

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO Y DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO ASOCIADO CON LA FINALIDAD DE REALIZAR PRÁCTICAS VIRTUALES

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la Br. Adriana V. Ardila A.
para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2011

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO Y DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO ASOCIADO CON LA FINALIDAD DE REALIZAR PRÁCTICAS VIRTUALES

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Johnny Vásquez

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Ricardo Caballero

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la Br. Adriana V. Ardila A.
para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2011

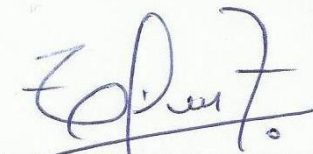
Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Adriana Victoria Ardila Aguilar, titulado:

**“SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE UNA
UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO Y DEL HORNO DE
PRECALENTAMIENTO ASOCIADO CON LA FINALIDAD DE
REALIZAR PRÁCTICAS VIRTUALES”**

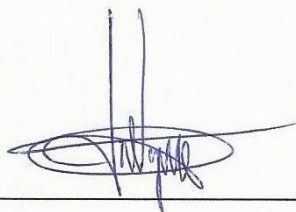
Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.



Prof. Domingo Ramírez
Jurado



Profa. Tamara Pérez
Jurado



Prof. Johnny Vásquez
Tutor Académico



Ing. Ricardo Caballero
Tutor Industrial

AGRADECIMIENTOS

Gracias a la Universidad Central de Venezuela que me ha permitido ingresar a sus aulas y formarme como la mejor profesional que puedo ser sin nunca pedir nada a cambio.

Gracias al Profesor Johnny Vásquez por creer en mí para llevar a cabo este proyecto, por su dedicación y consejos para culminar con éxito este trabajo. Gracias por el interés siempre en beneficio de todos los estudiantes de la Escuela de Ingeniería Química.

Gracias al Ingeniero Ricardo Caballero, a quien admiro y respeto, es una excelente persona, siempre dispuesto a colaborar, a enseñar y a transmitir todos sus conocimientos. Gracias por estar disponible en cada momento, siendo un excelente guía y un gran apoyo.

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

Gracias a los Ingenieros Luis Lucena y Nelson Álvarez que sin dudar donaron su tiempo y conocimientos cuando Ricardo Caballero no estaba disponible.

Gracias a todos los profesores de la Escuela de Ingeniería Química por haber sido grandes guías y transmisores de conocimientos, siempre estuvieron a disposición de cualquiera que los necesitara. El arte de enseñar es el arte de ayudar a descubrir.

Quisiera dar gracias a mis padres, por haber creído en mí todos estos años y por su apoyo incondicional, por enseñarme a nunca rendirme y que con trabajo duro cualquier cosa se puede lograr. Por haber estado conmigo en las buenas y en las malas y nunca haber desistido.

Gracias a Andreina Peralta, porque en esta etapa has estado a mi lado compartiendo cada momento, por cuidar de mí, apoyarme en cada decisión y siempre convencerme que puedo alcanzar más, aspirar más alto y lograr todo lo que me proponga. Has estado conmigo en cada paso sin importar lo difícil que fuera y estuviste ahí cada vez que caí para volverme a levantar, eres mi roca y es un placer compartir este triunfo a tu lado.

Adriana Victoria Ardila Aguilar

Ardila A., Adriana V.

SIMULACIÓN DEL PROCESO Y LAZOS DE CONTROL DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO Y DEL HORNO DE PRECALENTAMIENTO ASOCIADO CON LA FINALIDAD DE REALIZAR PRÁCTICAS VIRTUALES

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

Tesis. Caracas, U. C. V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Año 2011, 113 p.

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

Resumen. El área de control de procesos es de suma importancia, tanto en la formación como en el desempeño profesional de los Ingenieros Químicos, por lo que 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 del Laboratorio de Control de Procesos en la Escuela de Ingeniería Química, mediante el diseño de una práctica virtual que involucra 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 una unidad de destilación al vacío de crudo y en el horno de precalentamiento asociado. Luego se estructuró la simulación de los lazos de control básicos en tiempo real, en el software Experion[®] PKS proporcionado por la empresa Honeywell Venezuela. 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. Se lograron todos los objetivos propuestos lográndose crear la simulación del proceso, se obtuvieron las funciones de transferencia correspondientes, se construyeron los controladores pertenecientes al horno de precalentamiento y la unidad de destilación al vacío y, por último se implementó un optimizador para unir ambos controladores.

ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	3
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	3
1.2. OBJETIVOS	5
1.2.1. Objetivo General.	5
1.2.2. Objetivos Específicos.	5
CAPÍTULO II.....	7
2.1. ANTECEDENTES	7
2.2. MARCO TEÓRICO	10
2.2.1. REFINERÍA.....	10
2.2.2. REFINACIÓN	11
2.2.3. DESTILACIÓN AL VACÍO	12
2.2.4. CONTROL DE PROCESOS	14
2.2.4.1. Conceptos básicos.....	14
2.2.4.2. Clasificación de los sistemas de control.....	16
2.2.4.3. Modelo matemático	17
2.2.4.4. Funciones de transferencia	17
2.2.4.5. Diagrama de bloques.....	18
2.2.4.6. Componentes de un sistema de control	18
2.2.4.7. Tipos de controladores	19
2.2.4.8. Métodos de ajuste de lazos de control.....	20
2.2.4.9. Métodos de ajuste a lazo cerrado	21
2.2.4.10. Métodos de ajuste a lazo abierto.....	22
2.2.4.11. Estrategias de control	24
2.2.5. NORMAS SAMA.....	27

2.2.6. CONTROL MULTIVARIABLE.....	28
2.2.7. SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO (DCS)	31
2.2.8. PROGRAMA EXPERION	31
2.2.8.1. Sistema Experion® PKS (Process Knowledge System)	31
2.2.8.2. Sistema de Simulación del Proceso	32
2.2.8.3. Estrategias de Control del Sistema PKS	32
2.2.8.4. Experion® PKS Interfase Humano-Máquina (HMIWeb).....	32
2.2.8.5. Profit Design Studio (PDS)	33
2.2.8.6. Profit PID (RPID)	33
2.2.8.7. Profit RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)	34
2.2.8.8. Profit Stepper.....	34
CAPÍTULO III	35
3.1. METODOLOGÍA	35
CAPITULO IV	39
4.1 RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	39
4.1.1. Clasificación de las variables involucradas en el proceso	39
4.1.2. Esquemas de control básico y de instrumentación mediante la simulación con el software Control Builder®.	42
4.1.3. Ajuste de los lazos de control.....	46
4.1.4. Funciones de transferencia correspondientes a las unidades a ser simuladas. ...	48
4.1.5. Estrategias de control bajo los estándares sama y configuración en el DCS.	50
4.1.6. Estrategias de control avanzado para el proceso de destilación al vacío y el horno de precalentamiento.	54
4.1.7. Mímicos de los sistemas de protección exhibidos en el DCS.....	58
4.1.8. Arquitectura del sistema de control.	62
4.1.9. Interfase humano-máquina.....	64

4.1.10. Optimizador para la unidad de vacío y relación de los dos controladores avanzados.....	68
4.1.11. Prácticas con fines académicos para la utilización del software para el ajuste de los lazos control.....	71
CAPITULO V	73
5.1 CONCLUSIONES	73
5.2 RECOMENDACIONES	75
CAPITULO VI	76
5.1. BIBLIOGRAFÍA	76
ANEXO A	78
Rango de operación de las variables involucradas en la unidad de destilación atmosférica y el tren de precalentamiento	78
ANEXO B.....	82
Implementación del control avanzado en la unidad de destilación al vacío y el tren de precalentamiento asociado.....	82
ANEXO B.1.....	83
Funciones de transferencia suministrada por la empresa y las obtenidas por la simulación	83
ANEXO B.2.....	95
Ajuste y configuración del control multivariable para el horno de precalentamiento de la unidad de destilación al vacío.....	95
ANEXO B.3.....	100
Ajuste y configuración del control multivariable para la unidad de destilación al vacío ...	100
ANEXO C.....	106
Diagramas de tubería e instrumentación de la unidad de destilación al vacío y el tren de precalentamiento	106
ANEXO D	109

Esquemáticos.....	109
ANEXO E.....	114
Mímicos de los sistemas de protección.....	114

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 – Clasificación de las variables involucradas para el horno de precalentamiento...	39
Tabla 2 – Clasificación de las variables involucradas para la torre de destilación al vacío.	40
Tabla 3 – Parámetros de ajuste para el controlador correspondiente al punto MV_70FC042	47
Tabla 4 - Comparación de las funciones de transferencia obtenidas con las que fueron suministradas por Honeywell	50
Tabla A. 1 – Rango de las variables de operación para el horno de precalentamiento F-301.	79
Tabla A. 2 - Rango de las variables de operación para la torre de destilación al vacío C-301	80
Tabla B.1. 1 - Funciones de transferencia suministradas y obtenidas para el horno de precalentamiento F-301	84
Tabla B.1. 2 - Funciones de transferencia suministradas y obtenidas para la torre de destilación al vacío C-301	86

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N° 1 - Esquema genérico de una refinería	11
Figura N° 2 – Ubicación de la unidad de destilación al vacío en una refinería	12
Figura N° 3 – Esquema de una sección de destilación al vacío	14
Figura N° 4 – Modelo entrada – salida	15
Figura N° 5 – Diagrama del sistema de control a lazo cerrado	16
Figura N° 6 – Ziegler – Nichols a Lazo Abierto	22
Figura N° 7 - Comparación entre diagramas ISA y SAMA.	28
Figura N° 8 - Símbolos que corresponden a la norma SAMA.	28
Figura N° 9 – Configuración de lazo de control simple para una variable manipulada de flujo	44
Figura N° 10 – Configuración de lazo de control simple para una variable manipulada de temperatura	45
Figura N° 11 – Configuración de lazo de control para una variable controlada	46
Figura N° 12 – Comparación de curvas de reacción con diferentes ajustes del controlador para la variable MV_70FC042	47
Figura N° 13 – Parámetros de ajuste del controlador de temperatura para la variable MV_70TC201.....	48
Figura N° 14 - Funciones de transferencia para la horno de precalentamiento utilizando el Profit Design Studio.....	49
Figura N° 15 - Diagrama de Control de Temperatura y Presión en el Horno F-301	51
Figura N° 16 - Diagrama de Control de Flujo Total al Horno F-301.	52
Figura N° 17 – Control de flujo de productos y nivel de los tambores recolectores para la torre de destilación al vacío	53

Figura N° 18 – Control de Temperatura en el tope de la Torre de Destilación al Vacío.....	54
Figura N° 19 – Rango de las CV para Horno de Precalentamiento F-301	55
Figura N° 20 – Parámetros de ajuste para la variable proceso de las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío	56
Figura N° 21 – Parámetros de ajuste de variable control para las CV correspondientes a la Torre de Destilación al Vacío	57
Figura N° 22 – Ajustes correspondientes a la optimización de las CV del al Horno de Precalentamiento	58
Figura N° 23 – Mímico de protección correspondiente a la torre de destilación al vacío operando bajo condiciones normales	60
Figura N° 24 – Mímico de protección correspondiente al horno de precalentamiento operando bajo condiciones de emergencia	61
Figura N° 25 – Arquitectura del sistema de control.....	62
Figura N° 26 – Controlador C-200.....	64
Figura N° 27 – Despliegue general correspondiente al horno de precalentamiento.	65
Figura N° 28 – Despliegue general correspondiente a la unidad de destilación al vacío	66
Figura N° 29 – Despliegue correspondiente al producto de tope de la unidad de destilación al vacío	67
Figura N° 30 – Configuración del Optimizador	68
Figura N° 31 – Matriz de ganancias correspondientes al optimizador	69
Figura N° 32 – Despliegue General del Optimizador	70
Figura N° 33 – Parámetros de ajuste para el optimizador	71
Figura N° B.2. 1 – Rangos de operación para las CV correspondientes al horno.....	96
Figura N° B.2. 2 – Parámetros de control para las CV correspondientes al horno	96
Figura N° B.2. 3 - Parámetros de optimización para las CV correspondientes al horno.....	97
Figura N° B.2. 4 - Parámetros de proceso para las CV correspondientes al horno	97

Figura N° B.2. 5 - Rangos de operación para las MV correspondientes al horno	98
Figura N° B.2. 6 - Parámetros de control para las MV correspondientes al horno.....	98
Figura N° B.2. 7 - Parámetros de optimización para las MV correspondientes al horno	98
Figura N° B.2. 8 - Parámetros de proceso para las MV correspondientes al horno	99
Figura N° B.3. 1 – Parámetros de ajuste del proceso para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío	101
Figura N° B.3. 2 – Rangos de operación para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío	102
Figura N° B.3. 3 – Parámetros de ajuste de control para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío	103
Figura N° B.3. 4 – Parámetros de ajuste de optimización para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío	104
Figura N° B.3. 5 – Parámetros de ajuste del proceso para las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío	104
Figura N° B.3. 6 – Rangos de operación para las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío	105
Figura N° B.3. 7 – Parámetros de ajuste de control para las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío	105
Figura N° B.3. 8 – Parámetros de ajuste para las DV correspondientes a la torre de destilación al vacío	105
Figura N° D. 1 – Despliegue general correspondiente al horno de precalentamiento	110
Figura N° D. 2 – Despliegue correspondiente a la celda 1 y 2 del horno de precalentamiento	110
Figura N° D. 3 – Despliegue correspondiente a la celda 3 y 4 del horno de precalentamiento	111
Figura N° D. 4 – Despliegue general correspondiente a la torre de destilación al vacío ...	111

Figura N° D. 5 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#1 de la torre de destilación al vacío	112
Figura N° D. 6 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#2 de la torre de destilación al vacío	112
Figura N° D. 7 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#3 de la torre de destilación al vacío	113
Figura N° D. 8 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#4 de la torre de destilación al vacío	113
Figura N° E. 1 – Mímicos de protección correspondiente al horno de precalentamiento operando mediante gas combustible bajo condiciones de operación normal	115
Figura N° E. 2 – Mímicos de protección correspondiente al horno de precalentamiento operando mediante aceite combustible bajo condiciones de emergencia.	116
Figura N° E. 3 – Mímicos de protección correspondiente a la torre de destilación al vacío bajo condiciones de operación normales.	116

LISTA DE SÍMBOLOS Y SIGLAS

<i>Símbolos/Siglas</i>	<i>Significado</i>	<i>Unidades</i>
LVGO	Residuo de bajo Vacío	Depende del sistema
MVGO	Residuo de medio Vacío	Depende del sistema
HVGO	Residuo de alto Vacío	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 intensidad de corriente	Miliampers
Psig	Unidad de presión relativa	Presión

$M(t)$	Salida del controlador	Presión, Corriente
$\overline{M}$	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
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	Depende del Sistema
Δm	Cambio de escalón	Depende del Sistema
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
DCS	Distributed control system	-----
K_{cu}	Ganancia última	Depende de la variable
T_u	Período último	Depende de la variable
OPC	Open Process Control	-----
URT	Unified Real-Time	-----

SAMA	Scientific Apparatus Manufacturers Association	-----
SP	Set Point	-----
PV	Process Value	-----
OP	Operating Value	-----
AV3F	Horno de precalentamiento F-301	-----
AV3V	Torre de Destilación al Vacío C-301	-----
MV	Variable Manipulada	-----
CV	Variable Controlada	-----
DV	Perturbación	-----
RMPCT	Robust Multivariable Predictive Control Technology	-----

INTRODUCCIÓN

El control automático de procesos desempeña un papel fundamental en el desarrollo y optimización de los procesos industriales. Anteriormente, las plantas eran supervisadas y controladas manualmente, esto requería que el operador estuviera en planta para llevar a cabo el control manual directo del proceso. Los sensores, controladores mecánicos, hidráulicos y neumáticos, contribuyeron a la automatización gradual de las plantas, cuyos objetivos eran mantener una operación óptima, maximizar 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 poseer conocimientos que le permitan implementar sistemas de control óptimos capaces de mantener las restricciones operacionales, de seguridad, diseño y ambientales. Estos conocimientos pueden ser adquiridos mediante la experimentación con simulaciones, donde se puede determinar el comportamiento del sistema, al igual que evaluar nuevas condiciones y mejoras en el proceso sin modificar los parámetros de 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 de Venezuela, se han unido para conformar el Laboratorio de Control de Procesos, con la finalidad de que el estudiante tenga relación con los equipos utilizados a nivel industrial y fortalezca sus conceptos básicos sobre la materia. Es por esto que el presente Trabajo Especial de Grado se realizó con la finalidad de realizar una práctica virtual de un Unidad de Destilación al Vacío, 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 los objetivos planteados fue necesario comenzar por el estudio detallado del proceso de una Unidad de Destilación al Vacío y del Horno de Precalentamiento asociado. Seguidamente se realizaron una serie de actividades para alcanzar los objetivos planteados. Entre las actividades realizadas se pueden mencionar:

- Construcción y simulación de los esquemas básicos de control haciendo uso del software Experion[®] PKS de Honeywell.
- Ajuste de los lazos de control mediante el programa Profit RPID.
- Obtención de los modelos matemáticos en el Profit Stepper a través de cambios en escalón.
- Implementación del control multivariable (RMPCT) en el programa Profit Controller, 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.
- Implementación de un optimizador para relacionar los controles avanzados.

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

1.1.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 en dicha área 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 que le permitan al estudiante relacionarse e interactuar físicamente con los elementos que componen los lazos de control (controlador, válvulas, transmisores, etc). En la asignatura Control de Procesos se desarrollan proyectos que utilizan como herramienta para su elaboración el programa Simulink[®], en los cuales es común encontrarse con actividades diseñadas en base a sistemas altamente idealizados y procesos irreales. Los procesos industriales y las aplicaciones del área de control de procesos se modelan y simulan en la cátedra no reflejan el enfoque del diseño e implementación del control de procesos en la práctica profesional.

La cátedra de Control de Procesos de la Escuela de Ingeniería Química, con el apoyo de la empresa Honeywell de Venezuela, especializada en tecnologías de control, trabajan en pro de la consolidación de un laboratorio de control de procesos. Este proyecto persigue diseñar prácticas en las que el estudiante pueda interactuar con los distintos elementos que conforman un lazo de control, utilizando para ello las prácticas instaladas en el Laboratorio de Operaciones Unitarias. Adicionalmente, se prevé que en el laboratorio se puedan realizar prácticas virtuales de control de procesos utilizando simulaciones de procesos industriales. En este sentido, es importante destacar que se han realizado varios trabajos especiales de grado y una pasantía industrial, lo cual ha permitido avanzar hacia la consecución de la meta citada anteriormente.

A fin de dar continuidad al proyecto, el presente Trabajo Especial de Grado pretende simular el proceso y los lazos de control de una Unidad de Destilación al Vacío de crudo y su horno de precalentamiento, utilizando para ello un controlador C-200 y el software Experion[®], ambos de Honeywell, bajo el esquema de un Sistema de Control Distribuido (DCS por sus siglas en inglés), con el propósito de incorporar esta simulación como una de las prácticas del Laboratorio de Control de Procesos. De esta manera, el estudiante podrá identificar las variables controladas, manipuladas, perturbaciones y además sintonizar lazos de control, diseñar estrategias de control, entre otras actividades.

La simulación de procesos químicos es un área de la ingeniería de gran aplicación mundial. La predicción y entendimiento de los procesos ante la modificación de alguna de sus condiciones, es de vital importancia para garantizar la operación normal y segura de un proceso. Es por ello, que la simulación debe ser usada por el Ingeniero Químico como una herramienta para alcanzar dichos fines.

Con el resultado de este proyecto se pretende impulsar el desarrollo de un Laboratorio de Control de Procesos multidisciplinario, en el cual puedan participar estudiantes y docentes de las Escuelas de Ingeniería Química, 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, conocer dispositivos (instrumentación) y software para operar en tiempo real, lo cual impactará positivamente en la enseñanza de la asignatura Control de Procesos y en las asignaturas afines de las escuelas mencionadas anteriormente.

1.2. OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo General.

Simular dinámicamente el proceso y los distintos lazos de control involucrados en una unidad de Destilación al Vacío y el horno de precalentamiento asociado.

1.2.2. Objetivos Específicos.

1.2.2.1 Conocer y analizar el proceso de destilación al vacío y el horno de precalentamiento.

1.2.2.2 Identificar y clasificar las variables involucradas en el proceso.

1.2.2.3 Establecer los esquemas de control básico y de instrumentación mediante la simulación con el software *Control Builder*[®] del paquete *Experion*[®] de Honeywell.

1.2.2.4 Realizar el ajuste de los lazos de control.

1.2.2.5 Identificar las funciones de transferencia correspondientes a las unidades a ser simuladas.

1.2.2.6 Diseñar las estrategias de control y/o adecuación de las mismas bajo los estándares de la Asociación de Fabricación de Aparatos Científicos (SAMA por sus siglas en inglés), y configurarlas en el Sistema de Control Distribuido (DCS por sus siglas en inglés).

1.2.2.7 Diseñar las estrategias de control avanzado para el proceso de destilación al vacío y el horno de precalentamiento.

1.2.2.8 Desarrollar los mímicos de los sistemas de protección exhibidos en el DCS.

1.2.2.9 Configurar la arquitectura del Sistema de Control.

1.2.2.10 Crear la interfase Humano-Máquina con el fin de desarrollar la práctica virtual con el software *HMIWeb*[®] de *Experion*[®] de Honeywell.

1.2.2.11 Implementar un optimizador para la unidad de vacío y relacionar los dos controladores avanzados.

1.2.2.12 Elaborar prácticas con fines académicos para la utilización del software para la sintonía de lazos control

CAPÍTULO II

ANTECEDENTES Y MARCO TEÓRICO

2.1. ANTECEDENTES

En la siguiente sección se enumeran trabajos anteriormente realizados en la Escuela de Ingeniería Química de Universidad Central de Venezuela, que sirvieron como bases para la realización del presente trabajo.

“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 que constituyen las prácticas realizadas en el Laboratorio de Operaciones Unitarias (LOU) para su posterior automatización. Para ello, fue necesario identificar las distintas variables involucradas en los procesos, posteriormente se procedió al desarrollo de la ingeniería básica para la automatización del proceso utilizando el controlador C-200 proporcionado por Honeywell. Adicionalmente, se seleccionó la práctica de “Balance en Estado No Estacionario” con la finalidad de desarrollar la ingeniería de detalle, diseñar un sistema de control, 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).

Su objetivo general consistió en el diseño 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 brindado por la misma empresa, se elaboraron las hojas de especificaciones al igual que la configuración de los transmisores y las válvulas de control necesarias en la práctica, finalmente se creó 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 Precalentamiento con la finalidad de realizar prácticas virtuales”. Trabajo Especial de Grado realizado por Patricia León (2008).

Este trabajo tuvo como objetivo principal la simulación de una Unidad de Destilación Atmosférica y el tren de precalentamiento asociado utilizando el software Hysys[®], al igual que la implementación de los distintos lazos de control con el programa Experion[®] PKS de Honeywell. Se identificaron y clasificaron las variables involucradas en el proceso para poder establecer los esquemas de control y su simulación con 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”. Trabajo Especial de Grado realizado por Mireya Vargas (2008).

El objetivo primordial de este trabajo, fue simular una unidad de Destilación de Nafta con el software Experion[®] de Honeywell y la elaboración de los instructivos de trabajo. Para lograr lo anteriormente expuesto, se realizó la identificación y clasificación de las variables involucradas en el proceso y la representación gráfica de sus interacciones a través de diagramas de bloques. De igual manera, se elaboraron los esquemas de control básico y de instrumentación empleando para ello 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. Posteriormente, 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.

“Simulación del proceso y lazos de control de las secciones de reacción fraccionamiento y planta de gas de una unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC)” Trabajo Especial de Grado realizado por Yozika Glavan y Julia Torrealba (2009).

Esta tesis tuvo como 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. Para cumplir con estos objetivos se identificaron y clasificaron las variables involucradas en el proceso, se elaboraron los diagramas de bloques correspondientes, se diseñaron los esquemas de control básico y de instrumentación utilizando el software Experion[®] de Honeywell y se creó la interfase Humano-Máquina con el software HMIWeb Experion[®] de Honeywell.

2.2. MARCO TEÓRICO

A continuación se exhiben los conceptos relacionados con el presente Trabajo Especial de Grado que serán útiles para el entendimiento y desarrollo del mismo.

2.2.1. REFINERÍA

Una refinería es una instalación industrial que está conformada por una serie de plantas o secciones, que tiene como finalidad la separación del petróleo en diversos productos con un alto valor agregado.

Seguidamente se enumeran algunos productos que se obtienen en una refinería:

- Fuel Gas
- Gases Licuados
- Gasolinas
 - Motor
 - Aviación
 - Otras (para tractores, marítima, etc.)
- Gas de Turbinas
- Kerosén
- Destilados medios (como diésel y gasóleos livianos)
- Fuel Oil Residual
- Aceites Lubricantes
- Aceites Blancos
- Grasas
- Ceras
- Asfaltos
- Coque
- Solventes químicos

Una refinería genera una gran cantidad de productos y subproductos, para lograrlo necesita de una serie de procesos. En la Figura N°1 se presenta el esquema de una refinería, en el cual se observa la cantidad de tratamientos que se pueden llevar a cabo.

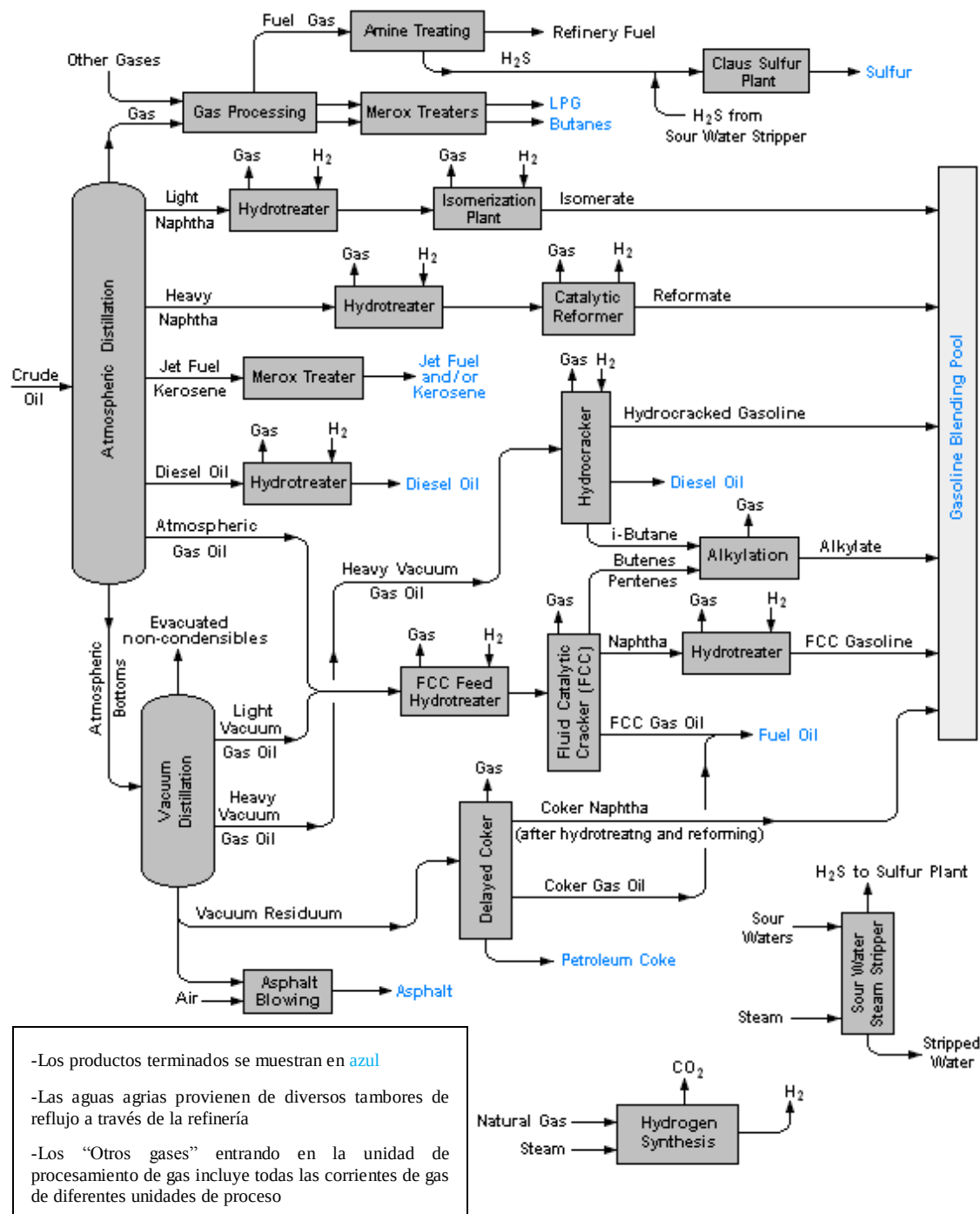


Figura N° 1 - Esquema genérico de una refinación ⁽⁶⁾

2.2.2. REFINACIÓN

El petróleo o crudo es una compleja mezcla de hidrocarburos que van desde el metano hasta el asfalto, con diversas proporciones de parafinas, naftenos y aromáticos ⁽⁷⁾. El objetivo de la refinación es fraccionar el crudo en hidrocarburos con un alto valor agregado,

mediante un conjunto de procesos de separación, basados en diferencias de punto de ebullición de los elementos que constituyen la materia prima, sin alterar sus propiedades físico-químicas, y en procesos de conversión para realizar cambios en la estructura de los elementos.

2.2.3. DESTILACIÓN AL VACÍO

El objetivo de la destilación de crudo generalmente es maximizar la extracción de productos de la corriente de crudo alimentada. En la torre de destilación atmosférica se trabajan con presiones bajas y temperaturas tan altas como sean posibles sin producir degradación de la alimentación, la cantidad vaporizada depende de la curva TBP (true boiling point) del crudo, el residuo atmosférico (fracción no vaporizada), normalmente llamado crudo reducido, contiene una gran cantidad de aceites destilables los cuales pueden ser recuperados utilizando una torre de destilación al vacío ⁽⁸⁾.

En la Figura N° 2 se muestra el lugar que ocupa la sección de destilación al vacío en una refinería

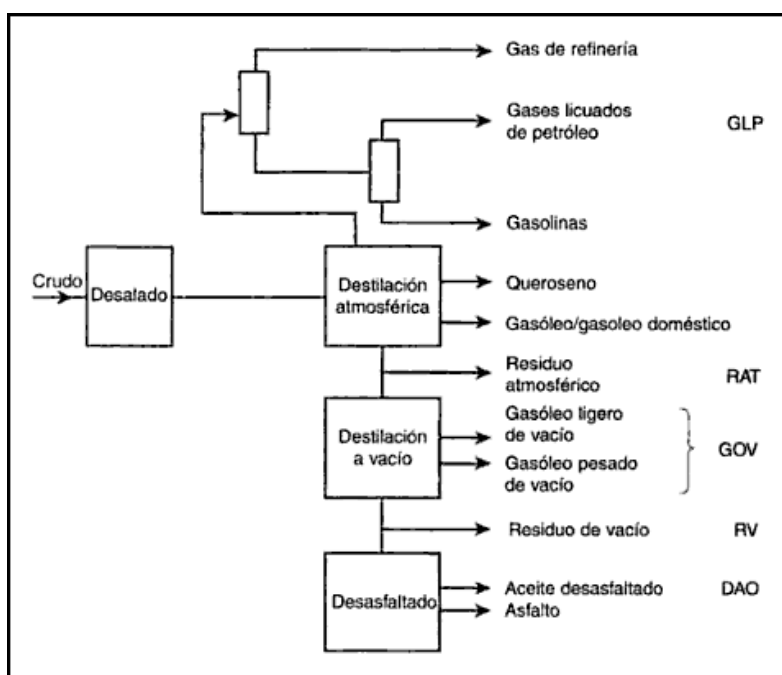


Figura N° 2 – Ubicación de la unidad de destilación al vacío en una refinería ⁽¹⁰⁾

La temperatura de operación de una torre de destilación al vacío puede ser tan alta como 1125 °F, la cual está altamente influenciada por la cantidad de metales contenidos en el crudo reducido (níquel y vanadio) ⁽⁸⁾ y opera a una presión de aproximadamente 50 mmHg.

El residuo atmosférico es llevado directamente a la sección de destilación al vacío (Ver Figura N° 3), este ingresa a unos 150 °C aproximadamente, para garantizar la viscosidad. Esta alimentación es precalentada por una serie de intercambiadores de calor, aprovechando la energía de las corrientes de salida y los pumparounds (recirculaciones con enfriamiento). Posteriormente, ingresa al horno saliendo a una temperatura máxima de 380 a 415 °C y de allí, se dirige a la torre de destilación al vacío ⁽⁹⁾.

El número de salidas está definido por los requerimientos de las unidades localizadas aguas abajo del proceso ⁽⁹⁾.

Se obtienen tres productos de la columna, los cuales son ⁽⁹⁾:

- Gasóleo de bajo vacío (LVGO), que es enviado a los productos atmosféricos para obtener productos comerciales.
- Gasóleo de medio vacío (MVGO), es utilizado como alimentación para los procesos aguas abajo.
- Gasóleo de alto vacío (HVGO), se utiliza como alimentación para los procesos aguas abajo.

Si la sección de destilación al vacío está destinada a la producción de combustibles, las corrientes de MVGO y HVGO se dirigen a la sección de hidrotratamiento o a la sección de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC). En cambio, si esta sección está destinada a la producción de aceites, las corrientes de MVGO y HVGO se dirigen a un proceso de extracción, remoción de ceras y decoloración.

En la Figura N° 3 se muestra un esquema genérico de una sección de destilación al vacío:

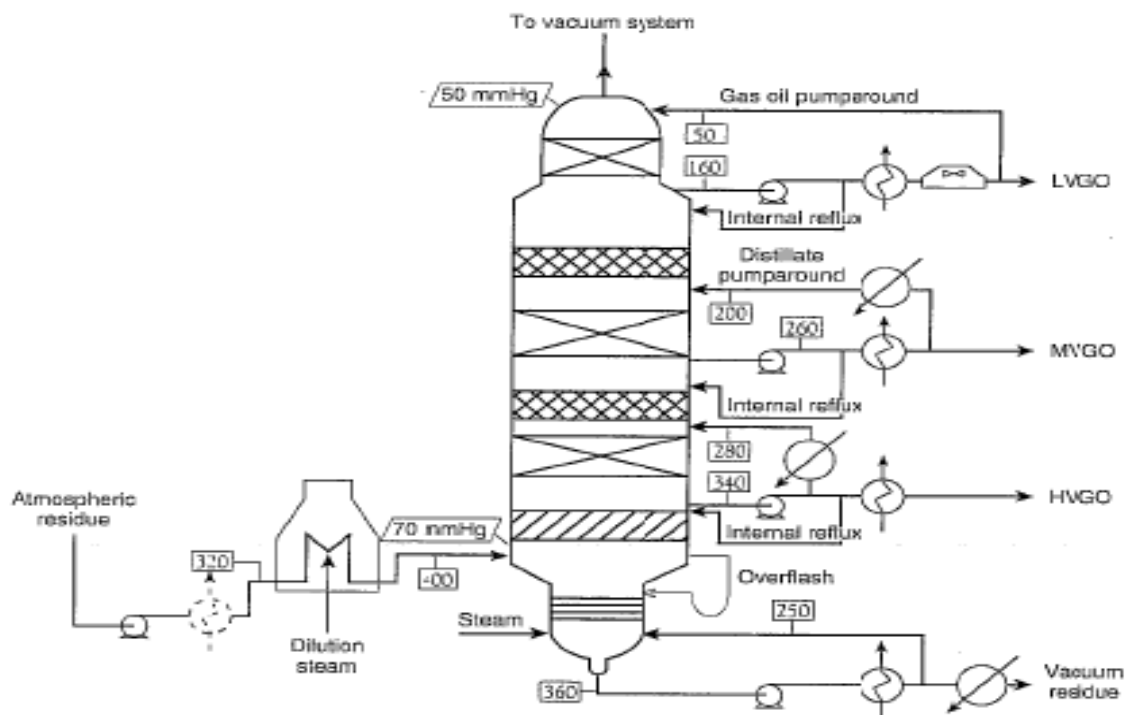


Figura N° 3 – Esquema de una sección de destilación al vacío ⁽⁹⁾

2.2.4. CONTROL DE PROCESOS

Como consecuencia del avance de la tecnología, las más modernas plantas están dotadas de automatismos generalizados para el control y conducción de los procesos, pese a los incrementos de costos que se requieren para lograr dicha automatización, no exigen más que un efectivo y reducido personal para mantener las variables más importantes involucradas en los procesos (temperatura, presión, nivel y flujo) en un determinado valor de operación, así como también la obtención de las calidades específicas de los productos, y la seguridad en el funcionamiento de los equipos y de la planta en general. Para entender mejor esto, es preciso tener en cuenta ciertos conceptos como: control básico de procesos, clasificación de las variables involucradas según su función, tipos de controladores, control multivariable y estrategias de control avanzadas, entre otros.

2.2.4.1. Conceptos básicos

Todo proceso se comporta de manera dinámica, en ellos siempre ocurren cambios, por lo que se deben mantener las variables claves del proceso en un determinado valor (Set Point) y para esto, se utiliza el control automático, cuyo objetivo es mantener las variables del

proceso en su Set Point ⁽¹⁵⁾. Para llevarlo a cabo, se utiliza una señal diferencial obtenida de la comparación del valor actual de la variable a controlar del sistema, con el valor deseado. Esto se consigue a partir de una serie de dispositivos básicos presentes en todo sistema de control, como son: sensores, transmisores, controladores, convertidores y el elemento final de control (válvulas, bombas, etc.).

En los procesos existen diferentes variables que se deben tomar en cuenta a la hora de diseñar lazos de control (ver Figura N° 4). Estas variables se pueden clasificar en variables de entrada y variables de salida.

Entre las variables de entradas se tienen:

- Variables Manipuladas: se pueden definir como las responsables de mantener a la variable controlada en el valor óptimo a través de la dinámica de la planta. (Ver Figura N° 4 m_1 , m_2 y m_n).
- Perturbaciones: son las que ocasionan una desviación en el valor de la variable controlada. (Ver Figura N° 4 p_1 , p_2 y p_n).

Las variables de salida están conformadas por:

- Variables Controladas: son aquellas que se desean mantener en un valor deseado. (Ver Figura N° 4 y_1 , y_2 y y_n).

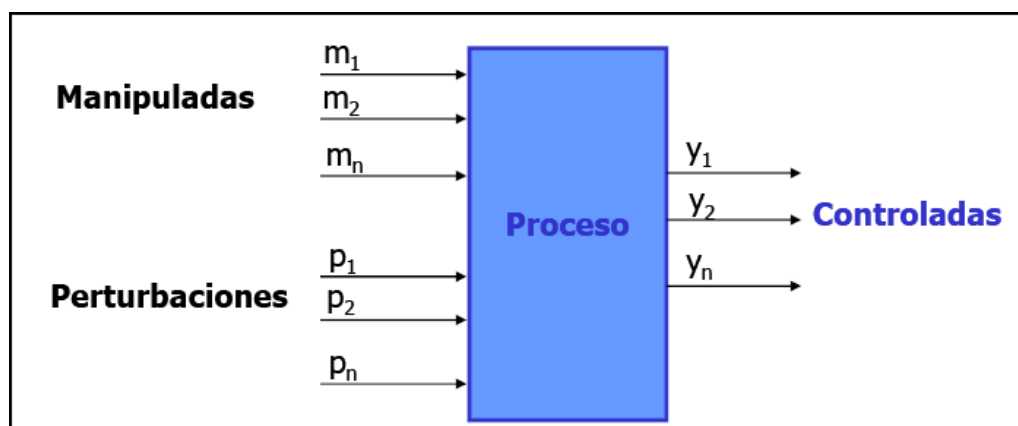


Figura N° 4 – Modelo entrada – salida ⁽¹³⁾

Es importante conocer, identificar y cuantificar el número de variables controladas, manipuladas y posibles perturbaciones presentes en un sistema, para poder realizar los modelos entrada-salida. Esto se hace con el propósito de lograr un control en el proceso que

se está estudiando. Es necesaria la construcción de estos modelos ya que consisten en ecuaciones que expresan las respuestas de salida, en función del cambio que pueda ocurrir a la entrada del mismo y de esta manera, garantizar el control de las variables deseadas.

2.2.4.2. Clasificación de los sistemas de control

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

Cuando la salida del proceso no tiene efecto sobre la señal de control de proceso, es decir, un sistema de control a lazo abierto, al ocurrir un cambio en las variables de salida del proceso no existe ninguna acción externa (control) que intente llevarlas al valor deseado (Set Point).

Por otro lado, cuando existe una acción externa que monitorea y regula las variables controladas del proceso se habla de un sistema de control a lazo cerrado, el cual permite que la variable controlada sea comparada con el valor deseado de manera tal, que se pueda establecer una acción de control apropiada en las variables manipuladas. En la Figura N° 5 se puede visualizar un sistema de control a lazo cerrado donde el valor de la variable controlada (salida) es medida mediante un sensor-transmisor y se compara con el Set Point en el controlador, el cual toma la acción correctiva, ésta es enviada al elemento final de control, normalmente un válvula, la cual modifica el proceso y permite llevar la variable controlada al valor deseado.

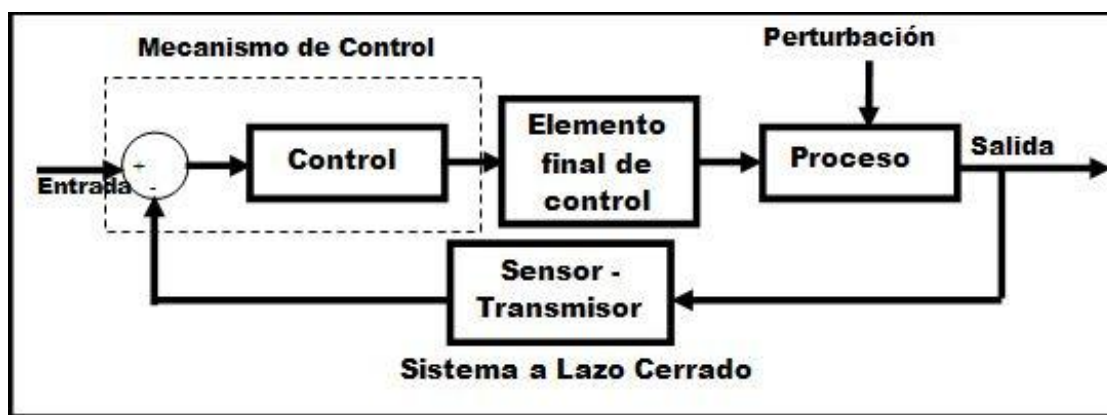


Figura N° 5 – Diagrama del sistema de control a lazo cerrado (Elaboración Propia)

2.2.4.3. Modelo matemático

El modelo matemático es un conjunto de ecuaciones que relacionan las variables de interés del proceso y representan adecuadamente su comportamiento ⁽¹³⁾. La construcción del modelo matemático permite:

- El análisis, comprensión y evaluación de un sistema.
- El diseño, mejoramiento, optimización, construcción de un nuevo sistema o reestructuración de uno existente.
- Puede predecir y pronosticar el comportamiento del sistema (normalmente a partir de una simulación).
- El control de un proceso.

2.2.4.4. Funciones de transferencia

La función de transferencia es una ecuación que se define como el cociente entre la transformada de Laplace de la salida y la transformada de Laplace de la entrada, bajo la hipótesis de que todas las condiciones iniciales son cero. Esta expresa la relación entre la variable de salida y la variable de entrada al proceso.

A partir del modelo matemático, se tienen que seguir varios pasos para obtener las funciones de transferencia del proceso:

- Linealizar cada ecuación correspondiente al modelo, esto aproxima las ecuaciones no lineales a ecuaciones lineales para poder aplicar la transformada de Laplace.
- Expresar las variables en función de variables de desviación para facilitar el manejo de las mismas. Una variable de desviación es la diferencia del valor de la variable en un tiempo determinado y su punto de control.
- Aplicar la transformada de Laplace en cada ecuación.

Una vez realizado esto, se obtiene la relación entre las variables de entrada y salida del sistema en funciones de transferencia.

En caso de que no exista manera de representar el sistema a estudiar por medio de ecuaciones, se pueden determinar experimentalmente las funciones de transferencia para el proceso introduciendo entradas conocidas y estudiando la salida del sistema.

2.2.4.5. Diagrama de bloques

Un diagrama de bloques es la representación gráfica de las funciones de transferencia.

Los diagramas de bloques constan de cuatro elementos básicos ⁽¹²⁾:

- Flechas: indican flujo de información, representan las variables de proceso o las señales de control.
- Puntos de sumatoria: representan la suma algebraica de las flechas que entran.
- Puntos de derivación o bifurcación: es la posición sobre una flecha donde la información se divide y va de manera concurrente a otros puntos de sumatoria o bloques.
- Bloques: representan operaciones matemáticas, en forma de función de transferencia.

2.2.4.6. Componentes de un sistema de control

Los elementos básicos de un sistema de control son:

- Sensor-Transmisor: realizan las operaciones de medición en el sistema de control. En el sensor se produce un fenómeno mecánico, eléctrico o similar, el cual se relaciona con la variable de proceso que se mide; el transmisor, a su vez, convierte este fenómeno en una señal que se puede transmitir y, por lo tanto, ésta tiene relación con la variable del proceso ⁽¹²⁾.
- Válvula de Control: son los elementos finales de control más usuales y se les encuentra en las plantas de proceso, donde manejan los flujos para mantener en los puntos de control las variables que se deben controlar, no son más que reguladores de flujo ⁽¹²⁾. Existen dos tipos de válvulas según su falla:
 - Aire para Abrir (ATO): necesitan de inyección de aire para mantenerse abiertas. En caso de falla de electricidad fallan cerradas (FC).
 - Aire para Cerrar (ATC): necesitan de inyección de aire para cerrar. En caso de falla de electricidad fallan abiertas (FO).
- Controlador: el controlador es el “cerebro” del circuito de control., es el dispositivo que toma la decisión en el sistema de control y para hacerlo ⁽¹²⁾:

- Compara la señal del proceso que llega del transmisor, la variable que se controla contra el punto de control.
- Envía la señal apropiada a la válvula de control, o cualquier otro elemento final de control, para mantener la variable que se controla en el punto de control.

El controlador puede configurarse de dos maneras:

- Acción directa: existe una relación directa entre la variable controlada y la manipulada.
- Acción inversa: existe una relación inversa entre la variable controlada y la manipulada.

2.2.4.7. Tipos de controladores

A continuación se estudiará el efecto que tiene introducir un controlador sobre la respuesta de un sistema en cierto instante de tiempo, los tipos de controladores a analizar son los siguientes:

- On-Off: los controladores de este tipo tienen dos posiciones estables, conmutando entre uno y otro según el valor de la entrada. Este tipo de controlador es útil en numerosas aplicaciones en las que puede admitirse una oscilación continua entre dos límites, siempre y cuando se trate de procesos de evolución lenta. Un controlador del nivel de un tanque es un buen ejemplo de un control On-Off, en donde existen puntos de ajuste de nivel alto y bajo que determinan si la válvula a la salida del tanque se abre o cierra.

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

- Acción Proporcional: es la acción del controlador lineal más importante, logrando la facilidad de comprobar resultados, pero presenta problemas como falta de inmunidad al ruido (una señal indeseada añadida a la señal original recibida por transmisor), la imposibilidad de corregir algunos errores en el régimen permanente puesto que sólo tiene

un parámetro de ajuste denominado Ganancia del Controlador que se aplica al sistema. Un controlador tipo P se utiliza comúnmente para control de nivel.

- Acción Proporcional-Integral: tiene como propósito disminuir y eliminar a cero el error en estado estacionario. En este caso, el controlador tiene dos parámetros de ajuste: la ganancia y el tiempo integral.
- Acción Proporcional-Integral-Derivativa: se incorpora al controlador integral otro tipo de control con acción derivativa, para proporcionarle rapidez al controlador, adelantando su acción frente a la aparición de una tendencia de error. Esto estabiliza el sistema para así alcanzar la señal del Set Point. Este controlador posee tres parámetros de ajuste: la ganancia, el tiempo integral y el tiempo derivativo.

La acción derivativa es prácticamente inaplicable ante la presencia de ruido, éste hace que la variable de control tome valores contrapuestos y máximos cuando el ruido entra como señal de error originando oscilaciones en la respuesta del proceso. Para disminuir este problema es necesario filtrar la señal ruidosa dejando pasar sólo las frecuencias de señal que corresponden a la misma y no al ruido.

- Control Multivariable: cuando existen dos o más variables que están acopladas, es decir, cuando la modificación de una variable ejerce una desviación en la otra, se dice que existen varios lazos de control en una unidad, donde se observa que los cambios que ocurren cuando una de las variables manipuladas (perteneciente a alguno de los lazos) es perturbada produce un cambio no sólo en la variable controlada de ese lazo, sino también en los demás lazos que se encuentran presentes en el sistema. Para evitar lo antes mencionado, se aplica el Control Multivariable; para ello, se hace el uso de un algoritmo adecuado que puede lograr no sólo que los distintos reguladores operen sin contradicciones, sino también minimizar el consumo energético o, en general, optimizar cualquier otra variable que se disponga, debido a que en estos procesos se habla de MIMO (Multiple Input Multiple Output) que se encuentran relacionadas entre sí.

2.2.4.8. Métodos de ajuste de lazos de control

Una vez determinado el tipo de controlador a utilizar, se debe determinar el valor de los parámetros de ajuste del controlador (ganancia, tiempo integral y tiempo derivativo). Lo que se busca en un controlador es:

- Respuesta rápida.
- Eliminación del efecto de las perturbaciones.
- Insensibilidad a los errores de modelado, mediciones, etc.
- Evitar una excesiva acción del mismo.
- Ser adecuado a un amplio rango de condiciones operativas.

Los parámetros de ajuste dependen del proceso y de las perturbaciones dinámicas, por lo que estos son únicos para cada controlador. Se muestran a continuación algunos conceptos importantes para ajustar un controlador:

- a) Sobrepico: es el valor máximo de una señal cuando excede el estado estacionario. 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 ⁽²⁰⁾.
- c) Razón de asentamiento: se debe lograr una relación de asentamiento específica, siendo la más común asentamiento $\frac{1}{4}$.
- 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.

2.2.4.9. Métodos de ajuste a lazo cerrado

Estos métodos se basan en ajustar el controlador a lazo cerrado (automático) y de esta manera, determinar las constantes óptimas para el controlador y obtener una respuesta satisfactoria.

El método de ajuste más utilizado es respuesta de razón de asentamiento de $\frac{1}{4}$ mediante el método de ganancia última, creado por Ziegler y Nichols ⁽¹²⁾. Este se basa en determinar la

última ganancia de un controlador proporcional y período de oscilación, esto representa el último valor donde fue estable.

2.2.4.10. Métodos de ajuste a lazo abierto

Estos métodos se basan en realizar un cambio en escalón a la entrada del controlador y observar la respuesta que esto produce en la salida, determinando así los parámetros de ajuste del controlador.

- **Método de curva de reacción**

De la curva de reacción de este proceso se obtienen los factores característicos del mismo, como son: K , D y τ (ganancia, tiempo muerto y constante de tiempo, respectivamente), obtenidos a partir de un sistema de primer orden más tiempo muerto (POMTM) o de segundo orden más tiempo muerto (SOMTM) y con estos se puede determinar el ajuste del controlador⁽¹²⁾.

- **Método de Ziegler-Nichols a lazo abierto:**

Además de sus fórmulas para ajuste en línea, Ziegler y Nichols proponen un conjunto de fórmulas, que se basan en los parámetros de ajuste para un modelo de primer orden a la curva de reacción del proceso⁽¹²⁾. En la Figura N° 6 se muestra la manera de determinar los parámetros de ajuste por el método Ziegler – Nichols basado en la ganancia crítica (K_{cr}) y periodo crítico (P_{cr}).

Tipo de controlador	K_p	T_i	T_d
P	$0.5K_{cr}$	∞	0
PI	$0.45K_{cr}$	$\frac{1}{1.2} P_{cr}$	0
PID	$0.6K_{cr}$	$0.5P_{cr}$	$0.125P_{cr}$

Figura N° 6 – Ziegler – Nichols a Lazo Abierto⁽¹⁸⁾

Existen otras reglas de ajuste de Ziegler – Nichols basados en la respuesta escalón de planta, obtenida de manera experimental utilizando los parámetros: el tiempo de retardo (L) y la constante de tiempo (T).

- **Método de ajuste mediante criterios de error de integración mínimo**

Además del método de Ziegler y Nichols, existen otros alternativos que proponen ecuaciones diferentes para determinar el ajuste óptimo, teniendo como objetivo minimizar el error.

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 del error no se puede minimizar de manera directa, ya que un error negativo muy grande se volvería mínimo⁽¹²⁾. Al final, se utiliza una tabla como el método de Ziegler y Nichols para determinar los parámetros de ajuste a partir de los valores de ganancia última y periodo último.

- **Ajuste Profit PID (RPID):**

Todos los métodos explicados hasta ahora son básicamente teóricos, utilizados con fines educativos en los salones de clase, exceptuando el método de ajuste por Ziegler - Nichols, en el caso de la práctica donde los procesos no son idealizados y las perturbaciones se hacen presentes, es necesario métodos más complejos que sean capaces de determinar los mejores valores de ajuste para un proceso complejo.

Debido a esto, la empresa Honeywell creó el programa Profit PID (RPID) que permite encontrar parámetros de ajuste o entonación, capaces de lograr un rendimiento consistente del controlador sobre un rango de dinámicas esperadas.

Esta herramienta es capaz de determinar las constantes propias del ajuste del controlador 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⁽¹⁵⁾.

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

2.2.4.11. Estrategias de control

Las condiciones de producción de las plantas en los últimos años han llevado a los ingenieros de planta a ser más exigentes con los procesos. Esta exigencia se demuestra en los límites estrictos de control, procesos sensibles que puedan operar confiablemente bajo diferentes condiciones de producción y exigencia de rechazo de cualquier perturbación típica de la realidad.

Estos hechos han motivado a estudiar detalladamente la personalidad de cada uno de los procesos, para implementar estrategias capaces de mantener controlados los sistemas y de esta manera, satisfacer los requerimientos de los productos sin ninguna alteración, logrando una óptima y eficiente respuesta de las variables más importantes en el proceso. De igual forma, ser capaz de ajustar el controlador lo mejor posible y así, reducir al mínimo la operación de ensayo y error que se requiere para mantener la variable en el punto de control. Por todas estas razones, a continuación se explican estrategias de control que generalmente se emplean en diferentes procesos.

- **Control por retroalimentación (feedback)**

En este tipo de control, se mide directamente la variación que ocurre sobre la variable controlada y de acuerdo a esta, se modifica la variable manipulada, de acuerdo a esto, las perturbaciones ya afectaron a la variable controlada desviándola de su Set Point, por lo que ya existe un error cuando ocurre la acción correctiva. Una de las ventajas de este tipo de control es que se necesita poco conocimiento del proceso para su implementación.

- **Control por acción precalculada (feedforward):**

Este tipo de control se utiliza cuando las perturbaciones significativas afectan directamente a la variable de salida que se desea controlar. Depende básicamente de conocer muy bien el proceso para determinar cuáles son las posibles perturbaciones que pueden afectar al mismo

para que el controlador actúe antes de que la perturbación se propague a la salida deseada en el proceso. Se utilizan bloques de cálculo (para relacionar las perturbaciones con la variable manipulada) y unidades de adelanto y retraso (Lead/Lag), utilizadas para poder relacionar dos variables con dinámicas diferentes), se debe conocer enteramente el proceso para poder aplicar esta estrategia con éxito.

- **Control por relación:**

El objetivo fundamental de esta estrategia es mantener la relación entre dos variables en un valor determinado. Normalmente las variables son caudales, mezclas de dos corrientes de distintas composición o temperatura con el fin de conseguir una mezcla determinada y también se utiliza en la relación aire/combustible para el control de la combustión en un horno o caldera.

Para este tipo de estrategia se tienen distintas alternativas:

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

- **Control por cascada**

Esta es una estrategia que se utiliza mucho en las industrias para controlar más rápido una determinada variable; se tiene un mínimo de dos lazos, un maestro que genera el Set Point a un lazo interno llamado esclavo. La consideración más importante al diseñar un sistema de control en cascada es que el circuito interno o secundario debe ser más rápido que el externo o primario ⁽¹²⁾.

Se utiliza cuando las perturbaciones que ingresan al sistema afectan directamente a la variable manipulada; este tipo de perturbaciones se denominan perturbaciones a la entrada. Se utilizan lazos de control interno (esclavo) con el fin de detectar rápidamente el efecto de

las perturbaciones e iniciar antes la acción correctora para anular la perturbación, impidiendo que afecten al sistema principal.

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

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

- **Control selectivo**

Es una estrategia mediante la cual se mide una determinada variable en diferentes puntos, y se toma solamente el valor mayor o menor para realizar el control. Esto se logra mediante el uso de selector, puede ser de alta o de baja, que sólo toma menor o mayor señal de una serie de entradas. Es importante conocer ciertas restricciones para la aplicación de esta estrategia:

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

Este tipo de estrategia es muy común en los procesos industriales, como ejemplo típico se tiene la selección de la temperatura más alta en un reactor, la cual va ser utilizada como variable del proceso para un controlador de temperatura.

- **Control por rango dividido**

Es la estrategia mediante la cual, el lazo tiene dos elementos finales de control. Dependiendo de las condiciones el sistema, va a abrir o cerrar cada una de las válvulas,

para poder alcanzar un control satisfactorio del proceso. 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.

La aplicación de esta estrategia se puede observar por ejemplo en una columna donde se debe controlar la presión, en este caso se manipulan dos corrientes: la alimentación (gas inerte) y la corriente que desaloja los gases de la columna (venteo).

- **Control por sobreposición**

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

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

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

2.2.5. NORMAS SAMA

Las normas SAMA se emplean para describir estrategias de control mediante símbolos y diagramas, proporcionando información específica sobre el proceso a 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 Científicos (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. Estas diferencias se pueden observar en la Figura N° 7, donde se comparan las dos normativas:

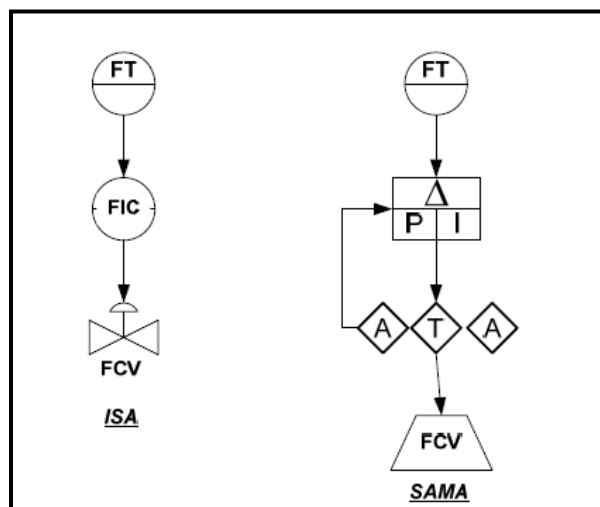


Figura N° 7 - Comparación entre diagramas ISA y SAMA ⁽⁴⁾.

En la Figura N° 8 se muestran algunos símbolos y su significado en la simbología SAMA.

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

Figura N° 8 - Símbolos que corresponden a la norma SAMA ⁽³⁾.

2.2.6. CONTROL MULTIVARIABLE

Cuando se hace referencia a "Control Avanzado" se quiere indicar la aplicación de estrategias de control automático que trascienden las que usualmente se aplican en control de procesos.

Los sistemas de control pueden ser de dos tipos:

- **Single Input Single Output (SISO):** compuestos por una entrada y una salida. Son controlados perfectamente por algoritmos PID convencionales.
- **Multiple Input Multiple Output (MIMO):** poseen múltiples entradas y salidas, son sistema multivariables.

A continuación, se hace referencia a las estrategias de control avanzado más relevantes en los sistemas MIMO, partiendo de aquellas que han cruzado el umbral de la aplicación industrial ⁽¹⁷⁾:

- **Control experto:** este tipo de control se basa en la recopilación de conocimiento de un sistema, a partir de operadores del mismo que pueden considerarse como "expertos" en su área de conocimiento. Este conocimiento se transforma en una serie de reglas. La forma de procesar estas reglas, contrastándolas con la información disponible del proceso controlado, da las características de cada tipo de control en particular.

El mejor exponente de este tipo de control, por el grado de aceptación que ha tenido a nivel industrial, es el control Borroso, Difuso o por Lógica Difusa ("Fuzzy Logic Control") usado en el ajuste automático del foco en cámaras fotográficas, resolución del sistema de frenos ABS en la industria automotriz, lavadoras automáticas, etc.

- **Control óptimo:** este control se basa en la definición de una función o funcional que, por lo general, incluye el error de control y la acción de control y/o sus desviaciones, con ponderaciones que permiten "pesar" en forma relativa cada una de ellas, y se establece un criterio de optimización sobre dicho funcional que se ajuste a los objetivos del control. De hecho, pueden incluirse también las restricciones del mismo (rangos de operación de variables, de las acciones de control y del sistema), produciendo una acción de control óptima según el criterio establecido, sujeta a las restricciones presentes en el proceso.

El mejor representante de este tipo de control, por la gran aceptación que ha tenido en el campo del control de procesos es el Control Predictivo por Modelo ("Model Predictive Control" o "MPC").

- **Control robusto:** consiste en definir una estructura de control que tenga un desempeño acorde a las especificaciones del sistema, independientemente de las perturbaciones a las que esté expuesto. Un ejemplo que ha sido aplicado a nivel industrial es el Control por Modelo Interno ("Internal Model Control o IMC"). Profit Controller incorpora el patentado e innovador algoritmo RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology, Tecnología de Control Robusto Multivariable Predictiva), esta tecnología ha ganado una amplia aceptación en el mercado y ha sido implementada en más de 200 unidades de proceso alrededor del mundo en variedad de procesos químicos y de refinación.
- **Control adaptivo o adaptable ("Adaptive Control"):** este sistema de control es apropiado para sistemas que sean variantes en el tiempo. Aunque dentro de esta categoría podrían colocarse los "PID autoajustables", el concepto es mucho más amplio, ya que suelen incorporar técnicas de identificación de parámetros por mínimos cuadrados u otras técnicas propias del sistema resultante. Una de las estrategias de control más conocidas dentro de este tipo de control es el "Control Adaptivo por Modelo de Referencia" ("Reference Model Adaptive Control" o "RMAC").
- **Control neuronal:** las Redes Neuronales ("Neural Networks") son estructuras matemáticas que procuran representar la información en forma similar a como se estructura en nuestro cerebro. El objetivo de usar redes neuronales es disponer de un sistema que se comporte como una "caja negra" que pueda emular el comportamiento de un sistema. Para ello, se requiere de una etapa de entrenamiento (donde se ingresa información disponible del sistema procurando que la red "aprenda" lo que se le quiere enseñar) y una de "validación" (donde se contrasta el aprendizaje de la red con otros datos disponibles del sistema que no se utilizan para el entrenamiento). Cuando la red "ha aprendido", se puede utilizar tal como si se operara con el sistema real. Se puede encontrar combinado con otras técnicas, como es el caso de sistemas "neuro-fuzzy", que emplean lógica difusa para poder establecer la selección de datos a utilizar en el entrenamiento.

2.2.7. SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO (DCS)

Un sistema de control distribuido (DCS) se refiere a una arquitectura del sistema de control, por lo general de un proceso o cualquier tipo de sistema dinámico, en el que los elementos de control no son centrales en la ubicación, sino que se distribuyen en diversos sub-sistemas supervisados por uno o más controladores. Una de las ventajas de utilizar este tipo de sistema es que, si alguno de los sub-sistemas falla el resto puede seguir operando de acuerdo a las restricciones del sistema.

2.2.8. 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 ⁽³⁾.

Desde su lanzamiento en el 2003, el Experion[®] PKS ha probado ser extremadamente exitoso en ayudar a miles de usuarios alrededor del mundo en mejorar su producción y ganancias con un tecnología innovadora, Experion transforma el control de proceso más allá que la funcionalidad de un DCS unificando a la gente con las variables del proceso y requerimientos económicos. Es el único sistema de automatización que se concentra en el personal de planta y de obtener el máximo de sus conocimientos ⁽¹⁹⁾.

2.2.8.1. 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 DCS, 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 ⁽⁵⁾.

El sistema Experion posee un nuevo Firewall de Control que lo protege de cualquier mensaje indeseado o intruso proveniente del Ethernet.

2.2.8.2. 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 ⁽³⁾.

2.2.8.3. 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), y cubre funciones de control continuo, lógico, motor, secuencial, batch y avanzado. Los bloques de Función (FB), son objetos básicos suministrados por Honeywell para ejecutar diferentes funciones de control. Los FB se interconectan fácilmente vía programa, para construir aplicaciones o estrategias de control, los cuales son agrupados en los Módulos de Control (CM) ⁽³⁾.

2.2.8.4. Experion[®] PKS Interfase Humano-Máquina (HMIWeb)

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. En esta interfase está incluida toda la información requerida para tratar de garantizar que el operador pueda monitorear el proceso de manera eficiente y sin complicaciones ⁽⁵⁾.

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⁽⁵⁾.

2.2.8.5. 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)⁽¹⁵⁾.

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⁽¹⁵⁾.

2.2.8.6. Profit PID (RPID)

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⁽³⁾.

2.2.8.7. Profit RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)

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 ⁽³⁾.

2.2.8.8. 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 automatiza y facilita las pruebas en escalón del controlador multivariable. El uso de este software reduce el tiempo de prueba requerido en la planta 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 ⁽⁵⁾.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

3.1. METODOLOGÍA

A continuación, se describen la serie de pasos que fueron necesarios para alcanzar cada uno de los objetivos que se han planteado para este proyecto.

3.1.1. Conocer y analizar el proceso de destilación al vacío y el horno de precalentamiento.

Se efectuó una exhaustiva revisión bibliográfica que incluye libros, manuales, revistas científicas especializadas en el tema e Internet a fin de recolectar toda la información necesaria para la comprensión del proceso de destilación al vacío y del funcionamiento de esta unidad integrada a un horno de precalentamiento.

Además del proceso, se estudiaron las posibles estrategias de control, las normas pertinentes a ser aplicadas en el proyecto (ISA, SAMA, etc.), así como también los distintos programas de simulación de Honeywell.

3.1.2. Identificar y clasificar las variables involucradas en el proceso.

Se estudiaron todas las variables inherentes al proceso, clasificando detalladamente cada una de ellas, de acuerdo a su naturaleza como: controlada, manipulada o de perturbación. Igualmente, se analizaron las relaciones entre ellas, dependiendo la función que cumpla cada una en el proceso. Adicionalmente, se determinarán la cantidad y naturaleza de las variables inferidas en la destiladora al vacío.

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

A partir de los modelos que fueron proporcionados por la empresa, se estructuró en el programa Control Builder® de Honeywell los sistemas de control Entrada Única –Salida Única (SISO, por sus siglas en inglés) necesarios para mantener el proceso bajo las

condiciones de operación deseadas, empleando para ello las normas SAMA. Además se identificaron y se enumeraron cada uno de los indicadores con sus respectivas variables.

3.1.4. Realizar el ajuste de los lazos de control.

Con los lazos de control ya constituidos e implementados en el sistema *Experion*[®], se evaluó la respuesta del proceso ante cambios en el Set Point y en perturbaciones, con el fin de lograr un óptimo desempeño de los lazos en estudio. Para lograr la sintonía, se emplearon los métodos del software de entonación suministrado por la empresa Honeywell para controladores PID. Asimismo, esta tarea se realizó utilizando un controlador con modelo interno (IMC, por sus siglas en inglés) en un lazo de control básico con el fin de familiarizarse con ésta tecnología.

3.1.5. Identificar las funciones de transferencia correspondientes a las unidades a ser simuladas.

A partir de los modelos dinámicos a lazo abierto expresados en el dominio de Laplace suministrados por Honeywell, se utilizó el software *Profit Stepper*[®] para realizar ensayos en escalón en cada una de las variables manipuladas, con lo que se generaron nuevas funciones de transferencia del proceso a partir de las respuestas de las respectivas variables controladas, tanto de la destiladora de vacío, como del horno de precalentamiento con el fin de simular las pruebas realizadas en planta para obtener las funciones de transferencia que proporcionó la empresa y comprobar la fiabilidad del programa en la generación de estos modelos.

3.1.6. Diseñar las estrategias de control y/o adecuación de las mismas bajo los estándares de la Asociación de Fabricación de Aparatos Científicos (SAMA, por sus siglas en inglés), y configurarlas en el Sistema de Control Distribuido (DCS, por sus siglas en inglés).

Considerando las condiciones de operación de la unidad de destilación al vacío y su horno de precalentamiento, se implementaron las distintas estrategias de control: cascada, relación, sobreposición, etc. Su configuración en el DCS requirió el empleo de los estándares SAMA para conceptualizar y elaborar los diagramas que esquematizarán cada una de estas estrategias.

3.1.7. Diseñar estrategias de control avanzado para el proceso de destilación al vacío y el horno de precalentamiento.

Se utilizó un enfoque de control multivariable para elaborar las estrategias de control avanzado necesarias para lograr un proceso eficiente y seguro, de forma que se puedan alcanzar las especificaciones de calidad de los productos (ASTM D-86, test Conradson – ASTM D-189, etc.) sin comprometer la operación de la unidad ni su integridad mecánica.

3.1.8. Desarrollar los mímicos de los sistemas de protección exhibidos en el DCS.

Este paso implicó la representación gráfica del proceso en el computador (conocida como displays) y la elaboración de los diagramas Causa-Efecto, para plasmar las consecuencias que producen cambios en las diferentes variables del proceso, de acuerdo al modelo de Entrada-Salida.

3.1.9. Configurar la arquitectura del Sistema de Control.

Se especificó la plataforma del sistema de automatización de la unidad de destilación al vacío y del horno de precalentamiento, que incluye la definición y descripción de los elementos que integran el DCS: controladores, protocolos de comunicación, servidores y estaciones de operación. Las estaciones poseen despliegues gráficos a fin de representar los dispositivos, equipos integrados y esquemas de control utilizados en el proceso.

3.1.10. Crear la interfase Humano-Máquina con el fin de desarrollar la práctica virtual con el software HMIWeb Experion® de Honeywell.

Una vez que fue culminada la simulación de la destiladora al vacío y el horno de precalentamiento, se diseñó la interfase Humano-Máquina que comprende despliegues que describen el comportamiento del sistema, permitiéndole al estudiante interactuar con el mismo y, de ésta forma podrá observar la dinámica del proceso, ensayar alteraciones en las variables involucradas en el mismo, modificar la sintonía de los lazos de control y cambiar las estrategias de control. El programa empleado es el HMIWeb, que funciona bajo el dominio del sistema *Experion®* de Honeywell, siendo una implementación gráfica que combina herramientas de programación, dinamización y multimedia bajo formato HTML.

3.1.11. Implementar un optimizador para la unidad de vacío y relacionar los dos controladores avanzados.

Se determinaron las variables de restricción de los procesos, mediante un análisis de toda la unidad de vacío buscando la máxima producción en cualquier condición de la planta y minimizando los insumos requeridos, manteniendo las variables controladas (calidades de los productos, perfil de temperatura, etc.) dentro de los rangos deseados, relacionando diversos controladores avanzados multivariantes. Esto se realiza mediante el software *Profit DQP*[®] de Honeywell.

3.1.12. Elaborar prácticas con fines académicos para la utilización del software para la sintonía de lazos de control.

La implementación como práctica virtual de la unidad de destilación al vacío simulada y el horno de precalentamiento, requirió la elaboración de prácticas utilizando una metodología similar a la empleada en los Laboratorios de Ingeniería Química I y II, con la finalidad de que los estudiantes puedan conocer y analizar el proceso de destilación al vacío, el horno de precalentamiento y su correspondiente sistema de control. El estudiante tendrá la posibilidad de cambiar el Set Point, la configuración del controlador, generar perturbaciones al sistema y observar los efectos que esto ocasiona en el proceso.

CAPITULO IV

4.1 RESULTADOS Y ANÁLISIS

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para cumplir con los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado, al igual que la discusión y análisis de los mismos.

4.1.1 CLASIFICACIÓN DE LAS VARIABLES INVOLUCRADAS EN EL PROCESO

Después del estudio de la unidad de destilación al vacío y el horno asociado, se determinaron las variables que influyen en el proceso y se clasificaron en variables: controladas, manipuladas y perturbaciones. Posteriormente, se determinó la influencia de las variables manipuladas y perturbaciones sobre las variables controladas.

En la Tabla 1, se presentan la clasificación de las variables, correspondientes al horno de precalentamiento de la unidad de destilación al vacío.

Tabla 1 – Clasificación de las variables involucradas para el horno de precalentamiento

Nº	Variables Manipuladas	Descripción	
1	70FC040	Flujo del Celda 1 de la Paso 1 del F-301	
2	70FC041	Flujo del Celda 1 de la Paso 2 del F-301	
3	70FC042	Flujo del Celda 2 de la Paso 3 del F-301	
4	70FC043	Flujo del Celda 2 de la Paso 4 del F-301	
5	70FC044	Flujo del Celda 3 de la Paso 5 del F-301	
6	70FC045	Flujo del Celda 3 de la Paso 6 del F-301	
7	70FC046	Flujo del Celda 4 de la Paso 7 del F-301	
8	70FC047	Flujo del Celda 4 de la Paso 8 del F-301	
Variables Controladas		Descripción	MV
70FX047		Flujo Total F-301	1,2,3,4,5,6,7,8
70FX041		% de Flujo que pasa por la Celda 1 del F-301	1,2,3,4,5,6,7,8
70FX043		% de Flujo que pasa por la Celda 2 del F-301	1,2,3,4,5,6,7,8
70FX045		% de Flujo que pasa por la Celda 3 del F-301	1,2,3,4,5,6,7,8

Continuación (Tabla 1)

Variables Controladas	Descripción	MV
70FX040	Flujo de Paso 1 vs. Paso 2 del F-301	1,2
70FX042	Flujo de Paso 3 vs. Paso 4 del F-301	3,4
70FX046	Flujo de Paso 5 vs. Paso 6 del F-301	5,6
70FX048	Flujo de Paso 7 vs. Paso 8 del F-301	7,8
70TX306	Temperatura de Paso 1 vs. Paso 2 del F-301	1,2
70TX308	Temperatura de Paso 3 vs. Paso 4 del F-301	3,4
70TX310	Temperatura de Paso 5 vs. Paso 6 del F-301	5,6
70TX312	Temperatura de Paso 7 vs. Paso 8 del F-301	7,8

En la Tabla 2, se muestra la clasificación y relación entre las variables para la torre de destilación al vacío.

Tabla 2 – Clasificación de las variables involucradas para la torre de destilación al vacío.

Nº	Variables Manipuladas	Descripción
1	70FC336	Reflujo de Tope C-302
2	70FC307	Reflujo de Tope 1A
3	70FC302	Reflujo de Tope Retorno
4	70FC303	Reflujo de Tope IB
5	70FC009	Reflujo 2
6	70FC306	Reflujo 3
7	70FC006	Reflujo 4
8	70TC201	Temperatura de Salida Celda 1
9	70TC202	Temperatura de Salida Celda 2
10	70TC203	Temperatura de Salida Celda 3
11	70TC204	Temperatura de Salida Celda 4
Perturbaciones		Descripción
12	70FC112	Carga Total
13	70FX047	Carga a C-301
Variables Controladas		Descripción
		MV
	70T320	Temperatura de Tope C-302
	70T027	Temperatura de Tope de C-301
	70AXC003	Cálculo de 90% de Chorro #1
	70FX302	Cálculo del Flujo Total del Reflujo 1
	70AXC034	Cálculo de la Viscosidad de Chorro #2
	70AXC004	Cálculo de la Viscosidad de Chorro #3

Continuación (Tabla 2)

Variables Controladas	Descripción	MV
70LC007	OP del Controlador de Nivel del Chorro #1	2,3,4,5,6,8
70LC006	OP del Controlador de Nivel del Chorro #2	2,3,4,5
70LC004	OP del Controlador de Nivel del Chorro #3	2,3,4,6,7
70LC105	OP del Controlador de Nivel del Chorro #4	8
70T024	Temperatura de la Zona Flash C-301	9,10,11,12
70PC009	Presión de Gas Combustible de la Celda 1 del F-301	9,14
70PC010	Presión de Gas Combustible de la Celda 2 del F-301	10,14
70PC011	Presión de Gas Combustible de la Celda 3 del F-301	11,14
70PC012	Presión de Gas Combustible de la Celda 4 del F-301	12,14
70PC005	Presión de Aceite Combustible de la Celda 1 del F-301	9,14
70PC006	Presión de Aceite Combustible de la Celda 2 del F-301	10,14
70PC007	Presión de Aceite Combustible de la Celda 3 del F-301	11,14
70PC008	Presión de Aceite Combustible de la Celda 4 del F-301	12,14
70TX201	Temperatura Paso 1 vs Promedio F-301	9,10,11,12
70TX202	Temperatura Paso 2 vs Promedio F-301	9,10,11,12
70TX203	Temperatura Paso 3 vs Promedio F-301	9,10,11,12
70TX204	Temperatura Paso 4 vs Promedio F-301	9,10,11,12
70F003	Flujo de Producto Chorro #1	2,3,4,5,6
70F034	Flujo de Producto Chorro #2	2,3,4,5,6, 11
70FC004	Flujo de Producto Chorro #3	6,7
70F015	Flujo de Productos Chorro #4	7,8,12

Para lograr la clasificación exitosa de las variables fue necesario un amplio conocimiento del proceso, mediante el cual se pudo de determinar los objetivos de control.

En el caso del horno, se debe mantener la temperatura de salida de éste, maximizar el flujo al proceso, y evitar la amplia diferencia de flujo entre los pasos y celdas, esto se logrará manipulando el flujo por cada uno de los ocho pasos del horno.

Para la torre de destilación al vacío, existen diversos objetivos, uno de los principales es mantener la viscosidad de los productos que poseen el mayor valor agregado: Chorro #1, Chorro #2 y Chorro #3, ya que esto permite asegurar su calidad. Igualmente, es importante mantener el perfil de temperatura en la columna, la temperatura de tope y en la zona flash y, por último, maximizar la producción de las corrientes de salida Chorro #1, #2 y #3. Estos objetivos de control se logran manipulando las corrientes de reflujo en la torre, con la finalidad de alterar el perfil de temperaturas y mejorar la separación, al igual que modificar

la temperatura de salida en cada una de las celdas pertenecientes al horno de precalentamiento.

4.1.2. ESQUEMAS DE CONTROL BÁSICO Y DE INSTRUMENTACIÓN MEDIANTE LA SIMULACIÓN CON EL SOFTWARE CONTROL BUILDER®.

Posterior al estudio y clasificación de las variables involucradas en el horno de precalentamiento y la unidad de destilación al vacío, 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 Anexo A), esto se logró utilizando los valores de operación normal que fueron proporcionados por Honeywell, para el caso de las válvulas se utilizó un sobrediseño de dos, lo que significa que en condiciones normales estas estarán a un 50% de su apertura máxima lo que les permite hacer cambios cómodamente por encima y por debajo de este valor, en el caso de las temperaturas y viscosidades se establecieron rangos razonables basados en los límites de operación para transmisores utilizados en la práctica.

Se realizó un diagrama de bloques para cada variable controlada donde se muestra la relación con cada variable manipulada, tanto para el horno como para la unidad de destilación al vacío, en estos bloques se colocaron las funciones de transferencia que fueron suministradas por Honeywell y definen la relación entre cada variable. Para construir esta simulación se trabajó 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. Se construyó un punto para cada variable involucrada en el proceso (manipulada, controlada o perturbación) y dentro de estos puntos se simula su dinámica utilizando diversos bloques, como son:

- Bloques de Suma
- Bloques de Cálculo
- Unidades de adelanto o retraso (Lead/Lag)
- Tiempo Muerto
- Controladores PID
- Bloques de adquisición de datos (DATAACQA, por sus siglas en inglés)

A cada punto de le asignó un nombre (Tagname) único para cada uno 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 las estrategias configuradas en el software Experion® PKS:

Las variables manipuladas de flujo (como son: MV_70FC040, MV_70FC041 y todas las que contengan FC ya que indican que controlan el flujo) se simularon con entradas recirculadas, ya que no existe una entrada de datos al proceso, de esta manera se simula la dinámica de la variable al cambiar el set point, y el controlador intente regular la salida. Como se puede observar en la figura N° 9 el lazo de control está compuesto por un bloque PIDA (un controlador PID, quien le proporcionará la dinámica a la variable al cambiarse el set point), y un bloque DATAACQA, que es un bloque de adquisición de datos, el cual permite la recirculación de la salida de PIDA como su propia entrada. El bloque PIDA tiene como entradas el valor de la variable en el proceso (PV) y el Set Point deseado (SP) (ambas en unidades de ingeniería), dando como resultado un valor de operación (OP) (expresado en porcentaje), por lo que se ve necesario un bloque de adquisición de datos para convertir la OP a unidades de ingeniería y así convertirse en la PV de entrada en el bloque PIDA. De igual manera se construyó la perturbación DV_70FC112 correspondiente a la torre de destilación al vacío.

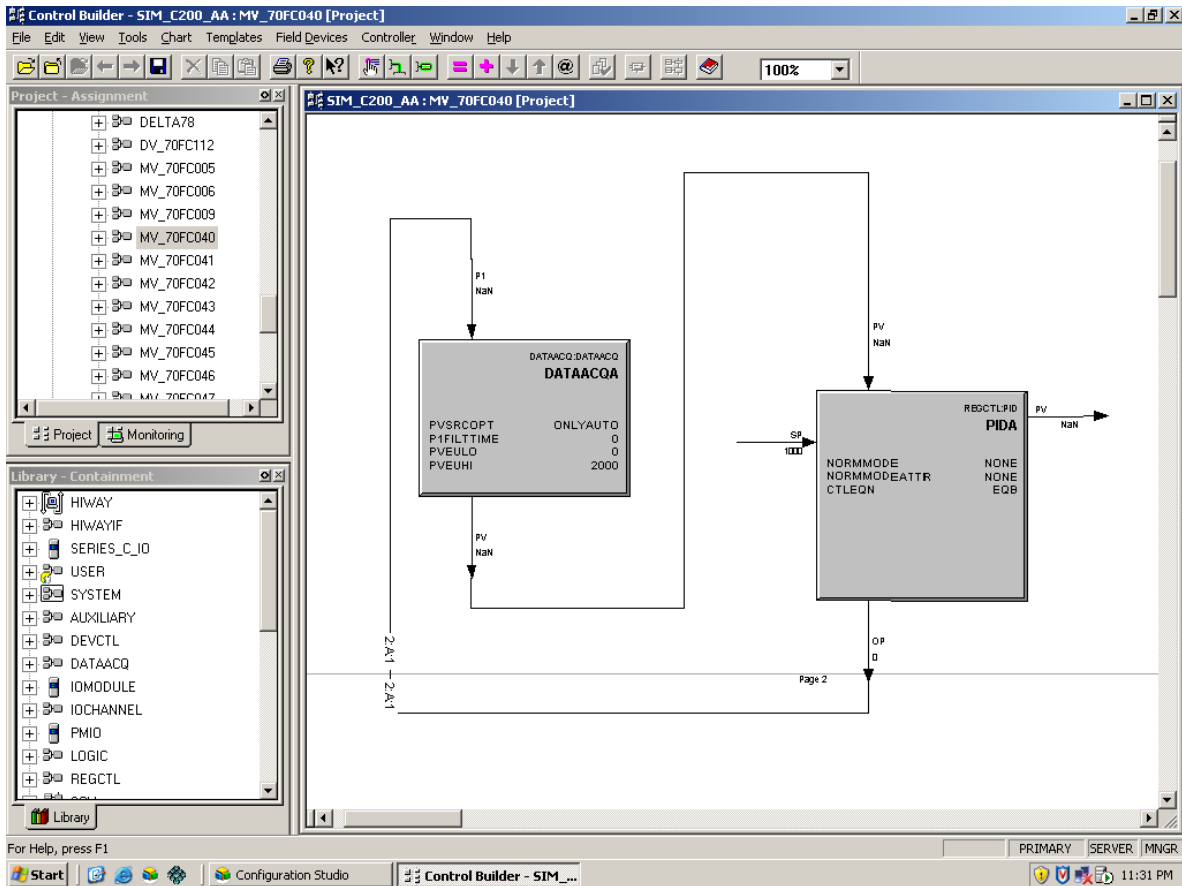


Figura N° 9 – Configuración de lazo de control simple para una variable manipulada de flujo (Elaboración Propia)

Las variables manipuladas de tipo temperatura (MV_70TC201, MV_TC202, MV_TC203 y MV_TC204) se simularon utilizando un control en cascada, debido a que estas corresponden a las temperaturas de salida de cada una de las celdas del horno de precalentamiento y estas dependen del flujo de combustible enviado a cada una de las celdas, existen dos lazos de control y uno depende del otro, por lo que se eligió un control en cascada ya que a partir de la desviación de la temperatura con su set point se puede determinar la cantidad de combustible necesaria y éste a su vez, ser comparado con el valor de operación y finalmente modificar el elemento final de control. Como se puede observar en la figura N° 10 el lazo de control interno (esclavo, flujo de combustible a la celda) es un lazo de control para una variable manipulada de flujo, compuesto por un bloque PIDA y un DATAACQA, que simula la válvula de control de combustible al horno F-301 teniendo la PV del controlador PID como entrada al lazo externo (maestro, control de temperatura en las celdas) donde se le incorpora la dinámica del proceso mediante un bloque Lead/Lag

(LEADLAGA) y un bloque de tiempo muerto (DEADTIMEA), que le proporciona el retraso correspondiente debido al tiempo que le toma a la variable controlada reflejar algún cambio, igualmente se adiciona otro bloque PID (PIDA_1) y un DATAACQA (DATAACQA_1), los cuales representan el control maestro de temperatura de salida de las celdas de horno F-301. El bloque PID del lazo esclavo o interno se configura en modo cascada (CAS) para que acepte el SP que es proporcionado por el control maestro de temperatura.

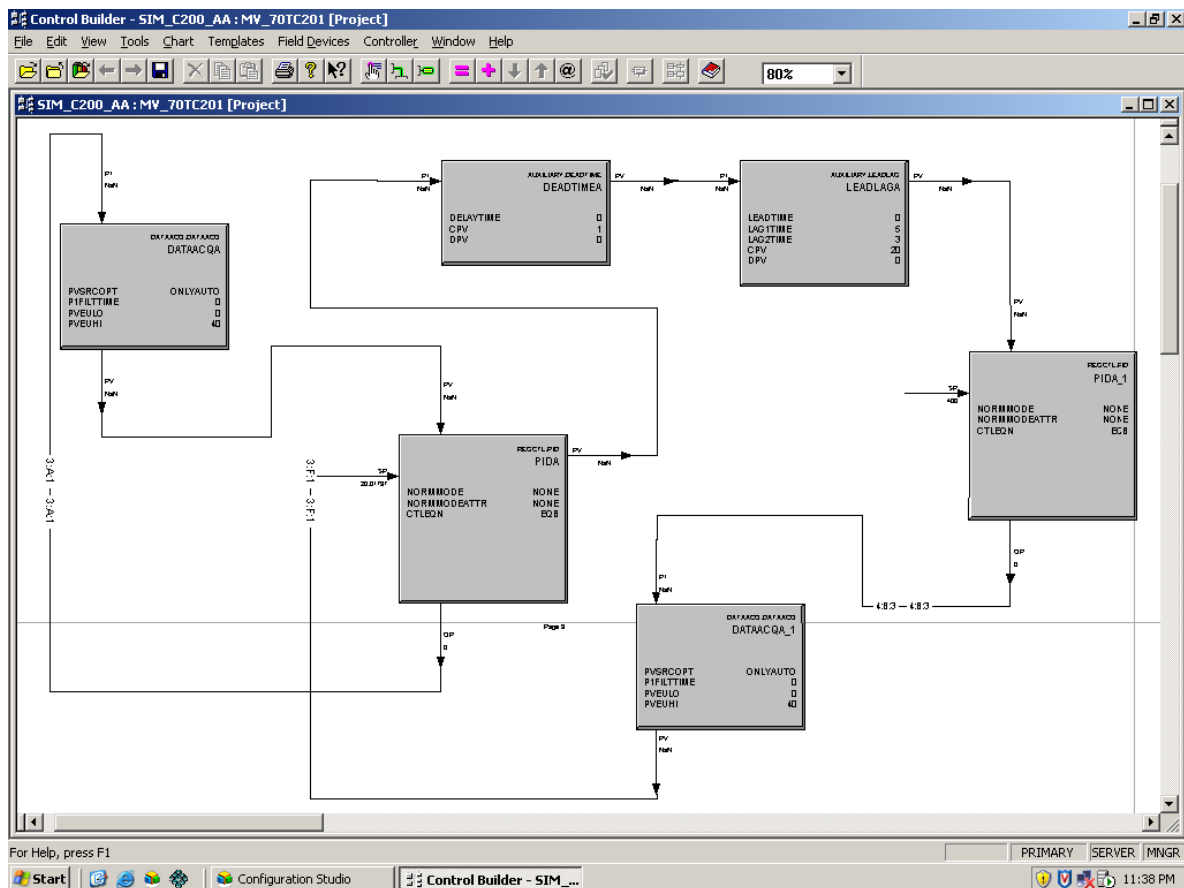


Figura N° 10 – Configuración de lazo de control simple para una variable manipulada de temperatura (Elaboración Propia)

Por último se configuraron las variables controladas del proceso, en las cuales se determinaron las variables que influían en ellas y como se puede observar en la figura N° 11, estas se hicieron pasar por bloques de tiempo muerto, para agregarles el retraso correspondiente a las funciones de transferencia que fueron suministradas por Honeywell ,y bloques Lead/Lag para proporcionarles la dinámica necesaria, donde se incluyeron dichas

funciones, para luego sumarlas mediante un bloque de suma (AUXSUMMERA) y por último un DATAACQA para poder obtener la variable controlada deseada.

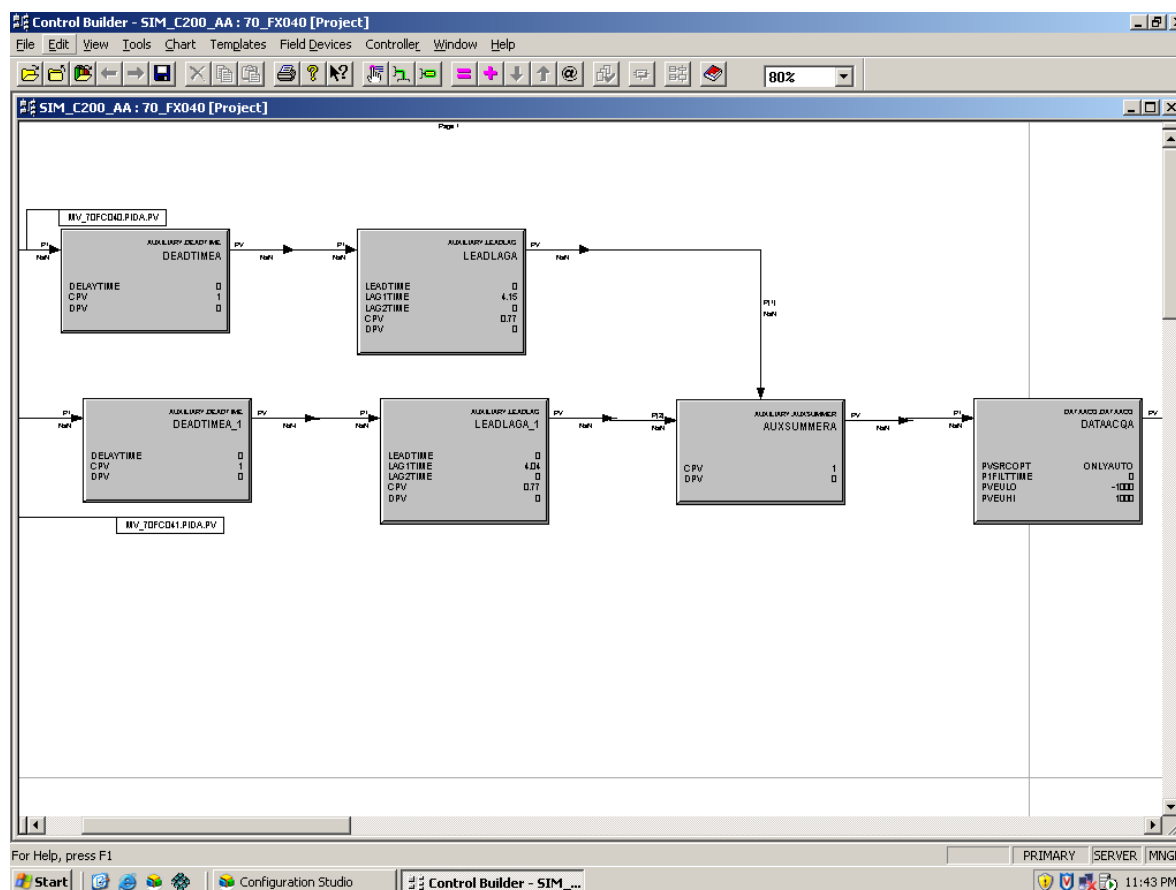


Figura N° 11 – Configuración de lazo de control para una variable controlada (Elaboración Propia)

4.1.3. AJUSTE DE LOS LAZOS DE CONTROL.

Se realizó la sintonía de los lazos de control, con el objetivo de mantener a las variables de operación en un rango determinado, para lograr esto se determinaron los parámetros de ajuste adecuados para cada uno de los controladores variando los parámetros de la ganancia, tiempo integral y tiempo derivativo. Los mejores parámetros de ajuste fueron seleccionados de acuerdo a la respuesta de la variable ante un cambio en el Set Point, y se eligió el que presentó la respuesta más rápida con la menor oscilación posible. En la Figura N° 12 se presentan tres (3) curvas de reacción que muestran el comportamiento de la variable MV_70FC042 (flujo por el paso 3 correspondiente a la celda 2 del horno F-301).

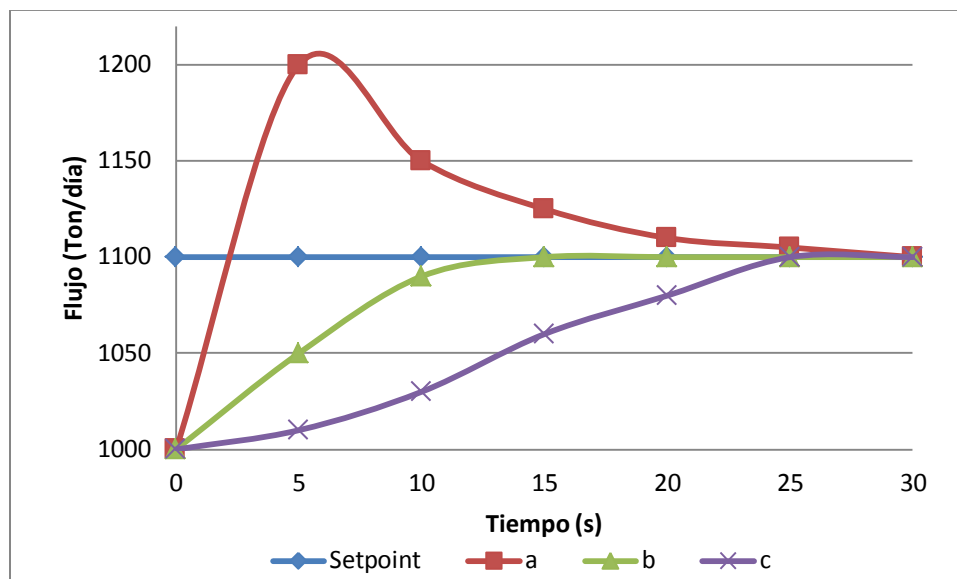


Figura N° 12 – Comparación de curvas de reacción con diferentes ajustes del controlador para la variable MV_70FC042 (Elaboración Propia)

En la Figura N° 12 se observan tres curvas A, B y C que muestran el comportamiento del controlador para distintos parámetros de ajuste. La curva de reacción de A produce un sobrepico alto. En la curva C no se observó ninguna oscilación, sin embargo, al principio de la respuesta su comportamiento tiende a ser lento. Por último, la curva de color B presenta una tendencia suave y estable. Se pudo haber hallado un ajuste más óptimo, pero una respuesta inmediata dejaría reflejar el comportamiento de una válvula de control de flujo, debido a que su respuesta sería muy rápida y no es consistente con el funcionamiento del equipo en la vida real.

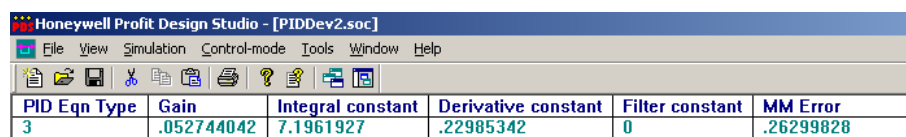
En la Tabla 3 se presentan los diferentes parámetros de ajuste que fueron considerados para el controlador:

Tabla 3 – Parámetros de ajuste para el controlador correspondiente al punto MV_70FC042

Curva	Ganancia, K (MBPD)	Tiempo Integral, τ_I (s)	Tiempo Derivativo, τ_D (s)
A	1	0,2	0
B	0,7	0,5	0
C	0,8	0,1	0

Debido a que todos los controladores de flujo son similares, ya que se trata de una salida recirculada, se utilizaron los mismos ajustes para todos estos (MV_70FC40, MV_70FC336, etc.). Los ajustes elegidos fueron seleccionados con la ayuda del Ingeniero Ricardo Caballero quien brindo sus años de experiencia en el ajuste de controladores para poder elegir una serie de parámetros que más se apeguen al comportamiento del lazo en la vida real.

Para lazos más complejos como son el del control de temperatura, fue necesario utilizar herramientas especializadas para el ajuste de controladores, como es el Profit RPID en el cual al introducir la función de transferencia correspondiente al sistema este arroja como resultado los parámetros de ajuste para el controlador. En la imagen N° 13 se muestran los parámetros de ajuste arrojados por el Profit RPID.



PID Eqn Type	Gain	Integral constant	Derivative constant	Filter constant	MM Error
3	.052744042	7.1961927	.22985342	0	.26299828

Figura N° 13 – Parámetros de ajuste del controlador de temperatura para la variable MV_70TC201 (Elaboración Propia)

Estos valores fueron utilizados para todos los controladores de temperatura como son: MV_70TC201, MV_70TC202, MV_70TC203, MV_70TC204.

4.1.4. FUNCIONES DE TRANSFERENCIA CORRESPONDIENTES A LAS UNIDADES A SER SIMULADAS.

Las funciones de transferencia para las variables involucradas en la unidad de destilación al vacío y el horno de precalentamiento asociado fueron generadas a través del programa Profit Stepper. Para ello se seleccionaron las variables controladas, manipuladas y perturbaciones al sistema, y el programa realizó los “test de planta” (saltos en escalón en las variables manipuladas) con el fin observar los efectos que estos tienen sobre cada una de las variables controladas involucradas. 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. Posteriormente se utilizó el programa Profit Design Studio con el fin de refinar los modelos obtenidos, retirando secciones de la data errónea para evitar obtener modelos equivocados.

En la figura N° 14 se muestran algunas de las funciones de transferencia en el Profit Design Studio, se pueden observar las ecuaciones de las funciones restantes en el Anexo B1.

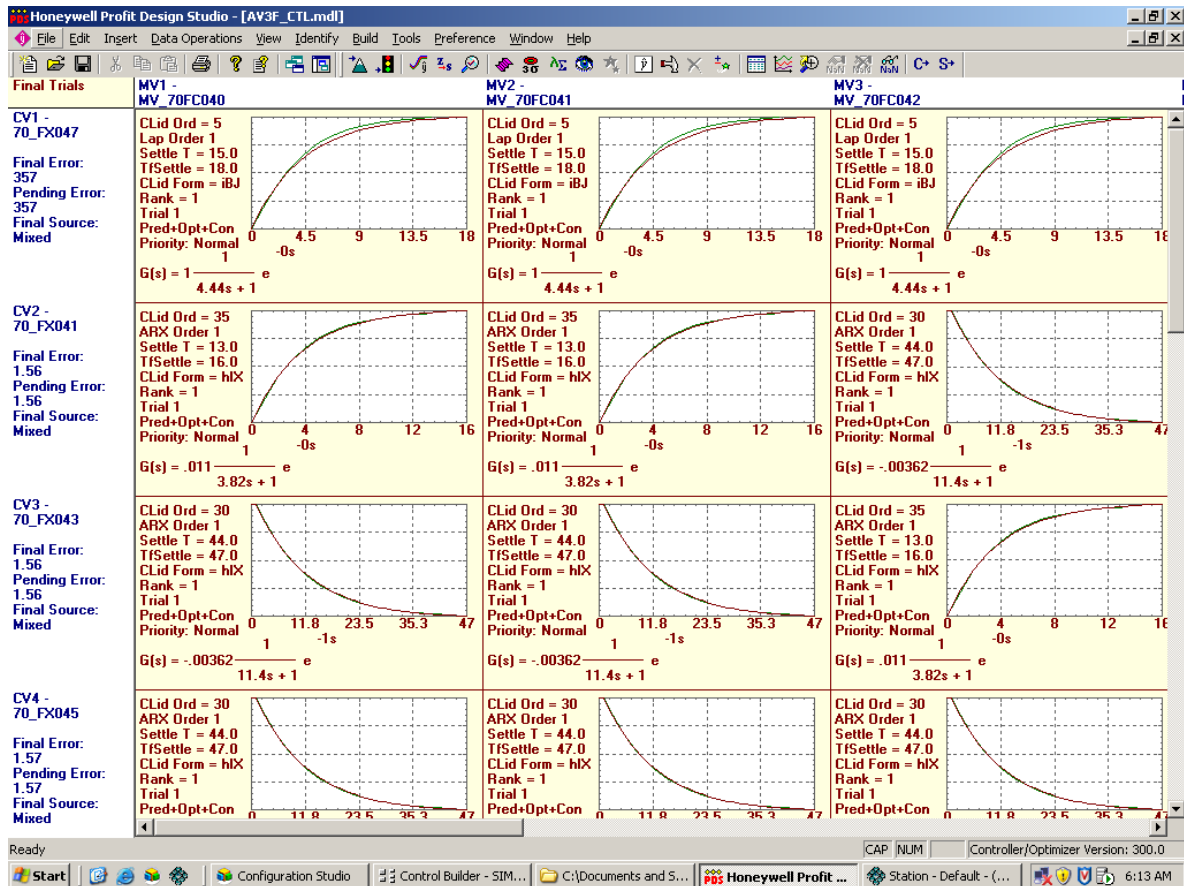


Figura N° 14 - Funciones de transferencia para la horna de precalentamiento utilizando el Profit Design Studio (Elaboración Propia)

Adicionalmente, con el fin de verificar que las funciones de transferencia generadas simulan de manera adecuada el proceso estudiado, se realizó una comparación con las que fueron proporcionadas por Honeywell. En la siguiente Tabla 4 se muestran algunas de funciones de transferencias obtenidas para la variable manipulada MV_70FC040, el resto se pueden observar en el Anexo B1.

Tabla 4 - Comparación de las funciones de transferencia obtenidas con las que fueron suministradas por Honeywell

Variable Controlada	Funciones de Transferencia – Variable Manipulada MV_70FC040 (Flujo por el Paso 1)	
	Honeywell	Simulación
70_FX047 (Flujo Total por el Horno)	$1 \frac{1}{4.44s + 1}$	$1 \frac{1}{3.84s + 1}$
70_FX041 (% Flujo Celda 1)	$0,011 \frac{1}{3,82s + 1}$	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1}$
70_TX306 (ΔT entre el Paso 1 y 2)	$0,0949 \frac{1}{17,3s^2 + 9,36s + 1} e^{-2s}$	$0,0949 \frac{1}{12,2s^2 + 8,01s + 1} e^{-2s}$

De acuerdo a los resultados obtenidos se observa que las funciones de transferencia no son idénticas y esto se debe a que las suministradas fueron obtenidas mediante pruebas en planta, mientras que las generadas, se obtuvieron a través de una simulación. En las pruebas de planta se encuentran involucrados 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 deben añadir bloques Lead/Lag, bloques de suma y controladores PID, ocasionando cambios en la dinámica del proceso y por ende, una desviación. La mayor parte de la dinámica de un proceso está dada por la ganancia de este, se puede observar en la Tabla 4 que estos valores son muy similares por lo que se puede decir que la simulación representa el proceso real, mediante la comparación de las funciones de transferencia obtenidas.

4.1.5. ESTRATEGIAS DE CONTROL BAJO LOS ESTÁNDARES SAMA Y CONFIGURACIÓN EN EL DCS.

- Horno de precalentamiento (AV3F, F-301):

En el horno de precalentamiento de la unidad de destilación al vacío es imprescindible controlar la temperatura de salida de cada celda (70_TC201, 70_TC202, 70_TC203, 70_TC204) para asegurar el grado de vaporización de la carga de crudo que va dirigida a la Columna de Destilación al Vacío (AV3V, C-301) para lograr este objetivo es necesario controlar la presión de gas combustible o aceite combustible (dependiendo de cómo esté operando el horno, en caso de aceite combustible (70_PC005, 70_PC006, 70_PC007,

70_PC008) y para gas combustible (70_PC009, 70_PC010, 70_PC011, 70_PC012). De acuerdo con la temperatura de salida que se desea para cada una de las celdas, se determina la presión necesaria de combustible, esta es comparada con la presión actual y allí se realizan las modificaciones pertinentes en la válvula de flujo de combustible. Por todo lo especificado anteriormente, se emplea la estrategia de Control en Cascada, ya que el control de la temperatura depende del control de la presión de combustible, para lograr este control, se procede a medir la temperatura de salida de cada una de las celdas. Esta señal es enviada al controlador de temperatura (maestro) para compararla con el Set-Point (SP) y luego se ingresa como el SP para el control de presión del combustible (esclavo). Esta variable también es medida y comparada con el PV de presión y dependiendo del valor que arroje la señal de error, la válvula se abre o se cierra, logrando así el control de la temperatura en cada celda. En la Figura N° 15 se presenta el diagrama que describe esta estrategia de control, empleando las normas SAMA:

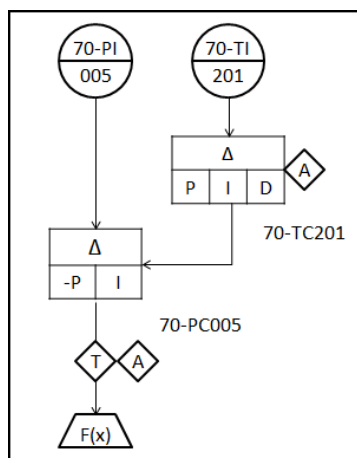


Figura N° 15 - Diagrama de Control de Temperatura y Presión en el Horno F-301
(Elaboración Propia)

Adicionalmente, a la estrategia de Control en Cascada también se emplea la estrategia de Control Feedback, con la finalidad de controlar el flujo de crudo que se transporta por cada uno de los ocho (08) pasos que conforman el horno (MV_70FC040, MV_70FC041, MV_70FC042, MV_70FC043, MV_70FC044, MV_70FC045, MV_70FC046, MV_70FC047), para lograr así, las condiciones operacionales establecidas. Para lograr este objetivo de control, se mide el flujo a la entrada de cada paso y se compara esta señal con el Set-Point en el controlador de flujo y dependiendo de la diferencia entre la PV y el SP, el

controlador ejerce una acción de apertura o de cierre en la válvula. Además de controlar el flujo de cada uno de los pasos, se debe controlar la carga total de crudo que ingresa al horno (70_FX047), con la finalidad de mantener un flujo constante de crudo a lo largo del equipo y de esta manera asegurar que el crudo ingrese a la columna de destilación con las condiciones de operación requeridas, para ello, el operador manipula el flujo que corresponde a cada paso y de esta manera logra controlar la carga total. En la figura N° 16 se puede observar el diagrama correspondiente a esta estrategia:

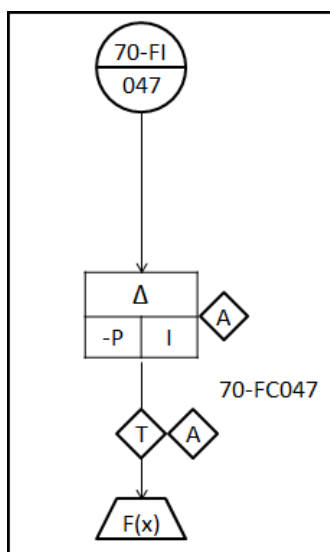


Figura N° 16 - Diagrama de Control de Flujo Total al Horno F-301. (Elaboración Propia)

- Torre de Destilación al Vacío (AV3V, C-301):

Uno de los objetivos de control en la torre de destilación al vacío es el flujo de salida de los productos principales Chorro #1, Chorro #2, Chorro #3 y Chorro #4 (70_F003, 70_F034, 70_FC004, 70_F015) ya que son los productos con mayor agregado y hay que mantener una producción para los procesos aguas abajo, y al mismo tiempo se debe mantener el nivel de los tambores recolectores (Vessels) en un nivel seguro (70_LC007, 70_LC006, 70_LC004, 70_LC105). Para lograr este objetivo operacional se propone un Control Override ya que esta estrategia considera dos controladores, uno de nivel y uno de flujo, el de flujo recibe como SP el valor de producción normal donde lo compara con la PV del proceso y envía la señal de salida pertinente, en el caso del control de nivel este recibe como SP el valor de altura más baja que puede tener el nivel para poder operar el proceso, después de hacer la comparación con la PV este genera una señal de salida, posterior a esto

estas dos salidas se dirigen a un selector de baja, es de baja debido a que se le da el valor mínimo de altura como SP al control de nivel este va intentar llevar el nivel a ese punto, generando una señal de amplitud alta, se desea obviar en operación normal esta salida y la tomar en cuenta el control de flujo, solo cuando el nivel este suficientemente bajo y la amplitud salida del control de nivel sea baja este va a tomar el control del proceso, y por último esta señal es la que se dirige al elemento final de control. El lazo de control solo tomara cargo del proceso cuando el nivel llegue a valores críticos para impedir daños en las bombas de salida. Esto se puede observar claramente en figura 17:

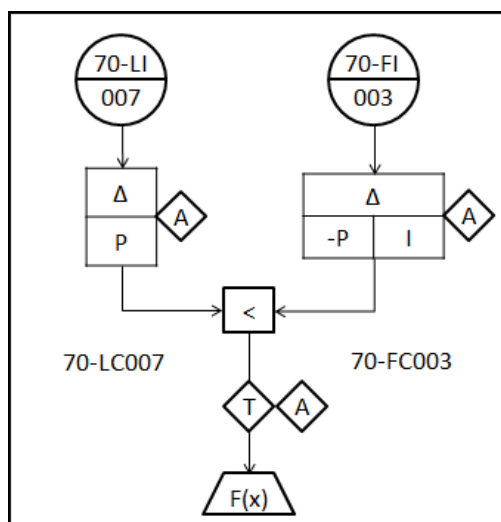


Figura N° 17 – Control de flujo de productos y nivel de los tambores recolectores para la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Para lograr controlar la temperatura en el tope y en la zona flash de la unidad AV3V, se debe manipular la corriente de reflujo de tope, 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, debido a que de acuerdo al valor de temperatura se toman las acciones correctivas en la corriente de reflujo. Se mide la temperatura a controlar mediante un transmisor. La señal es enviada a un controlador de temperatura, en donde se compara con el valor del SP, para luego enviar la señal de apertura o cierre de la válvula a través de un convertidor, transformando de esta manera la señal eléctrica a neumática y así manipular el flujo que está ingresando recirculación que ingresa a la columna. (Ver Figura N° 18)

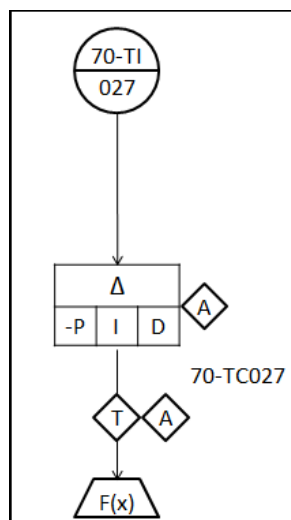


Figura N° 18 – Control de Temperatura en el tope de la Torre de Destilación al Vacío
(Elaboración Propia)

Todas las estrategias de control básicas implementadas en el proceso, datos de diseño y operación de los equipos involucrados, indicadores de presión, flujo y temperatura, fueron representadas en dos (2) Diagramas de Instrumentación y Tuberías. (DTI). (Véase en: Anexo C).

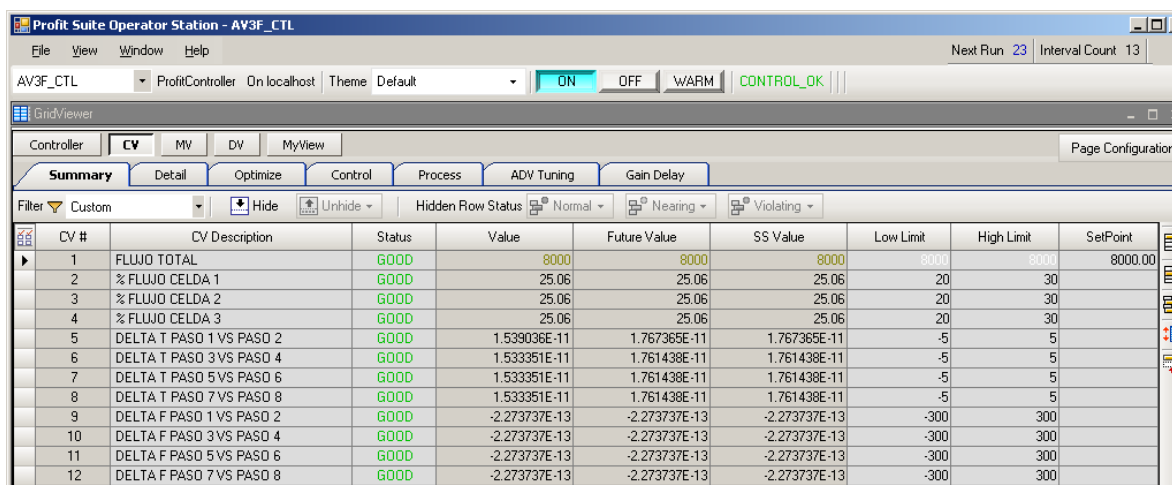
4.1.6. ESTRATEGIAS DE CONTROL AVANZADO PARA EL PROCESO DE DESTILACIÓN AL VACÍO Y EL HORNO DE PRECALENTAMIENTO.

En este proceso existe una gran cantidad de CV, MV y DV, por lo que es complejo controlar este sistema bajo un esquema SISO, debido a que una MV no influye en una sola CV sino que afecta una cantidad variables que a su vez están influenciadas por otras CV, por lo que es necesario un esquema MIMO, un RMPCT que se permitirá alcanzar el objetivo de mantener las CV en el valor deseado, utilizando las funciones de transferencia que relacionan a las variables involucradas en el proceso.

Una vez obtenido el modelo matemático de cada una de las unidades que conforman el proceso de Destilación al Vacío, se procedió a la configuración del controlador multivariable RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology). Los parámetros configurables, comenzaron desde el rango de operación de cada variable manipulada (MV) y variable controlada (CV) hasta la obtención de los parámetros de sintonía. Inicialmente se trabaja sobre un ambiente de simulación generado en el Profit

Design Studio, donde no existe conexión entre la simulación creada con el software Control Builder y este programa. Posteriormente, cuando se han ajustado los parámetros principales de este controlador, se exportan estos datos a Profit Suite Runtime Studio específicamente al paquete Profit Controller, donde se crea la plataforma URT que permitirá la conexión entre el controlador y la simulación creada en el Control Builder. Seguidamente se utilizó el programa Operator Station donde se monitorea en tiempo real la conexión entre el controlador, la simulación, y se realizan los últimos ajustes al Controlador Multivariable.

Es imprescindible conocer el rango de operación de las MV y las CV para poder controlar las variables del proceso. En la Figura N° 19 se muestran ciertos rangos para las CV correspondientes al horno de precalentamiento F-301, es resto de los ajustes se pueden observar en los Anexos B2 y B3.



CV #	CV Description	Status	Value	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	SetPoint
1	FLUJO TOTAL	GOOD	8000	8000	8000	8000	8000	8000.00
2	% FLUJO CELDA 1	GOOD	25.06	25.06	25.06	20	30	
3	% FLUJO CELDA 2	GOOD	25.06	25.06	25.06	20	30	
4	% FLUJO CELDA 3	GOOD	25.06	25.06	25.06	20	30	
5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	GOOD	1.539036E-11	1.767365E-11	1.767365E-11	-5	5	
6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	GOOD	1.533351E-11	1.761438E-11	1.761438E-11	-5	5	
7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	GOOD	1.533351E-11	1.761438E-11	1.761438E-11	-5	5	
8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	GOOD	1.533351E-11	1.761438E-11	1.761438E-11	-5	5	
9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	
10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	
11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	
12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	

Figura N° 19 – Rango de las CV para Horno de Precalentamiento F-301 (Elaboración Propia)

Con respecto al ajuste, se deben configurar los tres (3) parámetros que se encuentran en el software: optimización, control y proceso para las MV y las CV, tanto del horno como de la Unidad de Destilación al vacío.

En el horno, el parámetro de optimización para las MV, no se modificó, ya que no se desea optimizar ninguna variable manipulada. El parámetro de control para estas MV, se restringió la máxima modificación creciente y decreciente de cada una de ellas para evitar cambios bruscos en el sistema y que posteriormente puedan ocasionar problemas aguas abajo en el proceso. Y por último el tercer parámetro, proceso, se define el límite de rampa

bajo o alto, se refiere al movimiento que se le permite a la MV para mantenerse dentro del rango de control.

En la Figura N° 20 se muestra el ajuste final de la variable proceso para las MV correspondientes a la Torre de Destilación al Vacío:

The screenshot shows the Profit Suite Operator Station interface for AV3V_CTL. The 'Process' tab is active, displaying a table of MV parameters. The table includes columns for MV #, MV Description, Low Limit Ramp Rate, High Limit Ramp Rate, Track Limits, When MV In Manual, and Critical MV. The data is as follows:

MV #	MV Description	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate	Track Limits	When MV In Manual	Critical MV
1	REFLUJO TOPE C-302	1	1	NO	FFWD	NO
2	REFLUJO 1A C-301	5	5	NO	FFWD	NO
3	REFLUJO 1B C-301	20	20	NO	FFWD	NO
4	REFLUJO 1 A C-301	2	2	NO	FFWD	NO
5	REFLUJO 2 A C-301	25	25	NO	FFWD	NO
6	REFLUJO 3 A C-301	10	10	NO	FFWD	NO
7	REFLUJO 4 A C-301	25	25	NO	FFWD	NO
8	TEMP CELDA 1	1	1	NO	FFWD	NO
9	TEMP CELDA 2	1	1	NO	FFWD	NO
10	TEMP CELDA 3	1	1	NO	FFWD	NO
11	TEMP CELDA 4	1	1	NO	FFWD	NO

Figura N° 20 – Parámetros de ajuste para la variable proceso de las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Una vez especificadas las sintonías para las MV involucradas en el proceso, también se entonaron las CV, para lograr un control óptimo del proceso y se hizo de manera similar como con las MV. El parámetro de proceso, es muy parecido al de las MV y del mismo modo se fijaron los límites de pendiente máxima con el que se puede crecer o decrecer cada una de las variables.

El parámetro control fue de especial interés, porque en él se configuró el máximo y mínimo movimiento, que puede sufrir una CV en cada intervalo de ejecución (Figura N° 21). Además, se establecieron pesos para cada variable, los cuales permiten definir que CV es más importante tener bajo control estricto y cuales variables influyen más sobre ella. En cuanto a los pesos asignados a estas, la decisión fue tomada después de las primeras pruebas de desempeño para que todas las variables tuvieran un rango de error pequeño.

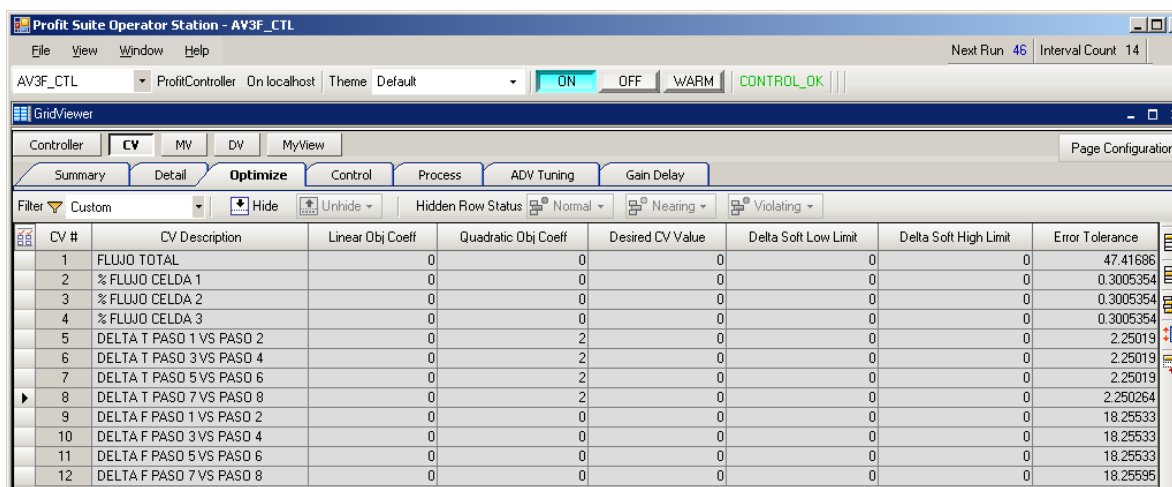
The screenshot displays the Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL interface. The main window shows a table of control parameters for various CVs (Control Variables). The table has columns for CV #, CV Description, Perf Ratio, Clsd Loop Resp Int, Low EU Give Up, High EU Give Up, Number of Blocks, FF To FB Perf Ratio, and State Estimation. The table lists 28 CVs, including 90% CHORRO 1, VISCOS CHORRO 2, VISCOS CHORRO 3, TEMP TOPE C-302, TEMP TOPE C-301, TOTAL REFL 1, ZONA FLASH C-301, F-301 PASO 1 COT-AVG, F-301 PASO 2 COT-AVG, F-301 PASO 3 COT-AVG, F-301 PASO 4 COT-AVG, GAS COMB CELDA 1, GAS COMB CELDA 2, GAS COMB CELDA 3, GAS COMB CELDA 4, ACEITE COMB CELDA 1, ACEITE COMB CELDA 2, ACEITE COMB CELDA 3, ACEITE COMB CELDA 4, PCT VAL 70LC007, PCT VAL 70LC006, PCT VAL 70LC004, PCT VAL 70LC005, CHORRO 1 ALMAC, CHORRO 2 ALMAC, CHORRO 3 ALMAC, CHORRO 4 TOTAL, and RESIDUO CORTO. The State Estimation column shows 'D-OFF' for all CVs.

CV #	CV Description	Perf Ratio	Clsd Loop Resp Int	Low EU Give Up	High EU Give Up	Number of Blocks	FF To FB Perf Ratio	State Estimation
1	90% CHORRO 1	1	23	2	2	10	1	D-OFF
2	VISCOS CHORRO 2	1	47	1	1	10	1	D-OFF
3	VISCOS CHORRO 3	1	19	1	1	10	1	D-OFF
4	TEMP TOPE C-302	1	16	5	5	10	1	D-OFF
5	TEMP TOPE C-301	1	52	2	2	10	1	D-OFF
6	TOTAL REFL 1	1	17	200	200	10	1	D-OFF
7	ZONA FLASH C-301	1	540	5	5	10	1	D-OFF
8	F-301 PASO 1 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
9	F-301 PASO 2 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
10	F-301 PASO 3 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
11	F-301 PASO 4 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
12	GAS COMB CELDA 1	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
13	GAS COMB CELDA 2	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
14	GAS COMB CELDA 3	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
15	GAS COMB CELDA 4	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
16	ACEITE COMB CELDA 1	1	503	2	2	10	1	D-OFF
17	ACEITE COMB CELDA 2	1	503	2	2	10	1	D-OFF
18	ACEITE COMB CELDA 3	1	503	2	2	10	1	D-OFF
19	ACEITE COMB CELDA 4	1	503	2	2	10	1	D-OFF
20	PCT VAL 70LC007	1	21	10	10	10	1	D-OFF
21	PCT VAL 70LC006	1	20	10	10	10	1	D-OFF
22	PCT VAL 70LC004	1	6	10	10	10	1	D-OFF
23	PCT VAL 70LC005	1	6	10	10	10	1	D-OFF
24	CHORRO 1 ALMAC	1	12	100	100	10	1	D-OFF
25	CHORRO 2 ALMAC	1	10	100	100	10	1	D-OFF
26	CHORRO 3 ALMAC	1	9	100	100	10	1	D-OFF
27	CHORRO 4 TOTAL	1	17	100	100	10	1	D-OFF
28	RESIDUO CORTO	1	26	100	100	10	1	D-OFF

Figura N° 21 – Parámetros de ajuste de variable control para las CV correspondientes a la Torre de Destilación al Vacío (Elaboración Propia)

El tercer parámetro, optimización, es de gran relevancia porque se utilizó para el control de las variables más sensibles del proceso (en caso del horno (70_TX306, 70_TX308, 70_TX310, 70_TX312) y para la torre de destilación al vacío (70_TX201, 70_TX202, 70_TX203, 70_TX204)) y se logró optimizar su eficiencia, llevando a cero (0) los deltas de temperaturas de los pasos previamente mencionados, para garantizar una temperatura uniforme por los pasos y por ende en cada celda. La optimización, se logró llevando al límite otras variables controladas, 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 están ajustadas y cuando existe la posibilidad de moverlas a uno de los extremos de su rango. Para lograr la optimización, se configuró el parámetro denominado “Cuadratic Objet Coeff”, donde se colocó un valor mayor a cero, para indicarle al controlador multivariable que esa variable era la que debía optimizar, mientras mayor es el número más importante es optimizar esta

variable. Para definirle el valor de optimización, en este caso, cero (0) se debió especificar en “Desired CV Value”, como se muestra en la Figura N° 22:



The screenshot shows the 'GridViewer' window in the Profit Suite Operator Station. The 'Optimize' tab is selected, displaying a table with 12 rows of CV data. The columns include CV #, CV Description, Linear Obj Coeff, Quadratic Obj Coeff, Desired CV Value, Delta Soft Low Limit, Delta Soft High Limit, and Error Tolerance. All 'Desired CV Value' entries are set to 0.

CV #	CV Description	Linear Obj Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value	Delta Soft Low Limit	Delta Soft High Limit	Error Tolerance
1	FLUJO TOTAL	0	0	0	0	0	47.41686
2	% FLUJO CELDA 1	0	0	0	0	0	0.3005354
3	% FLUJO CELDA 2	0	0	0	0	0	0.3005354
4	% FLUJO CELDA 3	0	0	0	0	0	0.3005354
5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	0	2	0	0	0	2.25019
6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	0	2	0	0	0	2.25019
7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	0	2	0	0	0	2.25019
8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	0	2	0	0	0	2.250264
9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	0	0	0	0	0	18.25533
10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	0	0	0	0	0	18.25533
11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	0	0	0	0	0	18.25533
12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	0	0	0	0	0	18.25535

Figura N° 22 – Ajustes correspondientes a la optimización de las CV del al Horno de Precalentamiento (Elaboración Propia)

Los parámetros de ajuste para cada una de las CV, MV y DV, para cada uno de los controladores y cada una de las modalidades se pueden observar con más detalle en el Anexo B.2 y B.3.

4.1.7. MÍMICOS DE LOS SISTEMAS DE PROTECCIÓN EXHIBIDOS EN EL DCS.

Todas las variables involucradas en los procesos están restringidas de acuerdo a ciertos límites operacionales. Si ocurre una desviación significativa de estas variables, se puede desencadenar una serie de lógicas de protección del proceso y de los equipos involucrados en este. Las lógicas se pueden visualizar en los esquemáticos de sistemas de protección, en los cuales se muestran las acciones que se deben tomar al momento de que una variable se salga de los límites ya mencionados. A continuación se describen los distintos escenarios que pueden ocurrir cuando las variables se encuentran fuera del rango operacional y las acciones que se deben tomar, para mantener protegidos los equipos y el proceso:

Horno:

- Si existe una disminución considerable del flujo de alimentación de algunos de los dos pasos que componen la celda, esto puede ocasionar daños en las tuberías debido al sobre calentamiento por los quemadores al pasar poco flujo. Esta disminución, puede ser provocada por fallas mecánicas y/o eléctricas de la bomba encargada de

trasladar el crudo al horno. Cuando este flujo es menor al flujo mínimo de diseño, se deben cerrar las válvulas de bloqueo que se encuentran en las líneas que suministran el combustible al horno con la finalidad de evitar daños mayores en el equipo y evitar explosiones.

- La sobrepresión del combustible a la entrada de la celda puede ocasionar fracturas en las tuberías que forman parte del equipo, debido al aumento de la llama dentro del horno, ocasionando la formación de coque en el interior de las tuberías, disminuyendo así la transferencia de calor en el crudo y esto trae como consecuencia alteraciones en las especificaciones de los productos y en casos extremos puede ocurrir la ruptura de las tuberías. Si la presión aumenta, es debido a que la válvula reguladora de presión de combustible está dañada, por lo tanto, se debe cerrar la válvula de bloqueo con el fin de evitar la sobrepresión.
- Por otro lado, si la presión del gas combustible es menor a la presión mínima de diseño, se debe cerrar la válvula de bloqueo ya que esa pequeña cantidad de flujo de gas que no llega a combustionar queda almacenado en el interior del horno y puede ocasionar una explosión dentro del mismo.

Como el horno de precalentamiento de la unidad de destilación F-301 puede operar ya sea con aceite o gas combustible, se desarrollaron mímicos independientes según el combustible mediante el cual esté operando el equipo.

Columna de Destilación Atmosférica:

- El aumento excesivo de la temperatura en el tope de la columna, altera el perfil de temperatura en toda la torre, afectando la especificación de los productos y además puede ocasionar daños en los equipos, por lo que en una situación como esta es necesario abrir la válvula correspondiente al refrigerante de emergencia y cerrar la alimentación a la torre.
- Se debe mantener un nivel de fondo en los tambores de recolección correspondientes a los productos obtenidos, debido a que un nivel bajo en los tambores puede ocasionar problemas de cavitación en la bomba y causar daños en los equipos. En el caso que el nivel alcance el mínimo valor posible se apaga la bomba de distribución de productos.

- Igualmente, en el caso de que el nivel en los tambores recolectores aumente significativamente, se debe cerrar la válvula de alimentación al equipo para evitar que el tambor se llene.

En la Figura N° 23 se presenta el mímico de protección desarrollado para la torre de destilación al vacío, operando bajo condiciones normales:

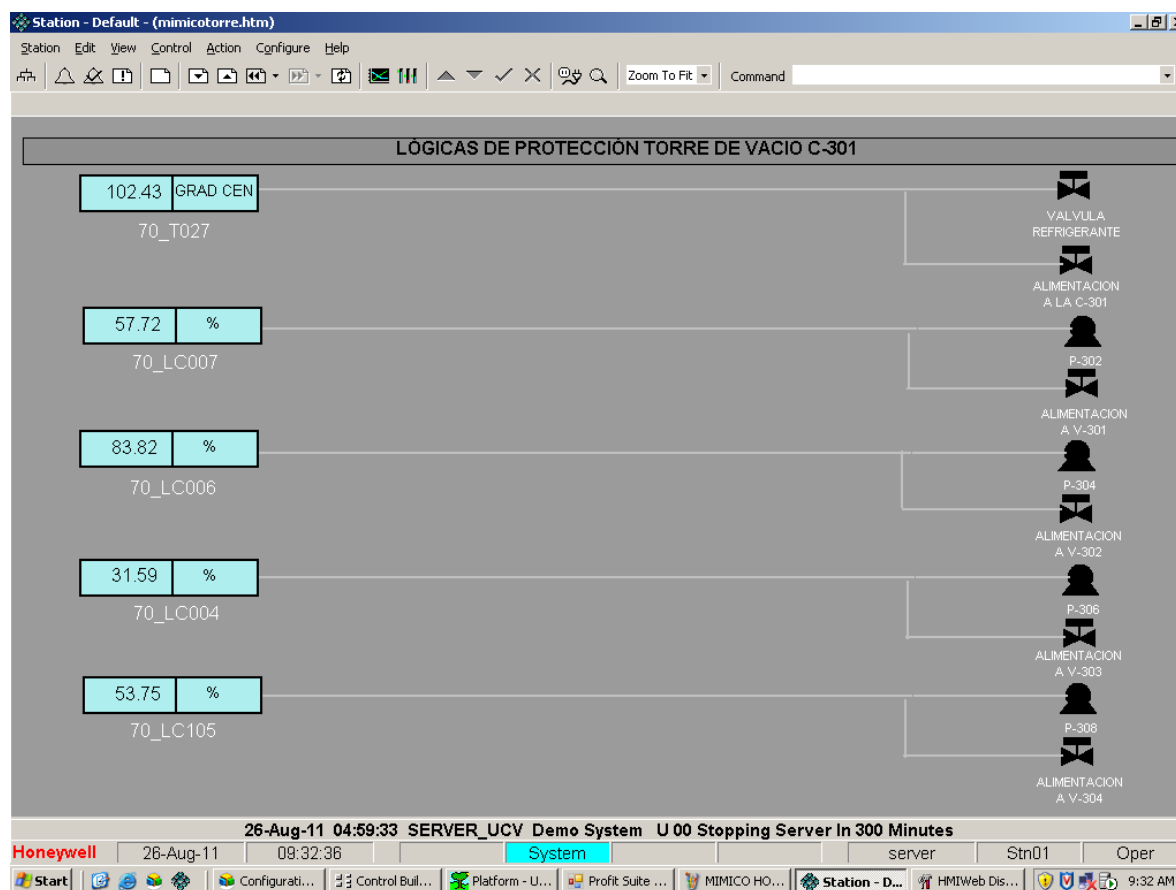


Figura N° 23 – Mímico de protección correspondiente a la torre de destilación al vacío operando bajo condiciones normales (Elaboración Propia)

En la Figura N° 24, se muestra el mímico correspondiente al horno de precalentamiento operando mediante aceite combustible, fuera de los límites de operación.

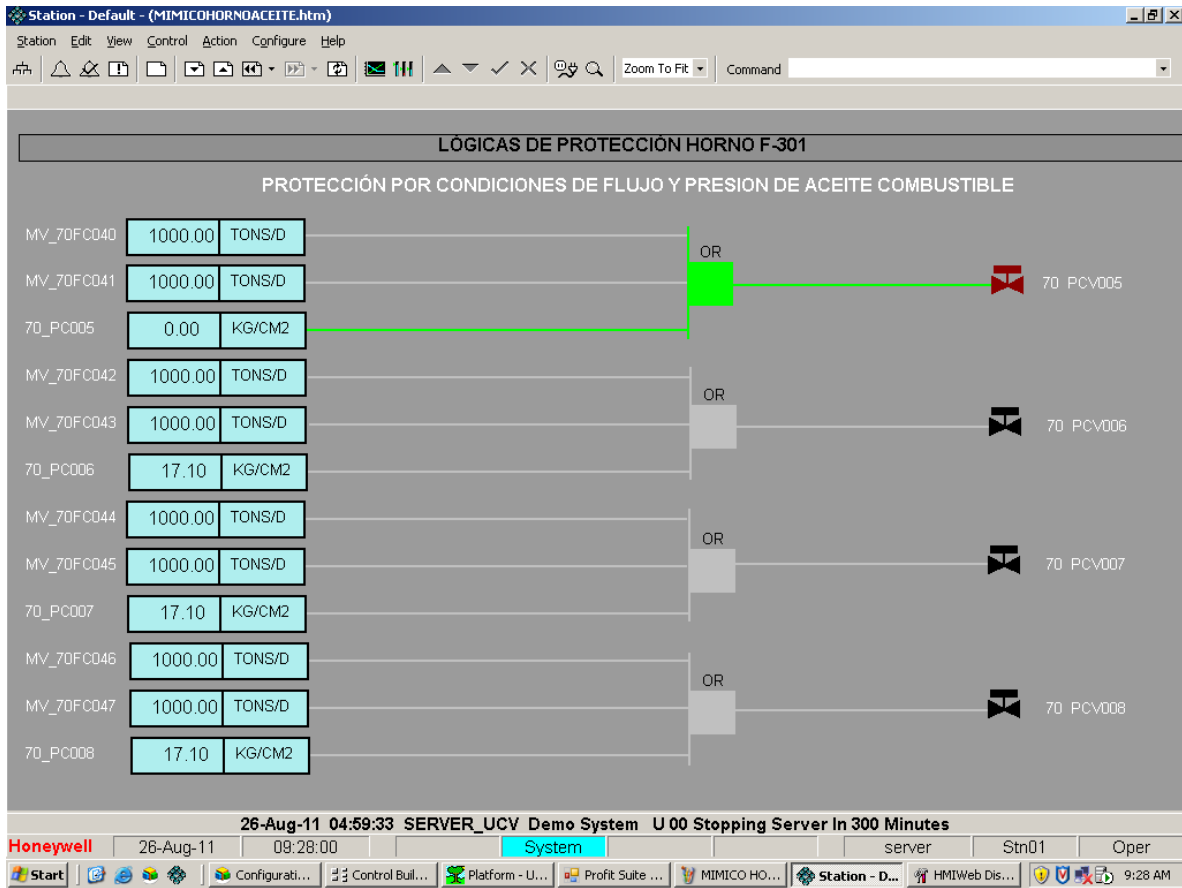


Figura N° 24 – Mímico de protección correspondiente al horno de precalentamiento operando bajo condiciones de emergencia (Elaboración Propia)

Se puede observar en la Figura N° 24 cuál fue la variable detonante del estado de emergencia y por ende la causante de poner en marcha las lógicas de protección desarrolladas. La presión de aceite combustible correspondiente a la celda 1 es menor que la mínima necesaria por lo que se cierra la válvula de emergencia para evitar problemas en el proceso.

Para elaborar estos esquemáticos, fue necesario tomar en consideración los límites superiores e inferiores de las variables involucradas y se muestran las acciones que deben tomar las válvulas de bloqueo, On-Off, que se encuentran en las líneas, al igual que en las bombas correspondientes. Cuando alguna de las variables se desvíe de los límites operacionales se representa mediante animaciones, cuando las líneas se encuentran dentro de los rangos operacionales, toman una coloración gris y cuando superan los límites cambian a color verde. En el caso de las válvulas de bloqueo, mientras las variables están

en su rango normal de operación (están abiertas) y el color de cada válvula es negro. En cambio cuando se salen de los límites, las válvulas ejercen acción sobre el sistema, en este caso se cierran, cambian a color rojo y titilan. El valor de las variables se chequea constantemente. Todos los mímicos desarrollados se pueden visualizar en el Anexo E.

4.1.8. ARQUITECTURA DEL SISTEMA DE CONTROL.

Se diseñó la arquitectura del sistema de red, con la finalidad de mostrar todos los equipos involucrados, al igual que la plataforma requerida para llevar a cabo el control del proceso. Esta arquitectura se puede observar en la Figura N° 25:



Figura N° 25 – Arquitectura del sistema de control (Elaboración Propia)

El Sistema de Control está conformado por:

- Experion PKS Server: este servidor se compone de una computadora con procesador Pentium 4, 4GB de memoria RAM y un disco duro de 80GB, sistema operativo Windows Server 2003. Este servidor se comunica con los

programas instalados en el mismo vía OPC (estándar de comunicación en el campo del control y la supervisión de procesos industriales). Además, permite la conexión de fuentes de datos mediante OPC. Utilizando esta vía de comunicación se logró la comunicación entre el software Experion PKS con el programa Profit Suite. En caso que sea necesario el servidor puede ser utilizado igualmente como consola de operación.

- 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 OPC.
 - 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.
- Controlador C-200: La empresa Honeywell suministró un controlador para consolidación del Laboratorio de Control de Procesos. Este dispositivo está conectado al servidor OPC a través de una plataforma de comunicación supervisora llamada ControlNet y otra Ethernet, que permiten establecer una conexión robusta y confiable, para lograr controlar el proceso simulado, en tiempo real y adicionalmente suministrar enlaces seguros con la red administrativa. El Controlador C-200 se puede observar el Figura N° 26:

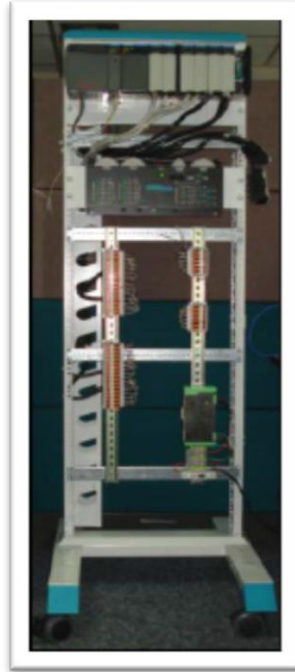


Figura N° 26 – Controlador C-200 (Elaboración Propia)

- Estaciones de Operación: El laboratorio de Control de Procesos estará constituido por consolas de operación. La consola de operación es un procesador Pentium 4, 2GB de memoria RAM, que posee una red de 100Mbps Ethernet o FTE y el Sistema Operativo utilizado es el Windows XP SP2 Professional.
- Switches: permiten la comunicación entre el controlador C-200 y el servidor OPC a través de la conexión ControlNet y/o Ethernet permitiendo recrear las señales analógicas y digitales en el Sistema de Control Distribuido Experion PKS.

4.1.9. INTERFASE HUMANO-MÁQUINA.

La interfase humano-Máquina del proceso simulado fue representada a través de la elaboración de despliegues, los cuales se realizaron con el programa HMIWeb Display Builder, herramienta de Experion PKS.

En la Figura N° 27, se muestra el despliegue correspondiente al horno de precalentamiento. En este despliegue se visualiza de manera general esta sección del proceso al igual que las variables involucradas en el proceso.

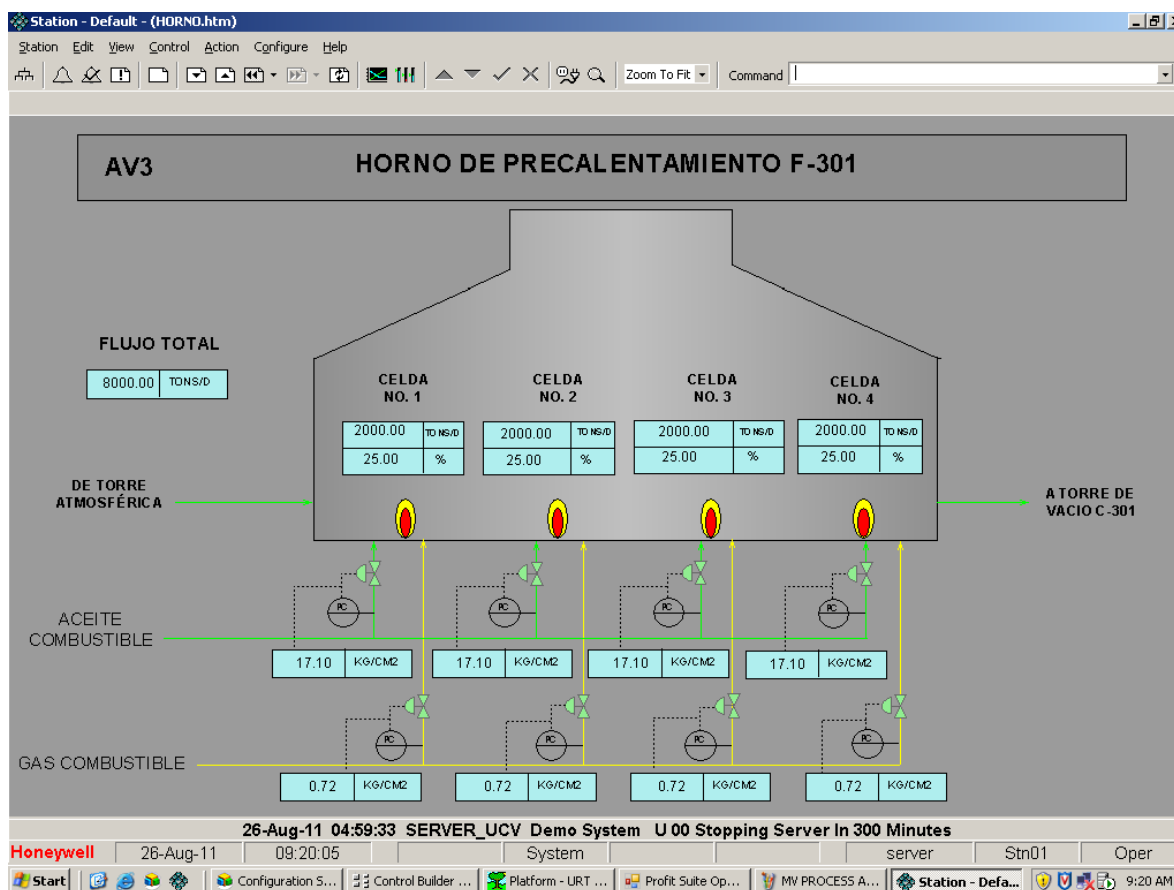


Figura N° 27 – Despliegue general correspondiente al horno de precalentamiento.

(Elaboración Propia)

Para poder visualizar con detalle cada celda del horno, se deben hacer click sobre ellas y aparecerán despliegues más específicos que muestran las variables involucradas en el proceso. Estos despliegues se pueden observar en el Anexo D.

De igual manera se elaboró el despliegue general de la unidad de destilación al vacío. En la figura N° 28 se muestra la representación de la unidad de destilación al vacío donde se observa las variables más importantes en el proceso. Al hacer click en cada producto presenta un despliegue más detallado donde se pueden visualizar todas las variables relacionadas en el proceso.

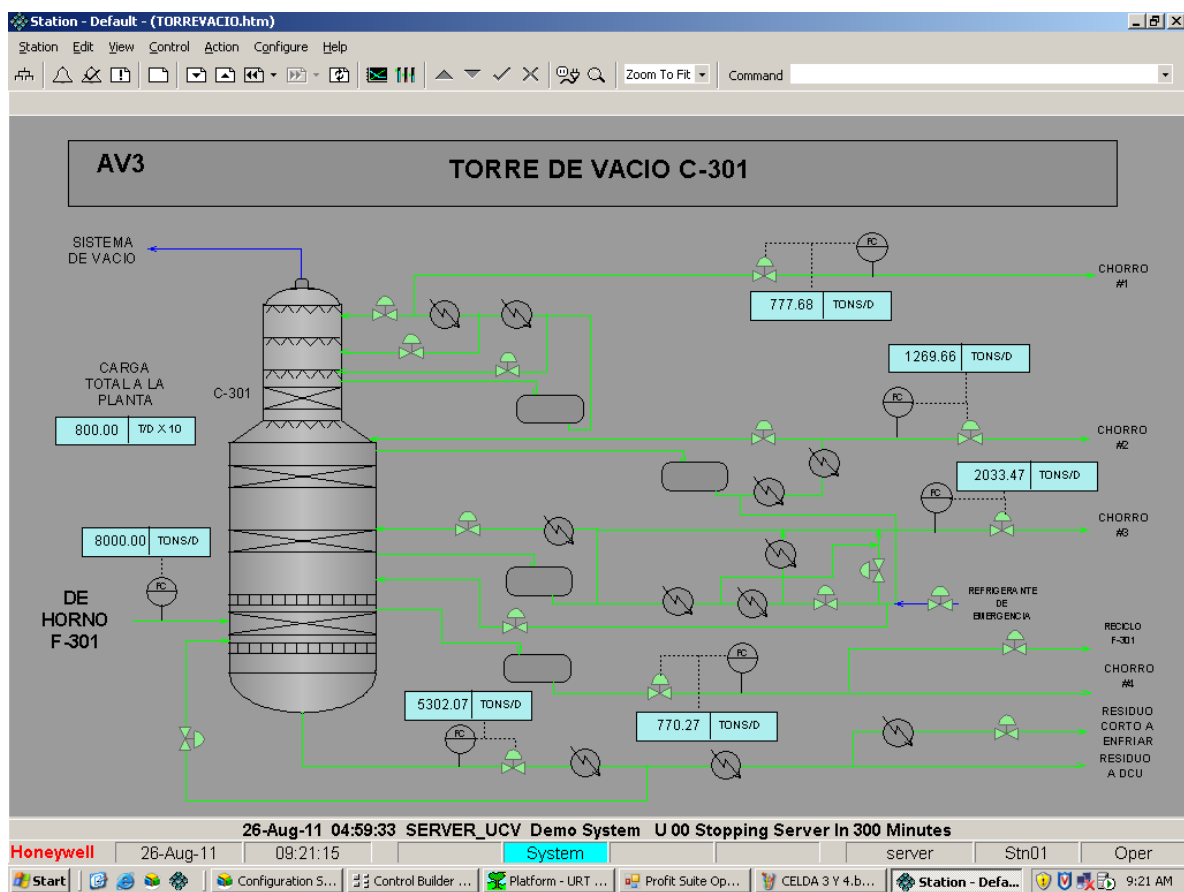


Figura N° 28 – Despliegue general correspondiente a la unidad de destilación al vacío
(Elaboración Propia)

Al hacer click en el producto de tope (Chorro 1), se puede visualizar la Figura N° 29 en la cual se muestra en detalle las variables involucradas en la unidad de destilación al vacío.

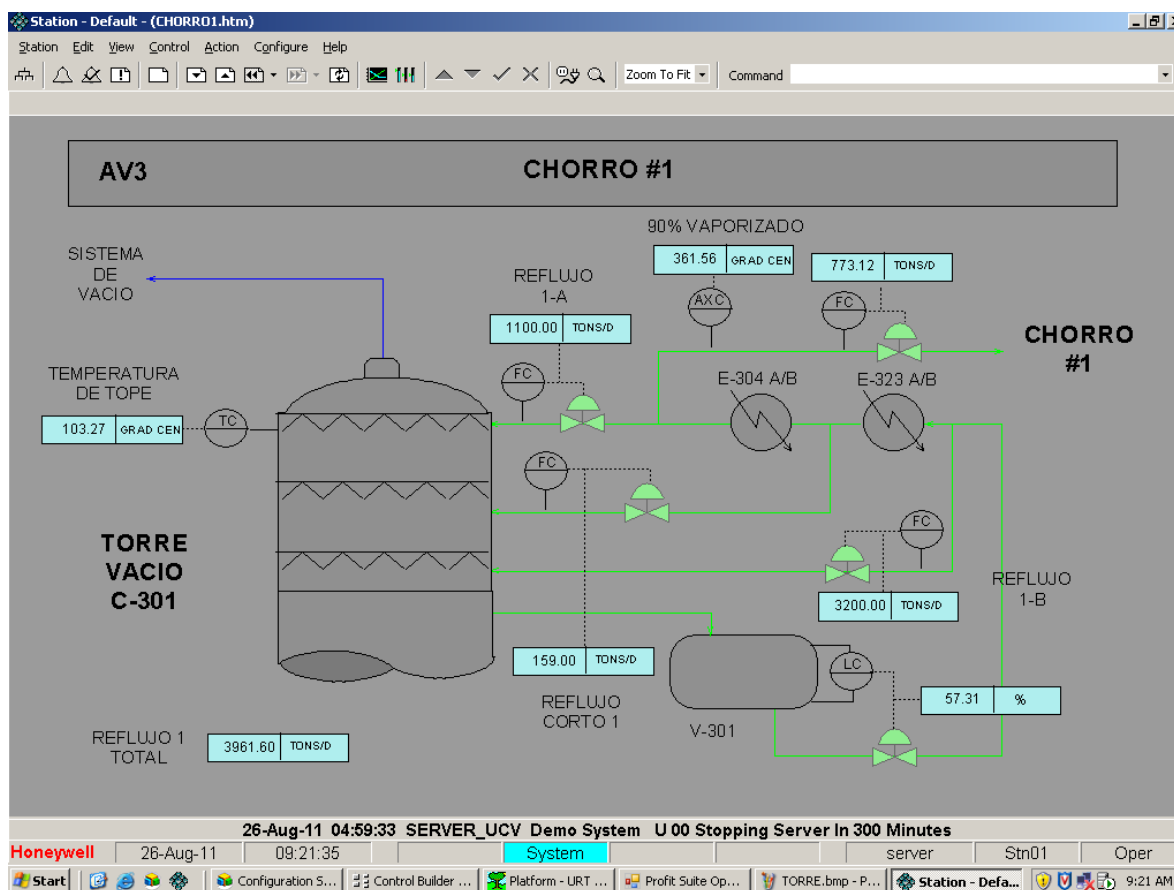


Figura N° 29 – Despliegue correspondiente al producto de tope de la unidad de destilación al vacío (Elaboración Propia)

El operador debe monitorear los valores de las variables involucradas las cuales se muestran en los despliegues. Al buscar el punto deseado en el Station, aparece punto en una pantalla (faceplate) donde se observa el valor que tiene la variable en ese momento, el Set Point, la OP y el modo de operación del controlador (Modo Automático, Manual o Programable). Igualmente, se puede monitorear al mismo tiempo como se está llevando a cabo la simulación en el Control Builder, puesto que permite visualizar con detalle los bloques que la conforman.

Se puede visualizar la tendencia de la variable por medio de una gráfica (Trends) a través del tiempo y se puede observar cómo responde el controlador hacia un cambio en el sistema.

Estos despliegues se realizaron siguiendo las normas PDVSA, por lo que se observa que las tuberías presentan colores diferentes según el fluido que circula por ellas, por ejemplo, las

tuberías de color amarillo representan el traslado de los vapores, las tuberías con color verde corresponden al crudo y las de color azul representan los servicios al sistema.

Estos despliegues presentan una gran ventaja ya que le permiten al operador visualizar todas las variables con gran facilidad permitiéndole detectar rápidamente que problema ocurre en el proceso permitiéndole tomar acciones correctivas cuando sea necesario.

Todos los despliegues generados para la simulación se pueden observar con más detalle en el Anexo D.

4.1.10. OPTIMIZADOR PARA LA UNIDAD DE VACÍO Y RELACIÓN DE LOS DOS CONTROLADORES AVANZADOS.

Se propuso como objetivo del presente trabajo implementar un optimizador (Distributed Quadratic Program (DQP) siglas utilizadas para describir al optimizador que combina los problemas optimización cuadrática de cada uno de los controladores Profit a los que está conectado y lo convierte en un problema de optimización global), que relacione los lazos de control anteriormente configurados. Para lograr esto se utilizó el programa “Profit Design Studio”, este programa requería la selección de los controladores que se querían relacionar y como se observa en la Figura N° 30, se seleccionan los controladores AV3F_CTL (Horno de precalentamiento) y AV3V_CTL (Torre de destilación al vacío).

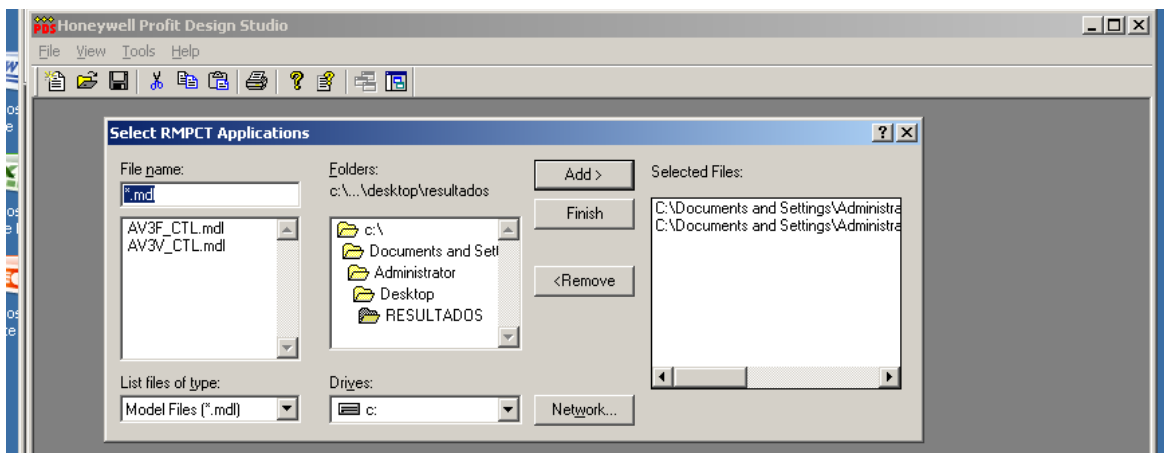


Figura N° 30 – Configuración del Optimizador (Elaboración Propia)

Automáticamente el programa detecta las variables involucradas en ambos procesos y une las que tengan en mismo nombre, en caso de no tenerlo esta conexión se puede realizar manualmente. Al hacer esto une la variable 70_FX047 la cual corresponde al flujo total que

circula por el proceso, variable controlada por AV3F_CTL y perturbación para el AV3V_CTL. Esto le permite al optimizador eliminar el flujo total como perturbación y maximizarlo, con el objetivo de obtener la mayor cantidad de producción posible. El programa crea una matriz de ganancias donde conecta las variables manipuladas del horno con las variables controladas de la torre de destilación al vacío, como se puede observar en la Figura N° 31.

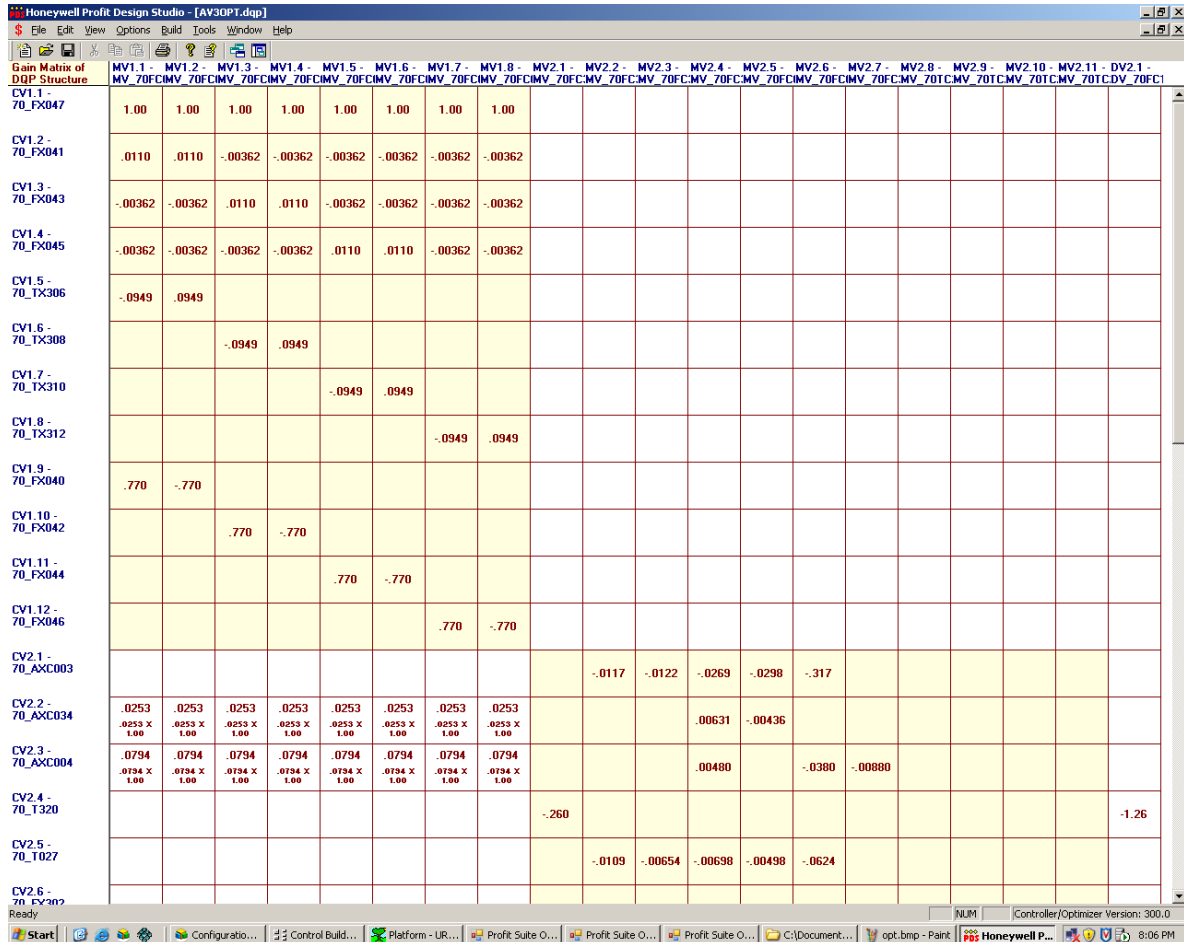
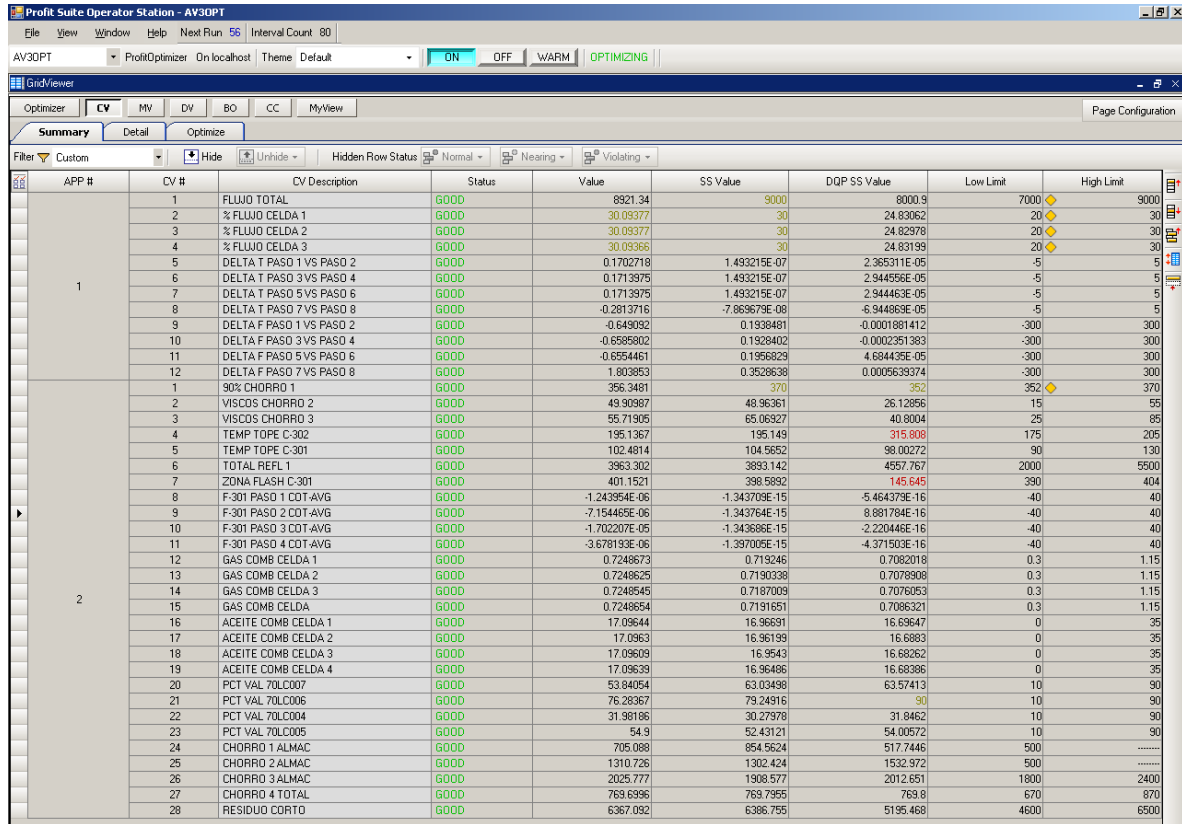


Figura N° 31 – Matriz de ganancias correspondientes al optimizador (Elaboración Porpia)

Una vez creado este archivo se procedió a utilizar el Profit Suite Runtime Studio, mediante el cual se creó la plataforma URT que permitirá conectar la simulación y los dos controladores al optimizador. Se modificaron los controladores para que acepten el optimizador.

Una vez hecho esto se ponen en marcha ambos controladores, cuando estos estén estabilizados enciende el optimizador, en caso que los controladores no estén en

condiciones estable el optimizador intentará coordinarlos antes de empezar a optimizar el proceso, una vez realizado esto, el controlador inicia el proceso de optimización (Optimizing) y ambos controladores denotan que están bajo el control del optimizador (DQP) mediante el modo de operación DQP_OPTIMIZING. En la siguiente Figura N° 32 se puede observar el optimizador, donde se observan las variables controladas de ambos procesos.



APP #	CV #	CV Description	Status	Value	SS Value	DQP SS Value	Low Limit	High Limit
1	1	FLUJO TOTAL	GOOD	8921.34	9000	8000.9	7000	9000
	2	% FLUJO CELDA 1	GOOD	30.09377	30	24.83062	20	30
	3	% FLUJO CELDA 2	GOOD	30.09377	30	24.82978	20	30
	4	% FLUJO CELDA 3	GOOD	30.09366	30	24.83199	20	30
	5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	GOOD	0.1702718	1.493215E-07	2.365311E-05	-5	5
	6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	GOOD	0.1713975	1.493215E-07	2.944556E-05	-5	5
	7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	GOOD	0.1713975	1.493215E-07	2.944463E-05	-5	5
	8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	GOOD	-0.2813716	-7.669679E-08	-6.944869E-05	-5	5
	9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	GOOD	-0.649032	0.1938481	-0.0001881412	-300	300
	10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	GOOD	-0.6585802	0.1928402	-0.0002351383	-300	300
	11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	GOOD	-0.6554461	0.1956829	4.684435E-05	-300	300
	12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	GOOD	1.803853	0.3528638	0.0005639374	-300	300
2	1	90% CHORRO 1	GOOD	356.3481	370	352	352	370
	2	VISCOS CHORRO 2	GOOD	49.90987	48.96361	26.12856	15	55
	3	VISCOS CHORRO 3	GOOD	55.71905	65.06927	40.8004	25	85
	4	TEMP TOPE C-302	GOOD	195.1367	195.149	315.808	175	205
	5	TEMP TOPE C-301	GOOD	102.4814	104.5652	98.00272	90	130
	6	TOTAL REFL 1	GOOD	3963.302	3893.142	4557.767	2000	5500
	7	ZONA FLASH C-301	GOOD	401.1521	398.5892	145.645	390	404
	8	F-301 PASO 1 CDT-AVG	GOOD	-1.243954E-06	-1.343709E-15	-5.464379E-16	-40	40
	9	F-301 PASO 2 CDT-AVG	GOOD	-7.154465E-06	-1.343764E-15	8.881784E-16	-40	40
	10	F-301 PASO 3 CDT-AVG	GOOD	-1.702207E-05	-1.343686E-15	-2.220446E-16	-40	40
	11	F-301 PASO 4 CDT-AVG	GOOD	-3.678193E-06	-1.397005E-15	-4.371503E-16	-40	40
	12	GAS COMB CELDA 1	GOOD	0.7248673	0.719246	0.7082018	0.3	1.15
	13	GAS COMB CELDA 2	GOOD	0.7248625	0.7190338	0.7078908	0.3	1.15
	14	GAS COMB CELDA 3	GOOD	0.7248545	0.7187003	0.7076053	0.3	1.15
	15	GAS COMB CELDA 4	GOOD	0.7248654	0.7191851	0.7086321	0.3	1.15
	16	ACEITE COMB CELDA 1	GOOD	17.09644	16.96891	16.69647	0	35
	17	ACEITE COMB CELDA 2	GOOD	17.0963	16.96199	16.6883	0	35
	18	ACEITE COMB CELDA 3	GOOD	17.09609	16.95943	16.68262	0	35
	19	ACEITE COMB CELDA 4	GOOD	17.09639	16.96486	16.68386	0	35
	20	PCT VAL 70L0007	GOOD	53.04054	63.03498	63.57413	10	90
	21	PCT VAL 70L0006	GOOD	76.28367	79.24916	90	10	90
	22	PCT VAL 70L0004	GOOD	31.98196	30.27978	31.8462	10	90
	23	PCT VAL 70L0005	GOOD	54.9	52.43121	54.00572	10	90
	24	CHORRO 1 ALMAC	GOOD	705.088	854.5624	517.7446	500	-----
	25	CHORRO 2 ALMAC	GOOD	1310.726	1302.424	1532.972	500	-----
	26	CHORRO 3 ALMAC	GOOD	2025.777	1908.577	2012.651	1800	2400
	27	CHORRO 4 TOTAL	GOOD	769.6996	769.7955	769.8	670	870
	28	RESIDUO CORTO	GOOD	6367.092	6386.755	5195.468	4600	6500

Figura N° 32 – Despliegue General del Optimizador (Elaboración Propia)

Como objetivo de la optimización esta maximizar la carga de entrada al proceso, y maximizar los productos Chorro 1, Chorro 2 y Chorro 3 ya que son los que poseen mayor valor agregado. Esto se logra mediante la modificación del DQP Linear Objective Coefficient como se puede observar en la Figura N° 33, al colocar un número negativo se maximiza esa variable mientras menor sea el número mayor prioridad se le da esa variable.

APP #	CV #	CV Description	DQP Linear Obj Coeff	DQP Quadratic Obj Coeff	DQP Desired CV Value	Delta Soft Low Limit	Delta Soft High Limit
1	1	FLUJO TOTAL	-3	0	0	0	0
1	2	% FLUJO CELDA 1	0	0	0	0	0
1	3	% FLUJO CELDA 2	0	0	0	0	0
1	4	% FLUJO CELDA 3	0	0	0	0	0
1	5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	0	2	0	0	0
1	6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	0	2	0	0	0
1	7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	0	2	0	0	0
1	8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	0	2	0	0	0
1	9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	0	0	0	0	0
1	10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	0	0	0	0	0
1	11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	0	0	0	0	0
1	12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	0	0	0	0	0
2	1	90% CHORRO 1	0	0	0	0	0
2	2	VISCOS CHORRO 2	0	0	0	0	0
2	3	VISCOS CHORRO 3	0	0	0	0	0
2	4	TEMP TOPE C-302	0	0	0	0	0
2	5	TEMP TOPE C-301	0	0	0	0	0
2	6	TOTAL REFL 1	0	0	0	0	0
2	7	ZONA FLASH C-301	0	0	0	0	0
2	8	F-301 PASO 1 COT-AVG	0	2	0	0	0
2	9	F-301 PASO 2 COT-AVG	0	2	0	0	0
2	10	F-301 PASO 3 COT-AVG	0	2	0	0	0
2	11	F-301 PASO 4 COT-AVG	0	2	0	0	0
2	12	GAS COMB CELDA 1	0	0	0	0	0
2	13	GAS COMB CELDA 2	0	0	0	0	0
2	14	GAS COMB CELDA 3	0	0	0	0	0
2	15	GAS COMB CELDA 4	0	0	0	0	0
2	16	ACEITE COMB CELDA 1	0	0	0	0	0
2	17	ACEITE COMB CELDA 2	0	0	0	0	0
2	18	ACEITE COMB CELDA 3	0	0	0	0	0
2	19	ACEITE COMB CELDA 4	0	0	0	0	0
2	20	PCT VAL 70LC007	0	0	0	0	0
2	21	PCT VAL 70LC006	0	0	0	0	0
2	22	PCT VAL 70LC004	0	0	0	0	0
2	23	PCT VAL 70LC005	0	0	0	0	0
2	24	CHORRO 1 ALMAC	-30	0	0	0	0
2	25	CHORRO 2 ALMAC	-20	0	0	0	0
2	26	CHORRO 3 ALMAC	-10	0	0	0	0
2	27	CHORRO 4 TOTAL	0	0	0	0	0
2	28	RESIDUO CORTO	0	0	0	0	0

Figura N° 33 – Parámetros de ajuste para el optimizador (Elaboración Propia)

4.1.11. PRÁCTICAS CON FINES ACADÉMICOS PARA LA UTILIZACIÓN DEL SOFTWARE PARA EL AJUSTE DE LOS LAZOS CONTROL.

Unos de los objetivos planteados en el presente Trabajo Especial de Grado es realizar prácticas donde el estudiante tenga la posibilidad de interactuar con los programas que están siendo utilizados actualmente en la industria en el área de control de procesos químicos. Para la Unidad de Destilación al Vacío, el estudiante determinará el ajuste del controlador, a partir de métodos aprendidos en la asignatura y posteriormente, utilizando el software. Se comparará y analizarán las respuestas obtenidas y explicarán las diferencias obtenidas. 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 requerirán el uso del programa Experion® PKS al igual que el Profit RPID, mediante el cual se podrá determinar los parámetros de ajuste para los lazos de control y obtener la mejor respuesta posible en el proceso.

Adicionalmente se utilizará el programa Simulink[®] (extensión del software MATLAB[®]) para modelar el proceso. Se pretende comparar la respuesta obtenida con este programa con la respuesta arrojada por el programa Experion[®] PKS, para luego realizar el análisis correspondiente.

Los objetivos de la guía práctica son:

OBJETIVO GENERAL:

Familiarizar al estudiante con la operación y funcionamiento de una Unidad de Destilación al Vacío y el Horno de Precalentamiento asociado y llevar a cabo el análisis de las interrelaciones existentes entre las variables involucradas en el proceso.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Determinar los parámetros de ajuste del lazo de control correspondiente la viscosidad del producto de tope, a partir de la variación del reflujo de Tope 1A haciendo uso del software Profit RPID, al igual que los métodos aprendidos en clase y comparar los resultados obtenidos.
2. Seleccionar el mejor de los ajustes generados y a partir de este realizar la verificación de los parámetros empleando el programa Simulink[®].
3. Realizar un cambio en escalón en el set point del controlador correspondiente al porcentaje de flujo que circula por la Celda 1 del Horno de Precalentamiento (70_FX041), al igual que observar y analizar los efectos que esto causa en las demás variables involucradas en el sistema.
4. Realizar un cambio en escalón en el set point del controlador correspondiente a la viscosidad del producto de tope (70_AXC003), y observar y analizar los efectos que esto causa en las demás variables involucradas en el sistema.
5. Llevar a cabo la optimización del flujo de producto de tope (70_F003) haciendo uso del controlador multivariable y analizar el comportamiento de las variables manipuladas que afectan esta variable.
6. Realizar un cambio en escalón en el set point de la perturbación (DV_70FC112) correspondiente a la carga total al proceso, y observar y analizar los efectos que esto causa en las demás variables involucradas en el sistema.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- Mediante el estudio de las variables involucradas en el proceso y el efecto de sus interacciones, se logró el entendimiento de sus comportamientos.
- Es posible construir la simulación del Horno y de la Unidad de Destilación al vacío, a partir de las funciones de transferencia obtenidas de las pruebas de planta y configurando manualmente de los puntos que constituyen el proceso.
- Mediante la utilización de programa Profit RPID se obtienen los parámetros de ajuste del controlador que dan como resultado la respuesta más rápida y estable.
- El desempeño de los programas Profit Stepper y Profit Design Studio es bastante preciso para la identificación de los modelos matemáticos.
- Los modelos matemáticos suministrados por la empresa Honeywell y los obtenidos en la simulación fueron similares.
- Es posible implementar el control multivariable en el Horno y en la Unidad de Destilación al Vacío, con la finalidad de controlar las variables deseadas, a partir de la manipulación de otras, permitiendo un funcionamiento eficiente y óptimo del proceso.

- Los despliegues asociados al proceso simulado permiten al usuario monitorear y supervisar el proceso de manera general, así como cada variable configurada en el Control Builder.
- Fue posible implementar un optimizador para relacionar los dos controles avanzados y poder maximizar la producción del proceso.
- Fue posible elaborar la guía práctica del proceso simulado.

5.2 RECOMENDACIONES

- Realizar la integración de 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.
- Realizar instructivos sobre el manejo básico del software Experion PKS, con el fin que el estudiante tenga la posibilidad de interactuar con esta herramienta.

CAPITULO VI

5.1. BIBLIOGRAFÍA

1. Chano, C. y Vicente, M. (2007), 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”**, Universidad Central de Venezuela
2. Nohra, Carlos (2007), Pasantía Industrial **“Implementación de un sistema de control para la práctica de Balances en Estado No Estacionario”**, Universidad Central de Venezuela.
3. León, Patricia (2008), Trabajo Especial de Grado **“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”**, Universidad Central de Venezuela.
4. Vargas, Mireya (2008), Trabajo Especial de Grado **“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”**, Universidad Central de Venezuela.
5. Glavan, Yozika y Torrealba, Julia (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 catalítico fluidizado (FCC)”**, Universidad Central de Venezuela.
6. Gary, James H. y Handwerk, Glenn E. (2001), **“Petroleum Refining Technology and Economics”**, Cuarta Edición, Marcel Dekker Inc.
7. Parkash, Surinder (2003) **“Refining Process Handbook”**, Elsevier.
8. Watkins, R. N. (1973), **“Petroleum Refinery Distillation”**, Houston Texas Gulf Publisher Company.
9. Wauquier, Jean-Pierre (2000), **“Petroleum Refining: Separation Process”**, Editions TECHNIP.
10. Wauquier, Jean-Pierre (1994), **“El Refino del Petróleo: Petróleo crudo, Productos petrolífero y Esquemas de fabricación”**, Editions TECHNIP.

11. Stephanopoulos, George (1984), **“Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice”**, PTR Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Series.
12. Smith, Carlos. A. y Corripio, Armando B. (1991), **“Control Automático de Procesos: Teoría y Práctica”**, Editorial Limusa.
13. Vásquez, Johnny (2010), **Presentación en Power Point Tema I – Semana I (1-2010)**, Universidad Central de Venezuela
14. Vásquez, Johnny (2010), **Presentación en Power Point Tema III – Clase 3**, Universidad Central de Venezuela
15. Honeywell C. A. (2007). **Profit Design Studio (PID) user Guide**, release 300. Caracas: Honeywell de Venezuela C. A.
16. Vásquez, Johnny (2010), **Guía Teórica: Tema 5: Estrategias de Control**, Universidad Central de Venezuela
17. Fernández , Mario (Documento en Línea) **El Abc de la Automatización: Control Avanzado**, Disponible: http://www.aie.cl/files/file/comites/ca/abc/Control_Avanzado.pdf, [Consulta 2011, Agosto 28]
18. Ogata, Katsuhiko (2010) **Ingeniería de Control Moderna**, Pearson Education S.A.
19. Honeywell **About Experion**, Disponible: <http://hpsweb.honeywell.com/Cultures/en-US/Products/Systems/ExperionPKS/default.htm> [Consulta 2011, Noviembre]
20. Honeywell **Experion Process Knowledge System (PKS)**, Disponible: <http://hpsweb.honeywell.com/Cultures/en-US/Products/Systems/ExperionPKS/ExperionPlatformOverview/default.htm> [Consulta 2011, Noviembre]

ANEXO A

RANGO DE OPERACIÓN DE LAS VARIABLES INVOLUCRADAS EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y EL TREN DE PRECALENTAMIENTO

Tabla A. 1 – Rango de las variables de operación para el horno de precalentamiento F-301.

Nº	Variables Manipuladas	Descripción	Valor Mínimo	Valor Máximo	Unidades
1	70FC040	Flujo del Paso 1 de la Celda 1 del C-301	0	2000	Ton/día
2	70FC041	Flujo del Paso 1 de la Celda 2 del C-301	0	2000	Ton/día
3	70FC042	Flujo del Paso 2 de la Celda 3 del C-301	0	2000	Ton/día
4	70FC043	Flujo del Paso 2 de la Celda 4 del C-301	0	2000	Ton/día
5	70FC044	Flujo del Paso 3 de la Celda 5 del C-301	0	2000	Ton/día
6	70FC045	Flujo del Paso 3 de la Celda 6 del C-301	0	2000	Ton/día
7	70FC046	Flujo del Paso 4 de la Celda 7 del C-301	0	2000	Ton/día
8	70FC047	Flujo del Paso 4 de la Celda 8 del C-301	0	2000	Ton/día
	Variables Controladas	Descripción	Valor Mínimo	Valor Máximo	Unidades
	70FX047	Flujo Total F-301	0	8000	Ton/día
	70FX041	% de Flujo que pasa por la Celda 1 del F-301	0	100	%
	70FX043	% de Flujo que pasa por la Celda 2 del F-301	0	100	%
	70FX045	% de Flujo que pasa por la Celda 3 del F-301	0	100	%
	70FX040	Flujo de Paso 1 vs. Paso 2 del F-301	-2000	2000	Ton/día
	70FX042	Flujo de Paso 3 vs. Paso 4 del F-301	-2000	2000	Ton/día
	70FX046	Flujo de Paso 5 vs. Paso 6 del F-301	-2000	2000	Ton/día
	70FX048	Flujo de Paso 7 vs. Paso 8 del F-301	-2000	2000	Ton/día
	70TX306	Temperatura de Paso 1 vs. Paso 2 del F-301	-200	200	°C
	70TX308	Temperatura de Paso 3 vs. Paso 4 del F-301	-200	200	°C
	70TX310	Temperatura de Paso 5 vs. Paso 6 del F-301	-200	200	°C
	70TX312	Temperatura de Paso 7 vs. Paso 8 del F-301	-200	200	°C

Tabla A. 2 - Rango de las variables de operación para la torre de destilación al vacío C-301

Nº	Variables Manipuladas	Descripción	Valor Mínimo	Valor Máximo	Unidades
1	70FC336	Reflujo de Tope C-302	0	90	Ton/día
2	70FC307	Reflujo de Tope 1A	0	2350	Ton/día
3	70FC302	Reflujo de Tope Retorno	0	6900	Ton/día
4	70FC303	Reflujo de Tope IB	0	190	Ton/día
5	70FC009	Reflujo 2	0	6600	Ton/día
6	70FC306	Reflujo 3 Bypass al E-317	0	1930	Ton/día
7	70FC006	Flujo de Retorno de Reflujo	0	2450	Ton/día
8	70TC201	Temperatura de Salida Celda 1	300	500	°C
9	70TC202	Temperatura de Salida Celda 2	300	500	°C
10	70TC203	Temperatura de Salida Celda 3	300	500	°C
11	70TC204	Temperatura de Salida Celda 4	300	500	°C
Perturbaciones		Descripción	Valor Mínimo	Valor Máximo	Unidades
12	70FC112	Carga de AV-3 a C-302	0	1600	Ton/día
13	70FX047	Carga a C-301	0	16000	Ton/día
Variables Controladas		Descripción	Valor Mínimo	Valor Máximo	Unidades
	70T320	Tempratura de Tope C-302	50	250	°C
	70T027	Temperatura de Tope de C-301	0	200	°C
	70AXC003	Cálculo de 90% deChorro #1	300	400	Cp
	70FX302	Cálculo del Flujo Total del Reflujo 1	0	7500	Ton/día
	70AXC034	Cálculo de la Viscosidad de Chorro #2	0	40	Cp
	70AXC004	Cálculo de la Viscosidad de Chorro #3	0	70	Cp
	70LC007	OP del Controlador de Nivel del Chorro #1	0	100	%

Tabla A.2 (Continuación)

Variables Controladas	Descripción	Valor Mínimo	Valor Máximo	Unidades
70LC006	OP del Controlador de Nivel del Chorro #2	0	100	%
70LC004	OP del Controlador de Nivel del Chorro #3	0	100	%
70LC105	OP del Controlador de Nivel del Chorro #4	0	100	%
70T024	Temperatura de la Zona Flash C-301	300	500	°C
70PC009	Presión de Gas Combustible de la Celda 1 del F-301	0	5	Kg/cm ²
70PC010	Presión de Gas Combustible de la Celda 2 del F-301	0	5	Kg/cm ²
70PC011	Presión de Gas Combustible de la Celda 3 del F-301	0	5	Kg/cm ²
70PC012	Presión de Gas Combustible de la Celda 4 del F-301	0	5	Kg/cm ²
70PC005	Presión de Aceite Combustible de la Celda 1 del F-301	0	70	Kg/cm ²
70PC006	Presión de Aceite Combustible de la Celda 2 del F-301	0	70	Kg/cm ²
70PC007	Presión de Aceite Combustible de la Celda 3 del F-301	0	70	Kg/cm ²
70PC008	Presión de Aceite Combustible de la Celda 4 del F-301	0	70	Kg/cm ²
70TX201	Temperatura Paso 1 vs Promedio F-301	-200	200	°C
70TX202	Temperatura Paso 2 vs Promedio F-301	-200	200	°C
70TX203	Temperatura Paso 3 vs Promedio F-301	-200	200	°C
70TX204	Temperatura Paso 4 vs Promedio F-301	-200	200	°C
70F003	Flujo de Producto Chorro #1	0	2000	Ton/día
70F034	Flujo de Producto Chorro #2	0	2000	Ton/día
70FC004	Flujo de Producto Chorro #3	0	4200	Ton/día
70F015	Flujo de Producto Chorro #4	0	1540	Ton/día

ANEXO B

IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROL AVANZADO EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO Y EL TREN DE PRECALENTAMIENTO ASOCIADO

ANEXO B.1

FUNCIONES DE TRANSFERENCIA SUMINISTRADA POR LA EMPRESA Y LAS OBTENIDAS POR LA SIMULACIÓN

Tabla B.1. 1 - Funciones de transferencia suministradas y obtenidas para el horno de precalentamiento F-301

CV	MV1 (70FC040)		MV2 (70FC041)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_FX047	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{4,44s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{4,44s + 1} e^{-0s}$
70_FX041	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$	$0,011 \frac{1}{3,82s + 1} e^{-0s}$	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$	$0,011 \frac{1}{3,82s + 1} e^{-0s}$
70_FX043	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$
70_FX045	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$
70_TX306	$-0,0949 \frac{1}{12,2s^2 + 8,01s + 1} e^{-2s}$	$-0,0949 \frac{1}{17,3s^2 + 9,36s + 1} e^{-2s}$	$0,0949 \frac{1}{16,2s^2 + 8,05s + 1} e^{-1s}$	$0,0949 \frac{1}{17,8s^2 + 8,45s + 1} e^{-1s}$
70_TX308	----	----	----	----
70_TX310	----	----	----	----
70_TX312	----	----	----	----
70_FX040	$0,77 \frac{1}{4,15s + 1} e^{-0s}$	$0,77 \frac{1}{5,9s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,04s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,69s + 1} e^{-0s}$
70_FX042	----	----	----	----
70_FX044	----	----	----	----
70_FX046	----	----	----	----
CV	MV3 (70FC043)		MV4 (70FC044)	
	Honeywell	Honeywell	Honeywell	Honeywell
70_FX047	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$
70_FX041	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$
70_FX043	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$
70_FX045	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$
70_TX306	----	----	----	----
70_TX308	$-0,0949 \frac{1}{12,2s^2 + 8,01s + 1} e^{-2s}$	$-0,0949 \frac{1}{17,3s^2 + 9,36s + 1} e^{-2s}$	$0,0949 \frac{1}{16,2s^2 + 8,05s + 1} e^{-1s}$	$0,0949 \frac{1}{17,8s^2 + 8,45s + 1} e^{-1s}$
70_TX310	----	----	----	----

Tabla B.1.1 (Continuación)

CV	MV3 (70FC043)		MV4 (70FC044)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_TX312	----	----	----	----
70_FX040	----	----	----	----
70_FX042	$0,77 \frac{1}{4,15s + 1} e^{-0s}$	$0,77 \frac{1}{5,9s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,04s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,69s + 1} e^{-0s}$
70_FX044	----	----	----	----
70_FX046	----	----	----	----
CV	MV5 (70FC045)		MV6 (70FC046)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_FX047	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{4,44s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{4,44s + 1} e^{-0s}$
70_FX041	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$
70_FX043	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$
70_FX045	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$	$0,011 \frac{1}{3,82s + 1} e^{-0s}$	$0,0108 \frac{1}{3,32s + 1} e^{-0s}$	$0,011 \frac{1}{3,82s + 1} e^{-0s}$
70_TX306	----	----	----	----
70_TX308	----	----	----	----
70_TX310	$-0,0949 \frac{1}{12,2s^2 + 8,01s + 1} e^{-2s}$	$-0,0949 \frac{1}{17,3s^2 + 9,36s + 1} e^{-2s}$	$0,0949 \frac{1}{16,2s^2 + 8,05s + 1} e^{-1s}$	$0,0949 \frac{1}{17,8s^2 + 8,45s + 1} e^{-1s}$
70_TX312	----	----	----	----
70_FX040	----	----	----	----
70_FX042	----	----	----	----
70_FX044	$0,77 \frac{1}{4,15s + 1} e^{-0s}$	$0,77 \frac{1}{5,9s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,04s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,69s + 1} e^{-0s}$
70_FX046	----	----	----	----
CV	MV7 (70FC046)		MV8 (70FC047)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_FX047	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{4,44s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{3,84s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{4,44s + 1} e^{-0s}$
70_FX041	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$

Tabla B.1.1 (Continuación)

CV	MV7 (70FC046)		MV8 (70FC047)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_FX043	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$
70_FX045	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$	$-0,00359 \frac{1}{10,8s + 1} e^{-1s}$	$-0,00362 \frac{1}{11,4s + 1} e^{-1s}$
70_TX306	----	----	----	----
70_TX308	----	----	----	----
70_TX310	----	----	----	----
70_TX312	$-0,0949 \frac{1}{12,2s^2 + 8,01s + 1} e^{-2s}$	$-0,0949 \frac{1}{17,3s^2 + 9,36s + 1} e^{-2s}$	$0,0949 \frac{1}{16,2s^2 + 8,05s + 1} e^{-1s}$	$0,0949 \frac{1}{17,8s^2 + 8,45s + 1} e^{-1s}$
70_FX040	----	----	----	----
70_FX042	----	----	----	----
70_FX044	----	----	----	----
70_FX046	$0,77 \frac{1}{4,15s + 1} e^{-0s}$	$0,77 \frac{1}{5,9s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,04s + 1} e^{-0s}$	$-0,77 \frac{1}{4,69s + 1} e^{-0s}$

Tabla B.1. 2 - Funciones de transferencia suministradas y obtenidas para la torre de destilación al vacío C-301

CV	MV1 (70FC336)		MV2 (70FC307)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_AXC003	----	----	$-0,0117 \frac{1}{6,05s^2 + 4,92s + 1} e^{-0s}$	$-0,0117 \frac{1}{7,05s^2 + 5,37s + 1} e^{-0s}$
70_AXC034	----	----	----	----
70_AXC004	----	----	----	----
70_T320	$-0,246 \frac{1}{4,87s^2 + 4,41s + 1} e^{-1s}$	$-0,26 \frac{1}{7,45s^2 + 5,46s + 1} e^{-1s}$	----	----
70_T027	----	----	$-0,0109 \frac{1}{6,6s^2 + 5,14s + 1} e^{-1s}$	$-0,0109 \frac{1}{6,6s^2 + 5,14s + 1} e^{-1s}$
70_FX302	----	----	$1 \frac{1}{4,58s + 1} e^{-0s}$	$1,06 \frac{1}{6,37s + 1} e^{-0s}$
70_T024	----	----	----	----
70_TX201	----	----	----	----

Tabla B.1.2 (Continuación)

CV	MV1 (70FC336)		MV2 (70FC307)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_TX202	----	----	----	----
70_TX203	----	----	----	----
70_TX204	----	----	----	----
70_PC009	----	----	----	----
70_PC010	----	----	----	----
70_PC011	----	----	----	----
70_PC012	----	----	----	----
70_PC005	----	----	----	----
70_PC006	----	----	----	----
70_PC007	----	----	----	----
70_PC008	----	----	----	----
70_LC007	----	----	$0,00812 \frac{1}{35,7s^2 + 11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,00824 \frac{1}{42,4s^2 + 13s + 1} e^{-0s}$
70_LC006	----	----	$0,053 \frac{1}{44,6s^2 + 13,4s + 1} e^{-0s}$	$0,053 \frac{1}{44,6s^2 + 13,4s + 1} e^{-0s}$
70_LC004	----	----	----	----
70_LC105	----	----	----	----
70_F003	----	----	$-0,66 \frac{1}{1,25s + 1} e^{-0s}$	$-0,678 \frac{1}{1,68s + 1} e^{-0s}$
70_F034	----	----	$0,66 \frac{1}{25,3s^2 + 10,1s + 1} e^{-0s}$	$0,658 \frac{1}{0,977s^2 + 2s + 1} e^{-0s}$
70_FC004	----	----	----	----
70_FX030	----	----	----	----
70_FC015	----	----	$-0,108 \frac{1}{9,51s + 1} e^{-2s}$	$-0,112 \frac{1}{12,3s + 1} e^{-2s}$
CV	MV3 (70FC303)		MV4 (70FC302)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_AXC003	$-0,0114 \frac{1}{4,11s^2 + 4,06s + 1} e^{-0s}$	$-0,0122 \frac{1}{6,66s^2 + 5,16s + 1} e^{-0s}$	$-0,0262 \frac{1}{10,6s + 1} e^{-1s}$	$-0,0269 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-1s}$
70_AXC034	----	----	$0,00687 \frac{1}{16s + 1} e^{0s}$	$0,00631 \frac{1}{16,1s + 1} e^{0s}$
70_AXC004	----	----	$0,00476 \frac{1}{9,67s + 1} e^{-1s}$	$0,0048 \frac{1}{10,2s + 1} e^{-1s}$

Tabla B.1.2 (Continuación)

CV	MV3 (70FC303)		MV4 (70FC302)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_T320	----	----	----	----
70_T027	$0,00646 \frac{1}{9,41s + 1} e^{-0s}$	$0,00654 \frac{1}{9,93s + 1} e^{-0s}$	$0,0066 \frac{1}{5,85s + 1} e^{-1s}$	$0,00698 \frac{1}{6,81s + 1} e^{-1s}$
70_FX302	$1 \frac{1}{4,45s + 1} e^{-0s}$	$1,02 \frac{1}{5,15s + 1} e^{-0s}$	$1 \frac{1}{3,43s + 1} e^{-0s}$	$1,11 \frac{1}{4,1s + 1} e^{-0s}$
70_T024	----	----	----	----
70_TX201	----	----	----	----
70_TX202	----	----	----	----
70_TX203	----	----	----	----
70_TX204	----	----	----	----
70_PC009	----	----	----	----
70_PC010	----	----	----	----
70_PC011	----	----	----	----
70_PC012	----	----	----	----
70_PC005	----	----	----	----
70_PC006	----	----	----	----
70_PC007	----	----	----	----
70_PC008	----	----	----	----
70_LC007	$0,00812 \frac{1}{35,7s^2 + 11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,00824 \frac{1}{42,4s^2 + 13s + 1} e^{-0s}$	$0,00812 \frac{1}{35,7s^2 + 11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,00824 \frac{1}{42,4s^2 + 11,3s + 1} e^{-0s}$
70_LC006	$0,0209 \frac{1}{11,6s^2 + 6,81s + 1} e^{-1s}$	$0,0212 \frac{1}{11,6s^2 + 6,9s + 1} e^{-1s}$	$0,165 \frac{1}{10,7s^2 + 7,34s + 1} e^{-1s}$	$0,169 \frac{1}{14,7s^2 + 7,67s + 1} e^{-1s}$
70_LC004	----	----	----	----
70_LC105	----	----	----	----
70_F003	$-0,316 \frac{1}{5,25s^2 + 4,91s + 1} e^{-0s}$	$-0,316 \frac{1}{6,63s^2 + 5,15s + 1} e^{-0s}$	$-1,14 \frac{1}{1,1s + 1} e^{-0s}$	$-1,21 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$
70_F034	$0,316 \frac{1}{14,9s^2 + 7,71s + 1} e^{-0s}$	$0,311 \frac{1}{6,14s^2 + 4,96s + 1} e^{-0s}$	$1,14 \frac{1}{1,75s + 1} e^{-4s}$	$1,22 \frac{1}{2,51s + 1} e^{-4s}$
70_FC004	----	----	----	----
70_FX030	----	----	----	----
70_FC015	$-0,167 \frac{1}{16,1s + 1} e^{-0s}$	$-0,166 \frac{1}{16,4s + 1} e^{-0s}$	----	----

Tabla B.1.2 (Continuación)

CV	MV5 (70FC009)		MV6 (70FC006)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_AXC003	$-0,0298 \frac{1}{12s^2 + 6,92s + 1} e^{-4s}$	$-0,0298 \frac{1}{12s^2 + 6,92s + 1} e^{-4s}$	$-0,319 \frac{1}{11s^2 + 7,92s + 1} e^{-2s}$	$-0,317 \frac{1}{13,9s^2 + 8,18s + 1} e^{-2s}$
70_AXC034	$-0,00436 \frac{1}{17,2s^2 + 15s + 1} e^{-5s}$	$-0,00436 \frac{1}{17,2s^2 + 15s + 1} e^{-5s}$	----	----
70_AXC004	----	----	$-0,0375 \frac{1}{8,48s^2 + 5,83s + 1} e^{-1s}$	$-0,038 \frac{1}{9,77s^2 + 6,25s + 1} e^{-1s}$
70_T320	----	----	----	----
70_T027	$-0,00546 \frac{1}{49,7s^2 + 14,1s + 1} e^{-3s}$	$-0,00498 \frac{1}{55,1s^2 + 14,8s + 1} e^{-3s}$	$-0,0773 \frac{1}{22,5s + 1} e^{-2s}$	$-0,0624 \frac{1}{32,6s + 1} e^{-2s}$
70_FX302	----	----	----	----
70_T024	----	----	----	----
70_TX201	----	----	----	----
70_TX202	----	----	----	----
70_TX203	----	----	----	----
70_TX204	----	----	----	----
70_PC009	----	----	----	----
70_PC010	----	----	----	----
70_PC011	----	----	----	----
70_PC012	----	----	----	----
70_PC005	----	----	----	----
70_PC006	----	----	----	----
70_PC007	----	----	----	----
70_PC008	----	----	----	----
70_LC007	$-0,0149 \frac{23,9s + 1}{75,1s^2 + 17,3s + 1} e^{-2s}$	$-0,0176 \frac{1,19E - 8s + 1}{3,28s^2 + 3,62s + 1} e^{-2s}$	$-0,209 \frac{1}{4,97s + 1} e^{-0s}$	$-0,214 \frac{1}{5,8s + 1} e^{-0s}$
70_LC006	$0,0716 \frac{1}{7,09s^2 + 5,33s + 1} e^{-1s}$	$0,0769 \frac{1}{8,96s^2 + 5,99s + 1} e^{-1s}$	$-0,294 \frac{4,16s + 1}{9,43s^2 + 2,62s + 1} e^{-0s}$	$-0,298 \frac{0,34s + 1}{1,66s^2 + 2,78s + 1} e^{-0s}$
70_LC004	----	----	$0,0569 \frac{0,181s + 1}{1,34s^2 + 1,53s + 1} e^{-1s}$	$0,0546 \frac{0,395s + 1}{1,52s^2 + 1,82s + 1} e^{-1s}$
70_LC105	----	----	$0,0569 \frac{0,181s + 1}{1,34s^2 + 1,53s + 1} e^{-1s}$	$0,0549 \frac{0,395s + 1}{1,52s^2 + 1,82s + 1} e^{-1s}$
70_F003	$-0,695 \frac{1}{7,11s^2 + 5,6s + 1} e^{-1s}$	$-0,647 \frac{1}{7,33 + 5,42s + 1} e^{-1s}$	$-1,88 \frac{1}{1,35s^2 + 5,13s + 1} e^{-0s}$	$-1,88 \frac{1}{2,89s^2 + 5,41s + 1} e^{-0s}$

Tabla B.1.2 (Continuación)

CV	MV5 (70FC009)		MV6 (70FC006)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_F034	$0,695 \frac{1}{2,97s^2 + 3,44s + 1} e^{-4s}$	$0,669 \frac{1}{2,97s^2 + 3,44s + 1} e^{-4s}$	$-1,68 \frac{1}{3,15s^2 + 3,55s + 1} e^{-0s}$	$-1,68 \frac{1}{3,39s^2 + 3,69s + 1} e^{-0s}$
70_FC004	----	----	$3,56 \frac{1}{1,16s^2 + 2,59s + 1} e^{-1s}$	$3,56 \frac{1}{1,76s^2 + 2,81s + 1} e^{-1s}$
70_FX030	----	----	----	----
70_FC015	----	----	----	----
CV	MV7 (70FC306)		MV9 (70TC201)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_AXC003	----	----	----	----
70_AXC034	----	----	----	----
70_AXC004	$-0,00828 \frac{1}{4,11s + 1} e^{-0s}$	$-0,0088 \frac{1}{4,91s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_T320	----	----	----	----
70_T027	----	----	----	----
70_FX302	----	----	----	----
70_T024	----	----	$0,898 \frac{1}{16,4s + 1} e^{-5s}$	$0,898 \frac{1}{180s + 1} e^{-5s}$
70_TX201	----	----	$0,743 \frac{1}{1,94s + 1} e^{-0s}$	$0,743 \frac{1}{137s + 1} e^{-0s}$
70_TX202	----	----	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$
70_TX203	----	----	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$
70_TX204	----	----	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$
70_PC009	----	----	$0,02 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,0224 \frac{1}{178s + 1} e^{-0s}$
70_PC010	----	----	----	----
70_PC011	----	----	----	----
70_PC012	----	----	----	----
70_PC005	----	----	$0,537 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,563 \frac{1}{168s + 1} e^{-0s}$
70_PC006	----	----	----	----

Tabla B.1.2 (Continuación)

CV	MV7 (70FC306)		MV9 (70TC201)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_PC007	----	----	----	----
70_PC008	----	----	----	----
70_LC007	----	----	----	----
70_LC006	----	----	----	----
70_LC004	$-0,0153 \frac{1}{0,699s^2 + 1,67s + 1} e^{-1}$	$-0,0153 \frac{1}{1,04s^2 + 2,05s + 1} e^{-1s}$	----	----
70_LC105	----	----	----	----
70_F003	----	----	----	----
70_F034	----	----	----	----
70_FC004	$-0,901 \frac{1}{1,66s^2 + 2,57s + 1} e^{-1s}$	$-0,906 \frac{1}{2,06s^2 + 2,87s + 1} e^{-1s}$	----	----
70_FX030	$-0,0135 \frac{1}{4,95s + 1} e^{-6s}$	$-0,0136 \frac{1}{5,31s + 1} e^{-6s}$	----	----
70_FC015	$0,901 \frac{1}{9,54s^2 + 6,18s + 1} e^{-1s}$	$0,876 \frac{1}{8,67s^2 + 5,93s + 1} e^{-1s}$	----	----
CV	MV10 (70TC202)		MV11 (70TC203)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_AXC003	----	----	----	----
70_AXC034	----	----	----	----
70_AXC004	----	----	----	----
70_T320	----	----	----	----
70_T027	----	----	----	----
70_FX302	----	----	----	----
70_T024	$0,898 \frac{1}{16,4s + 1} e^{-5s}$	$0,898 \frac{1}{180s + 1} e^{-5s}$	$0,898 \frac{1}{16,4s + 1} e^{-5s}$	$0,898 \frac{1}{180s + 1} e^{-5s}$
70_TX201	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$
70_TX202	$0,743 \frac{1}{1,94s + 1} e^{-0s}$	$0,743 \frac{1}{137s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$
70_TX203	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$	$0,743 \frac{1}{1,94s + 1} e^{-0s}$	$0,743 \frac{1}{137s + 1} e^{-0s}$
70_TX204	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$

Tabla B.1.2 (Continuación)

CV	MV10 (70TC202)		MV11 (70TC203)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_PC009	----	----	----	----
70_PC010	$0,02 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,0224 \frac{1}{178s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_PC011	----	----	$0,02 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,0224 \frac{1}{178s + 1} e^{-0s}$
70_PC012	----	----	----	----
70_PC005	----	----	----	----
70_PC006	$0,537 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,563 \frac{1}{168s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_PC007	----	----	$0,537 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,563 \frac{1}{168s + 1} e^{-0s}$
70_PC008	----	----	----	----
70_LC007	----	----	----	----
70_LC006	----	----	----	----
70_LC004	----	----	----	----
70_LC105	----	----	----	----
70_F003	----	----	----	----
70_F034	----	----	----	----
70_FC004	----	----	----	----
70_FX030	----	----	----	----
70_FC015	----	----	----	----
CV	MV12 (70TC204)		DV1 (70FC112)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_AXC003	----	----	----	----
70_AXC034	----	----	----	----
70_AXC004	----	----	----	----
70_T320	----	----	$-1,26 \frac{0,896s + 1}{9,2s^2 + 20,5s + 1} e^{-0s}$	$-1,26 \frac{0,896s + 1}{9,2s^2 + 20,5s + 1} e^{-0s}$
70_T027	----	----	----	----
70_FX302	----	----	----	----
70_T024	$0,898 \frac{1}{16,4s + 1} e^{-5s}$	$0,898 \frac{1}{180s + 1} e^{-5s}$	----	----
70_TX201	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$	----	----

Tabla B.1.2 (Continuación)

CV	MV12 (70TC204)		DV1 (70FC112)	
	Honeywell	Simulación	Honeywell	Simulación
70_TX202	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_TX203	$-0,216 \frac{1}{1,46s + 1} e^{-0s}$	$-0,216 \frac{1}{136s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_TX204	$0,743 \frac{1}{1,94s + 1} e^{-0s}$	$0,743 \frac{1}{137s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_PC009	----	----	----	----
70_PC010	----	----	----	----
70_PC011	----	----	----	----
70_PC012	$0,02 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,0224 \frac{1}{178s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_PC005	----	----	----	----
70_PC006	----	----	----	----
70_PC007	----	----	----	----
70_PC008	$0,537 \frac{1}{11,9s + 1} e^{-0s}$	$0,563 \frac{1}{168s + 1} e^{-0s}$	----	----
70_LC007	----	----	----	----
70_LC006	----	----	----	----
70_LC004	----	----	----	----
70_LC105	----	----	----	----
70_F003	----	----	----	----
70_F034	----	----	----	----
70_FC004	----	----	----	----
70_FX030	----	----	----	----
70_FC015	----	----	----	----
DV	DV2 (70FX047)			
	Honeywell	Simulación		
70_AXC003	----	----		
70_AXC034	$0,0253 \frac{67,3s + 1}{137s^2 + 23,5s + 1} e^{-4s}$	$0,0253 \frac{67,3s + 1}{137s^2 + 23,5s + 1} e^{-4s}$		
70_AXC004	$0,0794 \frac{-2,44s + 1}{5,25s^2 + 4,58s + 1} e^{-0s}$	$0,0794 \frac{-2,44s + 1}{5,25s^2 + 4,58s + 1} e^{-0s}$		
70_T320	----	----		

Tabla B.1.2 (Continuación)

DV	DV2 (70FX047)	
	<i>Honeywell</i>	<i>Simulación</i>
70_T027	----	----
70_FX302	----	----
70_T024	----	----
70_TX201	----	----
70_TX202	----	----
70_TX203	----	----
70_TX204	----	----
70_PC009	----	----
70_PC010	----	----
70_PC011	----	----
70_PC012	----	----
70_PC005	----	----
70_PC006	----	----
70_PC007	----	----
70_PC008	----	----
70_LC007	----	----
70_LC006	----	----
70_LC004	----	----
70_LC105	----	----
70_F003	----	----
70_F034	----	----
70_FC004	----	----
70_FX030	----	----
70_FC015	$1,18 \frac{1}{6,37s^2 + 5,75s + 1} e^{-0s}$	$1,18 \frac{1}{6,37s^2 + 5,75s + 1} e^{-0s}$

ANEXO B.2

AJUSTE Y CONFIGURACIÓN DEL CONTROL MULTIVARIABLE PARA EL HORNO DE PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO

CV #	CV Description	Status	Value	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	SetPoint
1	FLUJO TOTAL	GOOD	8000	8000	8000	8000	8000	8000.00
2	% FLUJO CELDA 1	GOOD	25.06	25.06	25.06	20	30	
3	% FLUJO CELDA 2	GOOD	25.06	25.06	25.06	20	30	
4	% FLUJO CELDA 3	GOOD	25.06	25.06	25.06	20	30	
5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	GOOD	1.539036E-11	1.767365E-11	1.767365E-11	-5	5	
6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	GOOD	1.533351E-11	1.761438E-11	1.761438E-11	-5	5	
7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	GOOD	1.533351E-11	1.761438E-11	1.761438E-11	-5	5	
8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	GOOD	1.533351E-11	1.761438E-11	1.761438E-11	-5	5	
9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	
10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	
11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	
12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	GOOD	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-2.273737E-13	-300	300	

Figura N° B.2. 1 – Rangos de operación para las CV correspondientes al horno (Elaboración Propia)

CV #	CV Description	Perf Ratio	Clsd Loop Resp Int	Low EU Give Up	High EU Give Up	Number of Blocks	FF To FB Perf Ratio	State Estimation
1	FLUJO TOTAL	1	14	100	100	10	1	D-OFF
2	% FLUJO CELDA 1	1	24	0.5	0.5	10	1	D-OFF
3	% FLUJO CELDA 2	1	24	0.5	0.5	10	1	D-OFF
4	% FLUJO CELDA 3	1	24	0.5	0.5	10	1	D-OFF
5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	1	26	3	3	10	1	D-OFF
6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	1	26	3	3	10	1	D-OFF
7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	1	26	3	3	10	1	D-OFF
8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	1	26	3	3	10	1	D-OFF
9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	1	17	30	30	10	1	D-OFF
10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	1	17	30	30	10	1	D-OFF
11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	1	17	30	30	10	1	D-OFF
12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	1	17	30	30	10	1	D-OFF

Figura N° B.2. 2 – Parámetros de control para las CV correspondientes al horno (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3F_CTL

File View Window Help

Next Run 45 Interval Count 14

AV3F_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process ADV Tuning Gain Delay

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

CV #	CV Description	Linear Obj Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value	Delta Soft Low Limit	Delta Soft High Limit	Error Tolerance
1	FLUJO TOTAL	0	0	0	0	0	47.41686
2	% FLUJO CELDA 1	0	0	0	0	0	0.3005354
3	% FLUJO CELDA 2	0	0	0	0	0	0.3005354
4	% FLUJO CELDA 3	0	0	0	0	0	0.3005354
5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	0	2	0	0	0	2.25019
6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	0	2	0	0	0	2.25019
7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	0	2	0	0	0	2.25019
8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	0	2	0	0	0	2.250264
9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	0	0	0	0	0	18.25533
10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	0	0	0	0	0	18.25533
11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	0	0	0	0	0	18.25533
12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	0	0	0	0	0	18.25535

Figura N° B.2. 3 - Parámetros de optimización para las CV correspondientes al horno
(Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3F_CTL

File View Window Help

Next Run 33 Interval Count 15

AV3F_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process ADV Tuning Gain Delay

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

CV #	CV Description	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate	No of Bad Reads Ok	Comp Ratio	Track Limits	Critical CV	Update Frequency
1	FLUJO TOTAL	50	50	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
2	% FLUJO CELDA 1	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
3	% FLUJO CELDA 2	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
4	% FLUJO CELDA 3	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
5	DELTA T PASO 1 VS PASO 2	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
6	DELTA T PASO 3 VS PASO 4	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
7	DELTA T PASO 5 VS PASO 6	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
8	DELTA T PASO 7 VS PASO 8	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
9	DELTA F PASO 1 VS PASO 2	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
10	DELTA F PASO 3 VS PASO 4	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
11	DELTA F PASO 5 VS PASO 6	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
12	DELTA F PASO 7 VS PASO 8	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=

Figura N° B.2. 4 - Parámetros de proceso para las CV correspondientes al horno
(Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3F_CTL

File View Window Help

AV3F_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

MV #	MV Description	Status	Value	Move	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	Step Status	Step Size	Mode
1	FLUJO PASO 1	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC
2	FLUJO PASO 2	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC
3	FLUJO PASO 3	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC
4	FLUJO PASO 4	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC
5	FLUJO PASO 5	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC
6	FLUJO PASO 6	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC
7	FLUJO PASO 7	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC
8	FLUJO PASO 8	ON	1000	0	1000	1000	200	1800	FALSE	0	RMPC

Figura N° B.2. 5 - Rangos de operación para las MV correspondientes al horno (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3F_CTL

File View Window Help

AV3F_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process

Filter All Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

MV #	MV Description	Number of Blocks	Max Move Down	Max Move Up	Weight	AntiWindup Ratio
1	FLUJO PASO 1	10	100	100	1	0.1
2	FLUJO PASO 2	10	100	100	1	0.1
3	FLUJO PASO 3	10	100	100	1	0.1
4	FLUJO PASO 4	10	100	100	1	0.1
5	FLUJO PASO 5	10	100	100	1	0.1
6	FLUJO PASO 6	10	100	100	1	0.1
7	FLUJO PASO 7	10	100	100	1	0.1
8	FLUJO PASO 8	10	100	100	1	0.1

Figura N° B.2. 6 - Parámetros de control para las MV correspondientes al horno (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3F_CTL

File View Window Help

AV3F_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process

Filter All Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

MV #	MV Description	Linear Obj Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired MV Value	Delta Soft Low Limit	Delta Soft High Limit	MV Optimization Speed
1	FLUJO PASO 1	0	0	0	0	0	NORMAL
2	FLUJO PASO 2	0	0	0	0	0	NORMAL
3	FLUJO PASO 3	0	0	0	0	0	NORMAL
4	FLUJO PASO 4	0	0	0	0	0	NORMAL
5	FLUJO PASO 5	0	0	0	0	0	NORMAL
6	FLUJO PASO 6	0	0	0	0	0	NORMAL
7	FLUJO PASO 7	0	0	0	0	0	NORMAL
8	FLUJO PASO 8	0	0	0	0	0	NORMAL

Figura N° B.2. 7 - Parámetros de optimización para las MV correspondientes al horno (Elaboración Propia)

The screenshot shows the Profit Suite Operator Station - AV3F_CTL interface. The top menu bar includes File, View, Window, and Help. Below the menu bar, there are status indicators for AV3F_CTL, ProfitController, On localhost, Theme: Default, and control status buttons: ON (highlighted), OFF, WARM, and CONTROL_OK. The main window is titled GridViewer and contains a tabbed interface with Controller, CV, MV (selected), DV, and MyView tabs. The MV tab is further divided into Summary, Detail, Optimize, Control, and Process (selected). The Process tab displays a table with 8 rows of MV parameters. The table has columns for MV #, MV Description, Low Limit Ramp Rate, High Limit Ramp Rate, Track Limits, When MV In Manual, and Critical MV. The data is as follows:

MV #	MV Description	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate	Track Limits	When MV In Manual	Critical MV
1	FLUJO PASO 1	1	1	NO	FFWD	NO
2	FLUJO PASO 2	1	1	NO	FFWD	NO
3	FLUJO PASO 3	1	1	NO	FFWD	NO
4	FLUJO PASO 4	1	1	NO	FFWD	NO
5	FLUJO PASO 5	1	1	NO	FFWD	NO
6	FLUJO PASO 6	1	1	NO	FFWD	NO
7	FLUJO PASO 7	1	1	NO	FFWD	NO
8	FLUJO PASO 8	1	1	NO	FFWD	NO

Figura N° B.2. 8 - Parámetros de proceso para las MV correspondientes al horno
(Elaboración Propia)

ANEXO B.3

AJUSTE Y CONFIGURACIÓN DEL CONTROL MULTIVARIABLE PARA LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

Next Run 58 Interval Count 8

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM HANDLING_CONSTRAINTS

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process ADV Tuning Gain Delay

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

CV #	CV Description	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate	No of Bad Reads Ok	Comp Ratio	Track Limits	Critical CV	Update Frequency
1	90% CHORRO 1	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
2	VISCOS CHORRO 2	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
3	VISCOS CHORRO 3	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
4	TEMP TOPE C-302	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
5	TEMP TOPE C-301	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
6	TOTAL REFL 1	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
7	ZONA FLASH C-301	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
8	F-301 PASO 1 COT-AVG	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
9	F-301 PASO 2 COT-AVG	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
10	F-301 PASO 3 COT-AVG	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
11	F-301 PASO 4 COT-AVG	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
12	GAS COMB CELDA 1	0.1	0.1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
13	GAS COMB CELDA 2	0.1	0.1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
14	GAS COMB CELDA 3	0.1	0.1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
15	GAS COMB CELDA 4	0.1	0.1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
16	ACEITE COMB CELDA 1	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
17	ACEITE COMB CELDA 2	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
18	ACEITE COMB CELDA 3	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
19	ACEITE COMB CELDA 4	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
20	PCT VAL 70LC007	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
21	PCT VAL 70LC006	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
22	PCT VAL 70LC004	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
23	PCT VAL 70LC005	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
24	CHORRO 1 ALMAC	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
25	CHORRO 2 ALMAC	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
26	CHORRO 3 ALMAC	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
27	CHORRO 4 TOTAL	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=
28	RESIDUO CORTO	1	1	0	NOT CONFIG	NO	FALSE	>=

Figura N° B.3. 1 – Parámetros de ajuste del proceso para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

Next Run 36 Interval Count 5

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process ADV Tuning Gain Delay

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

CV #	CV Description	Status	Value	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	SetPoint
1	90% CHORRO 1	GOOD	367.0535	365.0853	365	365	370	
2	VISCOS CHORRO 2	GOOD	28.33627	28.10009	27.99237	15	40	
3	VISCOS CHORRO 3	GOOD	41.96733	41.54872	41.39265	24	60	
4	TEMP TOPE C-302	GOOD	194.4629	194.4659	194.4659	175	195	
5	TEMP TOPE C-301	GOOD	104.9097	104.3337	104.2301	90	120	
6	TOTAL REFL 1	GOOD	3753.231	3795.605	3815.626	2000	5500	
7	ZONA FLASH C-301	GOOD	401.6977	401.6805	401.6805	398	404	
8	F-301 PASO 1 COT-AVG	GOOD	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-40	40	
9	F-301 PASO 2 COT-AVG	GOOD	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-40	40	
10	F-301 PASO 3 COT-AVG	GOOD	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-40	40	
11	F-301 PASO 4 COT-AVG	GOOD	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-2.472689E-12	-40	40	
12	GAS COMB CELDA 1	GOOD	0.7249891	0.7249864	0.7249864	0.3	1.15	
13	GAS COMB CELDA 2	GOOD	0.7249892	0.7249867	0.7249867	0.3	1.15	
14	GAS COMB CELDA 3	GOOD	0.7249894	0.7249869	0.7249869	0.3	1.15	
15	GAS COMB CELDA	GOOD	0.7249896	0.7249871	0.7249871	0.3	1.15	
16	ACEITE COMB CELDA 1	GOOD	17.09971	17.09964	17.09964	0	35	
17	ACEITE COMB CELDA 2	GOOD	17.09971	17.09964	17.09964	0	35	
18	ACEITE COMB CELDA 3	GOOD	17.09971	17.09965	17.09965	0	35	
19	ACEITE COMB CELDA 4	GOOD	17.09972	17.09966	17.09966	0	35	
20	PCT VAL 70LC007	GOOD	60.05825	59.54832	59.82481	10	90	
21	PCT VAL 70LC006	GOOD	50.02657	54.55274	56.75451	10	90	
22	PCT VAL 70LC004	GOOD	35.035	34.27216	33.7727	10	90	
23	PCT VAL 70LC005	GOOD	54.9	54.89999	54.78338	10	90	
24	CHORRO 1 ALMAC	GOOD	999.3744	953.7459	940.0765	500	1500	
25	CHORRO 2 ALMAC	GOOD	1001.663	1047.261	1068.827	500	1500	
26	CHORRO 3 ALMAC	GOOD	2203.95	2158.766	2128.458	1800	2400	
27	CHORRO 4 TOTAL	GOOD	771.825	771.1553	770.8038	670	870	
28	RESIDU CORTO	GOOD	5200.213	5236.614	5254.852	4600	5700	

Figura N° B.3. 2 – Rangos de operación para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

Next Run 32 Interval Count 7

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process ADV Tuning Gain Delay

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

CV #	CV Description	Perf Ratio	Cld Loop Resp Int	Low EU Give Up	High EU Give Up	Number of Blocks	FF To FB Perf Ratio	State Estimation
1	90% CHORRO 1	1	23	2	2	10	1	D-OFF
2	VISCOS CHORRO 2	1	47	1	1	10	1	D-OFF
3	VISCOS CHORRO 3	1	19	1	1	10	1	D-OFF
4	TEMP TOPE C-302	1	16	5	5	10	1	D-OFF
5	TEMP TOPE C-301	1	52	2	2	10	1	D-OFF
6	TOTAL REFL 1	1	17	200	200	10	1	D-OFF
7	ZONA FLASH C-301	1	540	5	5	10	1	D-OFF
8	F-301 PASO 1 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
9	F-301 PASO 2 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
10	F-301 PASO 3 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
11	F-301 PASO 4 COT-AVG	1	409	1	1	10	1	D-OFF
12	GAS COMB CELDA 1	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
13	GAS COMB CELDA 2	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
14	GAS COMB CELDA 3	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
15	GAS COMB CELDA	1	533	0.2	0.2	10	1	D-OFF
16	ACEITE COMB CELDA 1	1	503	2	2	10	1	D-OFF
17	ACEITE COMB CELDA 2	1	503	2	2	10	1	D-OFF
18	ACEITE COMB CELDA 3	1	503	2	2	10	1	D-OFF
19	ACEITE COMB CELDA 4	1	503	2	2	10	1	D-OFF
20	PCT VAL 70LC007	1	21	10	10	10	1	D-OFF
21	PCT VAL 70LC006	1	20	10	10	10	1	D-OFF
22	PCT VAL 70LC004	1	6	10	10	10	1	D-OFF
23	PCT VAL 70LC005	1	6	10	10	10	1	D-OFF
24	CHORRO 1 ALMAC	1	12	100	100	10	1	D-OFF
25	CHORRO 2 ALMAC	1	10	100	100	10	1	D-OFF
26	CHORRO 3 ALMAC	1	9	100	100	10	1	D-OFF
27	CHORRO 4 TOTAL	1	17	100	100	10	1	D-OFF
28	RESIDUO CORTO	1	26	100	100	10	1	D-OFF

Figura N° B.3. 3 – Parámetros de ajuste de control para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

Next Run 18 Interval Count 6

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process ADV Tuning Gain Delay

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

CV #	CV Description	Linear Obj Coeff	Quadratic Obj Coeff	Desired CV Value	Delta Soft Low Limit	Delta Soft High Limit	Error Tolerance
1	90% CHORRO 1	0	0	0	0	0	2.738583
2	VISCOS CHORRO 2	0	0	0	0	0	0.2086747
3	VISCOS CHORRO 3	0	0	0	0	0	0.3637477
4	TEMP TOPE C-302	0	0	0	0	0	34.37782
5	TEMP TOPE C-301	0	0	0	0	0	0.6476491
6	TOTAL REFL 1	0	0	0	0	0	51.60157
7	ZONA FLASH C-301	0	0	0	0	0	33.41946
8	F-301 PASO 1 COT-AVG	0	2	0	0	0	15.47931
9	F-301 PASO 2 COT-AVG	0	2	0	0	0	15.47931
10	F-301 PASO 3 COT-AVG	0	2	0	0	0	15.47931
11	F-301 PASO 4 COT-AVG	0	2	0	0	0	15.47931
12	GAS COMB CELDA 1	0	0	0	0	0	0.4160176
13	GAS COMB CELDA 2	0	0	0	0	0	0.4160176
14	GAS COMB CELDA 3	0	0	0	0	0	0.4160176
15	GAS COMB CELDA	0	0	0	0	0	0.4160176
16	ACEITE COMB CELDA 1	0	0	0	0	0	10.47929
17	ACEITE COMB CELDA 2	0	0	0	0	0	10.47929
18	ACEITE COMB CELDA 3	0	0	0	0	0	10.47929
19	ACEITE COMB CELDA 4	0	0	0	0	0	10.47929
20	PCT VAL 70LC007	0	0	0	0	0	1.786978
21	PCT VAL 70LC006	0	0	0	0	0	5.18798
22	PCT VAL 70LC004	0	0	0	0	0	0.5466694
23	PCT VAL 70LC005	0	0	0	0	0	0.4083275
24	CHORRO 1 ALMAC	0	0	0	0	0	42.97082
25	CHORRO 2 ALMAC	0	0	0	0	0	42.86917
26	CHORRO 3 ALMAC	0	0	0	0	0	34.24667
27	CHORRO 4 TOTAL	0	0	0	0	0	0.3263496
28	RESIDUO CORTO	0	0	0	0	0	22.0336

Figura N° B.3. 4 – Parámetros de ajuste de optimización para las CV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

Next Run 32 Interval Count 12

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process

Filter All Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

MV #	MV Description	Low Limit Ramp Rate	High Limit Ramp Rate	Track Limits	When MV In Manual	Critical MV
1	REFLUJO TOPE C-302	1	1	NO	FFWD	NO
2	REFLUJO 1A C-301	5	5	NO	FFWD	NO
3	REFLUJO 1B C-301	20	20	NO	FFWD	NO
4	REFLUJO 1 A C-301	2	2	NO	FFWD	NO
5	REFLUJO 2 A C-301	25	25	NO	FFWD	NO
6	REFLUJO 3 A C-301	10	10	NO	FFWD	NO
7	REFLUJO 4 A C-301	25	25	NO	FFWD	NO
8	TEMP CELDA 1	1	1	NO	FFWD	NO
9	TEMP CELDA 2	1	1	NO	FFWD	NO
10	TEMP CELDA 3	1	1	NO	FFWD	NO
11	TEMP CELDA 4	1	1	NO	FFWD	NO

Figura N° B.3. 5 – Parámetros de ajuste del proceso para las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM HANDLING_CONSTRAINTS

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process

Filter Custom Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

MV #	MV Description	Status	Value	Move	Future Value	SS Value	Low Limit	High Limit	Step Status	Step Size	Mode
1	REFLUJO TOPE C-302	ON	55	0	55	55	35	55	FALSE	0	RMPC
2	REFLUJO 1A C-301	ON	1060.002	5	1060.002	1060.002	1100	1250	FALSE	0	RMPC
3	REFLUJO 1B C-301	ON	3140.01	20	3140.01	3149.935	3200	3700	FALSE	0	RMPC
4	REFLUJO 1A C-301	ON	183.0457	-2.972687	179.5385	176.0577	70	120	FALSE	0	RMPC
5	REFLUJO 2A C-301	ON	2675.012	25	2675.012	2675.012	2900	3700	FALSE	0	RMPC
6	REFLUJO 3A C-301	ON	994.7252	-1.416809	985.0237	984.9936	930	1000	FALSE	0	RMPC
7	REFLUJO 4A C-301	ON	1200.006	0	1200.006	1200.006	1200	1250	FALSE	0	RMPC
8	TEMP CELDA 1	ON	400	0	400	400	395	405	FALSE	0	RMPC
9	TEMP CELDA 2	ON	400	0	400	400	395	405	FALSE	0	RMPC
10	TEMP CELDA 3	ON	400	0	400	400	395	405	FALSE	0	RMPC
11	TEMP CELDA 4	ON	400	0	400	400	395	405	FALSE	0	RMPC

Figura N° B.3. 6 – Rangos de operación para las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail Optimize Control Process

Filter All Hide Unhide Hidden Row Status Normal Nearing Violating

MV #	MV Description	Number of Blocks	Max Move Down	Max Move Up	Weight	AntiWindup Ratio
1	REFLUJO TOPE C-302	10	5	5	1	0.1
2	REFLUJO 1A C-301	10	10	10	1	0.1
3	REFLUJO 1B C-301	10	50	50	1	0.1
4	REFLUJO 1A C-301	10	5	5	1	0.1
5	REFLUJO 2A C-301	10	50	50	1	0.1
6	REFLUJO 3A C-301	10	20	20	1	0.1
7	REFLUJO 4A C-301	10	50	50	1	0.1
8	TEMP CELDA 1	10	2	2	1	0.1
9	TEMP CELDA 2	10	2	2	1	0.1
10	TEMP CELDA 3	10	2	2	1	0.1
11	TEMP CELDA 4	10	2	2	1	0.1

Figura N° B.3. 7 – Parámetros de ajuste de control para las MV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

Profit Suite Operator Station - AV3V_CTL

File View Window Help

AV3V_CTL ProfitController On localhost Theme Default ON OFF WARM CONTROL_OK

GridViewer

Controller CV MV DV MyView Page Configuration

Summary Detail

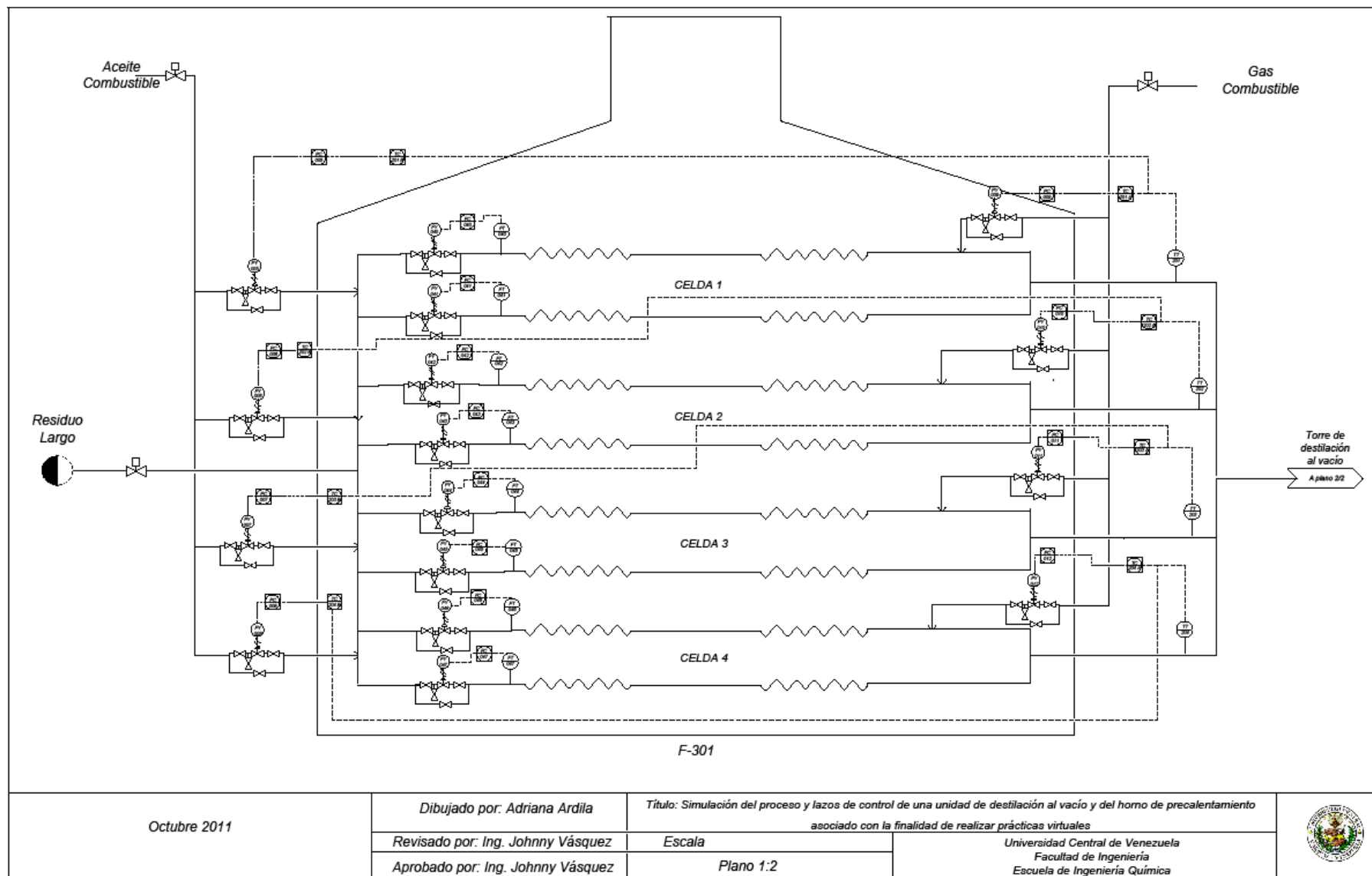
Filter All Hide Unhide

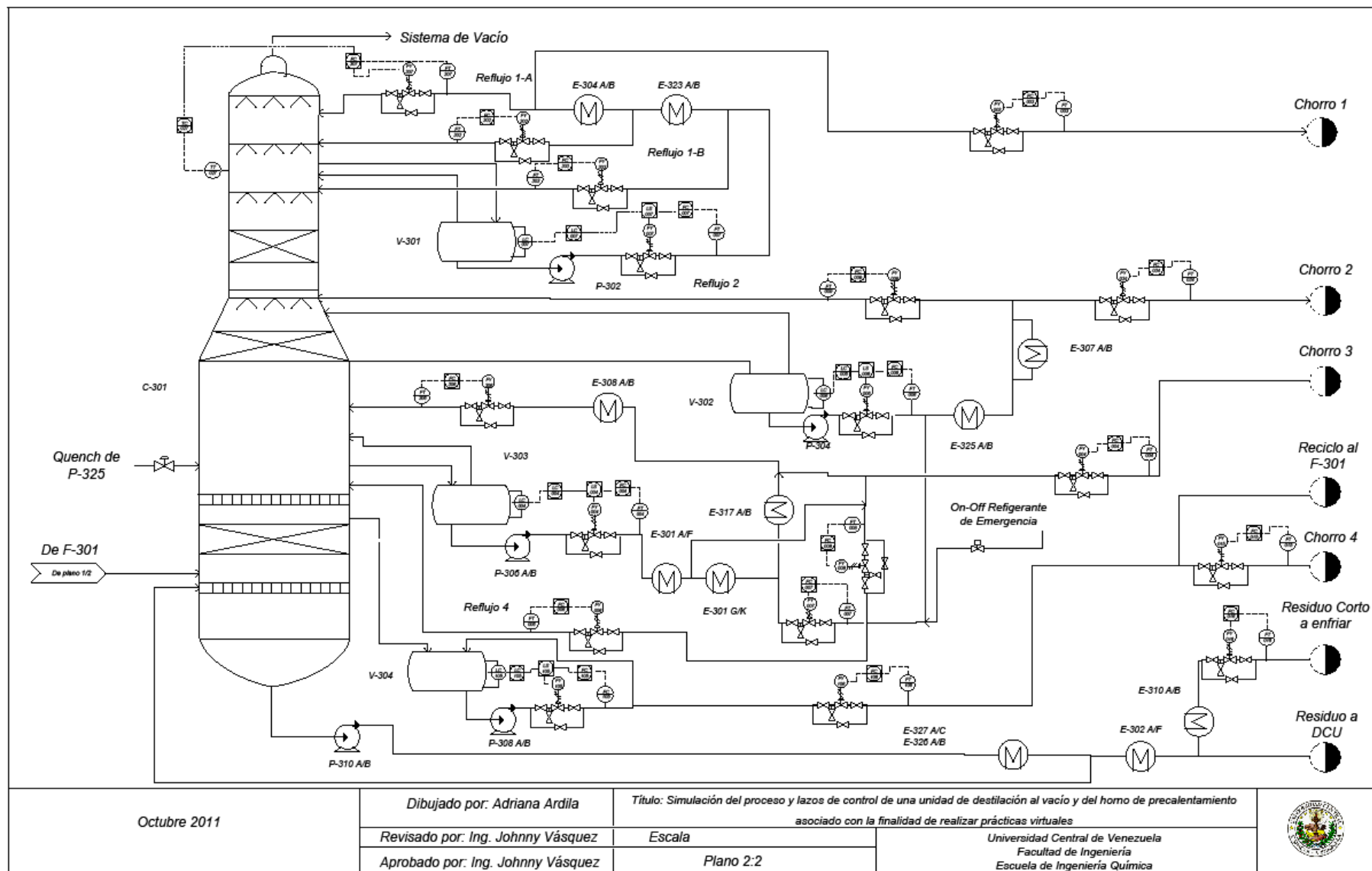
DV #	DV Description	Status	Value
1	CARGA A LA PLANTA	GOOD-C	800
2	TOTAL FLUJO F-301	GOOD-C	8000

Figura N° B.3. 8 – Parámetros de ajuste para las DV correspondientes a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

ANEXO C

DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO Y EL TREN DE PRECALENTAMIENTO





ANEXO D

ESQUEMÁTICOS

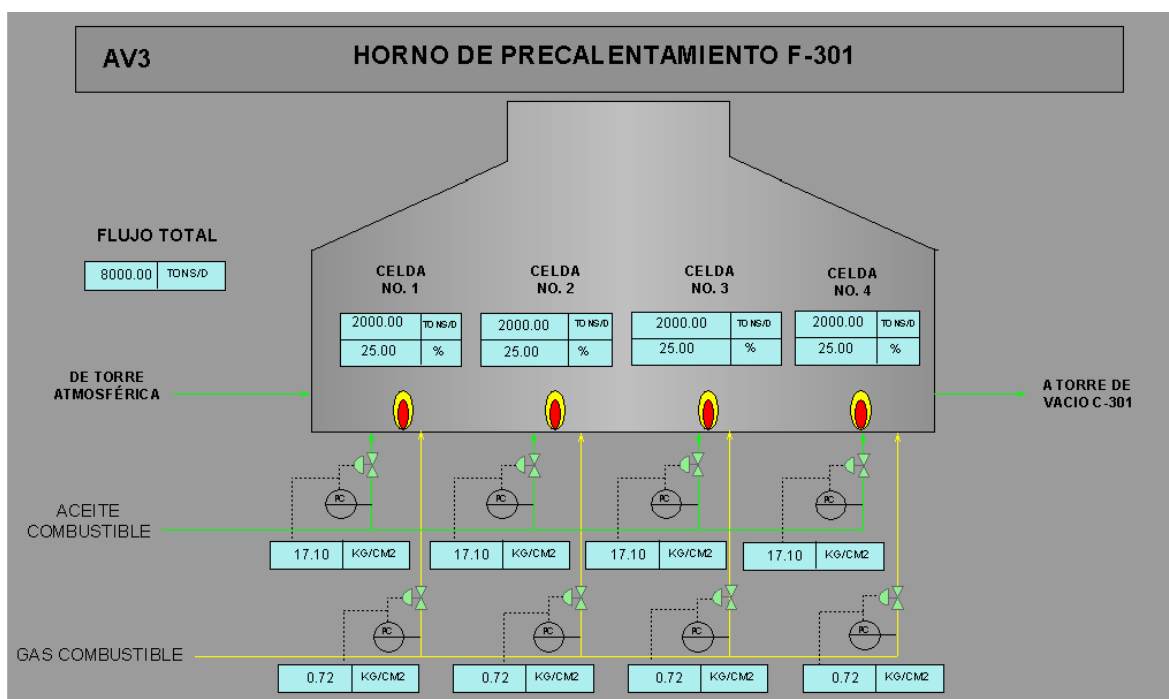


Figura N° D. 1 – Despliegue general correspondiente al horno de precalentamiento
(Elaboración Propia)

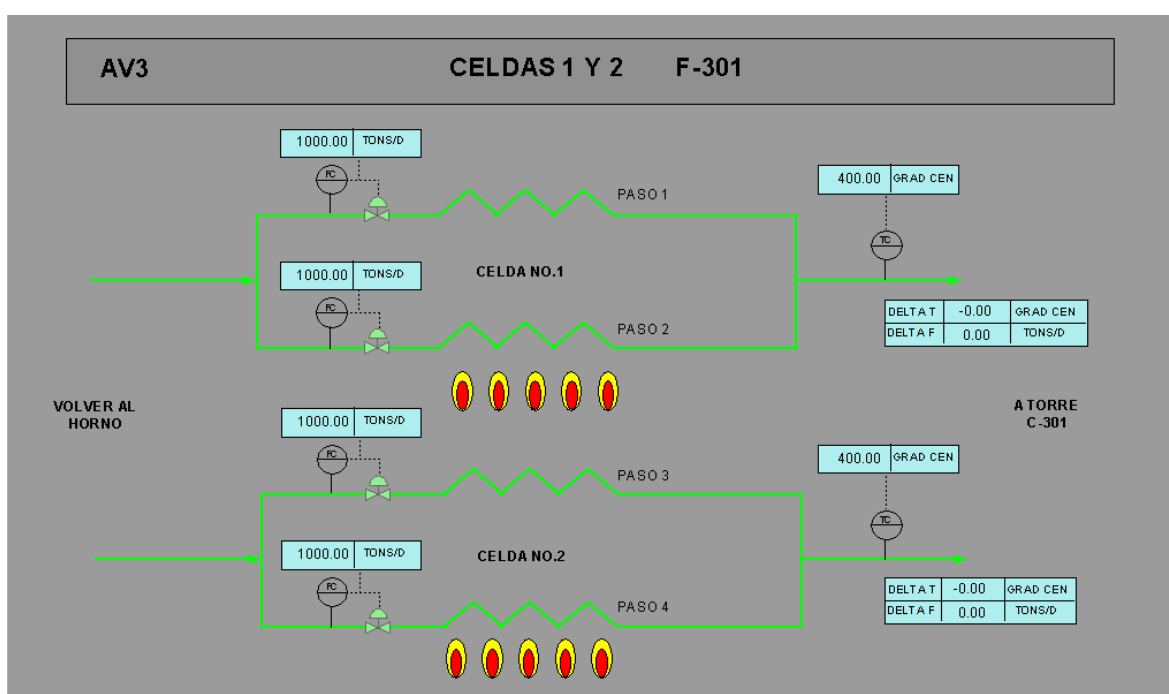


Figura N° D. 2 – Despliegue correspondiente a la celda 1 y 2 del horno de precalentamiento
(Elaboración Propia)

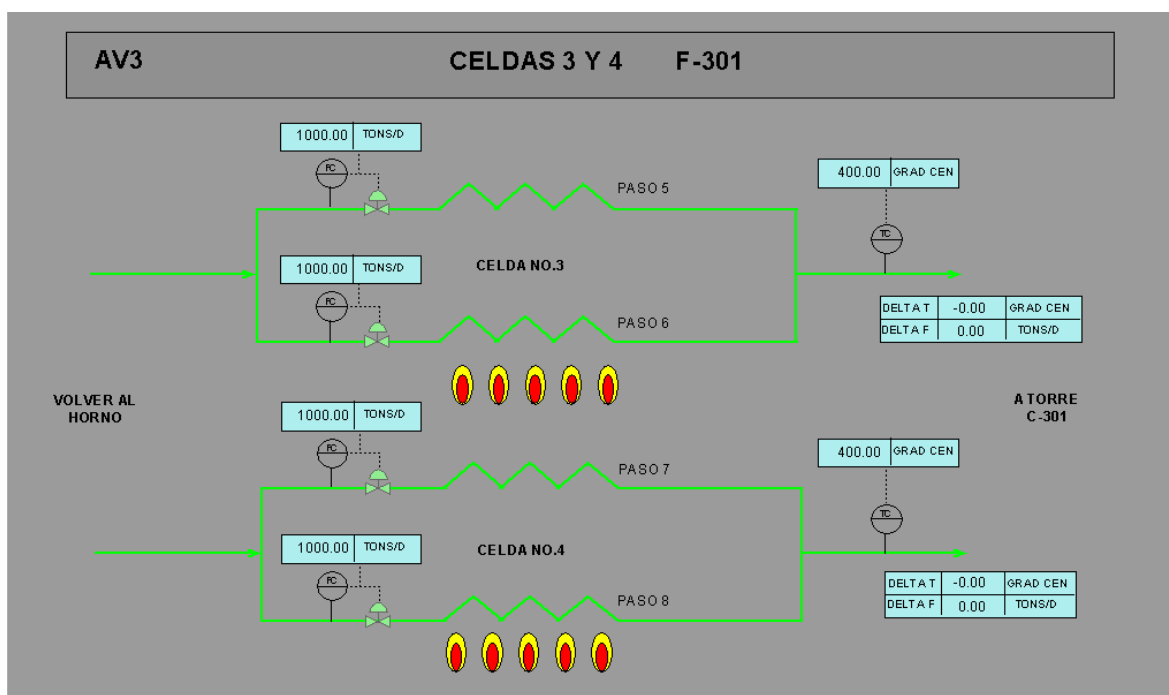


Figura N° D. 3 – Despliegue correspondiente a la celda 3 y 4 del horno de precalentamiento (Elaboración Propia)

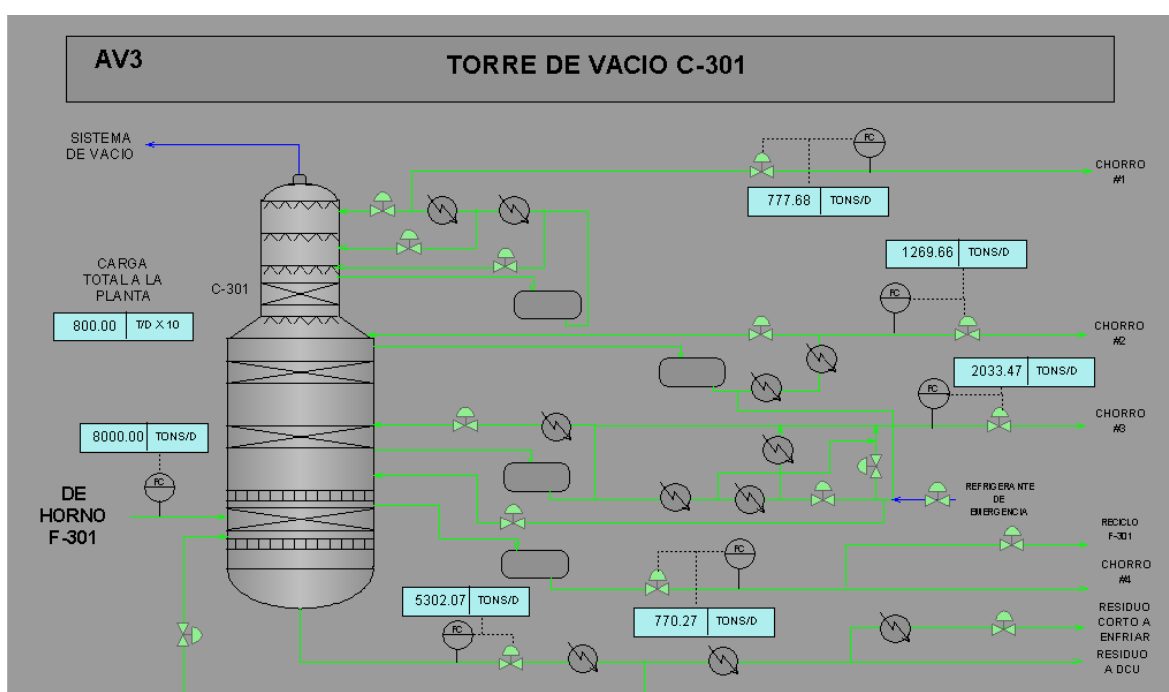


Figura N° D. 4 – Despliegue general correspondiente a la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

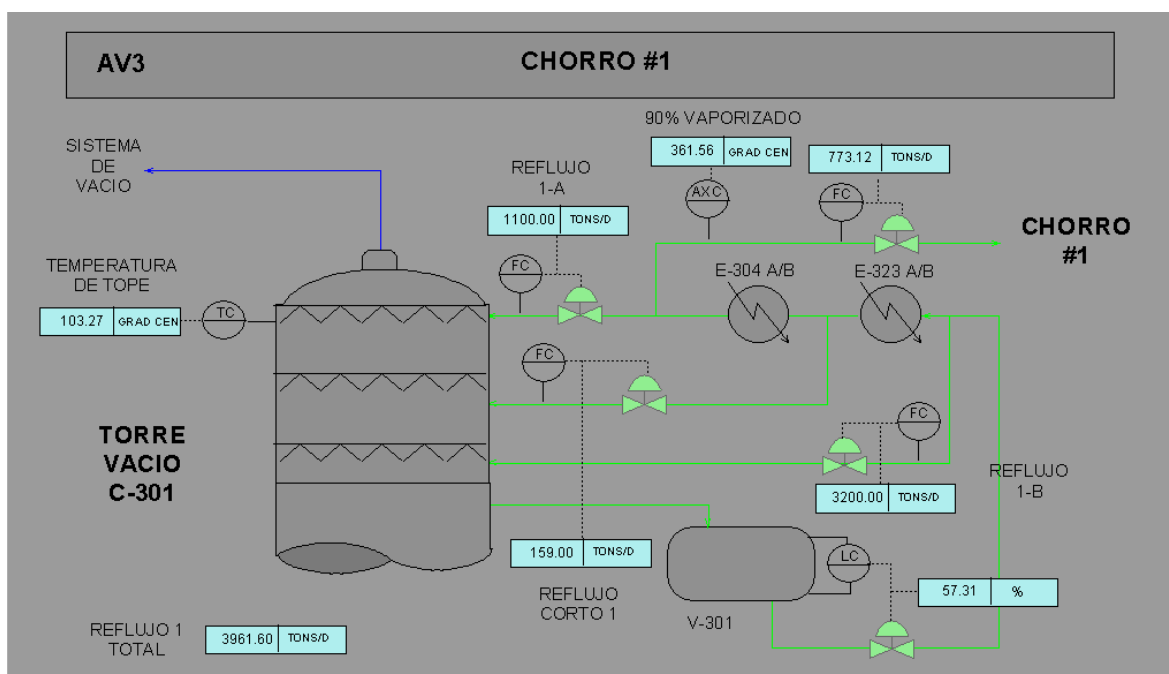


Figura N° D. 5 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#1 de la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

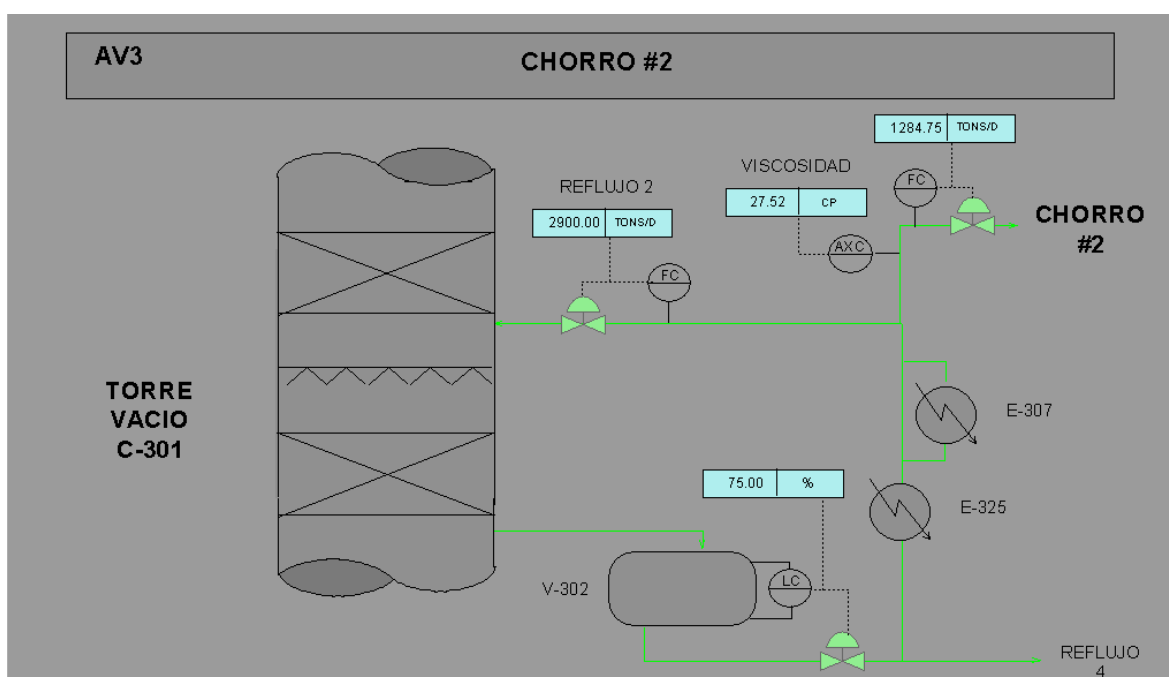


Figura N° D. 6 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#2 de la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

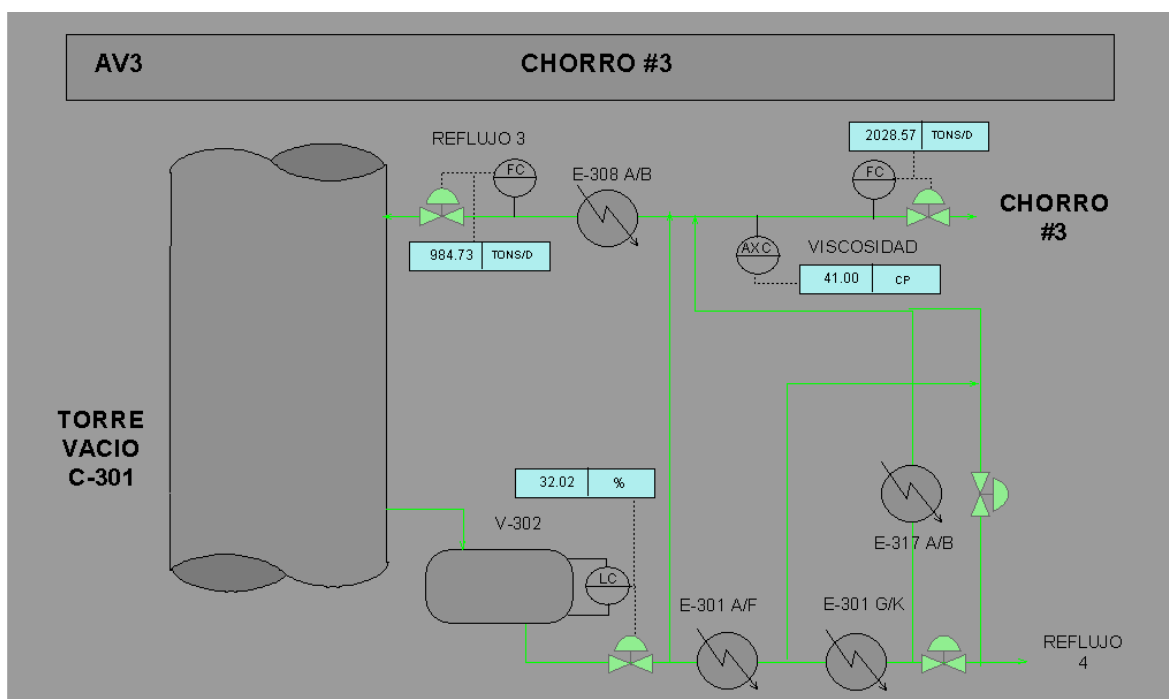


Figura N° D. 7 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#3 de la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

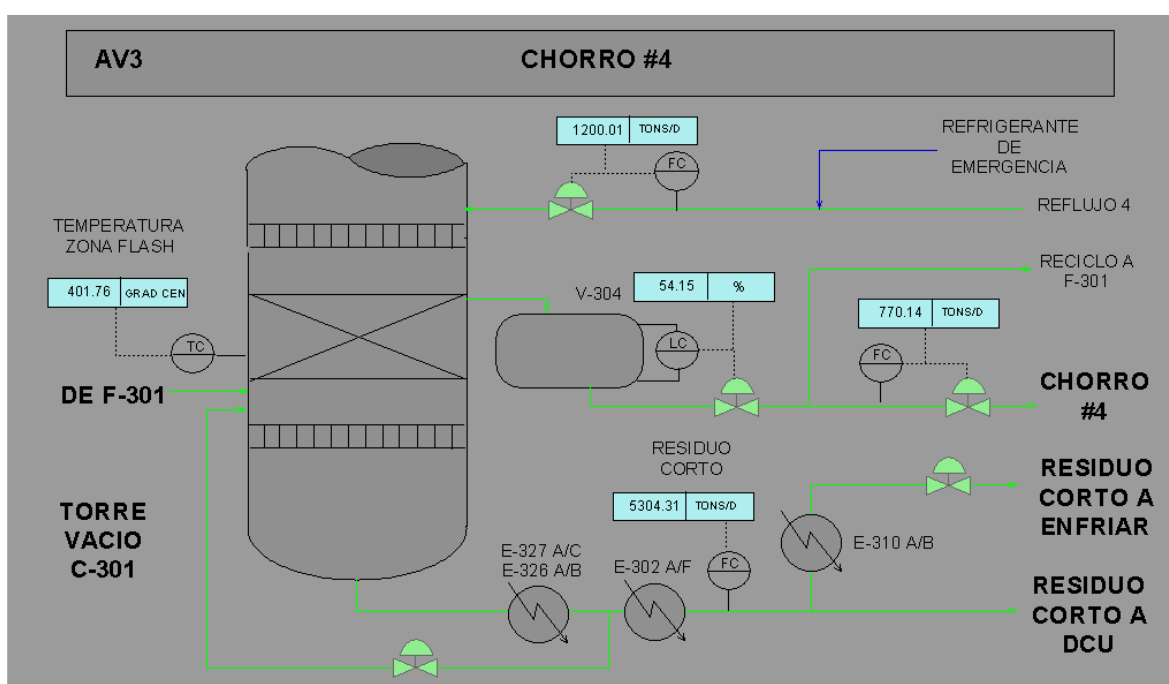


Figura N° D. 8 – Despliegue correspondiente al producto Chorro#4 de la torre de destilación al vacío (Elaboración Propia)

ANEXO E

MÍMICOS DE LOS SISTEMAS DE PROTECCIÓN

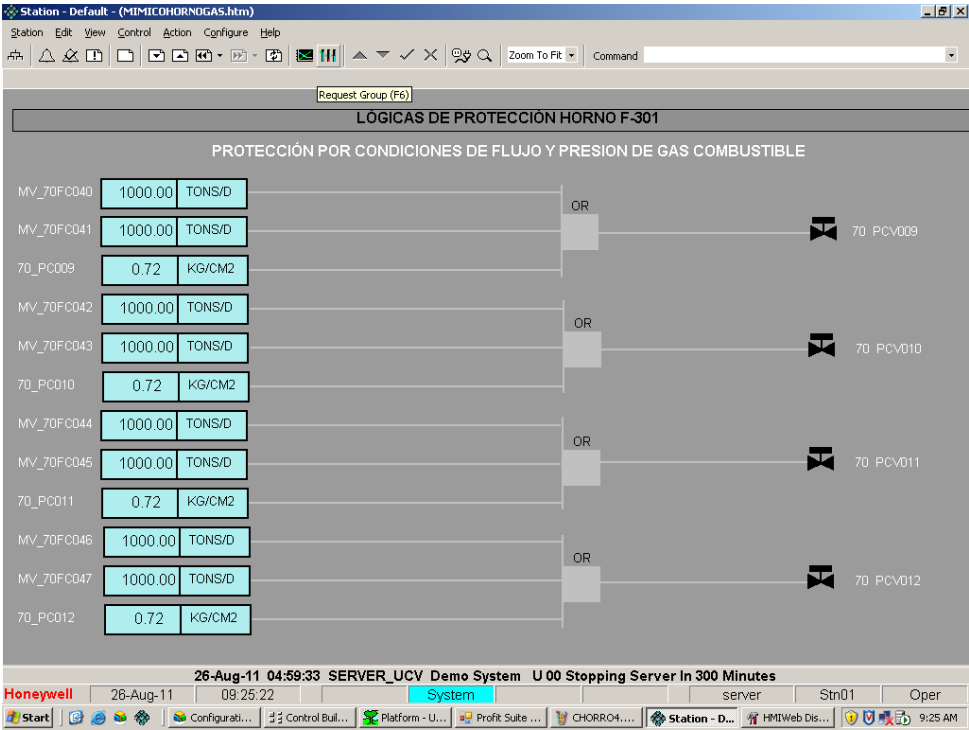


Figura N° E. 1 – Mímicos de protección correspondiente al horno de precalentamiento operando mediante gas combustible bajo condiciones de operación normal (Elaboración Propia)

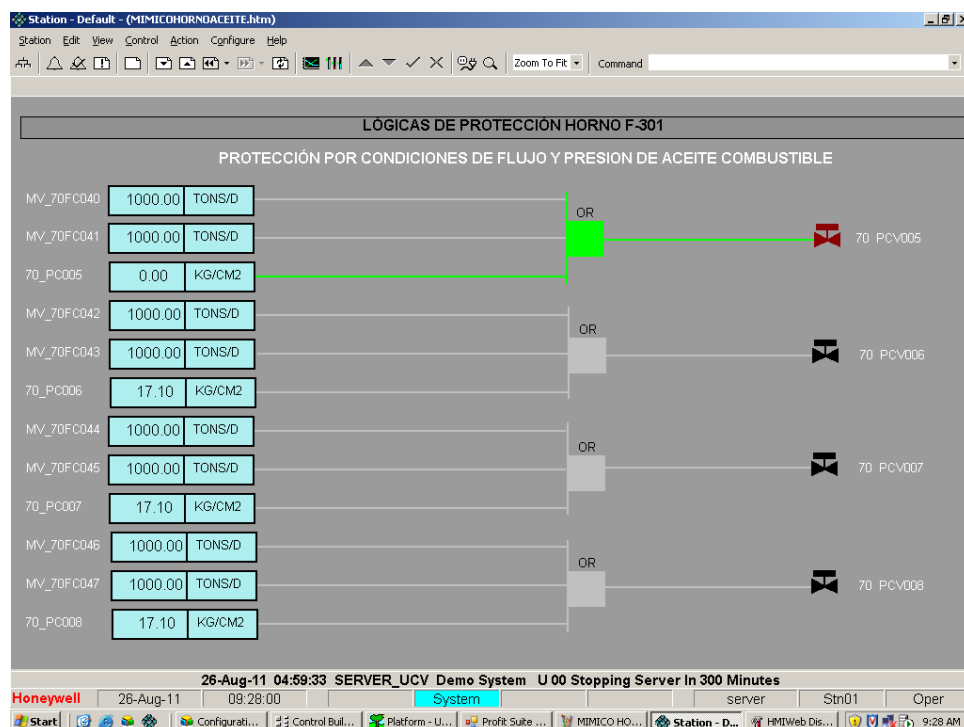


Figura N° E. 2 – Mímicos de protección correspondiente al horno de precalentamiento operando mediante aceite combustible bajo condiciones de emergencia. (Elaboración Propia)

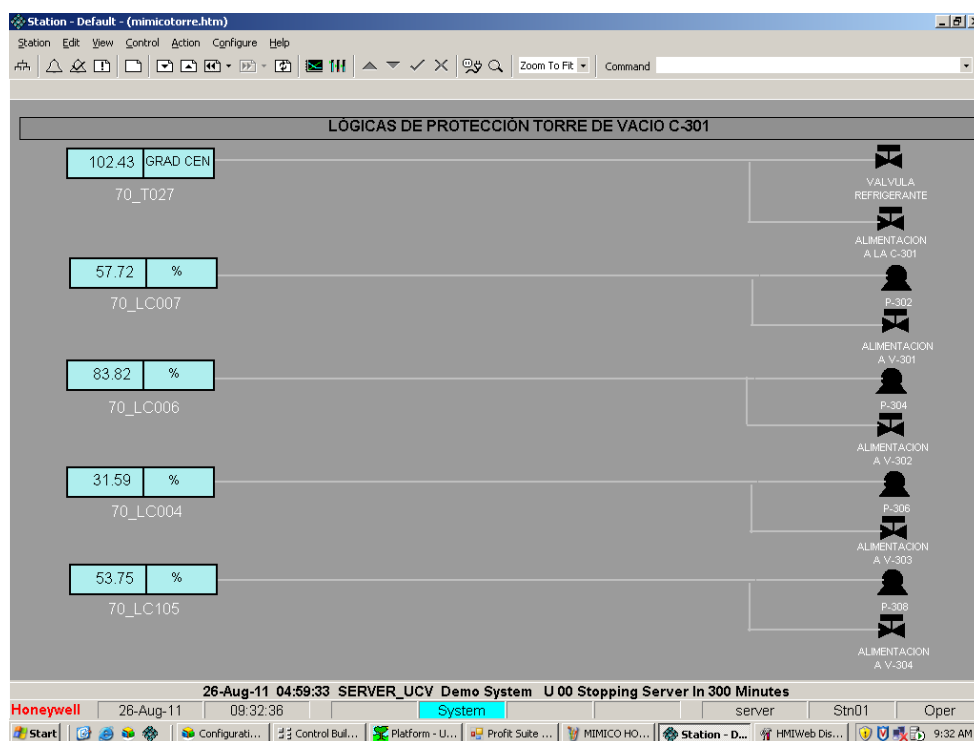


Figura N° E. 3 – Mímicos de protección correspondiente a la torre de destilación al vacío bajo condiciones de operación normales. (Elaboración Propia)