación empleando el software Experion[®] y se estableció un sistema de control multivariable en el Sistema de Control Distribuido con la finalidad de observar las causas-efectos de los cambios en las variables y crear una interfase Humano-Máquina. De igual manera, se llevó a cabo la elaboración de instructivos de trabajo para: configurar un punto (lazo de control) en el software Experion[®], sintonía de un lazo de control en el software Profit RPID[®] de Honeywell y recolección de datos de un lazo de control en el software Profit Stepper[®] de Honeywell, bajo norma COVENIN – ISO TR 10013:2002.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

A continuación se presentan los aspectos relacionados con el presente Trabajo Especial de Grado que serán de importancia para el entendimiento y desarrollo del mismo.

II.1 REFINERÍA

Una refinería es una instalación industrial, conformada por una serie de plantas e instalaciones, tanto de Procesos como de Servicios, dispuestas e integradas de manera lógica (tanto en paralelo como en serie).

Tiene por finalidad llevar a cabo la separación o fraccionamiento, la transformación y conversión del Petróleo o Crudo en diversos productos de gran utilidad y de mayor valor comercial ⁽¹⁾.

Entre los principales productos que genera una refinería, dependiendo por supuesto de su complejidad, pueden mencionarse ⁽¹⁾:

- Combustibles: Gas Licuado de Petróleo, Gasolina, Kerosene, Diesel, Gasoil, Residuales (Fuel Oil).
- Especialidades: Solventes, Lubricantes, Ceras, Asfaltos, otros
- Insumos Petroquímicos: Naftas, Olefinas, Aromáticos.
- Otros Sub-productos: Coque y Azufre.

II.2 REFINACIÓN

El petróleo crudo no es una sustancia simple sino una mezcla compleja de miles de compuestos. Antes que el petróleo pueda utilizarse como combustible, lubricante, pavimento o materia prima química, los componentes constituyentes del mismo deben ser separados, químicamente modificados y remezclados de acuerdo a sus propiedades y a la demanda de los productos en el mercado.

Los procesos de refinación pueden clasificarse en: procesos de separación, donde se aprovechan las propiedades físico-químicas de las materias primas para separarlas en diferentes fracciones sin producir cambios en la estructura química original del

compuesto; procesos de conversión, donde se realizan cambios en la estructura química de los componentes para luego efectuar un proceso de separación a fin de obtener productos finales que se ajusten a las especificaciones comerciales requeridas; y procesos de tratamiento donde se busca lograr la reducción de contenido de contaminantes, como por ejemplo el azufre, y la estabilidad de los productos

II.3 CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

II.3.1 Craqueo

El craqueo es un fenómeno químico por medio del cual un compuesto químico, normalmente orgánico, se descompone o fracciona en compuestos más simples o de menor tamaño y peso molecular. El craqueo se realiza ya sea por la aplicación de alta temperatura y alta presión, mediante un proceso térmico, o bien utilizando catalizadores apropiados en combinación de calor ⁽²⁾.

Las reacciones implicadas en el craqueo, especialmente en el craqueo catalítico, son muy complejas; en éstas ocurre que grandes moléculas se descomponen en fracciones que además pueden sufrir cambios posteriores de forma espontánea o combinarse con otras moléculas de menor tamaño. En el proceso siempre se forma un componente con alto contenido de carbono llamado coque. Normalmente, los hidrocarburos son gaseosos a la temperatura de craqueo, pero si se calientan hidrocarburos más pesados a alta presión, el craqueo tiene lugar en fase líquida.

Este proceso es muy importante en las refinerías de petróleo como un medio para aumentar la producción de gasolina a expensas de productos más pesados y menos valiosos, como kerosene y combustible pesado (fuel oil) ⁽²⁾.

II.3.2 Descripción de la Unidad de FCC

El craqueo catalítico fluidizado es uno de los procesos más importantes y más ampliamente utilizado para la conversión de aceites pesados en productos más livianos. Se basa en la ruptura de cadenas de hidrocarburos del orden de los 45 átomos de carbono, mediante la acción de un catalizador que favorece que las

reacciones se produzcan a una temperatura mas baja que la necesaria para el craqueo térmico. ⁽³⁾

La unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado está dividida en tres (3) secciones: reacción–regeneración, fraccionamiento y planta de gas.

II.3.2.1 Sección de Reacción-Regeneración

El proceso de FCC emplea un catalizador en forma de partículas muy finas, el cual se mantiene en estado de fluidización y en constante circulación entre la zona de reacción y la zona de regeneración, de modo que éste actúa como vehículo para transferir el calor desde el regenerador a la carga alimentada al reactor.

El coque generado en las reacciones de craqueo se deposita sobre las partículas del catalizador, lo cual disminuye su actividad. Para mantener la actividad del catalizador a un nivel aceptable, es necesario regenerarlo eliminando el coque por combustión. La reacción de craqueo es endotérmica y la de regeneración es exotérmica. Las unidades de FCC conocidas como “energéticamente balanceadas”, se diseñan con el fin de utilizar el calor de la regeneración para aumentar la temperatura del catalizador hasta 1100-1250°F y la mayor parte de este calor se transmite a la carga hasta llevarla a la temperatura de reacción ⁽⁴⁾.

El proceso inicia con el calentamiento de la alimentación hasta una temperatura entre 500-700°F mediante hornos e intercambiadores tal como se aprecia en la Figura N° 1. Posterior al calentamiento, la mezcla es dirigida a la base del riser (línea ascendente) donde es mezclada con el catalizador regenerado caliente.

El calor del catalizador vaporiza a la alimentación y la lleva a la temperatura deseada de reacción. La mezcla es llevada al reactor a través del riser. Las reacciones de craqueo comienzan desde el momento en que la alimentación entra en contacto con el catalizador regenerado en la línea ascendente y continúa hasta que los vapores se separan del catalizador en el reactor. Fuera del riser, la mezcla de catalizador y los vapores de hidrocarburos entran a una zona de asentamiento donde ocurre una separación. Al catalizador que abandona el reactor se le denomina catalizador gastado, el cual tiene hidrocarburos adsorbidos en su superficie. Estos se eliminan

mediante el despojamiento con vapor antes de que el catalizador entre al regenerador para la eliminación de coque mediante combustión ⁽⁶⁾.

El catalizador puede estar sometido a temperaturas superiores a los 1400°F con una desactivación mínima, en ausencia de humedad (vapor). Sin embargo, la temperatura del regenerador debe limitarse para evitar daño del catalizador.

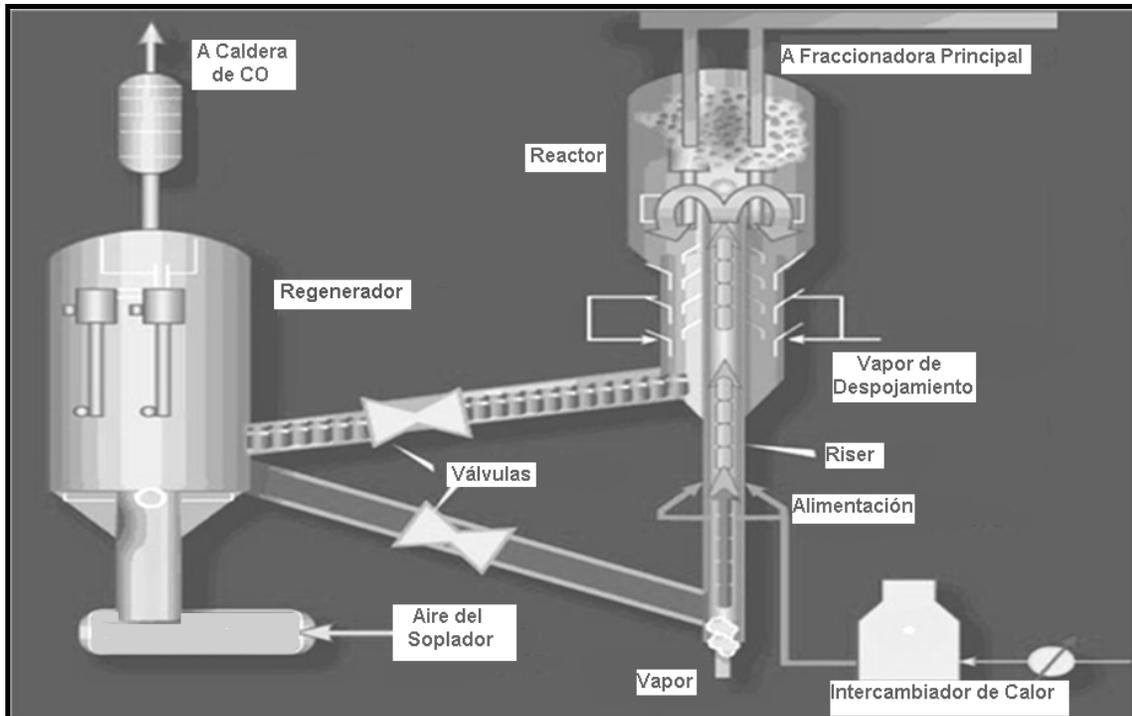


Figura N°1. Esquema de la sección de Reacción-Regeneración ⁽⁵⁾.

Mediante un proceso de regeneración en dos etapas se soluciona el problema de humedad como se observa en la Figura N° 2. La temperatura en la primera etapa está restringida debido a la presencia de humedad causada por el exceso de vapor de despojamiento y la combustión de hidrocarburos. La temperatura es limitada operando en una situación de quemado parcial de CO, y liberando el exceso de CO a la caldera. El catalizador proveniente de la primera etapa no está completamente regenerado debido a la restricción de temperatura ⁽⁶⁾.

En la segunda etapa de regeneración, el contenido de humedad es muy bajo. Por ello, sólo ocurre una desactivación mínima del catalizador.

La combustión completa del CO es llevada a cabo en la segunda etapa del regenerador, permitiendo que el gas de chimenea salga a la atmósfera y el catalizador regenerado ingrese nuevamente al reactor ⁽⁶⁾.

Los gases de combustión que abandonan el regenerador contienen una gran cantidad de monóxido de carbono que se quema a CO₂ en una caldera de CO y se recupera energía mediante un sistema compuesto por un expansor, un motor y un soplador de aire ⁽⁷⁾, tal como se observa en la Figura N° 3.

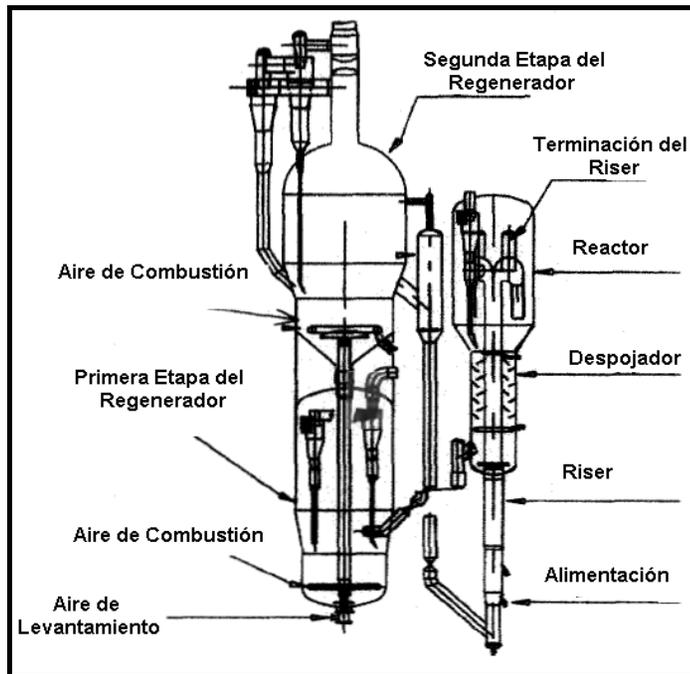


Figura N°2 Esquema del Reactor-Regenerador ⁽⁷⁾.

En esta etapa los gases efluentes del regenerador son enviados a un separador de tres etapas con el fin de eliminar los finos de catalizador. Para luego, dirigir estos gases a través de un expansor acoplado con el soplador de aire. La energía usualmente proporcionada por un motor eléctrico o turbina de vapor, para conducir el soplador de aire, puede ser reemplazada parcial o totalmente, por la energía derivada del gas proveniente del regenerador. Además, de acuerdo a regulaciones ambientales algunas unidades disponen de un precipitador electrostático que tiene como función separar los finos de catalizador remanentes y liberar los gases hacia la atmósfera ⁽⁷⁾.

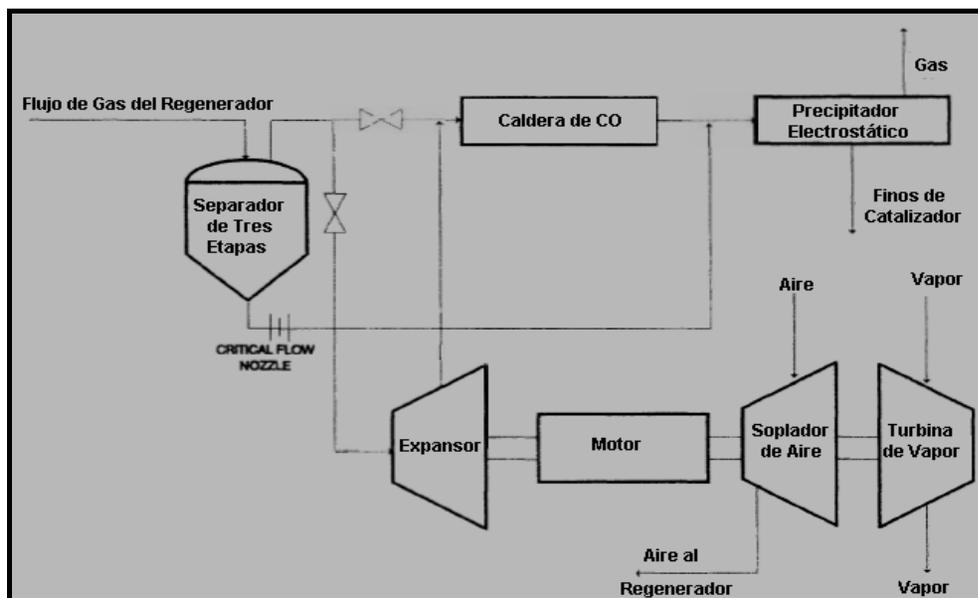


Figura N°3. Esquema del Sistema de Recuperación de Potencia ⁽⁷⁾.

Para garantizar el rendimiento y calidad de los productos obtenidos en la sección de reacción-regeneración se deben considerar las siguientes variables de operación:

- Temperatura de la alimentación al reactor: Al aumentar la temperatura de precalentamiento de la carga a una temperatura del reactor constante, se incrementa la temperatura del regenerador y la relación catalizador/aceite disminuye, causando una reducción en el rendimiento de coque y en la conversión ⁽⁶⁾.
- Temperatura del reactor: El aumento de la temperatura del reactor causa un aumento en la conversión, que no significa necesariamente un aumento en el rendimiento de gasolina. De igual forma, provoca el aumento de la relación catalizador/aceite, de la temperatura del regenerador, de la producción de gas seco y del octanaje de la gasolina. Asimismo, produce un aumento en el rendimiento de C4's y olefinas y un ligero incremento en el rendimiento de coque ⁽⁶⁾.
- Vapor de despojamiento: Un aumento en el vapor de despojamiento provoca un incremento en la temperatura del regenerador, en la producción de gas seco y en octanaje. Mientras que, la conversión y la actividad del catalizador disminuyen.
- Flujo de alimentación al reactor: Un incremento en la carga al reactor provoca un aumento en la temperatura del regenerador y en la producción de olefinas, nafta,

aceite cíclico liviano (LCO), aceite cíclico pesado (HCO), combustible pesado y slurry.

- Flujo de aire al regenerador: El aumento del flujo de aire causa un incremento en la temperatura del regenerador y disminuye la cantidad de energía requerida por el soplador que le suministra aire para la combustión.

II.3.2.2 Sección de Fraccionamiento

El propósito de la sección de fraccionamiento es condensar y fraccionar la corriente gaseosa proveniente del tope del reactor.

Los productos principales del fraccionador son:

- Compuestos de C3's y C4's.
- Nafta.
- Aceite cíclico liviano (LCO).
- Aceite cíclico pesado (HCO).
- Slurry (aceite no convertido)

En el fraccionador principal, la gasolina y los productos más livianos (esencialmente C₃'s, C₄'s, gas seco y no condensables) son removidos por el tope, como vapor. El gas seco contiene H₂S, H₂, CH₄, C₂'s y no condensables. Los no condensables están formados por CO, CO₂, N₂ y O₂ que entran al riser desde el regenerador, transportados por el catalizador de craqueo y posteriormente aparecen en el gas seco. Los productos no convertidos, tales como aceite cíclico liviano (LCO) y fondos, son retirados como productos líquidos y el aceite de cíclico pesado (HCO) es recirculado⁽⁵⁾, tal como se aprecia en la Figura N° 4.

Para condensar y fraccionar los productos deseados el calor es removido del fraccionador empleando las corrientes circulantes de LCO, HCO y slurry. Estas corrientes son recirculadas al fraccionador con la finalidad de proporcionar enfriamiento.

Los fondos del fraccionador entran al separador de slurry para producir un aceite clarificado. El aceite slurry es de alta gravedad y suele contener finos de catalizador y partículas de coque. Parte de este aceite es recirculado a la sección de fondo para ser

condensado, con el fin de remover los finos de catalizador de los productos craqueados y para enfriar el líquido en el fondo para prevenir la coquificación ⁽⁶⁾.

El reflujo a la torre también constituye un factor importante en la separación de los productos; se emplea para controlar el punto final de la gasolina que sale del tope del fraccionador como vapor, con componentes más livianos y no condensables.

El vapor de cabecera proveniente del tope del fraccionador principal pasa a través del enfriador al acumulador de la cabecera donde la gasolina no estabilizada es separada de los productos livianos, como se observa en la Figura N° 4. El vapor de tope del acumulador es llamado gas húmedo, debido a que contiene condensables, mientras que la gasolina existente es llamada gasolina no estabilizada ya que contiene C₃'s y C₄'s ⁽⁶⁾.

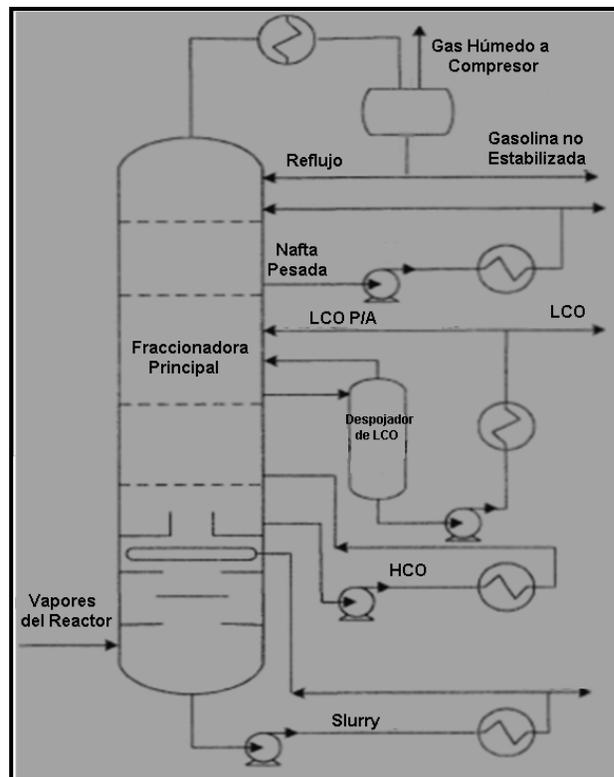


Figura N°4. Esquema de la sección de Fraccionamiento ⁽⁷⁾.

Con el fin de garantizar el rendimiento y calidad de los productos que salen de la fraccionadora se deben tomar en cuenta las siguientes variables de operación:

- Temperatura de tope: Al aumentar la temperatura de tope de la fraccionadora mediante la manipulación del reflujo se produce un incremento en la producción de gasolina no estabilizada así como también, reducción en la producción de slurry, nafta pesada, aceite cíclico liviano y aceite cíclico pesado.
- Flujo de Nafta Pesada: Un incremento en el flujo de nafta pesada produce un aumento en la calidad de gasolina no estabilizada y la disminución del flujo de slurry.
- Flujo de enfriamiento en el fondo de la torre: El aumento del flujo de enfriamiento causa la disminución de la temperatura de fondo de la fraccionadora.
- Flujo de slurry recirculado: El incremento en el flujo de slurry provoca la disminución de la temperatura de fondo y la disminución en el factor de inundación del plato seis (6), evitando coquificación en el fondo y líquido acumulado en los platos que impida el fraccionamiento deseado.
- Flujo de nafta recirculada: El aumento de nafta recirculada ocasiona una disminución en el flujo de reflujo y por ende, aumento de la producción de gasolina no estabilizada.

II.3.2.3. Sección de Planta de Gas

El propósito de esta sección es separar la gasolina no estabilizada y los productos livianos en las siguientes fracciones:

- Gas Seco.
- Compuestos de C₃'s y C₄'s.
- Gasolina.

Idealmente el gas seco sólo contendrá sólo H₂, metano y C₂'s. Sin embargo, algunos no condensables son arrastrados con el catalizador proveniente del regenerador, cuando entra en el riser. De tal forma que el CO₂, CO, N₂ y O₂ están presentes en el gas.

El gas húmedo del tope del acumulador observado en la Figura N°4, tiene gran contenido de C₃'s y C₄'s y algo de compuestos de C₅ a C₇⁺. Es necesario retirar estas fracciones valiosas como gas licuado de petróleo (LPG) y gasolina. Esto puede llevarse a cabo a elevadas presiones, mediante el incremento del enfriamiento,

absorción y fraccionamiento. Tal como se observa en la Figura N° 5, el proceso de la planta de gas inicia con la compresión del gas húmedo que luego es enfriado y dirigido al fondo del absorbedor primario, donde entra en contacto con la gasolina no estabilizada que es bombeada al tope del absorbedor primario proveniente del acumulador que aparece en la Figura N°4. La función de este proceso de absorción es la recuperación de los compuestos de C₃'s y compuestos más pesados presentes en el gas húmedo, que son absorbidos en la gasolina no estabilizada ⁽⁶⁾.

Posteriormente, el vapor de tope del absorbedor primario pasa al absorbedor secundario (también llamado absorbedor esponja) donde el C₃'s remanente y los componentes más pesados son removidos de los vapores de absorción en el LCO enfriado. El gas proveniente del tope del absorbedor secundario es ahora llamado gas seco. Este nombre implica que esencialmente todos los componentes condensables se han removido. El gas seco es enviado desde el tope del absorbedor secundario al tratador de dietanolamina (DEA), donde se le remueve el sulfuro de hidrógeno (H₂S) ⁽⁶⁾.

La gasolina no estabilizada proveniente del absorbedor primario tal como se muestra en la Figura N°5, aun contiene algunos componentes livianos, por lo que se envía al despentanzador, donde los C₅'s son removidos. La alimentación al despentanzador es parcialmente vaporizada. El gas de tope del despentanzador es condensado para luego ser enviado a un acumulador y devuelto como reflujo al equipo ⁽⁶⁾. La gasolina despentanzada es removida por el fondo y dirigida a la fraccionadora de naftas, observada en la Figura N° 6. Esta columna tiene por finalidad separar la corriente de hidrocarburos proveniente del despentanzador en nafta liviana y mediana.

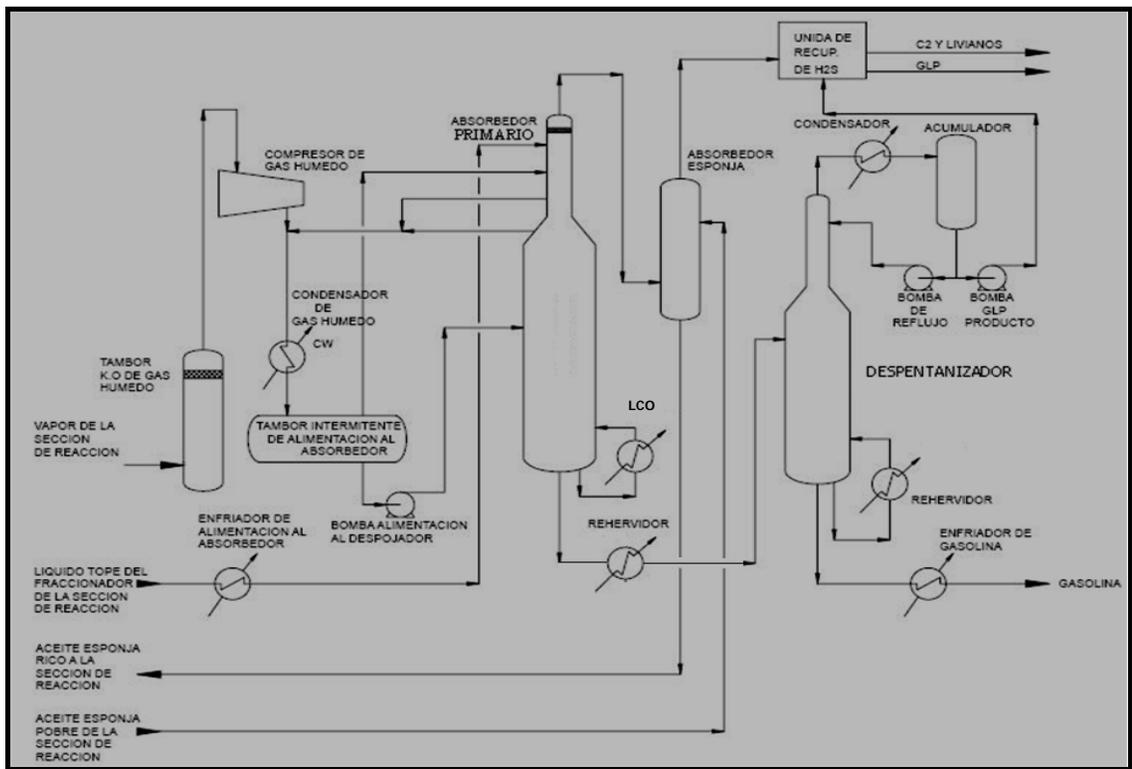


Figura N° 5. Esquema de la planta de gas ⁽⁸⁾.

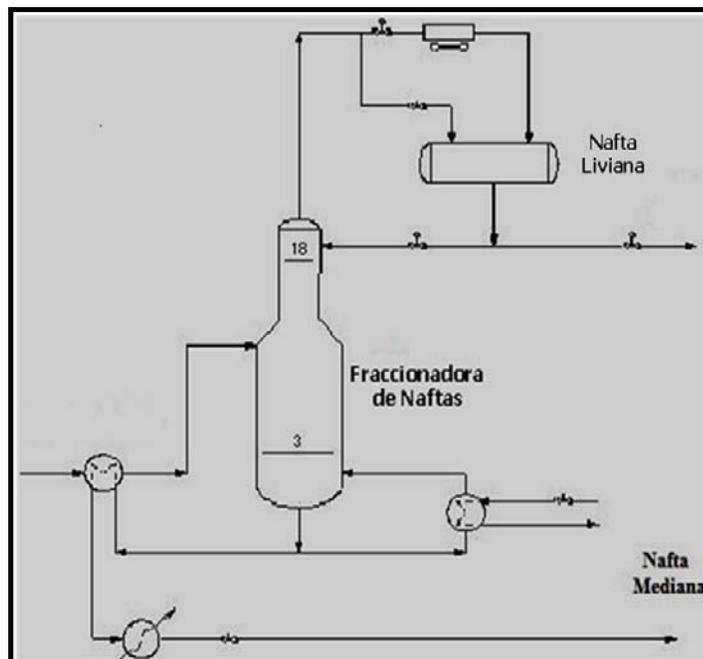


Figura N° 6. Fraccionadora de Naftas ⁽⁹⁾.

Las principales variables de operación a tomar en cuenta dentro de la planta de gas son:

- Reflujo de tope en el despentanizador: El incremento del reflujo provoca un aumento en el factor de inundación y mayor apertura de la válvula de tope, ocasionando disminución en el flujo de tope del despentanizador (en su mayoría olefinas) y aumento en la producción de nafta liviana.
- Temperatura en la etapa tres (3) del despentanizador: El aumento de la temperatura causa mayor apertura en la válvula de tope, disminución de la presión de vapor del líquido de fondo, aumento en el flujo de tope de la fraccionadora y disminución de la producción de nafta.
- Reflujo de tope en la fraccionadora de naftas: El aumento del reflujo ocasiona incremento en la posición de la válvula de tope, disminución de los flujos de nafta pesada y nafta mediana.
- Temperatura en la etapa tres (3) de la fraccionadora de naftas: El aumento de la temperatura provoca un incremento en los flujos de nafta liviana y nafta mediana. Es controlada mediante el caudal de fluido que circula a través del rehervidor.

II.3.3 Unidad de FCC dentro de la Refinería

Tal como se aprecia en la Figura N°7, en la refinería la disposición de la unidad de FCC es tal que, la carga a la unidad de craqueo catalítico fluidizado consiste de gasóleos de vacío (VGO) y gasóleos pesados atmosféricos ⁽⁶⁾. Asimismo, puede notarse que los productos obtenidos son enviados posteriormente a unidades de alquilación, hidrocraqueo e hidrotreatmento. La alimentación a la unidad de alquilación puede contener olefinas de C₃ y C₄ así como también olefinas de C₅ para la producción de alquilato. El aceite cíclico liviano (LCO) del craqueador catalítico es enviado al hidrocraqueador para su conversión a productos más livianos y una parte se dirige como producto destilado para su almacenaje y posterior mezcla con el combustible destilado ⁽⁶⁾.

II.3.4 Productos Típicos de la Unidad de FCC

En la unidad de FCC se generan diversos productos, con diferentes características y destinados a distintas aplicaciones como se puede observar en la Tabla N° 1.

Tabla N° 1. Productos de la Unidad de FCC (Elaboración Propia).

PRODUCTO	CARACTERÍSTICA	DESTINO
Gas Residual	Metano-etano-etileno	Combustible y Petroquímica
Propano	Propano-propileno	Despacho
Butano	Butano-buteno	MTBE-Alquilación- Despacho
Nafta	RON 90 a 94	Pool de Naftas
Diesel Oil	Menor a 30 Cetanos	HDS-Pool de Gas Oil
GO Pesado	Insaturado	Se reprocesa en FCC
Coque	Sobre el catalizador	Se quema en regeneración

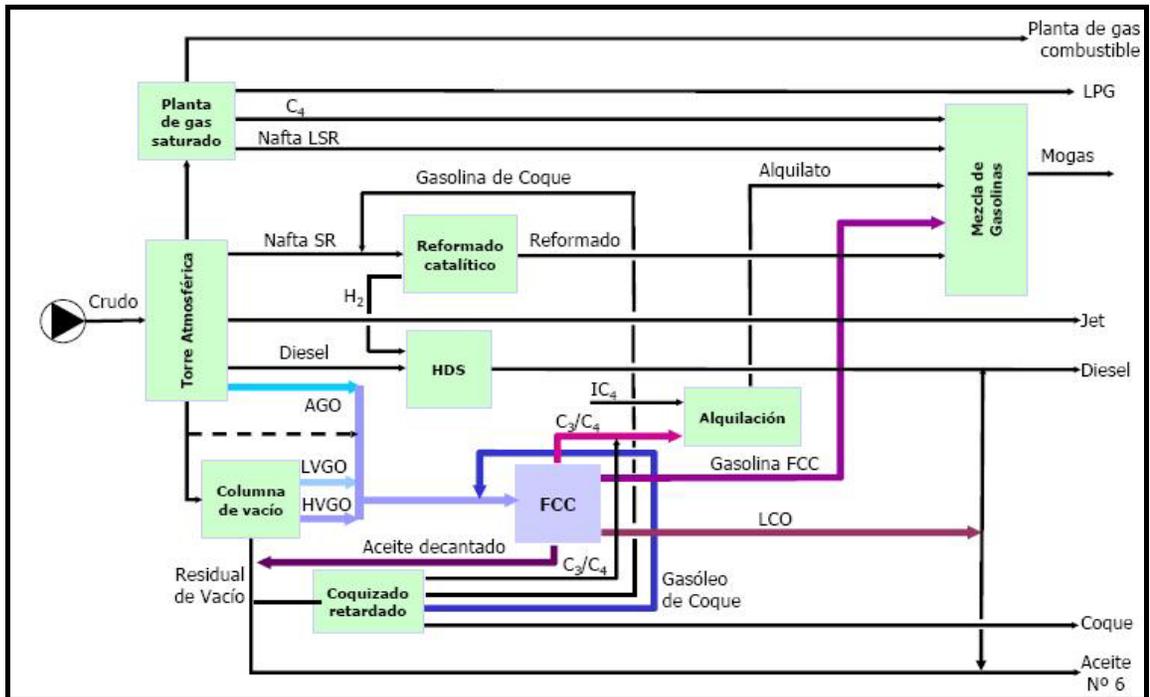


Figura N° 7. Ubicación de la unidad de FCC dentro de la refinería ⁽¹⁰⁾.

II.3.5 Importancia de la Unidad de FCC

La unidad de FCC ocupa un lugar muy importante en una refinería, debido a su relativo bajo costo de conversión de cargas pesadas, a productos livianos de mayor valor. Es la productora de gasolina por excelencia, pero puede operarse para producir grandes cantidades de olefinas, C3's y C4's o para la producción de combustible doméstico. El craqueador catalítico es la principal fuente generadora de la carga de olefinas livianas a las unidades de alquilación. Proporciona además, una gran cantidad de isobutano. Las unidades de craqueo catalítico fluidizado son una fuente de carga de C3's y C4's para plantas petroquímicas.

Un craqueador catalítico puede ajustarse a una amplia variedad de cargas de diferente calidad. Esto le permite al refinador, seleccionar la alimentación que cargará a su refinería ⁽⁶⁾.

II.4 CONTROL DE PROCESOS

Un proceso es un conjunto de operaciones - simultáneas o secuenciales- que producen transformaciones de la materia de carácter físico y/o químico ⁽¹¹⁾.

Todo proceso interactúa con el resto del medio a través de las variables controladas, las variables manipuladas y las perturbaciones.

- Las variables controladas son aquellas variables del proceso cuyo valor se desea o se necesita conocer a lo largo del tiempo (normalmente son las indicativas de la calidad del producto, del nivel de producción, etc.) y se requiere que tengan un valor designado como punto de control o set point ⁽¹²⁾.
- Las variables manipuladas son aquellas que pueden ser modificadas durante la operación del proceso, para que las variables controladas evolucionen según una estrategia preestablecida. Por ejemplo, una variable manipulada típica es el caudal de alimentación de un reactivo en un proceso químico, que puede modificarse actuando sobre el grado de apertura de una válvula ⁽¹²⁾.
- Las perturbaciones son variantes en el tiempo que ocasionan desviaciones de las variables controladas con respecto al punto de control o set point, e interesa

conocerlas para tomar acciones sobre el proceso que permitan atenuar los efectos indeseados que ellas causan, como por ejemplo pérdidas energéticas al medio ambiente, presencia de impurezas indeseadas en los reactivos, etc ⁽¹²⁾.

Para disminuir los efectos de las perturbaciones es necesario diseñar e implementar un sistema de control, éste permite mantener las variables controladas dentro de las plantas de procesos en algún valor determinado mediante un proceso de corrección de forma automática, contando con instrumentos que controlan las variables sin necesidad de que intervenga el operador.

Un proceso es (automáticamente) controlado cuando existen componentes básicos del lazo de control (sensor, transmisor, controlador y elemento final de control) que permiten recibir valores deseados o set points, de manera tal que las variables controladas evolucionen automáticamente hacia esos valores especificados, aún en presencia de perturbaciones externas ⁽¹²⁾. La función que desempeña cada componente del lazo de control se muestra a continuación:

- El sensor se encarga de realizar la medición de la variable de proceso o variable que se desea controlar.
- El transmisor se conecta físicamente al sensor captando la señal de salida de este último y la convierte en una señal lo suficientemente intensa como para transmitirla al controlador.
- El controlador recibe la señal proveniente del transmisor y la compara con el valor que se desea o set point y, según el resultado de la comparación decide que acción tomar para mantener la variable controlada en el valor deseado. Con base en la decisión, el controlador envía otra señal al elemento final de control.
- El elemento final de control se encarga de tomar la acción en el sistema. Generalmente se trata de una válvula de control. Aunque, otros elementos finales de control utilizados son las bombas de velocidad variable, los transportadores y los motores eléctricos.

Hoy en día, es prácticamente inadmisibles pensar en la existencia de procesos que pudieran operar en forma no controlada. Por el contrario, es deseable disponer de

sistemas de control cada vez más sofisticados que permitan un alto grado de automatización del proceso, y que aseguren la obtención de productos finales con características de calidad ubicadas en un rango de especificación predeterminado ⁽¹³⁾.

II.4.1 Sistemas a Lazo Abierto y a Lazo Cerrado

Los sistemas de control se clasifican en sistemas de lazo abierto y a lazo cerrado. La distinción la determina la acción de control, que es la que activa al sistema para producir la salida.

Un sistema de control a lazo abierto es aquel en el cual la acción de control es independiente de la salida. Para evitar una desviación de la variable es necesario que el operador observe el valor del set point y realice una variación “manual” de la variable manipulada, con el objetivo de que la variable a ser controlada vuelva a su valor deseado o punto de control ⁽¹⁴⁾.

Un sistema de control a lazo cerrado es aquel en el que la acción de control es en cierto modo dependiente de la salida. Se puede establecer una acción de control apropiada como función de la diferencia entre los valores de entrada y salida de la variable a ser controlada, sin la necesidad de involucrar a un operador para que realice dicha tarea. Ambos sistemas de control son mostrados en la Figura N° 8.

Los sistemas de control a lazo abierto tienen dos rasgos sobresalientes ⁽¹³⁾:

- a) La habilidad que estos 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.
- b) Estos sistemas no tienen el problema de la inestabilidad, que presentan los de lazo cerrado.

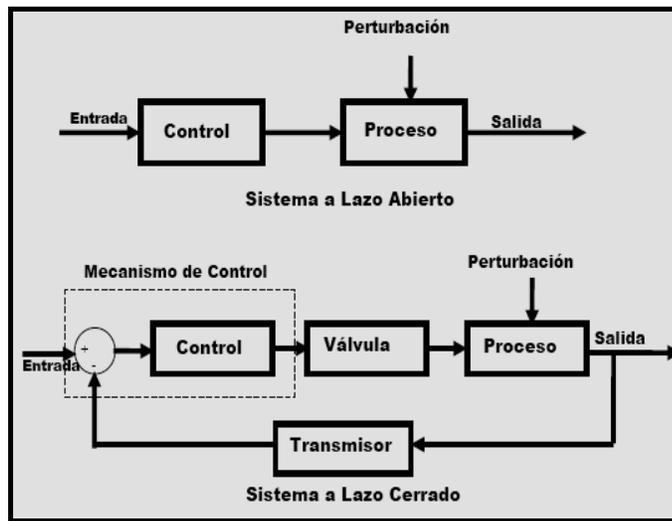


Figura N° 8. Diagramas de los Sistemas de Control ⁽¹⁴⁾.

II.4.2 Modelo Matemático

Un modelo matemático es la representación de un sistema por medio de ecuaciones. Estos modelos permiten: (a) El análisis, comprensión y evaluación de un sistema, (b) El diseño, mejoramiento, optimización, construcción de un nuevo sistema o reestructuración de uno existente, (c) Puede predecir y pronosticar el comportamiento del sistema (normalmente a partir de una simulación) y (d) El control de un proceso.

Una clasificación usual de los modelos se basa en el número de variables involucradas en la planta. En general, en todo proceso existe un gran número de variables manipuladas (o de entrada) y de salida, en cuyo caso el modelo correspondiente se denomina de múltiples entradas y de múltiples salidas (MIMO). En el caso de algunos procesos sencillos, el modelo matemático puede incluir una única variable manipulada y una única variable de salida, y entonces el modelo se denomina de una entrada y una salida (SISO) ⁽¹⁵⁾.

Desde el punto de vista de la descripción temporal de las variables involucradas, los modelos se clasifican en continuos y discretos. Un modelo matemático (dinámico) continuo involucra la resolución de ecuaciones diferenciales; un modelo matemático (dinámico) discreto involucra la resolución de ecuaciones en diferencias ⁽¹⁵⁾.

Para desarrollar un modelo matemático se debe realizar lo siguiente:

- a) Escribir las ecuaciones de balance. Estas se escriben en el siguiente orden:
- Balance de masa total.
 - Balance por componentes.
 - Balance de energía.
- b) Realizar el análisis de grados de libertad (se contabiliza la cantidad de variables y de ecuaciones de balance).
- c) Linealizar cada una de las ecuaciones de balance. Mediante este procedimiento es posible aproximar las ecuaciones no lineales que representan un proceso a ecuaciones lineales que se pueden analizar mediante transformadas de Laplace.
- d) Expresar las ecuaciones linealizadas en términos de variables de desviación con la finalidad de facilitar su manejo. Las variables de desviación se definen como la diferencia entre el valor de la variable o señal y su valor en el punto de control o set point.
- e) Aplicar transformada de Laplace a cada una de las ecuaciones expresadas en términos de variables de desviación. La transformada de Laplace es una técnica aplicada al diseño de sistemas de control donde, las funciones que dependen del tiempo son las variables del sistema.

II.4.3 Funciones de Transferencia

La función de transferencia de un sistema es un modelo matemático porque es un método operacional para expresar la ecuación diferencial que relaciona una variable de salida con una variable de entrada ⁽¹⁵⁾.

- a) La función de transferencia proporciona una descripción completa de las características dinámicas del sistema, a diferencia de su descripción física ⁽¹⁶⁾.
- b) La variable de entrada y de salida no necesariamente corresponden de esta forma con el proceso, sino más bien se relacionan porque la variable de salida se ve afectada cuando la variable de entrada es modificada.
- c) La función de transferencia es independiente de la magnitud y naturaleza de la entrada o función de excitación.

- d) La función de transferencia incluye las unidades necesarias para relacionar la entrada con la salida; sin embargo, no proporciona información acerca de la estructura física del sistema. (Las funciones de transferencia de muchos sistemas físicamente diferentes pueden ser idénticas.)
- e) Si se conoce la función de transferencia de un sistema, se estudia la salida o respuesta para varios tipos de entrada, con la intención de comprender la naturaleza del sistema.
- f) Si se desconoce la función de transferencia de un sistema, puede establecerse experimentalmente introduciendo entradas conocidas y estudiando la salida del sistema.

II.4.4 Diagramas de Bloques

Un diagrama de bloques de un sistema es una representación gráfica de las funciones y relación existente entre cada componente del lazo de control y el flujo de señales. A diferencia de una representación matemática puramente abstracta, un diagrama de bloques tiene la ventaja de indicar en forma más realista el flujo de las señales del sistema real.

En un diagrama de bloques se enlazan una con otra todas las variables del sistema, mediante bloques funcionales. El bloque funcional o simplemente bloque es un símbolo para representar la operación matemática que sobre la señal de entrada hace el bloque para producir la salida. Las funciones de transferencia de los componentes por lo general se introducen en los bloques correspondientes, que se conectan mediante flechas para indicar la dirección del flujo de señales. La señal sólo puede pasar en la dirección de las flechas. Por tanto, un diagrama de bloques de un sistema de control muestra explícitamente una propiedad unilateral ⁽¹⁶⁾. En la Figura N° 9 se muestra la representación de un sistema en diagrama de bloques.

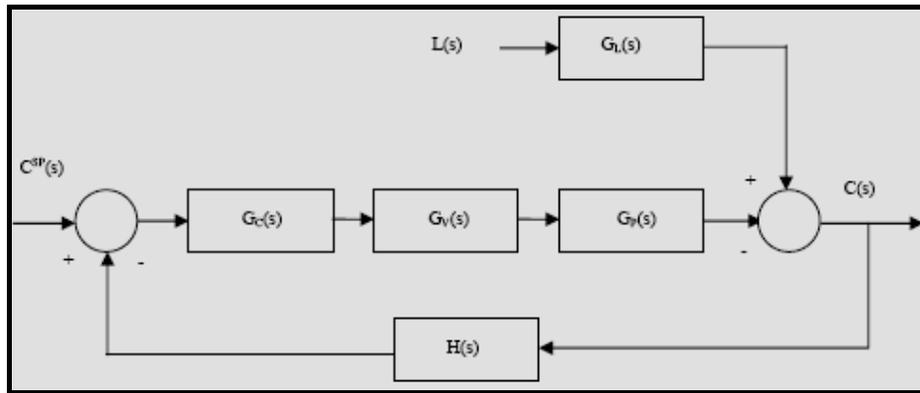


Figura N° 9. Diagrama de bloques de un proceso ^(Elaboración propia)

Donde:

$G_c(s)$: Función de transferencia del controlador.

$G_v(s)$: Función de transferencia de la válvula (elemento final de control).

$G_p(s)$: Función de transferencia del proceso.

$H(s)$: Función de transferencia del transmisor.

$G_L(s)$: Función de transferencia de la perturbación.

$L(s)$: Variable de perturbación.

$C(s)$: Variable que se desea controlar.

$C^{SP}(s)$: Setpoint de la variable controlada.

II.4.5 Tipos de Controladores

a) On-Off: en este tipo de controlador la salida se conmuta de abierta a cerrada cuando la señal de error pasa por cero. Es la forma más simple de control, donde el elemento final de control sólo puede ocupar una de las dos posiciones posibles. Pero muestra rangos limitados de comportamiento y respuestas de compromisos ⁽¹¹⁾.

Este tipo de controlador se caracteriza por un ciclo continuo de variación de la variable controlada. El control On-Off se emplea usualmente con una banda diferencial o zona neutra dentro de la cual elemento final de control permanece en su última posición, para los valores de la variable comprendidos dentro de la banda diferencial.

El control On-Off funciona satisfactoriamente si el proceso tiene una velocidad de reacción lenta y posee un tiempo de retardo mínimo ⁽¹⁷⁾.

b) Acción Proporcional (P): es la acción de control lineal más importante, por medio de la cual, la acción correctiva del elemento final de control tiene una cierta proporción con la magnitud del error o desviación entre la variable de proceso y el punto de control. Tiene como ventajas la facilidad de aplicación y comprobación de los resultados. Sin embargo, no permite eliminar el error de estado estacionario. El controlador proporcional genera a la salida una señal de control que es proporcional a la señal de error, tal como se aprecia en la Ecuación 1.

$$M(t) = \bar{M} + K_c * e(t) \quad (\text{Ec. 1})$$

donde:

$M(t)$: salida del controlador .

\bar{M} : salida del controlador cuando no existe error.

K_c : ganancia del controlador.

$e(t)$: diferencia entre el Set Point y la variable que se controla (error).

c) Acción Proporcional-Integral (PI): la característica más importante de este tipo de control es que la acción correctiva se efectúa mediante la integral del error, ello permite decir que el control integral proporciona una señal de control que es función de la propia “historia” de la señal de error, permitiendo obtener una señal de control diferente de cero aunque la señal de error sea cero. El control integral permite obtener un error estacionario nulo a lazo abierto ⁽¹⁸⁾.

Esta acción genera una señal resultante de la combinación de la acción proporcional y la acción integral conjuntamente, como se muestra en la Ecuación 2.

$$M(t) = \bar{M} + K_c * e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int e(t) dt \quad (\text{Ec. 2})$$

donde:

τ_i : tiempo integral o de reajuste.

d) Acción Proporcional-Integral-Derivativa (PID): permite eliminar el error en estado estacionario, logrando una buena estabilidad relativa del sistema de control.

La acción proporcional tendrá el efecto de reducir el tiempo de crecimiento del error pero no lo elimina. La acción integral tendrá el efecto de eliminar el error, pero sin embargo podría empeorar la respuesta ya que la puede llevar a la oscilación. Por

último, la acción derivativa tendrá el efecto de aumentar la estabilidad del sistema al evitar que la variable que se desea controlar supere el valor del set point y oscile debido a las perturbaciones, mejorando la respuesta y proporcionando rapidez al sistema ⁽¹⁹⁾. Tal combinación se observa en la Ecuación 3.

$$M(t) = M + K_c * e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int e(t) dt + K_c * \tau_d \frac{de(t)}{dt} \quad (\text{Ec. 3})$$

donde:

τ_d : tiempo derivativo.

II.4.6 Métodos de Ajuste de Lazos de Control

Una vez que se ha decidido el tipo de controlador que se va a emplear en la estructura de control debe decidirse cuáles serán los parámetros de ajuste del mismo para obtener una respuesta satisfactoria. Existen varias aproximaciones en distintas plataformas de trabajo que pueden emplearse pero los objetivos que conllevan todas ellas pueden resumirse en base a las siguientes pautas:

1. Respuesta rápida.
2. Eliminación del efecto de las perturbaciones.
3. Insensibilidad a los errores de modelado, mediciones, etc.
4. Evitar una excesiva acción del controlador.
5. Adecuado a un amplio rango de condiciones operativas ⁽²⁰⁾.

Los valores de los parámetros de ajuste dependen de la respuesta de circuito cerrado que se desea, así como de las características dinámicas o personalidad de los otros elementos del circuito de control y, particularmente, del proceso ⁽¹²⁾.

A continuación se presentan los criterios para el ajuste de los controladores ⁽²¹⁾:

- a) Sobrepico: se desea obtener el mínimo sobrepico lo que representa una respuesta sobreamortiguada, en otras palabras, una respuesta que jamás sobrepase el valor final y cuya aproximación sea lenta.
- b) Tiempo de Elevación: es el tiempo que tarda la respuesta en alcanzar el valor final ⁽²¹⁾.

- c) Razón de Asentamiento: se debe lograr una relación de asentamiento específica, siendo la más común asentamiento $\frac{1}{4}$ ⁽²¹⁾.
- d) Tiempo de Asentamiento: es el tiempo que tarda la respuesta en llegar a ciertos límites preestablecidos del valor final y lograr permanecer dentro de este intervalo.
- e) Período de oscilación: es el tiempo empleado para completar la longitud de una onda, es decir, recorrer la distancia entre dos crestas sucesivas de la onda.
- f) Integral del Error: minimizar la integral del error hasta que el proceso haya sido asentado.
- g) Error en el estado estacionario: se desea que este error sea mínimo.

II.4.6.1 Métodos de Ajuste a Lazo Cerrado

Estos métodos se basan en ajustar el controlador a lazo cerrado (controladores en automático) para calcular las constantes óptimas del controlador (razón de asentamiento de $\frac{1}{4}$).

El método de ajuste más utilizado es el de Ganancia Última. También se conoce como método de circuito cerrado o ajuste en línea, fue propuesto por Ziegler y Nichols en 1942⁽²¹⁾.

En este método, los parámetros mediante los cuales se representan las características dinámicas del proceso son: la ganancia última de un controlador proporcional, y el período último de oscilación; estos parámetros representan los últimos valores para los cuales el sistema es estable ⁽¹²⁾.

II.4.6.2 Métodos de Ajuste a Lazo Abierto

Estos métodos se basan en ajustar los lazos de control con el instrumento en manual, se realiza una entrada en escalón y se espera que la variable se estabilice en un nuevo valor. Se registra la respuesta y se ajustan las constantes de los controladores realizando un análisis de la respuesta.

Los métodos de ajuste a lazo abierto son los siguientes:

- a) Método de curva de reacción:

EL procedimiento general de ajuste de controladores por el método de la curva de reacción se realiza de la siguiente forma:

1. Abrir el lazo de control, es decir, ponerlo en modo “manual”.
2. Crear un pequeño cambio en el set point.
3. Realizar o historizar la curva de reacción para su análisis posterior.

De la curva de reacción de este proceso se obtienen los factores característicos del mismo, como son K , D y τ , obtenidos a partir de un sistema de primer orden más tiempo muerto (POMTM) o de segundo orden más tiempo muerto (SOMTM), estos se pueden expresar mediante una función de transferencia ⁽²¹⁾.

En la Figura N°10, se puede observar la respuesta de un sistema de primer orden con tiempo muerto (POMTM).

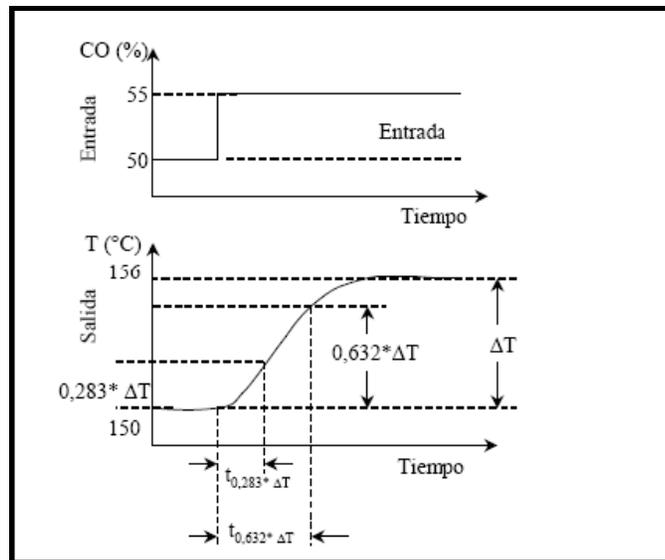


Figura N° 10. Curva de reacción del proceso usando el método POMTM ⁽²¹⁾.

b) Método de Ziegler-Nichols a Lazo Abierto:

Además de las fórmulas de sintonización en lazo cerrado, Ziegler-Nichols proponen un conjunto de ecuaciones basadas en los parámetros de un modelo de POMTM encontrados a partir de la curva de reacción ⁽¹²⁾. Con las ecuaciones mostradas en la Tabla N° 2 se pueden determinar los parámetros de ajustes a partir de los valores de K , τ y D .

c) Método de Ajuste mediante criterios de error de integración mínimo:

Este método surge debido a que los parámetros de ajuste de la razón de asentamiento $\frac{1}{4}$ no son únicos. A fin de caracterizar el proceso se utilizan parámetros de modelos de POMTM, la especificación de la respuesta, en circuito cerrado es un error o desviación mínima de la variable controlada, respecto al punto de control. Debido a que el error está en función del tiempo que dura la respuesta, la suma del error en cada instante se debe minimizar; dicha suma es, por definición, la integral del error en el tiempo. Puesto que la integral del error se trata de minimizar mediante la utilización de las relaciones de ajuste, éstas se conocen como ajuste del error de integración mínimo; sin embargo, la integral de error no se puede minimizar de manera directa, ya que un error negativo muy grande se volvería mínimo. Para evitar los valores negativos en la función de desempeño, se emplea el planteamiento de la integral mostrado de la Ecuación 4 hasta la Ecuación 7 ⁽¹²⁾.

Tabla N° 2. Fórmulas de ajuste para el método Ziegler-Nichols a lazo abierto ^(Elaboración Propia).

Controlador	Ganancia, k	Tiempo Integral, τ_i	Tiempo Derivativo, τ_D
Proporcional	$\frac{1}{k} \left(\frac{D}{\tau} \right)^{-1}$	-	-
Proporcional Integral	$\frac{0,9}{k} \left(\frac{D}{\tau} \right)^{-1}$	3,33·D	-
Proporcional Integral Derivativo	$\frac{1,2}{k} \left(\frac{D}{\tau} \right)^{-1}$	2,0·D	$\left(\frac{D}{2} \right)$

Integral del valor absoluto del error (IAE)

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (\text{Ec. 4})$$

Integral del cuadrado del error (ICE)

$$ICE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad (\text{Ec. 5})$$

Integral del valor absoluto ponderado en el tiempo (IAET)

$$IAET = \int_0^{\infty} t |e(t)| dt \quad (\text{Ec. 6})$$

Integral del cuadrado del error ponderado en el tiempo (ICET)

$$ICET = \int_0^{\infty} te^2(t)dt \quad (\text{Ec. 7})$$

Las ecuaciones anteriores constituyen las cuatro integrales básicas de error que se pueden minimizar para un circuito particular, mediante el ajuste de los parámetros del controlador. Desafortunadamente, el conjunto óptimo de valores paramétricos no está únicamente en función de cuál de las cuatro definiciones de integral se elige, sino que también depende del tipo de entrada, esto es, perturbación o punto de control y de su forma ⁽¹²⁾.

d) Ajuste Profit PID (RPID):

Ninguna de las técnicas antes mencionadas, intenta encontrar parámetros de ajuste o entonación, capaces de lograr un rendimiento consistente del controlador sobre un rango de dinámicas esperadas. Debido a esto, Honeywell creó el programa Profit PID (RPID).

Esta herramienta es capaz de determinar las constantes propias de sincronización para asegurar la mínima sensibilidad del lazo basados sobre parámetros inciertos y de alcanzar una mejor dinámica del proceso, basándose en datos recolectados de campo o con funciones de transferencia dadas por el usuario ⁽²²⁾. Este programa es ideal para entonar lazos que soportan un controlador predictivo multivariable, puesto que los controladores RPID maximizan el rendimiento de lazos cerrados consistentemente.

Generalmente los procesos dinámicos se encuentran dentro de un rango por infinidad de razones. Por ejemplo, la siguiente lista muestra condiciones que pueden cambiar la manera de cómo los procesos responderán al control PID ⁽²²⁾:

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

En todos estos casos, un controlador ajustado mediante el Profit RPID superará en rendimiento a un controlador PID entonado utilizando alguno de los métodos

mencionados anteriormente cuando se cambie a un proceso dinámico, produciendo así un aumento en los beneficios económicos y de seguridad del proceso que se desea controlar.

II.4.7 Estrategias de Control

Los enfoques de control consisten en aplicar a un determinado proceso las prácticas necesarias para mantener la variable controlada en un determinado rango o valor dado, con el fin de obtener la mayor eficacia para controlar el proceso.

Las estrategias de control que se pueden aplicar a un determinado proceso son dos: Control por retroalimentación (Feedback) y Control por acción precalculada (Feedforward). Dentro de las estrategias por acción precalculada se encuentran: Control de relación, control en cascada, control por sobreposición, control selectivo y control de rango dividido.

II.4.7.1 Control por Retroalimentación (Feedback)

El control Feedback consiste en tomar la acción de control una vez que se haya efectuado un cambio en la variable controlada. Las ventajas de este enfoque de control es que es una técnica muy simple que compensa todas las perturbaciones y no se requiere un conocimiento amplio del proceso que se desea controlar. Entre las desventajas se encuentra que no produce acción correctora hasta que la perturbación se propaga a la variable controlada, no es capaz de generar una acción preventiva y en algunas aplicaciones la variable controlada no puede medirse y la retroalimentación no puede realizarse.

II.4.7.2 Control por Acción Precalculada (Feedforward)

El control Feedforward toma la acción de control antes de que el sistema sea perturbado, esto quiere decir que realiza la acción de control tomando en cuenta las perturbaciones antes de que cambie la respuesta del proceso. Este tipo de enfoque se

basa en la desventaja del control feedback, evitando que la variable controlada se desvíe, ya que mide la perturbación y actúa sobre la variable final de control antes que se produzca la desviación ⁽¹²⁾.

II.4.7.3 Control de Relación

El objetivo fundamental de esta estrategia es mantener la relación entre dos variables en un valor determinado, tal como se aprecia en la Figura N° 11. Normalmente las variables son caudales, mezclas de dos corrientes de distinta composición o temperatura con el fin de conseguir una mezcla determinada. También se utiliza en la relación aire/combustible para el control de la combustión en hornos o calderas ⁽²³⁾.

Para este tipo de estrategia se tienen distintas alternativas ⁽²³⁾:

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

II.4.7.4 Control en Cascada

Se utiliza cuando las perturbaciones que ingresan al sistema afectan directamente a la variable manipulada; este tipo de perturbaciones se denomina perturbaciones a la entrada. Se utilizan lazos de control interno (esclavo) con el fin de detectar rápidamente el efecto de las perturbaciones e iniciar antes la acción correctora para anular la perturbación, impidiendo que afecten al sistema principal, como se observa en la Figura N° 12 ⁽²¹⁾.

Básicamente el controlador externo (maestro) se encarga de la variable principal a controlar en el proceso, mientras que los controladores internos se encargan de las perturbaciones más frecuentes para que no afecten al control maestro ofreciendo una respuesta más rápida que el lazo principal ⁽²¹⁾.

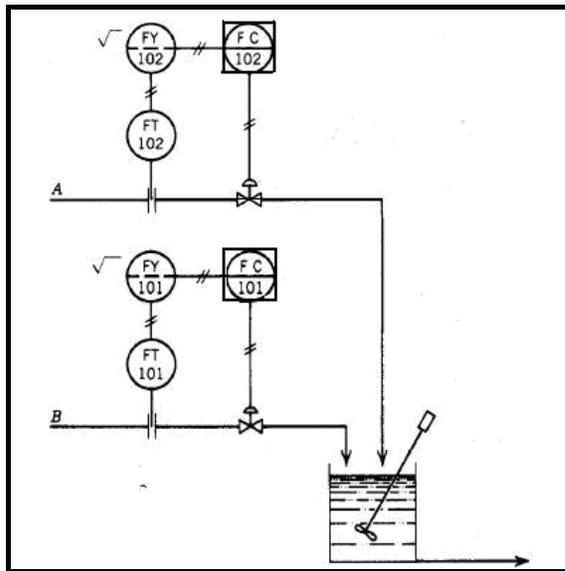


Figura N° 11. Estrategia de control por relación ⁽¹²⁾.

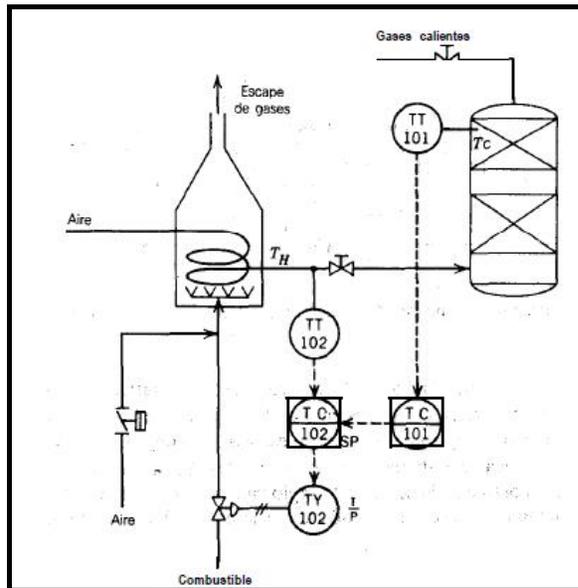


Figura N° 12. Estrategia de control en cascada ⁽¹²⁾.

II.4.7.5 Control por Sobreposición

Se utiliza generalmente como un control de protección para mantener las variables de proceso dentro de ciertos límites. Esta estrategia es representada en la Figura N° 13 y presenta las siguientes características ⁽²¹⁾:

- Se utiliza para procesos con variables que poseen objetivos diferentes, sin embargo comparten un mismo controlador, existiendo mayor número de variables controladas que manipuladas.
- La variable manipulada disponible se usa para controlar la variable de mayor interés en el proceso.

La acción del control por sobreposición no es tan drástica ya que, el proceso se mantiene en operación pero bajo condiciones más seguras ⁽²¹⁾.

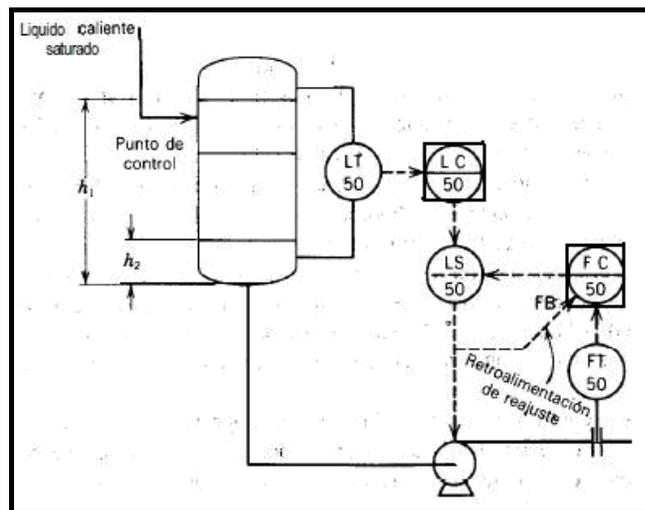


Figura N° 13. Estrategia de control por sobreposición ⁽¹²⁾.

II.4.7.6 Control Selectivo

Se caracteriza por mantener bajo control varias variables de proceso, manipulando una sola refiriéndose a la escogencia de la variable de proceso entre las alternativas, tal como se observa en la Figura N° 14. Se utiliza por razones de economía, seguridad y eficiencia en el proceso. A continuación se mencionan ciertas restricciones para la aplicación de esta estrategia ⁽²¹⁾.

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

Una consideración importante al implementar este esquema de control es que el rango de todos los transmisores debe ser el mismo para que las señales de salida se puedan comprobar sobre una misma base; otra consideración importante es instalar alguna clase de indicador para saber en que transmisor se tiene la señal más alta ⁽²⁸⁾.

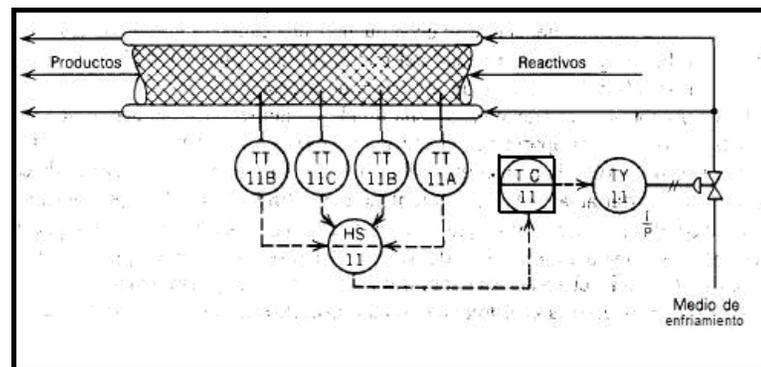


Figura N° 14. Estrategia de control selectivo ⁽¹²⁾.

II.4.7.7 Control de Rango Dividido

También llamado control de Gama Partida, se utiliza en procesos industriales donde un controlador puede manipular dos variables del sistema afectando de igual forma a la variable controlada. Se necesitan dos elementos finales de control (válvulas) que se abrirán o se cerrarán de acuerdo a la magnitud de señal recibida ⁽²¹⁾. En la Figura N° 15 se muestra el control de rango dividido para mantener el pH de una solución en el valor deseado. Para ello se manipulan dos válvulas, la del flujo de un ácido y la de una base. Ambas variables manipuladas afectan a la variable controlada (pH de la solución), un incremento en el flujo del ácido ocasionará una disminución en el pH de

la solución. Mientras que, un aumento en el flujo de la base se traduce en un incremento del pH de la solución.

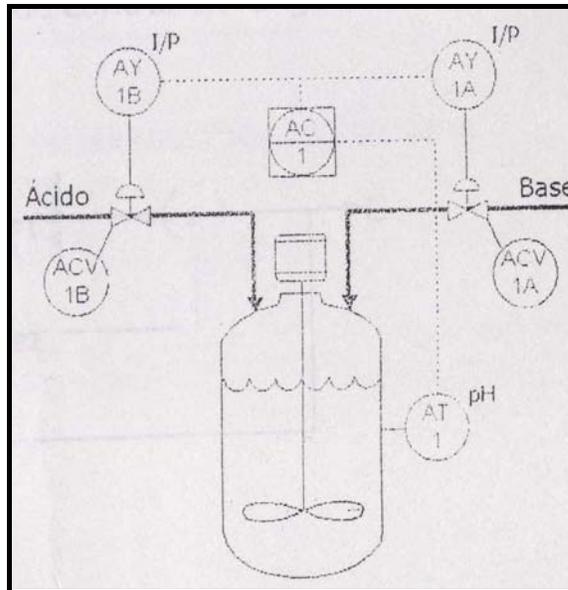


Figura N° 15. Estrategia de control por rango dividido ⁽²³⁾.

II.4.8 Normas SAMA

Estas normas son empleadas para describir y diseñar sistemas y estrategias de control mediante símbolos y diagramas para indicar información específica sobre el proceso que se desea controlar.

Los diagramas de control funcional para la industria energética son conocidos como diagramas SAMA. Están basados en las convenciones de símbolos y diagramas desarrollados por la Asociación de Fabricantes de Aparatos Científico (SAMA, por sus siglas en inglés). Aunque presentan un concepto similar a los diagramas ISA, tienen diferencias significativas en cuanto a la diagramación de sistemas de control

En la Figura N°10, se muestra un lazo de control simple de flujo usando los diagramas ISA y SAMA. Sólo el símbolo de representación del transmisor (FT) es igual en ambos casos. El diagrama ISA muestra una representación muy simbólica del controlador de flujo. Caso contrario para las normas SAMA, que ofrece un análisis más detallado del controlador a utilizar, así como las formas de ajuste para el

operador (auto/manual). Ambas normas también utilizan diferente representación en cuanto a las válvulas de control (FCV) tal como se aprecia en la figura N°16⁽²³⁾.

Los diagramas SAMA utilizan distintos tipos de símbolos tal como se muestra en la Figura N° 17, para representar los diversos elementos o funciones del sistema de control.

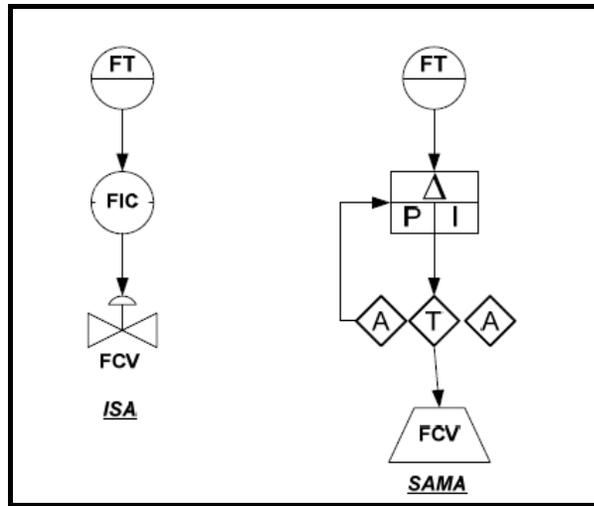


Figura N° 16. Comparación entre diagramas ISA y SAMA⁽²³⁾.

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

Figura N° 17. Símbolos que corresponden a la norma SAMA⁽²¹⁾.

Cada elemento de control, generalmente está identificado por números en una etiqueta, tal número identifica la función del proceso y el lazo de control en el cual está localizado. Cada señal de instrumentación debe ser especificada (neumática, eléctrica) según la simbología que aparezca en los Diagramas de Tubería e Instrumentación de Procesos (DTI), los cuales muestran el proceso entero y

proporcionan una guía completa para las operaciones del proceso y los instrumentos involucrados así como de todos los sistemas de control ⁽²³⁾.

II.4.9 Control Multivariable

Algunos de los sistemas de control en las unidades de proceso, están compuestos por una entrada y una salida (SISO, Single Input Single Output), lo que lleva a que sean controlados perfectamente por medio de algoritmos PID estándar. Sin embargo, un gran número de sistemas es multivariable, es decir, disponen de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO, Multiple Input Multiple Output). Algunos ejemplos de sistemas multivariables son: columnas de destilación, unidades de cracking catalítico, unidades de coquización retardada, unidades de destilación de crudo, etc ⁽¹¹⁾.

Generalmente una columna de destilación tiene cuatro o cinco lazos cerrados de control. En la Figura N° 18 aparecen las medidas típicas implicadas en el control, así como las variables de perturbación medidas y las válvulas que actúan sobre las variables manipuladas ⁽²⁴⁾.

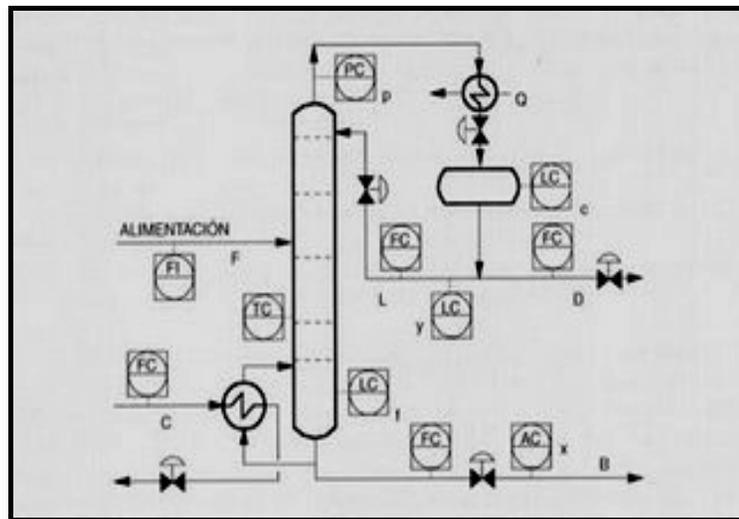


Figura N° 18. Control multivariable en columna de destilación típica ⁽²⁴⁾.

El control automático de procesos multivariables, por medio de controladores PID, presenta grandes dificultades debido a la presencia de tiempos muertos, interacción y restricciones. Por esta razón, es necesario recurrir a otros procedimientos que tengan en cuenta estas circunstancias.

Las técnicas más utilizadas para el desarrollo de sistemas de control en procesos multivariantes son ⁽²⁵⁾:

a) Matriz de Ganancias Relativas (RGA) en estado estacionario: tiene por objeto obtener el mejor emparejamiento de variables para desacoplar la interacción entre lazos.

b) Control Predictivo Basado en Modelos (MPC): utiliza un modelo explícito para predecir cuál será el comportamiento del proceso a lo largo del tiempo.

Los métodos antes mencionados tratan de llevar a cabo el desacoplamiento entre variables cuando se sabe que tienen interacción o acoplamiento entre ellas, es decir, existe más de un lazo de control y ninguno de ellos se comporta de forma independiente del resto.

En la Figura N° 19 se aprecia el sistema más simple y conocido con interacción, donde, se requiere controlar caudal y concentración de una mezcla manipulando dos válvulas automáticas situadas en las dos corrientes que aportan producto a la mezcla.

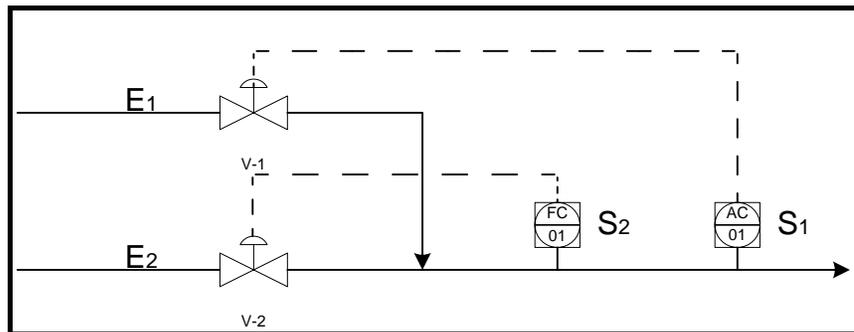


Figura N° 19. Sistema de control automático con interacción (Elaboración Propia).

Donde:

E₁: Concentración principal.

E₂: Caudal principal.

S₁: Concentración de salida.

S₂: Caudal de salida.

V-1, V-2: Válvulas que permiten el ingreso de dos corrientes.

Puede notarse en la Figura N° 19 que cada una de las válvulas afecta ambas variables controladas. Por ejemplo, al aumentar el valor del flujo en la línea por encima del punto de control se produce una variación en la apertura de la válvula V-2 y a su vez, esto provoca una desviación en el valor de la concentración. Esto ocurre debido a que la apertura de la válvula V-1 es modificada en función del caudal registrado inicialmente.

El sistema mostrado en la figura N° 19 se puede observar representado mediante un diagrama de bloques con interacción en la Figura N° 20.

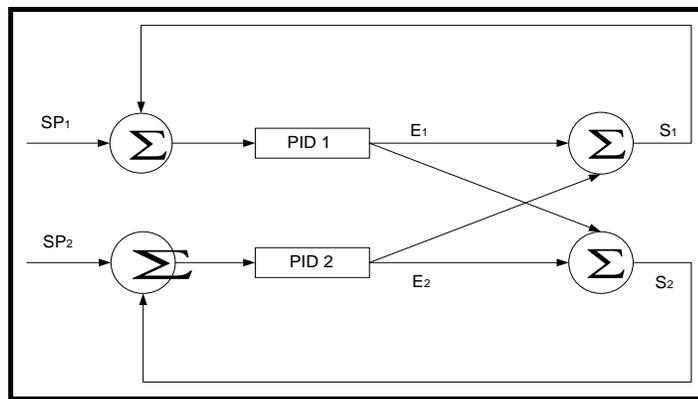


Figura N° 20. Diagrama de bloques de un sistema con interacción (Elaboración Propia).

Donde:

SP₁: Punto de control de la concentración.

SP₂: Punto de control del caudal.

Para reducir los efectos de las interacciones entre las variables controladas y las manipuladas es necesario diseñar un sistema de control que combine las salidas del controlador. De forma intuitiva, la manera de llevar a cabo el desacoplo es desintonizar uno de los controladores para que su actuación sea lenta en comparación al otro lazo ⁽²⁵⁾.

II.4.9.1 Matriz de Ganancias Relativas en estado estacionario

La ganancia relativa consiste en reducir la interacción entre lazos a un problema más sencillo por considerar un lazo a la vez.

El arreglo de las ganancias relativas estudia las interacciones de cada variable manipulada sobre cada variable controlada. De esta manera, ayuda a la selección de los mejores pares de variables controladas y manipuladas con la finalidad de conseguir la menor interacción entre los lazos resultantes ⁽²⁵⁾.

En un proceso multivariable, la ganancia en lazo abierto de una variable controlada en respuesta a un cambio en la variable manipulada, puede cambiar cuando una segunda variable se somete a control. La primera variable puede tener un valor cuando el segundo lazo está en manual y otro valor diferente cuando el segundo lazo está en automático. Este concepto fue introducido por Bristol en los años sesenta.

De acuerdo a lo descrito por Bristol, la ganancia de un lazo abierto (controlador en manual) debe ser evaluada en primer lugar con el resto de lazos abiertos, o lo que es igual, con las variables manipuladas constantes (salida de los controladores fija), y después volver a evaluarla con los otros lazos cerrados, es decir, con las variables controladas constantes (medidas de los controladores fijas).

Con el objetivo de resolver el problema de control multivariable mediante el método de las ganancias relativas se deben tomar en cuenta los siguientes aspectos ⁽¹¹⁾:

a) La ganancia relativa de la variable controlada “i” (medida del lazo evaluado), con respecto a la variable manipulada “j” (salida del controlador del lazo evaluado), se define tal como se muestra en la Ecuación 8.

$$\lambda_{ij} = \frac{(dC_i / dM_j)_M}{(dC_i / dM_j)_C} \quad (\text{Ec. 8})$$

b) Si la ganancia a lazo abierto del lazo evaluado no cambia, tanto si el otro lazo está en manual como si está en automático, el lazo evaluado no afecta ni se ve afectado por la acción del otro lazo, por lo que no existe interacción entre ellos. En este caso la ganancia relativa es igual a la unidad.

c) En el otro extremo si la variable controlada C_i , no responde a la manipulada M_j cuando el otro lazo está en manual (variable manipulada constante), la ganancia relativa será cero. Se podría interpretar diciendo que la variable manipulada se encuentra en un circuito de proceso diferente al de la variable controlada.

d) Si existe alguna interacción entre ambos lazos de control, cambiando M_j se verá afectada tanto C_i como la variable controlada del otro lazo.

Esta técnica puede ser representada para sistemas $n \times n$ a través de matrices que relacionan las variables manipuladas, variables controladas y las ganancias en el estado estacionario.

II.4.9.2 Control Predictivo Basado en Modelos

El Control Predictivo Basado en Modelos (Model Predictive Control, MPC) se desarrolló a finales de los setenta y ha tenido un desarrollo considerable desde entonces. El término Control Predictivo no designa a una estrategia de control particular sino a un conjunto de métodos de control que hacen uso explícito de un modelo de proceso para obtener la señal de control minimizando una función objetivo. Los distintos algoritmos de control predictivo difieren en el tipo de modelo utilizado para representar al proceso y las perturbaciones y la función objetivo considerada. El MPC presenta las siguientes ventajas⁽²⁶⁾:

- Es una técnica particularmente atractiva para los operadores, ya que requiere pocos conocimientos de control porque los conceptos son muy intuitivos y la sintonización es relativamente simple.
- Se puede utilizar para controlar una gran variedad de procesos, desde muy simples hasta aquellos que presentan dinámicas complejas como procesos con grandes tiempos muertos, procesos de fase no mínima, procesos inestables o procesos multivariados.
- Su carácter predictivo lo hace compensar intrínsecamente los tiempos muertos, introduce un control anticipativo (feedforward) y de forma natural se compensan las perturbaciones medibles.
- La ley de control resultante es de fácil implementación.
- Es muy útil cuando se conocen las referencias futuras, como ocurre en el caso de procesos por lotes.
- Permite tratar las restricciones de una forma sistemática y conceptualmente muy simple durante la fase de diseño.

Los inconvenientes que presenta el MPC son los siguientes ⁽²⁶⁾:

- Aunque su implementación no es compleja, resulta más difícil que la de los clásicos controladores PID.
- Si la dinámica del proceso no cambia y no existen restricciones, la mayor parte de los cálculos se puede realizar fuera de línea y el controlador resultante es simple, pudiéndose aplicar a procesos de dinámicas rápidas; en caso contrario, los requisitos de cálculo son mucho mayores.
- La mayor dificultad que presenta para su aplicación es la necesidad de un modelo apropiado del proceso.

La Figura N° 21 muestra la estructura básica necesaria para implementar el control predictivo. Se usa un modelo para predecir la evolución de la salida o estado del proceso a partir de las señales de entrada y salidas conocidas. Las acciones de control futuras se calculan con el optimizador, que considera la función del coste y las posibles restricciones. La función de coste es un criterio que se debe minimizar para mantener al proceso lo más cerca posible de la trayectoria de referencia. Este criterio toma normalmente la forma de una función cuadrática del error entre la salida predicha y la trayectoria de referencias futuras ⁽²⁶⁾.

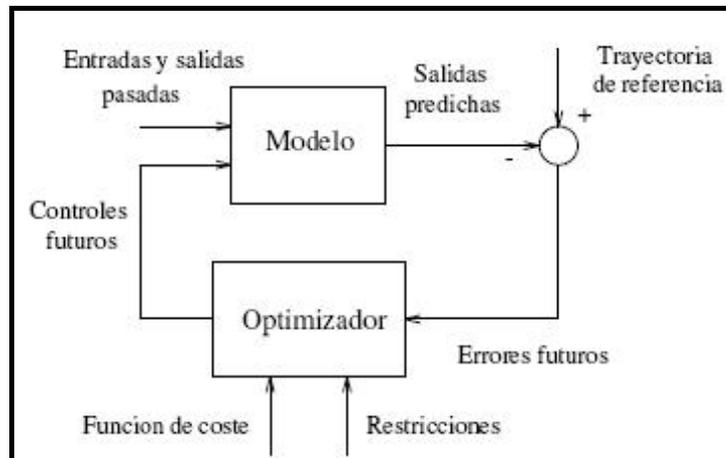


Figura N°21. Esquema del MPC ⁽²⁶⁾.

El modelo de proceso juega un papel decisivo en el controlador. El modelo elegido debe ser capaz de capturar la dinámica del proceso para predecir de forma precisa la evolución del sistema. Al mismo tiempo, debe ser suficientemente simple de

implementar y entender. Las distintas metodologías del control predictivo difieren fundamentalmente en el tipo de modelo utilizado.

El optimizador es otra parte fundamental de la estructura ya que permite obtener las acciones de control a aplicar. Si la función de coste es cuadrática, el modelo lineal y no existen restricciones, se puede obtener una solución explícita. Si este no es el caso se ha de acudir a un algoritmo numérico de optimización que requiere mayor capacidad de cálculo. El tamaño del problema resultante depende del número de variables, de los horizontes de control y predicción (salidas futuras) y del número de restricciones.

El MPC consiste básicamente en minimizar la función de coste haciendo uso del modelo del sistema para calcular las predicciones. La solución del problema depende principalmente del tipo de modelo que se use para capturar la dinámica del proceso. Algunos modelos son ⁽²⁶⁾:

- Modelo de función de transferencia.
- Modelo de convolución.
- Modelo en el espacio de estados.

II.5 Simulación de Procesos

La simulación es una de las herramientas de análisis más poderosas que disponen quienes se dedican al diseño y a la operación de procesos o sistemas complejos. Además, permite al usuario experimentar con sistemas reales o propuestos en casos en los que, de otra manera esto sería imposible o impráctico. Los ingenieros deben conocer ésta técnica para utilizarla como una herramienta que les ayude a la toma de decisiones cuando predominen condiciones de incertidumbre ⁽²⁷⁾.

En el momento del desarrollo de una simulación, el ingeniero deberá seguir un proceso progresivo que comienza con el planteamiento del problema y los objetivos; siendo esta etapa la más importante ya que incluye la definición clara del problema central con cada uno de los objetivos que se desean alcanzar con la simulación del proceso. Además, está presente la planificación del personal; esto incluye, la asignación de personas para la recolección de data, personal encargado de realizar la

simulación y analizarla, el adiestramiento en el uso del simulador, la recolección de información adicional conocida; es decir, los datos termodinámicos, físicos, de transporte adecuados y los datos de planta en operación si existe, usados para comprobar los modelos propuestos posteriormente.

La siguiente etapa es la construcción de diagramas de flujo a partir de la información de proceso obtenida en la parte anterior. Estos diagramas describen los equipos y las conexiones que componen el proceso a simular ⁽²⁷⁾.

De igual manera, para desarrollar la simulación se deben aplicar los siguientes conocimientos previos ⁽²⁸⁾:

1. Decidir qué tipo de modelo es requerido considerando el fenómeno y definir las suposiciones a realizar.
2. Formular las ecuaciones para el modelo tomando en cuenta las suposiciones realizadas, las ecuaciones deberán ser matemáticamente consistentes, esto es que el número de variables sea igual al número de ecuaciones.
3. Selección de los equipos necesarios para la representación del proceso en el simulador, siguiendo el diagrama de flujo y la ubicación ordenada de los mismos.
4. Finalmente se procede a la validación de la simulación.

Para poder simular un proceso y los lazos de control, en este caso, de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado es necesario emplear simuladores capaces de producir resultados de cambios que se puedan realizar en la unidad ya mencionada, sin alterar el funcionamiento al momento de realizar la simulación. En el mercado existe una gran variedad de simuladores de procesos y de control comerciales, siendo muchos de ellos poderosas herramientas de cálculos en los procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de biblioteca para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad.

Algunos simuladores de procesos comerciales son:

- a) Simulador de Proceso PRO II de Simulation Science.
- b) Aspen Plus pertenece a Aspen Technology, USA.
- c) UniSim™ Design de Honeywell.

Entre los simuladores de control comerciales se encuentran:

- a) Experion[®] PKS.
- b) Simulink.

Entre las ventajas que ofrece la simulación de procesos se destacan ⁽²⁹⁾:

- Posibilidad de analizar el comportamiento de los procesos reales imponiendo unas condiciones de operación, que en campo, serían imposibles o imprácticos de llevar a cabo por motivos económicos o de seguridad.
- Análisis de las variaciones de las condiciones de un proceso ante cualquier desviación de cualquier variable de entrada o perturbación.
- Capacidad de comparar distintas alternativas de tecnología sin llevar a cabo la modificación del proceso real.

Las desventajas que se presentan al llevar a cabo una simulación son ⁽²⁹⁾:

- Un buen modelo de simulación puede resultar bastante costoso; a menudo el proceso de desarrollar un modelo es largo y complicado.
- Siempre quedarán variables por fuera y esas variables pueden cambiar completamente los resultados en la vida real que la simulación no previó.
- Existe el riesgo de tomar malas decisiones basadas en modelos de simulación que no han sido validados y verificados adecuadamente.

II.6 Prácticas Virtuales

Los programas de cómputo y la tecnología en telecomunicaciones siempre han tenido un impacto significativo en los sistemas de educación de ingeniería. Esta tecnología ha permitido una creciente mejora en el aprendizaje virtual mediante laboratorios, ya que estos son considerados uno de los elementos más importantes de la educación de ingeniería.

La principal función de la profesión de ingeniería es manipular los elementos o materiales, energía e información. Desde los comienzos de la enseñanza de la ingeniería el enfoque estaba bien orientado hacia la práctica, ya que los ingenieros tienen que ir más allá del conocimiento teórico es decir, no sólo requiere el conocimiento conceptual del porque ocurren las cosas sino también el conocimiento

práctico. Los estudiantes son capaces de adquirir conocimientos teóricos en las clases, pero solamente es posible sujetar el conocimiento práctico y teórico con las experiencias en el laboratorio ⁽²⁹⁾.

Un laboratorio virtual es un ambiente relacionado con actividades de simulación donde se pueden manipular diferentes aspectos y parámetros de un fenómeno dado para observar los efectos de estos cambios ⁽³⁰⁾.

Los objetivos de un laboratorio virtual son ⁽³¹⁾:

- Proveer un ambiente donde se desarrollen experiencias con equipos que no se encuentran físicamente en el mismo lugar que el usuario.
- Diseñar y manejar experimentos, así como también analizar e interpretar datos.
- Diseñar un sistema o proceso para satisfacer ciertas especificaciones.
- Hacer uso de herramientas, técnicas y destrezas teóricas.
- Avanzar en la comprensión de la relación entre variables que se da en algunas experiencias.

Mediante el desarrollo de una práctica virtual en el laboratorio los estudiantes pueden diseñar y construir un modelo para luego suscribirlo al programa de simulación y determinar los parámetros de ajuste de su diseño; observando salidas que son representadas gráficamente.

Las fallas más representativas al realizar prácticas virtuales son ⁽³¹⁾:

- La simulación no es un sustituto de un experimento real, aunque el software representa el modelo matemático de un sistema real. La eficiencia de los resultados viene dada por la proactividad del estudiante para perfeccionar el modelado.
- El estudiante podría ignorar los procedimientos de seguridad en los laboratorios reales, ya que en los laboratorios de simulación no es necesario considerar dichos aspectos.
- La simulación introduce un elemento de irrealidad, lo cual podría ocasionar que el estudiante tenga menos habilidades al manejar equipos y sistemas reales.
- El laboratorio de simulación limita la curiosidad del estudiante colocándolo en un ambiente restrictivo.

II.7 Programas y Simuladores

En esta sección se tratarán diversas herramientas de control automatizadas que permiten el mejoramiento y optimización de los procesos. Algunas de ellas son:

II.7.1 Sistemas Distribuidos de Control (SDC)

El sistema distribuido de control (SDC) ha sido desarrollado para resolver la adquisición de grandes volúmenes de información, su tratamiento en centros de información y mando, y la actuación en tiempo real sobre el proceso a controlar.

Se trata de un sistema abierto, que permite la integración con equipos de otros fabricantes que realicen funciones específicas, y hace la función de canalizador de todos los datos recogidos para a través de líneas de comunicación de alta velocidad, ponerlos a disposición de los usuarios de la planta.

El sistema está especialmente recomendado para llevar a cabo la supervisión en planta de diferentes procesos que en ellas se desarrollan, permitiendo a los usuarios disponer de una información procedente de distintos puntos del proceso.

El SDC está basado en los siguientes componentes principales ⁽³²⁾:

- a) Estación de control de procesos.
- b) Bus de planta.
- c) Estaciones de operador.
- d) Estaciones de ingeniería.

Algunas ventajas de la tecnología SDC de Honeywell son las siguientes ⁽³²⁾:

- a) Es muy utilizada en las empresas del país (minería y petróleo) y a nivel mundial es líder. Las industrias de mayor complejidad (petroquímicas, nucleares) utilizan sistemas de control Honeywell.
- b) El sistema es robusto con una alta disponibilidad.
- c) Permite redundancia de controladores, IOP (Input/Output Processor) y FTA (Field terminal Assembly).

d) Puede utilizar FTA de seguridad intrínseca.

II.7.2 Programa Experion

Es una plataforma de automatización y control de procesos que unifica subsistemas dentro de una unidad industrial posibilitando a los operadores mejor visualización y control del desenvolvimiento del proceso. Además, posee usos avanzados para analizar y mejorar el funcionamiento de los procesos, facilitando así la interpretación de los resultados ⁽²¹⁾.

II.7.2.1 Sistema Experion® PKS (Process Knowledge System)

Es un sistema de control completamente integrado (proceso y recursos humanos) expandiendo las funciones del control distribuido, disponiendo de un sistema robusto, escalable y con un buen nivel de conectividad para todos los niveles de la planta. También unifica las arquitecturas, haciendo uso de la funcionalidad del SDC (Sistema Distribuido de Control), para facilitar la captura de datos y promover la distribución de los mismos, logrando que el proceso pueda desenvolverse de manera óptima. Además esta herramienta se puede integrar con un amplio rango de productos Honeywell para ayudar a la mejora de sistemas existentes y habilitando la integración completa de la información del proceso ⁽³³⁾.

La arquitectura del Experion® PKS asegura que el usuario tenga acceso transparente y completo a la base de datos del controlador permitiendo que la información existente sea accesible por los operadores, ingenieros de procesos y por las computadoras a nivel empresarial haciéndolo transparente y generando de esta forma el control y monitoreo para incrementar la productividad, reducir los costos, aumentar la consistencia del producto y disminuir el desecho ⁽³³⁾. En la Figura N° 22 se muestra la arquitectura de este sistema.

II.7.2.2 Sistema de Simulación del Proceso

Este sistema proporciona una simulación completa del Sistema Experion® PKS, así como también cuenta con un ambiente de simulación del control en la PC sin

necesidad de conexión con el hardware requerido (controlador), posee soportes para dispositivos Honeywell de control avanzado. Para realizar la simulación se deben retroalimentar los lazos de control, debido a que no existe entrada de datos de campo por no estar conectado al controlador ⁽²¹⁾.

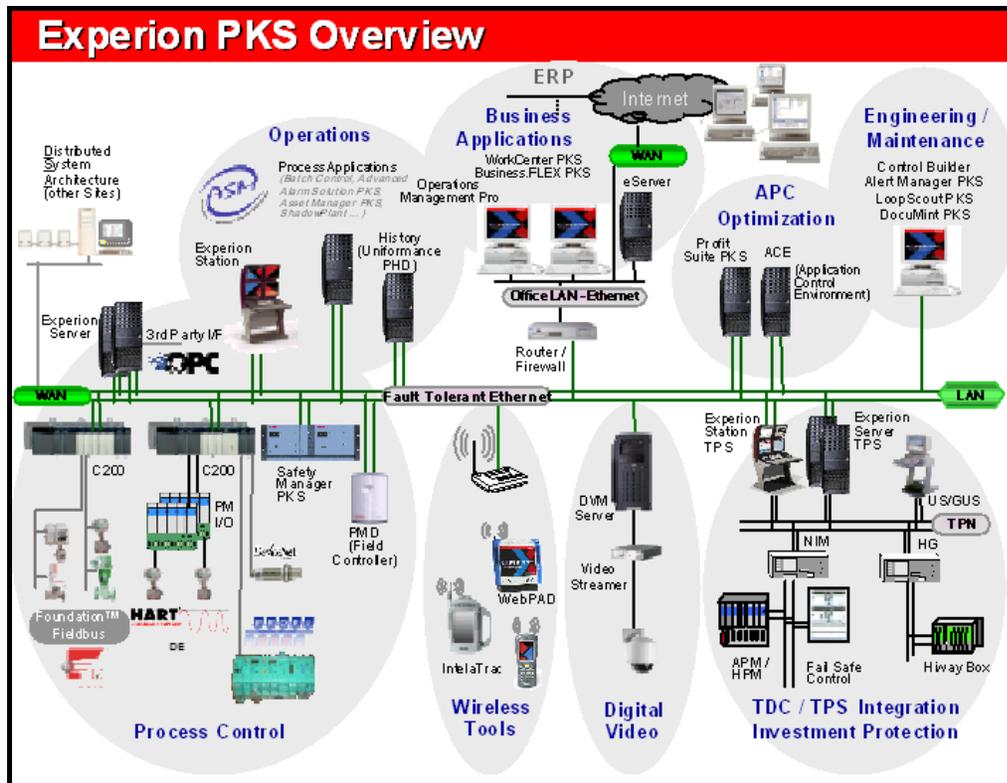


Figura N° 22. Arquitectura del sistema Experion® PKS ⁽³³⁾.

II.7.2.3 Estrategias de Control del Sistema PKS

El Sistema Experion® PKS presenta estrategias de control que construye utilizando una herramienta gráfica conocida como Control Builder, orientada a objetos que soportan el Control Execution Environment (CEE) del PKS. Esta herramienta permite el diseño, la documentación y el monitoreo de los lazos de control que se simulan. Además, permite el fácil manejo de Entradas (Input) / Salidas (Output), incluyendo el Fieldbus y Profibus, y cubre funciones de control continuo, lógico, motor, secuencial, batch y avanzado. Los bloques de Función (FBs), son objetos básicos suministrados por Honeywell para ejecutar diferentes funciones de control. Cada bloque tiene

parámetros que suministran una visión exterior de lo que el bloque está realizando en ese momento. Los FBs se interconectan fácilmente vía programa, para construir aplicaciones o estrategias de control, los cuales son agrupados en los Módulos de Control (CMs) y, en caso de FBs secuenciales se agrupan en Módulos de Control Secuencial (SCMs). Los SCMs simplifican realmente la implementación de lógicas tipo batch, utilizando una serie de pasos distintos para cumplir una o más tareas del proceso si así lo requiere ⁽²¹⁾.

II.7.2.4 Experion® PKS Interfase Humano-Máquina (IHM)

Todo sistema de control complejo, necesita ser supervisado por un operador, quien debe tener la capacidad de observar de manera clara lo que ocurre en diversas etapas del proceso, así como también de los valores de importantes variables, alarmas, anomalías mediante objetos animados. De igual forma también se requiere de una interfase gráfica que además de permitir observar lo que ocurre en el sistema, tenga herramientas para realizar cambios que puedan mejorar el desenvolvimiento de los lazos de control en un momento dado. Esta interfase debe proveer de un mecanismo de llamada a un despliegue con el mínimo esfuerzo y tiempo, ya que en ellos está incluida toda la información requerida para tratar de garantizar que el operador pueda monitorear el proceso de manera eficiente y sin complicaciones ⁽³³⁾.

El programa utilizado para el desarrollo de esta interfase Humano-Máquina de este Trabajo Especial de Grado se denomina HMIWeb Display Builder, el cual forma parte del Sistema Experion® PKS Honeywell permitiendo la colocación entendible y práctica de información importante referente al proceso donde la distribución debe ser coherente y bien estructurada ⁽³³⁾.

II.7.3 Profit Suite

Es una colección de tecnologías avanzadas de productos y servicios para el control y optimización de procesos que ofrece soluciones innovadoras ante la creciente complejidad del negocio y presiones de rentabilidad a partir de la gestión eficaz de

todos los aspectos de control y optimización, desde el control regulatorio hasta la optimización completa de la planta.

II.7.3.1 Profit Design Studio (PDS)

Profit Design Studio (PDS) anteriormente conocido como APC Development Environment (APCDE), es un ambiente basado en Windows que permite dirigir muchos procesos avanzados de control y ediciones de modelaje a través de una interfase común. Todas las herramientas disponibles en el PDS están representadas por íconos. Y su funcionalidad puede ser ampliada fácilmente agregando componentes de tareas específicas (librerías que son dinámicamente cargadas cuando son necesarias) ⁽²²⁾.

Profit Design Studio (PDS) es el centro de análisis de datos de los productos de la Profit Suite de Honeywell. Posee un conjunto de herramientas que proveen los componentes para la recolección, organización, visualización y modelado a partir de data de procesos complejos de la planta, que facilitan el análisis, diseño, desarrollo, modelaje empírico y estadístico y particularmente el tiempo de corrida de procesos avanzados de control. Adicionalmente provee un ambiente (enriquecido) para coordinación y mantenimiento de esas aplicaciones ⁽²²⁾. La Figura N° 23 muestra las herramientas disponibles en el PDS.

II.7.3.2 Profit PID (RPID)

Muchas técnicas basadas en modelos de proceso (Ziegler-Nichols, Cohen-Coon, etc) han sido desarrolladas para proporcionar los parámetros de sintonía de los controladores PID. Desafortunadamente, cambios normales en operaciones de planta como el aumento del rendimiento del proceso o la variación de la carga pueden afectar el comportamiento del controlador PID. Ninguna de las técnicas antes mencionadas intentan encontrar los parámetros de sintonía, tal que proporcionen un comportamiento de control constante sobre un rango de dinámica esperada.

Honeywell soluciona este problema con el paquete de software Profit PID (RPID) mediante el control por robustez.

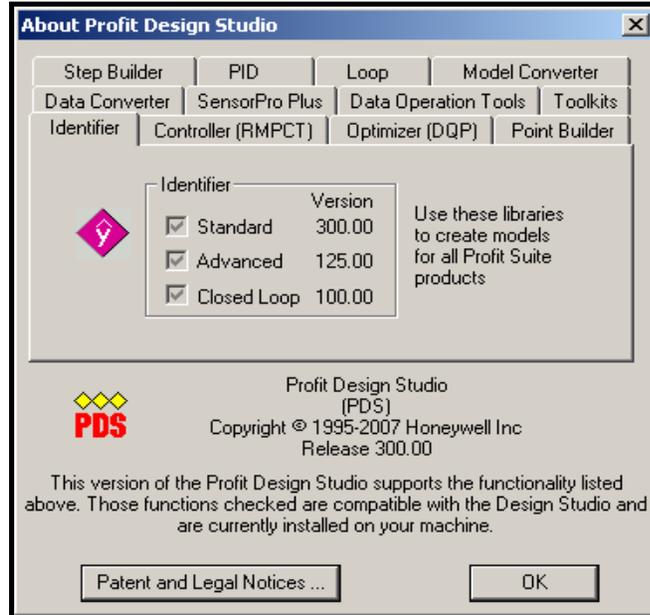


Figura N° 23. Herramientas que se encuentran en el PDS ⁽²²⁾.

La teoría de control robusta fue desarrollada para tomar en cuenta la incertidumbre en los modelos de proceso dinámicos. La robustez habilita al sistema de control de tal forma que pueda operar consistentemente en una variedad de condiciones de operación. Al considerar la incertidumbre de los modelos, los controladores PID pueden ser sintonizados para funcionar coherentemente a través de un rango de dinámicas.

El software Profit PID (RPID) está basado en un algoritmo de mínimos y máximos que calcula los mejores parámetros de sintonía para el peor caso de dinámica de proceso. Al encontrar el mejor escenario, el software de diseño encuentra una solución de control que es insensible al error del modelo y que proporciona un buen comportamiento de control ⁽²¹⁾.

II.7.3.3 Profit RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)

Este software puede ser fácilmente empleado en la creación de un controlador RMPCT, basado en los modelos matemáticos proporcionados por el identificador. El controlador puede ser usado en línea para controlar el proceso real, y también puede ser probado sobre un proceso simulado empleando el software fuera de línea (off-line).

El Profit RMPCT posee herramientas que permiten controlar y optimizar procesos que poseen una interacción significativa entre las variables involucradas en el proceso. Se construye un control multivariable que a su vez sea robusto y predictivo, basado en los modelos matemáticos que definen la dinámica del proceso en estudio. A partir de estos modelos, el controlador predice el comportamiento futuro del proceso y determina cómo ajustar la salida del controlador para llevar todas las variables del proceso a un valor deseado, o mantenerlas dentro de ciertos rangos operacionales, es decir, fuera de restricción ⁽²¹⁾.

II.7.3.4 Profit Stepper

Es una herramienta integrada que proporciona los componentes necesarios para la recolección de data, pruebas automatizadas, visualización de data e identificación de modelos dinámicos para su empleo en el software Profit Controller y Profit Optimizer. El Profit Stepper reduce significativamente el tiempo requerido y el esfuerzo para las pruebas en escalón del controlador multivariable en situaciones que van desde inicio del controlador/ desarrollo del modelo, mantenimiento del modelo o expansión del modelo. El uso de este software reduce el tiempo de prueba requerido en la planta en un 40 a 60% mientras que provee modelos de mayor calidad que los obtenidos a partir de los procedimientos estándar de la planta.

Profit Stepper proporciona información detallada sobre el pasado, presente y el futuro comportamiento de las variables, el resultado del modelado variable por variable y el progreso de las pruebas. Además, proporciona indicaciones visuales (basado en pruebas estadísticas rigurosas) del progreso de las pruebas y su terminación ⁽³²⁾.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

III.1 FASES DEL PROYECTO

La metodología empleada para alcanzar los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado fue dividida en (3) fases con el propósito de presentarla de manera secuencial y facilitar su comprensión.

III.1.1 Primera Fase: Búsqueda de Información, Identificación y Clasificación de Variables, Elaboración de Diagramas de Bloques.

En esta fase se procedió a la búsqueda de información necesaria en libros y revistas técnicas. De igual forma, se recolectaron datos ofrecidos por la empresa Honeywell, referente a las condiciones de diseño y de operación de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, para luego realizar la simulación del proceso en estado dinámico.

Además, se identificaron todas las variables claves a supervisar y controlar dentro de las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la unidad de craqueo catalítico fluidizado; tales como: presión del regenerador, diferencia de presión entre el reactor y el regenerador, temperatura del reactor, temperatura de fondo de la fraccionadora, flujos de vapor y/o de proceso, nivel de los despojadores de HCO y LCO y calidades de los productos. Estas variables se clasificaron en manipuladas, controladas y de perturbación, de acuerdo a la información suministrada por la empresa Honeywell. Una vez identificadas y clasificadas las variables involucradas en el proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado se procedió a la elaboración detallada de los diagramas de bloques, con el propósito de establecer las interacciones entre cada una de las variables ya clasificadas, es decir, fue necesario el estudio y análisis del efecto que tiene cada una de las variables manipuladas y las perturbaciones sobre las variables que se controlan en el proceso.

Los diagramas de bloques se elaboraron con el programa Visio 2007 de Microsoft Office donde se representaron todas las conexiones correspondientes, así como los

bloques que representan a cada una de las variables manipuladas y controladas. Además, en estos diagramas se consideraron unidades Lead/Lag para representar la dinámica del sistema, lazos de retroalimentación para la generación de datos y bloques de suma con el fin de integrar los efectos de cada variable manipulada.

III.1.2 Segunda Fase: Simulación de los Esquemas de Control Básico, Sintonía de los Lazos de Control, Implementación del Control Multivariable (RMPCT), Diseño de Estrategias de Control.

Una vez elaborados los diagramas de bloques se procedió a la construcción de los esquemas de control básico mediante el programa Experion[®] PKS de Honeywell, donde se establecieron las dinámicas e interacciones entre cada variable del proceso. Para las conexiones de los bloques involucrados en los esquemas de control se consideraron unidades Lead/Lag, bloques suma, tiempo muerto, bloques dca (conversión a unidades de ingeniería) y los bloques PID. Cabe destacar que la dinámica involucrada en los bloques, fue suministrada por la empresa Honeywell, basadas en pruebas de planta (cambios de escalón) efectuadas en la unidad de craqueo catalítico fluidizado a simular.

Es importante señalar que por ser una simulación, el controlador no se encuentra conectado directamente a la planta y por ende no se tienen valores de las variables de entrada del proceso (PV). Por esta razón, fue necesario realizar una retroalimentación del lazo de control para generar valores de las variables de proceso. Para ello se elaboró un esquema de control formado por un bloque dca y un bloque PID dentro del Control Builder.

Con el objetivo de garantizar un óptimo desempeño de los esquemas de control básico y obtener las respuestas deseadas, se debieron hallar valores adecuados de los parámetros de ajuste que conforman los lazos de control mediante el uso del programa Profit RPID de la empresa Honeywell. Esto se llevó a cabo mediante distintos procedimientos de acuerdo al tipo de lazo de control a simular, el primero es un lazo sencillo y el segundo consiste en un lazo de control en cascada. Los lazos sencillos están contruidos mediante una retroalimentación y fueron entonados a

partir de una curva de reacción generada en Experion[®] PKS mediante el siguiente procedimiento:

- El controlador se colocó en modo manual, se fijó el valor de apertura de válvula para condiciones normales de operación (50%) y se esperó la PV y el Set Point alcanzaran el mismo valor.
- Luego se procedió a la recolección de data y a la realización de cambios en escalón al mismo tiempo para generar el modelo que representa la dinámica de ese lazo, utilizando el programa Profit Stepper.
- Una vez generado el modelo, se utilizó el Profit RPID para determinar los parámetros de ajuste adecuados y de esa manera lograr la sintonía de los controladores.

Por otro lado, la sintonía de los lazos de control en cascada se realizó de otra forma debido a que presentan una dinámica. El entonamiento de estos controladores se procedió a partir del último paso explicado en el párrafo anterior ya que, la dinámica por donde pasaba la señal de salida representaba el modelo para obtener los valores de los parámetros de ajuste. Se debió ajustar cada uno de los lazos simples, es decir, primero el lazo esclavo y luego el lazo maestro y así, lograr la entonación de ambos controladores. Estas sintonías se realizaron con el fin de lograr un comportamiento adecuado de estos controladores, evitando posibles oscilaciones en las respuestas del sistema y logrando que las variables controladas del proceso se estabilizaran y alcanzaran el valor deseado.

Una vez establecidos los esquemas de control básico y su sintonía, fue preciso utilizar el programa Profit Stepper, con el objetivo de obtener el modelo matemático que representa la dinámica de todo el sistema y la interacción existente entre las variables manipuladas y perturbaciones con las variables controladas. Para la elaboración del modelo matemático, fue necesario realizar cambios en escalón de cada una de las variables manipuladas y perturbaciones que afectan a las variables que se desean controlar.

Posteriormente, se procedió a la implementación del Control Multivariable utilizando el programa Profit Controller o Profit RMPCT presente dentro de la Profit Suite, ya

que el proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado es muy complejo y requiere de la manipulación de múltiples variables de entradas para lograr valores deseados en las variables de salidas. La comunicación entre el programa Experion[®] PKS y el Profit Controller para implementar el control multivariable robusto y predictivo en el proceso se llevó a cabo vía OPC (Open process Control). Para lograr el ajuste del control multivariable se tomaron en cuenta parámetros de optimización, control y proceso y finalmente, se procedió a la realización de pruebas para comprobar el buen funcionamiento del control multivariable implementado, tomando como ejemplo la optimización de flujos y calidades de productos y generación de perturbaciones en las temperaturas y presiones de cada una de las secciones que conforman el proceso de craqueo catalítico fluidizado.

Luego del estudio exhaustivo del proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado, se procedió al diseño de distintas estrategias de control (cascada, sobreposición, etc.), y su posterior visualización mediante la elaboración Diagramas de Tuberías e Instrumentación (DTI), donde se encuentran representadas las distintas estrategias de control implementadas utilizando las normas ISA así como datos de diseño y de operación de cada uno de los equipos que integran este proceso. También se generó una documentación donde se explican cada una de las estrategias de control seleccionadas y la representación de cada lazo de control en forma detallada mediante las normas SAMA.

III.1.3 Tercera Fase: Realización de los Despliegues, Configuración del Sistema de Control en la Arquitectura establecida, Determinación de variables inferidas, Elaboración de una Guía Práctica del Proceso Simulado.

Esta fase se inició con el estudio de los rangos de operación y las consecuencias que produce la desviación de los valores operacionales de cada variable presente en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, para luego representar mediante despliegues el sistema de protección a través de lógica programable. Una vez obtenida esa información, se procedió a la elaboración de los esquemáticos con el fin de visualizar, interactuar y

monitorear las variables del sistema, haciendo uso del programa HMIWeb Display Builder, en ellos se muestran los shapes (figuras u objetos representativos que dan información y permiten visualizar las variables del proceso), la línea de proceso, la lógica que se debe aplicar y el instrumento que genera el movimiento de la variable, en este caso, las válvulas. Finalmente, se procedió a la elaboración de la programación lógica para especificar los límites de cada variable, la acción de que debe tomar cada válvula y la animación de todos los equipos (líneas, válvulas, bloques) presentes en los esquemáticos.

Luego se procedió a la configuración del Sistema de Control en la Arquitectura establecida, para lo cual se especificó la plataforma del Sistema de Automatización del proceso, en este caso se utilizó Experion[®] PKS, el controlador utilizado para llevar a cabo la simulación fue el Controlador Híbrido C-200, la comunicación entre el servidor y el controlador fue vía Control Net y Ethernet.

Posteriormente se procedió a la determinación de una variable inferida mediante el software Profit Sensor[®], con la finalidad de obtener el valor de una variable controlada que no puede ser medida directamente en planta. Para ello se recolectó información del comportamiento de la variable con el software Profit Stepper[®], con la cual se halló una relación matemática entre la variable manipulada y la variable controlada. Esta relación permitió realizar la configuración de la variable en el Profit Sensor[®].

Finalmente, se elaboró una guía práctica del proceso simulado a ser utilizada en el Laboratorio de Control de Procesos, en la cual se indicó el procedimiento que el estudiante debe llevar a cabo para que pueda obtener la función de transferencia del proceso a partir de un método empírico, luego hallar los valores de los parámetros de ajuste de un controlador (PID) haciendo uso de algún método utilizado en la asignatura de Control de Procesos y mediante el programa Profit RPID que es capaz de generar valores precisos de estos parámetros. Luego, el estudiante será capaz de construir ese lazo de control en Experion PKS con el propósito de familiarizarse con el programa y analizar los resultados.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y ANÁLISIS

A continuación se presentan los resultados obtenidos en cada una de las pruebas realizadas para el cumplimiento de los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado, así como la discusión y análisis de los mismos.

IV.1 Clasificación de las Variables Involucradas en el Proceso

Luego del estudio detallado de las variables involucradas en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una unidad de Craqueo Catalítico, se llevó a cabo la clasificación de cada una en manipuladas, controladas y perturbaciones. Posteriormente, se procedió a determinar cuales variables manipuladas y perturbaciones influyen en el comportamiento de las variables que se desean mantener en un rango de operación o valor determinado, es decir, la relación que existe entre cada variable del proceso. En tabla N° 3 se pueden apreciar las variables involucradas en la sección de reacción de una unidad de craqueo catalítico fluidizado, así como su respectiva clasificación e interacción entre ellas.

De igual forma, se muestra en la tabla N° 4 y tabla N° 5 la identificación, clasificación e interacción existente entre cada una de las variables involucradas es las secciones de fraccionamiento y planta de gas de una unidad de craqueo catalítico fluidizado.

Tabla N° 3. Variables involucradas en la sección de reacción de la Unidad de FCC (Elaboración Propia).

VARIABLES CONTROLADAS (CVs)		MVs		VARIABLES MANIPULADAS (MVs)	
CV1-61AX02	%O ₂ en exceso al regenerador	1,2,3,4	1	MV1-62FIC03	Alimentación al reactor
CV2-61TS10	Temp. fase densa del regenerador	1,2,3,4,7,8	2	MV2-61TIC03	Temperatura del reactor
CV3-61TI11	Temp. fase densa del regenerador	1,2,3,4,7,8	3	MV3-61TIC22	Temp. precalenta. alimentación
CV4-61TS13	Temp. fase diluida del regenerador	1,2,3,4,7,8	4	MV4-61FIC08	Flujo de aire al regenerador
CV5-61TS15	Temp. Ciclones del regenerador	1,2,3,4,7,8	5	MV5-62PIC39	Presión succión gas húmedo
CV6-61FCC07A	Velocidad 1° ciclón regenerador	4,5,6	6	MV6-61PDC26	Delta pres. reactor/regenerador
CV7-61FCC07B	Velocidad 2° ciclón regenerador	4,5,6	7	MV7-61FIC05	Vapor de despojamiento
CV8-61IR01	Consumo de energía del soplador	4,5,6	8	MV8-61FIC05C	Vapor de despojamiento
CV9-61FX60A	%Surge del soplador de aire	4,5,6	9	MV9-61FIC98	Gas de levantamiento
CV10-61PV15A	Pos. válvula de flujo al expansor	4,5,6	10	MV10-61FIC06	Vapor de levantamiento
CV11-61FFC01	Relación Catalizador/Aceite	1,3	11	MV11-61FIC96	Vapor de levantamiento
CV12-61FCC005	Velocidad reactor-riser	9,10,11			
CV13-61FCC006	Vel. entrada a ciclones en reactor	5,7,8,9,10,11			
CV14-62PIC39OP	Pres. succ. compresor gas húmedo	1,2,3,5,7,8,9			
CV15-62SI01	Vel. compresor de gas húmedo	1,2,3,5,7,8,9			
CV16-61PDC34	Delta pre. válvula cat. regenerado	6			
CV17-61PDC29	Delta presión válvula cat. gastado	6			
CV18-61FFC05	Rel. catalizador/vapor de despoj.	2,3,4,7,8			
CV19-61FFC98	Rel. vapor/gas de levantamiento	1,9			
CV20-61FFC06	Rel. alimentación/gas levantamien.	9,10,11			
CV21-62FX82A	Optimización producción olefinas	1,2,3			
CV22-62FIC121	Optimización producción HVN	1,2,3			
CV23-62FQ18	Optimización producción LCO	1,2,3			
CV24-62FIC80	Optimización producción HCO	1,2,3			
CV25-62FQ71	Optimización producción slurry	1,2,3			
CV26-65FR03	Optimización producción fuel gas	1,2,3			

Tabla N° 4. Variables involucradas en la sección de fraccionamiento de la Unidad de FCC (Elaboración Propia).

VARIABLES CONTROLADAS (CVs)		MVs	DVs	VARIABLES MANIPULADAS (MVs)		
CV1-62GNE90	90% Gasolina no estabilizada	1	-	1	MV1-62TIC77	Temperatura de tope
CV2-62HNC90	90% Nafta pesada	1,2	-	2	MV2-62FIC121	Flujo de HVN
CV3-62LCO90	90% LCO	1,3,4	-	3	MV3-62FIC81	Flujo de LCO a tanque
CV4-62LCOFP	Flash Point LCO	1,2	-	4	MV4-62FIC18	Flujo de LCO a diesel
CV5-62TI03	Temperatura de fondo	5,6,8,9,10	1,3	5	MV5-62FIC80	Flujo de HCO
CV6-62FIC23	Flujo de reflujo	1,7	2	6	MV6-62FIC12	Flujo de enfriamiento rápido
CV7-62FIC23OP	Posición de la válvula de reflujo	1,7	2	7	MV7-62FIC104	Flujo nafta P/A
CV8-62QFC104	Rel. calor HVN P/A/alimentación	7	-	8	MV8-62FIC105	Flujo HCO P/A
CV9-62QFC105	Rel. calor HCO P/A/alimentación	8	-	9	MV9-62FIC10	Flujo slurry P/A
CV10-62XC39A	Factor de inundación de etapa 6	8,9,10	2	10	MV10-62FIC11	Flujo slurry P/A
CV11-62LIC06	Nivel en el despojador de HVN	2	-	PERTURBACIONES (DVs)		
CV12-62LIC07	Nivel en el despojador de LCO	3,4	-	1	DV1-62FIC32	Flujo LCO P/A
CV13-62LIC67	Nivel en el despojador de HCO	5	-	2	DV2-62FIC03	Alimentación al reactor
CV14-62FIC22	Flujo de gasolina no estabilizada	1	-	3	DV3-61TIC03	Temperatura del reactor
CV15-62QF73	Rel. calor slurry P/A/alimentación	9,10	-	4	DV4-62PIC39	Presión de la fraccionadora

Tabla N° 5. Variables involucradas en la sección de planta de gas de la Unidad de FCC (Elaboración Propia).

VARIABLES CONTROLADAS (CVs)		MVs	VARIABLES MANIPULADAS (MVs)		
CV1-62DEBRVP	RVP fondo de despentanizadora	2	1	MV1-62FIC37	Reflujo tope despentanizadora
CV2-62XC77A	Inundación en tope despent.	1,2,3	2	MV2-62TIC97	Temp. etapa 3 despent.
CV3-62FX37	Reflujo interno despentanizadora	1	3	MV3-62PIC77	Presión tope despentanizadora
CV4-62TIC52	Temp. etapa 34 despetanizadora	1,2	4	MV4-62FIC102	Reflujo tope fracc. de naftas
CV5-62PIC77_OP	Pos. válvula tope despentanizadora	1,2,3	5	MV5-62TIC164	Temp. etapa 3 fracc. de naftas
CV6-62PDC79	Delta pres. condensador de despent.	1,3	6	MV6-62PIC166	Presión tope fracc. de naftas
CV7-62TDC01	Delta temp. tope despentanizadora	1,2			
CV8-62FIC35_OP	Pos. válvula en rehervidor despent.	2			
CV9-62SEPRVP	RVP nafta mediana	5			
CV10-62XC102	Inundación en tope fracc. de naftas	5,6			
CV11-62FX102	Reflujo interno fracc. de naftas	4			
CV12-62TI111	Temp. etapa 18 fracc. de naftas	4,5			
CV13-62PIC166	Pos. válvula en tope fracc. de naftas	4,5,6			
CV14-62PIC168	Delta pres. condensador de fracc.	4,5			
CV15-62TDC102	Delta temp. tope despentanizadora	4,5			
CV16-62FIC101	Pos. válvula en rehervidor fracc.	5			
CV17-62FIC82	Olefinas (PVO)	1,2			
CV18-62FIC103	Nafta liviana (PVO)	1,2,4,5			
CV19-62FIC100	Nafta median (PVO)	4,5			

IV.2 Elaboración de los Diagramas de Bloques para el Proceso en las Secciones de Reacción, Fraccionamiento y Planta de Gas de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.

Se realizó un diagrama de bloque para cada variable controlada en cada una de las secciones que forman parte de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado. Cada diagrama de bloque, incluye una serie de bloques funcionales o unidades necesarias que representan la interacción y efecto de las variables manipuladas y perturbaciones sobre las variables que se desean controlar. Dentro de estos bloques se colocaron las funciones de transferencia suministradas por la empresa Honeywell las cuales, facilitan el estudio de la dinámica del proceso y definen sus características de comportamiento. Es importante destacar que la PV de las variables manipuladas es representada mediante retroalimentaciones debido a que, por ser una simulación no existe data de campo proveniente del proceso para compararla con el Set Point. Por esta razón se deben generar valores de esa variable en cada instante de tiempo, con la finalidad que el controlador ejerza su función, tratando de eliminar la desviación entre el Set Point y la PV.

En la Figura N° 24 se observa diagrama de bloque correspondiente a la sección de reacción de la unidad de FCC que representa la producción de nafta mediana (62FIC100), variable que se desea tenga el máximo valor posible. Este objetivo se logra mediante el movimiento de las variables manipuladas, en este caso son: la temperatura de precalentamiento de la alimentación al reactor (61TIC22), el flujo de alimentación al reactor (62FIC03), la temperatura del reactor (61TIC03) y la diferencia de presión en la válvula de catalizador regenerado (61PDC34). En la Figura N° 24 puede notarse que cada variable manipulada posee una retroalimentación para la generación de datos de la variable de proceso. Posteriormente, esta señal ingresa a una unidad Lead/Lag o de adelanto/atraso a fin de generar una dinámica en cada variable manipulada, luego esta señal ingresa a un bloque suma que tiene la finalidad de sumar y/o restar las señales provenientes de las

variables manipuladas, ya que estas pueden tener efectos positivos o negativos sobre la variable a controlar.

Adicionalmente se muestran en este esquema cada una de las estrategias de control implementadas para alcanzar el valor deseado de la variable controlada. La variable manipulada 61TIC22 se encuentra en cascada con los flujos de precalentamiento de la alimentación fresca al reactor (62FIC09-62FIC108) y, debido a que 62FIC100 no responde instantáneamente ante un cambio de Set Point, fue necesario incluir un bloque de tiempo muerto para representar el retraso de respuesta de esta variable manipulada. Otra estrategia de control presente en este diagrama es un control por sobreposición formado por las variables manipuladas 61TIC03 y 61PDC34, la señal de salida de cada uno de estos controladores pasa por un selector de baja y posteriormente por la unidad de adelanto/atraso. Esta estrategia es implementada por razones de seguridad, en condiciones normales opera sólo el lazo de temperatura pero si existe una caída de presión en la válvula de catalizador regenerado este lazo empieza a operar con el fin de evitar el regreso de catalizador al reactor.

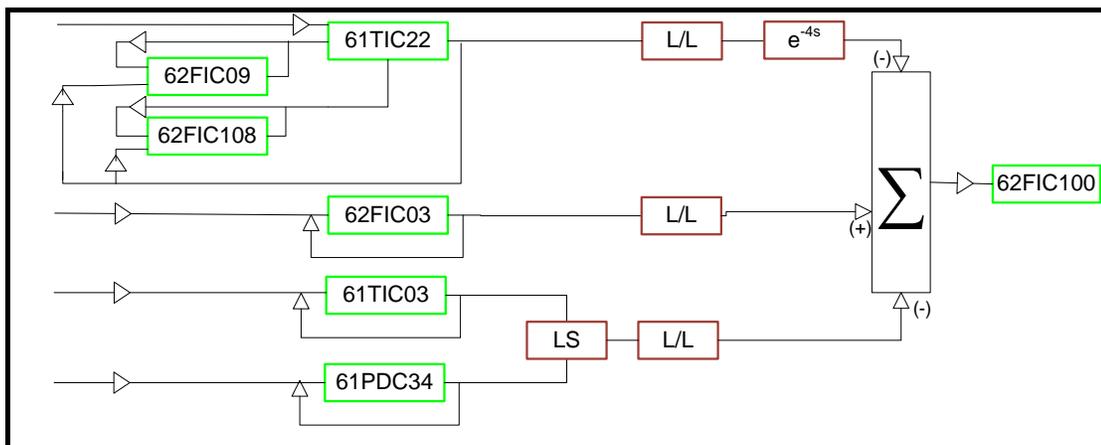


Figura N° 24. Diagrama de Bloque de la producción de nafta mediana (PVO) (Elaboración Propia).

El diagrama de bloque mostrado en la Figura N° 25, muestra las perturbaciones y variables que deben ser manipuladas para mantener en el punto de control a la temperatura de fondo de la fraccionadora principal (62TI03). Dichas variables son: flujo de HCO (62FIC80), flujo quench (62FIC12), flujo de HCO P/A (62FIC105) y flujo de slurry P/A (62FIC10-62FIC11). Entre las perturbaciones se tienen: el flujo

de LCO P/A (62FIC32) y la temperatura del reactor (61TIC03). Es importante señalar que la variable 61TIC03 es clasificada como manipulada para la sección de reacción pero en la sección de fraccionamiento es considerada una perturbación.

Cada variable manipulada posee una retroalimentación para la generación de datos de la variable de proceso. Posteriormente, esta señal ingresa a una unidad Lead/Lag o de adelanto/atraso a fin de generar una dinámica en cada variable manipulada, luego esta señal ingresa a un bloque suma que tiene la finalidad de sumar y/o restar las señales provenientes de las variables manipuladas, ya que estas pueden tener efectos positivos o negativos sobre la variable a controlar.

Adicionalmente se muestra en este esquema que la estrategia de control por feedback es la única implementada para alcanzar el valor deseado de la variable controlada. Es importante el control de 62TI03 para mantener un perfil de temperaturas óptimo dentro de la torre y así garantizar el fraccionamiento adecuado de la corriente proveniente del reactor.

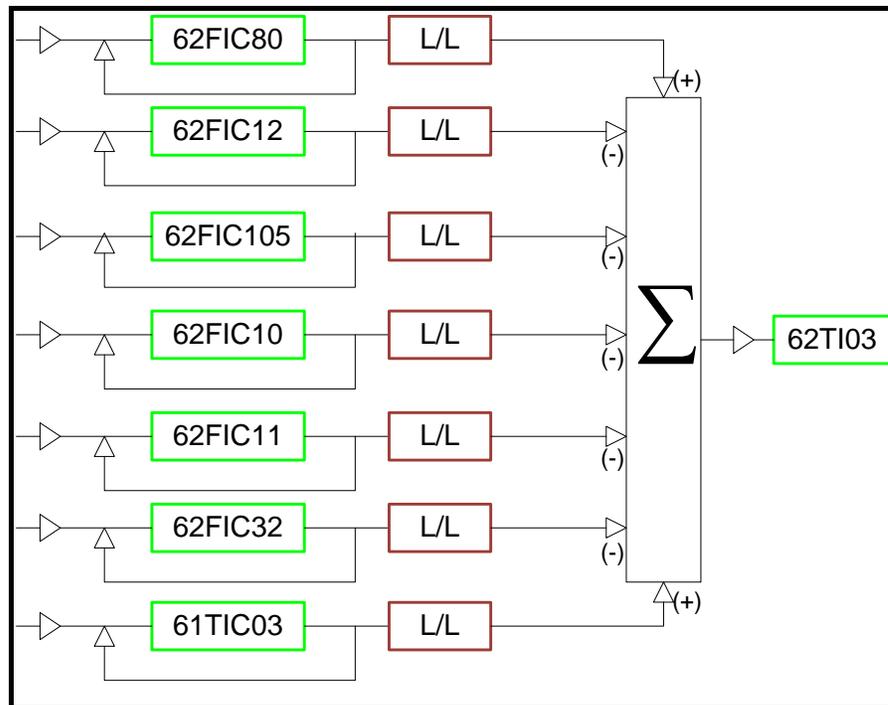


Figura N° 25. Diagrama de Bloque de la temperatura de fondo de la fraccionadora ^(Elaboración Propia)

En la Figura N° 26 se muestran los bloques involucrados para el control de la producción de nafta liviana (62FIC03) que se obtiene en la sección de planta de gas de una unidad de FCC. Este control se logra mediante la manipulación del reflujo de tope en la torre despentanizadora (62FIC37), la temperatura en la etapa tres (3) de la torre despentanizadora (62TIC97), el reflujo de tope de la fraccionadora de naftas (62FIC102) y la temperatura en la etapa tres (3) de la fraccionadora de naftas (62TIC164). Se observan en este esquema cada una de las estrategias de control implementadas para alcanzar el valor deseado de la variable controlada. La variable manipulada 62TIC97 se encuentra en cascada con la posición de la válvula del rehervidor en la torre despentanizadora (62FIC35). De igual forma, 62TIC164 se encuentra en cascada con la posición de la válvula del rehervidor en la fraccionadora de naftas (62FIC101). Adicionalmente debido a que las variables manipuladas 62FIC37, 62TIC97 y 62TIC164 no responden instantáneamente a cambios de Set Point, se hizo necesario incluir bloques de tiempo muerto para representar el retraso de respuesta de estas variables manipuladas. (Ver en apéndice A, el resto de los diagramas de bloque elaborados para la Unidad de FCC).

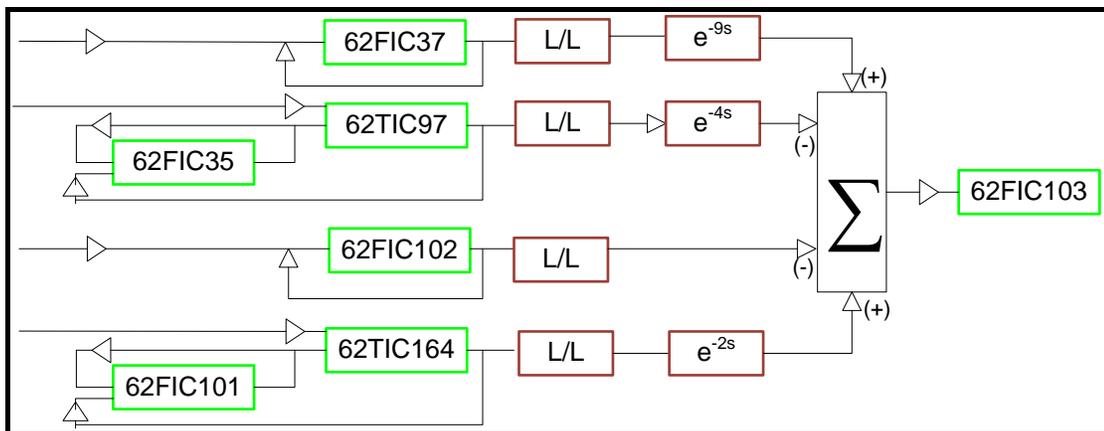


Figura N° 26. Diagrama de Bloque de la producción de nafta liviana (PVO) (Elaboración Propia).

IV.3 Implementación de los Esquemas de Control Básico y de Instrumentación en la Simulación de las secciones de Reacción, Fraccionamiento y Planta de Gas utilizando el Programa Experion® PKS de Honeywell.

Posterior al estudio y clasificación de las variables involucradas en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado y una vez definidas las interacciones entre variables controladas, variables manipuladas y perturbaciones, se establecieron los rangos de operación correspondientes a cada una de las variables involucradas en las diferentes secciones del proceso (Ver Apéndice C). Asimismo, se elaboraron los diagramas de bloques a partir de las funciones de transferencia del proceso suministradas por la empresa, y a partir de esta información, se llevo a cabo la simulación de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado en el sistema Experion® PKS con el controlador C-200. Se realizó la representación y simulación de los puntos configurados en los módulos ubicados en el Project del Control Builder, tal como se aprecia en la Figura N° 27.

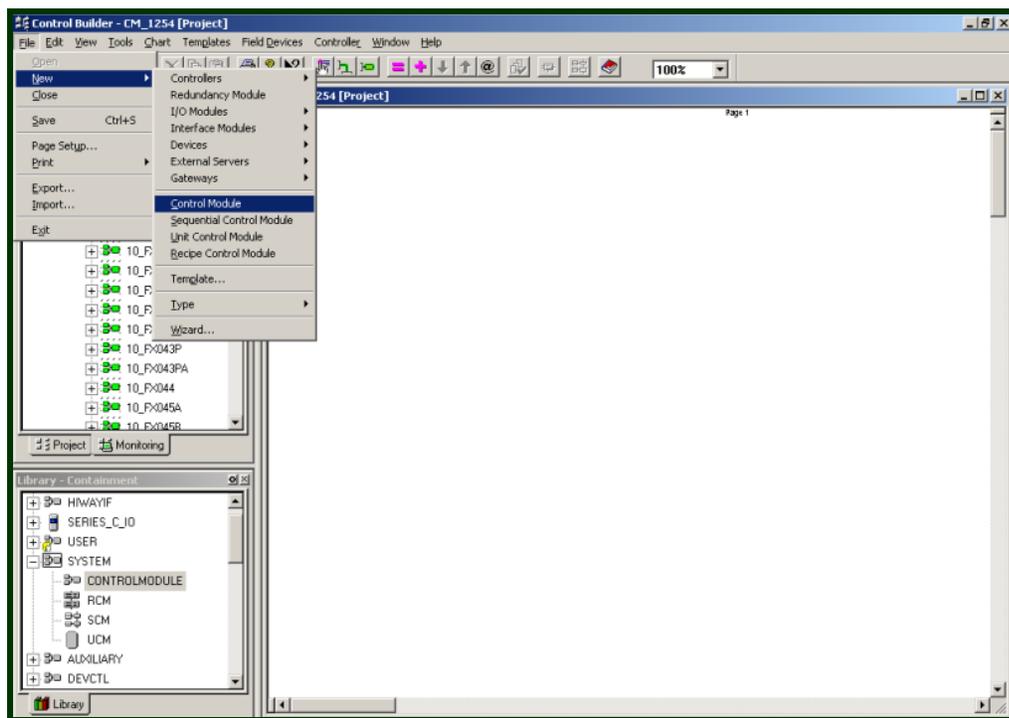


Figura N° 27. Configuración de puntos en el Control Builder (Elaboración propia).

Para la configuración de un punto en el Software Experion® PKS se debe especificar:

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

Cada uno de estos módulos fue identificado con los Tagnames y los rangos de las variables involucradas en el proceso. Posteriormente, los módulos de control fueron asignados y cargados en la ventana “Project” y activados en la ventana Monitoring del Control Builder, con el fin de estudiar el comportamiento de cada lazo.

A continuación se muestran algunas de las estrategias configuradas en el software Experion® PKS.

IV.3.1 Configuración del lazo de control simple del flujo de alimentación fresca.

Como se observa en la Figura N° 28, la simulación del lazo de control simple del flujo de alimentación fresca está compuesta por un bloque de control PIDA, cuya función es mantener el valor de la variable de proceso en un determinado Set Point tomando en cuenta el rango de operación de la variable. Además, se emplea un bloque denominado DATAACQA, encargado de escalar la salida del bloque de control PIDA (cuya señal esta expresada en porcentaje) a unidades de ingeniería, esto con el fin de generar la señal de entrada al bloque PIDA para compararla con el set point. La retroalimentación observada en la figura se realiza con el propósito de generar valores para la variable de proceso, ya que no se dispone de datos de campo. Finalmente, las señales generadas son enviadas a las variables de proceso que se ven afectadas y se desean controlar.

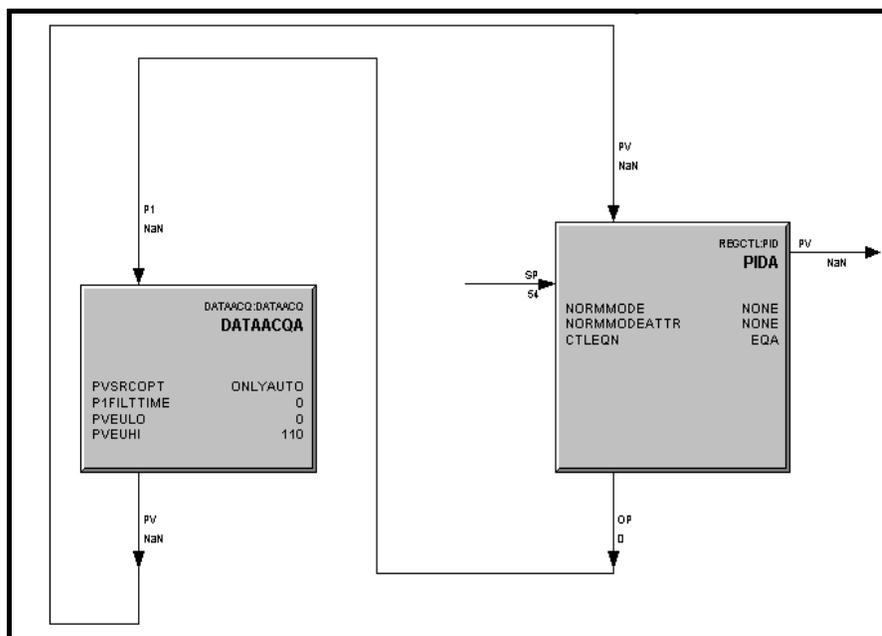


Figura N° 28. Configuración del lazo de control simple de flujo de alimentación fresca (Elaboración propia)

IV.3.2 Configuración del lazo de control en cascada correspondiente al control de la Temperatura de Tope en la Fraccionadora Principal.

Para el control de la temperatura de tope en la fraccionadora principal (62TIC77) se configuró la estrategia de control en cascada con el reflujo de gasolina no estabilizada (62FIC23), a fin de evitar el ingreso de perturbaciones que puedan afectar el control de la temperatura, estableciendo un control de flujo que actúa de manera rápida para lograr la estabilidad en el sistema. Para el logro de tal fin fue pertinente realizar la configuración de dos módulos de control, debido a que cada módulo admite un único bloque de control PIDA para visualizar y recolectar la data correspondiente a estas variables. En la Figura N° 29 se observa el primer módulo configurado correspondiente al lazo de control de temperatura de tope en la fraccionadora principal.

De igual forma, en la Figura N° 30 se puede visualizar el segundo módulo de control configurado, el cual representa el lazo de control de flujo. Los bloques Lead/Lag que se observan en las figuras representan las dinámicas de las variables de proceso 62TIC77 y 62FIC23 y tienen la función de generar el retraso de la señal. Asimismo,

se emplearon los bloques DATAACQA para escalar la salida de los bloques PIDA a unidades de ingeniería.

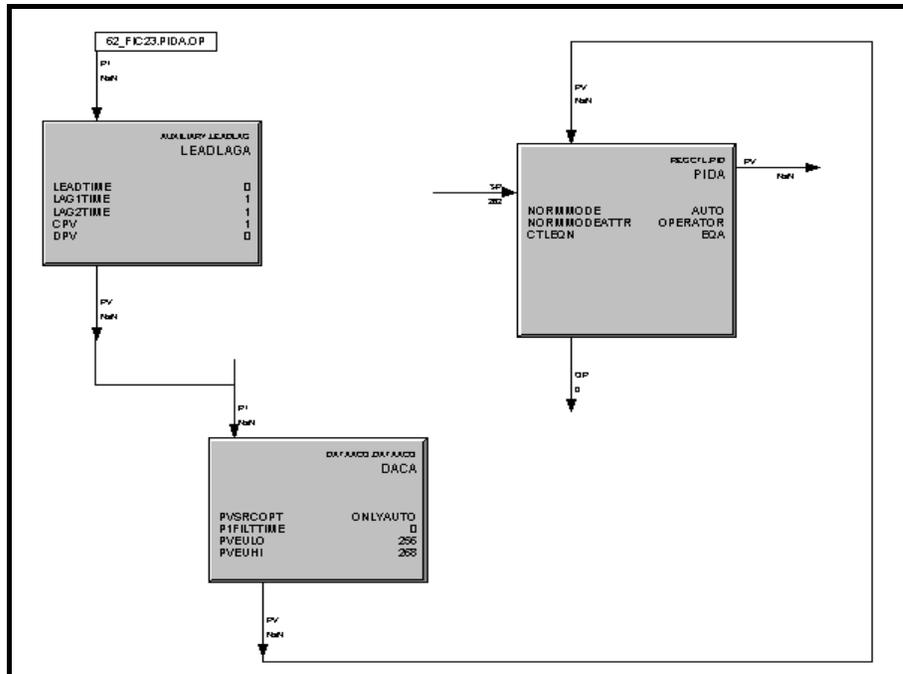


Figura N° 29. Configuración del lazo de control de la temperatura de tope en la fraccionadora (Elaboración Propia).

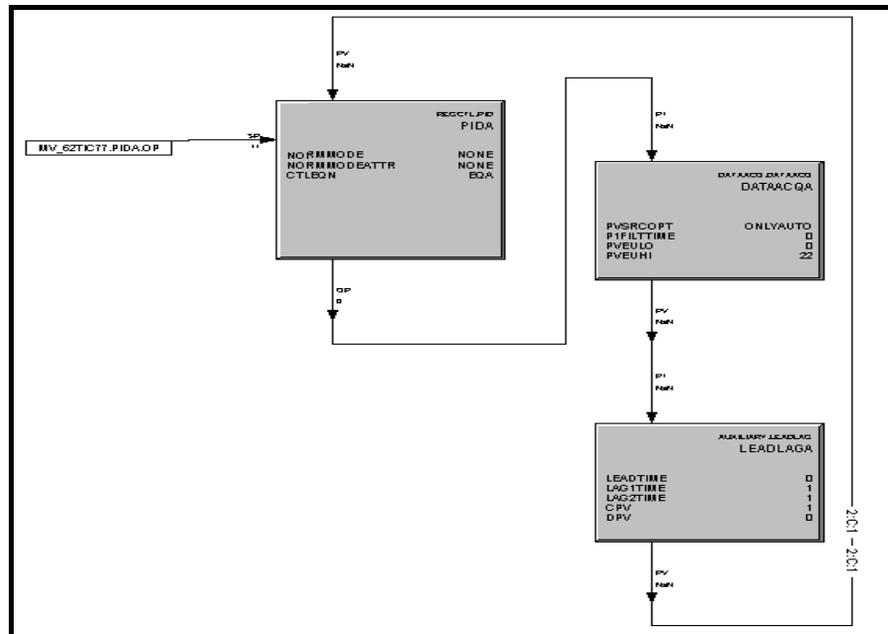


Figura N° 30. Configuración del lazo de reflujo de tope (Elaboración Propia).

La forma en que funciona la estrategia de control mostrada en las Figuras N° 29 y N° 30 es la siguiente: con el controlador 62TC77 se supervisa la Temperatura de Tope de la Fraccionadora, y se decide la forma de manejar el Reflujo de Tope, para mantener 62TIC77 en el punto de control. Esta decisión es enviada al controlador 62FC23 en forma de un punto de control; este controlador manipula entonces el Reflujo para mantener a 62FIC23 en el valor requerido por el controlador 62TC77.

IV.3.3 Configuración de la estrategia de control por sobreposición entre la presión del regenerador y la diferencia de presión entre el reactor y el regenerador.

Uno de los problemas que se tiene en la plantas de FCC es el control de la presión en el tope de la torre de destilación atmosférica. Este control se realiza a través de un compresor. Sin embargo, cuando hay gran cantidad de gases en la torre, este compresor no tiene la capacidad para desalojarlos, esto trae como consecuencia que la presión en la torre aumente. Este aumento de presión ocasiona a su vez un aumento en la presión del reactor y debido a que la presión del reactor no es una variable controlada, se mide la diferencia de presión entre el regenerador y el reactor (61PDIC26), este diferencial debe de ser positivo, es decir la presión del regenerador debe ser mayor que la del reactor. Por ello, cuando hay un aumento de la presión en la torre de destilación que ocasiona un incremento en la presión del reactor, se produce una disminución de la presión diferencial.

Para aumentar la presión diferencial se debe aumentar la presión del regenerador, y para incrementar la presión del regenerador hay que disminuir los gases que salen por el tope del regenerador. La forma más sencilla de realizar esto es cerrando las válvulas 61PV15A y 61PV15B ya que, se acumulan gases en el regenerador aumentando la presión y por tanto el diferencial de presión. En las Figuras N° 31 y N° 32 se observan los módulos configurados para estas válvulas, los cuales constan de bloques Lead/Lag, que representan la dinámica de las variables manipuladas y de bloques AUXSUMMERA que se encargan de sumar y/o restar el valor de la señales de entrada al bloque.

Las válvulas 61PV15A y 61PV15B son de rango dividido, una de ellas trabaja en 0-50 y la otra trabaja en 50-100. Normalmente el control de presión del regenerador tiene una salida de 0% debido a que su SP es mas alto que su PV, por lo que este controlador intenta cerrar las válvulas para aumentar la presión, pero como la señal es enviada a un selector de alta (HSS), este toma la salida del control de presión diferencial y hace el control.

La forma en que funciona el esquema mostrado en las Figuras N° 31 y N° 32 es la siguiente: cuando la presión del reactor aumenta ocasiona una disminución de la presión diferencial. En este caso, en primer lugar se procederá a cerrar la válvula de bypass al expansor 61PV15B, para aumentar la presión del regenerador, cuando la salida del selector es 50% ya la válvula 61PV15B esta totalmente cerrada. En caso de que la presión diferencial continúe baja se procederá a cerrar la válvula hacia el expansor 61PV15A.

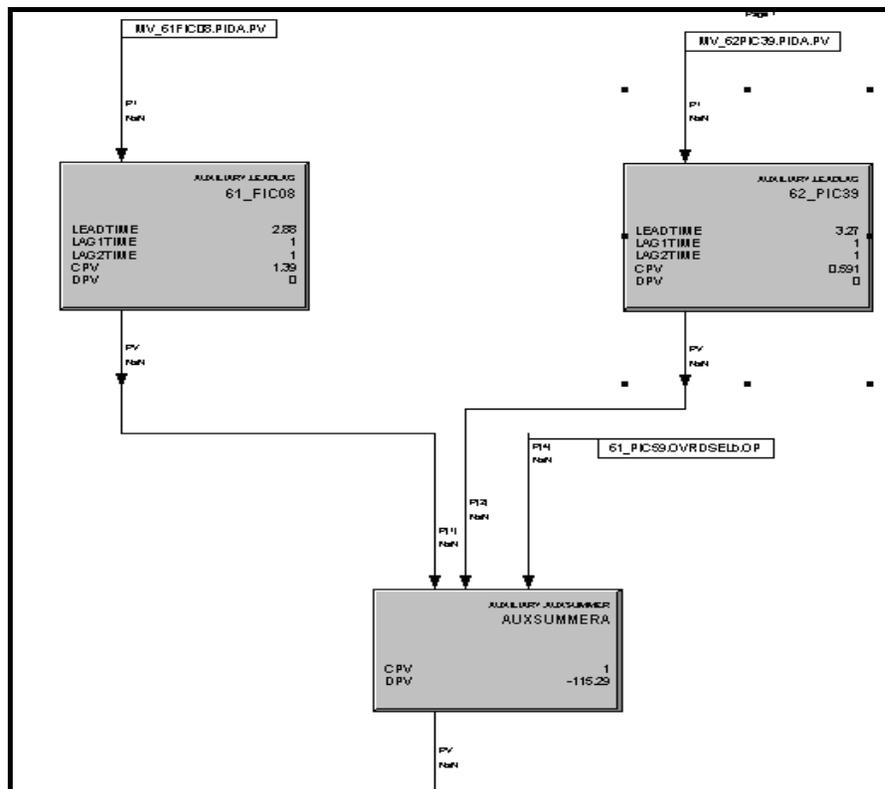


Figura N° 31. Configuración de la válvula 61PV15A (Elaboración Propia)

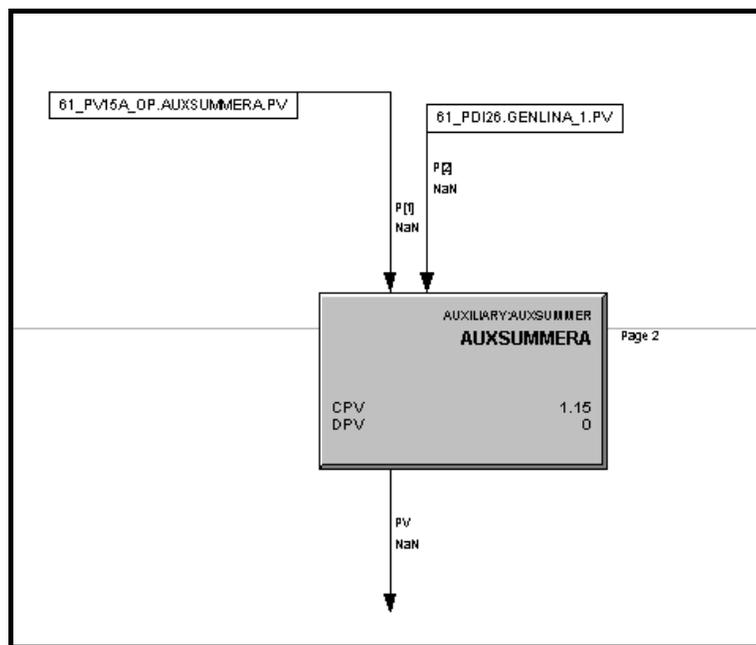


Figura N° 32. Configuración válvula 61PV15B (Elaboración Propia).

Ahora bien, el problema que se presenta es que el aumento en la presión del regenerador puede ser peligroso. Por esta razón, existe un control por sobreposición con la presión del regenerador (61PIC15), el cual tiene un punto de ajuste mas alto, por ejemplo si en condiciones normales la presión en el regenerador es de 40, posiblemente este punto de ajuste sea 60, esto hace que la variable que controla sea la presión diferencial (61PDIC26). A medida que se cierran las válvulas la presión va en aumento, cuando llega al límite de su valor, el controlador no permite que se continúen cerrando las válvulas si no que por el contrario, comienza la apertura de las válvulas para disminuir la presión del regenerador. En ese momento la presión diferencial no se controla, por ello se tiene un selector de alta (HS), que selecciona la salida más alta. En la Figura N° 33 se aprecia la configuración del lazo de control del diferencial de presión reactor-regenerador, compuesto por un bloque AUXCALCA encargado de calcular el valor de entrada de bloque DATAACQA, que a su vez se encarga de transformar esta señal a unidades de ingeniería. Además, incluye un bloque PIDA, cuya función es comparar el valor de PV con el Set Point con el fin de generar la acción correctiva adecuada. También se compone de un bloque

OVRSELA, que actúa como un selector tomando la señal de entrada mas alta y finalmente por dos bloques denominados GENLIN que se emplean para enviar la misma señal de salida del selector a los bloques AUXCALCA.

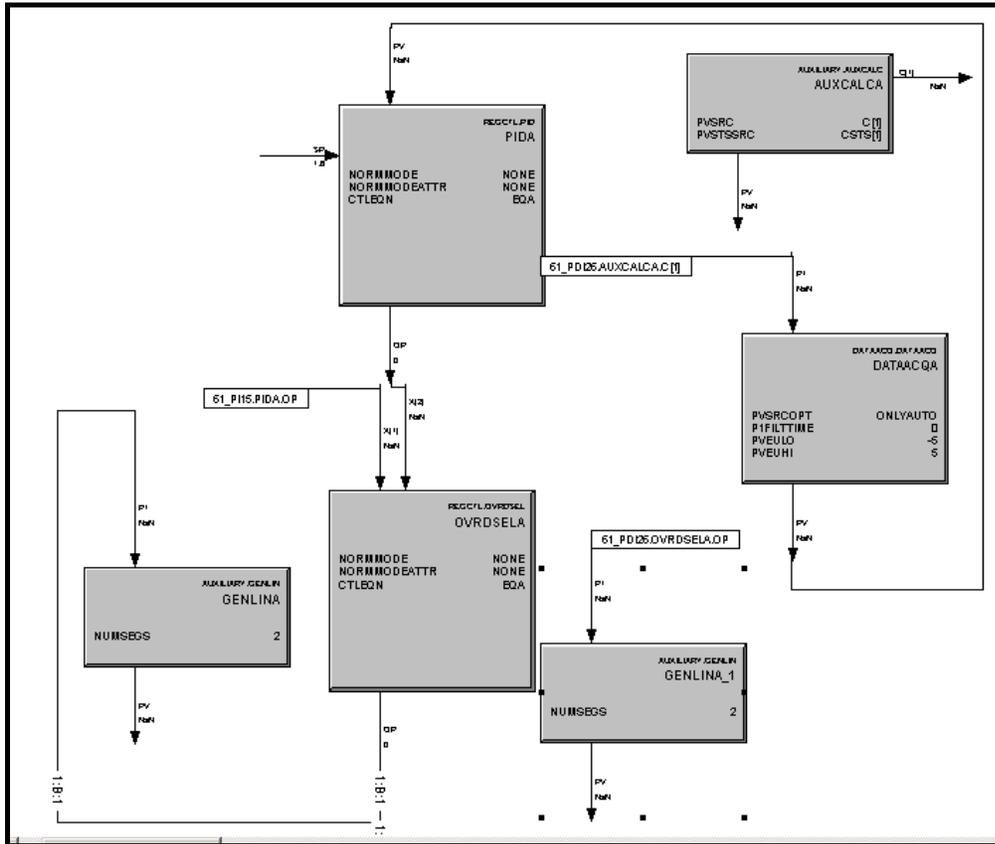


Figura N° 33. Configuración del lazo de control del diferencial de presión reactor-regenerador (Elaboración Propia).

Asimismo, en la Figura N° 34 se observa la configuración realizada para el control de presión en el regenerador, compuesta por un bloque AUXCALCA cuya función es determinar la señal de entrada al bloque DATAACQA y un bloque PIDA que actúa como regulador del valor de la variable de proceso.

Adicionalmente, en el diseño de esta estrategia de control existe una protección por alta presión a la entrada del expansor. Por esta razón, existe un selector de baja (LSS) con el controlador 61PIC59, como se muestra en la Figura N° 35. La configuración para el control de presión a la entrada del expansor está compuesta por un bloque PIDA encargado de regular el valor de la variable de proceso, un bloque DATAACQA y un bloque OVERSLB que actúa como un selector de baja.

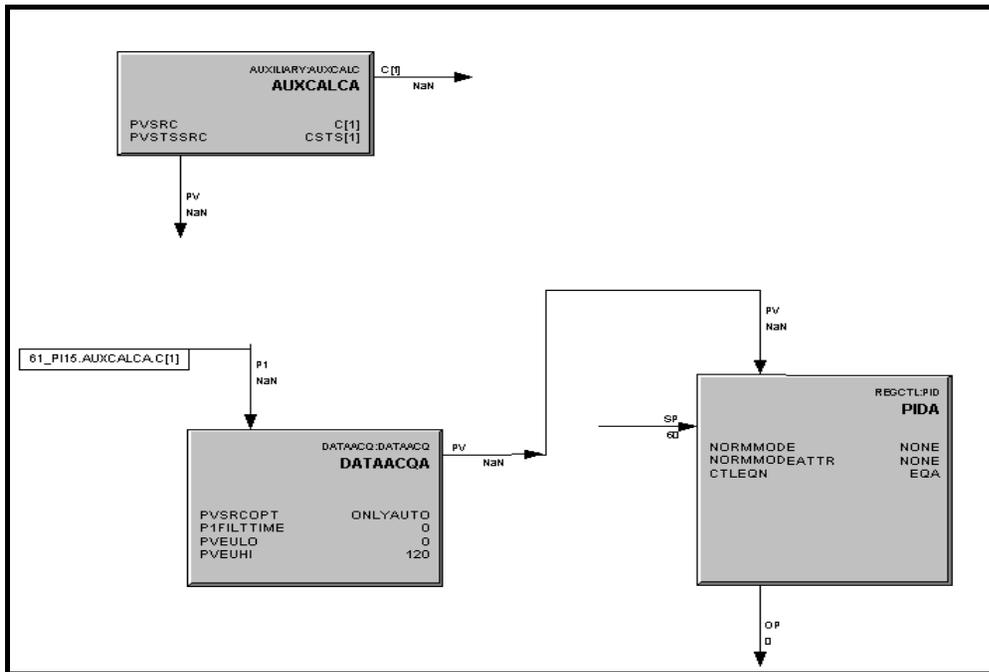


Figura N° 34. Configuración lazo de control de presión del regenerador (Elaboración Propia).

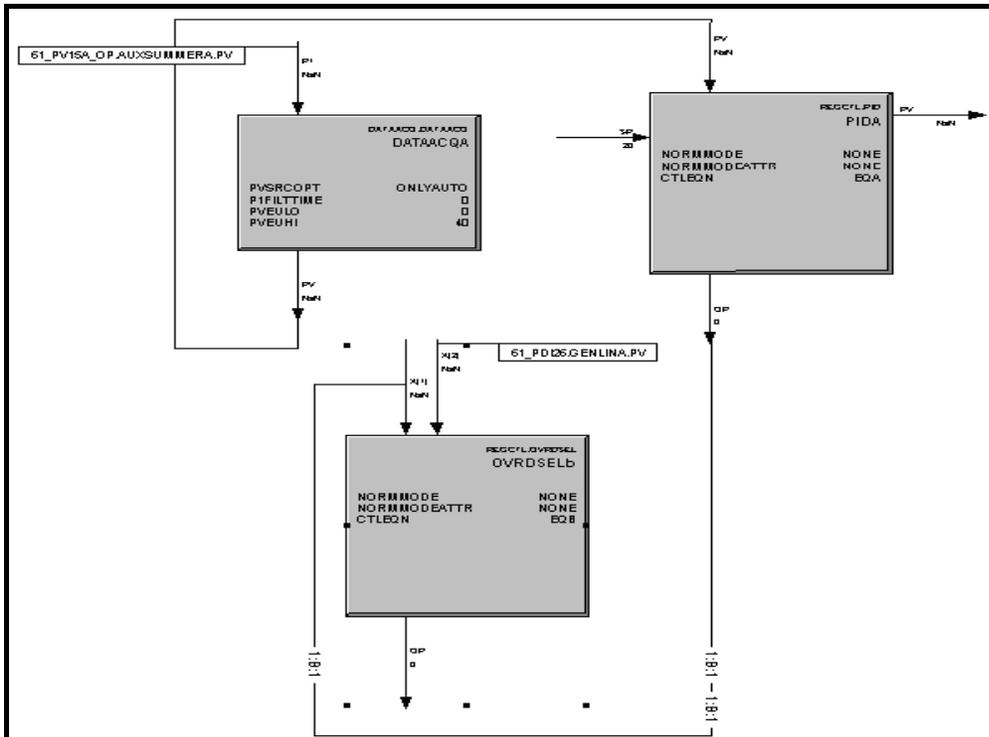


Figura N° 35. Configuración lazo de control de presión a la entrada del expensor (Elaboración Propia).

IV.3.4 Configuración de la optimización del flujo de Slurry

La minimización de la producción de Slurry (62FX71AR) se realiza a través de la implementación del control multivariable, pero es necesario realizar la simulación básica en Experion PKS. En la Figura N° 36 se observa que para realizar esta simulación se utilizaron bloques LEAD/LAG, los cuales representan la dinámica asociada a cada variable manipulada (62FIC03, 62TIC03, 62FIC102, 62TIC164), bloques DEADTIME, que representan el tiempo que tarda la variable en responder ante un cambio de Set Point o una perturbación (tiempo muerto), por un bloque AUXSUMMERA y por un bloque DATAACQA, encargado de convertir la señal de salida del bloque PIDA a unidades de ingeniería.

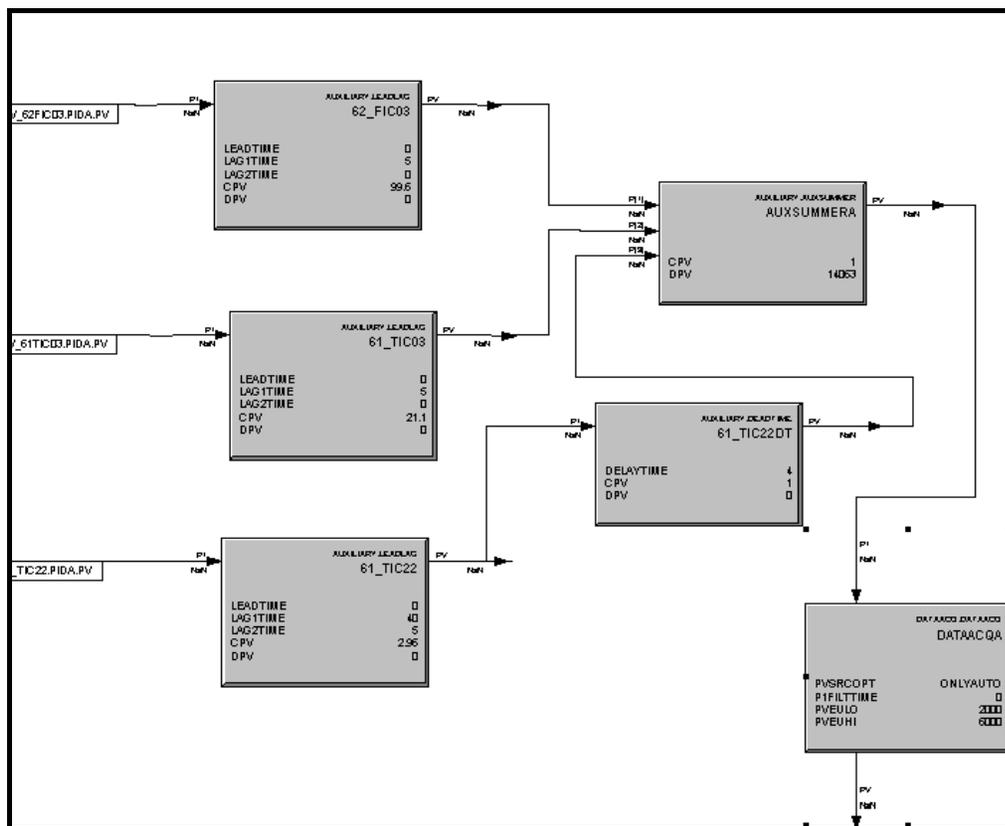


Figura N° 36. Configuración de la optimización del flujo de Slurry (Elaboración Propia).

IV.4 Sintonización de los Lazos de Control en Experion PKS

Con el objetivo de mantener a las variables de operación en un rango determinado, se realizó la sintonía de los lazos de control mediante el programa Profit RPID. Este

procedimiento consistió en hallar parámetros de ajuste adecuados para cada uno de los controladores variando el tiempo de ejecución (rapidez para determinar los ajustes) en el programa. Los mejores parámetros de ajuste fueron seleccionados de acuerdo a la respuesta de la variable ante un cambio en el Set Point, es decir, se consideró la tendencia de la curva (presencia de oscilaciones) y el tiempo que tarda la variable en alcanzar el estado estacionario. En la Figura N° 37 se presentan cuatro (4) curvas de reacción que muestran el comportamiento de la variable 62FIC03 (alimentación FCC).

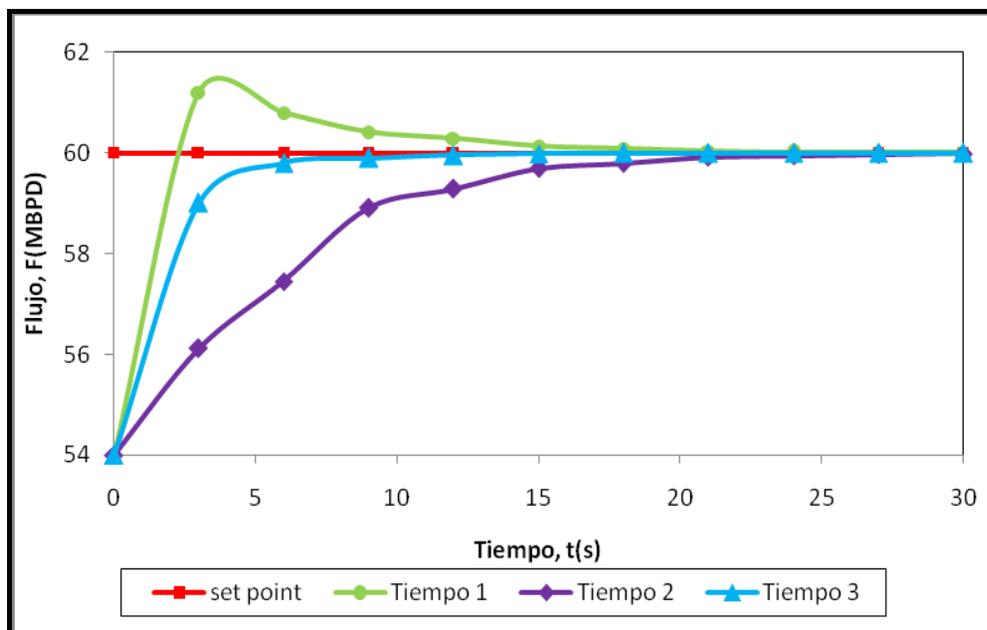


Figura N° 37. Comparación de curvas de reacción con diferentes tiempos de ejecución para la variable 62FIC03 (Elaboración Propia).

En la Figura N° 37 se observa que la curva de color rojo representa el valor del Set Point. Mientras que, las curvas restantes muestran el comportamiento del controlador para distintos tiempos de ejecución. La curva de reacción de color verde, obtenida a partir de los parámetros de ajuste correspondientes a un tiempo de ejecución de 4,2s, produce una respuesta inestable. En la curva de color morado no se observó ninguna oscilación. Sin embargo, al principio de la respuesta su comportamiento tiende a ser lento y poco estable, luego comienza a estabilizarse hasta alcanzar condiciones estacionarias en 25s para un tiempo de ejecución de 3s. Por último, la curva de color

azul tardó en llegar a las condiciones estacionaria 12s, con una tendencia suave y estable. Para este caso, se obtuvieron los parámetros de ajuste para un tiempo de ejecución de 0.6s.

En la Tabla N° 6 se muestran los valores de los tiempos de ejecución, parámetros de ajuste obtenidos y tiempos en que la variable alcanzó el estado estacionario. Cada tiempo de ejecución reporta una sintonía diferente, por ejemplo, para un tiempo de 4,2s se obtuvo el menor valor de ganancia y tiempo integral, originando la respuesta lenta del controlador y que el valor de la variable de proceso superara al Set Point. Por otro lado, para un tiempo de ejecución de 3s, se puede observar que los valores de ganancia y tiempo integral son mayores en comparación con los valores arrojados por el tiempo de ejecución anterior, esta sintonía otorga rapidez y estabilidad a la respuesta. Finalmente, la sintonía obtenida para un tiempo de ejecución de 0,6s (ganancia más alta y con un tiempo integral mayor), arroja la mejor respuesta en virtud de su comportamiento, ya que la curva obtenida fue suave, sin oscilaciones y se alcanzaron las condiciones estacionarias en el menor tiempo.

Tabla N° 6. Curvas de reacción de la variable 62FIC03 con diferentes tiempos de ejecución
(Elaboración Propia)

Curva	Tiempo de Ejecución, (s)	Ganancia, K (MBPD)	Tiempo Integral, τ_I (s)	Tiempo Derivativo, τ_D (s)	Tiempo Edo. Estacionario (s)
Verde	4,2	0,020	0,102	0	22
Morado	3	0,150	0,390	0	25
Azul	0,6	0,549	0,996	0	12

De forma análoga se procedió a sintonizar la variable 62PIC77 (presión de tope en la torre despentanizadora), obteniéndose como resultado la Figura N° 38.

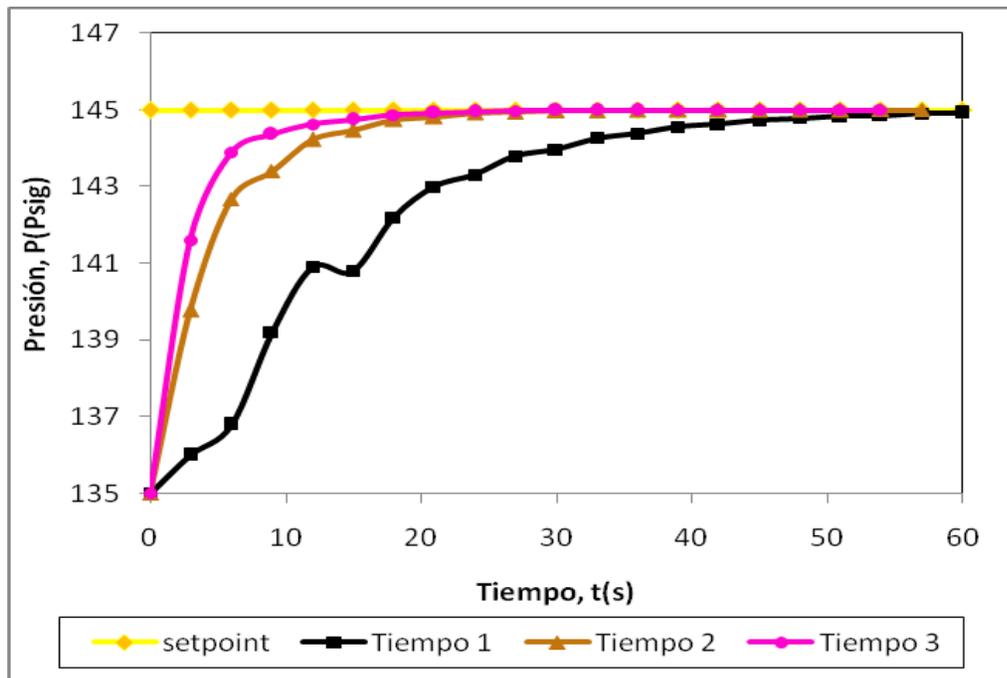


Figura N° 38. Comparación de curvas de reacción con diferentes tiempos de ejecución para la variable 62PIC77 (Elaboración Propia).

En la Figura N° 38 puede observarse que la curva de color amarillo representa el valor del Set Point. Mientras que, las curvas restantes muestran el comportamiento del controlador para distintos tiempos de ejecución. La curva de reacción de color rosado, obtenida a partir de los parámetros de ajuste correspondientes a un tiempo de ejecución de 0,3s, arroja la mejor respuesta en virtud de su comportamiento, ya que la curva obtenida fue suave, estable y se alcanzaron las condiciones estacionarias en menor tiempo con respecto a las otras curvas. En la Tabla N° 7 se muestran los valores de los tiempos de ejecución, parámetros de ajuste obtenidos y tiempos en que la variable 62PIC77 alcanzó el estado estacionario.

Tabla N° 7. Curvas de reacción de la variable 62PIC77 con diferentes tiempo de ejecución
(Elaboración Propia)

Curva	Tiempo de ejecución, (s)	Ganancia, K (MBPD)	Tiempo integral, τ_I (s)	Tiempo derivativo, τ_D (s)	Tiempo Edo. estacionario (s)
Negro	4,2	0,014	0,0029	0	60
Marrón	1,8	0,086	0,0099	0	30
Rosado	0,3	0,304	0,0221	0	21

El procedimiento descrito anteriormente fue realizado para todos los controladores. En la Tabla N° 8 se muestran los parámetros de ajuste para flujos, presiones y temperaturas correspondientes a todas las variables involucradas en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la unidad de FCC. (Ver en Apéndice B el comportamiento de todas las variables sintonizadas).

Tabla N° 8. Parámetros de ganancia, tiempo integral y tiempo derivativo de los controladores de Flujo, Temperatura y Presión para la Unidad de FCC (Elaboración Propia)

Variable	Ganancia, k	Tiempo Integral, τ_i [min]	Tiempo Derivativo, τ_d [min]
Flujo, F [MBPD]	0,549	0,9960	0
Temperatura, T [°F]	1,400	0,8310	0,35
Presión, P [Psig]	0,304	0,0221	0

IV.5 Implementación de las Estrategias de Control Avanzado para las Secciones de Reacción, Fraccionamiento y Planta de Gas de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.

Para la implementación del Control Multivariable se empleó el software Profit Controller, el cual opera mediante la Tecnología del Control Predictivo Multivariable Robusto (RMPCT). Para llevar a cabo este procedimiento fue necesario realizar pruebas en escalón para la obtención de los modelos matemáticos, configurar el controlador y finalmente realizar distintas pruebas para estudiar el desempeño del mismo.

A continuación se presentan las etapas desarrolladas para el diseño e implementación del controlador multivariable:

IV.5.1 Generación del Modelo Matemático.

Los modelos matemáticos (funciones de transferencia) para las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado fueron generados a través del programa Profit Stepper. Para ello se seleccionó una variable manipulada o perturbación, con el fin de realizarle cambios en escalón y observar las consecuencias sobre cada una de las variables controladas que se ven afectadas. De esta forma se obtuvieron las funciones de transferencia de cada variable manipulada o perturbación con respecto a la variable controlada, hasta obtener el modelo matemático de cada sección de la unidad de FCC. Es importante destacar que los movimientos de las variables responden a la dinámica introducida en los bloques LEAD/LAG ubicados en los módulos de control del Control Builder.

Las funciones de transferencia generadas fueron visualizadas con el programa Profit Design Studio, tal como se aprecia en la Figura N° 39.

Adicionalmente, con el fin de verificar que las funciones de transferencia generadas reproducen de forma adecuada el proceso estudiado, se procedió a realizar una comparación con la información suministrada por la empresa Honeywell. La Tabla N° 9 muestra las funciones de transferencia obtenidas y suministradas para algunas de las variables controladas en la sección de reacción de la unidad de FCC. (Ver en Apéndice D.1 todas las funciones de transferencia generadas).

Cabe destacar que ambas funciones de transferencia no son idénticas debido a que las suministradas fueron obtenidas mediante pruebas en planta. Mientras que, las generadas se obtuvieron a través de una simulación. En el proceso real se encuentran involucrados los modelos de campo: los modelos de las válvulas, de los transmisores y el modelo del proceso. Por lo tanto, para la simulación de control del proceso real, se debieron añadir bloques Lead/Lag, bloques de suma y un controlador multivariable, ocasionando cambios en la dinámica del proceso y por ende, una desviación que no permite obtener modelos idénticos a través del software. En la

simulación se encuentran involucradas unidades o bloques que ocasionan cambios en la dinámica del proceso. Este hecho se aprecia en la Tabla N° 9, donde el orden de las funciones de transferencia puede variar. Por lo tanto, al momento de hacer una comparación el orden de la función de transferencia no presenta gran relevancia. Mientras que, es necesario que los valores de ganancia y tiempo muerto tengan cierta similitud para garantizar un óptimo funcionamiento del controlador y que el tiempo de respuesta de la variable ante un cambio de Set Point o perturbación sea el del proceso en tiempo real.

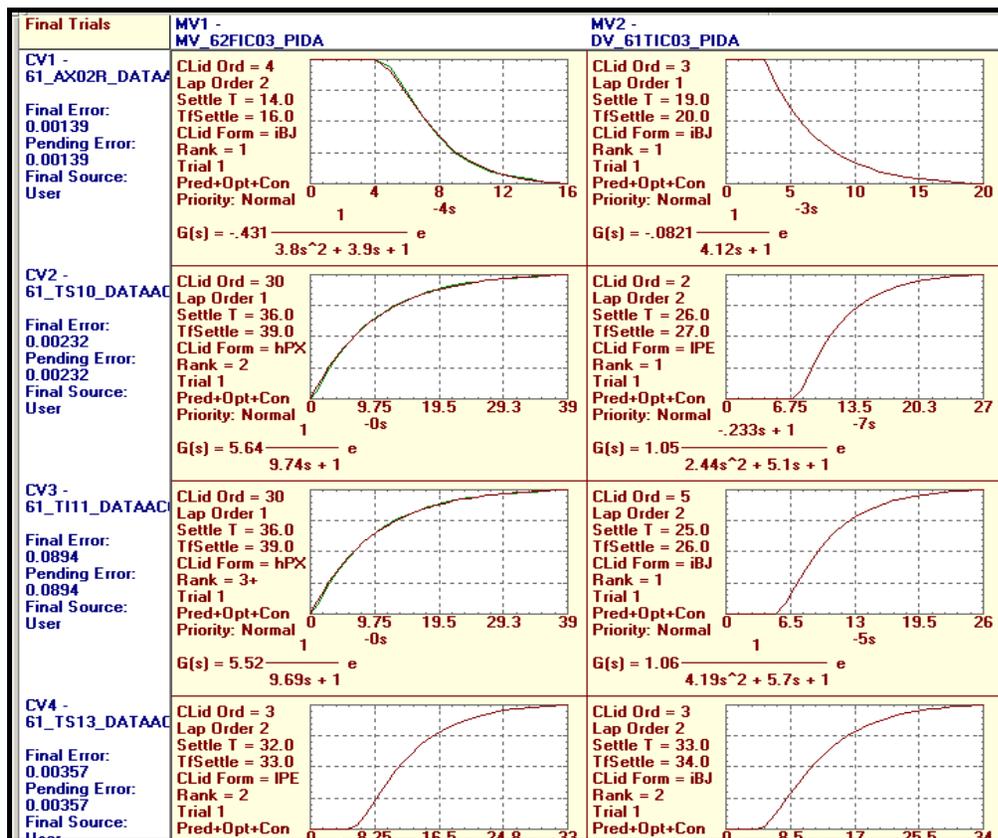


Figura N° 39. Selección de funciones de transferencia identificadas con el Profit Stepper a partir de la simulación realizada en Experion PKS (Elaboración Propia).

Tabla N° 9. Funciones de transferencia de algunas variables controladas en la sección de reacción de una unidad de FCC (Elaboración Propia).

Variable Controlada	Funciones de Transferencia	
	Honeywell	Simulación
% en exceso de O2 en flujo de aire al regenerador	$-0,42 \frac{1}{2,65s^2 + 3,31s + 1} e^{-4s}$	$-0,431 \frac{1}{3,8s^2 + 3,9s + 1} e^{-4s}$
Temp. de lecho en fase densa del regenerador	$5,46 \frac{1}{9s + 1} e^{-0s}$	$5,64 \frac{1}{9,74s + 1} e^{-0s}$
Temp. de lecho en fase diluida del regenerador	$1,85 \frac{1}{25s^2 + 10s + 1} e^{-3s}$	$1,71 \frac{1}{12,1s^2 + 8,29s + 1} e^{-5s}$
Temp. de ciclones en regenerador	$1,85 \frac{1}{25s^2 + 10s + 1} e^{-4s}$	$1,97 \frac{1}{10,7s + 1} e^{-6s}$

IV.5.2 Configuración del Controlador Multivariable

Una vez obtenido el modelo matemático de cada una de las secciones que conforman la unidad de Craqueo Fluidizado, se procedió a la construcción del controlador multivariable RMPCT desde el programa Profit Design Studio. Los parámetros configurables comenzaron desde el rango de operación de cada variable manipulada (MV), perturbación (DV) y variable controlada (CV) hasta la obtención de los parámetros de sintonía.

Es importante conocer el rango de operación de las MV's para así permitir el movimiento de las mismas, darle libertad al RMPCT y lograr controlar las variables del proceso, tomando en cuenta que las CV's deben mantenerse en un rango de control y otras en determinado Set Point. En la tabla N° 10 se muestran los rangos de las MV's y CV's correspondientes a la sección de planta de gas de la unidad de FCC. (Ver Apéndice C para los rangos correspondientes a las secciones de reacción y fraccionamiento).

Tabla N° 10. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de planta de gas de la unidad de FCC (Elaboración Propia)

Tipo de Variable	Nombre de la Variable	Descripción de la Variable	Límites de la Variable	
			Superior	Inferior
Manipulada	62FIC37	Reflujo de Tope Despentanizadora	36	20
	62TIC97	Temp. etapa 3 Despentanizadora	388	20
	62PIC77	Presión de Tope Despentanizadora	155	115
	62FIC102	Reflujo de Tope Fraccionadora de Naftas	25	5
	62TIC164	Temp. etapa 3 Fraccionadora de Naftas	328	280
	62PIC166	Presión de Tope Fraccionadora de Naftas	25	5
Controlada	62DEBRVP	RVP Fondo Despentanizadora	4,2	2
	62XC77A	Inundación en tope Despentanizadora	71	35
	62FX37	Reflujo interno Despentanizadora	72	36
	62TIC52	Temp. Etapa 34 Despentanizadora	250	220
	62PIC77.OP	Posición de la válvula de presión en tope de la Despentanizadora	64	35
	62PDC79	Diferencia de Presión tope Despentanizadora	14	6
	62TDC01	Diferencia de Temperatura tope Despentanizadora	58	38
	62FIC35.OP	Posición válvula en Rehervidor de la Despentanizadora	42	18
	62SEPRVP	RVP Nafta Mediana	3,6	2
	62XC102	Inundación en tope de Fraccionadora de Naftas	100	50
	62FX102	Reflujo Interno Fraccionadora de Naftas	100	50
	62TI111	Temp. Etapa 18 Fraccionadora de Naftas	280	200
62PIC166.OP	Posición válvula de presión en tope de la Fraccionadora de Naftas	75	25	

Tabla N° 10. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de planta de gas de la unidad de FCC ^(Elaboración Propia) (Continuación).

	Nombre de la Variable	Descripción de la Variable	Límite de la Variable	
			Superior	Inferior
Tipo de Variable	62PIC168	Diferencia de Presión en el condensador de la Fraccionadora de Naftas	25	5
	62TDC102	Diferencia de Temp. en el tope de la Fraccionadora de Naftas	70	10
	62FIC101.OP	Posición de la válvula en rehervidor de la Fraccionadora de Naftas	37	5
	62FIC82	Olefinas	20	5
	62F103BR	Nafta Liviana	15	5
	62F100AR	Nafta Mediana	125	65

Para garantizar el funcionamiento adecuado del control multivariable se tomó en cuenta la sintonía, para ello se realizó la configuración de los tres (3) parámetros que se encuentran en el software Profit Controller: optimización, control y proceso para las MV's, DV's y CV's en cada una de las secciones de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.

Para las variables manipuladas en la sección de planta de gas de la unidad de FCC, se configuró en el parámetro de control el máximo movimiento de la MV (Max Move Up-Down), con la finalidad de establecer la máxima cantidad de unidades que puede moverse la MV por minuto, dentro del rango de control. Este parámetro depende del valor que tenga la MV en condiciones estacionarias. Generalmente, a los flujos se les permite moverse en 3%, a las presiones en 2% y las temperaturas, por ser más lentas, en 1%.

En el peso (Weight) se debe configurar con el fin de establecer la prioridad de movimiento de esa variable, es decir, mientras mayor sea el valor del peso la variable tenderá a moverse menos, ya que es considerada por el operador como inestable. En este caso se colocó un peso de uno (1) a todas las MV's ya que, para una simulación se pueden mover todas por igual. La configuración del parámetro control se observa en la Tabla N° 11.

En el parámetro de proceso se colocaron los límites de rampa (Low-High Limit Ramp Rate), como se observa en la Tabla N° 12. Esto con el fin de establecer un límite de movimiento cuando el operador desea cambiar el punto de control, es decir, si se desea aumentar en algunas unidades la MV se hará de acuerdo al límite de rampa para que el movimiento sea más lento que usando el Max Move Up y así, evitar salir del rango de control. Generalmente, estos valores son la mitad del Max Move Down-Up. Finalmente, el parámetro de optimización no se modificó ya que no se desean maximizar o minimizar los valores de las variables manipuladas.

Tabla N° 11. Configuración del parámetro control para las MV's de la sección de planta de gas de la unidad FCC (Elaboración Propia).

MV's	Max Move Down	Max Move Up	Weight
62FIC37	0,9	0,9	1
62TIC97	3,5	3,5	1
62PIC77	2,7	2,7	1
62FIC102	0,5	0,5	1
62TIC164	3	3	1
62PIC166	0,3	0,3	1

Tabla N° 12. Configuración del parámetro proceso para las MV's de la sección de planta de gas de la unidad FCC (Elaboración Propia).

MV's	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate
62FIC37	0,4	0,4
62TIC97	1,7	1,7
62PIC77	1,4	1,4
62FIC102	0,2	0,2
62TIC164	1,5	1,5
62PIC166	0,2	0,2

Una vez especificada la configuración para las MV's de la sección de planta de gas, se procedió a sintonizar las CV's, tomando en cuenta los parámetros ya mencionados. La configuración del parámetro control se muestra en la Tabla N° 13. En este se estableció la rapidez con que el controlador lleva a la CV al Set Point (Performance ratio). Un Performance Ratio menor que uno (1) aumenta la rapidez de la CV para alcanzar el SP, lo contrario ocurre cuando se aumenta el Ratio a un valor mayor que

uno (1). Generalmente se coloca un Performance ratio de uno (1) a todas las variables ya que, la respuesta es estable y se alcanza el estado estacionario en un tiempo satisfactorio. De igual forma se observa, el tiempo que tardará la variable controlada en alcanzar el estado estacionario ante un cambio en el Set point (Clsd Loop Resp). Este valor es dependiente del Performance Ratio, es decir, cambiar el Ratio a un valor menor a 1 implica una disminución en el valor de Clsd Loop Resp. Mientras que, ocurre lo contrario cuando el ratio es mayor que 1. Finalmente se muestran en la Tabla N° 13 los valores de Low-High EU Give Up, estos indican la prioridad para mover a una CV cuando ambas dependen de la misma MV. En este caso, se coloca un valor de uno (1) para todas las variables controladas, ya que todas las variables manipuladas se mueven por igual, es decir ninguna tiene prioridad sobre la otra.

Tabla N° 13. Configuración del parámetro control para las CV's de la sección de planta de gas
(Elaboración Propia)

CV	Perfomance Ratio	Clsd Loop Resp Int	Low EU Give Up	High EU Give Up
62DEBRVP	1	46	1	1
62XC77A	1	31	1	1
62FX37	1	32	1	1
62TIC52	1	48	1	1
62PIC77.OP	1	12	1	1
62PDC79	1	12	1	1
62TDC01	1	47	1	1
62FIC35.OP	1	49	1	1
62SEPRVP	1	65	1	1
62XC102	1	20	1	1
62FX102	1	33	1	1
62TI111	1	45	1	1
62PIC166.OP	1	13	1	1
62PIC168	1	12	1	1
62TDC102	1	40	1	1
62FIC101.OP	1	20	1	1
62FIC82	1	74	1	1
62F103AR	1	65	1	1
62F100BR	1	50	1	1

En la Tabla N° 14 se muestran la configuración del parámetro proceso, en este se debieron colocar los valores del límite de rampa (Low-High Limit Ramp Rate). Este

valor indica la cantidad de movimiento que puede tener la CV por unidad de tiempo y dependerá de su valor en condiciones estacionarias. Para las corrientes de productos y reflujos se permitió un movimiento de 3%, a las temperaturas por ser más lentas, se les colocó 1% y las presiones pueden moverse en un 2%.

Tabla N° 14. Configuración del parámetro proceso para las CV's de la sección de planta de gas de la unidad FCC (Elaboración Propia).

CV	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate
62DEBRVP	0,2	0,2
62XC77A	1	1
62FX37	1,6	1,6
62TIC52	2	2
62PIC77.OP	0,5	0,5
62PDC79	0,2	0,2
62TDC01	0,5	0,5
62FIC35.OP	0,3	0,3
62SEPRVP	0,2	0,2
62XC102	1,5	1,5
62FX102	2,5	2,5
62TI111	2	2
62PIC166.OP	1	1
62PIC168	0,2	0,2
62TDC102	0,4	0,4
62FIC101.OP	0,2	0,2
62FIC82	0,6	0,6
62F103BR	0,3	0,3
62F100AR	2,9	2,9

El parámetro de optimización se utilizó para maximizar los flujos de olefinas (62FIC82), nafta liviana (62F100AR) y nafta mediana (62F103BR). La optimización se logró llevando al límite las variables manipuladas, pero sin que estas se salieran de su rango o valor de control; por lo tanto, la optimización sólo comienza después de que las CV's y MV's están ajustadas y hay opción de moverlas hacia uno de los límites de su rango. Para lograr la optimización, se configuró el parámetro denominado "Linear Objet Coeff", donde se colocó un valor menor a cero, para indicarle al controlador multivariable que esa variable era la que debía maximizar, tal como se aprecia en la Tabla N° 15.

Tabla N° 15. Configuración del parámetro optimización para las CV's de la sección de planta de gas de la unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	Linear Objet Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value
62DEBRVP	0	0	0
62XC77A	0	0	0
62FX37	0	0	0
62TIC52	0	0	0
62PIC77.OP	0	0	0
62PDC79	0	0	0
62TDC01	0	0	0
62FIC35.OP	0	0	0
62SEPRVP	0	0	0
62XC102	0	0	0
62FX102	0	0	0
62TI111	0	0	0
62PIC166.OP	0	0	0
62PIC168	0	0	0
62FQ18	0	0	0
62FIC80	0	0	0
62TDC102	0	0	0
62FIC101.OP	0	0	0
62FIC82	-30	0	0
62F100BR	-50	0	0
62F100AR	-40	0	0

Los procedimientos ya expuestos para determinar la sintonía de las MV's y CV's involucradas en la sección de planta de gas, con el fin de implementar el control multivariable, fueron también utilizados en las secciones de reacción y fraccionamiento de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, estos resultados se pueden observar en los Apéndices D.2 y D.3

IV.5.3 Pruebas de Desempeño

Las pruebas de desempeño se realizaron en cada una de las secciones de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, con la finalidad de comprobar el funcionamiento del control multivariable. Para ello se realizaron cambios en valores de Set Point, Performance Ratio, límites de rampa y además, se optimizó el valor de algunos

productos. A continuación se muestran las pruebas realizadas en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la unidad de FCC.

1. Primera Prueba: Cambio en el Performance Ratio de la gasolina no estabilizada 90% (62GNE90), en la sección de fraccionamiento de la unidad FCC.

En esta prueba se realizaron diferentes cambios en el Performance Ratio para el valor de la gasolina no estabilizada 90%, con el fin de evaluar el comportamiento del controlador multivariable y el tiempo en que la variable alcanza el estado estacionario. Además, se observó la dinámica descrita por las variables manipuladas y la variable controlada ante los cambios impuestos. En la Tabla N° 16 se muestra el tiempo que tardó la variable controlada (62GNE90) en alcanzar el Set Point para diferentes valores de Performance Ratio.

Tabla N° 16. Cambio del parámetro Ratio para la CV 62 GNE90 correspondiente a la sección fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	Ratio	Tiempo [h]
62GNE90	0,6	0,8
	1	1
	4	5

De acuerdo a los resultados obtenidos al variar el parámetro Ratio, se puede concluir que para un Ratio igual a uno (1) se logra alcanzar el estado estacionario en un tiempo razonable, con una respuesta suave y sin oscilaciones, tal como se observa en la Figura N° 40.

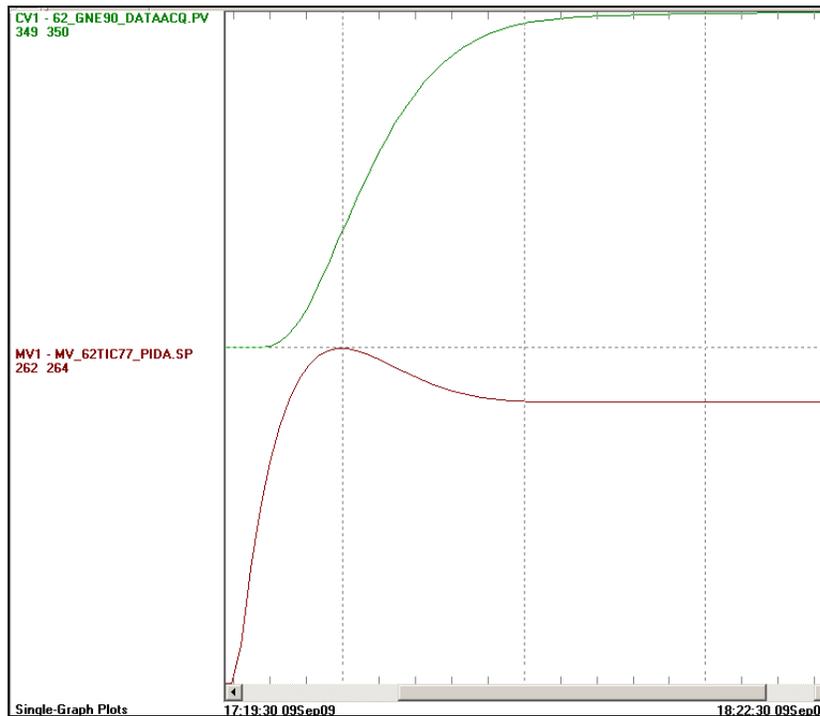


Figura N° 40. Dinámica de la respuesta de 62GNE90 y de la variable manipulada que la afecta con un ratio de 1 (Elaboración Propia).

Además, puede notarse que la MV alcanza un valor máximo y luego llega a condiciones estacionarias. Esto ocurre gracias a la tecnología RMPCT ya que, el valor de la MV va en ascenso con el fin de llevar a la CV al SP, pero al predecir que superará el valor del SP empieza a disminuir su valor, garantizando de esta forma que la CV alcance y no supere el punto de control. Para valores de Ratio mayores que uno (1), se alcanza el estado estacionario en un tiempo bastante largo. Mientras que, para valores menores que uno (1) la respuesta es mucho más rápida. Sin embargo, esta rapidez tiende a traducirse en respuestas inestables. (Estos comportamientos se detallan en el Apéndice D.4, donde se encuentran las curvas correspondientes a dinámica de las CV's y MV's una vez realizado el cambio en el Performance Ratio).

2. Segunda Prueba: Cambio en la Rampa de la velocidad reactor-riser (61FCC005), en la sección de reacción de la unidad FCC.

Con el propósito de verificar el desempeño del controlador multivariable, se cambió el valor de la rampa de la variable controlada 61FCC005. Este procedimiento consiste en limitar el movimiento permitido a la CV para mantenerla dentro del rango de

control cuando existe variación en el SP. Para luego, estudiar la dinámica descrita por la CV y las MV's que la afectan.

Las respuestas obtenidas para los cambios de rampa son similares a las que se obtuvieron con variaciones en el Performance Ratio ya que, ambos cambios consisten en limitar el movimiento bien sea, de la MV (Ratio) o de la CV (Rampa), para mantenerlas dentro del rango de control y alcanzar el estado estacionario en un tiempo aceptable.

En la Figura N° 41 se observa la dinámica descrita por 61FCC005 y las variables manipuladas 61FIC98, 61FIC06 y 61FIC96, para una rampa de uno (1). Todas las curvas presentan un comportamiento suave y sin oscilaciones, alcanzando el estado estacionario en un tiempo aceptable. Para un valor de rampa de 0,5 (<1), la tendencia de las curvas es estable y sin oscilación, sin embargo, la CV tiende a tener menor tiempo en alcanzar el estado estacionario. Ahora, para un valor de rampa de 1,5 (>1), las variables tienden a comportarse de forma inestable inicialmente y presentan el mayor tiempo para alcanzar al estado estacionario con respecto a los casos anteriores. (Estos comportamientos se detallan en el Apéndice D.5, donde se encuentran las curvas correspondientes a dinámica de las CV's y MV's una vez realizado el cambio en la rampa). En general, para la mayoría de los procesos se coloca por defecto un valor de rampa igual a uno (1), ya que de esta forma se puede garantizar una respuesta adecuada de las variables y alcanzar el nuevo SP deseado.

3. Tercera Prueba: Optimización del producto olefinas (62FIC82) en la sección de planta de gas.

Esta prueba se realizó con la finalidad de optimizar el flujo de olefinas, es decir, maximizar su producción. Para lograr esto, se manipularon las variables que afectan a 62FIC82, hasta obtener el resultado deseado.

Las variables manipuladas que afectan la producción de olefinas son: el reflujo de tope (62FIC37) y la temperatura en la etapa tres (3) (62TIC97) de la torre despentanizadora. Un incremento en el reflujo ocasiona una disminución en el flujo de olefinas ya que, cuando hay necesidad de una mayor cantidad de líquido en la torre posiblemente por un descenso en la temperatura, se deberá cerrar la válvula que da

paso a la producción de olefinas. Por el contrario, un aumento en la temperatura de la etapa tres (3) ocasiona un aumento en el flujo de olefinas. Al aumentar la temperatura en esta etapa, hay mayor vapor en la torre que se extrae por el tope y se debe cerrar la válvula de reflujo. Al introducir menos líquido en la torre, se abre la válvula de olefinas y aumenta su producción.

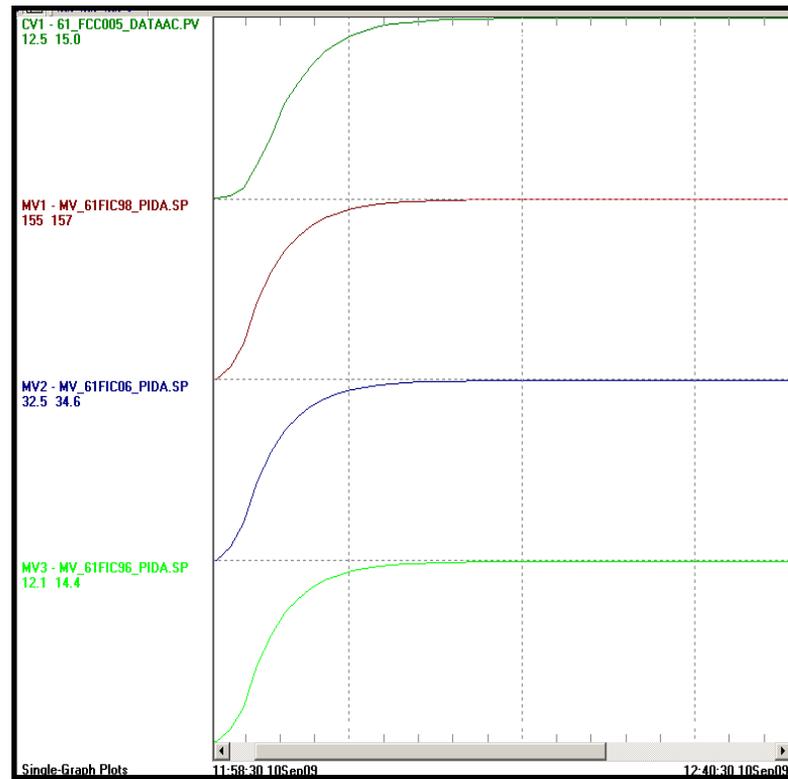


Figura N° 41. Dinámica de 61FCC005 y las variables manipuladas que la afectan para una Rampa de 1 (Elaboración Propia).

Para realizar la configuración del parámetro que permite maximizar el flujo de olefinas, se colocó en el factor optimización un valor menor que cero (0). De esta forma, se aseguró que el proceso de optimización se realizara de manera efectiva. Comenzada la optimización, se esperó un tiempo relativamente largo para que el controlador fuera capaz de ejecutar las acciones requeridas. En la Tabla N° 17 se muestra el valor de 62FIC82 en condiciones normales de operación junto con el valor obtenido para esta misma después de la optimización.

Tabla N° 17. Valor normal de operación y optimizado para el flujo de olefinas (Elaboración Propia).

Producto	Valor base [MBPD]	Valor optimizado [MBPD]
Olefinas	12,5	17,4

En la Figura N° 42 se muestra el comportamiento de las variables que se deben manipular para maximizar 62FIC82 y el comportamiento de esta variable a medida que transcurre la optimización. La variable controlada 62FIC82 presenta una tendencia creciente, desde el valor en condiciones normales de operación hasta alcanzar un nuevo valor de estado estacionario, ya optimizado. Ahora, las variables 62FIC37 y 62TIC97 presentan tendencias opuestas, esto debido al efecto contrario que ejercen sobre 62FIC82, como se mencionó antes. La variable 62FIC37 disminuyó su valor inicial y 62TIC97 lo incrementó, ya que esto favorece el aumento en el flujo de olefinas. Cabe destacar que la CV posee un rango de operación y el valor maximizado no necesariamente coincide con el límite superior de este. Esto ocurre ya que, la optimización depende del máximo o mínimo valor que puedan alcanzar las variables manipuladas según su rango de control.

Es importante mencionar que la discontinuidad observada en cada una de las curvas de la Figura N° 42, se debió a una interrupción en la comunicación entre el Control Builder (donde se encuentran configurados los puntos) y el Operator Station (donde se lleva a cabo el control multivariable). Debido a la configuración del software, esta conexión se cae aproximadamente cada cinco (5) horas, dando como resultado discontinuidad en las curvas, sin afectar la respuesta del proceso.

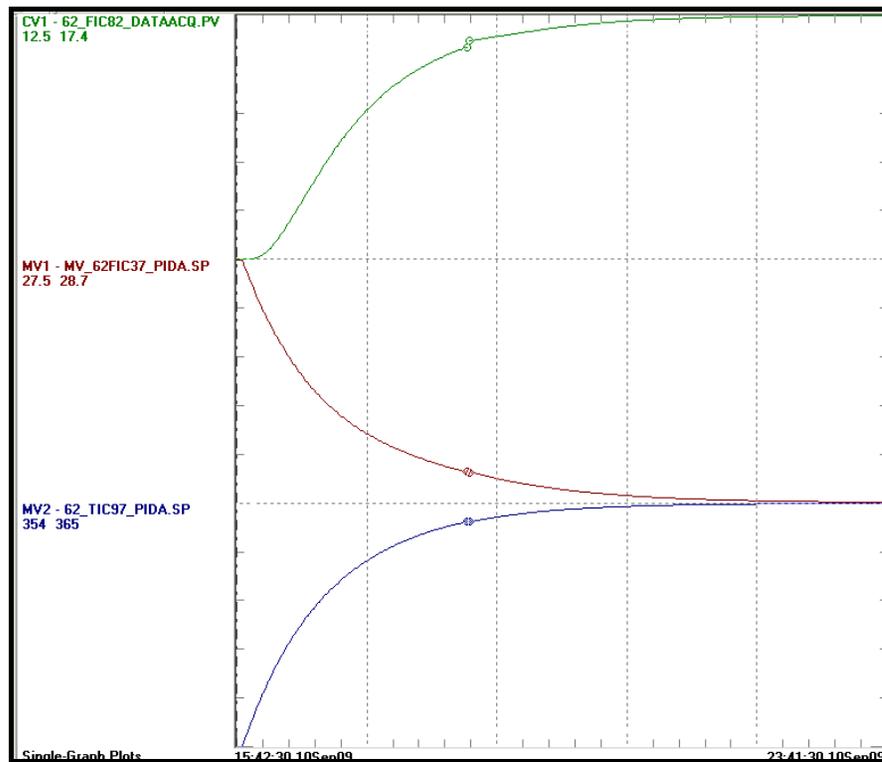


Figura N° 42. Dinámica de la respuesta de 62FIC82 y de las variables manipuladas que la afectan al llevarse a cabo la optimización (Elaboración Propia).

4. Cuarta Prueba: Optimización de los productos olefinas (62FIC82), nafta liviana (62F103BR) y nafta mediana (62F100AR) en la sección de planta de gas.

Esta prueba se realizó con la finalidad de maximizar a las variables controladas 62F82, 62F103BR y 62F100AR y estudiar el comportamiento preferencial del controlador multivariable, debido a que se acondicionó el RMPCT para llevar a cabo la optimización. Estas CV's poseen variables manipuladas en común, lo cual generó un conflicto entre las variables que se disminuyó colocando un peso a cada producto, con el fin de obtener los resultados deseados. Al transcurrir la prueba, se pudo notar que la optimización no se llevó a cabo como se esperaba, tal como se observa en la Figura N° 43. Esto ocurre debido a que, el controlador posee variables preferenciales, es decir, existen variables controladas dentro de esta unidad que deben permanecer dentro de un rango de control (presiones, temperaturas, reflujos en la torre despentanizadora y fraccionadora de naftas), mientras estas variables no se vean

afectadas por la manipulación de otras, para efectuar la optimización, este proceso se llevará a cabo de manera óptima, en cambio, cuando se ve afectada, inmediatamente el controlador restringe la optimización para evitar que las variables preferenciales se desvíen de su rango de control, pero va a tratar de realizar una buena optimización aunque no sea la deseada. Cabe destacar que las variables manipuladas en esta ocasión afectan a todas la CV's de la sección de planta de gas. Por lo tanto, es de gran complejidad lograr maximizar todos los productos simultáneamente. Además, para cumplir con el balance de materia en la sección, es imposible maximizar la producción de nafta liviana y nafta mediana en paralelo ya que, al aumentar el flujo de una de las variables, el de la otra disminuye inmediatamente.

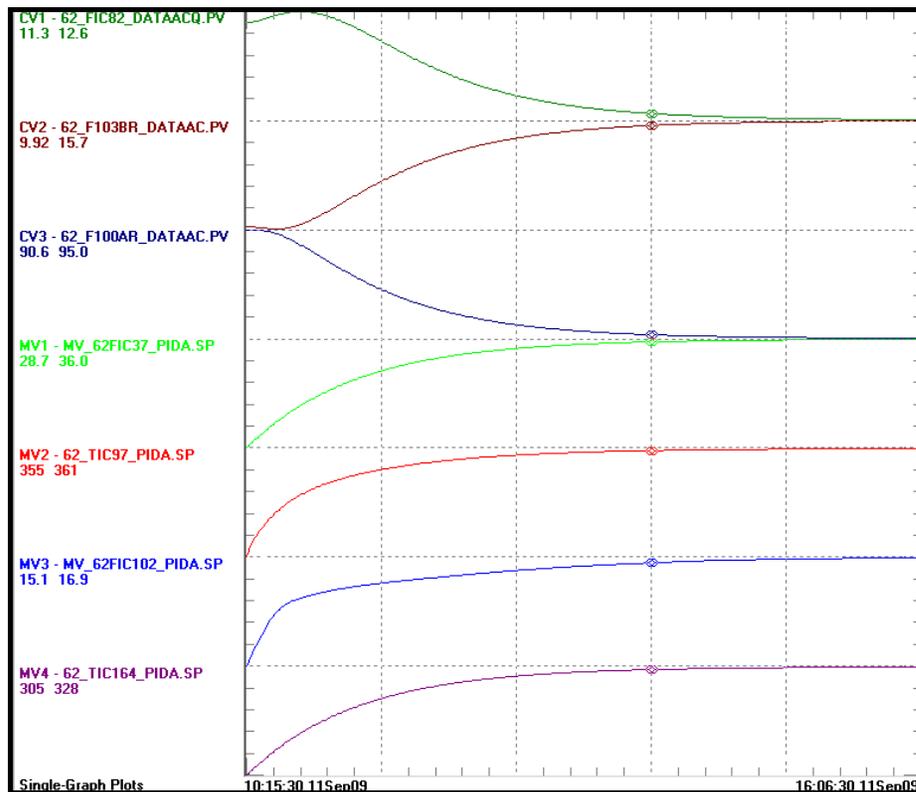


Figura N° 43. Dinámica de la respuesta de las variables controladas y manipuladas al llevarse a cabo la optimización (Elaboración Propia).

El efecto de las variables manipuladas sobre cada una de las variables controladas, se muestra a continuación:

Las variables manipuladas que afectan la producción de olefinas (62FIC82) son: el reflujo de tope (62FIC37) y la temperatura en la etapa tres (3) (62TIC97) de la torre despentanizadora. Un incremento en el reflujo ocasiona una disminución en el flujo de olefinas ya que, cuando hay necesidad de una mayor cantidad de líquido en la torre posiblemente por un descenso en la temperatura, se deberá cerrar la válvula que da paso a la producción de olefinas. Por el contrario, un aumento en la temperatura de la etapa tres (3) ocasiona un aumento en el flujo de olefinas. Al aumentar la temperatura en esta etapa, hay mayor vapor en la torre que se extrae por el tope y se debe cerrar la válvula de reflujo. Al introducir menos líquido en la torre, se abre la válvula de olefinas y aumenta su producción.

Las variables manipuladas que afectan a 62F103BR son: 62FIC37, 62TIC97, el reflujo de tope (62FIC102) y la temperatura en la etapa tres (3) (62TIC164) de la fraccionadora de naftas. Un incremento en el reflujo ocasiona un aumento en el flujo de la corriente que sale por el fondo de la torre despentanizadora hacia la fraccionadora de naftas. Este aumento en el flujo genera mayor cantidad de vapor por el tope en la fraccionadora de naftas, que luego se condensa y retira como nafta liviana. Por el contrario, un aumento en la temperatura de la etapa tres (3) en la despentanizadora ocasiona un aumento en el flujo de olefinas. De esta forma, disminuye el flujo de la corriente de fondo que se dirige hacia la fraccionadora de naftas, ocasionando menor producción de nafta liviana. Un incremento en el reflujo de tope en la fraccionadora de naftas ocasiona una disminución en el flujo de nafta liviana ya que, cuando hay necesidad de una mayor cantidad de líquido en la fraccionadora posiblemente por un descenso en la temperatura, se deberá cerrar la válvula que da paso a la producción de nafta liviana. Por otro lado, un aumento en la temperatura de la etapa tres (3) de la fraccionadora de naftas ocasiona un incremento en el flujo de nafta liviana. Al aumentar la temperatura en esta etapa, hay mayor vapor en la torre que se extrae por el tope y se debe cerrar la válvula de reflujo. Al introducir menos líquido en la torre, se abre la válvula de nafta liviana y aumenta su producción.

Las variables manipuladas que afectan a 62F100AR son: 62FIC102 y 62TIC164. Un incremento en el reflujo de tope en la fraccionadora de naftas ocasiona un aumento en el flujo de nafta mediana ya que, cuando hay necesidad de una mayor cantidad de líquido en la fraccionadora posiblemente por un descenso en la temperatura, se deberá cerrar la válvula que da paso a la producción de nafta liviana y existe mayor cantidad de líquido en el fondo de la torre, lo que se traduce en aumento del flujo de nafta mediana. Por otro lado, un aumento en la temperatura de la etapa tres (3) de la fraccionadora de naftas ocasiona un incremento en el flujo de nafta liviana. Al aumentar la temperatura en esta etapa, hay mayor vapor en la torre que se extrae por el tope y se debe cerrar la válvula de reflujo. Al introducir menos líquido en la torre, disminuye la cantidad presente en el fondo de la misma y debe cerrarse la válvula que da paso al flujo de nafta mediana.

En la Tabla N° 18 se muestran los valores de las CV's en condiciones normales de operación junto con los valores obtenidos para esta misma después de la optimización.

Tabla N° 18. Valor normal de operación y optimizado para el flujo de olefinas, nafta liviana y nafta mediana (Elaboración Propia).

Producto	Valor base [MBPD]	Valor optimizado [MBPD]
Olefinas	12,5	11,3
Nafta Liviana	10	15,7
Nafta Mediana	95	90,6

IV.6 Establecimiento de las estrategias de control y su adecuación en las Normas SAMA

Debido a la gran complejidad en la operación y funcionamiento del proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado, se requiere el diseño de estrategias de control que permitan mantener a las variables operacionales dentro de su rango de control, así como, garantizar la seguridad y la estabilidad en el funcionamiento de la planta, con el propósito de obtener productos bajo ciertas especificaciones.

A continuación, se presentan las estrategias de control empleadas en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.

IV.6.1 Estrategias de control implementadas en la sección de reacción de la unidad de FCC.

En la sección de reacción existen variables de operación que requieren ser controladas, tales como: temperatura de calentamiento de la alimentación al reactor, temperatura del reactor, flujo de alimentación y flujo de aire al regenerador. Para ello, se deben implementar diversas las estrategias de control y observar las consecuencias que ocasiona la desviación de las variables de proceso del punto de control.

Un aumento excesivo en la temperatura del reactor FCC (61TIC03) puede ocasionar sobrecraqueo de las moléculas de hidrocarburos, causando una disminución en el rendimiento de gasolina y otros productos derivados del petróleo. Es por esta razón que se requiere el diseño de una estrategia de control que permita trabajar al reactor en un valor de operación deseado. Esto puede lograrse manipulando la apertura de la válvula que permite el ingreso de catalizador regenerado (61PDIC34) al reactor ya que, este tiene como función el suministro de calor a la alimentación para alcanzar la temperatura de reacción deseada. Por ende, un incremento de catalizador en el reactor ocasiona el aumento de la temperatura en el mismo. Ahora bien, la válvula de catalizador regenerado no puede ser manipulada sin tomar en cuenta ciertas restricciones ya que, es necesario mantener la caída de presión en ella en un valor determinado (9psig). Una disminución en la diferencia de presión (presión de entrada-presión de salida) en esta válvula provoca que el catalizador regenerado sea devuelto al regenerador, de esta forma se impide trabajar con una relación catalizador/aceite óptima que permita el craqueo deseado de las moléculas de hidrocarburos que ingresan al reactor. Para lograr el control efectivo de estas variables y por razones de seguridad, se establece una estrategia de control por sobreposición, la cual se muestra empleando las normas SAMA en la Figura N° 44.

El controlador de presión (61PDC34) tiene un punto de control más alto para que la variable que controle sea 61TIC03, es decir, si en condiciones normales el diferencial de presión en la válvula es de 9psig, el punto de ajuste será un valor superior a este. A medida que se va cerrando la válvula de catalizador regenerado para disminuir la temperatura del reactor se produce un descenso en la caída de presión en ella. Cuando llega al límite de su valor, el selector de baja recibe esta señal y el controlador no permite que se continúe cerrando la válvula, por el contrario, procede a su apertura para aumentar la diferencia de presión y dar paso al catalizador regenerado hacia el reactor. En ese momento la temperatura del reactor no se controla.

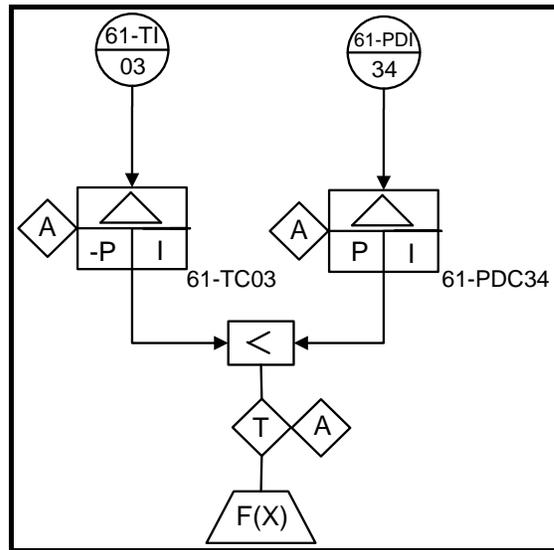


Figura N° 44. Diagrama de Control de Temperatura y Diferencial de Presión en la sección de reacción (Elaboración Propia)

En la Figura N° 44 se observa que los transmisores de temperatura (61TI03) y diferencia de presión (61PDI34) realizan la medición de las variables de proceso para enviarlas a los controladores de temperatura (61TC03) y presión (61PDC34). Es importante destacar que 61TC03 es de acción inversa (signo negativo), por lo tanto cuando se incrementa la apertura de la válvula de catalizador ocurre un aumento en la temperatura del reactor. Mientras que 61PDC34 es de acción directa, es decir, al cerrar la válvula disminuye la diferencia de presión en ella. Las señales que salen de los controladores son enviadas al selector de baja (<), que se encarga de tomar el

menor valor de apertura. Finalmente, este valor es enviado al elemento final de control representado por $F(x)$, el cual se encargará de tomar la acción correspondiente para mantener la temperatura del reactor en el valor deseado y evitar reversión del catalizador al regenerador.

Otra estrategia de control establecida en la sección de reacción, corresponde al control de nivel en el reactor mediante la válvula que da paso al catalizador gastado hacia el regenerador ya que, un aumento en la cantidad de catalizador presente en el reactor implica el incremento del nivel en el mismo. Es necesario el control de este nivel ya que provee el cabezal de presión que permite el flujo de catalizador hacia el regenerador. De igual forma que el caso mostrado en la figura N° 44., no se puede manipular la válvula sin tomar en cuenta ciertas restricciones. Se debe mantener una diferencia de presión en la válvula tal que, mantenga el nivel adecuado en el reactor y el catalizador gastado no sea devuelto al reactor. Para lograr el control efectivo de estas variables y por razones de seguridad, se establece una estrategia de control por sobreposición, la cual se muestra empleando las normas SAMA en la Figura N° 45.

En la figura N° 45 se observa que los transmisores de nivel (61LI04) y diferencia de presión (61PDI29) realizan la medición de las variables de proceso para enviarlas a los controladores de nivel (61LC04) y presión (61PDC29). Es importante destacar que 61LC04 es de acción inversa, por lo tanto cuando se incrementa la apertura de la válvula de catalizador ocurre una disminución en el nivel del reactor. Mientras que 61PDC29 es de acción directa, es decir, al cerrar la válvula disminuye la diferencia de presión en ella. Las señales que salen de los controladores son enviadas al selector de baja (<), que se encarga de tomar el menor valor de apertura. Finalmente, este valor es enviado al elemento final de control representado por $F(x)$, el cual se encargará de tomar la acción correspondiente para mantener el nivel del reactor en el valor deseado y asegurar el paso del catalizador gastado hacia el regenerador.

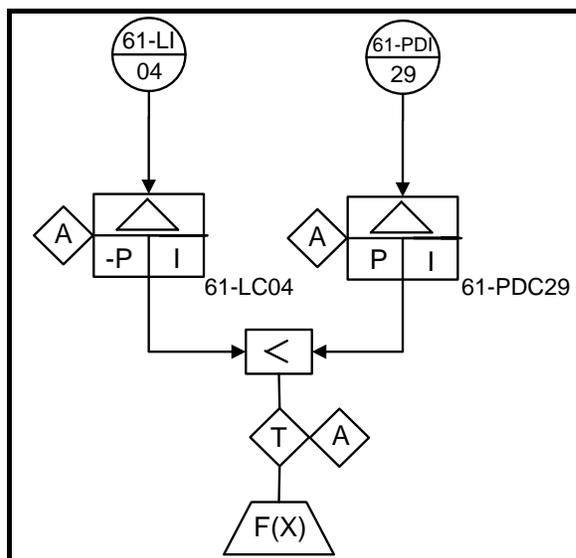


Figura N° 45. Diagrama de Control de Nivel y Diferencial de Presión en la sección de reacción
(Elaboración Propia)

Otra de las variables importantes dentro de la sección de reacción de la unidad de FCC es la temperatura de calentamiento de la alimentación al reactor (61TIC22), la cual debe mantenerse entre 500-700°F. Un aumento en esta temperatura provoca la disminución de la relación catalizador/aceite, es decir, se requiere menos cantidad de catalizador para vaporizar la alimentación, ya que esta ingresa a una temperatura más cercana al valor de craqueo. A su vez, la disminución en la cantidad de catalizador, produce un descenso en la cantidad de coque formado y en la conversión. Cabe destacar, que no se puede aumentar en forma excesiva la temperatura de calentamiento ya que, se incrementa la temperatura del regenerador y puede producirse desactivación del catalizador. Por otro lado, una temperatura de calentamiento muy baja ocasiona un aumento en la relación catalizador/aceite, es decir, se requiere una mayor cantidad de catalizador para alcanzar la temperatura de craqueo de la alimentación. Por las razones antes expuestas, se requiere mantener un control de 61TIC22 mediante el control y manipulación de los flujos de calentamiento (62FIC08 y 62FIC109) en los intercambiadores de calor. Esto se logró mediante el empleo de una estrategia de Control en Cascada, la cual es implementada para evitar entrada de perturbaciones que afecten directamente a las variables

manipuladas. Se utilizó un lazo de control interno (esclavo) con el fin de detectar rápidamente el efecto de las perturbaciones e iniciar antes la acción correctiva para anular la perturbación, impidiendo que afecten al sistema principal. En la Figura N° 46 se presenta el diagrama que describe esta estrategia de control, empleando las normas SAMA.

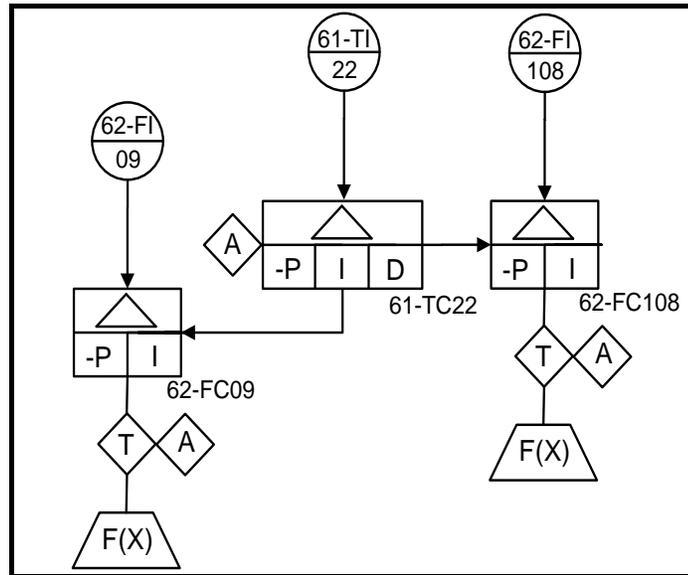


Figura N° 46. Diagrama de Control de Temperatura y Diferencial de Flujos en la sección de reacción (Elaboración Propia).

En la Figura N° 46 se observa que el transmisor de temperatura (61TI22) realiza la medición de la variable de proceso, envía la señal el valor al controlador de temperatura (maestro) y compara con el Set Point (SP). El resultado de esta comparación ingresa como SP a los controladores de flujo de calentamiento (esclavos). Esta variable también es medida mediante 62FI09 y 62FI108, para luego ser comparada con el SP referido a los flujos de calentamiento deseados. Finalmente, como resultado de la comparación, la válvula se abre o se cierra, logrando así el control de la temperatura de calentamiento de la alimentación al reactor. Todos los controladores operan mediante acción inversa, es decir, al aumentar el flujo de calentamiento o la temperatura, la válvula procede a cerrarse. Es importante destacar que el controlador maestro envía la señal de SP a dos (2) controladores esclavos. Esto

ocurre debido a que se tienen dos intercambiadores de calor que permiten el paso del fluido de calentamiento de la alimentación, con el objetivo de mantenerla en el rango deseado. Colocar un solo intercambiador de calor no permitiría alcanzar la temperatura adecuada.

IV.6.2 Estrategias de control implementadas en la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC.

Las temperaturas de tope y fondo de la torre fraccionadora son dos (2) de las variables de operación más importantes que requieren ser monitoreadas y controladas, ya que, de ellas dependen las calidades de los productos y el perfil óptimo de temperaturas a lo largo de la torre, para lograr la separación deseada. A continuación se muestran las estrategias de control establecidas para lograr este objetivo y las consecuencias que ocasiona la desviación de las variables de proceso del punto de control. La temperatura de tope de la torre fraccionadora debe ser controlada ya que, de ella depende la calidad y producción de los derivados del petróleo, tales como: HCO, LCO, gasolina no estabilizada y HVN. Un aumento de esta temperatura conduce a un incremento en el flujo de gasolina no estabilizada, seguido por una disminución en los flujos de nafta pesada, LCO y HCO. Por otro lado, también conducirá a una disminución en la calidad de la gasolina no estabilizada ya que, al superar el rango de temperatura establecido se empieza a producir gasóleo pesado, causando que el producto deseado esté fuera de especificaciones. Este control se lleva a cabo mediante la manipulación del reflujo de tope, ya que un aumento en la temperatura de tope es causado por el cierre de la válvula de reflujo. Se debe tomar en cuenta que el reflujo se debe mantener en un rango de control establecido para evitar obtener productos fuera de las especificaciones y operar fuera de condiciones seguras. Esto se logró mediante el empleo de una estrategia de control en cascada, la cual es implementada para evitar la entrada de perturbaciones que afectan directamente al reflujo. Se utilizó un lazo de control interno (esclavo) con el fin de detectar rápidamente el efecto de las perturbaciones e iniciar antes la acción correctiva para anular la perturbación, impidiendo que afecten al sistema principal.

En la Figura N° 47 se presenta el diagrama que describe esta estrategia de control, empleando las normas SAMA.

El transmisor de temperatura (61TI77) mostrado en la Figura N° 47, realiza la medición de la variable de proceso, envía la señal el valor al controlador de temperatura (maestro) y compara con el Set Point (SP). El resultado de esta comparación ingresa como SP al controlador de flujo (esclavo). Esta variable también es medida mediante 62FI23, para luego ser comparada con el SP referido al valor de reflujo deseado. Finalmente, como resultado de la comparación, la válvula se abre o se cierra, logrando así el control de la temperatura de tope en la torre fraccionadora. Todos los controladores operan mediante acción inversa, es decir, al aumentar el reflujo o la temperatura, la válvula procede a cerrarse.

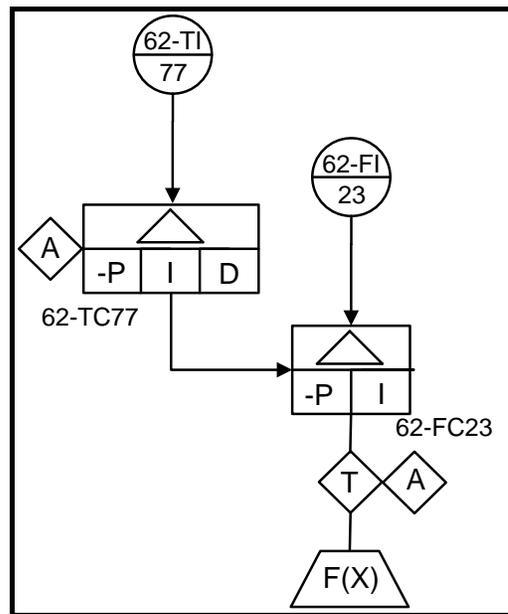


Figura N° 47. Diagrama de Control de Temperatura y Reflujo en la sección de fraccionamiento
(Elaboración Propia)

Para lograr controlar la temperatura en el fondo de la fraccionadora (62TIC03), se debe manipular el flujo de la corriente que se encuentra en los intercambiadores de calor, con el fin de disminuir o aumentar ese flujo, hasta lograr mantener la variable de interés en el valor deseado empleando la estrategia de control Feedback. El

diagrama de la estrategia de control establecida, representada según las Normas SAMA, se muestra en la figura N° 48. Se mide la temperatura a controlar mediante el transmisor de temperatura (62TI03). Esta señal eléctrica, es enviada al controlador de temperatura (62TC03), donde se compara con el valor del SP, para luego enviar la señal de apertura o cierre de la válvula. De esta forma, se manipula el flujo que ingresan al intercambiador de calor para lograr la transferencia de calor precisa y mantener la temperatura en el valor deseado (688°F). Es de gran importancia el control de la temperatura de fondo en la torre fraccionadora ya que, de ella depende que exista un perfil de temperaturas óptimo dentro de la torre. Esto con el fin de asegurar el fraccionamiento adecuado y la obtención de productos dentro de las especificaciones.

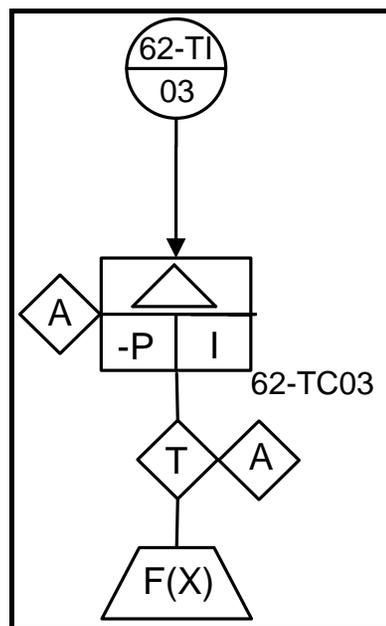


Figura N° 48. Diagrama de Control de Temperatura la sección de fraccionamiento ^(Elaboración Propia)

IV.6.3 Estrategias de control implementadas en la sección de planta de gas de la unidad de FCC.

La temperatura en ciertas etapas de las columnas de destilación y los flujos de productos son variables de operación importantes que requieren ser monitoreadas y

controladas, ya que, de ellas depende la separación eficiente y el flujo de producción deseado. A continuación se muestran las estrategias de control establecidas para lograr este objetivo y las consecuencias que ocasiona la desviación de las variables de proceso del punto de control.

El control de nivel en el tanque de reflujo de la fraccionadora de naftas (62LIC81), se utiliza para asegurar que no exista ningún riesgo en su funcionamiento y lograr una separación óptima. El control de esta variable está relacionado con el control de flujo de nafta liviana (62FIC103), ya que para mantener cierto nivel, es necesario manipular la variable de flujo de salida correspondiente que a su vez, debe ser controlada, a fin de mantener su producción en el valor deseado y evitar alteraciones en el sistema a controlar. Por lo tanto, para mantener controladas ambas variables al mismo tiempo, se emplea la estrategia de control en cascada, la cual se muestra representada según las Normas SAMA en la figura N° 49. Para ello, se procede a medir el nivel en el tanque de reflujo mediante el transmisor (62LI81). Esta señal es enviada al controlador de nivel (maestro) para ser comparada con el SP y enviar la diferencia como un nuevo SP al controlador de flujo (esclavo). La señal resultante es enviada a la válvula, quien ejerce la acción correctiva para mantener el nivel en el tanque y el flujo de nafta liviana en los valores deseados.

Para lograr controlar la temperatura en ciertos platos de las unidades de destilación, se debe manipular el flujo de la corriente que se encuentra en los intercambiadores de calor, con el fin de disminuir o aumentar ese flujo, hasta lograr mantener la variable de interés en el valor deseado. De igual forma, se debe tomar en cuenta y tratar de eliminar las perturbaciones provocadas por variaciones en la corriente de calentamiento o enfriamiento que circula por el intercambiador de calor.

En la sección de planta de gas de la unidad de FCC se requiere controlar la temperatura de la torre despentanizadora en la etapa tres (3) ya que, se debe lograr la separación deseada para obtener productos bajo ciertas especificaciones. Se controla la temperatura en esta etapa debido a que, por experiencia en planta es la zona más crítica dentro de la torre. Este control se lleva a cabo mediante la manipulación del fluido de calentamiento que circula por el intercambiador de calor. Ahora bien, esta

corriente está sometida a perturbaciones, por ello también debe ser controlada mediante el diseño de una estrategia de control en cascada, tal como se observa en la Figura N° 50.

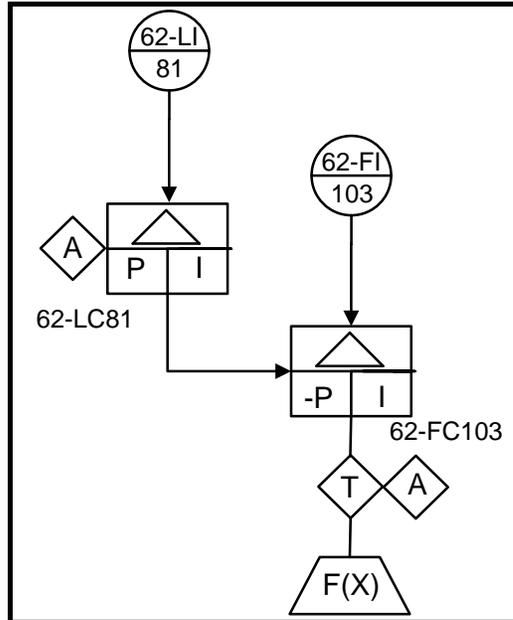


Figura N° 49. Diagrama de Control de Nivel y Flujo la sección de planta de gas (Elaboración Propia).

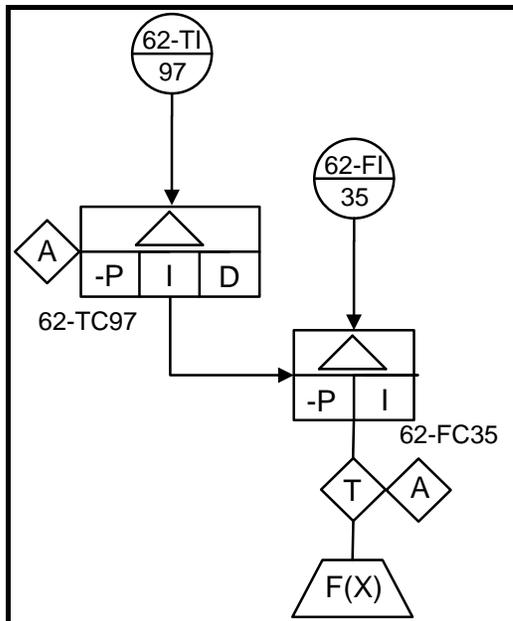


Figura N° 50. Diagrama de Control de Temperatura y Flujo la sección de planta de gas (Elaboración Propia).

Se mide la temperatura a controlar mediante el transmisor 62TI97. Esta señal es enviada al controlador de temperatura (62TC97), donde se compara con el valor del SP, para luego enviar la señal al controlador de flujo (62FC35) y realizar la comparación con un nuevo SP. Esta diferencia es enviada a la válvula, F(x), que se encarga de tomar la acción correctiva con el fin de mantener los valores de temperatura y flujo en el punto de control.

IV.7 Configuración del Sistema de Control Distribuido en la Arquitectura para la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.

Se elaboró la arquitectura del sistema de red con la finalidad de mostrar todos los equipos y la plataforma requerida para llevar a cabo el control del proceso. Esta arquitectura incluye: el Sistema Experion PKS Server Version 301.1, la estación de operación Experion PKS, el controlador híbrido C-200 y la infraestructura del sistema (redes), tal como se observa en la Figura N° 51.

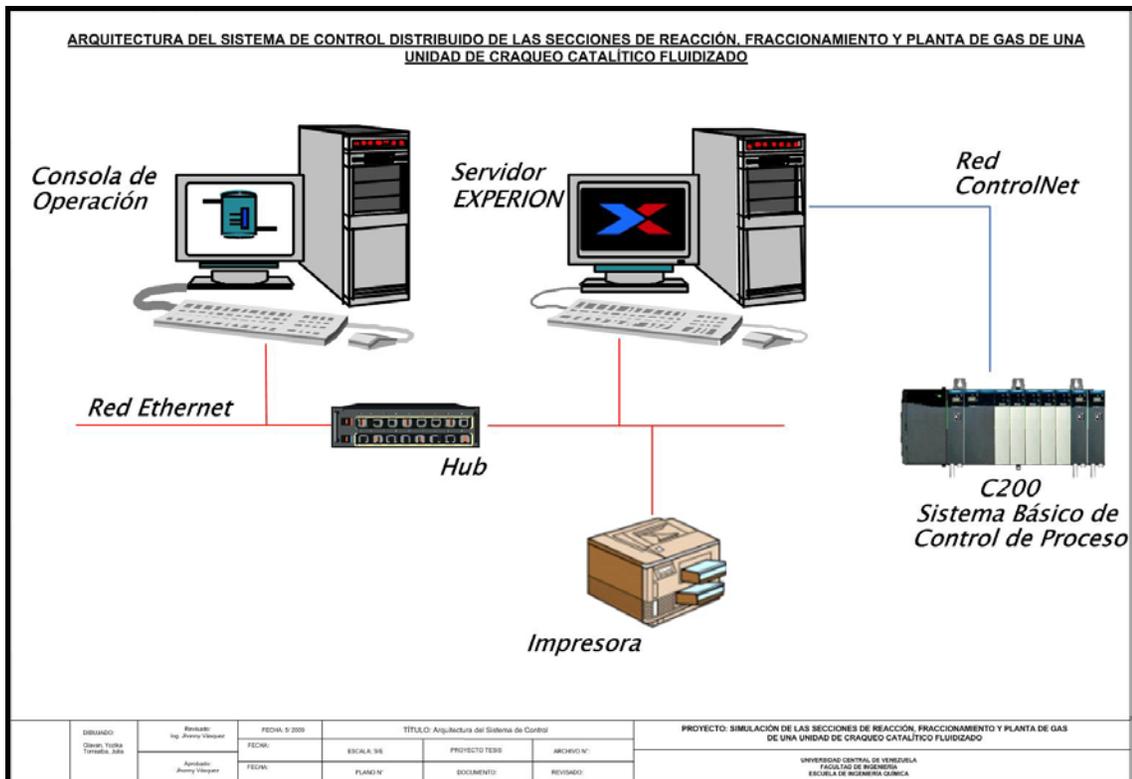


Figura N° 51. Arquitectura del Sistema de Control Distribuido (Elaboración Propia).

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

a) Experion PKS Server: este servidor se compone de un PC con procesador Pentium 4, 2GB de memoria RAM y un disco duro de 80GB, posee una gran capacidad para soportar las operaciones que se hagan en el sistema. Este servidor se comunica con los software instalados en el mismo vía OPC, siendo un estándar de comunicación en el campo del control y la supervisión de procesos industriales. Es importante mencionar esto, ya que a través de el se logró la comunicación de la plataforma (Experion PKS) con el programa Profit Suite para la sintonización de los lazos de control, generación de los modelos matemáticos y construcción del controlador multivariable.

b) Controlador C-200 con I/O Local: Con la finalidad de construir el Laboratorio de Control de Procesos en la escuela de Ingeniería Química de la Universidad Central de Venezuela, la empresa Honeywell suministró un controlador llevar a cabo tal objetivo. Este controlador se utilizó para cargar los puntos pertenecientes a la Simulación de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, el cual está conectado al servidor a través de una plataforma de comunicación supervisora llamada ControlNet y otra denominada Ethernet, que permiten establecer una conexión robusta y confiable, permitiendo controlar el proceso simulado en tiempo real y adicionalmente suministrar enlaces seguros con la red administrativa. En la Figura N° 52 se observa el controlador C-200.

c) Plataforma de Comunicación:

- **Red Ethernet:** es una red de área local diseñada para el intercambio a alta velocidad de información entre computadoras y dispositivos asociados, logrando una comunicación entre el controlador y el servidor.

- **Red ControlNet:** es una red abierta de alta velocidad que se usa para transmitir información de tiempo crítico y proporciona los servicios de control y transmisión de mensajes en tiempo real para la comunicación entre dispositivos similares.



Figura N° 52. Gabinete de conexión donde se encuentra ubicado el C-200 (Elaboración Propia).

d) Estaciones de Operación: El laboratorio de Control de Procesos está constituido por consolas de operación. Además, el servidor no sólo permite la comunicación entre software, sino que también puede ser utilizado como consola de operación para supervisar y monitorear el proceso que se está controlando a través de los despliegues. La consola de operación es un procesador Pentium 4, 2GB de memoria RAM, posee una red de 100Mbps Ethernet o FTE y el Sistema Operativo utilizado es el Windows XP SP2 Professional.

e) Switches: permiten la comunicación entre el controlador C-200 y el servidor a través de la conexión ControlNet y/o Ethernet permitiendo representar las señales analógicas y digitales en el Sistema de Control Distribuido Experion PKS.

IV.8 Determinación de una Variable Inferida mediante el Software Profit Sensor® de Honeywell.

Una variable inferida es aquella cuyo valor no puede ser medido directamente en planta a través de un transmisor, como calidades, composiciones, etc. Sin embargo, existen equipos denominados analizadores, conectados en planta, que se encargan de

tomar una muestra, realizar una serie de cálculos y mostrar el valor de la variable que se desea conocer. El problema radica en que estos equipos suelen ser muy costosos, se deterioran rápidamente y no funcionan de forma eficiente. Por esta razón, Honeywell desarrolló el software Profit Sensor[®], el cual se comunica con el Control Builder vía OPC. De esta forma, posee el valor de cada una de las variables manipuladas que afectan a la variable controlada y es capaz, mediante una correlación matemática, de calcular el valor que tendrá la variable controlada. Adicionalmente, se le pueden introducir datos de laboratorio para un determinado instante de tiempo y el calculará un Bias o error de estado estacionario. Así, se corrige el error producido por el cálculo mediante la correlación. Al realizar algún cambio en una o varias de las variables manipuladas que afectan a la variable controlada, el software podrá inferir el valor de esta última al alcanzar el estado estacionario.

Para cumplir con el objetivo planteado en el presente Trabajo Especial de Grado, se realizó la determinación de una variable inferida en la sección de fraccionamiento de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado. Se tomó en cuenta la calidad de la gasolina no estabilizada (62GNE90), la cual es afectada por la temperatura de tope de la torre fraccionadora (62TIC77). Para llevar a cabo esta prueba se debieron realizar una serie de pasos, los cuales se describen a continuación.

En primer lugar se llevó a cabo una recolección de data mediante el Profit Stepper[®], realizando un cambio en el Set Point de 62TIC77 y así, generar la curva de reacción. De esta forma, se obtuvo la función de transferencia que relaciona a 62GNE90 con 62TIC77. Seguidamente, con el Profit Desing Studio[®] se halló una correlación matemática lineal que representa la interacción entre la variable manipulada (62TIC77) y la variable controlada (62GNE90), tal como se muestra en la Figura N° 53.

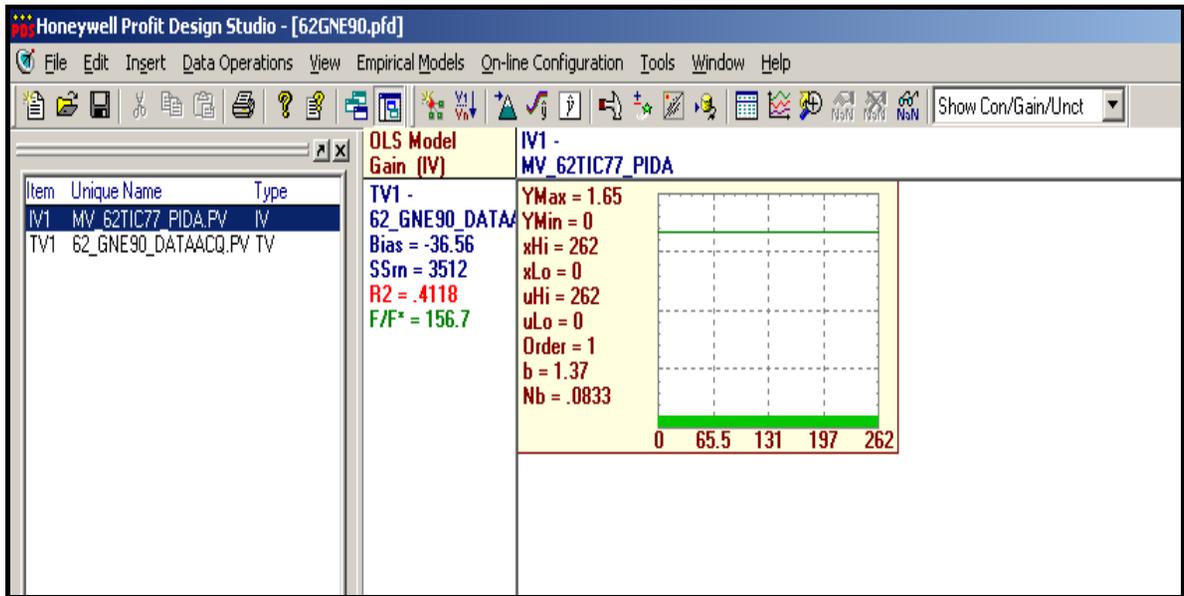


Figura N° 53. Correlación matemática que representa la interacción entre variable manipulada y controlada (Elaboración Propia).

Finalmente, se configuraron las variables dentro de la plataforma URT, tal como se aprecia en la Figura N° 54.

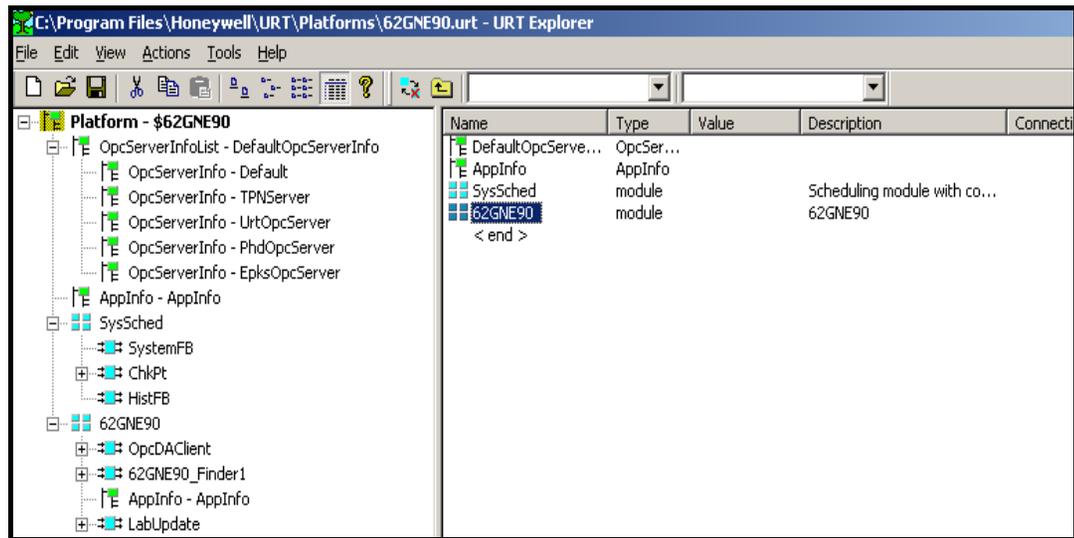


Figura N° 54. Configuración de la variable inferida en la plataforma URT (Elaboración Propia).

Una vez realizada la configuración, se activó el Profit Sensor[®], mostrando una ventana con los detalles, tal como se aprecia en la Figura N° 55.

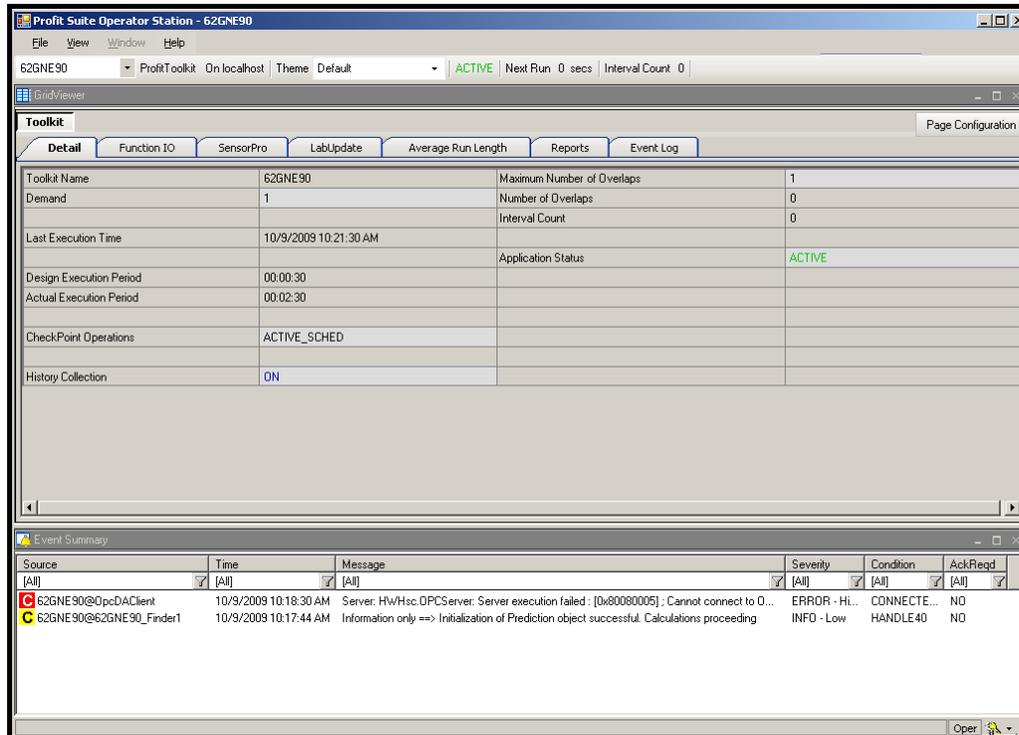


Figura N° 55. Ventana con los detalles de la configuración en el Profit Sensor[®] (Elaboración Propia).

Se observa en la Figura N° 55 el estado del software, en este caso activo, el nombre de la variable que se desea inferir (62GNE90) y el número de variables manipuladas que afectan a la controlada (Demand).

En la Figura N° 56 se observa la ventana SensorPro, donde se muestra el nombre de la variable manipulada (Raw Input Name), así como el valor del Set Point (Raw Input Value). De igual forma, el valor predicho de la variable controlada (Predicted Value) y el error de estado estacionario (Filtered Bias), calculado mediante los datos de laboratorio que se introducen en el software.

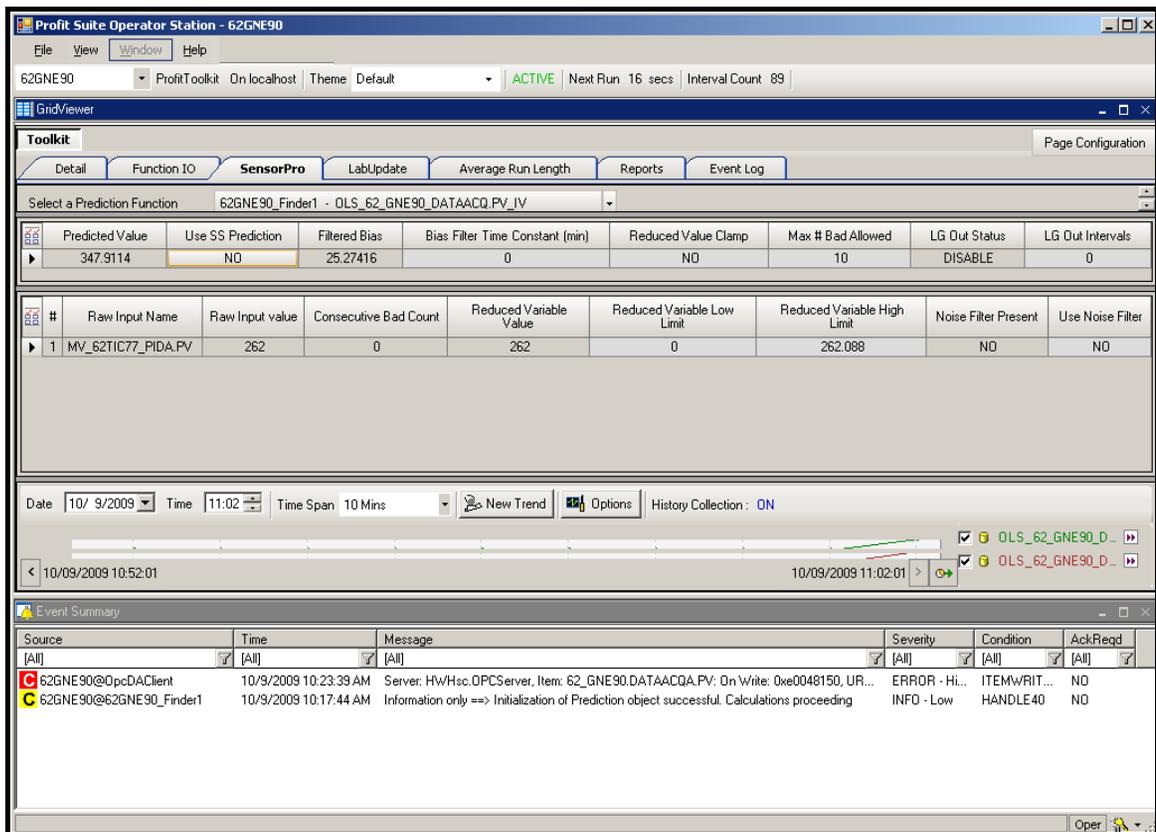


Figura N° 56. Ventana SensorPro del Profit Sensor® (Elaboración Propia).

Finalmente, se muestra la ventana LabUpdate del Profit Sensor®, en la Figura N° 57. Donde se aprecia la fecha y hora de recolección de la muestra (Sample Time), el valor de la muestra recogida (Lab Value), el valor inferido para el instante de tiempo en que se obtuvo la muestra (Avg Inf @ Sample Time), el Bias calculado (Calc Bias) y el valor inferido luego de ser corregido el error de estado estacionario (Cur Inferred).

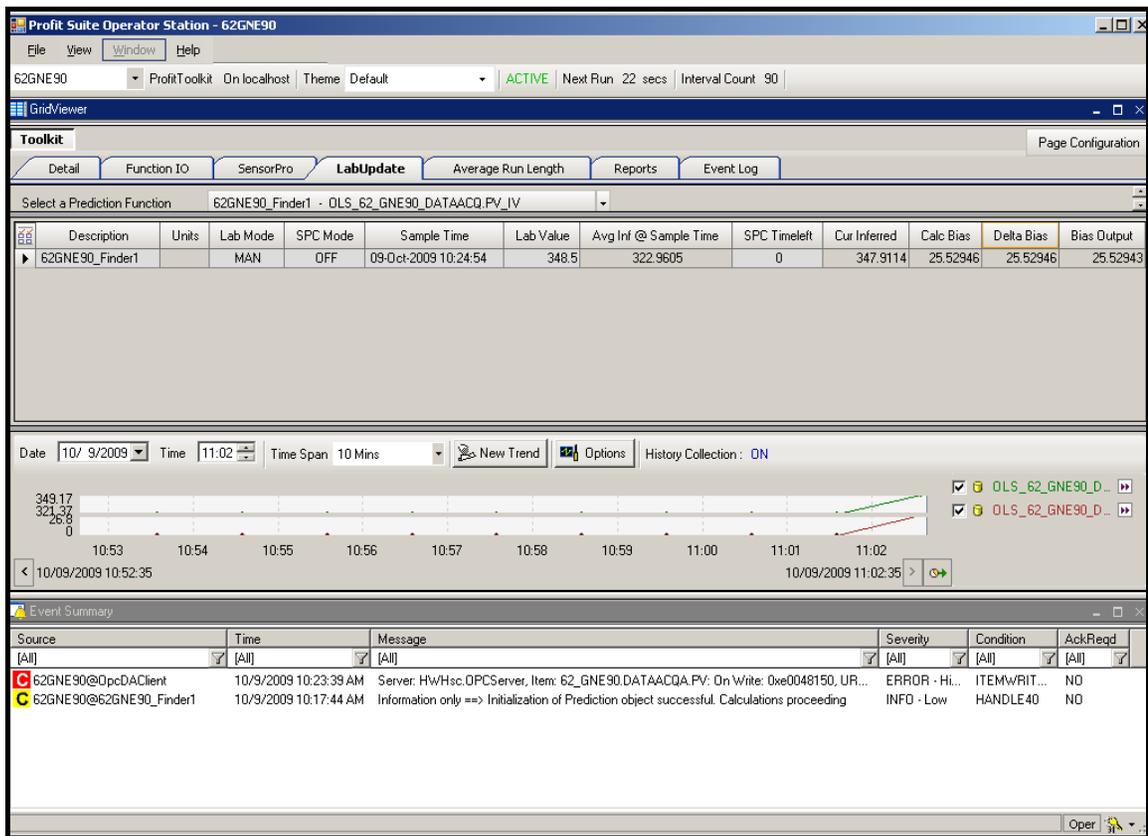


Figura N° 57. Ventana LabUpdate del Profit Sensor® (Elaboración Propia).

IV.9 Diseño de la Interfase Humano- Máquina.

La interfase Humano-Máquina permite observar lo que ocurre en el sistema y ofrece herramientas para realizar cambios que puedan mejorar el desenvolvimiento de los lazos de control en un momento dado. Esta interfase provee un mecanismo de llamada a un despliegue que contiene toda la información requerida para garantizar que el operador pueda monitorear el proceso de manera eficiente y sin complicaciones.

El programa utilizado para el desarrollo de esta interfase Humano-Máquina de este Trabajo Especial de Grado se denomina HMIWeb Display Builder, el cual forma parte del Sistema Experion® PKS de Honeywell permitiendo la colocación entendible y práctica de información importante referente al proceso.

En la Figura N° 58, se muestra el despliegue asociado a la sección de reacción de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado. En este despliegue se visualizan los

shapes, los cuales son ventanas que permiten observar en los despliegues el nombre de la variable, la PV o SP y las unidades. Al hacer doble-click sobre los shapes aparece en detalle el punto configurado en el Control Builder, en una pantalla denominada Faceplate. En esta se observa el valor que tiene la variable en ese instante, el SP, el porcentaje de apertura de la válvula (OP) y el modo de operación del controlador (manual, automático o programable). Además, aparece una pantalla para monitorear como se lleva a cabo la simulación en el Control Builder, tal como se observa en la Figura N° 59.

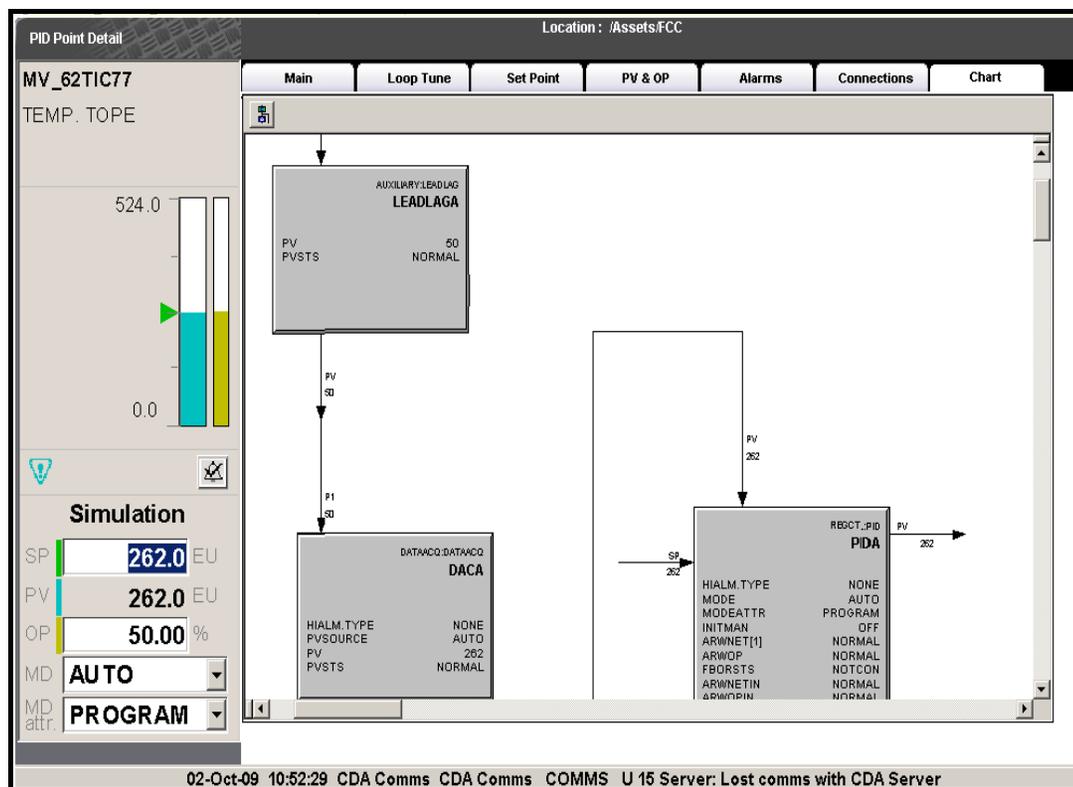


Figura N° 59. Faceplate de la sección de reacción de la unidad de FCC (Elaboración Propia).

Adicionalmente, se puede visualizar la tendencia de la variable a medida que transcurre el tiempo por medio de una gráfica y se puede ajustar la escala de los valores que corresponden al SP, la PV, la OP, período y tiempo de muestreo, con la finalidad de recolectar data de la variable de interés, tal como se muestra en la figura N° 60.

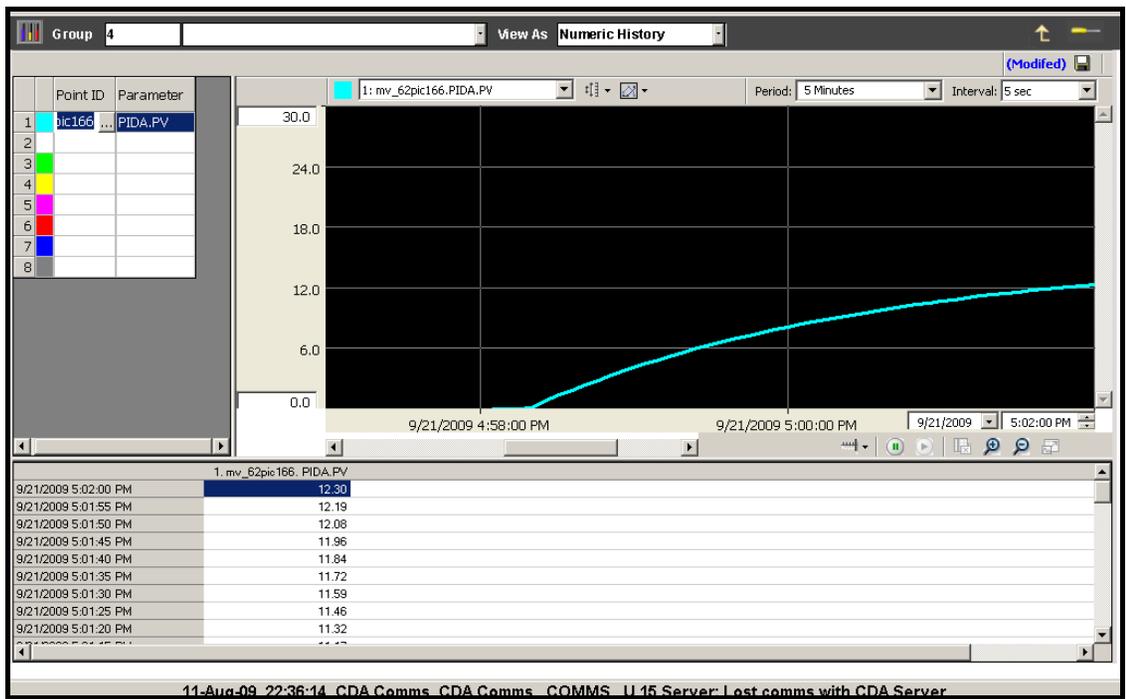


Figura N° 60. Tendencia de una variable en la sección de reacción de la unidad de FCC (Elaboración Propia)

IV.10 Guía Práctica del Proceso Simulado.

Dentro de los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado, se contempla la elaboración de un manual, para que el estudiante tenga la posibilidad de interactuar con los programas que están siendo utilizados actualmente en la industria para el diseño, sintonización e implementación de lazos de control en procesos químicos reales. Para las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado se requerirá el ajuste de los parámetros que conforman un lazo de control, a partir de métodos empíricos explicados en la asignatura de Control de Procesos y luego, con el uso de un programa que genera dichos valores. Se deberán comparar, analizar y estudiar las respuestas que arrojen cada uno de los métodos aplicados. Además, los estudiantes tendrán la oportunidad de configurar y realizar una serie de pruebas en los lazos de control, con la finalidad de evaluar los conocimientos adquiridos en la asignatura.

Las prácticas se realizarán haciendo uso del programa Experion® PKS, el cual es una plataforma donde los estudiantes podrán visualizar y controlar en forma óptima y

eficiente el proceso. Además, hará uso del Profit RPID, con el que se podrá determinar los valores adecuados de los parámetros de ajuste de los lazos de control, con el propósito de obtener respuestas deseadas en el proceso.

Adicionalmente se utilizará el programa Simulink[®] que es una extensión del software MATLAB para modelar el proceso a través de una interfase gráfica. Este contiene herramientas especializadas para diversos campos de ingeniería, física y matemática. El empleo de este programa resulta de gran utilidad en la enseñanza de temas como el diseño de lazos de control automático, entre los que encontramos los controladores P, PI y PID, que se estudian en la asignatura de Control de Procesos. De este modo, se pretende comparar la respuesta obtenida con este programa y la respuesta arrojada por el programa Experion[®] PKS, para luego hacer un análisis de estas respuestas.

Los objetivos de la guía práctica son:

OBJETIVO GENERAL:

Familiarizar al estudiante con la operación y funcionamiento de las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de una unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC) y llevar a cabo el análisis de las interrelaciones existentes entre algunas de las variables involucradas en el proceso.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Determinar los parámetros de ajuste del lazo de control correspondiente al flujo de aire que ingresa al reactor (MV_61FIC08) a partir de la variación del tiempo de ejecución de los ajustes haciendo uso del software Profit RPID y comparar las distintas curvas de reacción generadas a partir de los parámetros obtenidos.
2. Seleccionar el mejor de los ajustes generados y a partir de este realizar la verificación de los parámetros empleando los métodos desarrollados en la teoría de Control de Procesos y empleando el programa Simulink.
3. Realizar un cambio en escalón en el set point del controlador correspondiente a la temperatura de tope de la Fraccionadora Principal (MV_62TIC77) y

analizar el efecto del cambio en el flujo de gasolina no estabilizada (62_GNE90), en el flujo de HCO (62_HNC90) y en el flujo de LCO (62_LCO90).

4. Llevar a cabo la optimización del flujo de Nafta liviana (62_FIC103BR) haciendo uso del controlador multivariable y analizar el comportamiento de las variables manipuladas que afectan esta variable (MV_62FIC37, reflujo de tope al Despentanizador y 62_TIC97, temperatura de la etapa 3 del Despentanizador)
5. Llevar a cabo la optimización del flujo de Nafta liviana (62_FIC103BR), Nafta mediana(62_F100AR) y olefinas (62FIC82) y analizar el comportamiento preferencial del controlador multivariable.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

V.1 CONCLUSIONES

1. El análisis detallado del proceso permite conocer los efectos de las variables involucradas, así como la interacción entre ellas.
2. Conocer la influencia de las variables manipuladas sobre las controladas permite la elaboración eficiente de los diagramas de bloques.
3. La construcción de los diagramas de bloques facilita la elaboración de los esquemas de control básico en el Experion[®] PKS.
4. En cada lazo de control simulado deben incluirse las funciones de transferencia suministradas por la empresa, ya que representan la dinámica del proceso.
5. El programa Profit RPID arroja como resultado los parámetros de ajuste del controlador (ganancia, tiempo integral y tiempo derivativo) que generan respuestas estables y deseadas.
6. La identificación es una herramienta que permite obtener los parámetros de la función de transferencia que modela a un sistema a partir de la recolección de datos del proceso.
7. Los programas Profit Design Studio y Profit Stepper permitieron la identificación precisa de los modelos matemáticos.
8. Dos modelos matemáticos son considerados semejantes cuando los valores de ganancia y tiempo muerto coinciden.

9. Los modelos matemáticos suministrados por la empresa Honeywell y los obtenidos en la simulación fueron similares.

10. La tecnología RMPCT permite desarrollar un control multivariable con filosofía robusta y predictiva en un proceso.

11. Es posible implementar el control multivariable en las secciones de reacción, fraccionamiento y planta de gas de la Unidad de Craqueo catalítico Fluidizado, y de esta forma controlar las variables deseadas a partir de la manipulación de otras, permitiendo el funcionamiento eficiente y óptimo del proceso.

12. La configuración del control multivariable garantiza que las respuestas generadas sean las deseadas.

13. Los despliegues asociados al proceso simulado permiten al usuario interactuar, monitorear y supervisar el proceso, así como también el detalle de cada variable configurada en el Control Builder.

14. Fue posible elaborar la guía práctica del proceso simulado.

V.2 RECOMENDACIONES

1. Elaborar los instructivos de trabajo para la construcción del control multivariable.
2. Elaborar los instructivos de trabajo del software HMIWeb Display, que permita ser utilizado por cualquier usuario de manera eficiente y sin dificultad.
3. Integrar los resultados del presente Trabajo Especial de Grado con los obtenidos en trabajos anteriores, con el fin de realizar la simulación de una refinería en su totalidad.

CAPÍTULO VI.

BIBLIOGRAFÍA

- 1) Kum, Humberto. (2009). Presentación en Power Point: Refinación de petróleo. Introducción y Contenido programático. Universidad Central de Venezuela.
- 2) Craqueo. (sf.) [Documento en Línea]. Disponible:<http://es.encarta.msn.com/encyclopedia/761572747/Craqueo.html>. [Consulta: 2009, Abril 08].
- 3) Cracking Catalítico Fluido. (s.f.). [Documento en Línea]. Disponible: <http://gustato.com/petroleo/crackingcf.html> [Consulta: 2009, Abril 06].
- 4) Gary, James y Handwerk, Glenn. (1980). Refino de Petróleo: Tecnología y Economía. [Documento en Línea]. Disponible: <http://books.google.co.ve/books?id=uGK8J8fK4F4C&printsec=frontcover&dq=handwek>. [Consulta: 2009, Abril 06].
- 5) Hunskey, Donald. (2009). Rol del Proceso de FCC en la Refinería Actual. Ponencia presentada en la Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
- 6) W.R. Grace & Co.-Conn. (1993). Guía para Craqueo Catalítico Fluidizado.
- 7) Sadeghbeige, Reza. (2000). Fluid Catalytic Cracking Handbook. Second Edition.
- 8) Pdvsa. (1996). Procesos de Refinación: Craqueo Catalítico Fluido. Volumen 1.
- 9) Honeywell Hi-Spec Solutions. (1999). FCC Unit.
- 10) Blanco, B. y Oropeza, L. (2002). Presentación en Power Point: Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC). Universidad Central de Venezuela.
- 11) Sánchez, José. (2006). Instrumentación y Control Avanzado de Procesos. [Libro en Línea]. Disponible: <http://books.google.co.ve/books?id=3NkfbokoggcC&pg=PR14&dq=S%C3%A1nchez,+Jos%C3%A9.+%282006%29.+Instrumentaci%C3%B3n+y+control+avanzado+de+procesos>. [Consulta: 2009, Abril 10].
- 12) Corripio, A y Smith, C. (1991). Control Automático de Proceso, Teoría y Práctica. 1^{ra} Edición. México, Limusa.

- 13) Vega, Jorge y Scenna, Nicolás. (1999). Introducción al Control de Procesos. Sistemas de Control Típicos y Utilidad de los Simuladores Dinámicos. [Libro en Línea]. Disponible: <http://www.modeloingenieria.edu.ar/libro/cap16.pdf>. [Consulta: 2009, Abril 07].
- 14) Fundamentos del Control Automático Industrial. (s.f.). [Documento en Línea]. Disponible: http://www.sapiensman.com/control_automatico/. [Consulta: 2009, Abril 07].
- 15) Scenna, Nicolás. (1999). Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. [Documento en Línea]. Disponible: [http://books.google.co.ve/books?id=93xcAAAAMAAJ&dq=22%09Scenna,+Nicol%C3%A1s.\(1999\).+Modelado,+Simulaci%C3%B3n+y+Optimizaci%C3%B3n+de+Procesos+Qu%C3%ADmicos](http://books.google.co.ve/books?id=93xcAAAAMAAJ&dq=22%09Scenna,+Nicol%C3%A1s.(1999).+Modelado,+Simulaci%C3%B3n+y+Optimizaci%C3%B3n+de+Procesos+Qu%C3%ADmicos). [Consulta: 2009, Abril 07].
- 16) Ogata, K. (1998). Ingeniería de Control Moderna. Editorial Pearson.
- 17) Creus, Antonio. (2005). Instrumentación Industrial. [Libro en Línea]. Disponible: <http://books.google.co.ve/books?id=cV6ZOqQ0ywMC&pg=PR5&dq=Creus,+Antonio>. [Consulta: 2009, Abril 12].
- 18) Gomariz, Spartacus. (s.f.). Teoría de control. [Libro en Línea]. Disponible: http://books.google.co.ve/books?id=Jro3rHU_urMC&pg=PA4&dq=Gomariz,++Spartacus.+Teor%C3%ADa+de+control. [Consulta: 2009, Abril 12].
- 19) Chano, C. y Vicente, M. (2007). Estudio Preliminar para la Automatización del Laboratorio de Operaciones Unitarias. Implementación del Sistema de Control para la Práctica de Balances en Estado no Estacionario. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas. [Consulta: 2009, Febrero 20].
- 20) Métodos de Ajuste de controladores convencionales. (s.f.). [Documento en Línea]. Disponible: http://www.eie.fceia.unr.edu.ar/~con2/CapituloIII_parte2.pdf. [Consulta: 2009, Abril 08].
- 21) León, P. (2008). Simulación del Proceso y Lazos de Control de una Unidad de Destilación Atmosférica y el Tren de Precalentamiento con la finalidad de realizar

Prácticas Virtuales. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas. [Consulta: 2009, Febrero 23].

22) Honeywell C. A. (2007). Profit Design Studio (PID) user Guide, release 300. Caracas: Honeywell de Venezuela C. A.

23) Vargas, M. (2008). Simulación de una unidad de destilación de nafta con el software Experion[®] de Honeywell y elaboración de los instructivos de trabajo bajo las normas covenin- iso tr 10013:2002. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas. [Consulta: 2009, Febrero 23].

24) Control Multivariable en Columnas de Destilación. (s.f.) [Documento en Línea]. Disponible: <http://ingenieriapro.blogspot.com/2009/01/control-multivariable-encolumnas-de.html>. [Consulta: 2009, abril 11].

25) López, R. y Sierra, D. (1998). Control Multivariable para una Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas. [Consulta: 2009, Febrero 20].

26) Camacho, Eduardo y Bordons, Carlos. (2004). Control predictivo: pasado, presente y futuro. [Documento en Línea]. Disponible: http://riai.isa.upv.es/CGI-BIN/articulos%20revisados%202004/surveys/num3/MPC_Camacho_y_Bordons1.pdf. [Consulta: 2009, abril 11].

27) Torres, R. y Castro, J. (2002). Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo. 1^{ra} Edición. México.

28) Zumalagacárregui, L. (2001). Ejemplo para el uso de un simulador en los estudios de ingeniería química. [Documento en Línea]. Disponible: www.fquim.unam.mx/sitio/edq_uim/124/124-zuma.pdf [Consulta: 2009, Marzo 18].

29) González, C. (2000). Simulador de una columna de destilación binaria. [Documento en Línea]. Disponible: <http://people.bath.ac.uk/eapcgm/Projects/Simulator%20of%20a%20binary%20distillation%20column.pdf>. [Consulta: 2009, Marzo 18].

30) A semi-open learning environment for virtual laboratories. [Documento en Línea]. Disponible: http://books.google.co.ve/books?id=_Ld0CvY2frsC&pg=RA1PA1185&dq=virtual+laboratories&client=firefox-a. [Consulta: 2009, junio 15].

- 31) Balamuralithara, B. y Woods, P. (2007). Virtual Laboratories in Engineering Education: The Simulation Lab and Remote Lab. [Documento en Línea]. Disponible: <http://www3.interscience.wiley.com/journal/121391069/abstract?CRETRY=1&SRETRY=0>. [Consulta: 2009, junio 29].
- 32) Honeywell. (s.f.). [Documento en Línea]. Disponible: <http://hpsweb.honeywell.com/Cultures/enUS/Products/Instrumentation/default.htm>. [Consulta: 2009, marzo 19].
- 33) Barroso, D. (2007). Desarrollo de estrategias de control supervisorio para la automatización de una caldera de vapor utilizando el controlador Honeywell C-200 y desarrollo de una interfase humano-máquina en el sistema PKS. Trabajo Especial de Grado. Universidad Simón Bolívar, Caracas. [Consulta: 2009, febrero 25].

APÉNDICE A
DIAGRAMAS DE BLOQUES

APÉNDICE A.1
DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN
DE UNA UNIDAD DE FCC

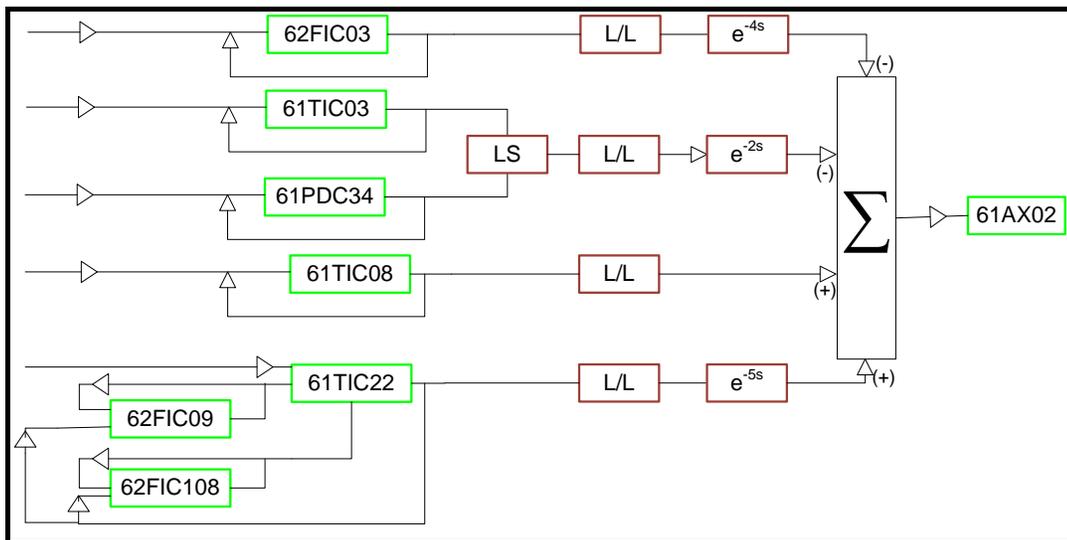


Figura N° 61. Diagrama de Bloque del oxígeno en exceso que ingresa al regenerador (Elaboración Propia).

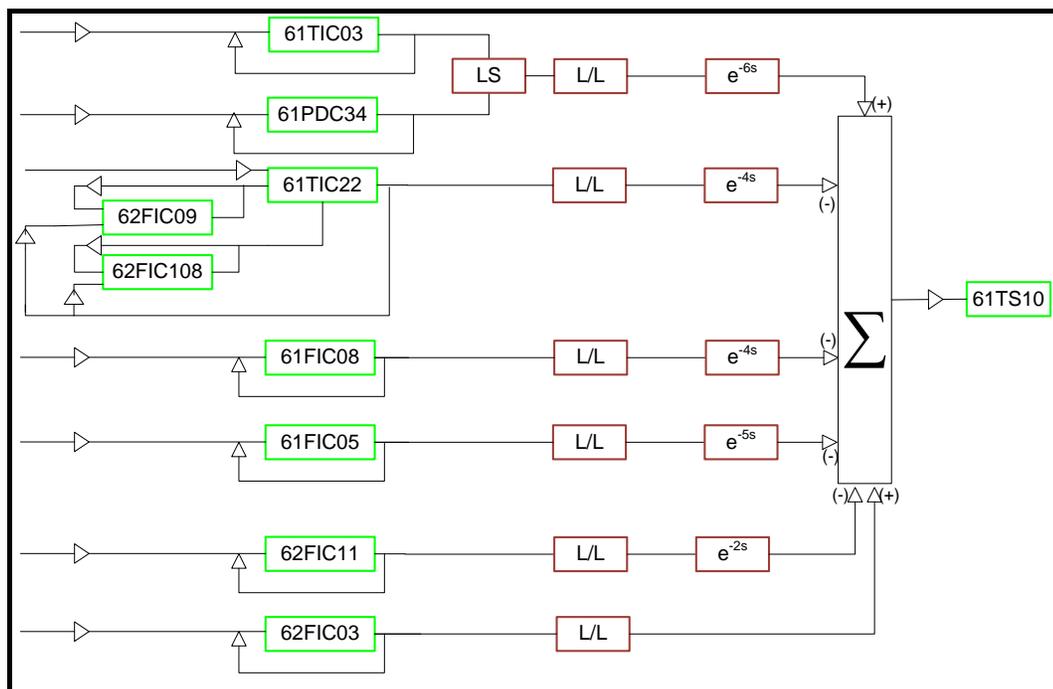


Figura N° 62. Diagrama de Bloque de la temperatura del lecho en la fase densa del regenerador (Elaboración Propia).

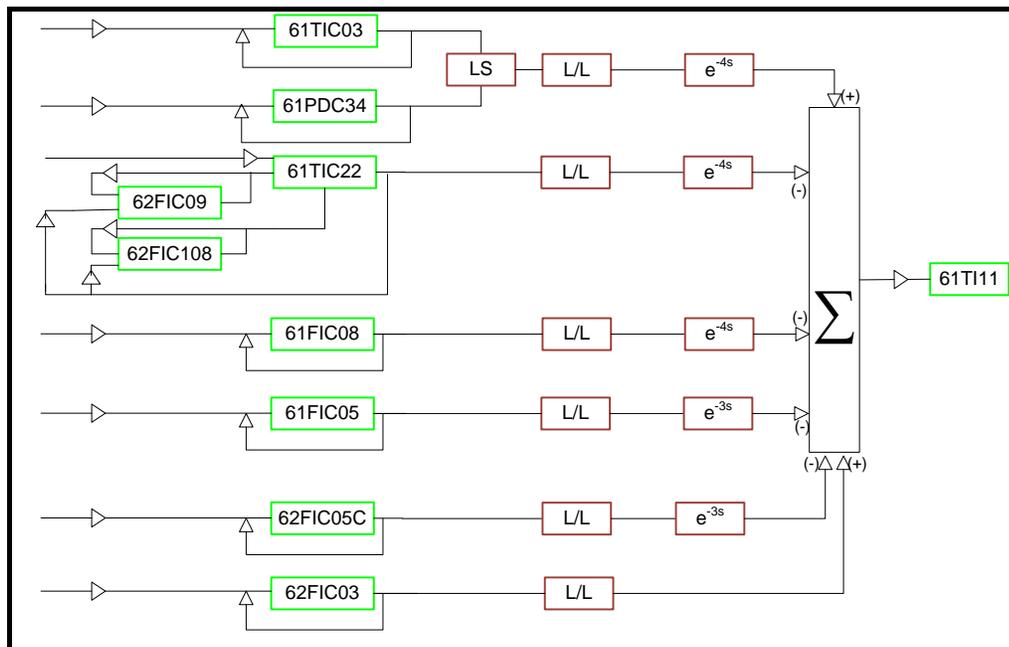


Figura N° 63. Diagrama de Bloque de la temperatura del lecho en la fase densa del regenerador
(Elaboración Propia)

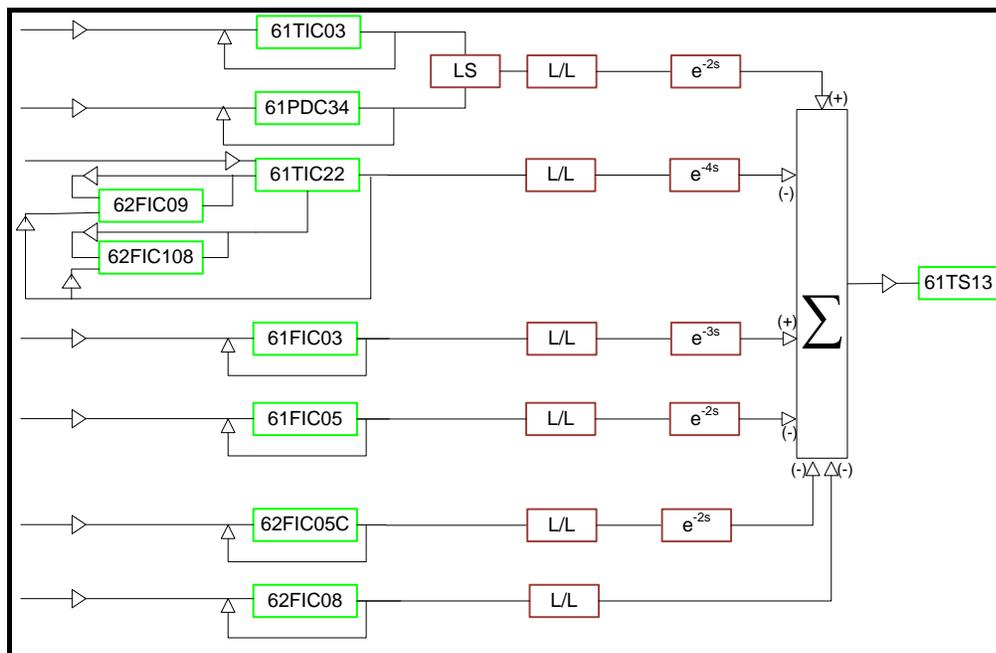


Figura N° 64. Diagrama de Bloque de la temperatura del lecho en la fase diluida del regenerador
(Elaboración Propia)

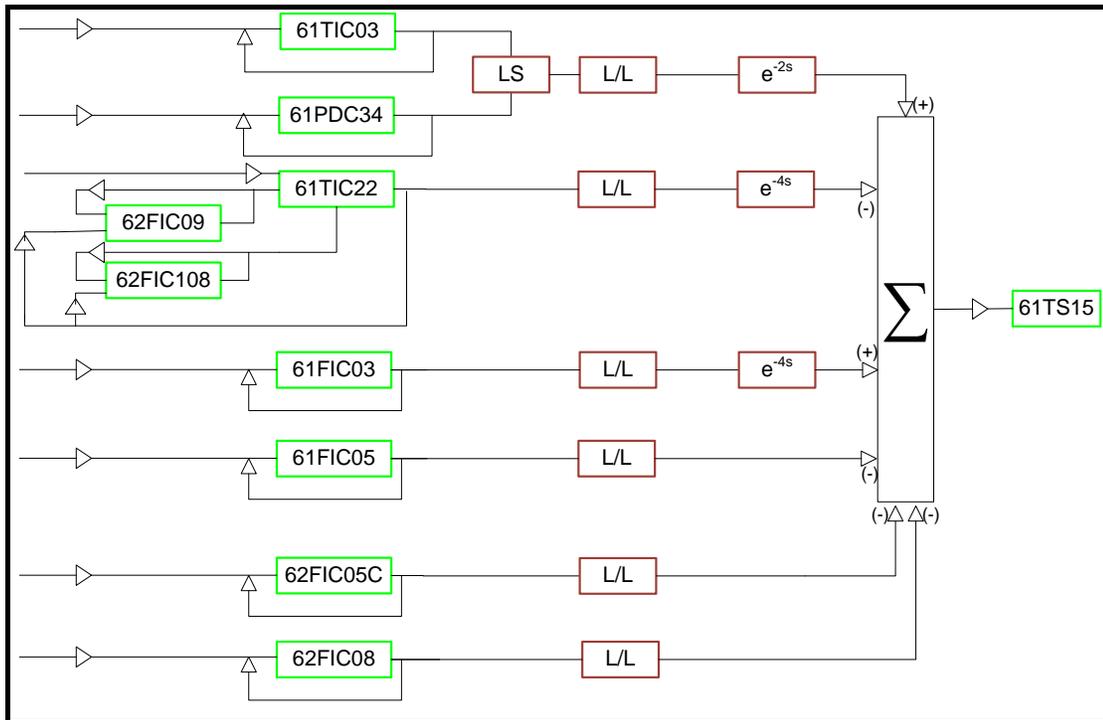


Figura N° 65. Diagrama de Bloque de la temperatura de los ciclones en el regenerador (Elaboración Propia)

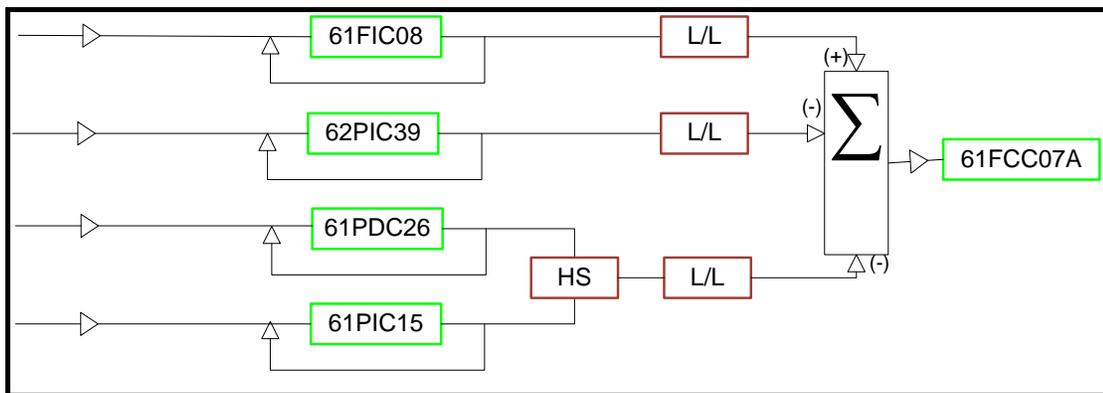


Figura N° 66. Diagrama de Bloque de la velocidad del ciclón primario en el regenerador (Elaboración Propia)

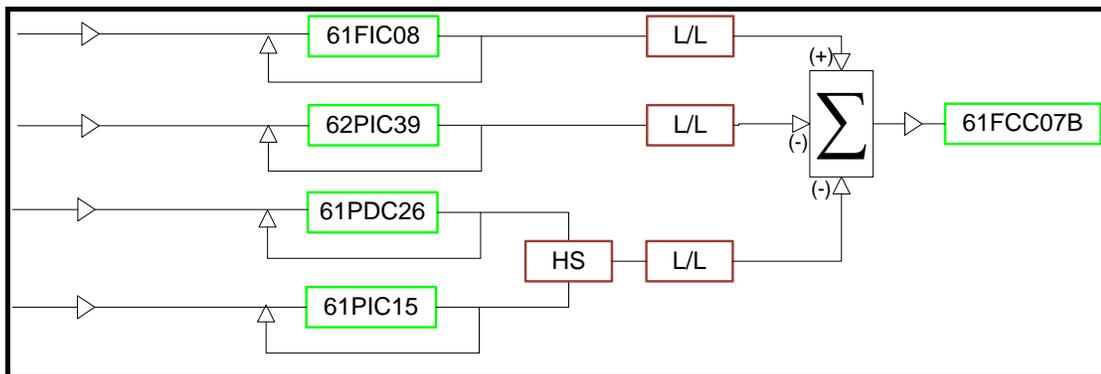


Figura N° 67. Diagrama de Bloque de la velocidad del ciclón secundario en el regenerador
(Elaboración Propia)

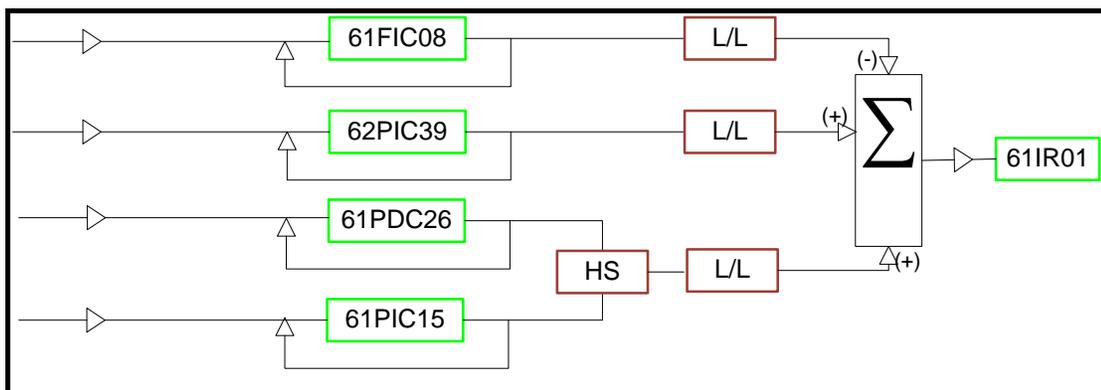


Figura N° 68. Diagrama de Bloque del consumo de energía por el soplador de aire (Elaboración Propia)

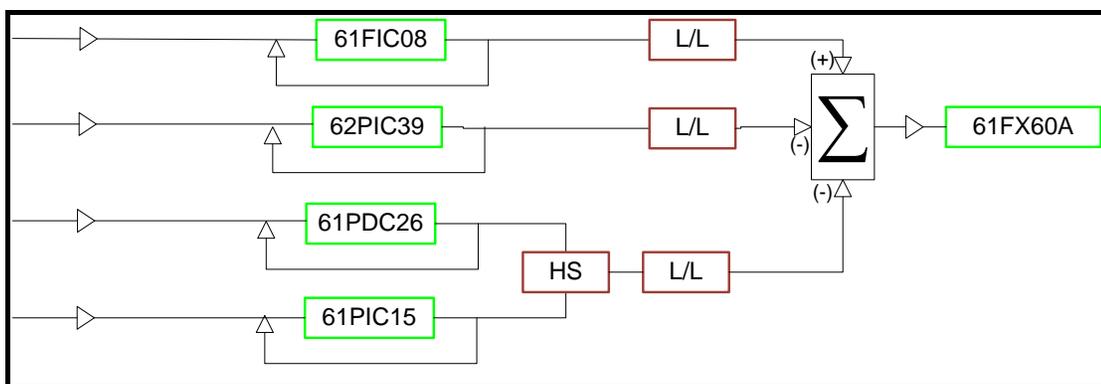


Figura N° 69. Diagrama de Bloque del porcentaje de surge en el soplador de aire (Elaboración Propia)

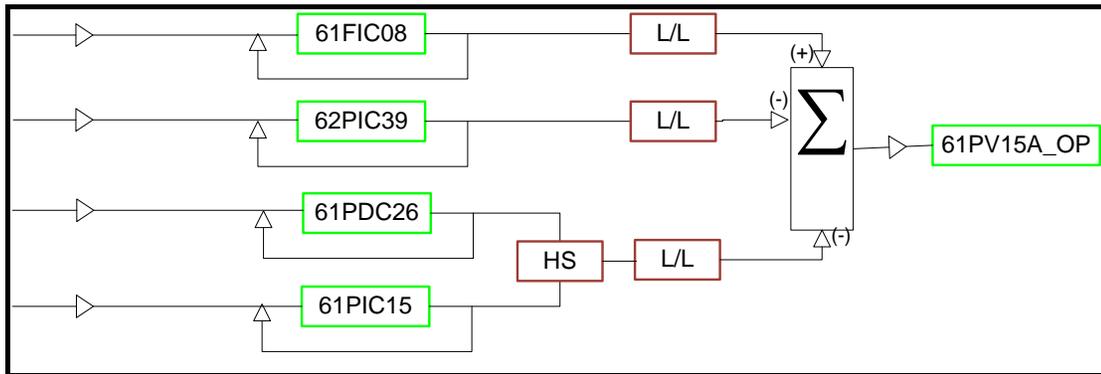


Figura N° 70. Diagrama de Bloque la posición de la válvula que ingresa gas al expansor (Elaboración Propia)

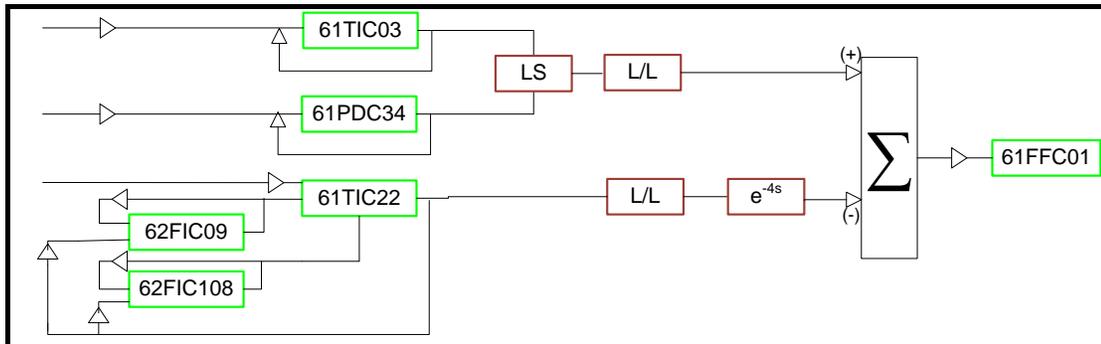


Figura N° 71. Diagrama de Bloque de la elación catalizador/aceite (Elaboración Propia)

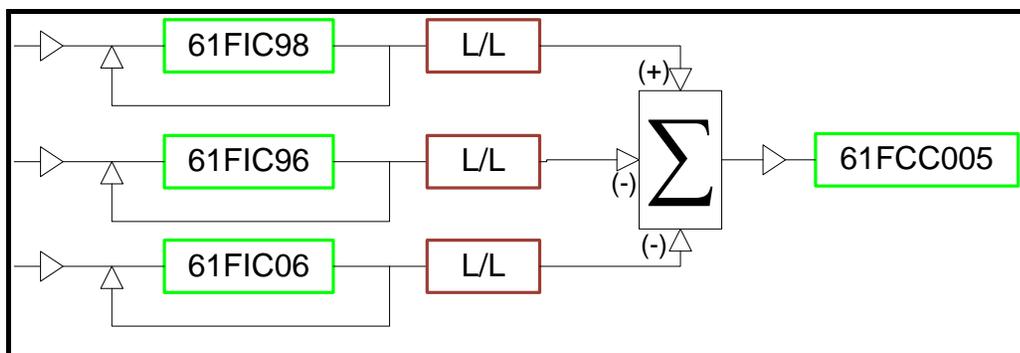


Figura N° 72. Diagrama de Bloque de la velocidad reactor-riser (Elaboración Propia)

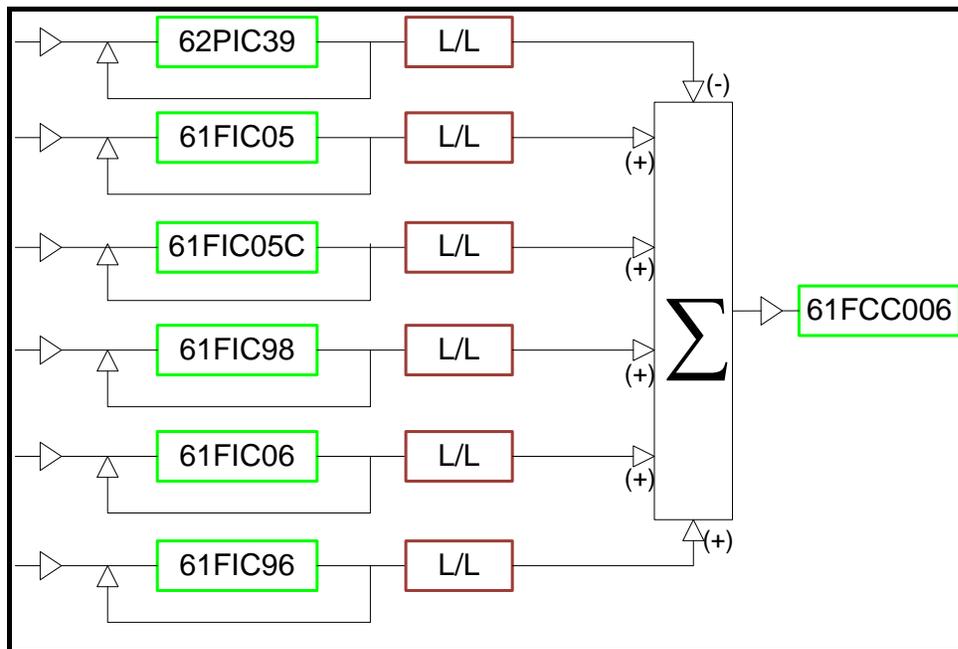


Figura N° 73. Diagrama de Bloque de la velocidad interna de los ciclones del reactor (Elaboración Propia).

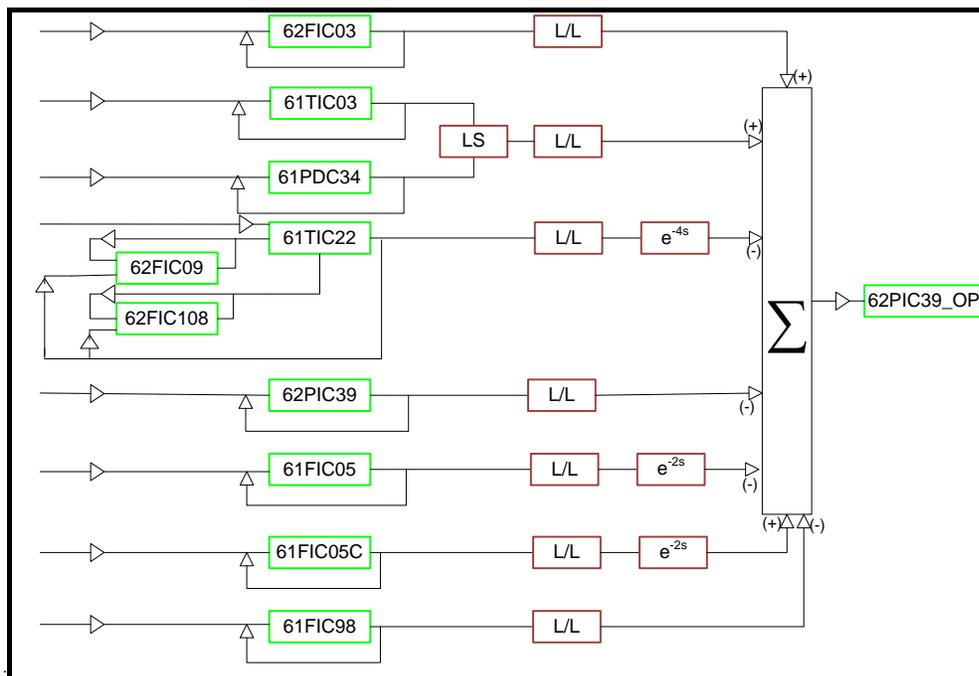


Figura N° 74. Diagrama de Bloque de la presión de succión de gas húmedo en el compresor (Elaboración Propia).

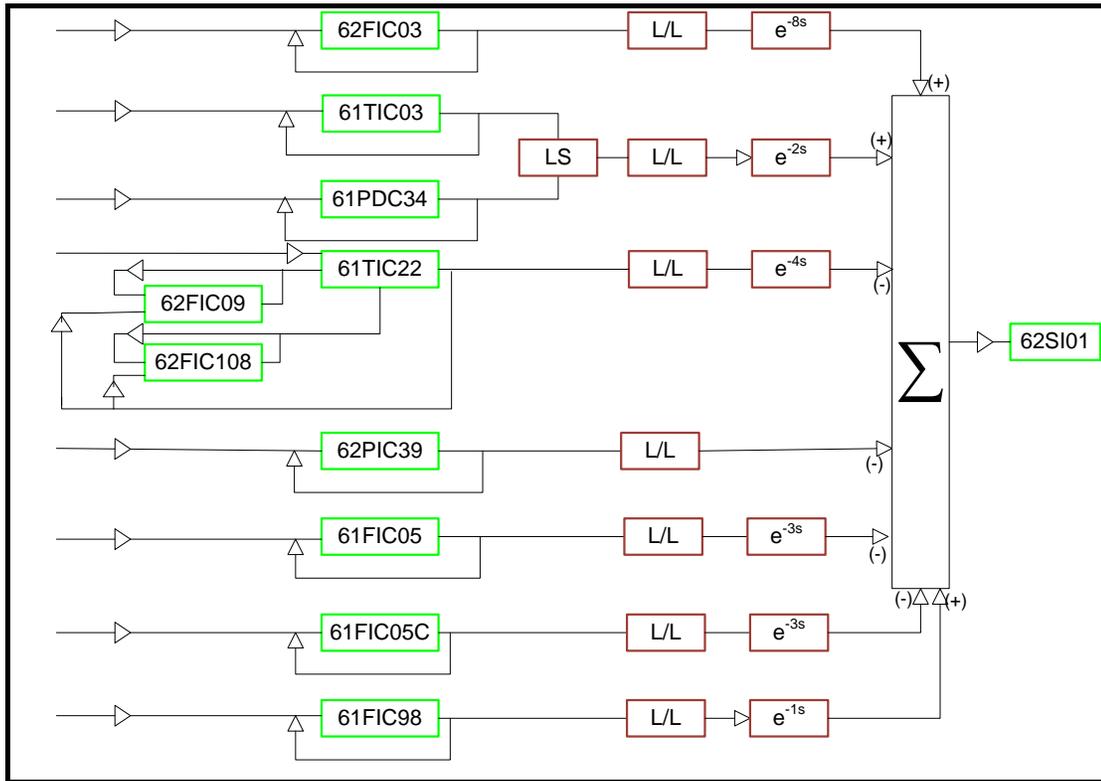


Figura N° 75. Diagrama de Bloque de la velocidad de compresión de gas húmedo (Elaboración Propia).

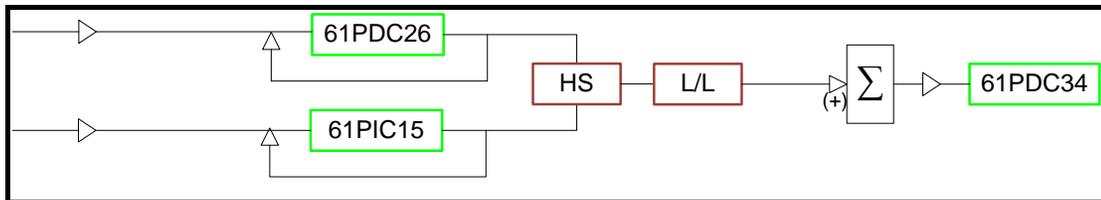


Figura N° 76. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en la válvula de catalizador regenerado (Elaboración Propia).

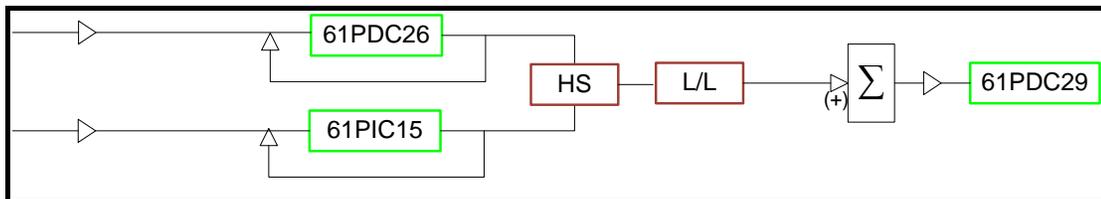


Figura N° 77. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en la válvula de catalizador gastado (Elaboración Propia).

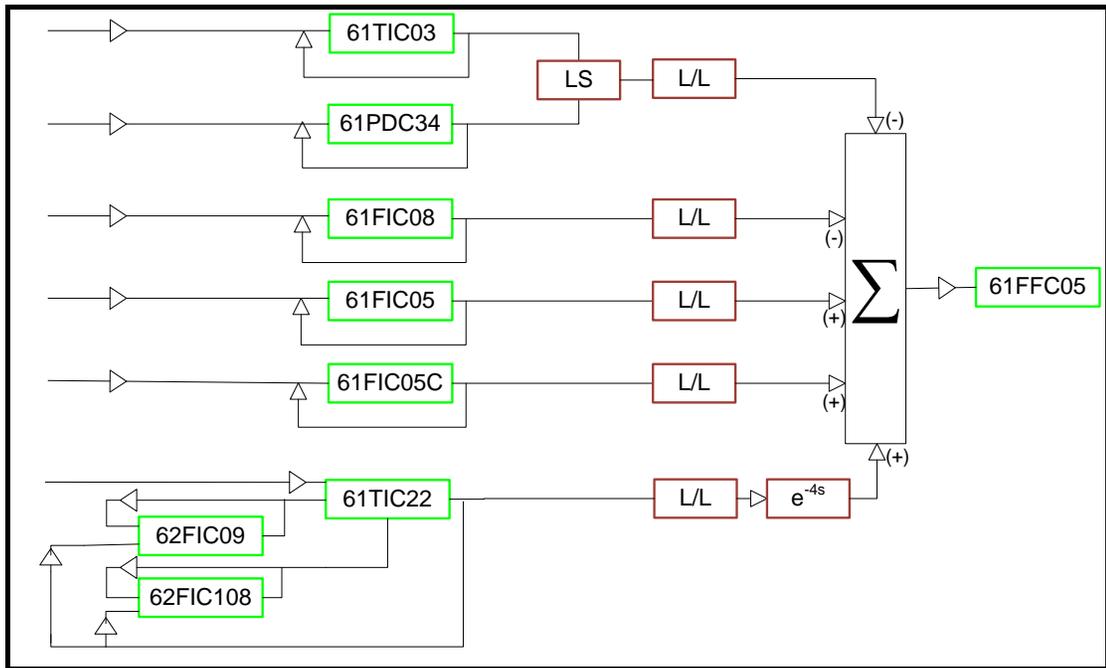


Figura N° 78. Diagrama de Bloque de la relación vapor de despojamiento/catalizador (Elaboración Propia).

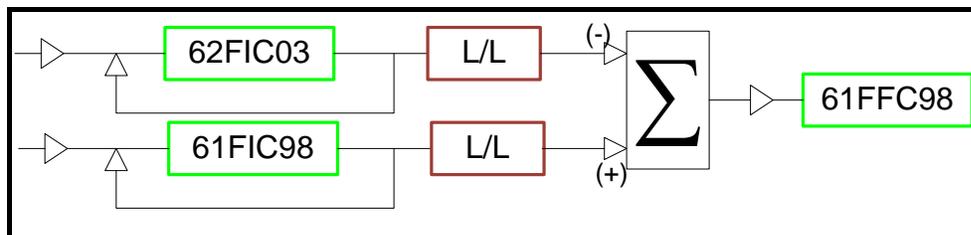


Figura N° 79. Diagrama de Bloque de la relación gas liviano/alimentación (Elaboración Propia).

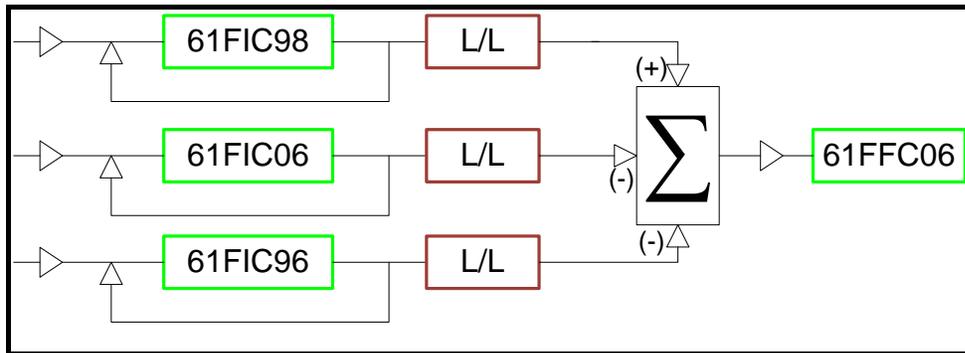


Figura N° 80. Diagrama de Bloque de la relación gas liviano/vapor de levantamiento (Elaboración Propia).

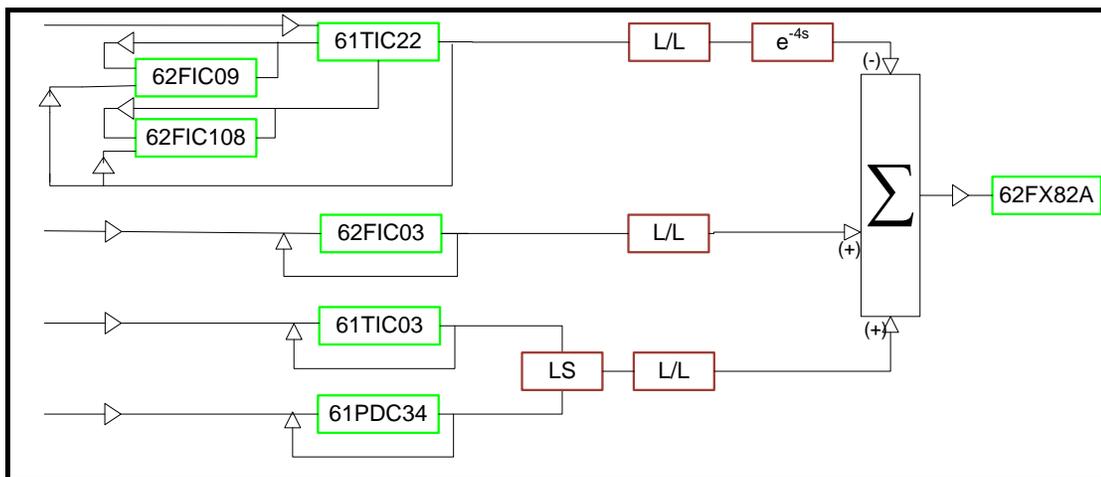


Figura N° 81. Diagrama de Bloque de la producción de olefinas (PVO) (Elaboración Propia).

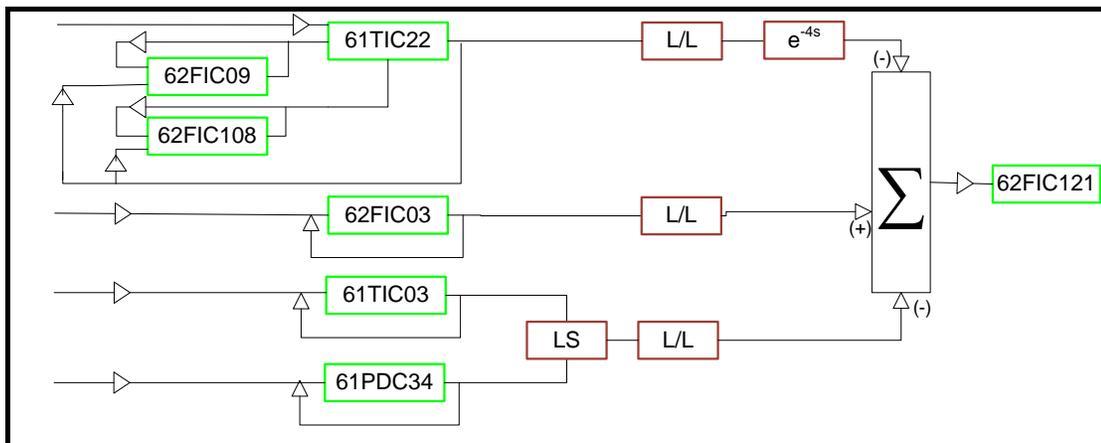


Figura N° 82. Diagrama de Bloque de la producción de HVN (PVO) (Elaboración Propia).

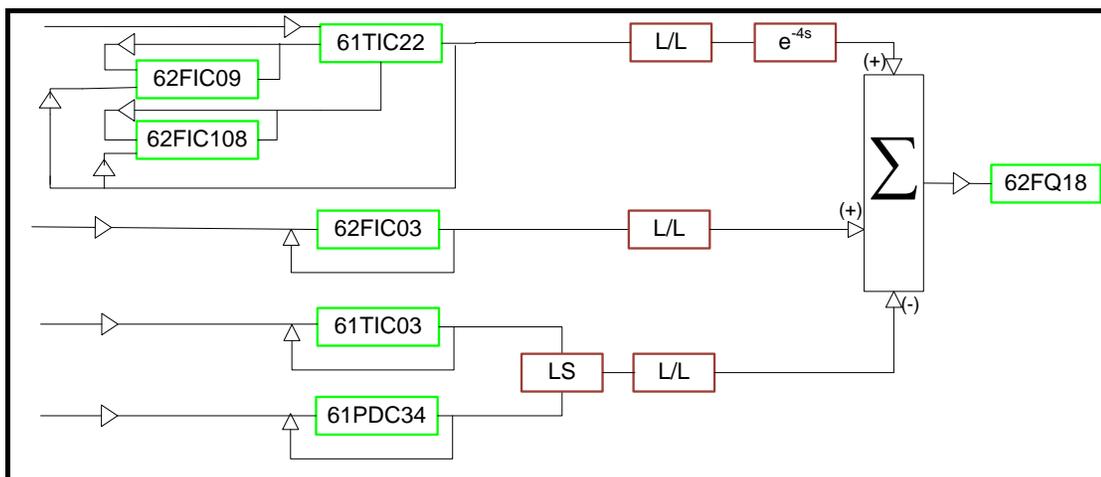


Figura N° 83. Diagrama de Bloque de la producción de LCO (PVO) (Elaboración Propia).

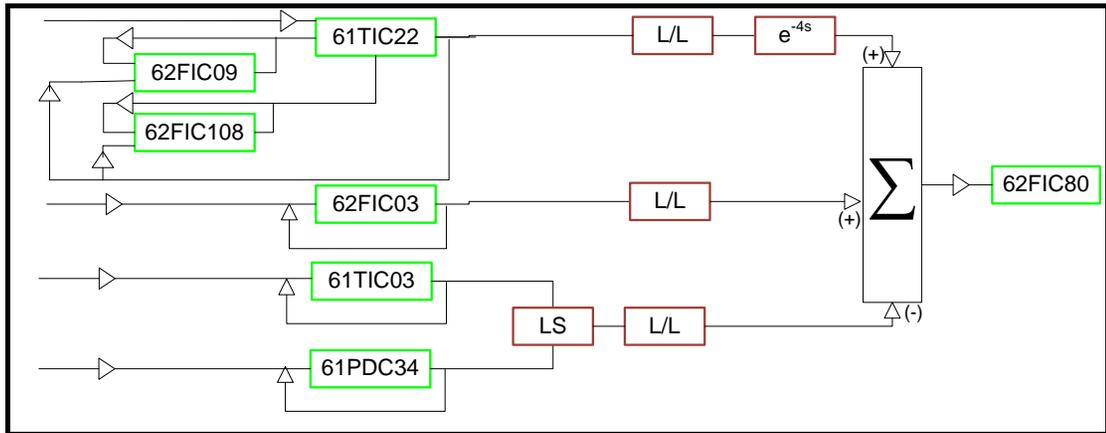


Figura N° 84. Diagrama de Bloque de la producción de HCO (PVO) (Elaboración Propia).

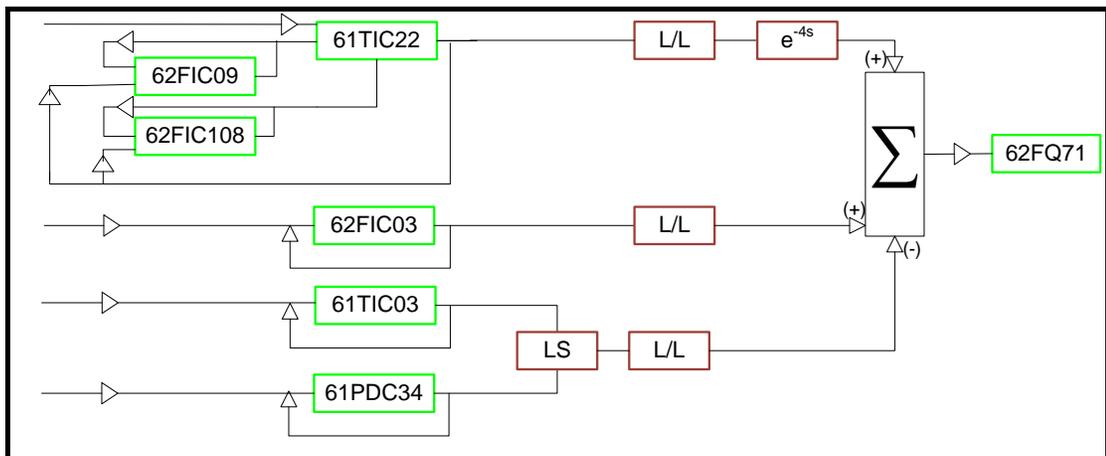


Figura N° 85. Diagrama de Bloque de la producción de slurry (PVO) (Elaboración Propia).

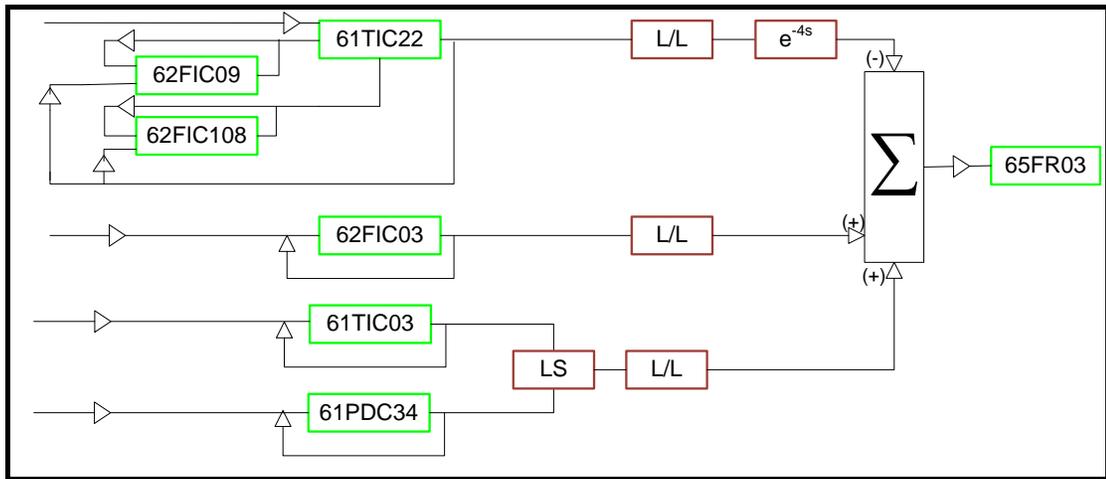


Figura N° 86. Diagrama de Bloque de la producción de Fuel Gas (PVO) (Elaboración Propia).

APÉNDICE A.2
DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LA SECCIÓN DE
FRACCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD DE FCC

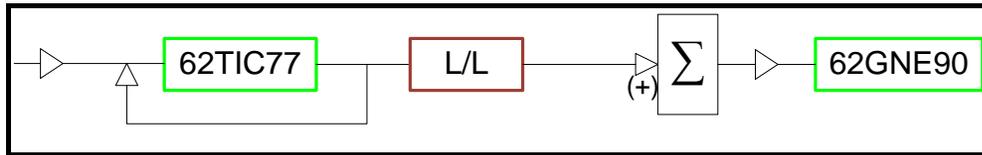


Figura N° 87. Diagrama de Bloque de la calidad de gasolina no estabilizada (Elaboración Propia).

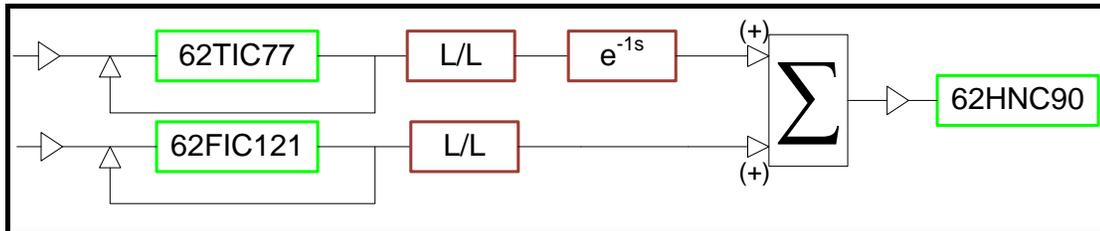


Figura N° 88. Diagrama de Bloque de la calidad de HVN (Elaboración Propia).

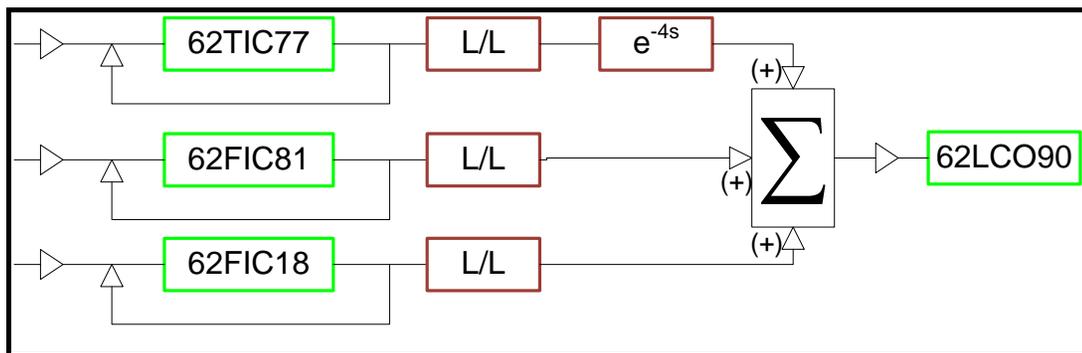


Figura N° 89. Diagrama de Bloque de la calidad del LCO (Elaboración Propia).

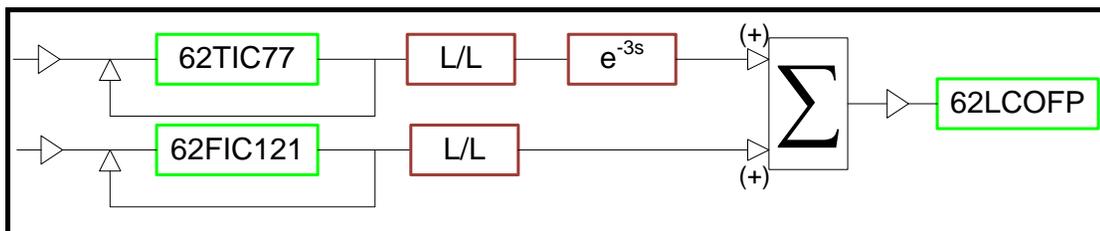


Figura N° 90. Diagrama de Bloque del Flash Point del LCO (Elaboración Propia).

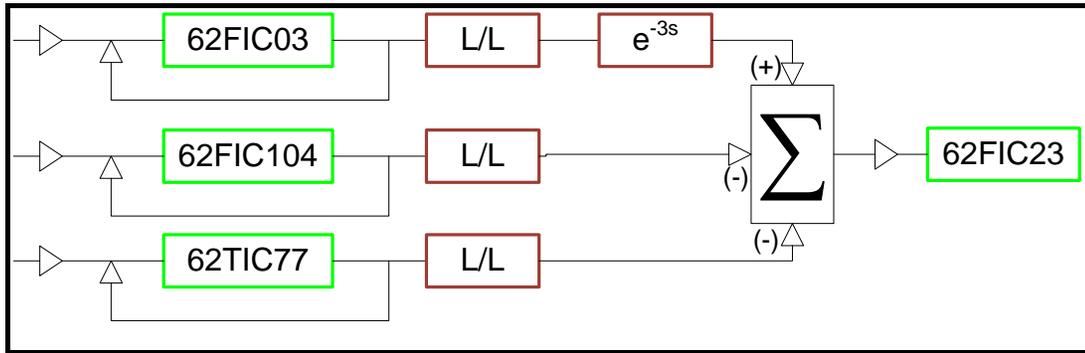


Figura N° 91. Diagrama de Bloque del flujo de reflujo (Elaboración Propia).

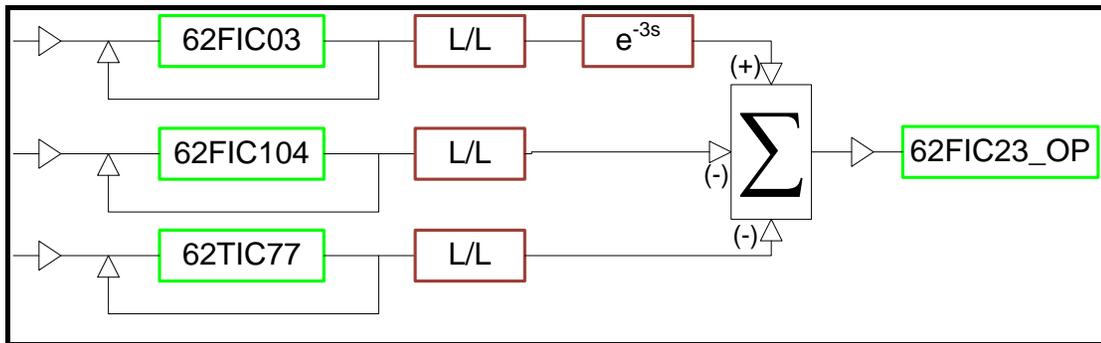


Figura N° 92. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula de reflujo (Elaboración Propia).

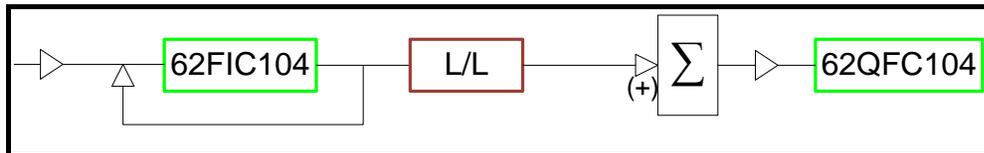


Figura N° 93. Diagrama de Bloque de la relación calor/alimentación de HVN P/A (Elaboración Propia).

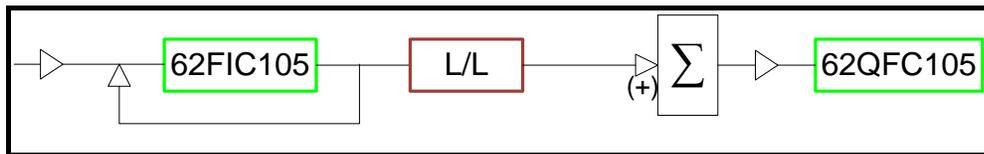


Figura N° 94. Diagrama de Bloque de la relación calor/alimentación de HCO P/A (Elaboración Propia).

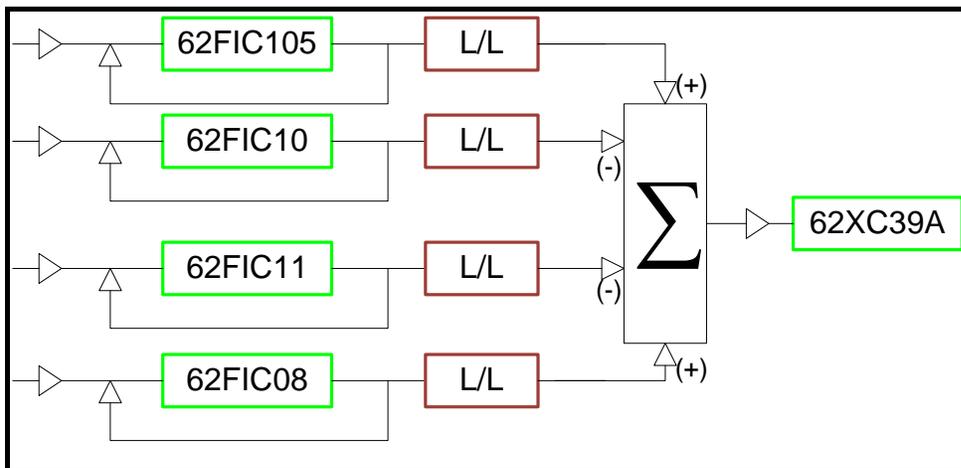


Figura N° 95. Diagrama de Bloque del factor de inundación de la etapa 6 (Elaboración Propia).

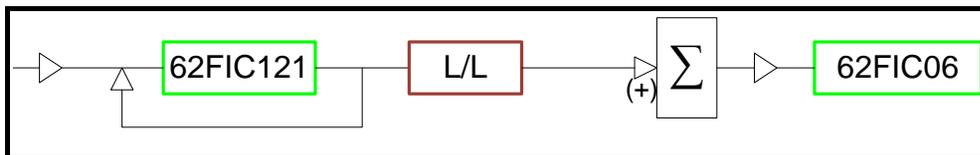


Figura N° 96. Diagrama de Bloque del nivel en el despojado de HVN (Elaboración Propia).

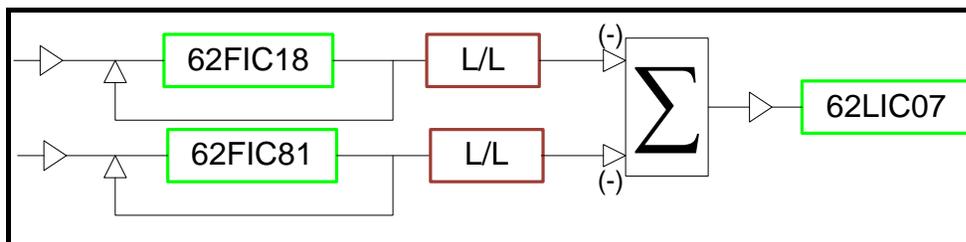


Figura N° 97. Diagrama de Bloque del nivel en el despojado de LCO (Elaboración Propia).

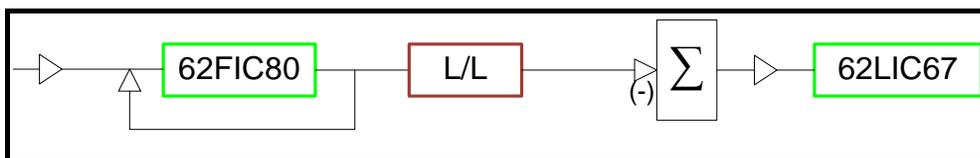


Figura N° 98. Diagrama de Bloque del nivel en el despojado de HVN (Elaboración Propia).

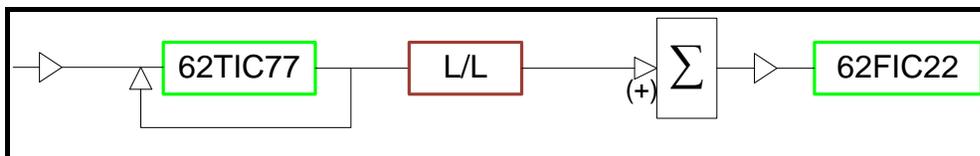


Figura N° 99. Diagrama de Bloque del flujo de gasolina no estabilizada (PVO) (Elaboración Propia).

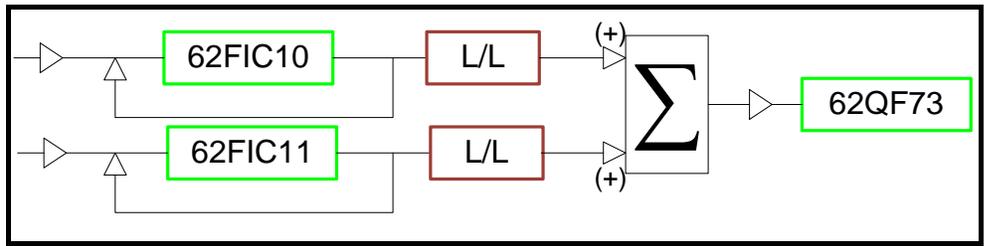


Figura N° 100. Diagrama de Bloque de la relación calor/alimentación de slurry P/A (Elaboración Propia).

APÉNDICE A.3
DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LA SECCIÓN DE PLANTA DE
GAS DE UNA UNIDAD DE FCC

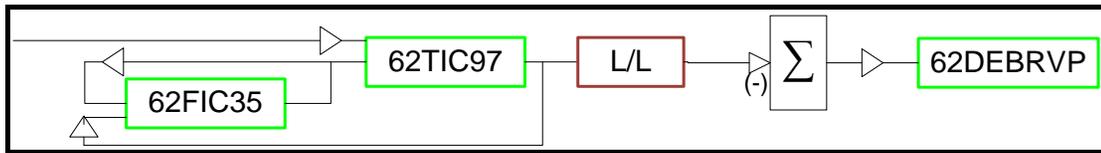


Figura N° 101. Diagrama de Bloque del RVP en el fondo de la despentanizadora (Elaboración Propia).

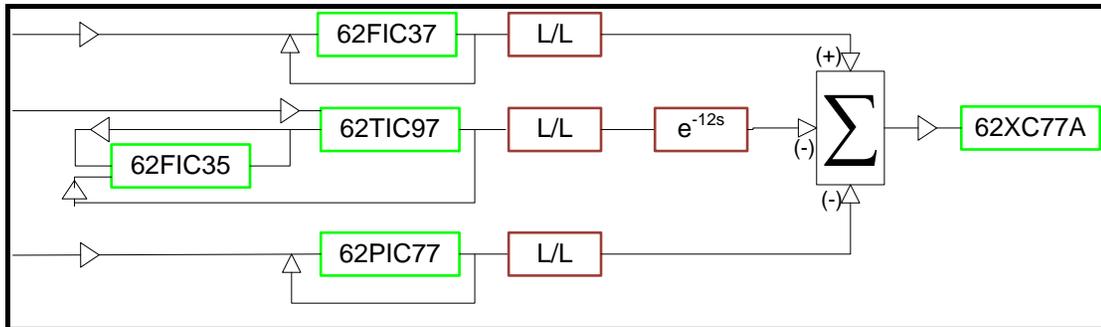


Figura N° 102. Diagrama de Bloque de la inundación en el tope de la despentanizadora (Elaboración Propia).

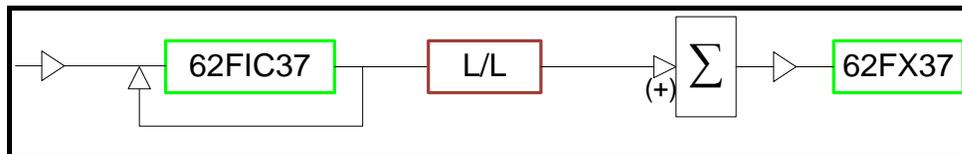


Figura N° 103. Diagrama de Bloque del reflujó interno en la despentanizadora (Elaboración Propia).

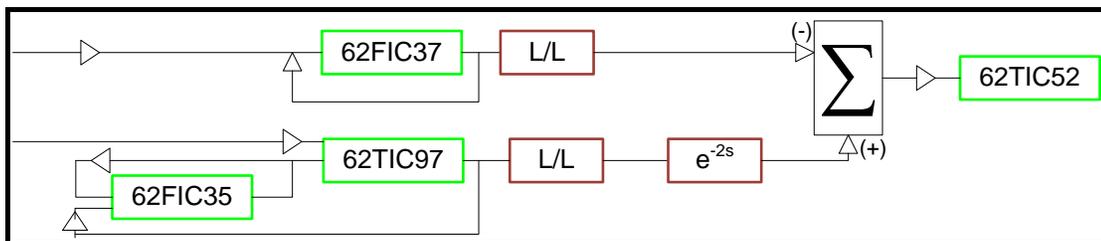


Figura N° 104. Diagrama de Bloque de la temperatura en la etapa 34 de la despentanizadora (Elaboración Propia).

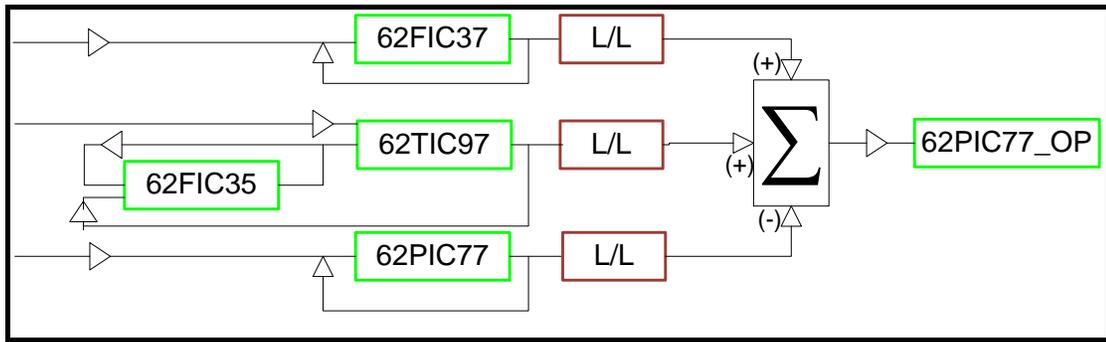


Figura N° 105. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula de tope de la despentanizadora
(Elaboración Propia)

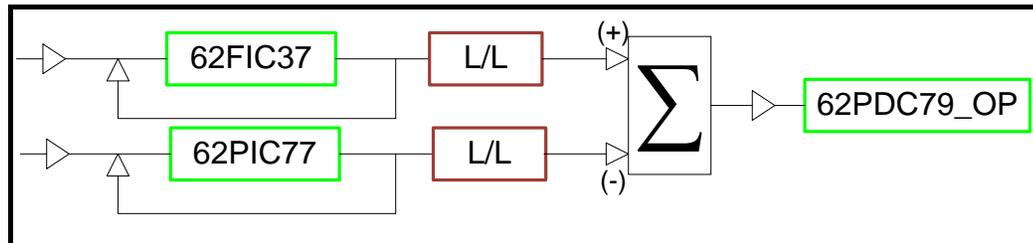


Figura N° 106. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en el condensador de la despentanizadora
(Elaboración Propia)

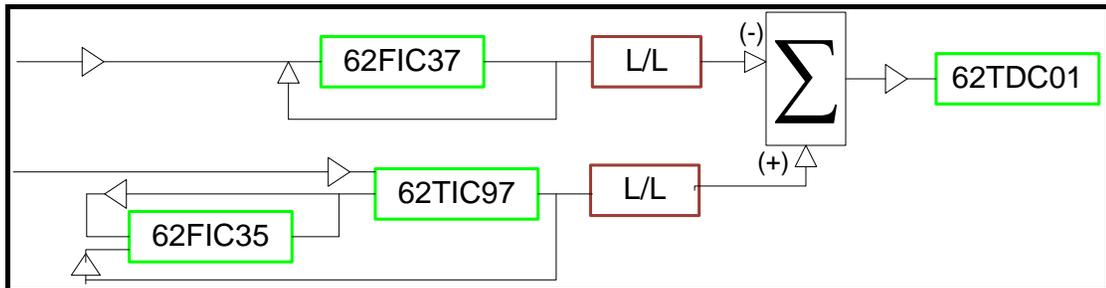


Figura N° 107. Diagrama de Bloque de la diferencia de temperatura en el tope de la despentanizadora
(Elaboración Propia)

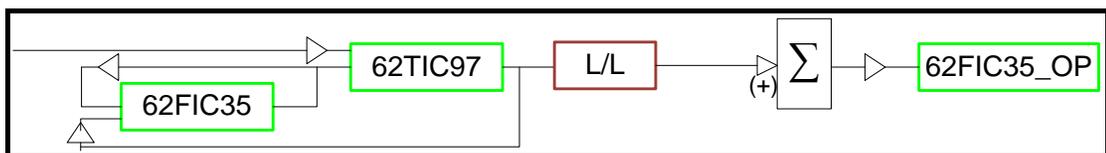


Figura N° 108. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula en el rehervidor de la despentanizadora
(Elaboración Propia)

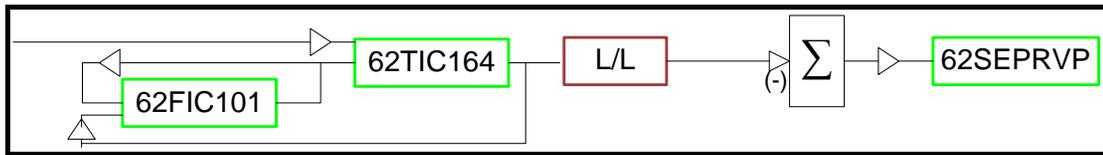


Figura N° 109. Diagrama de Bloque del RVP de la nafta mediana (Elaboración Propia).

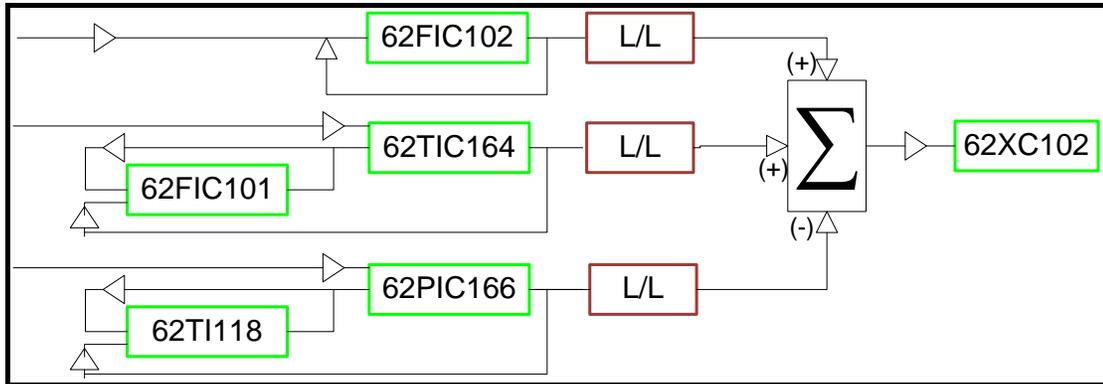


Figura N° 110. Diagrama de Bloque del factor de inundación en el tope de la fraccionadora de naftas (Elaboración Propia).

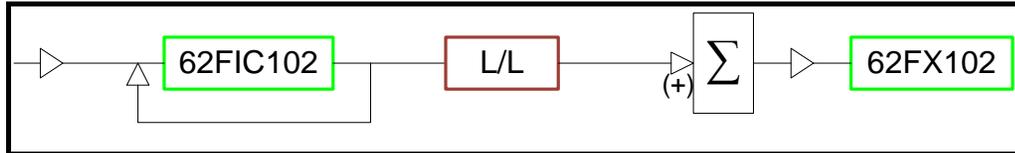


Figura N° 111. Diagrama de Bloque del reflujo interno de la fraccionadora de naftas (Elaboración Propia).

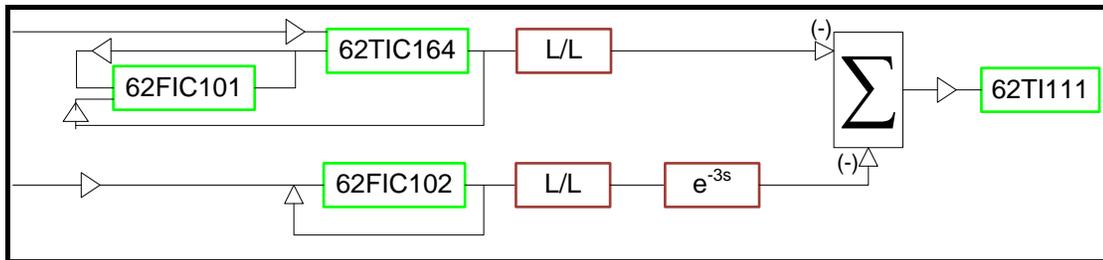


Figura N° 112. Diagrama de Bloque de la temperatura en la etapa 18 de la fraccionadora de naftas (Elaboración Propia).

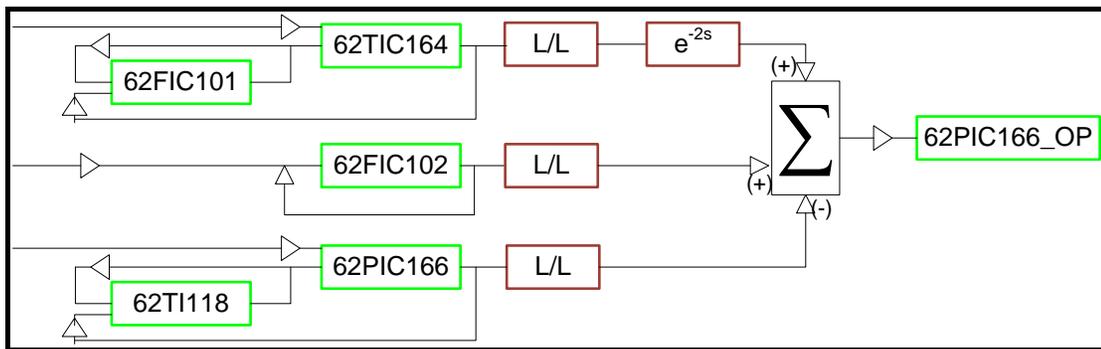


Figura N° 113. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula de presión en el tope de la fraccionadora de naftas (Elaboración Propia).

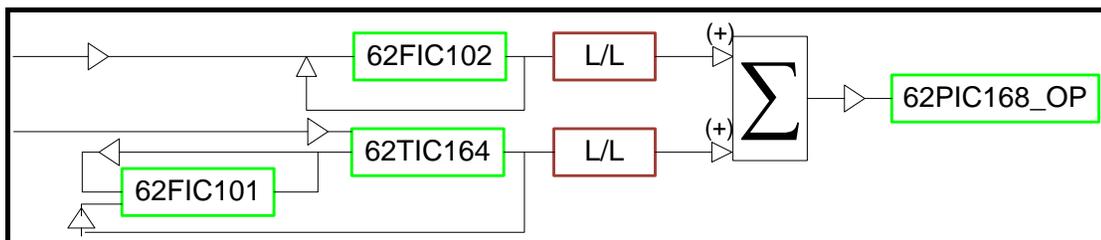


Figura N° 114. Diagrama de Bloque de la diferencia de presión en el condensador de la fraccionadora de naftas (Elaboración Propia).

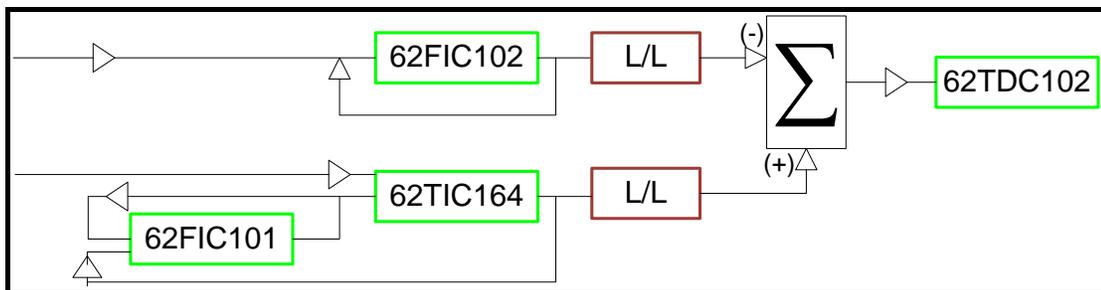


Figura N° 115. Diagrama de Bloque de la diferencia de temperatura en el tope de la fraccionadora de naftas (Elaboración Propia).

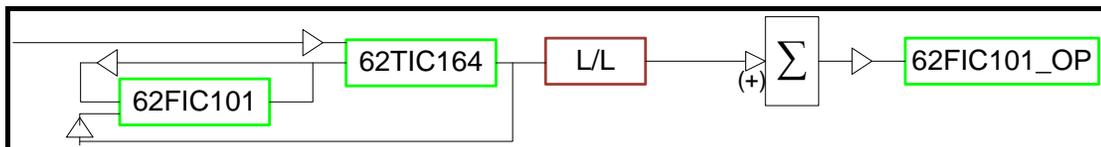


Figura N° 116. Diagrama de Bloque de la posición de la válvula en el rehervidor de la fraccionadora de naftas (Elaboración Propia).

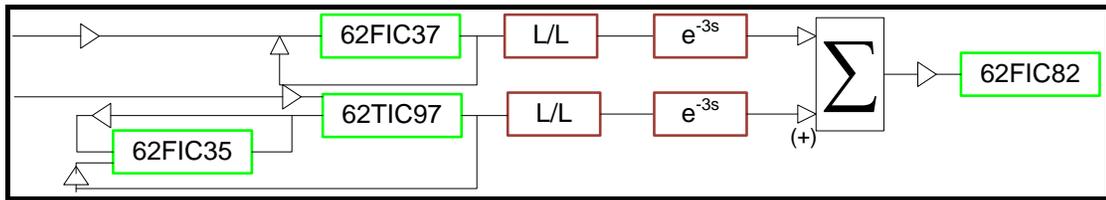


Figura N° 117. Diagrama de Bloque de la producción de olefinas (PVO) (Elaboración Propia).

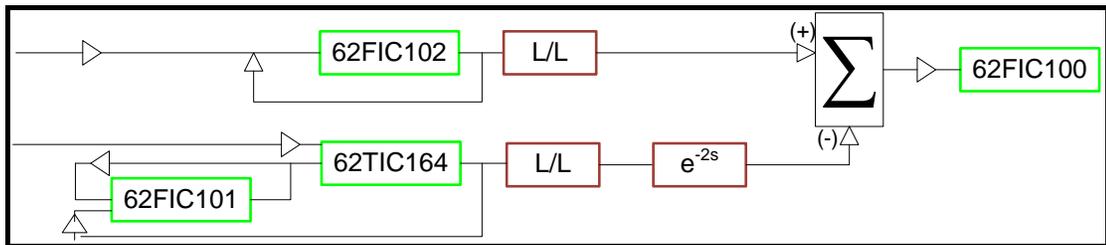


Figura N° 118. Diagrama de Bloque de la producción de nafta mediana (PVO) (Elaboración Propia).

APENDICE B
CURVAS DE REACCION DE LAS VARIABLES SINTONIZADAS

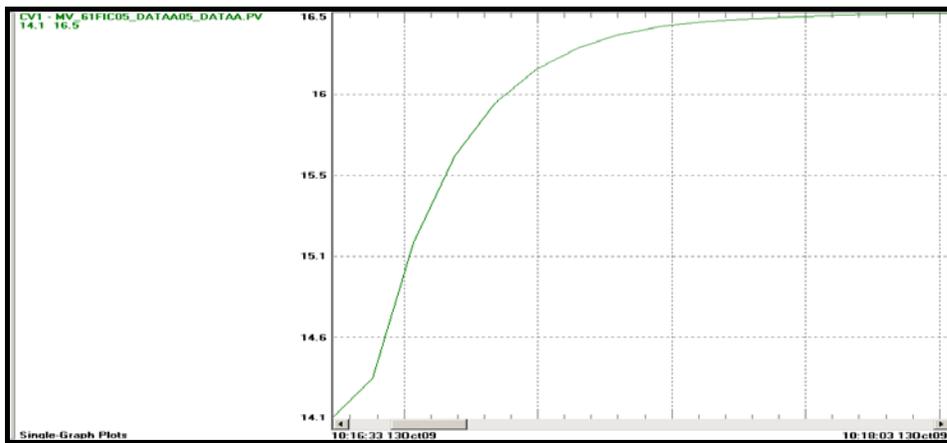


Figura N° 119 Curva de reacción MV_61FIC05

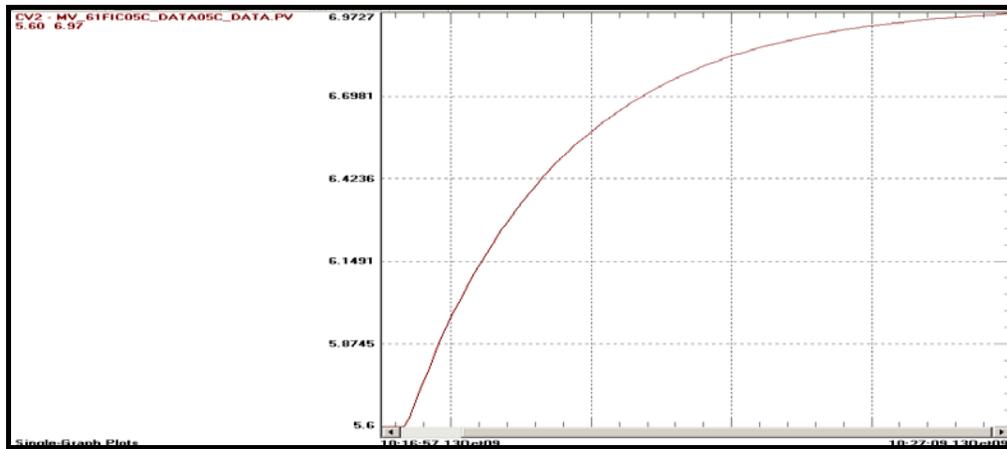


Figura N° 120 Curva de reacción MV_61FIC05C

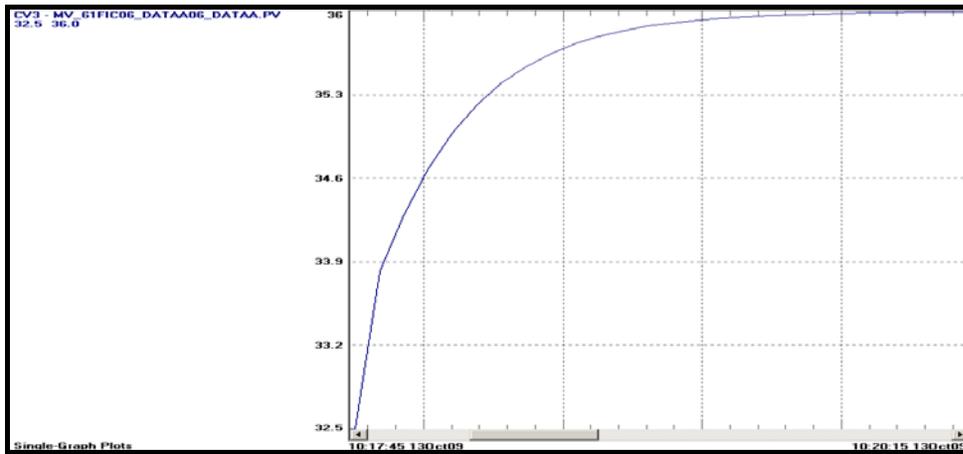


Figura N° 121 Curva de reacción MV_61FIC06

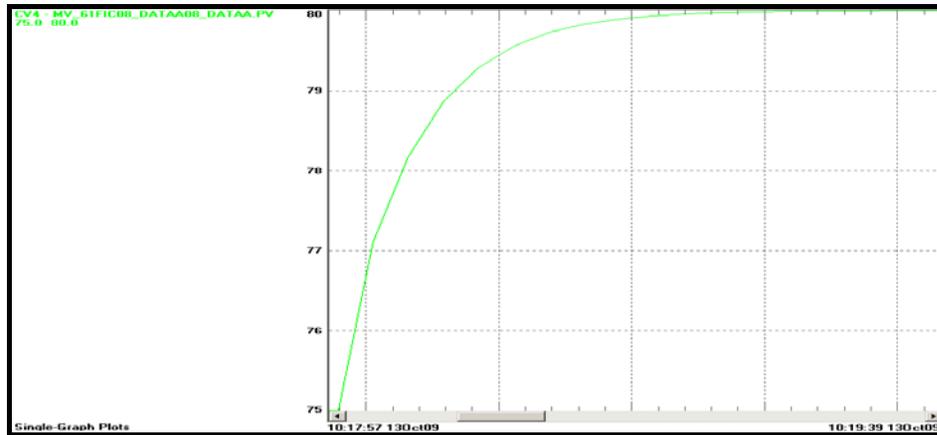


Figura N° 122 Curva de reacción MV_61FIC08

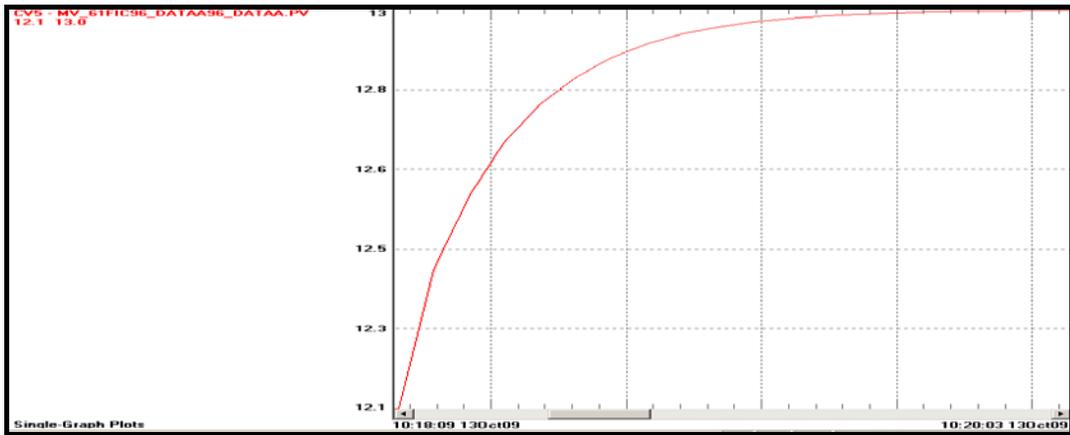


Figura N° 123 Curva de reacción MV_61FIC96

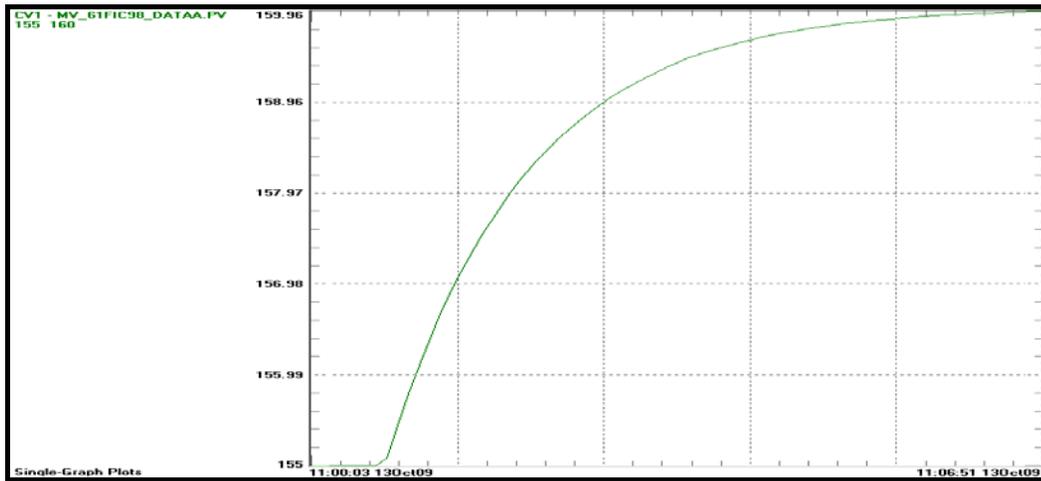


Figura N° 124 Curva de reacción MV_61FIC98

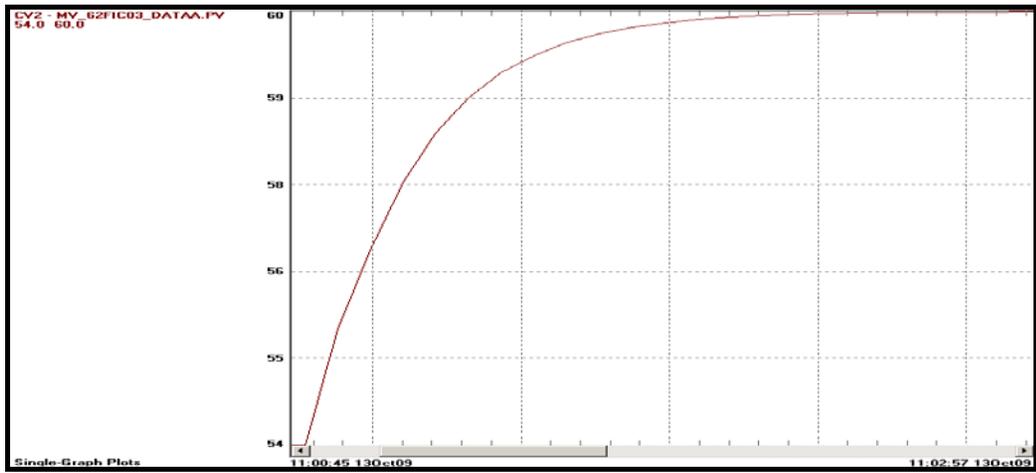


Figura N° 125 Curva de reacción MV_62FIC03

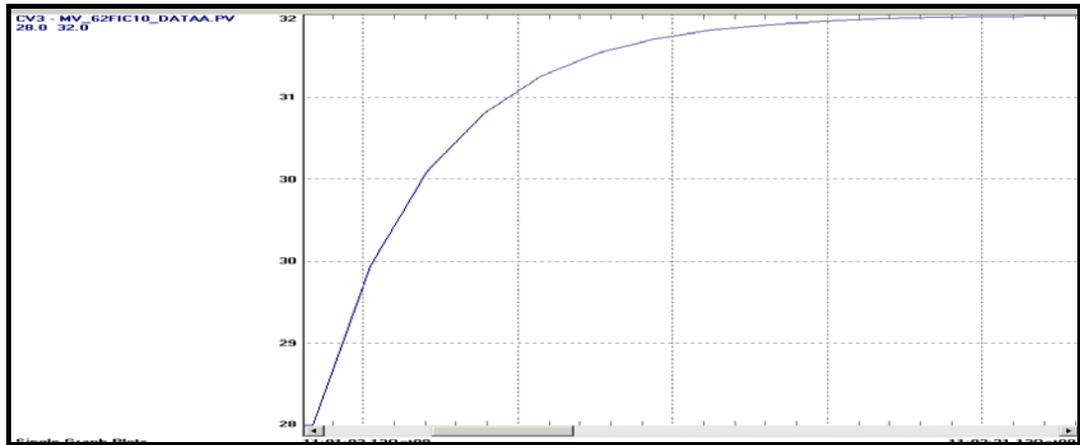


Figura N° 126 Curva de reacción MV_62FIC10

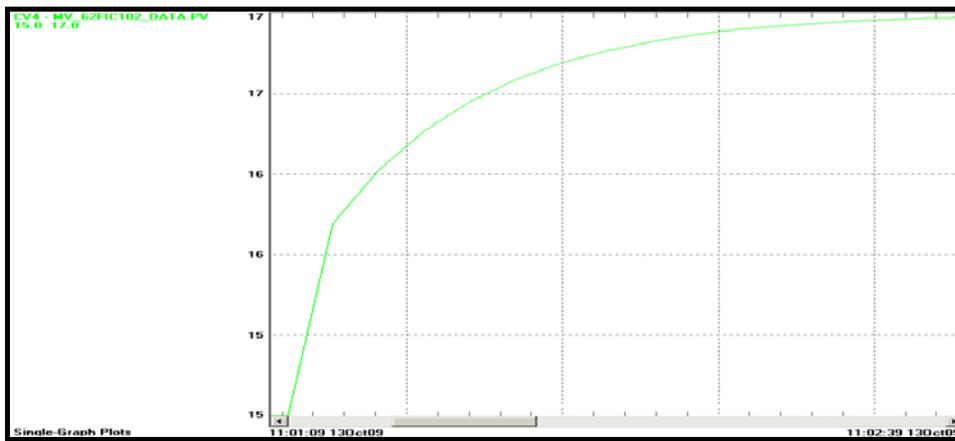


Figura N° 127 Curva de reacción MV_62FIC102

APENDICE C
LÍMITES DE OPERACIÓN DE LAS VARIABLES
INVOLUCRADAS EN LAS SECCIONES DE REACCIÓN
FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE FCC

Tabla N° 19. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de reacción de la unidad de FCC (Elaboración Propia)

Tipo de Variable	Nombre de la Variable	Descripción de la Variable	Límite de la Variable	
			Superior	Inferior
Manipulada	62FIC03	Alimentación FCC	88	20
	61TIC03	Temp. Reactor	950	550
	61TIC22	Temp. Pre calentamiento alimentación	600	200
	61FIC08	Flujo de aire al Regenerador	100	50
	62PIC39	Presión de Succión Gas Húmedo	5	25
	31PDC26	Diferencia de Presión Reactor/Regenerador	5	-5
	61FIC05	Gas de Despojamiento	25	5
	61FIC05C	Gas de Despojamiento	8.6	2.6
	61FIC98	Gas Liviano	215	95
	61FIC06	Vapor Liviano	50	15
61FIC96	Vapor Liviano	18	6	
Controlada	61AX02	Exceso de O ₂ en el flujo de gas al Regenerador	2.2	0.2
	61TS10	Temp. del lecho de la fase densa del Regenerador	1725	900
	61TI11	Temp. del lecho de la fase densa del Regenerador	1700	925
	61TS13	Temp. del lecho de la fase liviana del Regenerador	1720	900
	61TS15	Temp. del ciclón del Regenerador	1700	920
	61FCC07A	Velocidad del primer ciclón del Regenerador	100	50
	61FCC07B	Velocidad del segundo ciclón del Regenerador	110	50
	61IR01	Consumo de energía soplador de aire	1.5	0.2
	61FX60A	%Surge soplador de aire	12.5	2.5
	61PV15AOP	Posición de la válvula de expansión de gas	45	15
	61FFC01	Relación catalizador/aceite	14	2
	61FCC005	Velocidad del riser	20	5
	61FCC006	Velocidad ciclón	50	105
61PIC39OP	Presión de salida en el compresor de gas húmedo	45	100	

Tabla N° 19. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de reacción de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

Tipo de Variable	Nombre de la Variable	Descripción de la Variable	Límite de la Variable	
			Superior	Inferior
Controlada	62SI01	Velocidad compresor de gas húmedo	7600	600
	61PDC34	Diferencia de presión en la válvula de circulación de catalizador regenerado	14.5	2.5
	61PDC29	Diferencia de presión en la válvula de circulación de catalizador gastado	14.5	2.5
	61FFC05	Relación Vapor de despojamiento/catalizador	4.6	1.2
	61FFC98	Relación Gas liviano/Alimentación	4	1
	61FFC06	Relación Gas liviano/Vapor liviano	40	12
	62FX82A	Producción de Olefinas	35	10
	62FIC121	Producción Nafta Pesada	5.5	0.5
	62FQ18	Producción LCO	7.5	1.5
	62FIC80	Producción HCO	3	7
	62FQ71	Producción de Slurry	5600	4000
65FR03	Producción de Fuel Gas	75	35	

Tabla N° 20. Límites para RMPCT de las variables involucradas en la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia)

Tipo de Variables	Nombre de la Variables	Descripción de la Variable	Rango de la Variable	
			Máximo	Mínimo
Manipulada	62TIC77	Temp. de Tope	274	250
	62FIC121	Flujo de HVN	5	1
	62FIC81	Flujo de LCO	5	1
	62FIC18	Flujo de LCO	7,6	3
	62FIC80	Flujo de HCO	3,8	1,2
	62FIC12	Flujo Quench	17	5
	62FIC104	Flujo de Nafta P/A	135	85
	62FIC105	Flujo de HCO P/A	5	1
	62FIC10	Flujo de Slurry P/A	36	20
	62FIC11	Flujo de Slurry P/A	26	10
Perturbación	62FIC32	LCO P/A	16	0
	62FIC03	Alimentación FCC	110	0
	61TIC03	Temp. Reactor	1500	0
	62PIC39	Presión Fraccionadora	30	0
Controlada	62GNE90	Gasolina no Estabilizada 90 %	321	375
	62HNC90	Nafta Pesada 90 %	420	446
	62LCO90	LCO 90 %	520	550
	62LCOFP	Flash Point LCO	180	220
	62TI03	Temp. de Fondo	650	750
	62FIC23.OP	Posición válvula de Reflujo	4	80
	62QFC104	Relación alimentación/ calor HVN P/A	13	24
	62QFC105	Relación alimentación/ calor HVN P/A	3	9
	62XC39A	Punto de Inundación Etapa 6	25	61
	62LIC06	Nivel de HVN	15	57
	62LIC07	Nivel de LCO	10	57
	62LIC67	Nivel HCO	10	100
	62FIC22	Gasolina no Estabilizada (PVO)	5	25
62FQ73	Relación alimentación/ calor Slurry P/A	35	75	

APENDICE D

**IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROL AVANZADO EN LAS
SECCIONES DE REACCIÓN, FRACCIONAMIENTO Y PLANTA
DE GAS DE LA UNIDAD DE FCC**

APENDICE D.1
FUNCIONES DE TRANSFERENCIA SUMINISTRADAS POR LA
EMPRESA Y OBTENIDAS EN LA SIMULACIÓN

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia)

CV	MV1 (62FIC03)		MV2 (61TIC03)	
	Honeywell	Simulacion	Honeywell	Simulacion
61AX02R	$-0,42 \frac{1}{2,65s^2 + 3,31s + 1} e^{-4s}$	$-0,431 \frac{1}{3,8s^2 + 3,9s + 1} e^{-4s}$	$-0,084 \frac{1,33s + 1}{8,26s^2 + 2s + 1} e^{-2s}$	$-0,0821 \frac{1}{4,12s + 1} e^{-3s}$
61TS10	$5,46 \frac{1}{9s + 1} e^{-0s}$	$5,64 \frac{1}{9,74s + 1} e^{-0s}$	$1,09 \frac{1}{0,871s^2 + 1,87s + 1} e^{-6s}$	$1,05 \frac{-0,233s + 1}{2,44s^2 + 5,1s + 1} e^{-7s}$
61TI11	$5,46 \frac{1}{9s + 1} e^{-0s}$	$5,52 \frac{1}{9,69s + 1} e^{-0s}$	$1,09 \frac{1}{2,421s^2 + 3,11s + 1} e^{-4s}$	$1,06 \frac{1}{4,19s^2 + 5,7s + 1} e^{-5s}$
61TS13	$1,85 \frac{1}{25s^2 + 10s + 1} e^{-3s}$	$1,71 \frac{1}{12,1s^2 + 8,29s + 1} e^{-5s}$	$0,37 \frac{1}{9,85s^2 + 6,28s + 1} e^{-2s}$	$0,371 \frac{1}{17,2s^2 + 9,24s + 1} e^{-4s}$
61TS15	$1,85 \frac{1}{25s^2 + 10s + 1} e^{-4s}$	$1,97 \frac{1}{10,7s + 1} e^{-6s}$	$0,37 \frac{1}{9,85s^2 + 6,2s + 1} e^{-2s}$	$0,412 \frac{1}{3s^2 + 6,65s + 1} e^{-3s}$
61FCC007A	-	-	-	-
61FCC007B	-	-	-	-
61IR01	-	-	-	-
61FX60A	-	-	-	-
61PV15A	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FFC01	-	-	$0,0109 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,0109 \frac{1}{22s^2 + 9,87s+1} e^{-0s}$
61FCC005	-	-	-	-
61FCC006	-	-	-	-
62PIC39OP	$0,247 \frac{1}{18s+1} e^{-0s}$	$0,267 \frac{1}{19,7s+1} e^{-0s}$	$0,128 \frac{6,36s+1}{34,1s^2 + 15,8s+1} e^{-0s}$	$0,123 \frac{1}{13,9s+1} e^{-0s}$
62SI01	$6,97 \frac{1}{3,4s^2 + 3,69s+1} e^{-8s}$	$7,26 \frac{1}{0,949s^2 + 3,55s+1} e^{-9s}$	$5,09 \frac{6,36s+1}{8,84s^2 + 5,95s+1} e^{-2s}$	$4,77 \frac{1}{32,2s^2 + 11,4s+1} e^{-2s}$
61PDC34	-	-	-	-
61PDC29	-	-	-	-
61FFC05	-	-	$-0,00403 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-0,0396 \frac{-0,36s+1}{17,6s^2 + 9,36s+1} e^{-0s}$
61FFC98	$-0,0582 \frac{1}{1,02s+1} e^{-0s}$	$-0,0581 \frac{1}{0,409s^2 + 1,4s+1} e^{-0s}$	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FFC98	$-0,0582 \frac{1}{1,02s+1} e^{-0s}$	$-0,0581 \frac{1}{0,409s^2 + 1,4s + 1} e^{-0s}$	-	-
61FFC06	-	-	-	-
62FX82A	$0,362 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,362 \frac{1}{1,94s^2 + 5,41s + 1} e^{-0s}$	$0,0894 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,0901 \frac{1}{21,5s^2 + 10s + 1} e^{-0s}$
62FIC121	$0,111 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,111 \frac{1}{5,5s+1} e^{-0s}$	$-0,0133 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-0,0133 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$
62FQ18	$0,0765 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,0766 \frac{1}{1,93s^2 + 5,4s + 1} e^{-0s}$	$-0,00861 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-0,00762 \frac{1}{18,5s^2 + 8,6s + 1} e^{-0s}$
62FIC80	$0,0831 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,0832 \frac{1}{1,93s^2 + 5,4s + 1} e^{-0s}$	$-0,0149 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-0,0152 \frac{1}{22,1s^2 + 10,4s + 1} e^{-0s}$
62FQ71	$99,6 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$99,7 \frac{1}{1,94s^2 + 5,41s + 1} e^{-0s}$	$-21,1 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-21,4 \frac{1}{21,4s^2 + 10,1s + 1} e^{-0s}$
65FR03	$0,0385 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,0385 \frac{1}{1,94s^2 + 5,4s + 1} e^{-0s}$	$0,0194 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,0195 \frac{1}{21,7s^2 + 10s + 1} e^{-0s}$

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

CV	MV3 (61TIC22)		MV4 (61FIC08)	
	Honeywell	Simulacion	Honeywell	Simulacion
61AX02R	$0,0273 \frac{1,73s + 1}{103s^2 + 42,5s + 1} e^{-5s}$	$0,0272 \frac{2,84s + 1}{181s^2 + 43,8s + 1} e^{-5s}$	$0,21 \frac{1,33s + 1}{34,2s^2 + 9,55s + 1} e^{-0s}$	$0,21 \frac{1}{0,241s^2 + 0,99s + 1} e^{-0s}$
61TS10	$-0,355 \frac{1}{32,2s^2 + 40,8s + 1} e^{-4s}$	$-0,357 \frac{1}{42,3s + 1} e^{-4s}$	$-2,73 \frac{1}{29,9s^2 + 11s + 1} e^{-4s}$	$-2,77 \frac{1}{35,4s^2 + 11,9s + 1} e^{-6s}$
61TI11	$-0,355 \frac{1}{32,2s^2 + 40,8s + 1} e^{-4s}$	$-0,358 \frac{1}{42,5s + 1} e^{-4s}$	$-2,73 \frac{1}{29,9s^2 + 11s + 1} e^{-4s}$	$-2,75 \frac{1}{34,8s^2 + 11,8s + 1} e^{-4s}$
61TS13	$-0,12 \frac{1}{84s^2 + 42,1s + 1} e^{-4s}$	$-0,122 \frac{1}{44,8s + 1} e^{-4s}$	$-0,924 \frac{1}{100s^2 + 25s + 1} e^{-0s}$	$-0,918 \frac{1}{119s^2 + 25,3s + 1} e^{-0s}$
61TS15	$-0,12 \frac{1}{84s^2 + 42,1s + 1} e^{-4s}$	$-0,122 \frac{1}{44,9s + 1} e^{-4s}$	$-0,924 \frac{1}{100s^2 + 25s + 1} e^{-0s}$	$-0,919 \frac{1}{119s^2 + 25,3s + 1} e^{-0s}$

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FCC007A	-	-	$0.521 \frac{6.96s + 1}{86.7s^2 + 20.5s + 1} e^{-0s}$	$0,518 \frac{1,7s + 1}{20,3s^2 + 13,6s + 1} e^{-0s}$
61FCC007B	-	-	$0.638 \frac{7.36s + 1}{89.8s^2 + 21.1s + 1} e^{-0s}$	$0,607 \frac{1}{10,4s + 1} e^{-0s}$
61IR01	-	-	$-0.305 \frac{4.22s + 1}{67.6s^2 + 15.7s + 1} e^{-0s}$	$-0,304 \frac{5,12s + 1}{1,59s^2 + 2,52s + 1} e^{-0s}$
61FX60A	-	-	$1.52 \frac{2.22s + 1}{2.47s^2 + 9.5s + 1} e^{-0s}$	$1.52 \frac{3,44s + 1}{2,12s^2 + 2,91s + 1} e^{-0s}$
61PV15A	-	-	$1.39 \frac{2.88s + 1}{3,83s^2 + 11,4s + 1} e^{-0s}$	$1.39 \frac{2.88s + 1}{3,83s^2 + 11,4s + 1} e^{-0s}$
61FFC01	$-0.00531 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$-0,00531 \frac{1}{226s^2 + 45,5s + 1} e^{-4s}$	-	-
61FCC005	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FCC006	-	-	-	-
62PIC39OP	$-0.0141 \frac{1}{80s^2 + 42s + 1} e^{-4s}$	$-0,0144 \frac{1}{45,1s + 1} e^{-4s}$	-	-
62SI01	$-0.573 \frac{-0.311s + 1}{292s^2 + 47.1s + 1} e^{-4s}$	$-0.573 \frac{-0.311s + 1}{292s^2 + 47.1s + 1} e^{-4s}$	-	-
61PDC34	-	-	-	-
61PDC29	-	-	-	-
61FFC05	$3.36 * 10^{-5} \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$3.36 * 10^{-5} \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$-7.63 * 10^{-7} \frac{1}{25s^2 + 10s + 1} e^{-0s}$	$-7.63 * 10^{-7} \frac{1}{25s^2 + 10s + 1} e^{-0s}$
61FFC98	-	-	-	-
61FFC06	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

62FX82A	$-0.0046 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$-0,00459 \frac{1}{234s^2 + 45,2s + 1} e^{-4s}$	-	-
62FIC121	$0.000912 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$0.000912 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	-	-
62FQ18	$0.000536 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$0.000536 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	-	-
62FIC80	$0.00129 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$0.00129 \frac{1}{226s^2 + 45,5s + 1} e^{-4s}$	-	-
62FQ71	$2.96 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$2.96 \frac{1}{226s^2 + 45,5s + 1} e^{-4s}$	-	-
65FR03	$-0.00055 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	$-0.00055 \frac{1}{200s^2 + 45s + 1} e^{-4s}$	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

CV	MV5 (62PIC39)		MV6 (61PDC26)	
	Honeywell	Simulacion	Honeywell	Simulacion
61AX02R	-	-	-	-
61TS10	-	-	-	-
61TI11	-	-	-	-
61TS13	-	-	-	-
61TS15	-	-	-	-
61FCC007A	$-0.723 \frac{1}{1.55s^2 + 1.36s + 1} e^{-0s}$	$-0,754 \frac{1}{1,93s^2 + 2,78s + 1} e^{-0s}$	$-2.14 \frac{1}{0.969s^2 + 1.74s + 1} e^{-0s}$	$-2,07 \frac{1}{2,5s^2 + 4,36s + 1} e^{-0s}$
61FCC007B	$-0.885 \frac{1}{1.56s^2 + 1.37s + 1} e^{-0s}$	$-0,922 \frac{1}{1,9s^2 + 2,77s + 1} e^{-0s}$	$-2.91 \frac{1}{0.971s^2 + 1.76s + 1} e^{-0s}$	$-2,53 \frac{1}{2,49s^2 + 4,37s + 1} e^{-0s}$
61IR01	$1.04 \frac{1}{0.16s^2 + 0.8s + 1} e^{-0s}$	$1,04 \frac{1}{1,5s + 1} e^{-0s}$	$0.272 \frac{1}{0.8s + 1} e^{-0s}$	$0,261 \frac{1}{2,93s + 1} e^{-0s}$

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FX60A	$-1.59 \frac{1}{0.64s^2 + 1.6s + 1} e^{-0s}$	$-1,7 \frac{1}{1.53s^2 + 2,48s + 1} e^{-0s}$	$-1.79 \frac{1}{0.16s^2 + 0.8s + 1} e^{-0s}$	$-1,72 \frac{1}{2,89s + 1} e^{-0s}$
61PV15A	$-0.591 \frac{3.27s + 1}{1.56s^2 + 1.42s + 1} e^{-0s}$	$-0.591 \frac{3.27s + 1}{1.56s^2 + 1.42s + 1} e^{-0s}$	$-1.05 \frac{1}{0.8s + 1} e^{-0s}$	$-1.05 \frac{1}{1,92s + 1} e^{-0s}$
61FFC01	-	-	-	-
61FCC005	-	-	-	-
61FCC006	$-0.422 \frac{8.07s + 1}{8.57s^2 + 5.86s + 1} e^{-0s}$	$-0,422 \frac{8s + 1}{8,56s^2 + 5,86s + 1} e^{-0s}$	-	-
62PIC39OP	$-0.583 \frac{1}{5s + 1} e^{-0s}$	$-0,583 \frac{3.27s + 1}{3,77s^2 + 5,67s + 1} e^{-0s}$	-	-
62SI01	$-2.09 \frac{-8.24s + 1}{13.4s^2 + 3.85s + 1} e^{-0s}$	$-2,06 \frac{9,55s + 1}{2,14s^2 + 2,93s + 1} e^{-0s}$	-	-
61PDC34	-	-	$1.26 \frac{1}{2.12s + 1} e^{-0s}$	$1,27 \frac{1}{4,96s + 1} e^{-0s}$

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61PDC29	-	-	$-1.09 \frac{1}{1.02s+1} e^{-0s}$	$-1.06 \frac{1}{3,29s+1} e^{-0s}$
61FFC05	-	-	-	-
61FFC98	-	-	-	-
61FFC06	-	-	-	-
62FX82A	-	-	-	-
62FIC121	-	-	-	-
62FQ18	-	-	-	-
62FIC80	-	-	-	-
62FQ71	-	-	-	-
65FR03	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC.

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FFC05	$0.17 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,17 \frac{1}{1,44s^2 + 5,3s + 1} e^{-3s}$	$0.17 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,167 \frac{1}{6,37s^2 + 6,94s + 1} e^{-1s}$
61FFC98	-	-	-	-
61FFC06	-	-	-	-
62FX82A	-	-	-	-
62FIC121	-	-	-	-
62FQ18	-	-	-	-
62FIC80	-	-	-	-
62FQ71	-	-	-	-
65FR03	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

CV	MV7 (61FIC05)		MV8 (61FIC05C)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
61AX02R	-	-	-	-
61TS10	$-4.65 \frac{1}{3.43s^2 + 3.71s + 1} e^{-2s}$	$-9.31 \frac{1}{3.87s^2 + 3.94s + 1} e^{-2s}$	$-4.65 \frac{1}{3.43s^2 + 3.71s + 1} e^{-2s}$	$-4.55 \frac{1}{12.7s^2 + 7.15s + 1} e^{-2s}$
61TI11	$-4.01 \frac{1}{2.4s^2 + 3.1s + 1} e^{-3s}$	$-4.02 \frac{1}{2.96s^2 + 3.44s + 1} e^{-3s}$	$-4.01 \frac{1}{2.4s^2 + 3.1s + 1} e^{-3s}$	$-4.34 \frac{1}{12.3s^2 + 7s + 1} e^{-3s}$
61TS13	$-2.44 \frac{1}{4.13s^2 + 4.07s + 1} e^{-2s}$	$-2.48 \frac{1}{5.04s^2 + 4.49s + 1} e^{-2s}$	$-2.44 \frac{1}{4.13s^2 + 4.07s + 1} e^{-2s}$	$-2.43 \frac{1}{7.58s^2 + 5.55s + 1} e^{-3s}$
61TS15	$-2.56 \frac{1}{6.79s^2 + 14.1s + 1} e^{-0s}$	$-2.99 \frac{1}{16.6s + 1} e^{-0s}$	$-2.56 \frac{1}{6.79s^2 + 14.1s + 1} e^{-0s}$	$-2.53 \frac{1}{52.8s^2 + 16.6s + 1} e^{-0s}$
61FCC007A	-	-	-	-
61FCC007B	-	-	-	-
61IR01	-	-	-	-
61FX60A	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61PV15A	-	-	-	-
61FFC01	-	-	-	-
61FCC005	-	-	-	-
61FCC006	$0,145 \frac{31,3s+1}{41,8s^2+12,9s+1} e^{-0s}$	$0,143 \frac{3,63s+1}{1,57s^2+2,51s+1} e^{-0s}$	$0,145 \frac{31,3s+1}{41,8s^2+12,9s+1} e^{-0s}$	$0,101 \frac{53,3s+1}{7,15s^2+5,35s+1} e^{-0s}$
62PIC39OP	$-0,0968 \frac{1}{5s+1} e^{-2s}$	$-0,0986 \frac{1}{5,48s+1} e^{-2s}$	$-0,0968 \frac{1}{5s+1} e^{-2s}$	$-0,0971 \frac{1}{6,61s^2+6,84s+1} e^{-3s}$
62SI01	$-8,21 \frac{1}{1,47s^2+3,44s+1} e^{-3s}$	$-8,22 \frac{1}{2,55s^2+3,72s+1} e^{-3s}$	$-8,21 \frac{1}{1,47s^2+3,44s+1} e^{-3s}$	$-7,73 \frac{1}{6,12s^2+4,95s+1} e^{-4s}$
61PDC34	-	-	-	-
61PDC29	-	-	-	-
61FFC05	$0,17 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,17 \frac{1}{1,44s^2+5,3s+1} e^{-3s}$	$0,17 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,167 \frac{1}{6,37s^2+6,94s+1} e^{-1s}$

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FFC98	-	-	-	-
61FFC06	-	-	-	-
62FX82A	-	-	-	-
62FIC121	-	-	-	-
62FQ18	-	-	-	-
62FIC80	-	-	-	-
62FQ71	-	-	-	-
65FR03	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

CV	MV9 (61FIC98)		MV10 (61FIC06)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
61AX02	-	-	-	-
61TS10	-	-	-	-
61TI11	-	-	-	-
61TS13	-	-	-	-
61TS15	-	-	-	-
61FCC007A	-	-	-	-
61FCC007B	-	-	-	-
61IR01	-	-	-	-
61FX60A	-	-	-	-
61PV15A	-	-	-	-
61FFC01	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FCC005	$0.0256 \frac{1}{0.5s + 1} e^{-0s}$	$0,0251 \frac{1}{0,965s^2 + 1,97s + 1} e^{-0s}$	$0.548 \frac{1}{s + 1} e^{-0s}$	$0,548 \frac{1}{0,371s^2 + 1,42s + 1} e^{-0s}$
61FCC006	$0.0128 \frac{1}{s + 1} e^{-0s}$	$0,0132 \frac{1}{1,74s^2 + 2,86s + 1} e^{-0s}$	$0.226 \frac{1}{1.5s + 1} e^{-0s}$	$0,226 \frac{1}{0,594s^2 + 1,94s + 1} e^{-0s}$
62PIC39OP	$0.0284 \frac{1.71s + 1}{4.76s^2 + 6.18s + 1} e^{-0s}$	$0,0282 \frac{1}{4,57s^2 + 5,83s + 1} e^{-0s}$	-	-
62SI01	$1.17 \frac{1}{1.91s^2 + 4.54s + 1} e^{-1s}$	$1,17 \frac{1}{8,85s^2 + 5,95s + 1} e^{-1s}$	-	-
61PDC34	-	-	-	-
61PDC29	-	-	-	-
61FFC05	-	-	-	-
61FFC98	$0.0192 \frac{1.87s + 1}{1.19s^2 + 2.51s + 1} e^{-0s}$	$0.0192 \frac{0,0321s + 1}{0,667s^2 + 1,83s + 1} e^{-0s}$	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FFC06	$0.173 \frac{1.78s+1}{0.389s^2+1.1s+1} e^{-0s}$	$0,18 \frac{1}{0,922s^2+1,92s+1} e^{-0s}$	$-4,59 \frac{1}{0,8s+1} e^{-0s}$	$-4,59 \frac{1}{0,268s^2+1,2s+1} e^{-0s}$
62FX82A	-	-	-	-
62FIC121	-	-	-	-
62FQ18	-	-	-	-
62FIC80	-	-	-	-
62FQ71	-	-	-	-
65FR03	-	-	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

CV	MV11 (61FIC96)	
	Honeywell	Simulación
61AX02	-	-
61TS10	-	-
61TI11	-	-
61TS13	-	-
61TS15	-	-
61FCC007A	-	-
61FCC007B	-	-
61IR01	-	-
61FX60A	-	-
61PV15A	-	-
61FFC01	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FCC005	$0.548 \frac{1}{s+1} e^{-0s}$	$0,548 \frac{1}{0,373s^2 + 1,39s + 1} e^{-0s}$
61FCC006	$0.226 \frac{1}{1.5s+1} e^{-0s}$	$0,226 \frac{1}{0,575s^2 + 1,89s + 1} e^{-0s}$
62PIC39OP	-	-
62SI01	-	-
61PDC34	-	-
61PDC29	-	-
61FFC05	-	-
61FFC98	-	-

Tabla N° 21. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de reacción de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

61FFC06	$-4.59 \frac{1}{0.8s + 1} e^{-0s}$	$-4,59 \frac{1}{0,292s^2 + 1,19s + 1} e^{-0s}$
62FX82A	-	-
62FIC121	-	-
62FQ18	-	-
62FIC80	-	-
62FQ71	-	-
65FR03	-	-

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	MV1 (62TIC77)		MV2 (62FIC121)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62GNE90	$1,12 \frac{1}{30s^2 + 13s + 1} e^{-1s}$	$1,11 \frac{1}{40,4s^2 + 14s + 1} e^{-1s}$	-	-
62HNC90	$0,548 \frac{1}{173s^2 + 24s + 1} e^{-1s}$	$0,0229 \frac{1}{51,8s^2 + 14,4s + 1} e^{-1s}$	$0,935 \frac{1}{12s + 1} e^{-0s}$	$0,939 \frac{1}{12.4s + 1} e^{-0s}$
62LCO90	$0,4 \frac{1}{170s^2 + 23s + 1} e^{-4s}$	$0,431 \frac{1}{1,63s^2 + 2,55s + 1} e^{-5s}$	-	-
62LCOFP	$0,161 \frac{1}{173s^2 + 24s + 1} e^{-3s}$	$0,164 \frac{1}{1,67s^2 + 2,58 + 1} e^{-4s}$	$0,275 \frac{1}{12s + 1} e^{-0s}$	$0,276 \frac{1}{12.5s + 1} e^{-0s}$
62TI03	-	-	-	-
62FIC23	-	-	-	-
62FIC23.OP	$-1,5 \frac{1}{s + 1} e^{-0s}$	$-1,5 \frac{4,34s + 1}{7,45s^2 + 5,46s + 1} e^{-1s}$	-	-
62QFC104	-	-	-	-
62QFC105	-	-	-	-

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62XC39A	-	-	-	-
62LIC06	-	-	$-1 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-1 \frac{1}{0,13s^2 + 0,76}$
62LIC07	-	-	-	-
62LIC67	-	-	-	-
62FIC22	$0,95 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$0,898 \frac{1}{16,4s^2 + 8,48s + 1} e^{-0s}$	-	-
62QF73	-	-	-	-
CV	MV3 (62FIC81)		MV4 (62FIC18)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62GNE90	-	-	-	-
62HNC90	-	-	-	-

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62LCO90	$3 \frac{1}{18s+1} e^{-0s}$	$2,98 \frac{1}{17,4s+1} e^{-1s}$	$3 \frac{1}{18s+1} e^{-0s}$	$3,02 \frac{1}{18,7s+1} e^{-0s}$
62LCOFP	-	-	-	-
62TI03	-	-	-	-
62FIC23	-	-	-	-
62FIC23.OP	-	-	-	-
62QFC104	-	-	-	-
62QFC105	-	-	-	-
62XC39A	-	-	-	-
62LIC06	-	-	-	-
62LIC07	$-2 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-2 \frac{1}{1,5s+1} e^{-0s}$	$-2 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-2 \frac{1}{0,208s^2 + 0,914s + 1} e^{-0s}$
62LIC67	-	-	-	-
62FIC22	-	-	-	-

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62QF73	-	-	-	-
CV	MV5 (62FIC80)		MV6 (62FIC12)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62GNE90	-	-	-	-
62HNC90	-	-	-	-
62LCO90	-	-	-	-
62LCOFP	-	-	-	-
62TI03	$3 \frac{1}{20s+1} e^{-0s}$	$3,01 \frac{1}{20,6s+1} e^{-0s}$	$-4 \frac{1}{4s+1} e^{-0s}$	$-3,99 \frac{1}{4,83s^2 + 5,13s + 1} e^{-0s}$
62FIC23	-	-	-	-
62FIC23.OP	-	-	-	-
62QFC104	-	-	-	-
62QFC105	-	-	-	-
62XC39A	-	-	-	-

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62LIC06	-	-	-	-
62LIC07	-	-	-	-
62LIC67	$-3 \frac{1}{2s+1} e^{-0s}$	$-3,01 \frac{1}{0,488s+1} e^{-0s}$	-	-
62FIC22	-	-	-	-
62QF73	-	-	-	-
CV	MV7 (62FIC104)		MV8 (62FIC105)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62GNE90	-	-	-	-
62HNC90	-	-	-	-
62LCO90	-	-	-	-
62LCOFP	-	-	-	-
62TI03	-	-	$-0,285 \frac{30,8+1}{101s^2+20,1s+1} e^{-0s}$	$-0,284 \frac{-0,543+1}{103s^2+20,1s+1} e^{-0s}$

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62FIC23	-		-	-
62FIC23.OP	$-0,45 \frac{1}{2s+1} e^{-0s}$	$-0,45 \frac{1}{0,791s^2 + 2,37s+1} e^{-0s}$	-	-
62QFC104	$0,22 \frac{1}{25s^2 + 10s + 1} e^{-0s}$	$0,22 \frac{1}{28s^2 + 10,6s+1} e^{-0s}$	-	-
62QFC105	-	-	$0,52 \frac{1}{25s^2 + 10s+1} e^{-0s}$	$0,529 \frac{1}{30,1s^2 + 11s+1} e^{-0s}$
62XC39A	-	-	$0,80 \frac{1}{22s+1} e^{-0s}$	$1,03 \frac{1}{29,7s+1} e^{-0s}$
62LIC06	-	-	-	-
62LIC07	-	-	-	-
62LIC67	-	-	-	-
62FIC22	-	-	-	-
62QF73	-	-	-	-

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

CV	MV9 (62FIC10)		MV10 (62FIC11)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62GNE90	-	-	-	-
62HNC90	-	-	-	-
62LCO90	-	-	-	-
62LCOFP	-	-	-	-
62TI03	$-1,5 \frac{1}{6s+1} e^{-0s}$	$-1,5 \frac{1}{1,73s^2 + 6,33s + 1} e^{-0s}$	$-1,5 \frac{1}{6s+1} e^{-0s}$	$-1,5 \frac{1}{6s+1} e^{-0s}$
62FIC23	-	-	-	-
62FIC23.OP	-	-	-	-
62QFC104	-	-	-	-
62QFC105	-	-	-	-
62XC39A	$-3,8 \frac{1}{60s^2 + 17s + 1} e^{-0s}$	$-3,8 \frac{1}{66,1s^2 + 17,2s + 1} e^{-0s}$	$-3,8 \frac{1}{60s^2 + 17s + 1} e^{-0s}$	$-3,8 \frac{1}{60s^2 + 17s + 1} e^{-0s}$

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62LIC06	-	-	-	-
62LIC07	-	-	-	-
62LIC67	-	-	-	-
62FIC22	-	-	-	-
62QF73	$0,684 \frac{1}{10s+1} e^{-0s}$	$0,689 \frac{1}{10,5s+1} e^{-0s}$	$0,684 \frac{1}{10s+1} e^{-0s}$	$0,684 \frac{1}{10s+1} e^{-0s}$
CV	DV1 (62FIC32)		DV2 (62FIC03)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62GNE90	-	-	-	-
62HNC90	-	-	-	-
62LCO90	-	-	-	-
62LCOFP	-	-	-	-
62TI03	$-3,04 \frac{1}{6,22s+1} e^{-0s}$	$-2,67 \frac{1}{5,31s+1} e^{-0s}$	-	-
62FIC23	-	-	-	-

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62FIC23.OP	-	-	$5,59 \frac{1}{10s + 1} e^{-3s}$	$2,57 \frac{1,98s + 1}{15,9s^2 + 5,87s + 1} e^{-3s}$
62QFC104	-	-	-	-
62QFC105	-	-	-	-
62XC39A	-	-	$3,04 \frac{1}{200s^2 + 30s + 1} e^{-0s}$	$0,571 \frac{1}{121s^2 + 22s + 1} e^{-0s}$
62LIC06	-	-	-	-
62LIC07	-	-	-	-
62LIC67	-	-	-	-
62FIC22	-	-	-	-
62QF73	-	-	-	-
CV	DV3 (61TIC03)			
	Honeywell	Simulación		
62GNE90	-	-		
62HNC90	-	-		

Tabla N° 22. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia) (Continuación).

62LCO90	-	-
62LCOFP	-	-
62TI03	$0,713 \frac{1}{15,6s+1} e^{-0s}$	$0,712 \frac{5,85s+1}{86,8s^2+21,2s+1} e^{-0s}$
62FIC23	-	-
62FIC23.OP	-	-
62QFC104	-	-
62QFC105	-	-
62XC39A	-	-
62LIC06	-	-
62LIC07	-	-
62LIC67	-	-
62FIC22	-	-
62QF73	-	-

Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC
(Elaboración Propia)

CV	MV1 (62FIC37)		MV2 (62TIC97)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62DEBRVP	-	-	$-0,0569 \frac{1}{15s+1} e^{-0s}$	$-0,057 \frac{1}{15s+1} e^{-0s}$
62XC77A	$2,12 \frac{1}{10s+1} e^{-0s}$	$2,12 \frac{1}{5,52s^2 + 10,5s + 1} e^{-0s}$	$0,315 \frac{4,75s+1}{522s^2 + 32,6s + 1} e^{-12s}$	$0,315 \frac{4,75s+1}{522s^2 + 32,6s + 1} e^{-12s}$
62FX37	$1,2 \frac{1}{10s+1} e^{-0s}$	$1,2 \frac{1}{5,36s^2 + 10,5s + 1} e^{-0s}$	-	-
62TIC52	$-2,3 \frac{1}{15s+1} e^{-0s}$	$-2,28 \frac{1}{14,4s+1} e^{-0s}$	$1,8 \frac{1}{50s^2 + 15s + 1} e^{-2s}$	$1,82 \frac{1}{51,2s^2 + 17,7s + 1} e^{-2s}$
62PIC77OP	$2,22 \frac{1}{7s+1} e^{-0s}$	$2,22 \frac{1}{3,76s^2 + 7,53s + 1} e^{-0s}$	$0,391 \frac{1}{7,42s^2 + 5,45s + 1} e^{-0s}$	$0,377 \frac{1}{2,27s^2 + 4,69s + 1} e^{-2s}$
62PDC79	$2,22 \frac{1}{7s+1} e^{-0s}$	$2,22 \frac{1}{3,9s^2 + 7,54s + 1} e^{-0s}$	-	-
62TDC01	$-1,21 \frac{1}{2,22s+1} e^{-0s}$	$-1,27 \frac{1}{1,22s^2 + 2,73s + 1} e^{-0s}$	$0,75 \frac{1}{20s+1} e^{-0s}$	$0,798 \frac{1}{25,2s+1} e^{-0s}$

Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

62FIC350P	-	-	$0,884 \frac{1}{48s^2 + 14s + 1} e^{-0s}$	$1,11 \frac{1}{15,9s + 1} e^{-0s}$
62SEPRVP	-	-	-	-
62XC102	-	-	-	-
62FX102	-	-	-	-
62TI111	-	-	-	-
62PIC166O P	-	-	-	-
62PIC168	-	-	-	-
62TDC102	-	-	-	-
62FIC101O P				
62FIC82	$-0,5 \frac{1}{18s + 1} e^{-3s}$	$-0,502 \frac{1}{19,3s + 1} e^{-4s}$	$0,38 \frac{1}{120s^2 + 22s + 1} e^{-3s}$	$0,418 \frac{1}{169s^2 + 29,4s + 1} e^{-3s}$

Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

62FIC103	$0,5 \frac{1}{120s^2 + 22s + 1} e^{-9s}$	$0,502 \frac{1}{115s^2 + 23,9s + 1} e^{-9s}$	$-0,381 \frac{1}{120s^2 + 22s + 1} e^{-4s}$	$-0,381 \frac{1}{121s^2 + 22,5s + 1} e^{-4s}$
62FIC100	-	-	-	-
CV	MV3 (62PIC77)		MV4 (62FIC102)	
	Honeywell	Simulacion	Honeywell	Simulacion
62DEBRVP	-	-	-	-
62XC77A	$-0,742 \frac{1}{269s^2 + 32,8s + 1} e^{-0s}$	$-0,748 \frac{1}{0,478s + 1} e^{-0s}$	-	-
62FX37	-	-	-	-
62TIC52	-	-	-	-
62PIC77OP	$-1,55 \frac{1}{0,3s + 1} e^{-0s}$	$-1,55 \frac{1}{0,157s^2 + 0,939s + 1} e^{-0s}$	-	-
62PDC79	$-1,55 \frac{1}{0,3s + 1} e^{-0s}$	$-1,5 \frac{1}{0,117s^2 + 0,912s + 1} e^{-0s}$	-	-

Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

62TDC01	-	-	-	-
62FIC350P	-	-	-	-
62SEPRVP	-	-	-	-
62XC102	-	-	$1,99 \frac{1,88s+1}{17,1s^2+8,26s+1} e^{-0s}$	$1,94 \frac{21,2s+1}{1,52s^2+2,46s+1} e^{-0s}$
62FX102	-	-	$1,2 \frac{1}{10s+1} e^{-0s}$	$1,21 \frac{1}{10,7s+1} e^{-0s}$
62TI111	-	-	$-1,94 \frac{4,75s+1}{17,6s^2+8,39s+1} e^{-3s}$	$-1,95 \frac{1}{1,42s^2+4,2s+1} e^{-3s}$
62PIC166O P	-	-	$2,81 \frac{3,725+1}{8,63s^2+5,88s+1} e^{-0s}$	$2,81 \frac{1}{2,23s^2+3,84s+1} e^{-0s}$
62PIC168	-	-	$2,85 \frac{1}{0,248s^2+2,27s+1} e^{-0s}$	$2,85 \frac{1}{1,08s^2+2,63s+1} e^{-0s}$
62TDC102	-	-	$-4,36 \frac{1}{4,75s^2+8,27s+1} e^{-0s}$	$-4,35 \frac{1}{8,04s^2+8,6s+1} e^{-0s}$

Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

62FIC1010 P	-	-	-	-
62FIC82	-	-	-	-
62FIC103	-	-	$-0,25 \frac{1}{5s+1} e^{-0s}$	$-0,253 \frac{1}{4,67s^2 + 6,25s + 1} e^{-0s}$
62FIC100	-	-	$0,25 \frac{1}{12s+1} e^{-0s}$	$0,251 \frac{1}{12,8s+1} e^{-1s}$
CV	MV5 (62TIC164)		MV6 (62PIC166)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
62DEBRVP	-	-	-	-
62XC77A	-	-	-	-
62FX37	-	-	-	-
62TIC52	-	-	-	-

Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

62PIC77OP	-	-	-	-
62PDC79	-	-	-	-
62TDC01	-	-	-	-
62FIC35OP	-	-	-	-
62SEPRVP	$-0,02 \frac{1}{15s+1} e^{-0s}$	$-0,0205 \frac{1}{21,5s+1} e^{-0s}$	-	-
62XC102	$0,101 \frac{1}{27,7s+1} e^{-0s}$	$0,105 \frac{1}{34,8s+1} e^{-0s}$	$-26 \frac{1}{4s+1} e^{-0s}$	$-26,4 \frac{1}{6,14s^2+6,04s+1} e^{-0s}$
62FX102	-	-	-	-
62TI111	$1,82 \frac{1}{65s^2+16,1s+1} e^{-0s}$	$1,8 \frac{1}{106s^2+20,6s+1} e^{-0s}$	-	-
62PIC166O P	$0,11 \frac{1}{s+1} e^{-2s}$	$0,109 \frac{1}{0,432s^2+5,84s+1} e^{-2s}$	$-2,61 \frac{1}{0,7s+1} e^{-0s}$	$-2,61 \frac{1}{1,6s^2+3,77s+1} e^{-0s}$

Tabla N° 23. Funciones de transferencia suministradas y obtenidas a partir de la simulación de la sección de planta de gas de la unidad de FCC

(Elaboración Propia) (Continuación).

62PIC168	-	-	$-2,61 \frac{1}{0,7s+1} e^{-0s}$	$-1,01 \frac{1}{93,2s^2 + 19,3s + 1} e^{-0s}$
62TDC102	$\frac{1}{60s^2 + 17s + 1} e^{-0s}$	$0,987 \frac{1}{106s^2 + 21,4s + 1} e^{-0s}$	-	-
62FIC101O P	$0,264 \frac{1}{6s^2 + 7s + 1} e^{-0s}$	$0,437 \frac{1}{6,22s + 1} e^{-0s}$	-	-
62FIC82	-	-	-	-
62FIC103	$0,206 \frac{1}{49s^2 + 14s + 1} e^{-2s}$	$0,238 \frac{1}{26,6s + 1} e^{-2s}$	-	-
62FIC100	$-0,206 \frac{1}{49s^2 + 14s + 1} e^{-2s}$	$-0,205 \frac{1}{96s^2 + 19,6s + 1} e^{-2s}$	-	-

APÉNDICE D.2
SINTONÍA Y CONFIGURACIÓN DEL CONTROL
MULTIVARIABLE PARA LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE LA
UNIDAD DE FCC

VARIABLES CONTROLADAS

Tabla N° 24. Parámetro de control para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	Performance Ratio	Clsd Loop Resp Int	Low EUGive up	High EU Give up
61AX02	1	22	1	1
61TS10	1	28	1	1
61TI11	1	32	1	1
61TS13	1	39	1	1
61TS15	1	59	1	1
61FCC07A	1	16	1	1
61FCC07B	1	15	1	1
61IR01	1	7	1	1
61FX60A	1	9	1	1
61PV15AOP	1	19	1	1
61FFC01	1	109	1	1
61FCC005	1	5	1	1
61FCC006	1	13	1	1
61PIC39OP	1	21	1	1
62SI01	1	22	1	1
61PDC34	1	16	1	1
61PDC29	1	11	1	1
61FFC05	1	19	1	1
61FFC98	1	6	1	1
61FFC06	1	4	1	1
62FX82A	1	40	1	1
62FIC121	1	33	1	1
62FQ18	1	34	1	1
62FIC80	1	46	1	1
62FX71AR	1	59	1	1
65FR03	1	38	1	1

Tabla N° 25. Parámetro de proceso para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate
61AX02	0,1	0,1
61TS10	13	13
61TI11	13	13
61TS13	13,6	13,6
61TS15	13,6	13,6
61FCC07A	2	2
61FCC07B	2	2
61IR01	0,05	0,05

Tabla N° 25. Parámetro de proceso para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC (Continuación) (Elaboración Propia)

CV	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate
61FX60A	0,5	0,5
61PV15AOP	0,5	0,5
61FFC01	1	1
61FCC005	1	1
61FCC006	2	2
61PIC39OP	0,7	0,7
62SI01	100	100
61PDC34	0,2	0,2
61PDC29	0,2	0,2
61FFC05	0,3	0,3
61FFC98	0,3	0,3
61FFC06	2	2
62FX82A	0,7	0,7
62FIC121	0,03	0,03
62FQ18	0,1	0,1
62FIC80	0,2	0,2
62FX71AR	144	144
65FR03	1,7	1,7

Tabla N° 26. Parámetro de optimización para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC (Elaboración Propia)

CV	Linear Objet Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value
61AX02	0	0	0
61TS10	0	0	0
61TI11	0	0	0
61TS13	0	0	0
61TS15	0	0	0
61FCC07A	0	0	0
61FCC07B	0	0	0
61IR01	0	0	0
61FX60A	0	0	0
61PV15AOP	0	0	0
61FFC01	0	0	0
61FCC005	0	0	0
61FCC006	0	0	0
61PIC39OP	0	0	0
62SI01	0	0	0
61PDC34	0	0	0
61PDC29	0	0	0
61FFC05	0	0	0
61FFC98	0	0	0

Tabla N° 26. Parámetro de optimización para las CV's de la sección de reacción de una unidad de FCC (Continuación) (Elaboración Propia)

CV	Linear Objct Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value
61FFC06	0	0	0
62FX82A		0	0
62FIC100		0	0
62FIC121		0	0
62FQ18		0	0
62FIC80		0	0
62FX71AR		0	0
65FR03		0	0

VARIABLES MANIPULADAS

Tabla N° 27. Parámetro de control para las MV' s de la sección de reacción de una unidad de FCC (Elaboración Propia)

MV	Max Move Down	Max Move Up	Weight
62FIC03	1,6	1,6	1
61TIC03	7,5	7,5	1
61TIC22	4	4	1
61FIC08	2,2	2,2	1
62PIC39	0,3	0,3	1
61PDC26	0,03	0,03	1
61FIC05	0,4	0,4	1
61FIC05C	0,2	0,2	1
61FIC98	4,6	4,6	1
61FIC06	1	1	1
61FIC96	0,4	0,4	1

Tabla N° 28. Parámetro de proceso para las MV's de la sección de reacción de una unidad de FCC (Elaboración Propia)

MV	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate
62FIC03	0,8	0,8
61TIC03	3,8	3,8
61TIC22	2	2
61FIC08	1,1	1,1
62PIC39	0,1	0,1
61PDC26	0,01	0,01
61FIC05	0,2	0,2
61FIC05C	0,1	0,1
61FIC98	2,3	2,3
61FIC06	0,5	0,5
61FIC96	0,2	0,2

APÉNDICE D.3
SINTONÍA Y CONFIGURACIÓN DEL CONTROL
MULTIVARIABLE PARA LA SECCIÓN DE
FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE FCC

VARIABLES CONTROLADAS

Tabla N° 29. Parámetro de control para las CV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	Perfomance Ratio	Clsd Loop Resp Int	Low EUGive up	High EU Give up
62GNE90	1	39	1	1
62HNC90	1	38	1	1
62LCO90	1	52	1	1
62LCOFP	1	29	1	1
62TI03	1	53	1	1
62FIC23OP	1	7	1	1
62QFC104	1	29	1	1
62QFC105	1	30	1	1
62XC39A	1	58	1	1
62LIC06	1	3	1	1
62LIC07	1	5	1	1
62LIC67	1	3	1	1
62FIC22	1	24	1	1
62QF73	1	32	1	1

Tabla N° 30. Parámetro de proceso para las CV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate
62GNE90	3	3
62HNC90	4	4
62LCO90	5	5
62LCOFP	2	2
62TI03	7	7
62FIC23OP	0,5	0,5
62QFC104	1,5	1,5
62QFC105	0,4	0,4
62XC39A	1	1
62LIC06	5	5
62LIC07	5	5
62LIC67	5	5
62FIC22	0,5	0,5
62QF73	2,5	2,5

Tabla N° 31. Parámetro de optimización para las CV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC (Elaboración Propia).

CV	Linear Objet Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value
62GNE90	0	0	0
62HNC90	0	0	0
62LCO90	0	0	0
62LCOFP	0	0	0
62TI03	0	0	0
62FIC23OP	0	0	0
62QFC104	0	0	0
62QFC105	0	0	0
62XC39A	0	0	0
62FQ71	0	0	0
62LIC06	0	0	0
62LIC07	0	0	0
62LIC67	0	0	0
62FIC22	-50	0	0
62QF73	0	0	0

VARIABLES MANIPULADAS

Tabla N° 32. Parámetro de control para las MV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC (Elaboración Propia)

MV	Max Move Down	Max Move Up	Weight
62TIC77	2,6	2,6	1
62FIC121	0,09	0,09	1
62FIC81	0,09	0,09	1
62FIC18	0,2	0,2	1
62FIC80	0,1	0,1	1
62FIC12	0,2	0,2	1
62FIC104	3,3	3,3	1
62FIC105	0,07	0,07	1
62FIC10	0,8	0,8	1
62FIC11	0,5	0,5	1

Tabla N° 33. Parámetro de proceso para las MV's de la sección de fraccionamiento de una unidad de FCC (Elaboración Propia)

MV	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate
62TIC77	1,3	1,3
62FIC121	0,04	0,04
62FIC81	0,04	0,04
62FIC18	0,1	0,1
62FIC80	0,05	0,05
62FIC12	0,1	0,1
62FIC104	1,6	1,6
62FIC105	0,03	0,03
62FIC10	0,4	0,4
62FIC11	0,2	0,2

APÉNDICE D.4
CAMBIO EN EL PERFORMANCE RATIO PARA 62GNE90 EN
LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD FCC

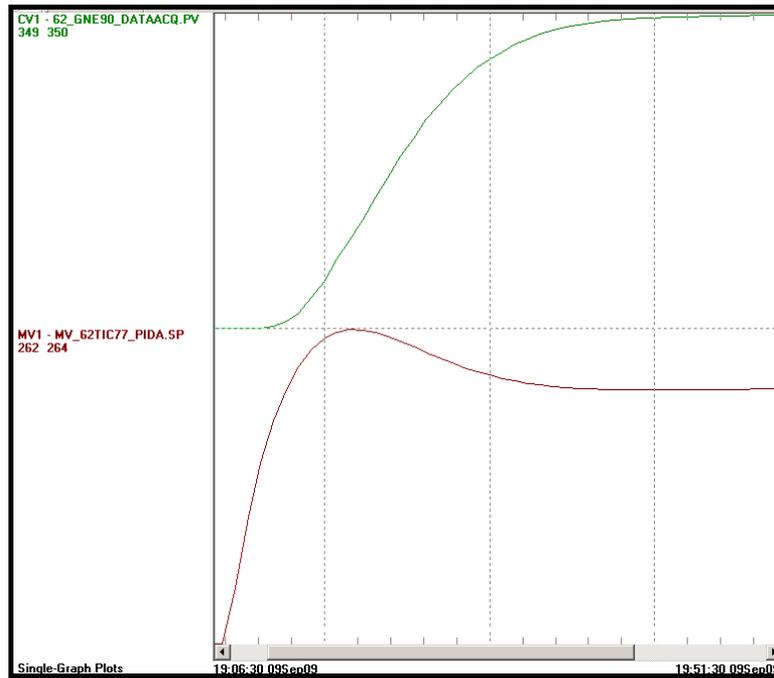


Figura N° 128. Dinámica de 62GNE90 y la variable manipulada que la afecta para un Performance Ratio de 0,6 (Elaboración Propia)

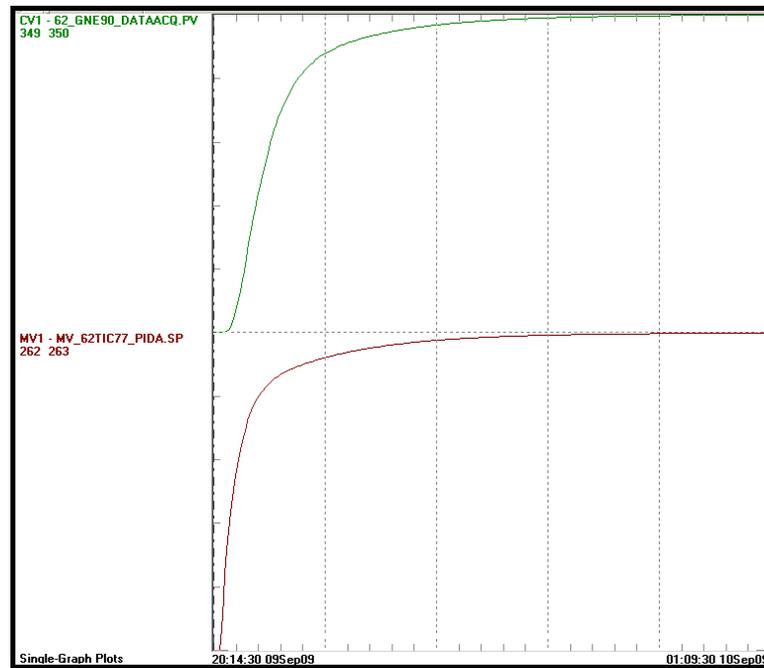


Figura N° 129. Dinámica de 62GNE90 y la variable manipulada que la afecta para un Performance Ratio de 4 (Elaboración Propia)

APÉNDICE D.5
CAMBIO EN LA RAMPA PARA 61FCC005 EN LA SECCIÓN DE
REACCIÓN DE LA UNIDAD FCC

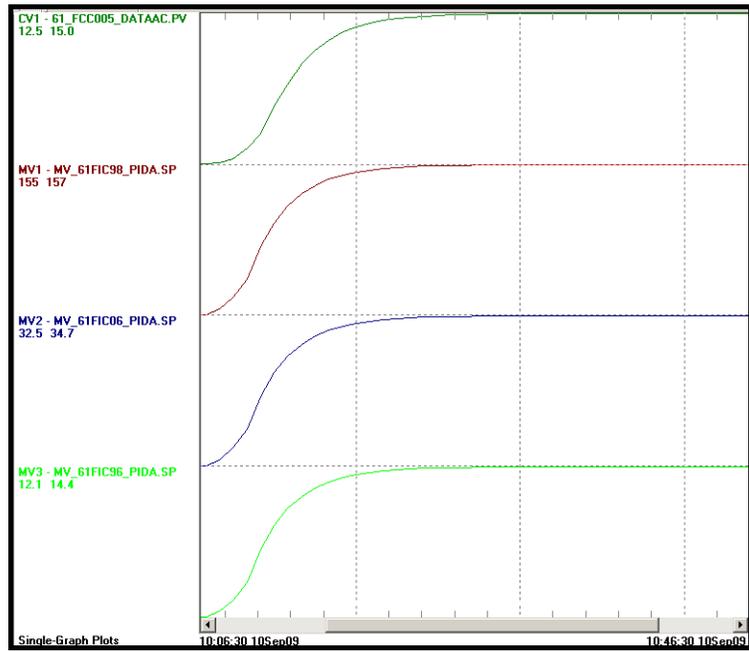


Figura N° 130. Dinámica de 61FCC005 y las variables manipuladas que la afectan para una Rampa de 0,5 (Elaboración Propia).

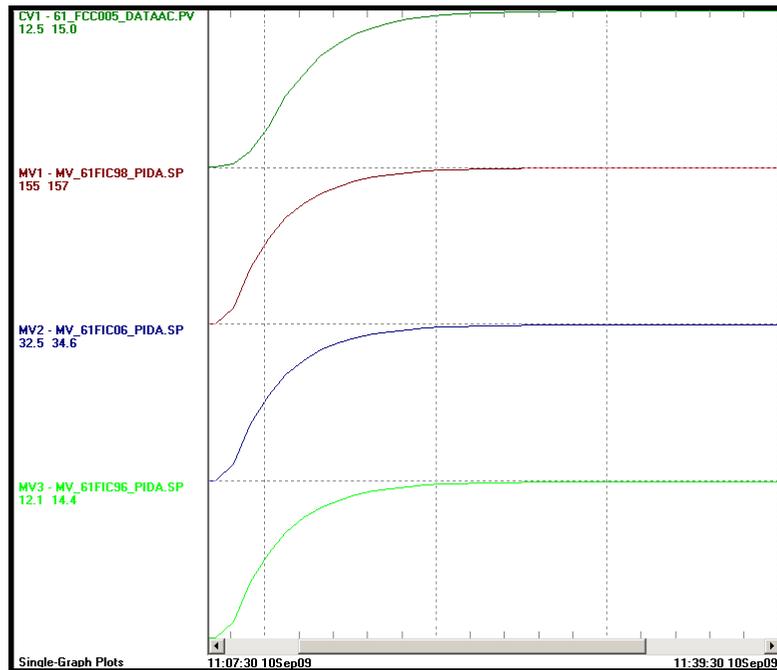


Figura N° 131. Dinámica de 61FCC005 y las variables manipuladas que la afectan para una Rampa de 1,5 (Elaboración Propia).

APÉNDICE E
DIAGRAMAS DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (DTI'S)

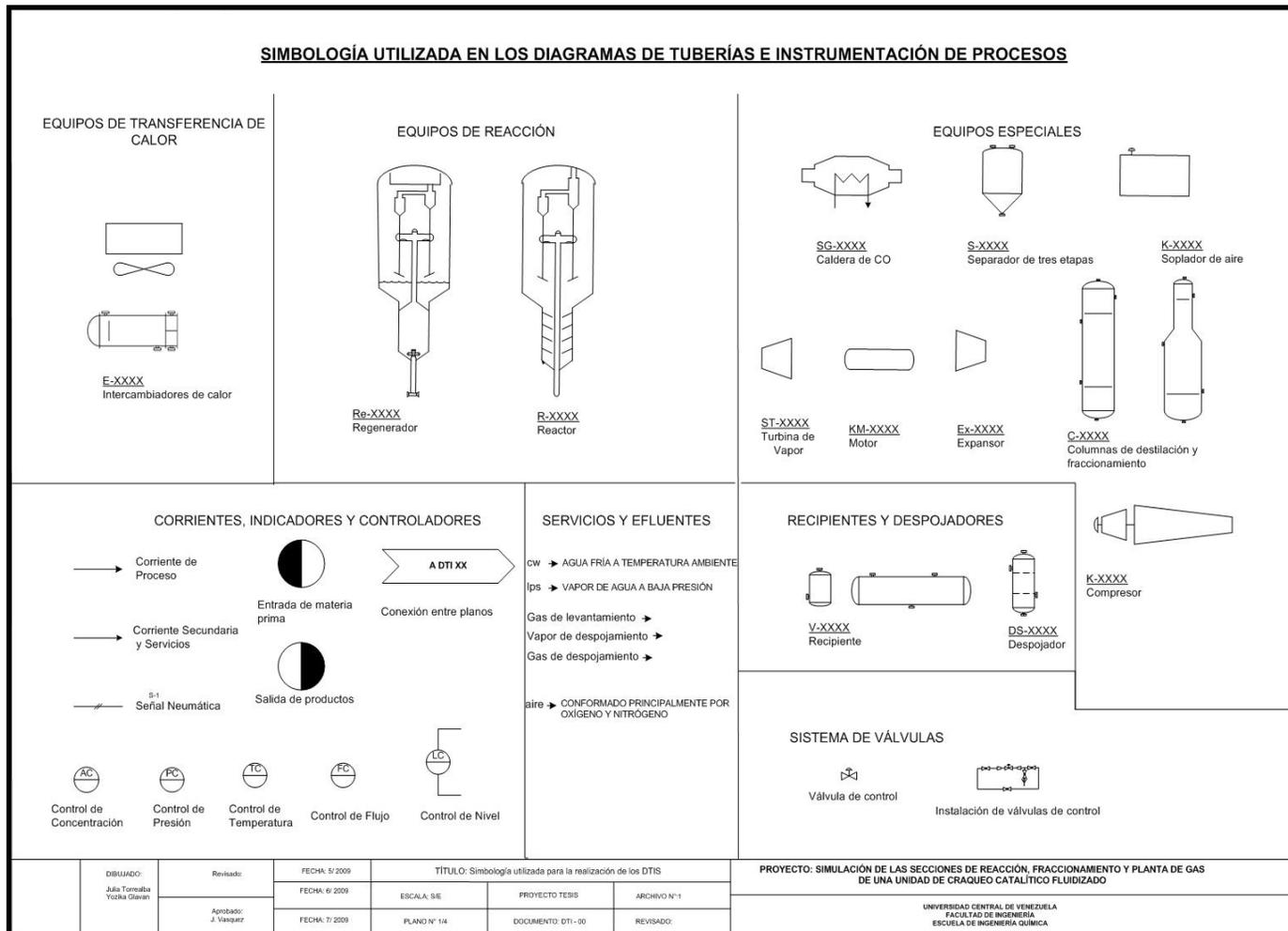


Figura N° 132. Simbología utilizada en los Diagramas de Tuberías e Instrumentación de Procesos (Elaboración propia)

APÉNDICE E.1
DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN
CORRESPONDIENTE A LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE UNA
UNIDAD DE FCC

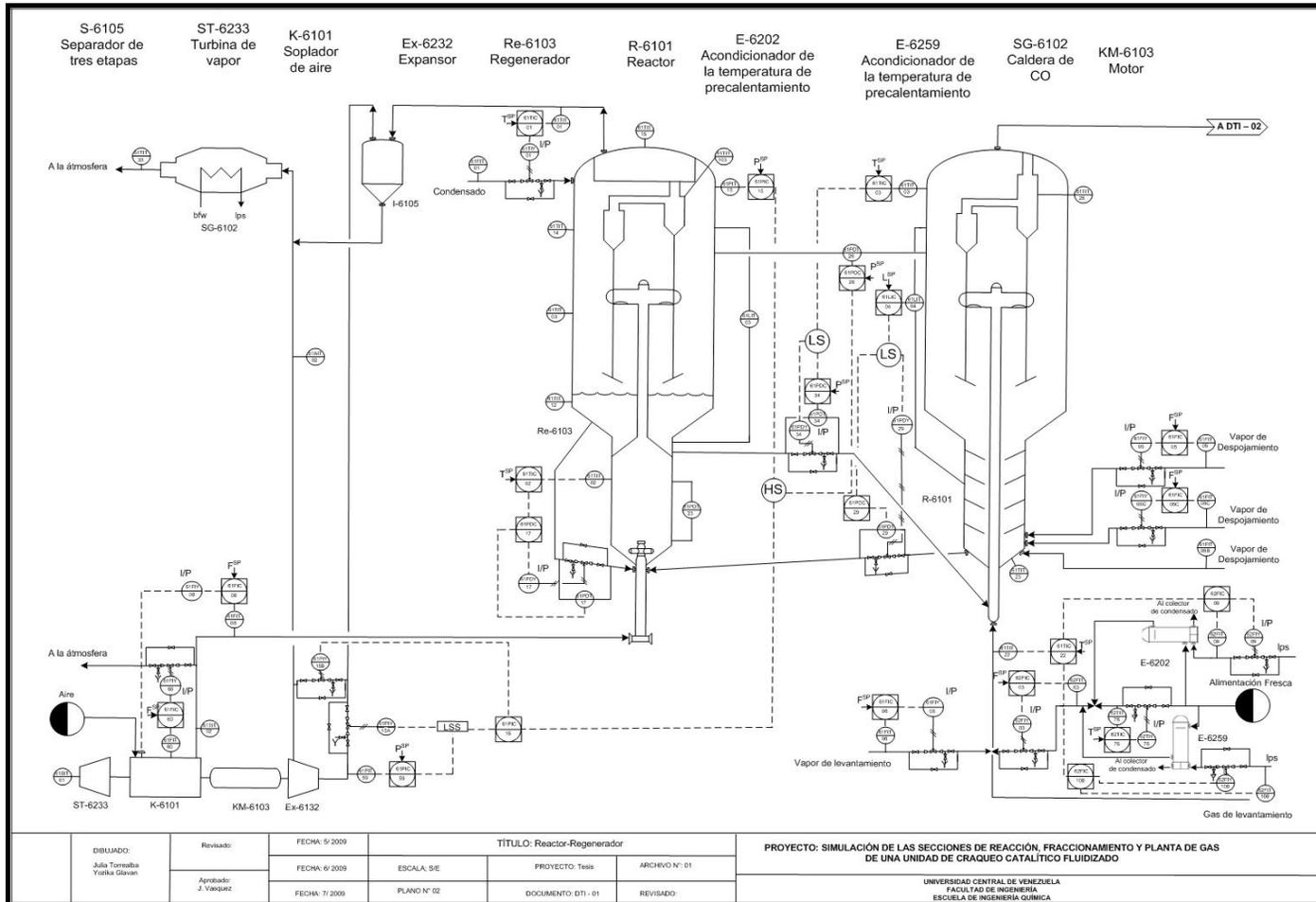


Figura N° 133. Diagrama de Tuberías e Instrumentación correspondiente a la sección de reacción de una Unidad de FCC (Elaboración propia).

APÉNDICE E.2
DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN
CORRESPONDIENTE A LA SECCIÓN DE
FRACCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD DE FCC

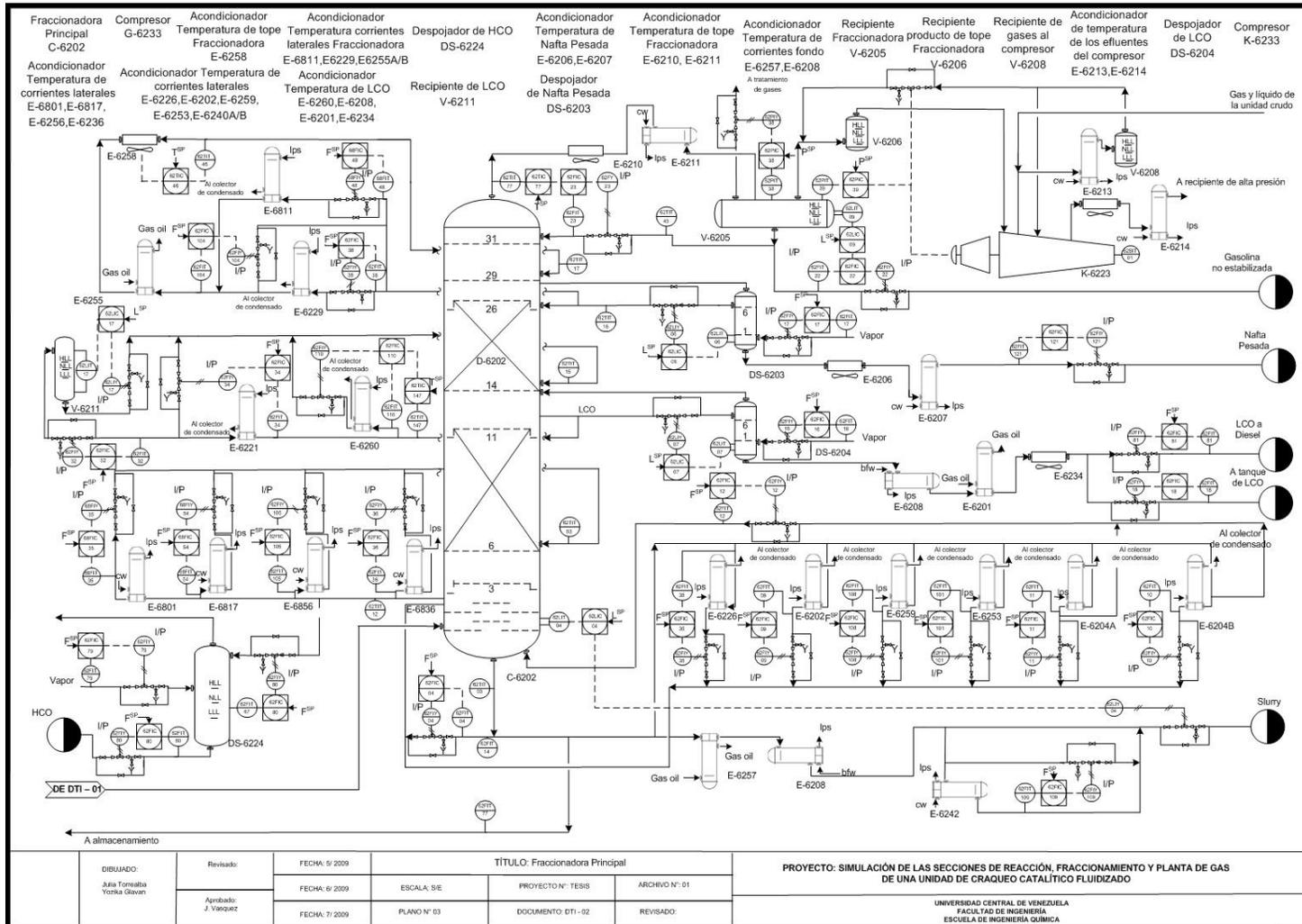


Figura N° 134. Diagrama de Tuberías e Instrumentación correspondiente a la sección de fraccionamiento de una Unidad de FCC (Elaboración propia).

APÉNDICE E.3
DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN
CORRESPONDIENTE A LA SECCIÓN DE PLANTA DE GAS DE
UNA UNIDAD DE FCC

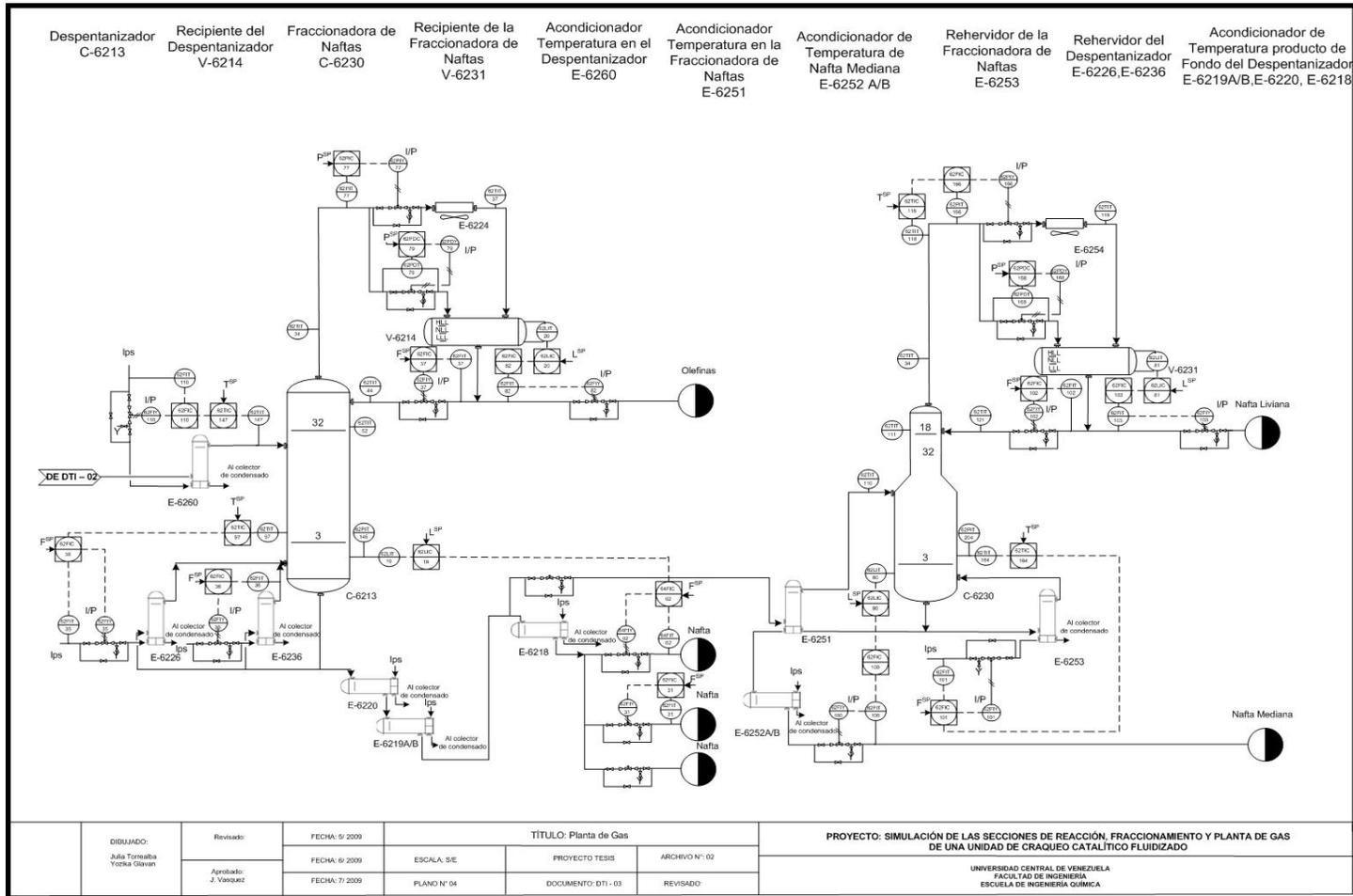


Figura N° 135. Diagrama de Tuberías e Instrumentación correspondiente a la sección de planta de gas de una Unidad de FCC (Elaboración propia).

APÉNDICE F
ESQUEMÁTICOS

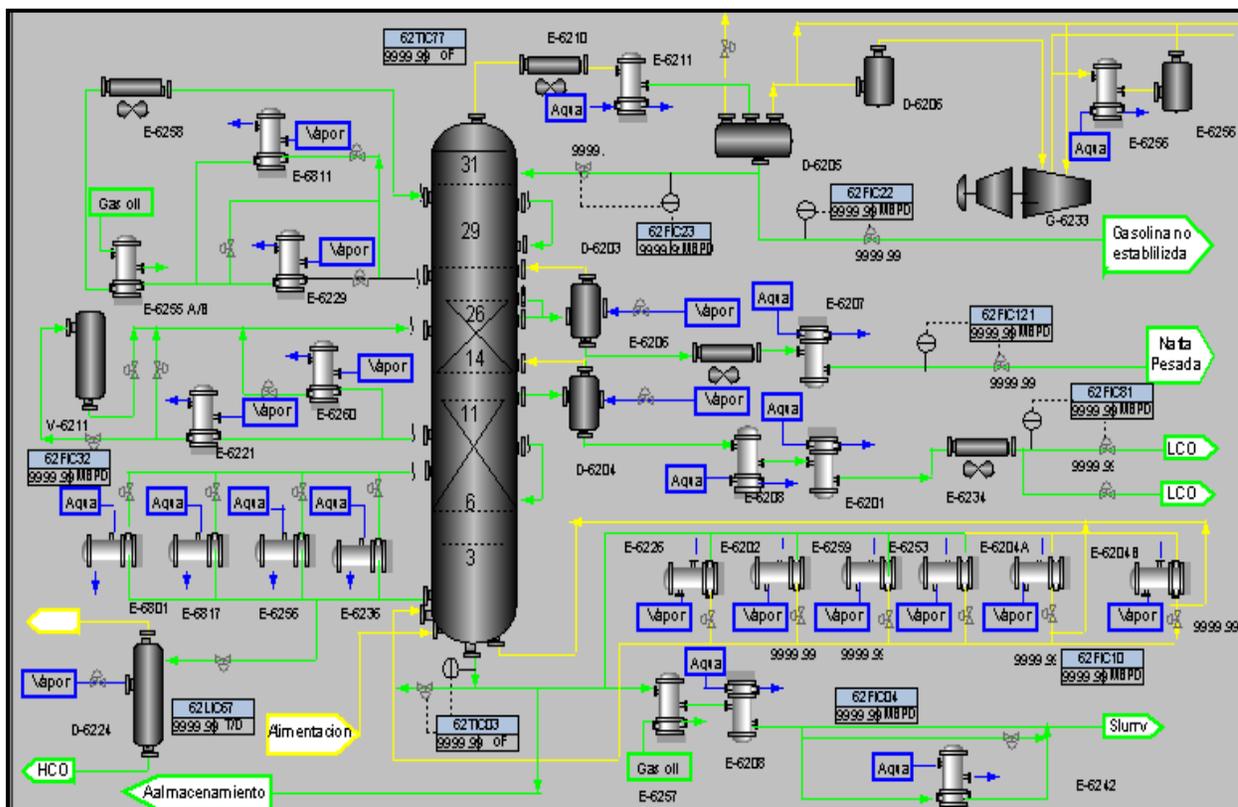


Figura N° 136. Esquemático de la sección de fraccionamiento de la unidad de FCC (Elaboración Propia).

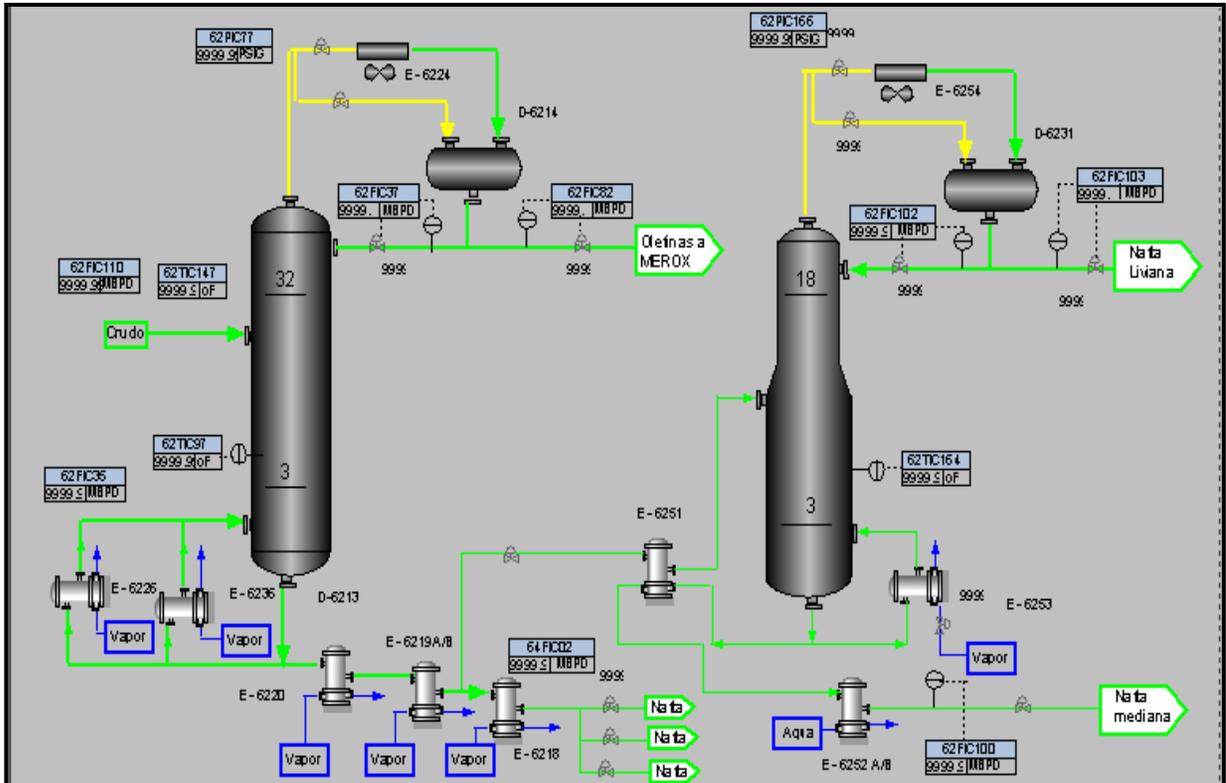


Figura N° 137. Esquemático de la sección de planta de gas de la unidad de FCC (Elaboración Propia).