



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA
MECÁNICA Y ELÉCTRICA
UNIDAD PROFESIONAL "ADOLFO LÓPEZ MATEOS"**

**SIMULACIÓN Y CONTROL DE UNA
TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA IDEAL
CON LA INTERCOMUNICACIÓN POR OPC
ENTRE MATLAB Y FREELANCE**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

**INGENIERO
EN
CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN**

PRESENTAN

**ARMAS PAREDES FAVIO ADRIÁN
HERNÁNDEZ PÉREZ GUSTAVO**

ASESORES

**ING. RICARDO HURTADO RANGEL
ING. ARMANDO TONATIUH AVALOS BRAVO**



MÉXICO, D.F.

OCTUBRE, 2015

INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA
UNIDAD PROFESIONAL "ADOLFO LÓPEZ MATEOS"

TEMA DE TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE INGENIERO EN CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN
POR LA OPCIÓN DE TITULACIÓN TESIS COLECTIVA Y EXAMEN ORAL INDIVIDUAL
DEBERA(N) DESARROLLAR C. FAVIO ADRIAN ARMAS PAREDES
C. GUSTAVO HERNÁNDEZ PÉREZ

"SIMULACIÓN Y CONTROL DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA IDEAL CON LA INTERCOMUNICACIÓN POR OPC ENTRE MATLAB Y FREELANCE"

SIMULAR UN PROCESO DE DESTILACIÓN BINARIA IDEAL PARA SU SUPERVISIÓN Y CONTROL MEDIANTE UNA SIMULACIÓN DEL SISTEMA EN SIMULINK DE MATLAB® CON LA VINCULACIÓN DE ÉSTE Y EL SOFTWARE DEL CONTROLADOR AC800F CON LA HERRAMIENTA OPC PERMITIENDO REALIZA LA PROPUESTA ECONÓMICA PARA EL DESARROLLO DE UN LABORATORIO VIRTUAL.

- ❖ INTRODUCCIÓN.
- ❖ MARCO TEÓRICO.
- ❖ MODELADO Y SIMULACIÓN DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA IDEAL.
- ❖ DESARROLLO DE PROYECTO EN EL SOFTWARE FREELANCE 800F.
- ❖ SIMULACIÓN Y RESULTADOS.
- ❖ ASPECTOS ECONÓMICOS.
- ❖ CONCLUSIONES.
- ❖ REFERENCIAS.

MÉXICO D. F., A 18 DE FEBRERO DE 2015.

ASESORES


ING. RICARDO HURTADO RANGEL


ING. ARMANDO TONATIUH AVALOS BRAVO


M. EN C. MIRIAM GÓMEZ ÁLVAREZ
JEFE DEL DEPARTAMENTO ACADÉMICO DE
INGENIERÍA EN CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN



CONTENIDO

Índice de Figuras	V
Índice de Tablas.....	X
Resumen.....	XII
Nomenclatura.....	XIII
RESUMEN.....	XII
OBJETIVO.....	XIV
Objetivos Específicos.....	XIV
JUSTIFICACIÓN.....	XVI
ALCANCE.....	XVII

CAPÍTULO I. MARCO TEÓRICO.

1.1 Introducción teórica.....	2
1.2 Razones Principales para el Control de Procesos.....	4
1.3 Nociones Básicas Sobre el control de Procesos.....	4
1.3.1 Sistemas de Control en Lazo Abierto.....	5
1.3.2 Sistemas de Control en Lazo Cerrado.....	5
1.3.3 Sistemas de control en lazo cerrado en comparación con sistemas en lazo abierto.....	6
1.4 Diseño y Compensación de Sistemas de Control.....	7
1.4.1 Especificaciones de Comportamiento.....	7
1.4.2 Compensación del Sistema.....	7
1.4.3 Procedimiento de Diseño.....	8
1.5 Modelado Matemático.....	8
1.5.1 Controladores automáticos.....	9
1.6 Software matemático MATLAB®.....	12
1.6.1 Simulink.....	14
1.7 Freelance 800F: El sistema de control compacto.....	15
1.7.1 Arquitectura del Sistema.....	16
1.7.2 El nivel de operador de DigiVis Freelance 800F.....	16
1.7.3 El nivel de proceso Freelance 800F.....	17
1.7.4 Comunicación del sistema.....	17
1.7.5 Hardware de controlador AC800F.....	17
1.7.6 Bus del sistema.....	18
1.7.7 OLÉ para control de procesos (OPC).....	19
1.8 Torre de Destilación.....	21
1.8.1 Columna de platos.....	22

1.8.2 Control de una columna de destilación.	23
1.9 Estado del arte.	26

CAPÍTULO II. MODELADO Y SIMULACIÓN DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA.

2.1. Modelado matemático de una torre de destilación binaria ideal	29
2.1.1 Análisis del plato N.....	32
2.1.2 Análisis en el plato de alimentación NF.....	33
2.1.3 Análisis en el último plato.	33
2.1.4 Análisis en el primer plato.....	34
2.1.5 Análisis en el Hervidor y base de la columna.	35
2.1.6 Análisis en el condensador y tanque de reflujo.	36
2.2 Simulación del modelo matemático.	37
2.2.1 Simulación en Plato N.....	37
2.2.2 Simulación del plato de alimentación.....	39
2.2.3 Simulación del conjunto base hervidor.	40
2.2.4 Simulación del domo.....	41
2.2.5 Controlador PI.....	42
2.2.6 Respuestas de simulación.....	45
2.3 Controlador propuesto.	48
2.3.1 Sintonización por el método de Ziegler – Nichols.....	49
2.3.2 Sintonización utilizando el bloque PID de MATLAB®.....	54

CAPÍTULO III. DESARROLLO DE PROYECTO EN EL SOFTWARE DEL CONTROLADOR FREELANCE 800F

3.1 Configuración del software Freelance 800F.	60
3.1.1 Desarrollo de estación de ingeniería.	60
3.2 Estación de proceso.	61
3.3. Estación de operación.	69
3.3.1 Interfaz Humano Máquina (HMI).	69
3.3.2 Gráfica de tendencias.	75
3.4. Enlace vía OPC.	76
3.4.1 OPC Tunnel.....	77
3.5 Configuración de la estructura de equipo.	78

3.6. Asignación de IP e ID.....	80
--	-----------

CAPÍTULO IV. SIMULACIÓN Y RESULTADOS

4.1. Monitoreo de variables vía OPC.	82
4.2. Controlador de destilado mediante OPC.	84
4.3. Controlador de sedimento mediante OPC.	86
4.4. Simulación.	88
4.4.1. Simulación del controlador de producto destilado.	91
4.4.2. Simulación del controlador de producto de fondo	94

CAPÍTULO V. ASPECTOS ECONÓMICOS

5.1. Precio de equipo y material.....	100
5.2. Costo unitario del trabajo.....	102
5.2.1. Salario diario base.	102
5.2.2. Prestaciones y derechos.....	102
5.2.3. Factor de salario real.	104
5.2.4. Factor de herramienta menor.	105
5.3. Presupuesto.	105
CONCLUSIONES.	107
REFERENCIAS.	108

INDICE DE FIGURAS. CAPÍTULO I. MARCO TEÓRICO.

Figura 1.1. Esquemas globales de procesos no controlados y controlados.....	5
Figura 1.2. Diagrama de bloques de un sistema de control industrial, formado por un controlador automático, un actuador, una planta y un sensor (elemento de medición).	10
Figura 1.3. Diagrama de bloques de un controlador proporcional-integral-derivativo.....	12
Figura 1.4. Ventana principal de MATLAB®.	14
Figura 1.5. Visualización de la simulación de un proceso en Simulink de MATLAB®.	14
Figura 1.6. Arquitectura del sistema Freelance 800F	16
Figura 1.7. Hardware AC800F.....	18
Figura 1.8. Esquema general de flujo de información en un sistema inteligente industrial.	20
Figura 1.9. Esquema de una torre de destilación binaria.....	22
Figura 1.10. Representación esquemática de una campana de burbuja	22
Figura 1.11. Imagen de un plato de válvula	23
Figura 1.12. Representación esquemática de un plato perforado.....	23
Figura 1.13. Flujos y concentraciones de una torre de destilación binaria.	24
Figura 1.14. Sistemas de control aplicables a una torre de destilación binaria.....	25
Figura 1.15. Flujos y concentraciones en el control de una torre de destilación binaria.....	26

CAPÍTULO II. MODELADO Y SIMULACIÓN DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA.

Figura 2.1. Funcionamiento de una columna de destilación binaria ideal.....	31
Figura 2.2. Flujos en un plato N de una columna de destilación binaria ideal, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010). ^[10]	32
Figura 2.3. Flujos de entrada y salida en el plato de alimentación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010). ^[10]	33
Figura 2.4. Flujos de entrada y salida en el último plato de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010). ^[10]	34
Figura 2.5. Flujos de entrada y salida en el primer plato de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010). ^[10]	35
Figura 2.6. Flujos de entrada y salida en el conjunto base hervidor de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010). ^[10]	35

Figura 2.7. Flujos de entrada y salida en el tanque de reflujo de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010). ^[10]	36
Figura 2.8. Diseño de diagrama de bloques representativo de la dinámica del plato 15. ..	38
Figura 2.9. Ecuación de rebalse de Francis en bloque de función FCN2.	38
Figura 2.10. Ecuación de equilibrio de estados en bloque de función FCN1.	39
Figura 2.11. Diseño de diagrama de bloques del plato de alimentación de la columna de destilación.....	40
Figura 2.12. Diseño de diagrama de bloques de la base de la columna de destilación.	41
Figura 2.13. Punto suma ubicado fuera del bloque domo.	42
Figura 2.14. Diseño de diagrama de bloques del domo de la columna de destilación.	42
Figura 2.15. Controlador PI de producto destilado simulado en Simulink de MATLAB®. .	43
Figura 2.16. Controlador PI del producto de sedimento en SIMULINK de MATLAB®.	44
Figura 2.17. Gráfica de concentración de producto destilado obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.	45
Figura 2.18. Gráfica de concentración de producto de fondo obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.	46
Figura 2.19. Gráfica de entrada de vapor en el fondo de la columna obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.	46
Figura 2.20. Gráfica de entrada de flujo de producto destilado recirculado obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.	47
Figura 2.21. Gráficas proporcionadas por el libro “PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL FOR CHEMICAL ENGINEERS”	48
Figura 2.22. Excitación del modelo matemático con entradas escalón unitario.....	49
Figura 2.23. Gráfica de concentración de destilado a una entrada escalón unitario.....	50
Figura 2.24. Gráfica de concentración de producto de fondo a una entrada escalón unitario.	51
Figura 2.25. Gráfica de concentración de producto destilado utilizando el método de sintonización por Ziegler-Nichols.....	52
Figura 2.26. Gráfica de concentración de producto de fondo utilizando el método de sintonización por Ziegler-Nichols.....	53
Figura 2.27. Gráficas de concentración de sedimento y destilado obtenidas con los parámetros de sintonización de la tabla 2.4 y 2.5 simultáneamente.	54
Figura 2.28. Pantalla de configuración del bloque PID de Simulink para el control de producto destilado.....	55

Figura 2.29. Pantalla de configuración del bloque PID de Simulink para el control de producto de fondo.	55
Figura 2.30. Gráfica comparativa de concentración de producto destilado.	56
Figura 2.31. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo.	57

CAPÍTULO III. DESARROLLO DE PROYECTO EN EL SOFTWARE DEL CONTROLADOR FREELANCE 800F

Figura 3.1. Pantalla de configuración del software del controlador Freelance 800F.	60
Figura 3.2. Árbol de proyecto.	61
Figura 3.3. Configuración de la estación de Proceso.	61
Figura 3.4. Etiquetas de variables tipo lectura o escritura.	62
Figura 3.5. Ruta para añadir un bloque constante de variable tipo REAL.	62
Figura 3.6. Ruta para añadir un bloque Multiplicación para valores tipo REAL.	63
Figura 3.7. Conexión de bloques añadidos para monitoreo de variables recibidas por OPC.	63
Figura 3.8. Pantalla de configuración de variables.	65
Figura 3.9. Conexión de bloques para el monitoreo de las variables.	65
Figura 3.10. Conexión del bloque TREND.	66
Figura 3.11. Ruta para añadir un controlador universal.	66
Figura 3.12. Conexión del controlador de producto destilado.	67
Figura 3.13. Conexión del controlador de Producto de fondo.	67
Figura 3.14. Pantalla de configuración de parámetros del controlador universal.	68
Figura 3.15. Árbol de proyecto con subniveles de la estación de operación.	69
Figura 3.16. Diseño del Interfaz Humano Máquina para la supervisión y comparación de las variables controladas en la torre de destilación binaria ideal.	74
Figura. 3.17. Pantalla de configuración para añadir el bloque TREND.	75
Figura. 3.18. Configuración de las características de las gráficas.	75
Figura 3.19. Subnivel OPC-Server.	76
Figura 3.20. Ventana de configuración del subnivel OPC-Server.	76
Figura 3.21. Asignación de ID del Servidor OPC.	77
Figura 3.22. Configuración de OPC Tunnel.	78
Figura 3.23. Servidor OPC Freelance mostrado en barra de tareas.	78
Figura 3.24. Acceso rápido a Hardware structure.	78

Figura 3.25. Impresión de pantalla de la estructura de equipo dado de alta en Freelance 800F.	79
Figura 3.26. Asignación de elementos en Hardware Structure.....	79
Figura 3.27. Acceso rápido a Network Configuration.	80
Figura 3.28. Asignación de direcciones IP e ID.....	80

CAPÍTULO IV. SIMULACIÓN Y RESULTADOS.

Figura 4.1. Configuración de cliente OPC.	82
Figura 4.2. Conexión de bloques OPC Write para cada variable del proceso.	83
Figura 4.3. Pantalla de selección de ítem del bloque OPC Write.....	83
Figura 4.4. Conexión de bloques OPC para la simulación de control.....	84
Figura 4.5. Señal de salida del controlador de destilado.	85
Figura 4.6. Gráfica de escalamiento salida de controlador de destilado.....	85
Figura 4.7. Conexión de bloques OPC y de escalamiento para el controlador de sedimento.	86
Figura 4.8. Señal de salida del controlador de sedimento.....	87
Figura 4.9. Gráfica de escalamiento salida de controlador industrial.	87
Figura 4.10. Modificación del tiempo de simulación en Simulink de MATLAB®.....	88
Figura 4.11. Modificación de los parámetros de simulación.....	89
Figura 4.12. Página de administración de controladores no físicos.	89
Figura 4.13. Emulador cargado.....	90
Figura 4.14. Puesta en marcha del proyecto.	90
Figura 4.15. Gráfica comparativa de concentración de producto destilado.	91
Figura 4.16. Comparación de respuesta de producto destilado a un cambio de Set-Point.....	92
Figura 4.17. Efecto del controlador de producto destilado en la concentración de producto de fondo.	93
Figura 4.18. Gráfica de comparación de producto destilado afectada por una perturbación.	93
Figura 4.19. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo.	94
Figura 4.20. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo.	95
Figura 4.21. Efecto del controlador de producto de fondo en la concentración de producto destilado.....	96

Figura 4.22. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo aplicando una perturbación.	96
Figura 4.23. Gráfica comparativa de concentración de producto destilado utilizando los dos controladores.	97
Figura 4.24. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo utilizando los dos controladores de concentración.	98

INDICE DE TABLAS.

CAPÍTULO I. MARCO TEÓRICO.

Tabla 1.1. Clasificación de los sistemas de control de procesos	3
--	---

CAPÍTULO II. MODELADO Y SIMULACIÓN DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA.

Tabla 2.1. Condiciones iniciales y de operación.....	44
Tabla 2.2. Valores iniciales de concentración en cada plato.....	45
Tabla 2.3. Valores obtenidos en el libro “PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL FOR CHEMICAL ENGINEERS”	47
Tabla 2.4. Sintonización del controlador PI de concentración de destilado por el método de Ziegler – Nichols.....	51
Tabla 2.5. Sintonización del controlador PI de concentración de producto de fondo por el método de Ziegler – Nichols.....	52
Tabla 2.6. Características de graficas de concentración de producto destilado.....	56
Tabla 2.7. Características de gráficas de concentración de producto de fondo.....	57

CAPÍTULO III. DESARROLLO DE PROYECTO EN EL SOFTWARE DEL CONTROLADOR FREELANCE 800F.

Tabla 3.1. Lista de variables dadas de alta en el diagrama de bloques de Simulink de MATLAB®.....	64
Tabla 3.2. Variables utilizadas en los controladores del software Freelance 800F	69

CAPÍTULO IV. SIMULACIÓN Y RESULTADOS.

Tabla 4.1. Variables utilizadas para la simulación de control con Freelance 800F.....	88
--	----

CAPÍTULO V. ASPECTOS ECONÓMICOS.

Tabla 5.1. Conceptos, precio e importe de equipo utilizados para la implementación de un laboratorio de control de procesos virtuales.....	100
Tabla 5.2. Conceptos de material consumible para la construcción del laboratorio.....	101

Tabla 5.3. Salario base de un técnico electricista	103
Tabla 5.4. Prestaciones de ley otorgadas a un trabajador.....	103
Tabla 5.5. Días laborados y no laborados anualmente	104
Tabla 5.6. Horas de ingeniería cobradas	105
Tabla 5.7. Presupuesto	106

RESUMEN.

Actualmente en México se extraen grandes cantidades de petróleo ocupando el séptimo sitio como país con capacidad de extracción de crudo, sin embargo ocupa el treceavo sitio como país con la infraestructura para poder procesar la cantidad de crudo explotado lo que hace inminente una necesidad en la incorporación de nueva infraestructura lo que lleva a su vez a la necesidad de tener ingenieros capacitados que incorporar los conocimientos necesarios sobre el proceso de refinación y específicamente en el área de control de dicho proceso.

El presente trabajo incorpora la simulación de un proceso ideal de destilación binaria, con la finalidad de tener en éste la capacidad para mostrar el funcionamiento de un controlador industrial real como es AC800F de ABB. Comparando la respuesta obtenida por este controlador y un controlador ideal simulado bajo las leyes de teoría de control.

En el capítulo I se presenta la teoría necesaria para la comprensión del control analógico, enfocándose en el control realimentado, de igual forma se muestran las generalidades del funcionamiento de una torre de destilación. Adicionalmente se tiene una breve explicación sobre el controlador AC800F y el software de configuración Freelance 800F.

En el capítulo II se muestra el desarrollo del modelo matemático de una torre de destilación binaria ideal. Se presenta el desarrollo de un diagrama de simulación en Simulink de MATLAB® introduciendo las ecuaciones presentadas por el modelo matemático, obteniendo las gráficas representativas de las variables controladas y manipuladas. Además se realiza la comparación respecto a las gráficas obtenidas con un control dado y un control basado en la sintonización por el método de Ziegler-Nichols.

En el capítulo III se realiza la configuración de una estación de proceso, estación de operación y el servidor OPC incorporado en el Software, asignando dirección IP e ID así como las etiquetas y variables ocupadas en la estación de ingeniería para el intercambio de datos vía OPC entre Freelance 800F y MATLAB®. Se presenta la configuración de los bloques PID incorporados en el software Freelance 800F.

El capítulo IV muestra los bloques de configuración OPC necesarios para la configuración del cliente OPC de MATLAB®. En este capítulo se muestran las gráficas comparativas de concentración obtenidas por el controlador industrial Freelance 800F y un controlador ideal simulado en Simulink de MATLAB®.

El capítulo V muestra el aspecto económico tomando en cuenta la realización de un laboratorio de procesos virtuales. Se presentan los precios de lista de equipo y material necesario, así como el costo de mano de obra contemplando la instalación de los equipos dentro del laboratorio.

Nomenclatura.

A continuación se presenta la nomenclatura empleada a lo largo del proyecto.

CIM	Manufactura integrada por computadora.
CPU	Unidad de procesamiento central.
DCS	Sistema de control distribuido.
DigiVis	Estación de operación del software Freelance 800F.
DIN	Instituto alemán de normalización.
DMS-API	Servicio de gestión de delegados.
DTM	Gerentes de dispositivos, (Fieldbus).
FDT	Herramientas de equipo de campo, (Fieldbus).
GSD	Diseño gráfico de sistemas.
GUI	Interfaz gráfica de usuario.
GUIDE	Editor de interfaces gráficas de usuario.
HMI	Interfaz humano máquina.
IDE	Entorno de desarrollo integrado.
ISO	Organización internacional de normalización.
MD	Modelo detallado.
MT	Modelo de tendencias.
OPC	Olé para control de procesos.
PAC	Controlador de automatización programable.
PC	Equipo de cómputo.
PLC	Controlador lógico programable.
SCADA	Adquisición de datos y control supervisorio.
Set-Point	Punto de consigna de un lazo de control.
SPC	Control estadístico de procesos.
TCP/IP	Protocolo de control de transmisión/Protocolo de internet.
UDP	Protocolo de datagrama de usuario.

OBJETIVO.

Simular un proceso de destilación binaria ideal para su supervisión y control mediante una simulación del sistema en Simulink de MATLAB® con la vinculación de éste y el software del controlador AC800F con la herramienta OPC permitiendo realizar la propuesta económica para el desarrollo de un laboratorio virtual.

Objetivos Específicos.

- Simular en Simulink de MATLAB® el modelo matemático de una torre de destilación binaria ideal para obtener la respuesta de control y concentración proporcionada por el modelo matemático.
- Configurar el software Freelance800F del controlador AC800F para su utilización como estación de ingeniería, introduciendo un interfaz gráfico de operación y configurando los controladores de concentración de la torre de destilación.
- Vincular el modelo matemático simulado en MATLAB® con la estación de ingeniería Freelance800F utilizando la herramienta OPC para comparar las gráficas de concentración obtenidas por cada sistema de control.
- Proponer el presupuesto para el desarrollo de un laboratorio de control de procesos virtuales incorporando equipo de cómputo y un controlador industrial AC800F.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

La destilación es el método de separación más común en la industria química (supone el 95 % de los procesos de separación). El control del proceso de destilación afecta la calidad de los productos, los procesos de producción, insumos y seguridad dentro de la planta. Por tanto, es muy importante disponer de técnicas prácticas para el desarrollo de sistemas de control que permitan la operación eficiente y segura de las columnas de destilación.

Actualmente en la academia de ingeniería en control y automatización no se realizan pruebas de control de procesos industriales con controladores reales debido a que no se cuentan con ellos, además que no se tienen maquetas de procesos industriales reales debido a su alto costo, gran tamaño y complejidad de construcción, teniendo que recurrir solamente al uso de software para propósitos de simulación tanto en las estrategias de control como en las plantas a controlar impidiendo así que los alumnos puedan adquirir los conocimientos necesarios para el desarrollo de proyectos de control.

A pesar de contar con un controlador industrial como el AC800F, no se tiene al alcance de todos los alumnos de la carrera en ingeniería en control y automatización, impidiendo así que puedan conocer las herramientas y modos de configuración que proporciona un controlador industrial real.

JUSTIFICACIÓN.

El 18 de marzo de 1938 el presidente Lázaro Cárdenas del Río expropió las instalaciones de las empresas petroleras extranjeras en México, nombrando el 7 de Junio del mismo año a Petróleos Mexicanos (PEMEX) como la única empresa petrolera del país dotándola de las facultades para realizar trabajos de exploración, explotación, refinación y comercialización del petróleo del país. Actualmente México ocupa el séptimo lugar mundial en extracción de crudo, sin embargo ocupa el treceavo sitio como país con capacidad de infraestructura en el ámbito de la refinación, y el doceavo sitio como país con capacidad de destilación primaria. Esto provoca la necesidad de exportar producto crudo e importar producto refinado, aumentando el precio de los hidrocarburos. Por dicha razón se hace importante la aplicación de tecnología, investigación e inversión en el ámbito de la refinación petrolera promoviendo así el crecimiento económico del país. La destilación forma parte importante en el proceso de refinación de petróleo, por lo que la mejora en el control de columnas de destilación puede tener un fuerte impacto económico en las unidades de proceso. Los potenciales beneficios se derivan del aumento de la capacidad de producción, aumento de la recuperación de productos más puros en concentraciones y/o la reducción de consumos energéticos.

En el año 2013 egresaron 118 mil ingenieros en México ubicando al país en el sexto lugar mundial entre los países con más ingenieros graduados. Sin embargo la formación académica obtenida en los institutos se hace deficiente y obsoleta al paso de los años, provocando que los egresados tengan demasiadas dificultades en la búsqueda de empleo debido a sus escasos conocimientos. El 23 de septiembre del año 2014, Excelsior publicó un artículo mencionando la escasa formación académica brindada por parte de las universidades, provocando que los alumnos de ingeniería en México no puedan competir con los requerimientos que el mercado laboral exige.

El poder vincular mediante OPC una planta virtual de una torre de destilación binaria ideal simulada en MATLAB® y el software del controlador Freelance800F, permite dar a conocer y poner en práctica entre los alumnos de la carrera en ingeniería en control y automatización los conocimientos de un controlador industrial real en el que se pueden aplicar algoritmos de control para el eficiente funcionamiento de una planta simulada, además permite que los alumnos adquieran los conocimientos sobre el control de uno de los procesos más importantes en la refinación de petróleo, permitiendo así, obtener una mejor plataforma de conocimientos que otorgue a los egresados herramientas eficientes sobre tecnologías de control utilizadas en el campo laboral. El poder utilizar y comprender un controlador industrial como el AC800F, permite que los alumnos adquieran conocimientos sobre control de procesos, control distribuido, desarrollo de interfaces de operación, y comunicación mediante uno de los protocolos de vanguardia que permite comunicar diferentes equipos en campo como es el OPC.

ALCANCE.

El presente trabajo pretende simular en MATLAB® la dinámica de una torre de destilación binaria ideal a partir de la obtención del modelado matemático, incorporando la estación de ingeniería Freelance800F mediante OPC, para corroborar que el sistema funciona en sus puntos de operación establecidos y poder comparar los resultados arrojados por la simulación de MATLAB® con los resultados obtenidos con Freelance800F implementando con base a los resultados obtenidos la propuesta económica para la elaboración de un laboratorio de procesos virtuales.

CAPÍTULO I. MARCO TEÓRICO.

En este capítulo se hablará de la necesidad y de las razones del control de procesos, los tipos de sistemas de control que existen, así, como los conceptos necesarios para el diseño de controladores como lo son modelo matemático en sus representaciones en función de transferencia, bloques y espacio de estados, simulación y el software que se utiliza para esta tarea y la descripción de un controlador industrial como lo es el AC800F y por último se describe brevemente el proceso objeto de estudio que es una torre de destilación binaria ideal.

1.1 Introducción teórica.

La operación de un proceso involucra la necesidad de satisfacer una serie de aspectos de carácter técnico, económico y social. En efecto, el objetivo de todo proceso es obtener un determinado producto (o un conjunto de productos), con características de calidad pre especificadas, con la mayor rentabilidad posible, y sin generar alteraciones perjudiciales para el medio ambiente y/o las personas, por lo que deben perseguirse varios objetivos simultáneamente. [2]

Desde el punto de vista del modelado matemático y de la teoría de control, es indudable que todo proceso tiene un comportamiento no lineal. Sin embargo, en el caso de los procesos continuos, es usual recurrir a la linealización del modelo en la cercanía de sus puntos de operación típicos, y la posterior aplicación de conceptos de la teoría del control lineal. [2]

En las últimas décadas, y debido fundamentalmente al gran avance de la tecnología digital y de las ciencias de la computación, junto con las mayores exigencias del mercado en cuanto a la calidad de los productos finales, los conceptos teóricos asociados al control de procesos, el “hardware”, el “software”, y las aplicaciones académicas y/o industriales, han experimentado una notable evolución. Hoy en día, “saber” control de procesos involucra una masa de conocimientos tan grande que es prácticamente imposible hablar de especialistas en esta área. Para enfatizar la idea - y a mero título de ejemplo-, enumeremos simplemente algunos de los temas más frecuentemente encontrados en la literatura y relacionados solamente con los conceptos teóricos asociados al control de procesos: modelado matemático; modelos continuos o discretos, determinísticos o estocásticos; simulación dinámica; identificación; control óptimo; control adaptable; control robusto; estimación de estados y parámetros; control no lineal; medición; adquisición y tratamiento de datos; detección y diagnóstico de fallas; análisis de señales y filtrado óptimo; control por computadora, control distribuido; control supervisor, control estadístico; etc. [2]

En la Tabla 1.1, se muestra esquemáticamente una clasificación muy general de los sistemas de control de procesos. Los niveles inferiores corresponden a los sistemas más simples y menos automatizados. [2]

El control manual surgió simultáneamente con los primeros procesos industriales, con un papel preponderante por parte del operador, encargado usualmente del accionamiento manual de los dispositivos de control (por ej., apertura y cierre de válvulas; mediciones “fuera de línea” de variables del proceso; etc.). El segundo nivel tuvo su auge con el desarrollo de la tecnología digital, los sensores “en línea”, las comunicaciones digitales, etc. La aparición de los controladores lógicos programables o PLC (por sus siglas en inglés Programmable Logic Controller a comienzos de la década del 70) permitió la implementación de los primeros controladores digitales con efectos combinados (proporcional + integral + derivativo). El desarrollo de las comunicaciones, de mejores interfaces (gráficas) con el usuario, y de pequeños sistemas de cómputo (PC) junto a la paulatina reducción de sus

costos, posibilitaron implementar algoritmos de control avanzado, Sistemas de Control Distribuido (DCS) y de Control Supervisor (SCADA). [2]

Con el advenimiento de sistemas de cómputo cada vez más potentes y con mayor capacidad de soporte de datos, se posibilitó la operación del proceso (o de la planta) en forma interrelacionada con información proveniente de sectores diversos de la empresa, permitiendo integrar datos provenientes de los sectores de producción, administrativo, de mantenimiento, de ventas, etc. Así, la decisión sobre la operación de toda la empresa (incluido el proceso específico) puede ser comandada directamente desde los niveles gerenciales. Más aún, las decisiones pueden ser tomadas no sólo por una empresa aislada, sino por un conjunto de empresas con un interés o una política productiva común. Por último, la automatización total prevista en el nivel V, prácticamente no existe hoy en día (excepto posiblemente para aplicaciones o emprendimientos de poca envergadura, y relativamente aislados de otros emprendimientos). Sin embargo, la tendencia es alcanzar este máximo grado de automatización. [2]

Tabla 1.1. Clasificación de los sistemas de control de procesos.

Nivel	Nombre	Tipos de Control y Principales Características
V	Automatización Total	Sistemas informáticos integrados - Mínima intervención humana - Control y decisión a cargo del sistema -
IV	Jerárquico (Gerencial)	Sistemas de control avanzado - Bases de datos - Reconciliación de datos - SPC* - Políticas de producción - Relación con factores económicos/financieros - Sistemas de cómputo potente ("mainframe") - Sistemas expertos y de inteligencia artificial - CIM* -
III	Avanzado	DCS* - Interfaces gráficas - Interfaces hombre/máquina - Control por computadora - Algoritmos de control (por realimentación de estados, óptimo, adaptable, no lineal, diagnóstico de fallas, etc.) - SCADA* - Comunicaciones digitales por radio y telefónicas -
II	Clásico	Mediciones "en línea" - Comunicaciones analógicas y digitales - Control automático a lazo cerrado - Simulación dinámica - Controladores PID- Dispositivos digitales - PLC* - Interfaces digitales ("displays") -
I	Manual	Órganos de accionamiento manual - Ausencia de mediciones "en línea" - Interfaces con el operador inexistentes o inadecuadas - Dispositivos analógicos -

(*) Por sus siglas en inglés: PLC: Controlador Lógico Programable; DCS: Sistema de Control Distribuido; SCADA: Adquisición de Datos y Control Supervisor; SPC: Control Estadístico de Procesos; CIM: Manufactura Integrada por Computadora.

En el resto del trabajo, se presentan básicamente aspectos relacionados con el control clásico y el avanzado (niveles II y III), enfatizando la utilidad de la simulación numérica en relación con el control de procesos.

1.2 Razones Principales para el Control de Procesos.

El objetivo de un sistema de control de procesos es utilizar la variable manipulada para mantener a la variable controlada en el punto de control a pesar de las perturbaciones. Ahora es conveniente enumerar algunas de las razones por las cuales esto es importante, estas razones son producto de la experiencia industrial, tal vez no sean las únicas pero sí las más importantes: ^[1]

1.- Evitar lesiones al personal de la planta o daño al equipo. La seguridad debe estar siempre en la mente de todos, esta es la consideración más importante.

2.- Mantener la calidad del producto (composición, pureza, color, etc.) en un nivel continuo y con un costo mínimo.

3.- Mantener la tasa de producción de la planta al costo mínimo.

Por tanto, se puede decir que las razones de la automatización de las plantas de proceso son proporcionar un entorno seguro y a la vez mantener la calidad deseada del producto y alta eficiencia de la planta con reducción de la demanda de trabajo humano. ^[1]

1.3 Nociones Básicas Sobre el control de Procesos.

Un proceso es un conjunto de operaciones -simultáneas o secuenciales- que producen transformaciones de la materia de carácter físico y/o químico. Todo proceso interactúa con el resto del medio a través de las variables de salida, de las variables manipuladas, y de las perturbaciones. ^[2]

Las variables de salida son aquellas variables del proceso cuyo valor se desea o se necesita conocer a lo largo del tiempo (normalmente son las indicativas de la calidad del producto, del nivel de producción, etc.). Las variables manipuladas son aquellas que pueden ser modificadas durante la operación del proceso, para que las variables de salida evolucionen según una política preestablecida (por ejemplo, una variable manipulada típica es el caudal de alimentación de un reactivo en un proceso químico, que puede modificarse actuando sobre el grado de apertura de una válvula). Por último, todo proceso está sometido a perturbaciones (normalmente indeseables), como por ejemplo pérdidas energéticas al medio ambiente, presencia de impurezas indeseadas en los reactivos, etc. En general, las perturbaciones son variantes en el tiempo, e interesa conocerlas para tomar acciones sobre el proceso que permitan atenuar los efectos indeseados que ellas causan. La Figura 1.1.a muestra un esquema global de un proceso no controlado, usualmente denominado la 'planta'. Un proceso es (automáticamente) controlado cuando existen componentes operativos (los controladores) que permiten recibir valores deseados de consigna (o "set points"), de manera tal que las variables de salida evolucionen automáticamente hacia esos valores especificados, aun en presencia de perturbaciones externas. Un esquema en bloques de un proceso controlado se indica en la Figura 1.1.b. ^[2]

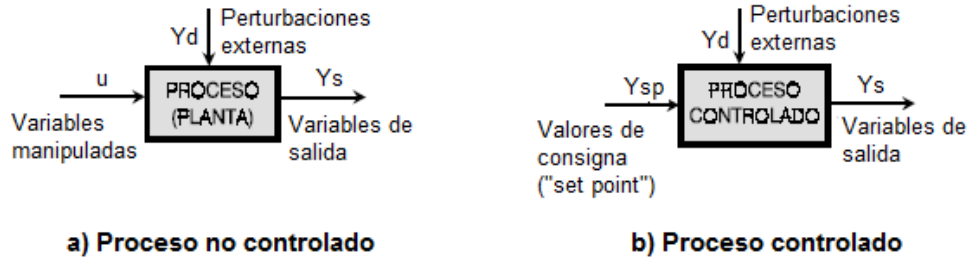


Figura 1.1. Esquemas globales de procesos no controlados y controlados.

Hoy en día, es prácticamente inadmisibles pensar en la existencia de procesos que pudieran operar en forma no controlada. Por el contrario, es deseable disponer de sistemas de control cada vez más elaborados que permitan un alto grado de automatización del proceso, y que aseguren la obtención de productos finales con características de calidad ubicadas en un rango de especificación predeterminado. [2]

1.3.1 Sistemas de Control en Lazo Abierto.

Los sistemas en los cuales la salida no tiene efecto sobre la acción de control se denominan sistemas de control en lazo abierto. En otras palabras, en un sistema de control en lazo abierto no se mide la salida ni se realimenta para compararla con la entrada. [3]

En cualquier sistema de control en lazo abierto, la salida no se compara con la entrada de referencia. Así, a cada entrada de referencia le corresponde una condición de operación fija; como resultado de ello, la precisión del sistema depende de la calibración. Ante la presencia de perturbaciones, un sistema de control en lazo abierto no realiza la tarea deseada. En la práctica el control en lazo abierto sólo se usa si se conoce la relación entre la entrada y la salida y si no hay perturbaciones internas ni externas. Nótese que cualquier sistema de control que opere con una base de tiempo está en lazo abierto. [3]

1.3.2 Sistemas de Control en Lazo Cerrado.

Un sistema que mantiene una relación determinada entre la salida y la entrada de referencia, comparándolas y usando la diferencia como medio de control, se denomina sistema de control realimentado. [3]

Los sistemas de control realimentado se denominan también sistemas de control en lazo cerrado. En la práctica, los términos control realimentado y control en lazo cerrado se usan indistintamente. En un sistema de control en lazo cerrado, se alimenta al controlador la señal de error de actuación, que es la diferencia entre la señal de entrada y la señal de realimentación (que puede ser la propia señal de salida o una función de la señal de salida y sus derivadas y/o integrales), con el fin de reducir el error y llevar la salida del sistema a un valor deseado. El término control en lazo cerrado siempre implica el uso de una acción de control realimentado para reducir el error del sistema. [3]

1.3.3 Sistemas de control en lazo cerrado en comparación con sistemas en lazo abierto.

Una ventaja del sistema de control en lazo cerrado es que el uso de la realimentación vuelve la respuesta del sistema relativamente insensible a las perturbaciones externas y a las variaciones internas de los parámetros del sistema. Es así posible usar componentes relativamente poco precisos y baratos para obtener el control adecuado de una planta determinada, mientras que hacer eso es imposible en el caso de un sistema en lazo abierto. ^[3]

Desde el punto de vista de estabilidad, el sistema de control en lazo abierto es más fácil de desarrollar, porque la estabilidad del sistema no es un problema importante. Por otra parte, la estabilidad es un gran problema en el sistema de control en lazo cerrado, que puede conducir a corregir en exceso errores que producen oscilaciones de amplitud constante o cambiante. ^[3]

Debe señalarse que, para los sistemas en los que se conoce con anticipación las entradas y en los cuales no hay perturbaciones, es aconsejable emplear un control en lazo abierto. Los sistemas de control en lazo cerrado sólo tienen ventajas cuando se presentan perturbaciones y/o variaciones impredecibles en los componentes del sistema. Nótese que la potencia nominal de salida determina en forma parcial el costo, peso y tamaño de un sistema de control. El número de componentes usados en un sistema de control en lazo cerrado es mayor que el que se emplea para un sistema de control equivalente en lazo abierto. Por tanto, el sistema de control en lazo cerrado suele tener costos y potencias más grandes. Para disminuir la potencia requerida de un sistema, se emplea un control en lazo abierto siempre que pueda aplicarse. Por lo general, una combinación adecuada de controles en lazo abierto y en lazo cerrado es menos costosa y ofrecerá un comportamiento satisfactorio del sistema global. ^[3]

Las ventajas fundamentales de los sistemas de control en lazo abierto son las siguientes: ^[3]

1. Construcción simple y facilidad de mantenimiento.
2. Menos costosos que el correspondiente sistema en lazo cerrado.
3. No hay problemas de estabilidad.
4. Convenientes cuando la salida es difícil de medir o cuando medir la salida de manera precisa no es económicamente viable.

Las desventajas fundamentales de los sistemas de control en lazo abierto son las siguientes: ^[3]

1. Las perturbaciones y los cambios en la calibración generan errores y la salida puede ser diferente de lo que se desea.
2. Para mantener la calidad requerida en la salida, es necesaria la recalibración de vez en cuando.

1.4 Diseño y Compensación de Sistemas de Control.

La compensación es la modificación de la dinámica del sistema para que satisfagan unas especificaciones determinadas.

En el diseño real de un sistema de control, el que se utilice un compensador electrónico, neumático o hidráulico debe decidirse en parte en función de la naturaleza de la planta que se controla. [3]

1.4.1 Especificaciones de Comportamiento.

Los sistemas de control se diseñan para realizar tareas específicas. Los requisitos impuestos sobre el sistema de control se dan como especificaciones de comportamiento. Las especificaciones pueden venir dadas como requisitos en la respuesta transitoria (como, por ejemplo, la máxima sobreelongación y el tiempo de asentamiento en la respuesta de un escalón) y requisitos en el estado estacionario (como, por ejemplo, el error en estado estacionario frente a una entrada tipo rampa). Las especificaciones de un sistema de control se deben dar antes de que comience el proceso de diseño. [3]

Para problemas de diseño rutinarios, las especificaciones de comportamiento (las cuales relacionan precisión, la estabilidad relativa y la velocidad de respuesta) se proporcionan en términos de valores numéricos precisos. En otros casos, se ofrecen una parte en términos de valores numéricos precisos y otra parte en términos de planteamientos cualitativos. En este último caso, puede ser necesario modificar las especificaciones durante el proceso del diseño, ya que es posible que las especificaciones dadas nunca se cumplan (debido a que los requisitos producen conflictos) o conduzcan a un sistema muy costoso. [3]

Por lo general, las especificaciones de comportamiento no deben ser más restrictivas de lo necesario para realizar la tarea definida. Si la precisión de una operación en estado estable es de vital importancia para un sistema de control, no se deben pedir especificaciones de comportamiento más restrictivas de lo necesario sobre la respuesta transitoria ya que tales especificaciones requerirán componentes costosos. Hay que recordar que la parte más importante del diseño de un sistema de control es la precisión en el planteamiento de las especificaciones de comportamiento con el fin de obtener un sistema de control óptimo para el propósito deseado. [3]

1.4.2 Compensación del Sistema.

Establecer la ganancia es el primer paso para llevar al sistema a un comportamiento satisfactorio. Sin embargo, en muchos casos prácticos, ajustando únicamente la ganancia tal vez no proporcione la alteración suficiente en el comportamiento del sistema para cumplir las especificaciones dadas. Como ocurre con frecuencia, incrementar el valor de la ganancia mejora el comportamiento en estado estacionario pero produce una estabilidad deficiente o incluso inestabilidad. En este caso, es necesario volver a diseñar el sistema (modificando la estructura o incorporando

dispositivos o componentes adicionales) para alterar el comportamiento general, de modo que el sistema se comporte como se desea. Este nuevo diseño o adición de un dispositivo apropiado se denomina compensación. Un elemento insertado en el sistema para satisfacer las especificaciones se denomina compensador. El compensador modifica el comportamiento deficiente del sistema original. [3]

1.4.3 Procedimiento de Diseño.

En la aproximación de prueba y error para el diseño de un sistema, se parte de un modelo matemático del sistema de control y se ajustan los parámetros de un compensador. La parte de este proceso que requiere más tiempo es la verificación del comportamiento del sistema mediante un análisis, después de cada ajuste de los parámetros. El diseñador debe utilizar un programa para computador como MATLAB R. para evitar gran parte del cálculo numérico que se necesita para esta verificación. [3]

Una vez obtenido un modelo matemático satisfactorio, el diseñador debe construir un prototipo y probar el sistema en lazo abierto. Si se asegura la estabilidad absoluta en lazo abierto, el diseñador cierra el lazo y prueba el comportamiento del sistema en lazo cerrado. Debido a los efectos de carga no considerados entre los componentes, la falta de linealidad, los parámetros distribuidos, etc., que no se han tenido en cuenta en el diseño original, es probable que el comportamiento real del prototipo del sistema difiera de las predicciones teóricas. Por tanto, tal vez el primer diseño no satisfaga los requisitos de comportamiento. Mediante el método de prueba y error, el diseñador debe cambiar el prototipo hasta que el sistema cumpla las especificaciones. Debe analizar cada prueba e incorporar los resultados de este análisis en la prueba siguiente. El diseñador debe conseguir que el sistema final cumpla las especificaciones de comportamiento y, al mismo tiempo, sea fiable y económico. [3]

1.5 Modelado Matemático.

El diseño de estrategias de control clásico y avanzado requiere normalmente de desarrollos teóricos y de simulaciones dinámicas, que deben basarse en un modelo matemático del proceso a controlar. Dicho modelo debe representar -con cierto grado de aproximación- el comportamiento dinámico de las principales variables de interés. Como la gran mayoría de los procesos reales poseen características no lineales, entonces su representación natural se efectúa mediante un modelo matemático que involucra normalmente un conjunto de ecuaciones diferenciales no lineales. Cuando el sistema físico o el proceso a modelar se pueden considerar de parámetros concentrados, entonces el modelo matemático resultante incluye ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO); mientras que si el proceso es de parámetros distribuidos, el modelo matemático incluirá ecuaciones diferenciales parciales. [2]

Típicamente, los modelos matemáticos surgen al plantear -para cada subsistema del proceso- los balances tradicionales de materia, de cantidad de movimiento y de energía. Los modelos que representan con mejor aproximación el funcionamiento

real de una planta, se suelen denominar modelos detallados (MD). Los MD involucran por lo general estructuras matemáticas con un gran número de ecuaciones (algebraicas y diferenciales), usualmente no lineales y acopladas; y permiten simular la dinámica de la mayor parte de las variables de interés intervinientes en el proceso. En la mayoría de las aplicaciones es imposible disponer de un MD del proceso; ya sea por limitaciones teóricas para su deducción, por imposibilidades de índole práctica para considerar todas las variables intervinientes, por desconocimiento fenomenológico de algunas etapas del proceso, etc. [2]

Por lo general, encarar diseños de control basados en un MD del proceso suele resultar extremadamente difícil, debido a su complejidad matemática. Por tal motivo, es usual desarrollar modelos relativamente sencillos (o recurrir a diversos niveles de simplificación del MD si se lo dispusiera), de manera de contar con un modelo simplificado o modelo de tendencia (MT) del proceso, útil para propósitos de control. El MT deberá predecir con suficiente exactitud aquellas variables específicamente intervinientes en los lazos de control, tales como las variables manipuladas y medidas. [2]

Los modelos matemáticos pueden adoptar muchas formas distintas. Dependiendo del sistema del que se trate y de las circunstancias específicas, un modelo matemático puede ser más conveniente que otros. Por ejemplo, en problemas de control óptimo, es provechoso usar representaciones en el espacio de estados. En cambio, para los análisis de la respuesta transitoria o de la respuesta en frecuencia de sistemas lineales con una entrada y una salida invariantes en el tiempo, la representación mediante la función de transferencia puede ser más conveniente que cualquier otra. Una vez obtenido un modelo matemático de un sistema, se usan diversos recursos analíticos, así como computadoras para estudiarlo y sintetizarlo. [2]

1.5.1 Controladores automáticos.

Un controlador automático compara el valor real de la salida de una planta con la entrada de referencia (el valor deseado), determina la desviación y produce una señal de control que reduce la desviación a cero o a un valor pequeño. La manera en la cual el controlador automático produce la señal de control se denomina acción de control. La figura 1.6 es un diagrama de bloques de un sistema de control industrial que consiste en un controlador automático, un actuador, una planta y un sensor (elemento de medición). El controlador detecta la señal de error, que por lo general, está en un nivel de potencia muy bajo y la amplifica a un nivel lo suficientemente alto. La salida de un controlador automático se alimenta a un actuador, como un motor o una válvula neumáticos, un motor hidráulico o un motor eléctrico. (El actuador es un dispositivo de potencia que produce la entrada para la planta de acuerdo con la señal de control, a fin de que la señal de salida se aproxime a la señal de entrada de referencia). [3]

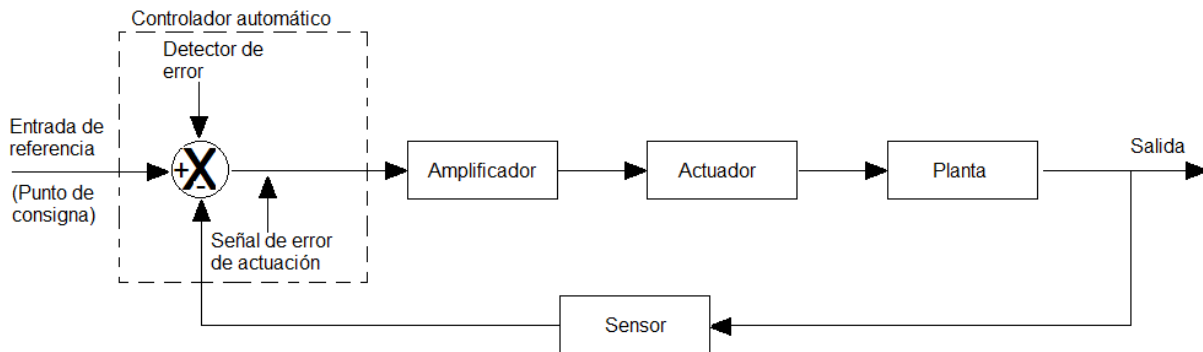


Figura 1.2. Diagrama de bloques de un sistema de control industrial, formado por un controlador automático, un actuador, una planta y un sensor (elemento de medición).

El sensor, o elemento de medición, es un dispositivo que convierte la variable de salida en otra variable manejable, como un desplazamiento, una presión o un voltaje, que pueda usarse para comparar la salida con la señal de entrada de referencia. Este elemento está en la trayectoria de realimentación del sistema e lazo cerrado. El punto de ajuste del controlador debe convertirse en una entrada de referencia con las mismas unidades que la señal de realimentación del sensor o del elemento de medición. [3]

Los controladores industriales se clasifican, de acuerdo con sus acciones de control, como: [3]

1. De dos posiciones o controladores on-off.

En un sistema de control de dos posiciones, el elemento de actuación sólo tiene dos posiciones fijas, que, en muchos casos, son simplemente encendido y apagado. El control de dos posiciones o de encendido y apagado es relativamente simple y barato, razón por la cual su uso es extendido en sistemas de control tanto industriales como domésticos.

2. Controladores proporcionales.

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

$$u(t) = K_p e(t) \dots \dots \dots (1.5)$$

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

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \dots \dots \dots (1.6)$$

Donde K_p se considera la ganancia proporcional.

Cualquiera que sea el mecanismo real y la forma de la potencia de operación, el controlador proporcional es, en esencia, un amplificador con una ganancia ajustable.

3. Controladores integrales.

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

$$\frac{du(t)}{dt} = K_i e(t) \dots \dots \dots (1.7)$$

O bien

$$u(t) = K_i \int_0^1 e(t) dt \dots \dots \dots (1.8)$$

Donde K_i es una constante ajustable. La función de transferencia del controlador integral es

$$\frac{U(s)}{E(s)} = \frac{K_i}{s} \dots \dots \dots (1.9)$$

4. Controladores proporcionales-integrales.

La acción de control de un controlador proporcional-integral (PI) se define mediante

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^1 e(t) dt \dots \dots \dots (1.10)$$

O la función de transferencia del controlador es

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \dots \dots \dots (1.11)$$

Donde T_i se denomina tiempo integral.

5. Controladores proporcionales-derivativos.

La acción de control de un controlador proporcional-derivativa (PD) se define mediante

$$u(t) = K_p e(t) + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \dots \dots \dots (1.12)$$

Y la función de transferencia es

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p (1 + T_d s) \dots \dots \dots (1.13)$$

Donde T_d es el tiempo derivativo.

6. Controladores proporcionales-integrales-derivativos (PID).

La combinación de la acción de control proporcional, la acción de control integral y la acción de control derivativa se denomina acción de control proporcional-integral-derivativa. Esta acción combinada tiene las ventajas de cada una de las tres acciones de control individuales. La ecuación de un controlador con esta acción combinada está dada por

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^1 e(t) dt + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \dots \dots \dots (1.14)$$

O la función de transferencia es

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \dots \dots \dots (1.15)$$

Donde K_p es la ganancia proporcional, T_i es el tiempo integral y T_d es el tiempo derivativo. El diagrama de bloques de un controlador proporcional-integral-derivativo aparece en la figura 1.7.

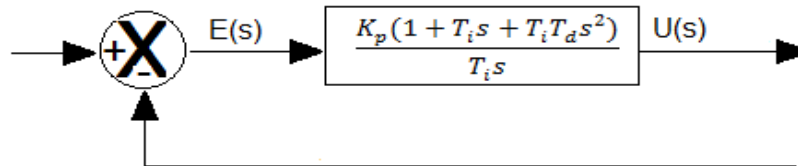


Figura 1.3. Diagrama de bloques de un controlador proporcional-integral-derivativo.

La mayoría de los controladores industriales emplean como fuente de energía la electricidad o un fluido presurizado, como el aceite o el aire. Los controladores también pueden clasificarse, según el tipo de energía que utilizan en su operación, como neumáticos, hidráulicos o electrónicos. El tipo de controlador que se use debe decidirse basándose en la naturaleza de la planta y las condiciones de operación, incluyendo consideraciones tales como seguridad, costo, disponibilidad, fiabilidad, precisión, peso y tamaño. [3]

1.6 Software matemático MATLAB®.

MATLAB (abreviatura de MATrix LABoratory, "laboratorio de matrices") es una herramienta de software matemático que ofrece un entorno de desarrollo integrado (IDE) con un lenguaje de programación propio (lenguaje M). Es un programa de gran aceptación en ingeniería destinado a realizar cálculos técnicos, científicos y de propósito general. En él se integran operaciones de cálculos, visualización y programación, donde la interacción con el usuario emplea una notación matemática clásica. [4]

Entre sus prestaciones básicas se hallan: la manipulación de matrices, la representación de datos y funciones, la implementación de algoritmos, la creación de interfaces de usuario (GUI) y la comunicación con programas en otros lenguajes y con otros dispositivos hardware. El paquete de MATLAB® dispone de dos herramientas adicionales que expanden sus prestaciones, Simulink (plataforma de

simulación multidominio) y GUIDE (editor de interfaces de usuario - GUI). Además, se pueden ampliar las capacidades de MATLAB® con las cajas de herramientas (toolboxes); y las de Simulink con los paquetes de bloques (blocksets).^[4]

Los usos y aplicaciones típicos de Matlab son:^[4]

- Matemáticas y Cálculo.
- Desarrollo de algoritmos.
- Adquisición de datos.
- Modelado, simulación y prototipo de sistemas.
- Análisis y procesado de datos.
- Gráficos científicos y de ingeniería.
- Desarrollo de aplicaciones.

El tipo básico de variable con el que trabaja MATLAB® es una matriz que no requiere ser dimensionada previamente en la declaración. Una de las características más interesantes consiste en que el álgebra vectorial y matricial se expresa con la misma sintaxis que las operaciones aritméticas escalares.^[4]

MATLAB® consta de cuatro partes fundamentales:^[4]

1. Entorno de desarrollo. Se trata de un conjunto de utilidades que permiten el uso de funciones y ficheros en general. Muchas de estas utilidades son interfaces gráficas de usuario. Incluye el espacio de trabajo de MATLAB® y la ventana de comandos.
2. La librería de funciones matemáticas de MATLAB®. Se trata de un amplio conjunto de algoritmos de cálculo, comprendiendo las funciones más elementales como la suma, senos y cosenos o la aritmética compleja, hasta funciones más sofisticadas como la inversión de matrices, el cálculo de autovalores, funciones de Bessel y transformadas rápidas de Fourier.
3. Gráficos. MATLAB® dispone de un conjunto de utilidades destinadas a visualizar vectores y matrices en forma de gráficos. Existe una gran cantidad de posibilidades para ajustar el aspecto de los gráficos, destacando la visualización tridimensional con opciones de iluminación y sombreado y la posibilidad de crear animaciones.
4. El interfaz de aplicación (API). Consiste en una librería que permite escribir programas ejecutables independientes en C y otros lenguajes, accediendo mediante DLL (biblioteca de enlace dinámico), a las utilidades de cálculo matricial Matlab.

En la figura 1.9 se muestra la organización por defecto de ventanas que nos encontramos cuando arrancamos MATLAB® (versión 7.10.0) por primera vez. Las ventanas que en ella aparecen son: a) la ventana de comandos (command window), b) la venta histórica de comandos (command history), c) el espacio de trabajo

(workspace), d) el directorio actual (current directory), e) la barra de menús, f) la barra de herramientas. [4]

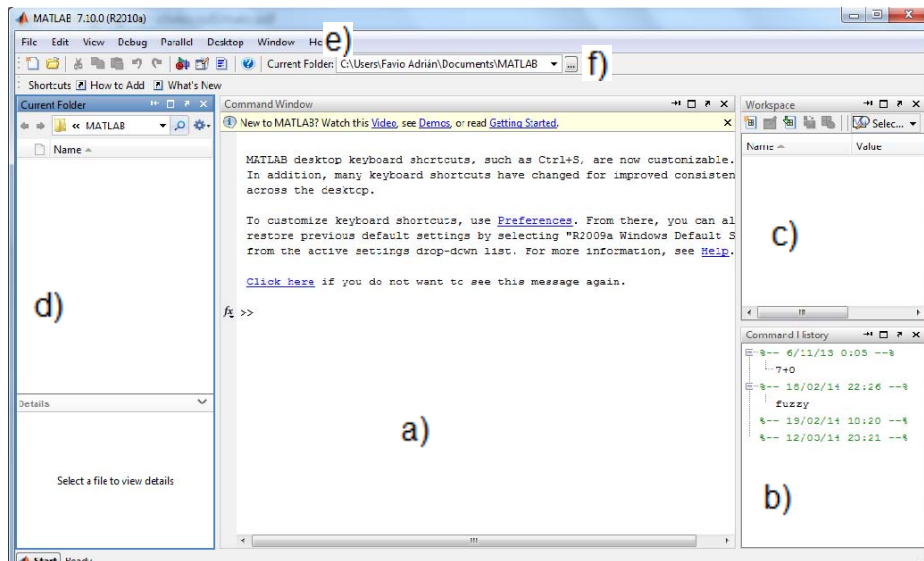


Figura 1.4. Ventana principal de MATLAB®.

1.6.1 Simulink.

Simulink es una aplicación que permite construir y simular modelos de sistemas físicos y sistemas de control mediante diagramas de bloques como se aprecia en la figura 1.10. El comportamiento de dichos sistemas se define mediante funciones de transferencia, variables de estado, operaciones matemáticas, elementos de Matlab y señales predefinidas de todo tipo. [4]

Simulink dispone de una serie de utilidades que facilitan la visualización, análisis y guardado de los resultados de simulación. Simulink se emplea profusamente en ingeniería de control. [4]

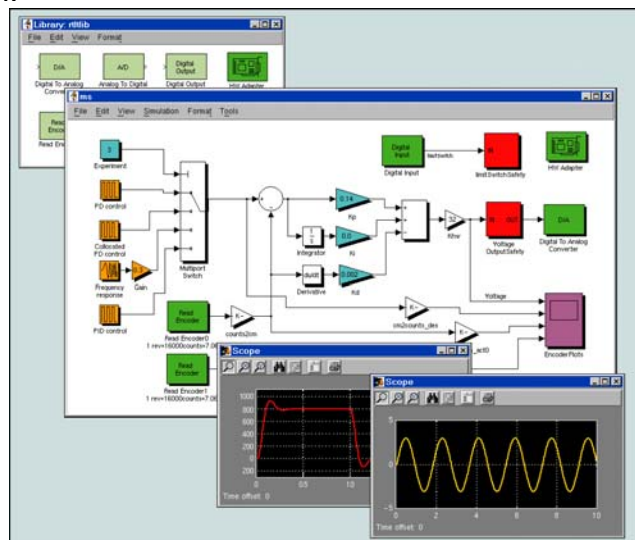


Figura 1.5. Visualización de la simulación de un proceso en Simulink de MATLAB®.

1.7 Freelance 800F: El sistema de control compacto.

Como el hardware constituye menos en el precio de un sistema de automatización, los costos para crear software de usuario se vuelven más importantes, contabilizando en promedio más del 50% del costo total de un proyecto de automatización. Esto deja claro que el mecanismo mediante el cual las estructuras de costo pueden cambiarse en ventajas para el usuario, debe comenzar con la ingeniería.^[9]

Esto es esencialmente la razón principal por la que se desarrolló Freelance 800F: para mejorar la eficiencia en costos mediante la reducción de los costos de ingeniería, mientras se mantienen los precios del hardware en concordancia con los de los controladores lógicos programables.^[9]

Usando sólo una herramienta de ingeniería (Control Builder F) para configurar el sistema en su totalidad, consistiendo de funciones de automatización y de la interfaz de operación con pantallas y registros, así como para configurar buses de campo (PROFIBUS, FOUNDATION Fieldbus, HART, etc) y para parametrizar dispositivos de campo.^[9]

- Generando automáticamente toda la comunicación entre controladores y estaciones de operación.
- Con menor inversión en costo y tiempo para la entrada de datos debido a una base de datos uniforme en todo el sistema; para los dispositivos de campo, estaciones de proceso y estaciones de operación, conduciendo a la consistencia en los datos dentro de todo el sistema.
- Con una comprobación de plausibilidad uniforme y a lo largo de todo el sistema, de los programas de usuario a través de todos los procesos y estaciones de operación hasta los dispositivos inteligentes de campo, incluyendo la comprobación formal de que los programas de usuario están completos y son consistentes.
- Configuración gráfica con editores de alto desempeño en lenguajes de programación de acuerdo al estándar IEC 61131-3:
 - Diagrama de bloques funcionales (FBD).
 - Diagrama de escalera (LD).
 - Lista de instrucciones (IL).
 - Lógica de función secuencial (SFC).
 - Texto estructurado (ST).
- Extensa biblioteca de bloques de función, a la cual se pueden agregar bloques de función definidos por el usuario; biblioteca de macros y símbolos gráficos

para crear gráficos y carátulas para bloques de función definidos por el usuario.

- Integración de cualquier esclavo PROFIBUS-DP o PA utilizando el concepto de esclavo genérico (usando un archivo GSD) con la posibilidad de configurar estos componentes en diálogos definidos por el usuario.
- Integración de dispositivos PROFIBUS usando FDT/DTM.

1.7.1 Arquitectura del Sistema.

Freelance 800F se divide en un nivel de operador y un nivel de proceso (figura 1.11). El nivel de operador contiene las funciones para operación y monitoreo, archivos y registros, tendencias y alarmas. Las funciones de control de lazo abierto y lazo cerrado se procesan en los controladores. [9]

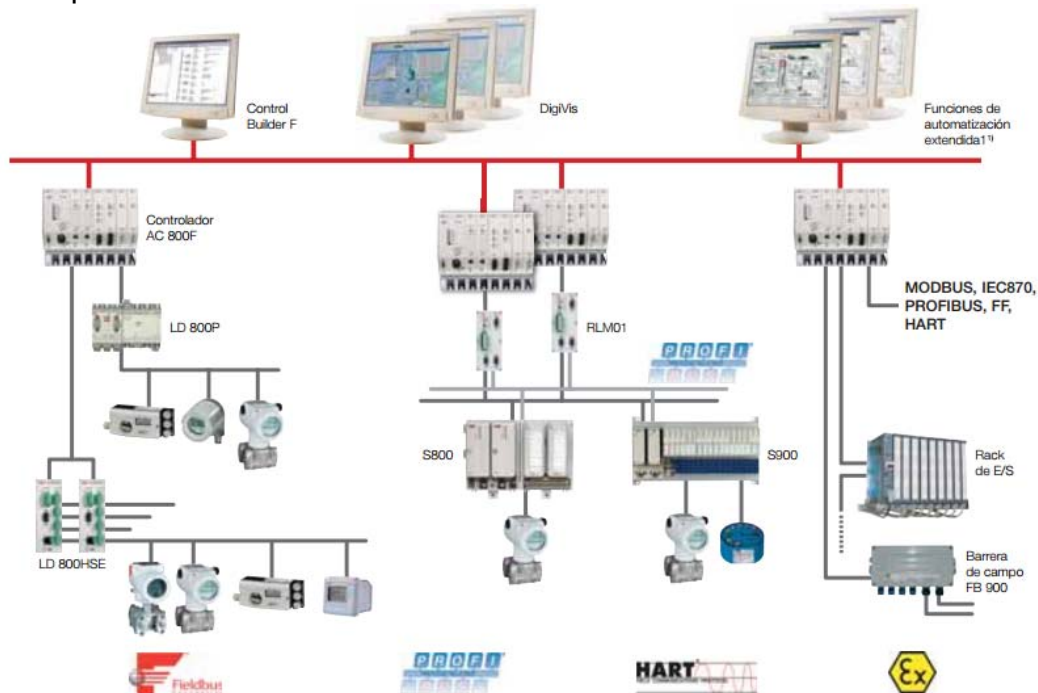


Figura 1.6. Arquitectura del sistema Freelance 800F

1.7.2 El nivel de operador de DigiVis Freelance 800F.

Las estaciones de operación DigiVis utilizan hardware de PC, ya sea de tipo estándar o industrializado de acuerdo a la aplicación, operan bajo el sistema operativo Microsoft Windows. DigiVis soporta la operación con doble monitor, lo cual significa que dos monitores pueden utilizarse con una sola PC, usando un ratón y un teclado. [9]

Una estación de ingeniería y varias estaciones de operación pueden instalarse en el nivel de operador. La estación de ingeniería con Control Builder F se utiliza para configurar y comisionar el sistema. Usualmente se utilizan equipos portátiles tales

como laptops, ya que permiten efectuar el trabajo de configuración tanto en la oficina como en sitio. Las PC empleadas en el nivel de operador también pueden usarse como estaciones de ingeniería. No es necesaria una conexión permanente con el sistema de ingeniería.^[9]

1.7.3 El nivel de proceso Freelance 800F.

En el nivel de proceso, un sistema Freelance 800F puede consistir de varias estaciones de proceso. Se tiene la opción de usar las estaciones de proceso ya sea en forma redundante (redundancia de CPU, redundancia de módulos de bus de campo) o sin redundancia. Los módulos de entradas y salidas de tipo enchufe (plug-in) se utilizan de acuerdo con el tipo y cantidad de señales de proceso. Con AC 800F, pueden conectarse los componentes que cumplen con estándares de bus de campo, como entradas o salidas remotas o dispositivos de campo.^[9]

1.7.4 Comunicación del sistema.

Los niveles de operador y de proceso se comunican entre sí a través de la red del sistema (basada en Ethernet) con protocolo TCP/IP, donde se puede elegir entre varios medios de transmisión, como AUI, par trenzado, fibra óptica o cable coaxial. Un servidor OPC Freelance está disponible para conexiones a estaciones de operación de alto nivel (800xA) u otros clientes OPC. Los valores de proceso en tiempo real y las alarmas del sistema Freelance pueden accesarse vía OPC. Una interfaz programada en "C" para Windows puede usarse para aplicaciones externas que no utilizan la interfaz OPC estándar empleando DMS-API para ello.^[9]

1.7.5 Hardware de controlador AC800F.

El AC 800F tiene una estructura modular (figura 1.12). El CPU está diseñado como un plano posterior al cual varios módulos –fuente de voltaje, módulos Ethernet o de bus de campo- pueden conectarse según la aplicación. Del lado del bus de campo, existen módulos para PROFIBUS-DPV1, FOUNDATION Fieldbus, HSE, MODBUS, (maestro/esclavo, RTU, o ASCII). IEC 60870-5-101 y CAN para entradas y salidas de rack Freelance. La red de bus de campo y los esclavos PROFIBUS conectados se configuran y parametrizan en su totalidad utilizando la herramienta de ingeniería Control Builder F. No se requieren otras herramientas externas adicionales para efectuar la configuración.^[9]

Los esclavos PROFIBUS pueden integrarse al sistema utilizando un archivo GSD¹ o un FDT/DTM².^[9]

¹ GSD = Device Master Data, abreviatura para el término alemán Gerätstamm-daten. Un GSD es el archivo de base de datos de los dispositivos (device database file) (también denominado 'hoja de datos de dispositivos').

² 2) FDT/DTM = Herramienta de Dispositivos de Campo (Field Device Tool) / Administrador de tipos de dispositivos (Device Type Manager).

En el caso de FOUNDATION Fieldbus, la configuración se lleva a cabo utilizando archivos CFF³ o DD⁴. Ello permite la parametrización del bus de campo aún sin dispositivos de campo conectados. [9]

Las E/S de Rack Freelance también pueden conectarse al AC 800F, en cuyo caso se utiliza un módulo CAN. Esto le permite operar cinco racks de E/S, con un total de cerca de 1000 E/S por cada AC 800F. Los racks de E/S están equipados con un módulo de conexión y hasta nueve módulos de E/S y pueden montarse en forma separada a una distancia de 400 m del AC 800F. [9]



Figura 1.7. Hardware AC800F

1.7.6 Bus del sistema.

El bus del sistema interconecta las estaciones de proceso, las estaciones de operación y la estación de ingeniería en el sistema Freelance 800F. [9]

El bus del sistema cumple con el Estándar Ethernet según DIN/ISO 8802, Parte 3 (IEEE 802.3) y puede utilizarse con par trenzado, fibra óptica o cable coaxial. También es posible usar una combinación de estos estándares o implementar componentes de 100-MBit/s dentro de una red como una columna vertebral de alta velocidad. [9]

Freelance emplea servicios confirmados y no confirmados. El servicio UDP no confirmado se utiliza para actualización de pantallas y para comunicación lateral entre controladores. El servicio confirmado TCP/IP se utiliza para almacenar alarmas y tendencias. [9]

El bus del sistema tiene las siguientes características: [9]

- La habilidad para cubrir grandes distancias.

³ CFF= Archivo de Capacidades (Capabilities File).

⁴ DD = Descripción de Dispositivos (Device Description).

- Una alta capacidad de manejo de datos.
- Opciones de varios medios de transmisión (tales como par trenzado, cable coaxial, o fibra óptica).
- Un diseño flexible de red.
- Una sencilla conexión a un nivel superior de administración de planta por medio del estándar OPC.
- Rutinas previamente programadas en el caso de fallas.
- La habilidad de encender y apagar los componentes del bus en operación.
- Máxima disponibilidad a través de la redundancia.

1.7.7 OLÉ para control de procesos (OPC).

OPC es un mecanismo uniforme para comunicar a numerosas fuentes de datos, o dispositivos en el piso de la fábrica, o en una base de datos en una habitación de control. La arquitectura de la información para la industria del proceso mostrada en la Figura 1.13, implica los niveles siguientes: ^[5]

- Administración de Campo. Con la llegada de dispositivos inteligentes, se puede proporcionar una riqueza de información sobre dispositivos de campo que no estaban previamente disponibles. Esta información proporciona los datos de un dispositivo, sus parámetros de configuración, las materias de la construcción, etc. Toda esta información debe ser presentada al usuario, y a cualquier aplicación que la use.
- Proceso de Administración. La instalación de Sistemas Distribuidos de Control (DCS) y sistemas SCADA para supervisar y controlar datos del proceso de fabricación disponibles electrónicamente que habían sido recopilados manualmente.
- Administración del negocio. Los beneficios pueden ser obtenidos instalando sistemas del control. Esto se consigue integrando la información recogida del proceso en los sistemas de negocio que maneja aspectos financieros de la fabricación. Proporcionar esta información eficazmente a aplicaciones de cliente aminora el esfuerzo requerido para proporcionar esta integración.

Los fabricantes necesitan conseguir acceso a los datos del piso de la planta e integrarlos en su sistema de negocio. Los fabricantes deben ser capaces de utilizar las herramientas (Paquetes de SCADA, las Bases de datos, etc.) para satisfacer sus necesidades. La clave es una arquitectura abierta y eficaz de comunicación en el acceso de datos, y no los tipos de datos. ^[5]

Un Servidor OPC es una aplicación de software. Un driver “estandarizado” desarrollado específicamente para cumplir con una o más especificaciones OPC. ^[5]

La palabra “Server” en “OPC Server” no hace referencia en absoluto al ordenador donde este software se estará ejecutando. Hace referencia a la relación con el Cliente OPC. ^[5]

Un Cliente OPC es una pieza de software creada para comunicar con Servidores OPC. Utiliza mensajería definida por una especificación concreta de la OPC Foundation. [5]

Freelance 800F ofrece una puerta OPC (servidor), el cual permite que los clientes OPC tengan acceso a los datos y alarmas de las estaciones de proceso Freelance. Desde la versión 7.1 en adelante, el servidor OPC también permite el acceso a los parámetros DPV1 y a los parámetros del usuario de dispositivos PROFIBUS y HART. En el caso de dispositivos HART, esto solamente es posible si se encuentran conectados a una unidad S900. Para V8.2 y superiores, los parámetros de dispositivos Foundation Fieldbus también pueden accesarse. Es posible limitar el acceso a estos datos en la puerta del OPC, tal que un cliente OPC no pueda ver en absoluto ciertos puntos del proceso y variables, o que pueda únicamente leer otros puntos del proceso y variables, o que tenga acceso tanto para leer y escribir a ciertos puntos del proceso y variables. [9]

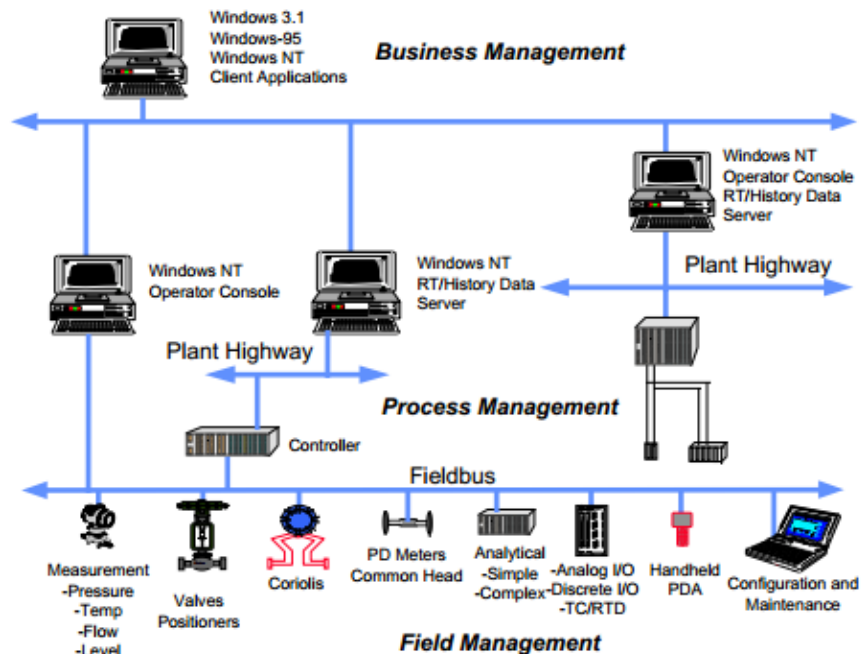


Figura 1.8. Esquema general de flujo de información en un sistema inteligente industrial.

La estación de operación DigiVis cuenta con cliente OPC integrado, el cual permite el acceso a datos procedentes de servidores OPC externos. Por ejemplo, datos provenientes de una unidad de control Siemens pueden integrarse en un gráfico específico en DigiVis. [9]

Ya que varias puertas OPC pueden utilizarse en el sistema Freelance, se puede establecer redundancia de servidores empleando clientes OPC que soportan esta función. El software de ingeniería Control Builder F soporta esto con la configuración redundante de puertas OPC. [9]

La opción de servidor de tendencias proporciona una puerta OPC especial que es utilizada por las estaciones de operación DigiVis para pantallas de tendencias definidas por el usuario. El acceso al servidor de tendencias está limitado a la lectura exclusivamente, y todas las variables de tendencias están disponibles en forma automática. Existe un servidor de tendencias por cada sistema Freelance. ^[9]

1.8 Torre de Destilación.

Una torre de destilación binaria (Figura 1.14) es una unidad compuesta de un conjunto de etapas de equilibrio con un solo alimento y dos productos, denominados destilado (producto de cabeza) y sedimento (producto de fondo). Incluye por lo tanto, una etapa de equilibrio con alimentación que separa dos secciones de etapas de equilibrio, denominadas rectificación y agotamiento. ^[6]

Se requiere de un dispositivo como un hervidor, donde se transfiera calor al líquido que emerge de la etapa de equilibrio correspondiente al fondo de la torre para vaporizarlo parcialmente, de tal manera que la fracción vaporizada se recircula al fondo de la torre y se mantenga en un flujo ascendente a través de ella. La fracción no vaporizada se remueve como producto de fondo. ^[6]

El vapor que emerge de la etapa superior de la sección de rectificación es condensado, y el líquido resultante se divide en dos fracciones. Una fracción se remueve como el producto de cabeza o destilado. La otra fracción líquida, denominada reflujo, se recircula al plato superior de la torre y se mantiene en un flujo descendente a través de ella, estableciendo el contacto requerido con la fase vapor ascendente para la transferencia de masa deseada en cada una de las etapas de equilibrio líquido – vapor. ^[6]

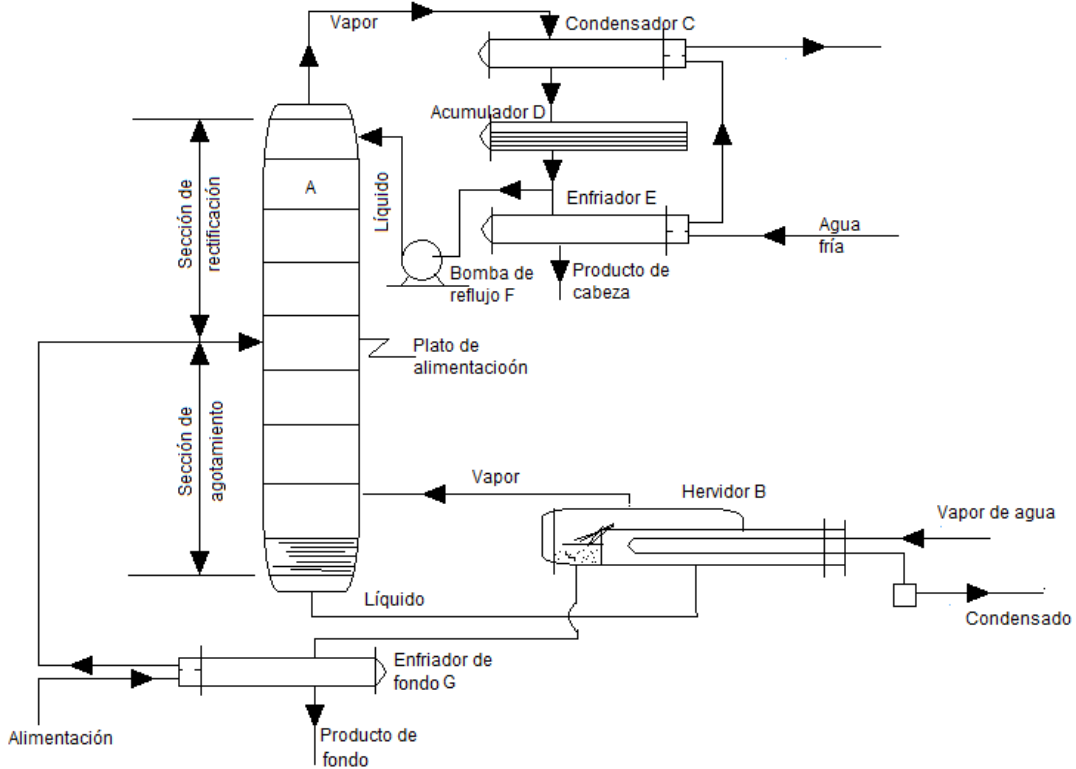


Figura 1.9. Esquema de una torre de destilación binaria.

1.8.1 Columna de platos.

Para efectuar la operación de destilación es necesario poner en contacto el líquido que baja y el vapor que sube en la columna. Para ello pueden usarse columnas con rellenos con una serie de platos o bandejas individuales denominadas columnas de platos. En cualquiera de ellos existe una altura de líquido fijada por un tubo de descenso, a través de la cual se obliga a pasar el vapor produciéndose la transferencia de materia y calor entre ambas fases. [6]

Platos de campana de burbuja

Una bandeja de casquete de burbujeo tiene elevador o chimenea montada sobre cada orificio, y una tapa que cubre el tubo ascendente. La tapa está montada de manera que hay un espacio entre la contrahuella y la tapa para permitir el paso de vapor. El vapor se eleva a través de la chimenea y se dirige hacia abajo por la tapa, finalmente descarga a través de ranuras en la tapa, y, finalmente, burbujeando a través del líquido en la bandeja. Se presenta el esquema de una campana de burbuja en la figura 1.15. [6]



Figura 1.10. Representación esquemática de una campana de burbuja

Platos de válvula

En platos de válvula, las perforaciones están cubiertas por tapas elevables. Cuando el vapor fluye levanta las tapas. La tapa de elevación dirige el vapor para que fluya horizontalmente en el líquido, proporcionando así una mejor mezcla que es posible en bandejas de tamiz como se ve en la figura 1.16. [6]



Figura 1.11. Imagen de un plato de válvula

Platos perforados

Platos perforados son simplemente placas de metal con agujeros en ellos. El vapor pasa directamente hacia arriba a través del líquido en la placa. La disposición, número y tamaño de los agujeros son parámetros de diseño como se muestra en la figura 1.17. [6]

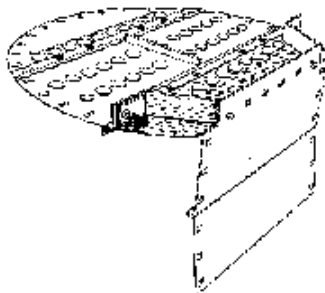


Figura 1.12. Representación esquemática de un plato perforado.

1.8.2 Control de una columna de destilación.

La destilación es un proceso que permite separar los distintos componentes de una mezcla en función de su temperatura de ebullición, basándose en las distintas volatilidades relativas de los propios componentes. [7]

La destilación se realiza por el contacto en contracorriente del vapor que asciende, como consecuencia del calentamiento efectuado en el hervidor, y del líquido que desciende como consecuencia del enfriamiento producido en el condensador de cabeza. De esta manera, los componentes más volátiles se acumulan en el vapor y los componentes más pesados en el líquido, como se aprecia en la figura 1.13. [7]

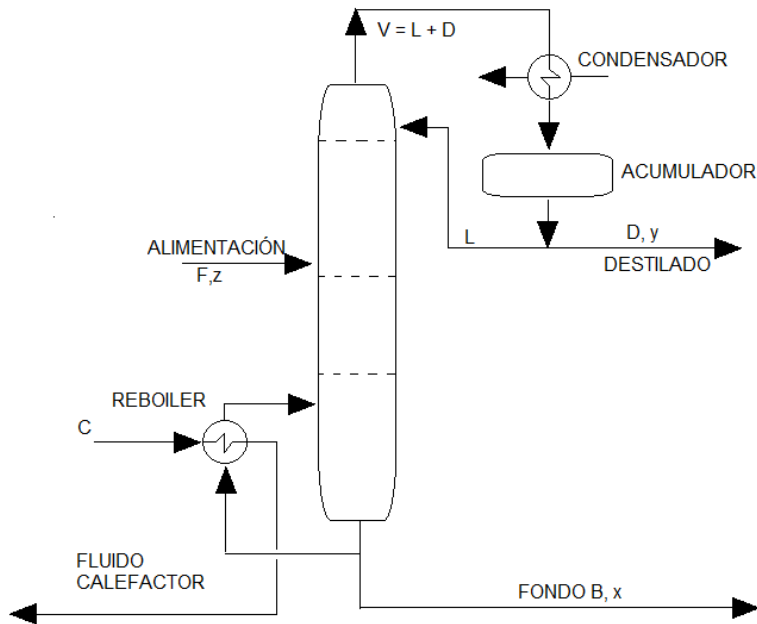


Figura 1.13. Flujos y concentraciones de una torre de destilación binaria.

Por lo tanto, El sistema de control debe encargarse de mantener la especificación de los productos de cabeza y fondo obtenidos a partir de la alimentación, de acuerdo al siguiente balance de materia efectuado con el componente ligero, cuyas composiciones molares aparecen en minúsculas. [7]

$$F * z = D * y + B * x$$

Según este balance se puede decir que la mezcla introducida a la columna como alimentación (F), se separa en dos corrientes: Una corriente compuesta por productos de baja temperatura de ebullición denominada destilado (D), cuya composición molar es y.

Una corriente formada por productos de alta temperatura de ebullición denominada sedimento (B), cuya composición molar es x.

Para llevar a cabo el control de este proceso hay que considerar como tradicionales los siguientes métodos: [7]

- Control básico por medio de controladores con realimentación o feedback.
- Control avanzado incluyendo sistemas feedforward:

Control con realimentación.

El control básico, realizado por medio de controladores con realimentación o feedback, trata de mantener siempre constantes algunas variables que al diseñar la columna son fundamentales para lograr una especificación determinada, tales como temperatura, presión y caudal de reflujo. El sistema funciona bien cuando se alcanza el estado estacionario, pero es poco eficaz para absorber las lógicas variaciones que se producen en cualquier proceso, por ejemplo los cambios en la composición o en el caudal de alimentación a la columna. Generalmente se suele colocar un control de

temperatura para ajustar el caudal de fluido calefactor al hervidor y por tanto la composición del producto de fondo. La calidad del producto de cabeza se suele obtener en función del caudal de reflujo, bien directamente o modificado por otra variable. Es evidente que cuando se produzca una variación en la calidad o cantidad de alimentación a la columna, existirá una variación en las composiciones de los productos de cabeza y fondo hasta que se reajusten los caudales de reflujo y fluido calefactor respectivamente. [7]

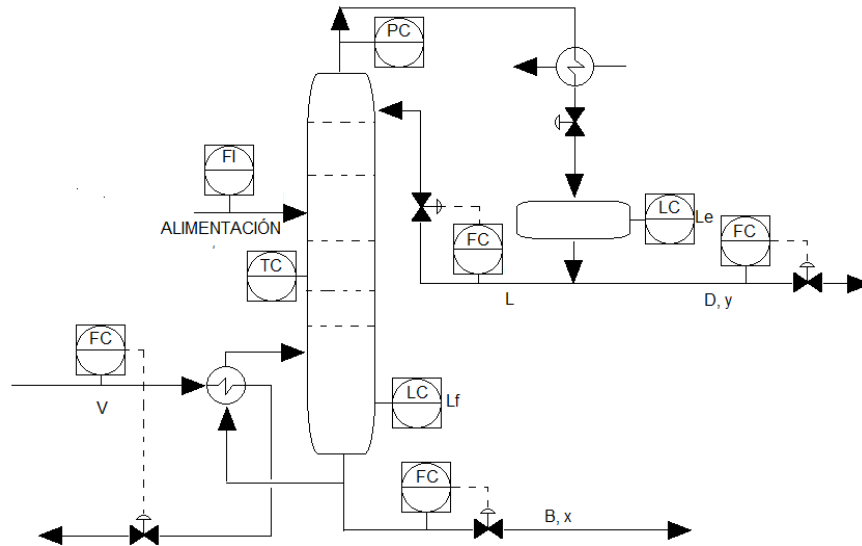


Figura 1.14. Sistemas de control aplicables a una torre de destilación binaria.

En la figura 1.14. se presentan los diferentes sistemas de control que se pueden aplicar a una torre de destilación, se observan válvulas que forman parte de los lazos de control de caudal situados en las corrientes respectivas, por lo que pasan a ser posibles variables manipuladas los siguientes lazos de control y relaciones. [7]

- Caudal de reflujo (L)
- Caudal destilado (D)
- Relación reflujo / destilado (L/D)
- Vaporización producida por el fluido calefactor (V)
- Caudal de fondo (B)
- Relación vaporizado / fondo (V/B)

Para mantener el balance de materia se utilizan como variables controladas:

- Nivel en fondo de la columna (L_f)
- Nivel en el acumulador de cabeza (L_e)
- Composición del componente ligero en cabeza (y)
- Composición del componente ligero en fondo (x)

Control de una sola composición

Se controla la composición de un producto permitiendo variar la del otro producto, manteniendo el balance de materia con los controladores de nivel. Este sistema no

produce acoplamiento al dejar libre el control de una de las composiciones, de forma que, como se muestra en la figura 1.15.^[7]

- Si L se utiliza para controlar y , F debe permanecer constante. Queda como grado de libertad la composición del producto de fondo.
- Si V se utiliza para controlar x , L debe permanecer constante. Queda como grado de libertad la composición del producto de cabeza.

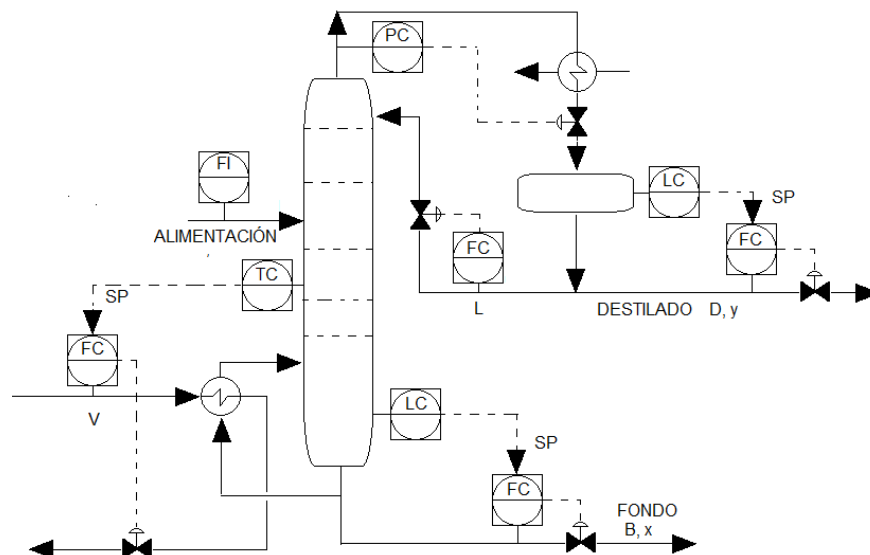


Figura 1.15. Flujos y concentraciones en el control de una torre de destilación binaria.

1.9 Estado del arte.

El presente trabajo presenta la simulación del modelo matemático de una torre de destilación binaria ideal simulada en Simulink de MATLAB®, realizando la comparativa entre la señal de concentración obtenida por un lazo de control simulado en Simulink de MATLAB® y un lazo de control proporcionado por el software del controlador industrial de ABB Freelace 800F vinculados por OPC.

En el área del control de procesos se han realizado múltiples proyectos que permiten el mejor entendimiento entre los aprendices del área, utilizando equipos industriales vinculados con plataformas de simulación como lo es MATLAB® o LABVIEW™.

Klein y Wozny en 2006 desarrollaron un control de procesos mediante una planta virtual web, utilizando una torre de destilación piloto localizada en la universidad de Berlin, incorporando un interfaz humano máquina en la red de internet para el control y monitoreo remoto utilizando el servidor OPC del controlador Freelance 2000 de ABB.

En el trabajo realizado por Mahmoud, Sabih y Elshafeio en 2015 se describe la implementación del protocolo OPC con la interacción entre la plataforma MATLAB® y LABVIEW™, en dicho trabajo se realiza la linealización del modelo no lineal de una caldera desarrollando el modelo en matrices de estado e incorporando un bloque de

control predictivo del modelo desarrollado en MATLAB®, el control se realiza a través del software LABVIEW™. Se presenta la comparativa de las gráficas de las variables controladas (Presión, Nivel y Emisión de gases de óxido de nitrógeno) mostrando mejor rendimiento al utilizar el bloque de control predictivo.

En el trabajo de Huyck, Brabanter, Moor, Impe y Logist en 2014 se investiga la implementación de un algoritmo de control predictivo utilizando un controlador de automatización programable (PAC por sus siglas en inglés) y un Controlador lógico programable (PLC por sus siglas en inglés). Se desarrolla además el modelo en espacios de estado de una columna de destilación piloto. En la simulación de los sistemas se presentan oscilaciones sobre el punto de consigna deseado al utilizar tanto el PLC como el PAC, obteniendo que los controladores físicos no tienen la capacidad de proporcionar el control tal como un solucionador matemático, ya que cuentan con recursos limitados.

CAPÍTULO II. MODELADO Y SIMULACIÓN DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA.

En este capítulo se explica el modelado matemático de una torre de destilación binaria ideal, haciendo un análisis de los balances de materia entre líquido y vapor existentes en los platos, condensador, tanque de reflujo y conjunto base hervidor, así como el balance en el primer y último plato, además de analizar el balance de materia del plato de alimentación. Se muestra la construcción del modelado matemático en Simulink de MATLAB® realizando la simulación del proceso de destilación para la visualización de las respuestas generadas en la variable controlada y poder proponer una estrategia de control PI.

2.1. Modelado matemático de una torre de destilación binaria ideal

La mayoría de las columnas de destilación manejan múltiples flujos de alimentación, sin embargo se pueden aproximar con mezclas binarias o pseudobinarias. Para el caso de la columna de destilación binaria de estudio se hacen múltiples suposiciones e idealizaciones consideradas válidas para el crudo. ^[8]

El propósito de estudiar este caso simplificado es reducir el problema a su forma más elemental de modo que la estructura de las ecuaciones se aprecia claramente. ^[8]

El objetivo de una columna de destilación binaria es el de separar una mezcla líquida de dos sustancias con distintos grados de volatilidad, obteniendo como producto dos flujos, Destilado (D) y Sedimento (B). Para ello se define concentración de una mezcla, como la fracción molar o másica del componente más volátil o bien en qué porcentaje se encuentra el componente más volátil. ^[10]

La estrategia de separación consiste en dejar caer la mezcla líquida de plato en plato para que se evapore paulatinamente mientras el vapor sube, dado que la evaporación se logra a través del área de contacto, con cada plato se busca maximizar esa área de contacto. ^[10]

Se vierte una mezcla líquida a media columna la cual llena los platos hasta que alcanza el fondo, en donde se evalúa si su concentración es suficientemente baja, de no ser así, pasa al hervidor para ser evaporizada, el vapor es devuelto a la columna y asciende provocando más evaporación a su paso hasta que sale de la columna, pasa por un condensador y se evalúa si su concentración es lo suficientemente alta, de ser así es desalojado el producto con el nombre de destilado, de no ser así, es regresado a la columna con el nombre de reflujo para volver a caer por los platos, cuando la concentración del producto en la base es lo suficientemente baja, es retirado de la columna con el nombre de sedimento. ^[10]

Para definir el sistema de control, se asumen dos controladores de concentración que decidirán si se ha alcanzado la pureza del destilado y del sedimento. ^[10]

En la parte superior o domo, el controlador de concentración compara el valor de concentración del vapor condensado con el valor establecido de consigna, y de acuerdo a esto puede gobernar el caudal de flujo de producto destilado D o el caudal de reflujo R. El controlador de concentración del hervidor permite comparar la concentración del sedimento con un valor de consigna predeterminado y puede gobernar el caudal de Sedimento B, o el caudal que se evapora en el hervidor V. ^[10]

Se asumen las siguientes consideraciones. ^[10]

- El vapor fluye sin estancarse a través de toda la columna.
- En todo lugar donde se junten vapor y líquido, estos están en equilibrio de fases.

- El condensador condensa la totalidad de vapor que pasa a través de él.
- El líquido contenido en el conjunto base hervidor está perfectamente mezclado

Se asume un sistema binario (2 componentes) con una volatilidad relativa constante a lo largo de la torre y platos teóricamente 100% eficientes, el vapor que sale del plato está en equilibrio con el líquido y se define con la siguiente ecuación de equilibrio de estados. [8]

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} \dots\dots\dots(2.1)$$

Donde.

α = Volatilidad relativa.

x = Composición del líquido en el plato (Fracción Mol del componente más volátil).

y = Composición del vapor en el plato (Fracción Mol del componente más volátil).

n = Número de plato.

En la figura 2.1 se aprecia el diagrama de una columna de destilación binaria en la cual se alimenta una corriente de líquido saturado en el plato NF, el caudal de alimentación es F (mol/min) y la composición Z (en fracción mol del componente más volátil). El vapor en el domo es totalmente condensado en un tanque de reflujo (o acumulador) el cual genera un acumulamiento del líquido M_D (en mol). El contenido del tanque se considera como una perfecta mezcla con una composición x_D , el líquido en el acumulador se supone en el punto de burbuja, el reflujo es bombeado de regreso hacia el plato superior N_T de la columna a una velocidad R, y el producto final es desplazado a una velocidad D. [8]

En la base de la columna, el producto de fondo es desplazado a una velocidad B y con una composición x_B , el vapor sobrecalentado es generado en un hervidor a una velocidad V. Se considerará que los líquidos en el hervidor y en la base de la columna son perfectamente homogéneos y tienen la misma composición y un acumulamiento constante M_B moles. [8]

La composición del vapor que asciende de la base de la columna al plato 1 es y_B y está en equilibrio con el líquido que tiene composición x_B . La columna tiene un total de N_T platos teóricos [8]

Dinámicamente no existe retardo en el vapor, esto significa que la velocidad del vapor a través de todos los platos en la columna es la misma. [8]

$$V = V_1 = V_2 = \dots = V_{N_T}$$

El efecto matemático de asumir flujos equimolares, es que no necesitamos ecuaciones de balances de energía para cada plato, por lo que se genera una simplificación importante. [8]

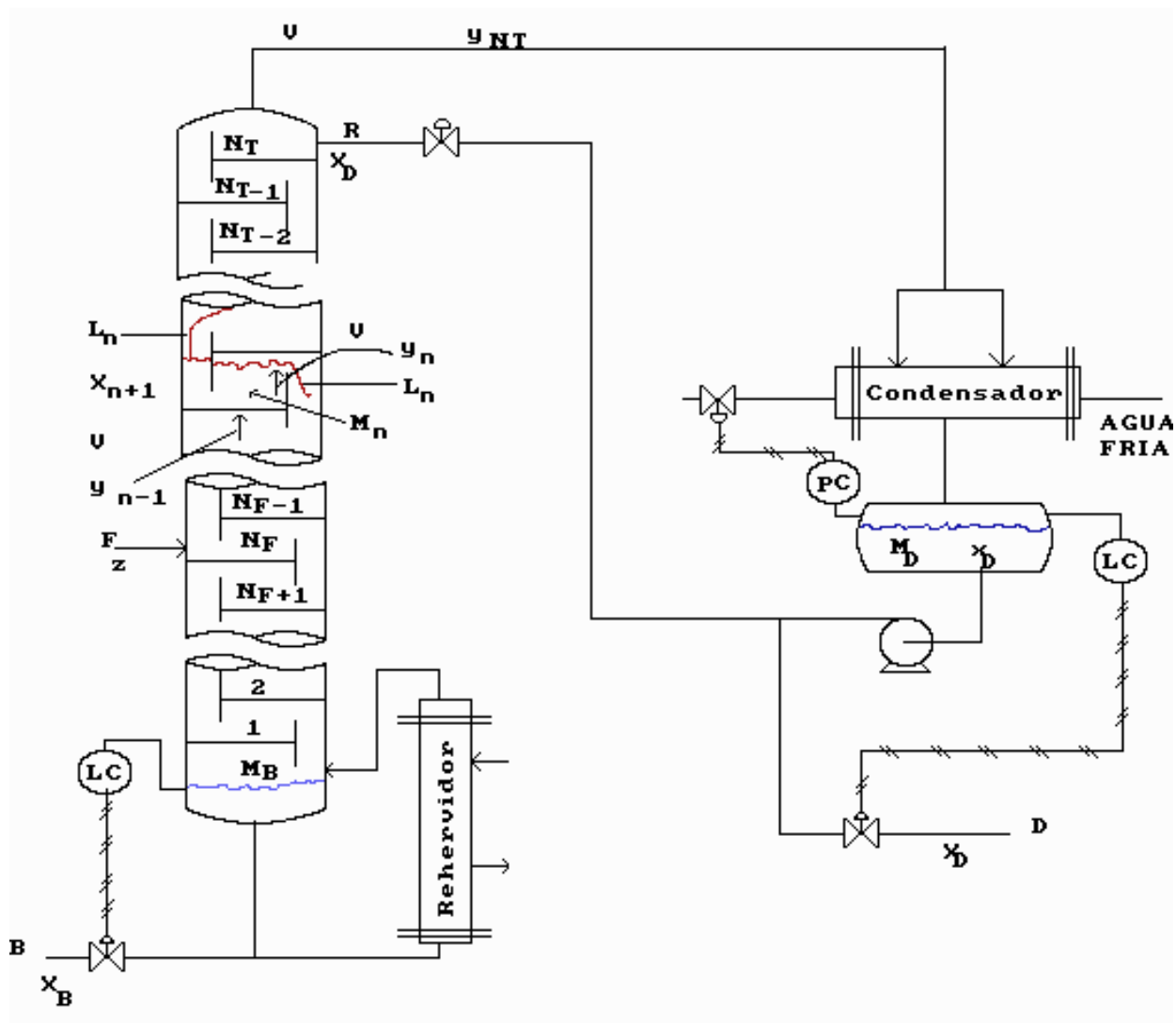


Figura 2.1. Funcionamiento de una columna de destilación binaria ideal.

Las velocidades de los líquidos no son las mismas a lo largo de la columna de forma dinámica. Estas dependerán de la mecánica de los fluidos en cada plato. Frecuentemente es usada la fórmula de rebalse de Francis para relacionar el rebalse del líquido en el plato (M_n) con la velocidad del líquido que sale del plato (L_n).^[8]

$$L_n = \frac{M_n - M_o}{\beta} + L_o \dots \dots \dots (2.2)$$

En la fórmula (2.2), el caudal rebalsado es proporcional a la diferencia entre la masa líquida contenida y la capacidad del plato, por una constante de tiempo hidráulica β , mas un valor inicial de desborde L_o ^[8]

2.1.1 Análisis del plato N.

Un plato N de la columna recibe un rebalse L_{n+1} del plato superior, y desborda un caudal L_n hacia el plato inferior, de igual forma recibe un caudal V ascendente del plato inferior que es exactamente el mismo que deja fluir al superior, pero con una concentración Y_n diferente a la que recibió (Y_{n-1}).

La cantidad de mezcla contenida en el plato es M_n es superior a la capacidad del plato M_0 para que exista rebalse, y el líquido rebalsado tiene una concentración X_n como se aprecia en la figura 2.2.

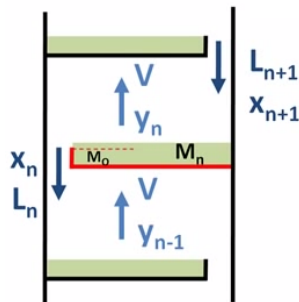


Figura 2.2. Flujos en un plato N de una columna de destilación binaria ideal, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010).^[10]

A través de la columna de destilación se presentan platos en los cuales se tendrá un equilibrio entre el fluido que cae al plato, el flujo que rebalsa del plato, la cantidad de flujo que sale en forma de vapor y la cantidad de flujo que entra al plato en forma de vapor, por lo que para el análisis de un plato N se toma en cuenta la ecuación 2.1 de equilibrio de estados, la fórmula 2.2 de rebalse de Francis, así como las ecuaciones de equilibrio representativas al plato N mostradas en la ecuación 2.3 y 2.4.

Continuidad total.

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n+1}(t) - L_n(t) \dots \dots \dots (2.3)$$

Continuidad del componente más volátil.

$$M_n \frac{d(X_n)}{dt} = L_{n+1}(t)X_{n+1}(t) - L_n(t)X_n(t) + V(t)y_{n-1}(t) - V(t)y_n(t) \dots \dots \dots (2.4)$$

Donde la variación en el tiempo de la masa del líquido en el plato es igual al caudal que cae al plato menos el caudal que rebalsa como se aprecia en la ecuación 2.3.

De igual forma en el balance de masa del componente más volátil, la variación de masa de dicho componente es la masa total multiplicada por su concentración, y es igual a los caudales que entran al plato menos los que salen, como se aprecia en la ecuación 2.4, los flujos de entrada son: el flujo que cae del plato superior, y el vapor que asciende del plato inferior, y el flujo de salida es el flujo de vapor que asciende al plato superior y el líquido que rebalsa

2.1.2 Análisis en el plato de alimentación NF.

En la figura 2.3 el plato al que llega el caudal de alimentación F con concentración Z, se considera plato de alimentación y se comporta bajo la ecuación de equilibrio de estados, y la ecuación de rebalse de Francis.

Sin embargo las ecuaciones de balance de materia cambian, agregando F al balance de masa total, y el flujo F y la concentración Z al balance del componente volátil como lo muestran las ecuaciones 2.5 y 2.6.

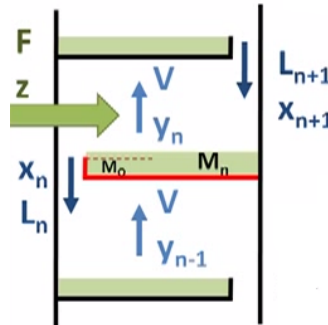


Figura 2.3. Flujos de entrada y salida en el plato de alimentación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010).^[10]

Continuidad total.

$$\frac{dM_{NF}(t)}{dt} = L_{NF+1}(t) - L_{NF}(t) + F \dots \dots \dots (2.5)$$

Continuidad del componente.

$$\frac{d(M_{NF}(t)X_{NF}(t))}{dt} = L_{NF+1}(t)X_{NF+1}(t) - L_{NF}(t)X_{NF}(t) + V(t)y_{NF-1}(t) - V(t)y_{NF}(t) + FZ \dots (2.6)$$

2.1.3 Análisis en el último plato.

Para el análisis del último plato de la columna de destilación se considera que el plato tiene rebalse y además trabaja bajo las condiciones de la ecuación de equilibrio de estados.

El flujo que alimenta al último plato es el flujo R con concentración XD que es el flujo del recirculación, además del flujo en forma de vapor del componente más volátil que viene del plato inferior. Los flujos de salida del plato serán el vapor del componente más volátil que sale del plato, así como el líquido que rebalsa hacia el plato inferior.

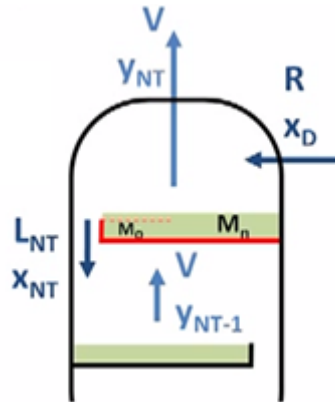


Figura 2.4. Flujos de entrada y salida en el último plato de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010).^[10]

Como se muestra en la figura 2.4, en el último plato influye el flujo de entrada de recirculación R, por lo que las ecuaciones de equilibrio se modifican y dan como resultado las ecuaciones 2.7 y 2.8.

Continuidad total último plato.

$$\frac{dM_{NT}(t)}{dt} = R(t) - L_{NT}(t) \dots \dots \dots (2.7)$$

Continuidad del componente más volátil.

$$\frac{d(M_{NT}(t)X_{NT}(t))}{dt} = R(t)XD(t) - L_{NT}(t)X_{NT}(t) + V(t)y_{NT-1}(t) - V(t)y_{NT}(t) \dots \dots (2.8)$$

2.1.4 Análisis en el primer plato.

Para el análisis del primer plato de la columna de destilación se considera que el plato tiene rebalse y además trabaja bajo las condiciones de la ecuación de equilibrio de estados.

Los flujos que alimentan al primer plato es el flujo de rebalse del plato superior, así como el flujo en forma de vapor del componente más volátil que viene del fondo de la columna que se encuentra en un nivel constante y en equilibrio de estados. Los flujos de salida del plato serán el vapor del componente más volátil que sale del plato, así como el líquido que rebalsa hacia el fondo de la columna como se aprecia en la figura 2.5.

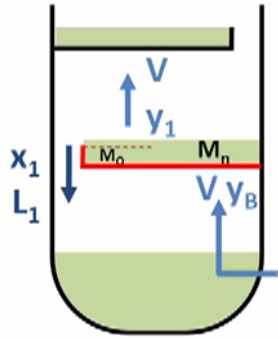


Figura 2.5. Flujos de entrada y salida en el primer plato de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010).^[10]

Las ecuaciones de equilibrio contemplan el vapor del componente más volátil que sale del fondo de la columna como se muestra en las ecuaciones 2.9 y 2.10.

Continuidad total primer plato.

$$\frac{dM_1(t)}{dt} = L_2(t) - L_1(t) \dots \dots \dots (2.9)$$

Continuidad del componente.

$$\frac{d(M_1(t)X_1(t))}{dt} = L_2(t)X_2(t) - L_1(t)X_1(t) + V(t)y_B(t) - V(t)y_1(t) \dots \dots \dots (2.10)$$

2.1.5 Análisis en el Hervidor y base de la columna.

En el conjunto base hervidor coexisten el vapor y el líquido, por lo que se aplica la fórmula de equilibrio de estados y no ocurre desborde como se muestra en la figura 2.6. Un controlador de nivel se encarga de mantener la masa M_{B0} constante, obteniendo así los siguientes balances de materia con los caudales de entrada y de salida como se muestra en la ecuación 2.11 y 2.12.

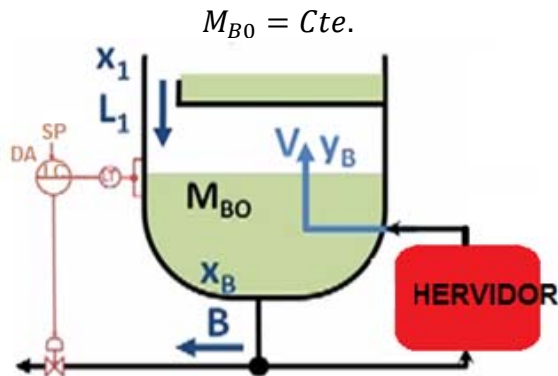


Figura 2.6. Flujos de entrada y salida en el conjunto base hervidor de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010).^[10]

Continuidad total.

$$\frac{dM_B(t)}{dt} = L_1(t) - V(t) - B(t) \dots \dots \dots (2.11)$$

Continuidad del componente.

$$M_B \frac{d(X_B(t))}{dt} = L_1(t)X_1(t) - V(t)y_B(t) - B(t)X_B(t) \dots \dots \dots (2.12)$$

De la ecuación 2.12 se considera que M_B es constante por lo que cambia y se obtiene la ecuación 2.13.

$$\frac{d(X_B(t))}{dt} = \frac{L_1(t)X_1(t) - V(t)y_B(t) - B(t)X_B(t)}{M_B} \dots \dots \dots (2.13)$$

2.1.6 Análisis en el condensador y tanque de reflujo.

Se realiza el balance de materia del tambor de reflujo, no existen desbordes ni evaporación ni condensación, ya que el condensador ha condensado todo el vapor. Por lo que se omiten las ecuaciones de rebalse de Francis y equilibrio de estados.

Se cuenta con un controlador que mantiene constante la masa líquida en el tambor, por lo que el caudal de vapor condensado que ingresa V es igual a la suma del caudal de reflujo R y de destilados D como se muestra en la figura 2.7. Obteniendo así los siguientes balances de masa de las ecuaciones 2.14 y 2.15.

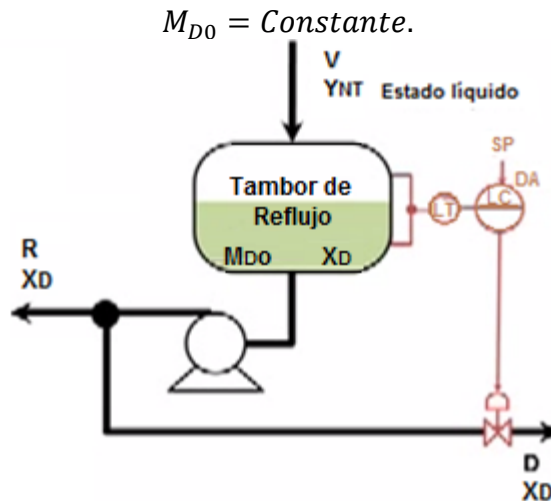


Figura 2.7. Flujos de entrada y salida en el tanque de reflujo de la columna de destilación, Imagen tomada de archivo de video (Ali Rojas, 2010).^[10]

Continuidad total.

$$\frac{d(M_{D0})}{dt} = V(t) - R(t) - D(t) \dots \dots \dots (2.14)$$

Continuidad del componente más volátil.

$$M_{D0} \frac{d(X_D(t))}{dt} = V(t)y_{NT}(t) - (R(t) + D(t))X_D(t) \dots \dots \dots (2.15)$$

Despejando de la ecuación 2.15 la concentración y sabiendo que la masa es constante en el tambor de reflujo se obtiene la ecuación 2.16.

$$\frac{d X_D(t)}{dt} = \frac{V(t)y_{NT}(t) - (R(t) + D(t))X_D(t)}{M_{D0}} \dots \dots \dots (2.16)$$

2.2 Simulación del modelo matemático.

Como se observa en el desarrollo del modelo matemático, las ecuaciones cuentan con productos de múltiples variables, lo que representa no linealidad en dichas ecuaciones. Con el fin de realizar la simulación del modelo matemático de forma simple y eficaz, se opta por introducir las ecuaciones obtenidas en el modelo matemático a una plataforma de simulación virtual como lo es Simulink de MATLAB®, en el cual se desarrollan los diagramas de simulación que representan el modelo matemático de cada sección de la torre de destilación binaria ideal.

2.2.1 Simulación en Plato N.

En las ecuaciones 2.17, 2.18, 2.19 y 2.20, se presentan la ecuación de rebalse de Francis, la ecuación de equilibrio de estados, continuidad total y continuidad por componente respectivamente.

$$L_{15}(t) = \frac{M_{15}(t) - M_0}{\beta} + L_0 \dots \dots \dots (2.17)$$

$$Y_{15}(t) = \frac{\alpha X_n(t)}{1 + (\alpha - 1)X_{15}(t)} \dots \dots \dots (2.18)$$

$$\frac{dM_{15}(t)}{dt} = L_{16}(t) - L_{15}(t) \dots \dots \dots (2.19)$$

$$X_{15}(t) = \int \frac{L_{16}(t)X_{16}(t) - L_{15}(t)X_{15}(t) + V(t)y_{14}(t) - V(t)y_{15}(t)}{M_{15}(t)} \dots \dots (2.20)$$

Con las ecuaciones características mostradas se realiza el diagrama de simulación mostrado en la figura 2.8 el cual describe la dinámica del plato 15. Como se observa en la figura 2.8, se muestran las salidas correspondientes a cada ecuación con colores distintos, en este caso se muestra el color negro, magenta, rojo y azul para representar los bloques que pertenecen a la ecuación de rebalse de Francis, la

ecuación de equilibrio de estados, continuidad total y continuidad por componente respectivamente.

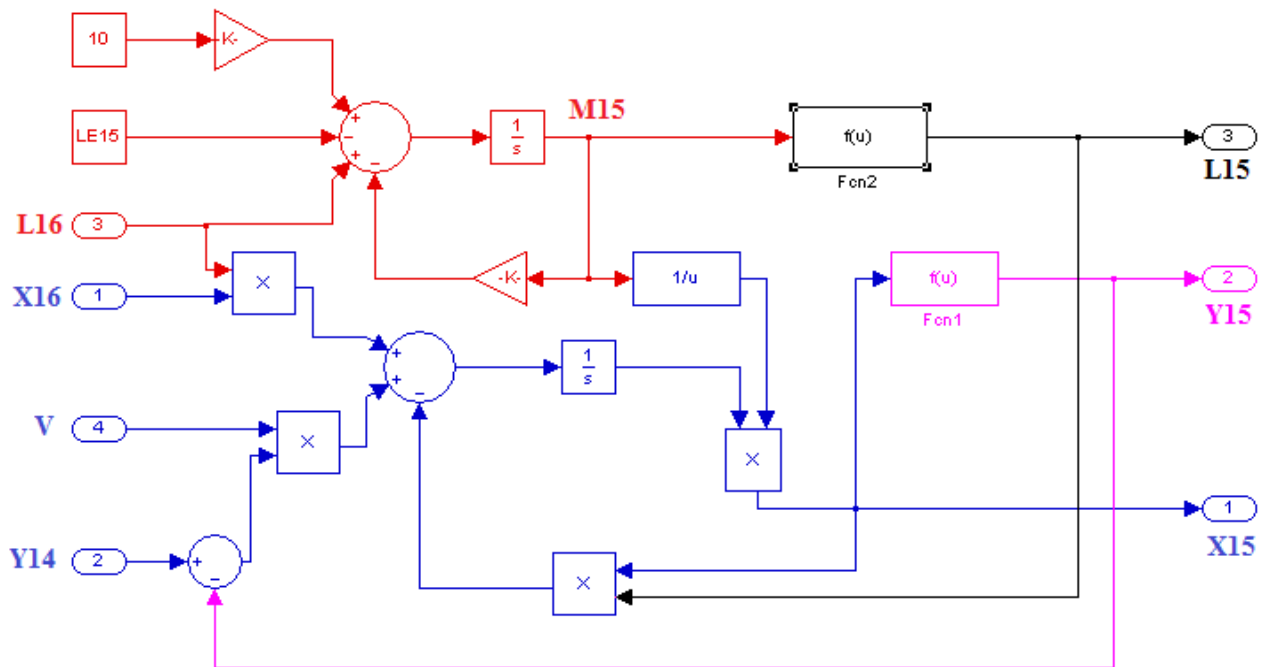


Figura 2.8. Diseño de diagrama de bloques representativo de la dinámica del plato 15.

El diagrama mostrado en la figura 2.8 cuenta con 2 bloques función, en los cuales se alojan la fórmula de rebalse de Francis (Ec. 2.17), y la ecuación de equilibrio de estados (Ec. 2.18).

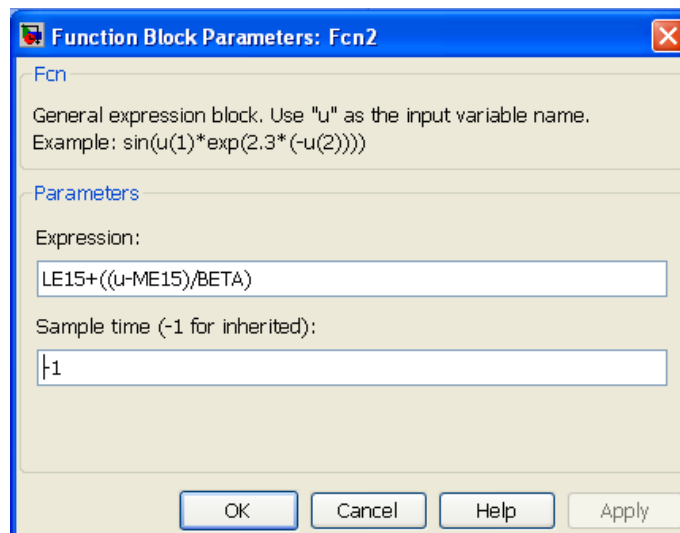


Figura 2.9. Ecuación de rebalse de Francis en bloque de función FCN2.

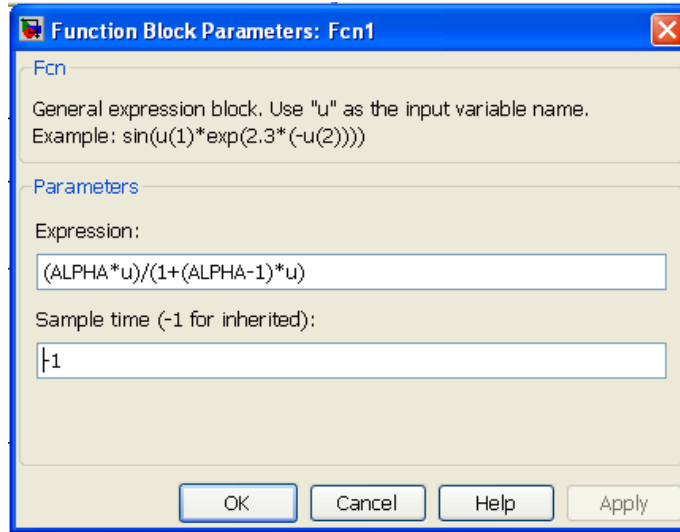


Figura 2.10. Ecuación de equilibrio de estados en bloque de función FCN1.

En la figura 2.9 se muestra la pantalla de configuración del bloque función en los cuales se coloca la expresión de rebalse de Francis, de igual forma en la figura 2.10 se muestra la pantalla de parámetros del bloque función que contiene la ecuación de equilibrio de estados. La configuración de parámetros de los bloques función se realiza en todos los platos que utilicen la ecuación de rebalse de Francis y la ecuación de equilibrio de estados.

2.2.2 Simulación del plato de alimentación.

En las ecuaciones 2.21, 2.22, 2.23 y 2.24 se presentan la ecuación de rebalse de Francis, la ecuación de equilibrio de estados, continuidad total y continuidad por componente respectivamente, que representan al plato de alimentación.

$$L_{10}(t) = \frac{M_{10} - M_0}{\beta} + L_0 \quad \dots \dots \dots (2.21)$$

$$Y_{10}(t) = \frac{\alpha X_n(t)}{1 + (\alpha - 1)X_{10}(t)} \quad \dots \dots \dots (2.22)$$

$$\frac{dM_{10}(t)}{dt} = \int L_{11}(t) + F - L_{10}(t) \quad \dots \dots \dots (2.23)$$

$$X_{10}(t) = \int \frac{L_{11}(t)X_{11}(t) - L_{10}(t)X_{10}(t) + V(t)y_9(t) - V(t)y_{10}(t) + Fz}{M_{10}(t)} \quad \dots (2.24)$$

Como se observa en las ecuaciones 2.23 y 2.24 la concentración y la masa contenida en el plato de alimentación se encuentran afectadas por el caudal de entrada F y la concentración Z de dicho caudal.

Con las ecuaciones características se realiza el diagrama de simulación mostrado en la figura 2.11 el cual describe la dinámica del plato de alimentación. Como se observa en la figura 2.11, se muestran las salidas correspondientes a cada ecuación en color negro, magenta, rojo y azul para representar los bloques que pertenecen a la ecuación de rebalse de Francis, la ecuación de equilibrio de estados, continuidad total y continuidad por componente respectivamente.

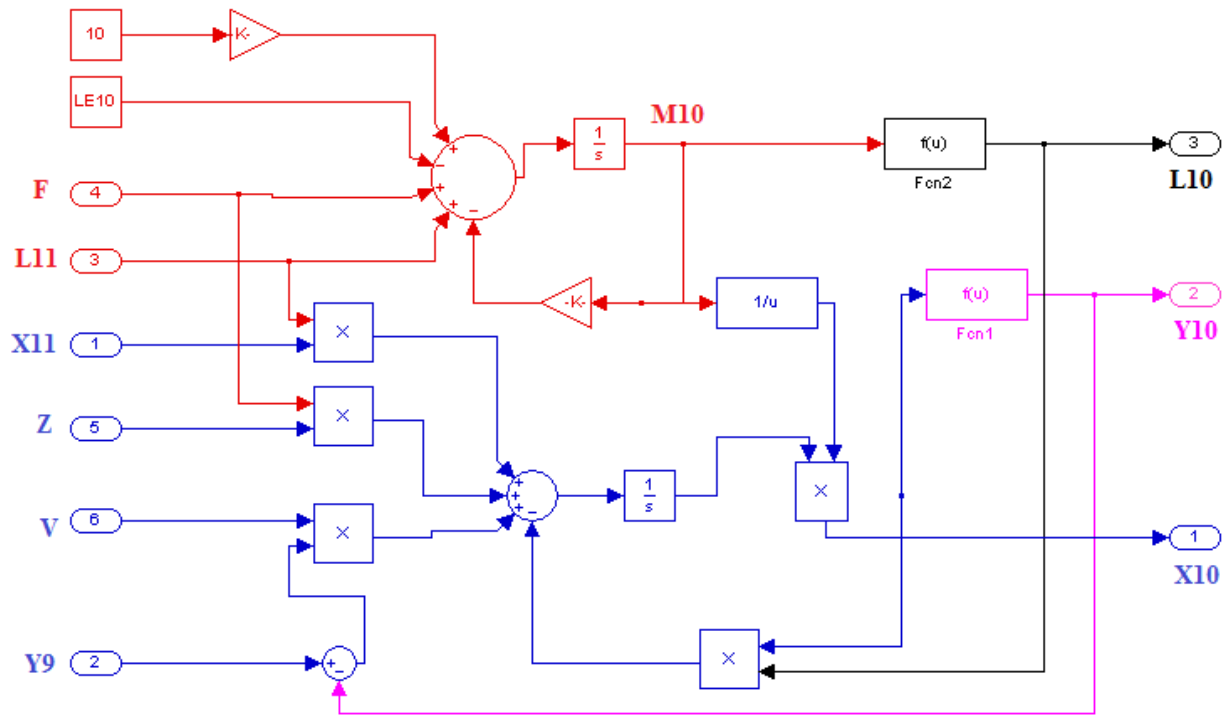


Figura 2.11. Diseño de diagrama de bloques del plato de alimentación de la columna de destilación.

Como se observa en la figura 2.11, el diagrama de simulación presenta dos bloques función, en los cuales se colocan la ecuación de equilibrio de estados y la ecuación de rebalse de Francis.

En la figura 2.9 y 2.10 se presentan las pantallas de configuración de parámetros de los bloques función, utilizados para introducir las ecuaciones de rebalse de Francis y la ecuación de equilibrio de estados respectivamente.

2.2.3 Simulación del conjunto base hervidor.

En las ecuaciones 2.25, 2.26 y 2.27 se presentan la ecuación de continuidad total, equilibrio de estados y continuidad por componente respectivamente, que representan el comportamiento del conjunto base hervidor.

$$\frac{dM_{B0}}{dt} = L_1(t) - V(t) - B(t) \quad \dots \dots \dots (2.25)$$

$$Y_B(t) = \frac{\alpha X_B(t)}{1 + (\alpha - 1)X_B(t)} \quad \dots \dots \dots (2.26)$$

$$X_B(t) = \int \frac{L_1(t)X_1(t) - V(t)y_B(t) - B(t)X_B(t)}{M_B} \quad \dots \dots \dots (2.27)$$

Con las ecuaciones características mostradas se realiza el diagrama de simulación mostrado en la figura 2.12, el cual describe la dinámica del conjunto base hervidor. Como se observa en la figura 2.12, se muestran las salidas correspondientes a cada ecuación en color rojo, negro y azul para representar los bloques que pertenecen a la ecuación de continuidad total, equilibrio de estados y continuidad por componente

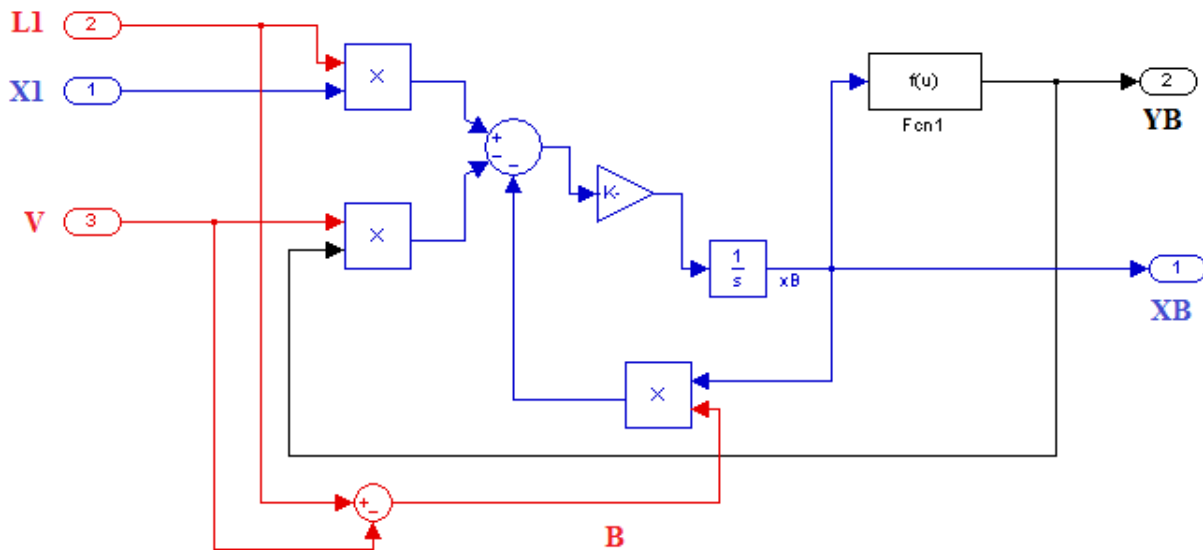


Figura 2.12. Diseño de diagrama de bloques de la base de la columna de destilación.

En la figura 2.12 se observa un bloque función en el cual se coloca la ecuación de equilibrio de estados, dicho bloque función se configura como se muestra en la figura 2.10.

2.2.4 Simulación del domo.

En las ecuaciones 2.28 y 2.29 se presentan la ecuación de continuidad total y continuidad por componente respectivamente, que representan el comportamiento del domo de la columna de destilación.

$$\frac{dM_D}{dt} = V(t) - R(t) - D(t) \quad \dots \dots \dots (2.28)$$

$$X_D(t) = \int \frac{V(t)y_{NT}(t) - (R(t) + D(t))X_D(t)}{M_D} \quad \dots \dots \dots (2.29)$$

Conociendo que MD es un valor constante, se puede despejar D, que representa el producto destilado más volátil así como se muestra en la ecuación 2.30.

$$D = V - R \quad \dots \dots \dots (2.30)$$

La figura 2.13 muestra el arreglo de la variable R y V, que es efectuado fuera del subsistema que contiene las ecuaciones de concentración de producto destilado del domo.

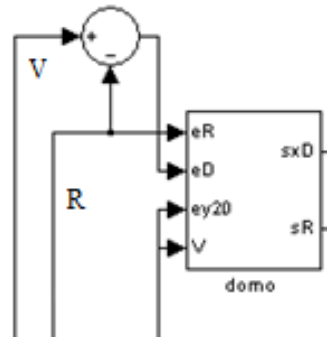


Figura 2.13. Punto suma ubicado fuera del bloque domo.

En la figura 2.14 se muestra el diagrama de simulación representativo de las ecuaciones que describen el comportamiento del domo de la columna de destilación binaria. Para ello se colocan los bloques de la ecuación de continuidad total en color rojo y los bloques de la ecuación de continuidad por componente en color azul, identificando las salidas como R, y XD.

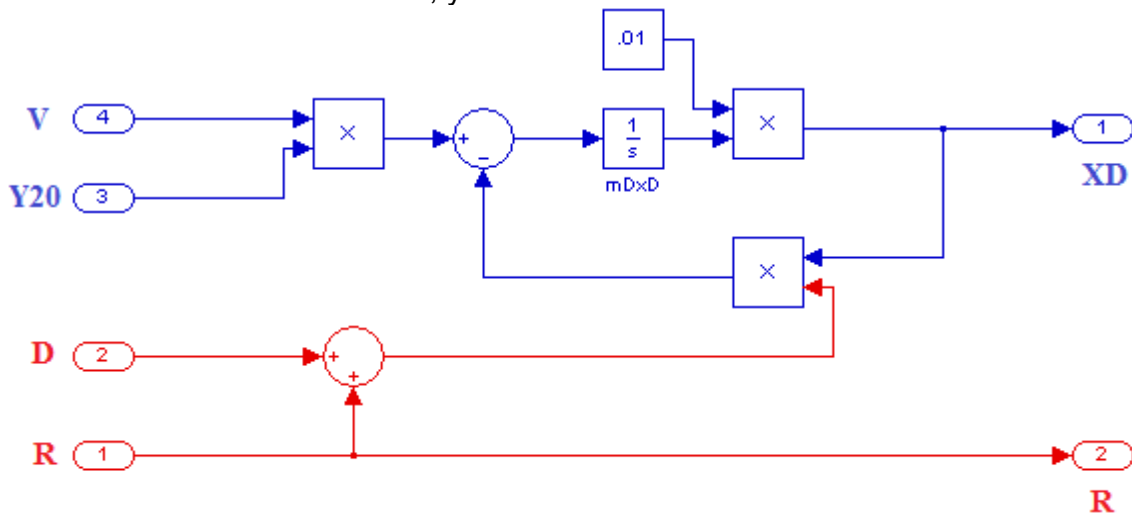


Figura 2.14. Diseño de diagrama de bloques del domo de la columna de destilación.

2.2.5 Controlador PI.

La simulación del controlador PI de concentración tanto en el domo como en la base se realiza en Simulink de MATLAB® siguiendo las ecuaciones características de control mostradas en la ecuación 2.31 para el controlador de destilado y 2.32 para el controlador de sedimentos respectivamente.

Controlador de destilado.

$$R = R_o + K_{C,D} \left(e_D + \frac{1}{\tau_D} \int e_D \right) \dots \dots \dots (2.31)$$

Donde.

$$e_D = X_{D,SP} - X_D = 0.98 - X_D$$

Controlador de Sedimento.

$$V = V_o - K_{C,B} \left(e_B + \frac{1}{\tau_B} \int e_B \right) \dots \dots \dots (2.32)$$

Donde.

$$e_B = X_{B,SP} - X_B = 0.02 - X_B$$

Como se observa en la ecuación 2.31, el controlador de destilado es de acción inversa, con lo que, al disminuir la concentración del componente más volátil en el destilado se introduce más flujo a la columna en forma de reflujo. A diferencia del controlador de sedimentos representado por la ecuación 2.32 el cual es un controlador de acción directa, en el cual, si aumenta la concentración del componente más volátil en el sedimento, se aumenta el flujo de vapor inyectado a la columna con ayuda del conjunto base hervidor.

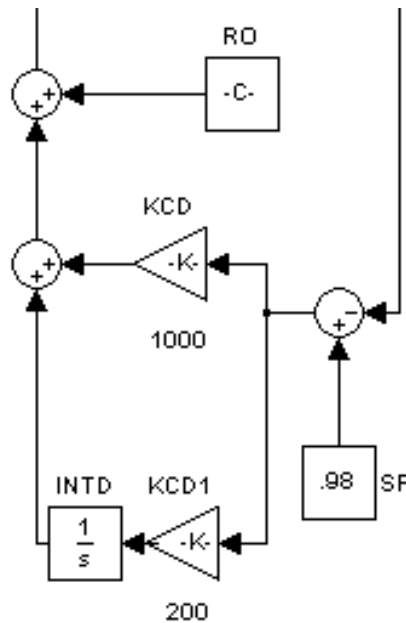


Figura 2.15. Controlador PI de producto destilado simulado en Simulink de MATLAB®.

Como se observa en la figura 2.15 y 2.16, el controlador PI se simula con bloques en Simulink, siguiendo las ecuaciones teóricas representativas del control PI.

Una vez que se tienen los 2 controladores de concentración en Simulink se realiza la simulación, para lo cual se requiere de conocer las condiciones iniciales y

condiciones de operación del modelo matemático, las cuales se muestran en la tabla 2.1.

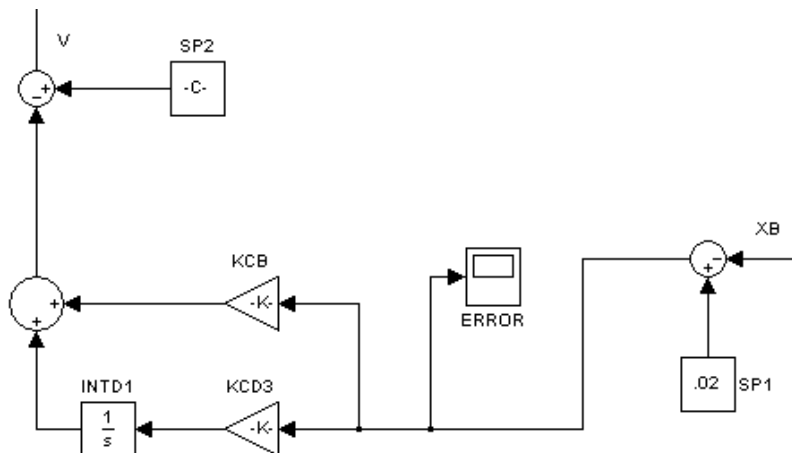


Figura 2.16. Controlador PI del producto de sedimento en SIMULINK de MATLAB®.

Tabla 2.1. Condiciones iniciales y de operación.

Variable.	Descripción.	Valor.
F	Flujo de entrada a la columna.	100.00
Z	Concentración de F.	0.55
V	Flujo de vapor inicial.	178.01
R	Reflujo inicial.	128.01
NT	Numero de platos.	20.00
NF	Numero de plato de entrada de flujo.	10.00
MDO	Masa que contiene el tambor de reflujo.	100.00
MBO	Masa que contiene el conjunto base-hervidor.	100.00
α	Constante de equilibrio de fases.	2.00
β	Constante hidráulica de rebalse.	0.10
Mo	Capacidad del plato.	10.00

Se asigna como valor inicial de desborde el valor del reflujo inicial más el de la mezcla que ingresa como se muestra en la ecuación 2.33, solo para los platos que están por debajo del plato de alimentación.

$$L_o(N) = Ro + F \dots \dots \dots (2.33)$$

Para platos que están por encima del plato de alimentación solo se asigna el valor del reflujo mostrado en la ecuación 2.34

$$L_o(N) = Ro \dots \dots \dots (2.34)$$

De igual forma, Se consideran condiciones iniciales de concentración en cada plato, dichas concentraciones iniciales se muestran en la tabla 2.2.

Tabla 2.2. Valores iniciales de concentración en cada plato.

Plato	XB	X1	X2	X3	X4	X5	X6	X7	X8	X9	X10
Concentración	0.02	0.04	0.06	0.09	0.13	0.19	0.25	0.32	0.38	0.43	0.48
Plato	X11	X12	X13	X14	X15	X16	X17	X18	X19	X20	XD
Concentración	0.52	0.56	0.62	0.68	0.74	0.80	0.86	0.90	0.93	0.96	0.98

2.2.6 Respuestas de simulación.

La figura 2.17 muestra la gráfica de concentración de producto destilado obtenida del modelo de la torre de destilación binaria simulado en MATLAB®, en la que se observa que inicia en su condición inicial igual a 98% de concentración.

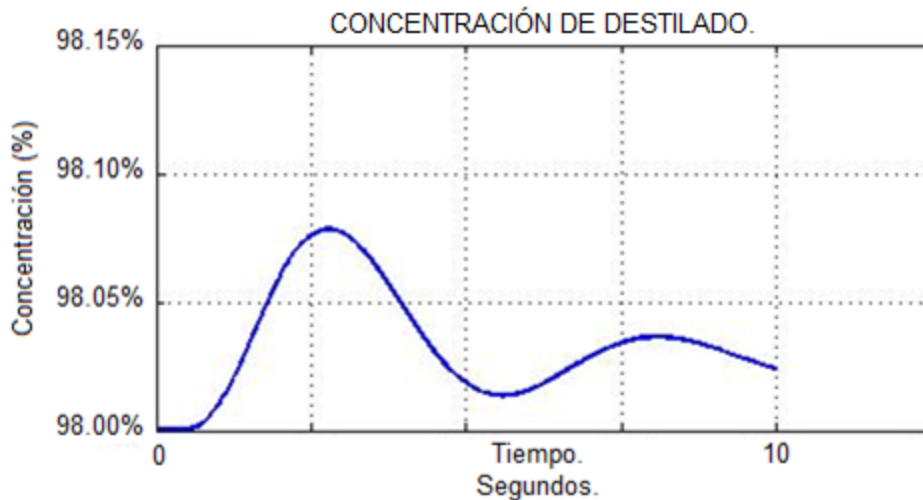


Figura 2.17. Gráfica de concentración de producto destilado obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.

La figura 2.18 muestra la gráfica de concentración de producto de fondo obtenida del modelo de la torre de destilación binaria simulado en MATLAB®, en la que se observa que inicia en su condición inicial igual a 2% de concentración.

La figura 2.19 muestra la gráfica de entrada de vapor, obtenida del modelo matemático de la torre de destilación binaria simulado en MATLAB® en la que se observa que inicia en su condición inicial igual a 178.01 Kg/min y la cual representa la salida del controlador de concentración de producto de fondo.

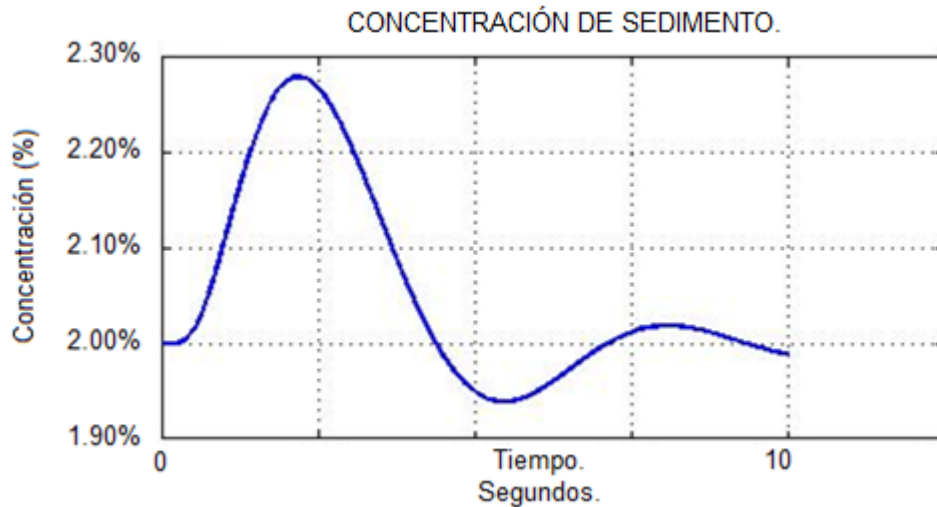


Figura 2.18. Gráfica de concentración de producto de fondo obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.

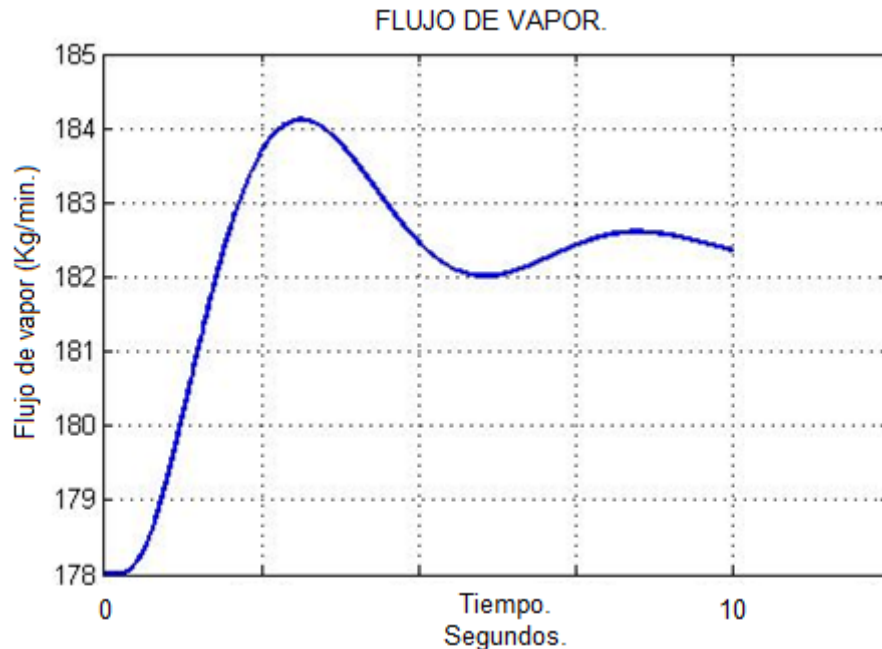


Figura 2.19. Gráfica de entrada de vapor en el fondo de la columna obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.

La figura 2.20 muestra la gráfica de entrada de producto destilado recirculado obtenida del modelo de la torre de destilación binaria simulado en MATLAB®, en la que se observa que inicia en su condición inicial igual a 128.01 Kg/min y la cual representa la salida del controlador de concentración de producto destilado.

Del modelo dado y tomado para este caso se muestra la tabla 2.3 de valores de concentración de producto de domo, concentración producto de base, flujo de vapor y flujo recirculado en el domo, con los que se obtienen las gráficas mostradas en la figura 2.21.

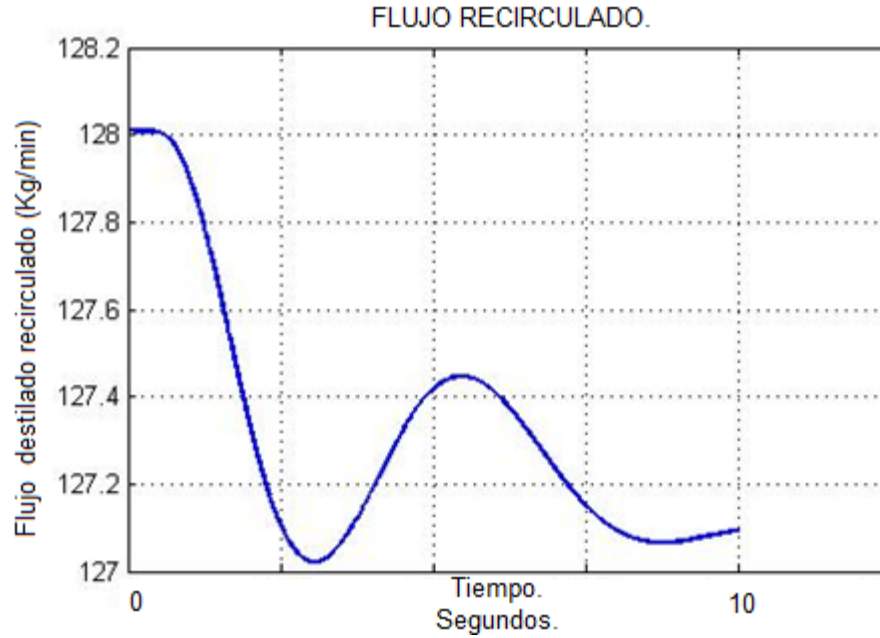


Figura 2.20. Gráfica de entrada de flujo de producto destilado recirculado obtenida por el modelo simulado en Simulink de MATLAB®.

Tabla 2.3. Valores obtenidos en el libro “PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL FOR CHEMICAL ENGINEERS”

Tiempo	Concentración Sedimento	Concentración Destilado.	Flujo Recirculado.	Flujo de vapor.
0.0	0.02000	0.98000	128.01	178.01
0.5	0.02014	0.98000	128.01	178.16
1.0	0.02108	0.98010	127.90	179.32
1.5	0.02218	0.98035	127.64	181.08
2.0	0.02276	0.98061	127.33	182.67
2.5	0.02268	0.98076	127.11	183.69
3.0	0.02212	0.98077	127.02	184.10
3.5	0.02132	0.98065	127.06	183.99
4.0	0.02051	0.98048	127.18	183.55
4.5	0.01987	0.98030	127.32	182.98
5.0	0.01950	0.98019	127.41	182.47
5.5	0.01939	0.98014	127.44	182.13
6.0	0.01950	0.98016	127.41	182.01
6.5	0.01972	0.98022	127.33	182.07
7.0	0.01995	0.98029	127.24	182.24
7.5	0.02012	0.98034	127.15	182.43
8.0	0.02019	0.98036	127.09	182.56
8.5	0.02016	0.98035	127.07	182.60
9.0	0.02007	0.98032	127.06	182.57
9.5	0.01997	0.98028	127.07	182.47

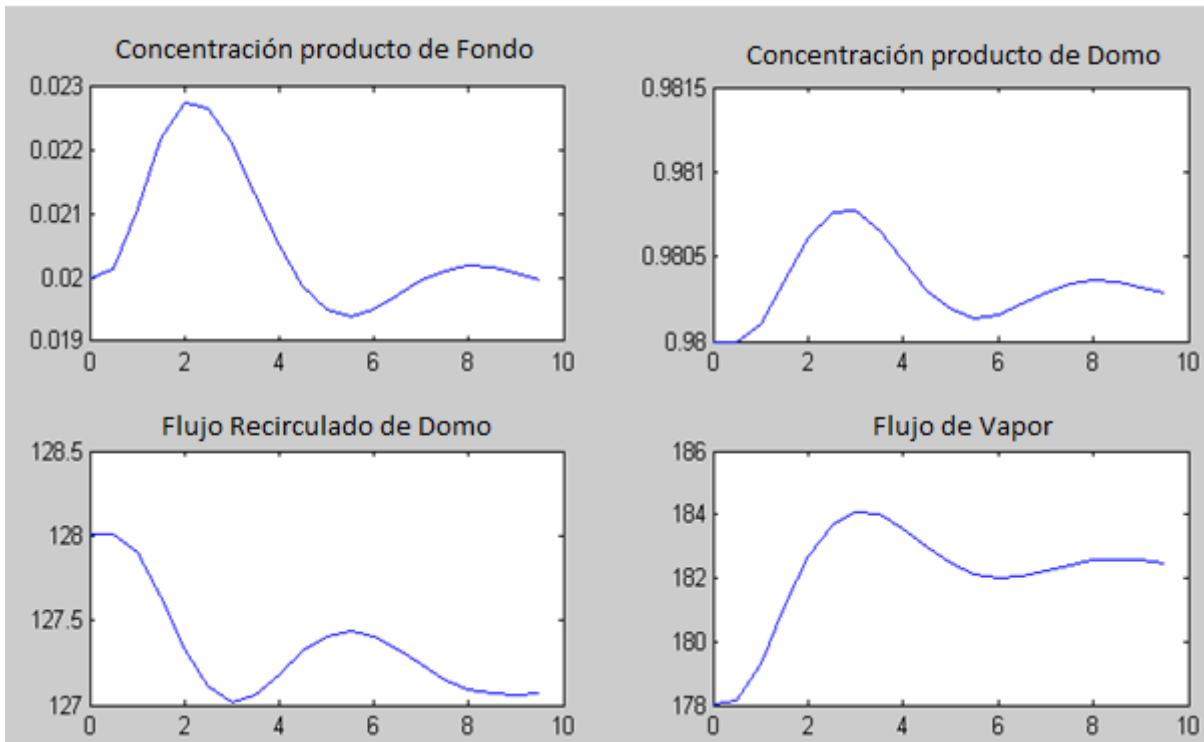


Figura 2.21. Gráficas proporcionadas por el libro “PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL FOR CHEMICAL ENGINEERS”

Realizando la comparación de las gráficas obtenidas en la figura 2.17, 2.18, 2.19 y 2.20 con las gráficas mostradas en la figura 2.21, se aprecia la similitud entre éstas, por lo que se considera que el modelo matemático realizado en Simulink de MATLAB® es válido y correcto para su utilización en la interconexión vía OPC con el software del controlador de ABB freelance800F.

Como se observa en las gráfica de concentración de la figura 2.17 la gráfica de producto destilado presenta un porcentaje de sobreimpulso de 0.081% que representa el 0.08% de concentración.

De igual forma se aprecia en la figura 2.18 la gráfica de concentración de producto de fondo, en la cual se aprecia un sobreimpulso del 14%, lo que representa un sobreimpulso mayor en comparación con el presentado en la gráfica de concentración de producto destilado y que representa el 0.28% de concentración.

2.3 Controlador propuesto.

Se ha realizado la simulación del modelo matemático ya dado de una torre de destilación binaria ideal del libro “PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL FOR CHEMICAL ENGINEERS” del autor William L. Luyben, en el cual se presentan las ecuaciones que describen la dinámica de la torre así como las ganancias de los controladores PI de concentración, sin embargo, no se hace

mención del método de sintonización utilizado para obtener esos valores de ganancias.

A continuación se presenta el método propuesto para el control de las concentraciones de la torre de destilación binaria, con la finalidad de realizar la comparación entre la respuesta dada en el libro y la obtenida por el método propuesto de sintonización.

2.3.1 Sintonización por el método de Ziegler – Nichols.

Como parte inicial se propone un controlador PI ya que una torre de destilación de 20 platos puede alcanzar grandes alturas dependiendo del tipo de platos, el sistema de precalentado, la capacidad de almacenamiento de vapor en la corona de la torre y el sistema de condensación el cual permite medir la concentración de destilado, son factores importantes en la obtención de un producto final puro, por lo que la respuesta obtenida puede llegar a ser una respuesta muy lenta.

Ya que no se conoce la función de transferencia de la torre, lo que se propone es excitar el modelo con una entrada escalón unitario como se observa en la figura 2.22 en la que se puede apreciar que se elimina la salida de los controladores de concentración y se coloca la entrada escalón unitario antes de las condiciones iniciales de entrada de reflujo y entrada de flujo de vapor. Es importante mencionar que se coloca una entrada escalón unitario a la vez.

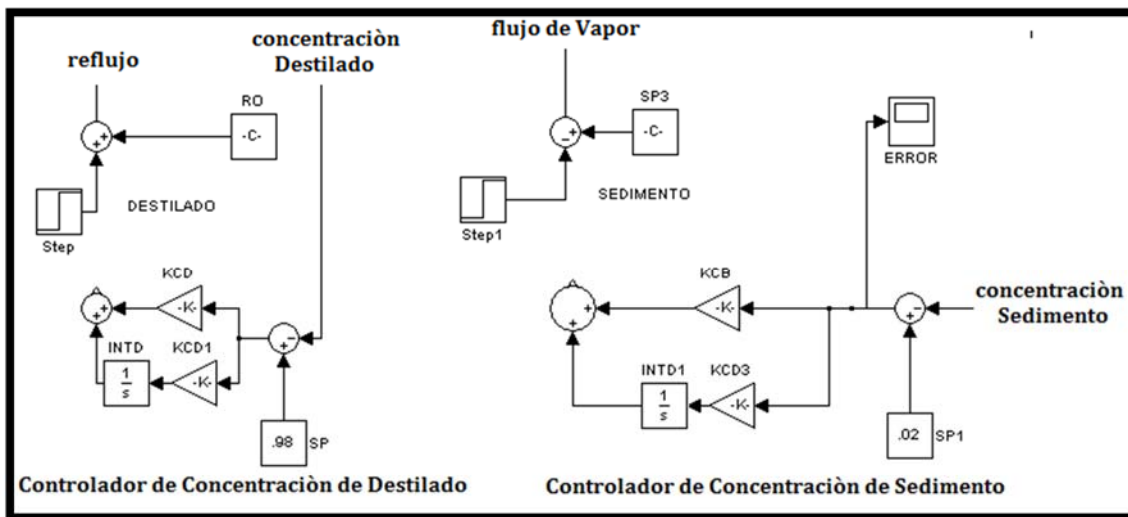


Figura 2.22. Excitación del modelo matemático con entradas escalón unitario.

En la figura 2.23 se muestra la respuesta de la gráfica de concentración de destilado a una entrada escalón unitario, de igual forma de muestran los valores obtenidos de tiempo en $t = 5.475$ que pertenece al tiempo donde se alcanza el 63.2% de la respuesta, así como el tiempo $t = 2.535$ que pertenece al tiempo en el cual se alcanza el 28.3% de la respuesta, de igual modo se obtiene el valor de la ganancia propia del sistema la cual se calcula con la ecuación 2.35.

$$K = \frac{\Delta SALIDAS}{\Delta ENTRADAS} = \frac{(0.9931 - 0.98)}{(129.01 - 128.01)} = 0.0131 \quad \dots \dots \dots (2.35)$$

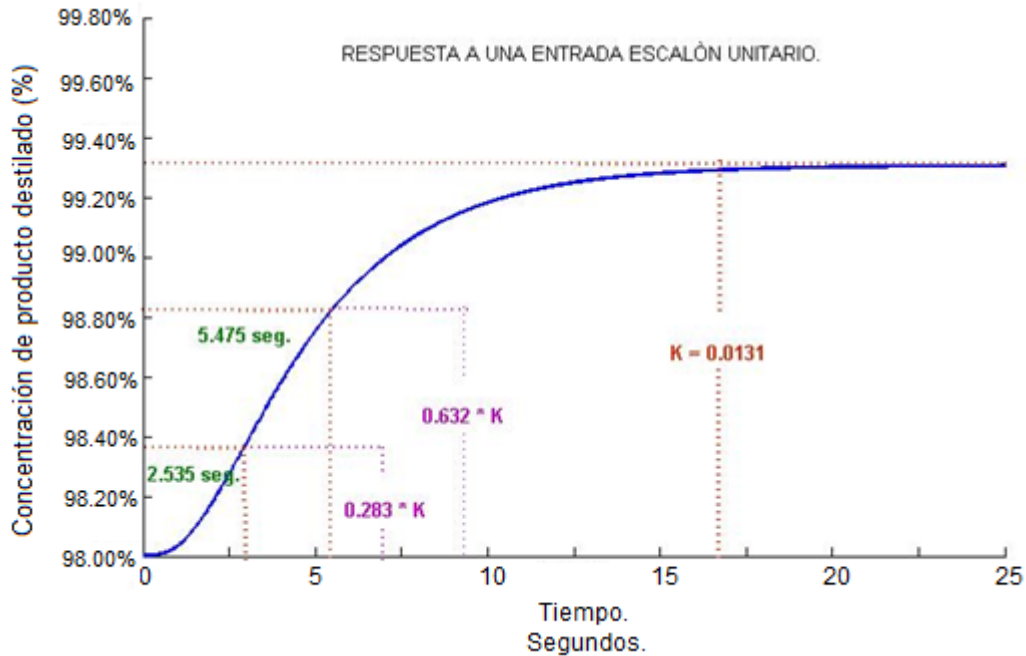


Figura 2.23. Gráfica de concentración de destilado a una entrada escalón unitario.

Una vez identificados los tiempos correspondientes al 63.2% y 23.2% de la respuesta se obtiene τ y t_0 utilizando las ecuaciones 2.36 y 2.37 respectivamente.

$$\tau = 1.5(t_{0.632} - t_{0.232}) \quad \dots \dots \dots (2.36)$$

$$t_0 = t_{0.632} - \tau \quad \dots \dots \dots (2.37)$$

Resolviendo la ecuación 2.36.

$$\tau = 1.5(5.475 - 2.535) = 4.41$$

Resolviendo la ecuación 2.37.

$$t_0 = 5.475 - 4.41 = 1.065$$

Con los valores obtenidos se obtiene el valor de ganancia proporcional K_p , y la ganancia integral K_i . El desarrollo de las fórmulas de sintonización se presenta en la tabla 2.4.

En la figura 2.24 se muestra la respuesta de la gráfica de concentración de producto de fondo a una entrada escalón unitario, de igual forma de muestran los valores obtenidos en $t = 9.097$ que pertenece al tiempo donde se alcanza el 63.2% de la respuesta así como el tiempo $t = 4.8$ que pertenece al tiempo en el cual se alcanza el 28.3% de la respuesta, de igual modo de obtiene el valor de la ganancia propia del sistema la cual se calcula con la ecuación 2.38.

Tabla 2.4. Sintonización del controlador PI de concentración de destilado por el método de Ziegler – Nichols.

Controlador PI	Formula.	Sustituyendo valores.	Resultado.
Ganancia Kp.	$Kp = \frac{0.9 * T}{K * to}$	$Kp = \frac{(0.9)(4.41)}{(0.0131)(1.065)}$	$Kp = 284.485539$
Tiempo Ti.	$Ti = 3.33 * to$	$Ti = (3.33)(1.065)$	$Ti = 3.54645$
Ganancia Ki	$Ki = \frac{Kp}{Ti}$	$Ki = \frac{248.485539}{3.54645}$	$Ki = 80.2169885$

$$K = \frac{\Delta SALIDAS}{\Delta ENTRADAS} = \frac{(0.1245 - 0.02)}{(179.01 - 178.01)} = 0.1045 \quad \dots \dots \dots (2.38)$$

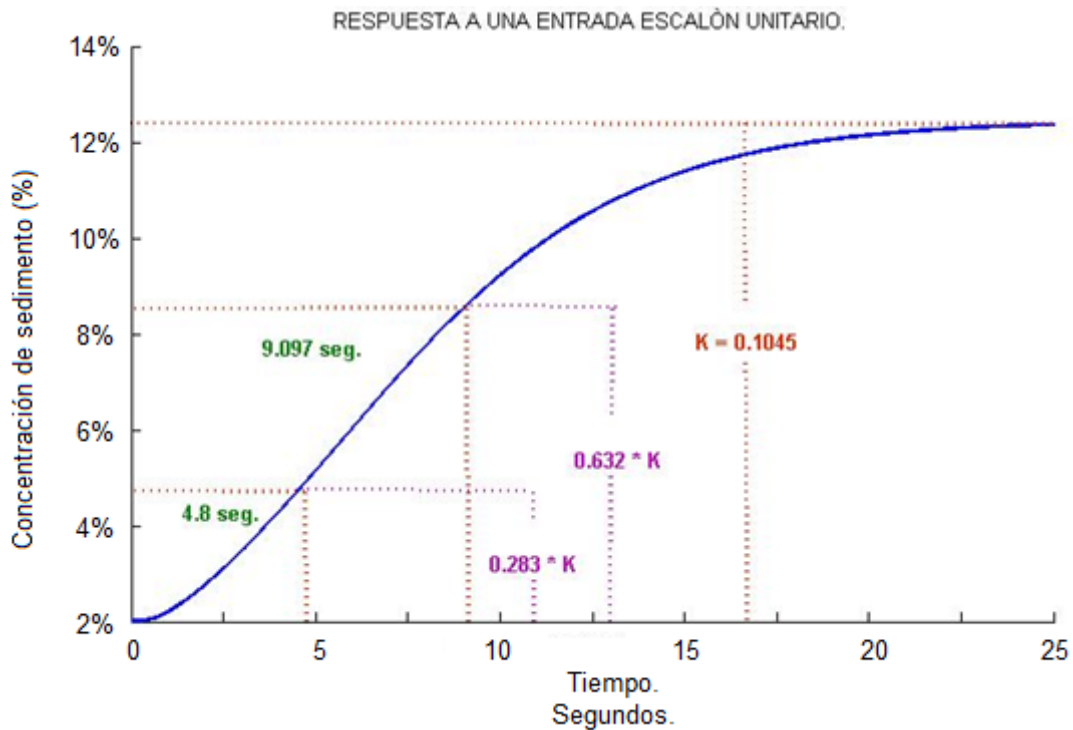


Figura 2.24. Gráfica de concentración de producto de fondo a una entrada escalón unitario.

Una vez identificados los tiempos al 63.2% y 23.2% de la respuesta, se obtiene τ y t_0 utilizando las ecuaciones 2.39 y 2.40 respectivamente.

$$\tau = 1.5(t_{0.632} - t_{0.232}) \quad \dots \dots \dots (2.39)$$

$$t_0 = t_{0.632} - \tau \quad \dots \dots \dots (2.40)$$

Resolviendo la ecuación 2.39.

$$\tau = 1.5(9.097 - 4.8) = 6.4455$$

Resolviendo la ecuación 2.40.

$$t_0 = 9.097 - 6.4455 = 2.6515$$

Con los valores obtenidos se obtiene el valor de ganancia proporcional K_p , y la ganancia integral K_i . El desarrollo de las fórmulas de sintonización se presenta en la tabla 2.5.

Tabla 2.5. Sintonización del controlador PI de concentración de producto de fondo por el método de Ziegler – Nichols.

Controlador PI	Formula.	Sustituyendo valores.	Resultado.
Ganancia K_p .	$K_p = \frac{0.9 * T}{K * t_o}$	$K_p = \frac{(0.9)(6.4455)}{(0.1045)(2.6515)}$	$K_p = 20.935879$
Tiempo T_i .	$T_i = 3.33 * t_o$	$T_i = (3.33)(2.6515)$	$T_i = 8.829495$
Ganancia K_i	$K_i = \frac{K_p}{T_i}$	$K_i = \frac{20.935879}{8.829495}$	$K_i = 2.37112983$

Se sintoniza y se simula el controlador PI de destilado con los valores obtenidos en la tabla 2.4 obteniendo la gráfica mostrada en la figura 2.25.

CONCENTRACIÓN DE PRODUCTO DESTILADO, MÉTODO DE ZIEGLER-NICHOLS

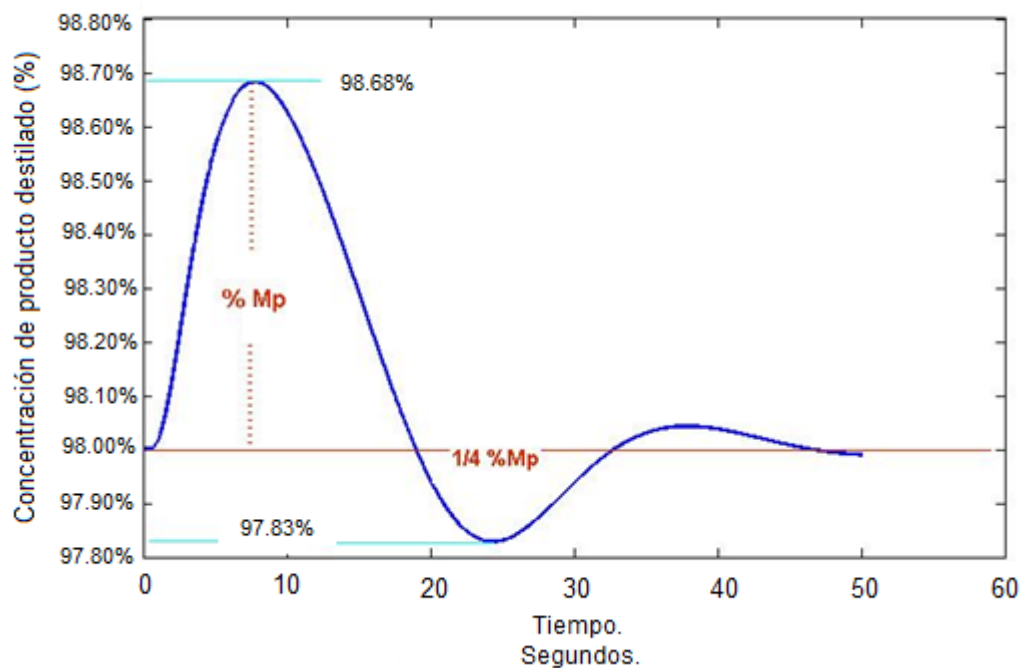


Figura 2.25. Gráfica de concentración de producto destilado utilizando el método de sintonización por Ziegler-Nichols.

Como se observa en la figura 2.25 la gráfica de concentración obtenida por el método de Ziegler-Nichols mantiene una relación de $\frac{1}{4}$ entre la primera y la segunda oscilación. Como se puede observar presenta un máximo sobreimpulso del 0.6938% correspondiente al 0.68% en concentración de producto destilado.

Se puede observar que el tiempo de simulación se amplió para poder visualizar la respuesta, lo que indica que el tiempo de asentamiento aumentó con la sintonización del controlador PI por el método de Ziegler-Nichols.

En la figura 2.26 se muestra la gráfica de respuesta del producto de fondo, utilizando los parámetros de sintonización obtenidos en la tabla 2.5 por el método de Ziegler-Nichols.

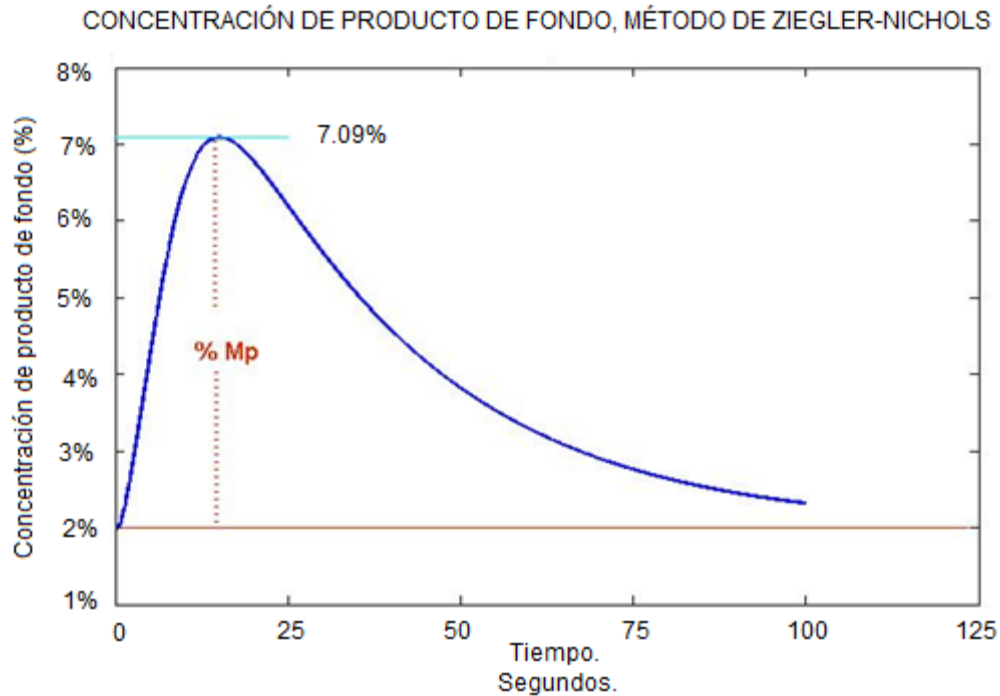


Figura 2.26. Gráfica de concentración de producto de fondo utilizando el método de sintonización por Ziegler-Nichols.

Como puede observarse en la gráfica de la figura 2.26, no se presentan oscilaciones, se presenta un sobreimpulso del 254.5% que representa el 5.09% en concentración del elemento más volátil.

En la figura 2.27 se muestran las gráficas de concentración de destilado y de producto de fondo conectando los 2 controladores PI de concentración que utiliza el método de sintonización por Ziegler-Nichols.

Como se aprecia en la figura 2.27 al conectar los dos controladores PI de concentración las gráficas obtenidas se modifican, como se aprecia en la gráfica de concentración de producto de fondo de la figura 2.27 en comparación con la figura 2.26, la gráfica se altera, el máximo sobre impulso baja de 254.5% a 124% y se aprecian oscilaciones, sin embargo en la gráfica de producto de fondo de la figura 2.27 se presenta un error del 16.5%.

De igual forma comparando la gráfica de concentración de producto destilado de la figura 2.27 con la gráfica de la figura 2.25 el máximo sobre impulso de la

concentración de destilado baja de 0.6938% a 0.653%, presenta oscilaciones y guarda la relación de $\frac{1}{4}$ entre el valor de máximo de la primera oscilación y la segunda.

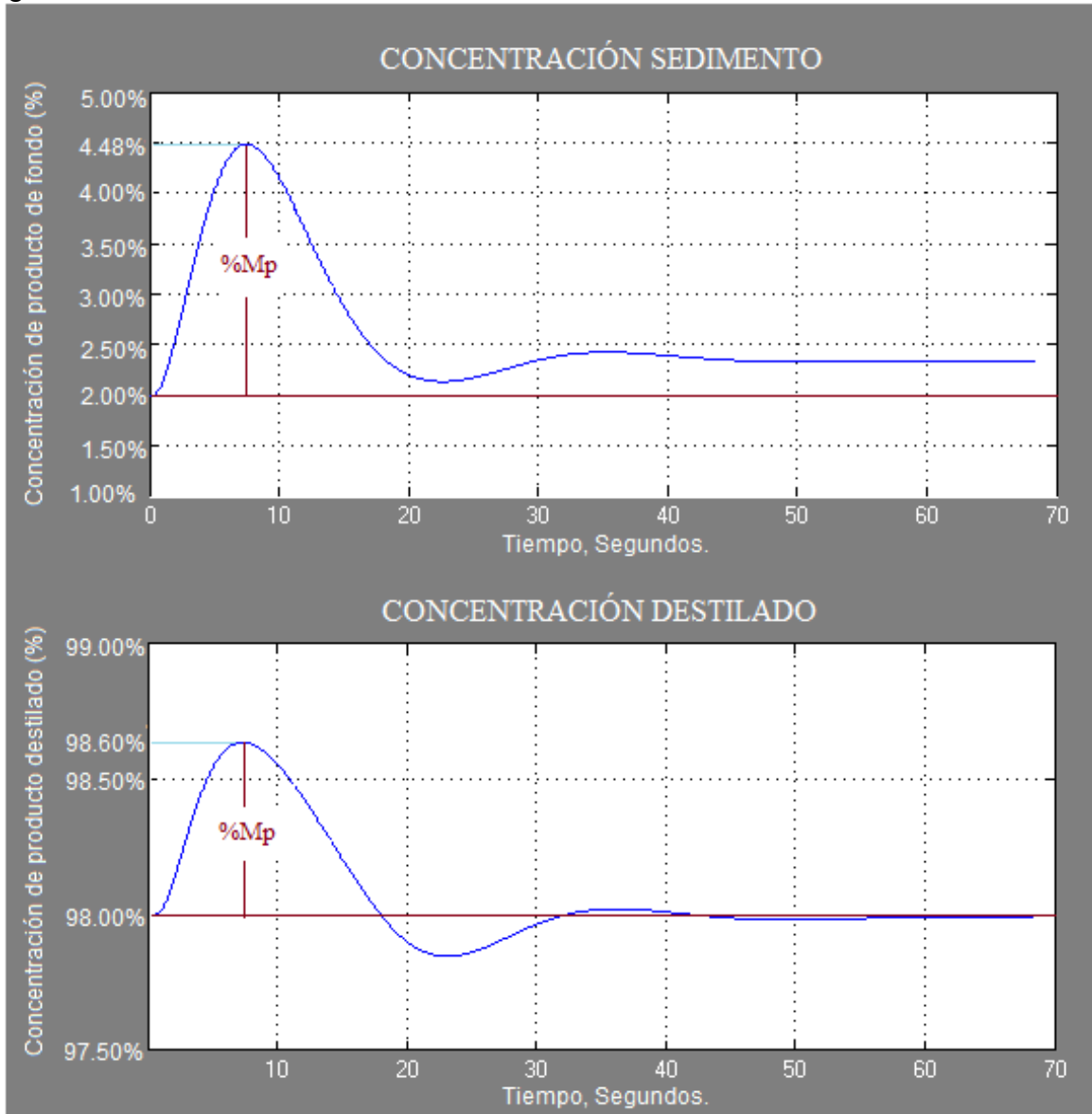


Figura 2.27. Gráficas de concentración de sedimento y destilado obtenidas con los parámetros de sintonización de la tabla 2.4 y 2.5 simultáneamente.

2.3.2 Sintonización utilizando el bloque PID de MATLAB®.

Adicionalmente se agrega a la simulación la respuesta que proporciona el bloque PID incorporado dentro de las herramientas de Simulink de MATLAB®.

En la figura 2.28 se presenta la pantalla de configuración del bloque PID para el control de producto destilado, en el cual se aprecian la ganancia proporcional e integral obtenida mediante la herramienta auto-tuning del bloque PID, además de que se ha seleccionado un controlador PI.

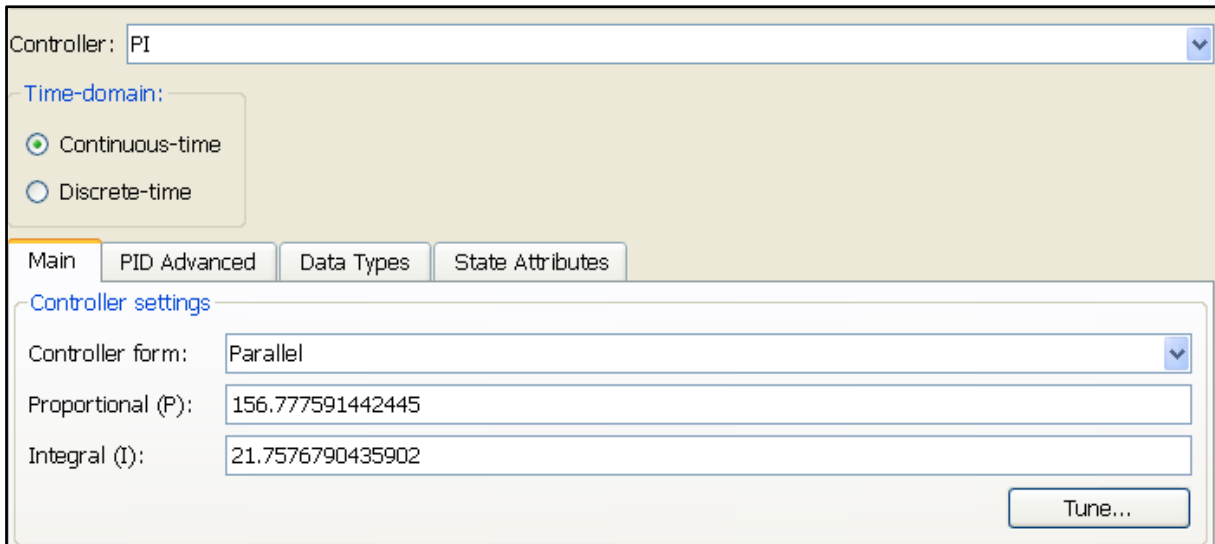


Figura 2.28. Pantalla de configuración del bloque PID de Simulink para el control de producto destilado.

En la figura 2.29 se presenta la pantalla de configuración del bloque PID para el control de producto de fondo, en el cual se aprecian la ganancia proporcional e integral obtenida mediante la herramienta auto-tuning del bloque PID, además de que se ha seleccionado un controlador PI.

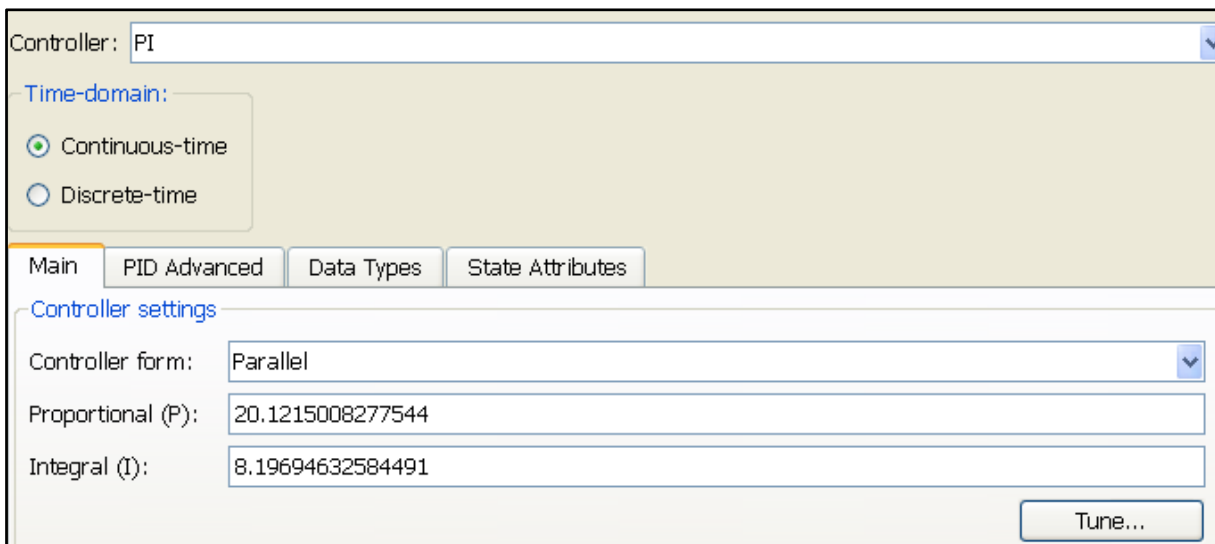


Figura 2.29. Pantalla de configuración del bloque PID de Simulink para el control de producto de fondo.

La figura 2.30 muestra la gráfica comparativa de concentración de producto destilado utilizando el controlador ya dado, el controlador propuesto por el método de Ziegler-Nichols y el controlador del bloque PID de Simulink.

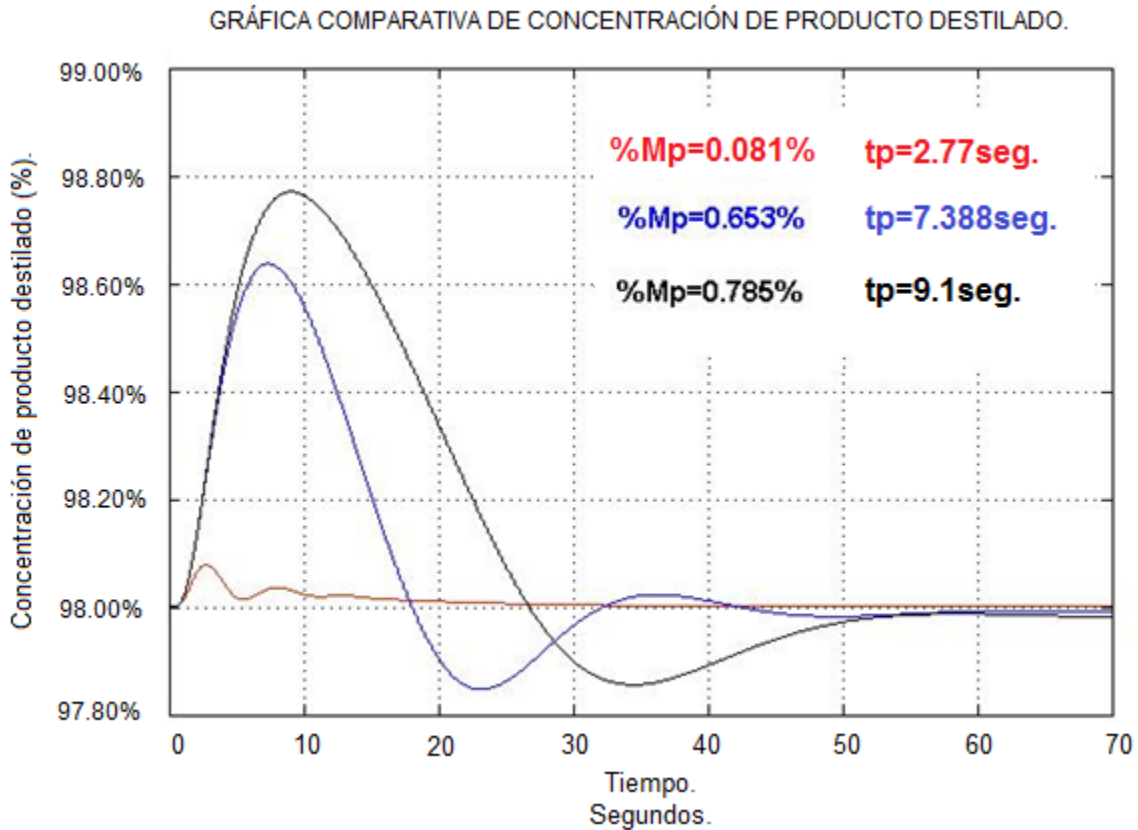


Figura 2.30. Gráfica comparativa de concentración de producto destilado.

Como se aprecia, se presentan 3 gráficas en color rojo, azul y negro, que corresponden a las gráficas del controlador dado, el controlador propuesto sintonizado por Ziegler-Nichols y el bloque PID de Simulink respectivamente. En la tabla 2.6 se presentan las características de cada una de las gráficas.

Tabla 2.6. Características de graficas de concentración de producto destilado.

Gráfica.	%Mp.	tp.	ts (2%).	ts (5%).
Gráfica del controlador dado.	0.081%	2.77 seg.	-	-
Gráfica del controlador propuesto.	0.653%	7.388 seg.	-	-
Gráfica del controlador del bloque PID de Simulink.	0.785%	9.1 seg.	-	-

La tabla 2.6 omite el valor del tiempo de asentamiento, ya que el valor de la respuesta en las 3 gráficas no sobrepasa en ningún momento un valor de $\pm 2\%$ y $\pm 5\%$ de la respuesta.

En la figura 2.31 se presentan las gráficas comparativas de concentración de producto de fondo. Se puede apreciar la gráfica del controlador dado, del controlador propuesto sintonizado por Ziegler-Nichols y el controlador del bloque PID de Simulink en color rojo, azul y negro respectivamente.

GRÁFICA COMPARATIVA DE CONCENTRACIÓN DE PRODUCTO DE FONDO.

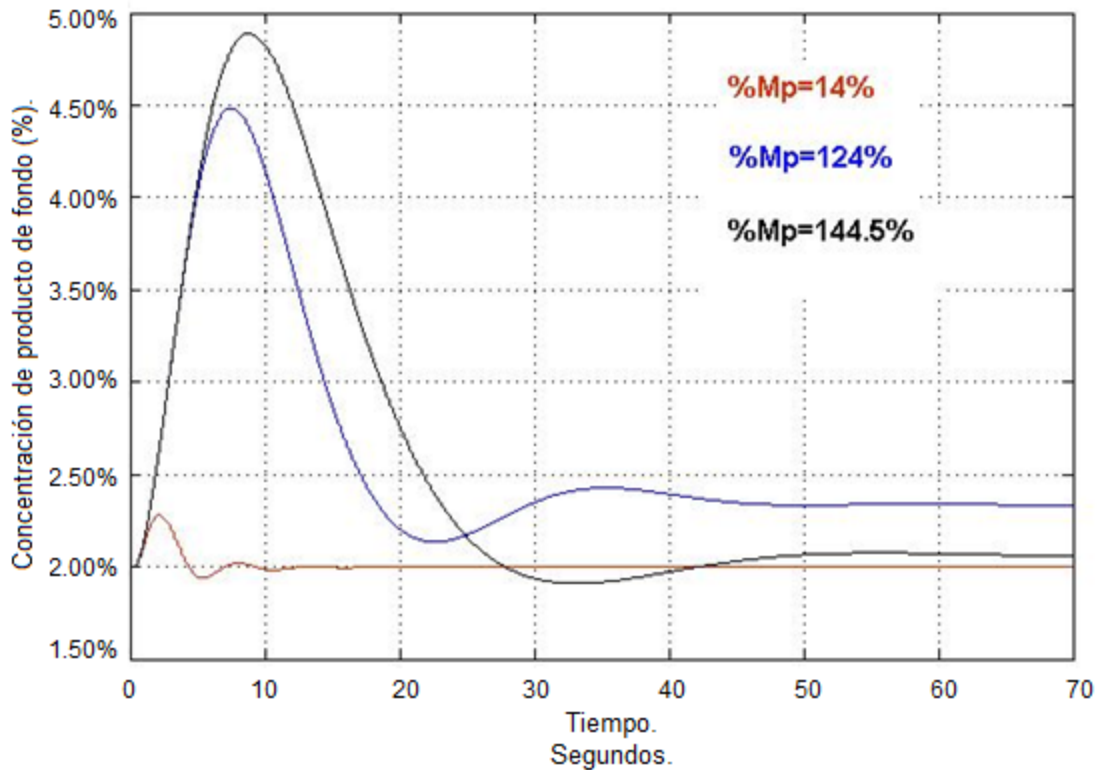


Figura 2.31. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo.

En la tabla 2.7 se presentan las características de cada una de las gráficas.

Tabla 2.7. Características de gráficas de concentración de producto de fondo.

Gráfica.	%Mp.	tp.	ts (2%).	ts (5%).
Gráfica del controlador dado.	14%	2.185seg.	6.25seg.	3.66seg.
Gráfica del controlador propuesto.	124%	7.5seg.	-	-
Gráfica del controlador del bloque PID de Simulink.	144.5%	8.838seg.	25.85seg.	119seg.

La tabla 2.7 omite el valor del tiempo de asentamiento para el controlador propuesto, ya que se genera un deslizamiento fuera de los valores permitidos de $\pm 2\%$ o $\pm 5\%$ del valor deseado como se puede observar en la gráfica en color azul de la figura 3.31.

Como se observa en las gráficas de la figura 3.30 y 3.31 el controlador dado como parte del modelo matemático de la torre de destilación binaria ideal presenta un mejor rendimiento, ya que genera un sobreimpulso menor y lleva el valor de concentración a su valor de consigna en menos tiempo que los otros controladores probados.

Una de las razones que puede propiciar el mejor rendimiento del controlador dado, se debe a la falta de conocimiento respecto al método de sintonización utilizado para sintonizar dicho controlador, sin embargo se hace evidente un ajuste manual tratando de buscar el mejor rendimiento.

CAPÍTULO III. DESARROLLO DE PROYECTO EN EL SOFTWARE DEL CONTROLADOR FREELANCE 800F.

En el capítulo se muestra la configuración del software del controlador Freence 800F, así como la configuración de los elementos que forman parte del proyecto como son la etapa de programación y el desarrollo de una interfaz humano máquina, de igual forma se presentan los pasos a seguir para la correcta vinculación entre el software del controlador Freelance 800F y el modelo matemático simulado en Simulink de MATLAB®.

3.1 Configuración del software Freelance 800F.

Con la finalidad de comparar los resultados obtenidos de la simulación de la planta de una torre de destilación binaria ideal realizando un lazo de control tanto en MATLAB® como en la estación de ingeniería del controlador Freelance 800F, se realiza una interconexión mediante OPC para poder intercambiar datos entre los 2 sistemas. El software utilizado es la versión demo 2.2.

3.1.1 Desarrollo de estación de ingeniería.

Como parte inicial se realiza la configuración de los parámetros de la estación de ingeniería, modificando la dirección IP, así como los ID de los elementos que componen el árbol del proyecto, como son la estación de proceso, estación de operación y el servidor OPC.

En la figura 3.1 se presenta la pantalla de configuración del software Freelance 800F, utilizando como dirección IP. 192.168.85.128, y como máscara de subred 255.255.255.0. La herramienta de configuración se encuentra en la dirección.

Inicio>Todos los programas>ABB Industrial IT>FreelanceV2.2>Configure.

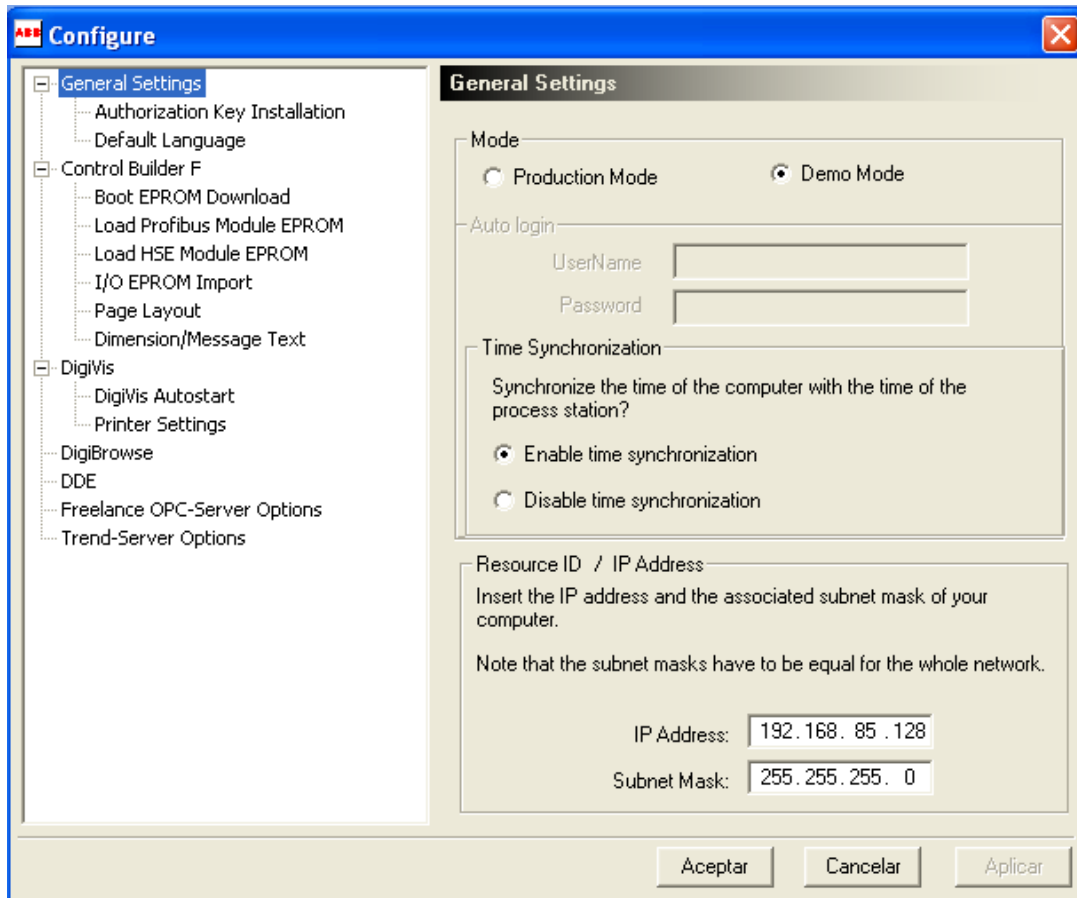


Figura 3.1. Pantalla de configuración del software del controlador Freelance 800F.

Una vez configurada la dirección IP de la estación de ingeniería, se genera el proyecto abriendo Control BuilderF y agregando un nuevo proyecto, esto permite configurar los datos del proyecto como son; nombre del proyecto, creador del proyecto, configurar una contraseña si se requiere o añadir comentarios. Una vez realizado esto se presiona la pestaña de configuración para añadir el árbol de proyecto y añadir como se aprecia en la figura 3.2 una estación de proceso, una estación de operación, un subnivel para el servidor OPC, y un subnivel para una compuerta OPC, el cual permite el intercambio de información con la herramienta OPC.

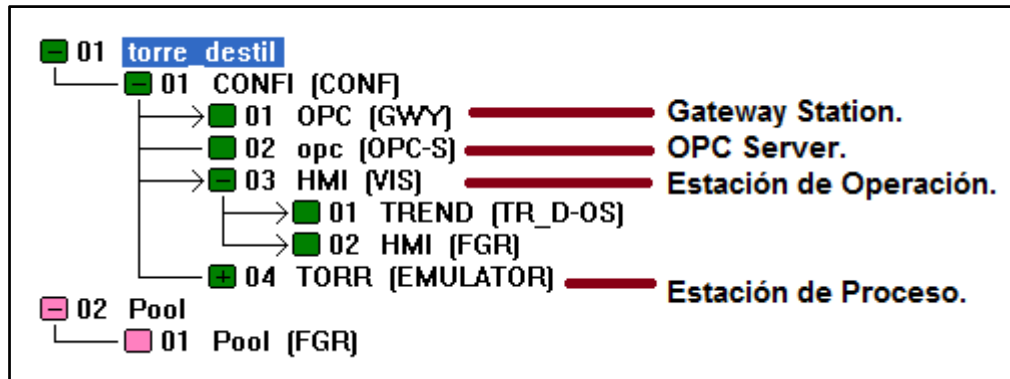


Figura 3.2. Árbol de proyecto.

3.2 Estación de proceso.

Se añade en la estación de proceso un subnivel “task Task”, el cual permite añadir lenguaje de programación de bloques funcionales al proyecto, como se muestra en la figura 3.3.

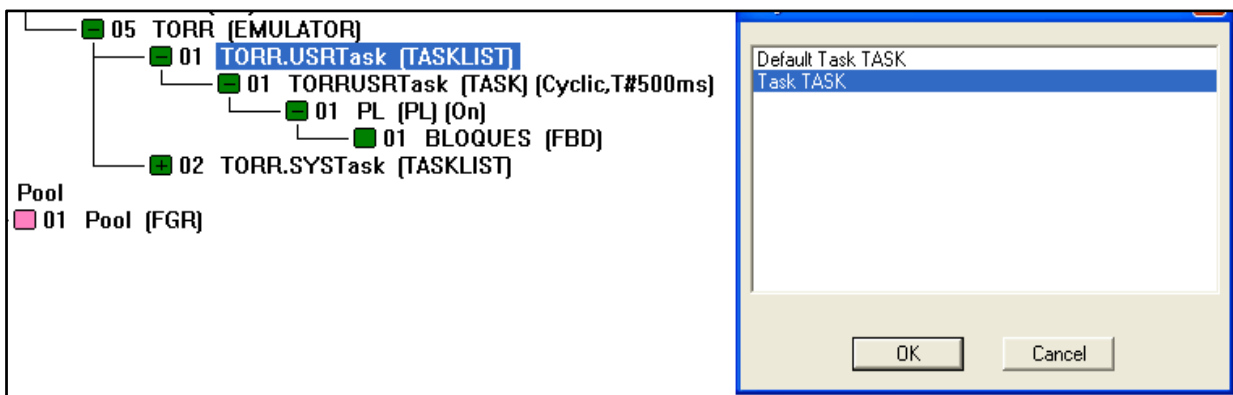


Figura 3.3. Configuración de la estación de Proceso.

Una vez configurado el tipo de programación que se utilizará, se realiza la programación en la cual se dan de alta las variables que intervienen en el proceso de monitoreo de los valores arrojados por el modelo de la torre de destilación binaria.

Se añaden dos etiquetas, una de lectura y una de escritura, dando clic derecho en cualquier parte de la pantalla de programación y en la opción variables, como se muestra en la figura 3.4.

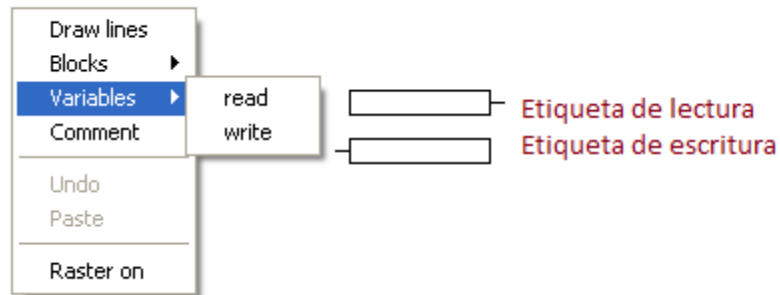


Figura 3.4. Etiquetas de variables tipo lectura o escritura.

Se añade también un bloque constante tipo real, como se muestra en la figura 3.5, y un bloque aritmético multiplicación como se muestra en la figura 3.6, el cual nos permitirá realizar una multiplicación entre la variable leída por un factor de 1.0 para valores de flujo y 100.0 para valores de concentración.

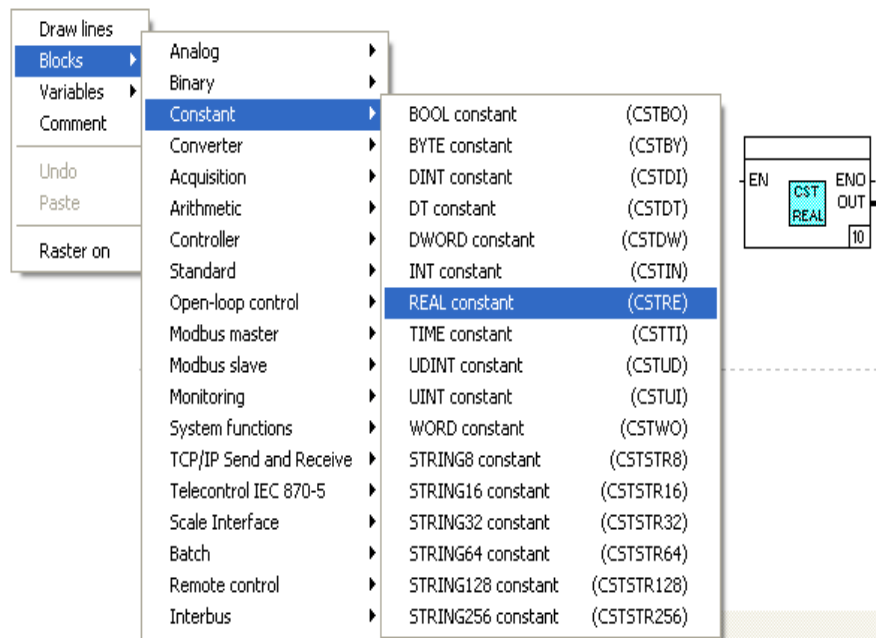


Figura 3.5. Ruta para añadir un bloque constante de variable tipo REAL.

La razón de utilizar los bloques multiplicación y constante real, es para utilizar las variables leídas por el servidor OPC en Freelance 800F y poder mostrarlas en la estación de operación, ya que si no se usa esa variable en la estación de proceso no puede ser utilizada en la estación de operación para ser mostrada en un interfaz humano máquina o en una gráfica de tendencias.

Una vez colocados los bloques, se conectan como se muestra en la figura 3.7. Para poder unir los bloques se da clic derecho sobre el área de trabajo y se selecciona la opción Draw line.

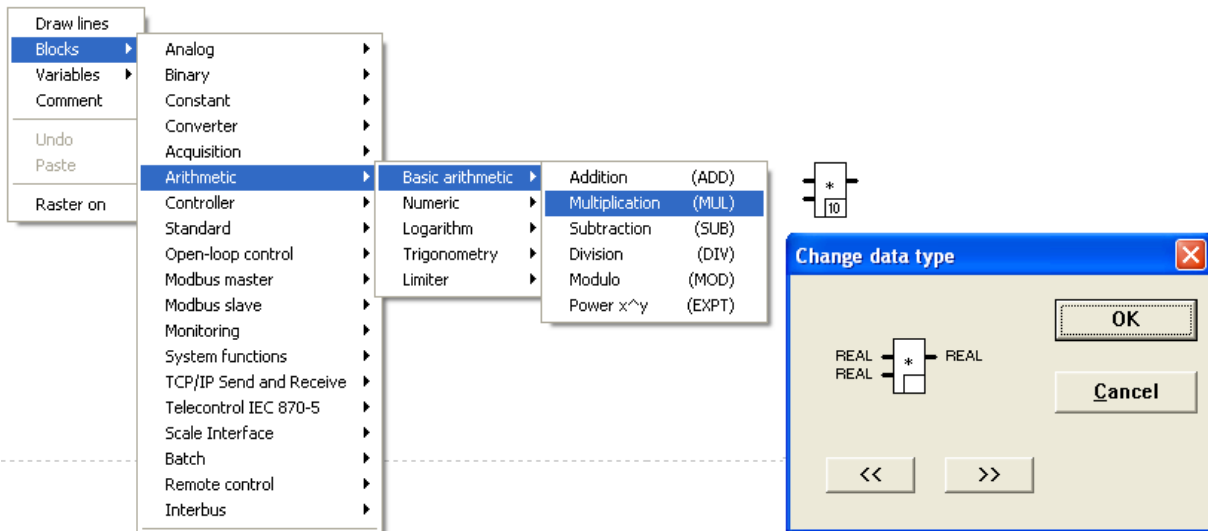


Figura 3.6. Ruta para añadir un bloque Multiplicación para valores tipo REAL.

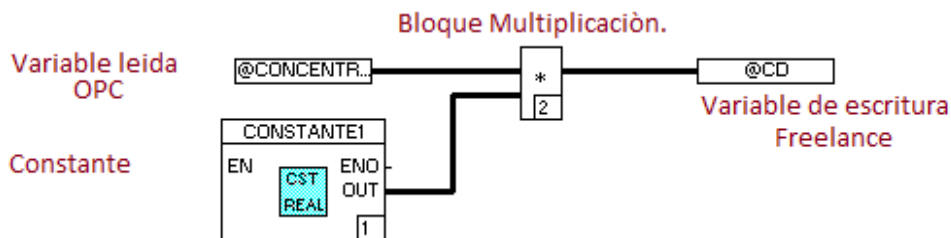


Figura 3.7. Conexión de bloques añadidos para monitoreo de variables recibidas por OPC.

Se manejan 12 variables en el proceso de monitoreo y visualización. 6 recibidas desde MATLAB® mediante OPC, utilizadas para el monitoreo de la planta (concentración de destilado utilizando el controlador dado por el modelo, concentración de sedimento utilizando el controlador dado por el modelo, flujo de vapor, flujo de producto recirculado, concentración de destilado utilizando el controlador de Freelance 800F, y concentración de producto de fondo utilizando el controlador de Freelance 800F).

Se tiene también 6 variables como resultado de multiplicar las variables leídas por el servidor OPC y los bloques tipo constante. Dichas variables serán enviadas a la estación de operación para la visualización de sus valores.

La tabla 3.1 muestra las etiquetas usadas en Freelance 800F para cada variable, también se identifican el origen de las variables, ya sea que se trate de variables leídas por el servidor OPC, o variables creadas en la estación de ingeniería para su utilización en el monitoreo de la planta.

Tabla 3.1. Lista de variables dadas de alta en el diagrama de bloques de Simulink de MATLAB®.

ETIQUETA	OPC	ESTACION DE INGENIERIA	VARIABLE
CONCENTRACION_CD	✓		Concentración de producto destilado leída por OPC. (Controlador dado por el modelo)
CONCENTRACION_CB	✓		Concentración de producto de fondo leída por OPC. (Controlador dado por el modelo)
FLUJO_VAPOR	✓		Flujo de vapor inyectado a la columna. (Controlador dado por el modelo).
FLUJO_REFLUJO	✓		Flujo de producto destilado recirculado. (Controlador dado por el modelo).
CD		✓	Concentración de producto destilado. (Para visualización en estación de proceso).
CB		✓	Concentración de producto de fondo. (Para visualización en estación de proceso).
VAPOR		✓	Flujo de vapor inyectado a la columna. (Para visualización en estación de proceso).
REFLUJO		✓	Flujo de producto destilado recirculado. (Para visualización en estación de proceso).
CD_FREELANCE	✓		Concentración de producto destilado leída por OPC y controlada por el controlador Freelace800F.
CB_FREELANCE	✓		Concentración de producto de fondo leída por OPC y controlada por el controlador Freelace800F.
CD_FREE		✓	Concentración de producto destilado controlada por el controlador Freelace800F. (Para visualización en estación de proceso).
CB_FREE		✓	Concentración de producto de fondo controlada por el controlador Freelace800F. (Para visualización en estación de proceso).

Para poder insertar y configurar cada una de las variables de la Tabla 3.1, se da doble clic en una de las etiquetas insertadas ya sea lectura o escritura, aparece una pantalla de configuración como la mostrada en la figura 3.8, en ésta se configura el nombre, tipo de dato y se seleccionan las opciones “Process image” y “Export”, con la finalidad de que las variables puedan interactuar con todos los elementos del árbol de proyecto del controlador industrial.

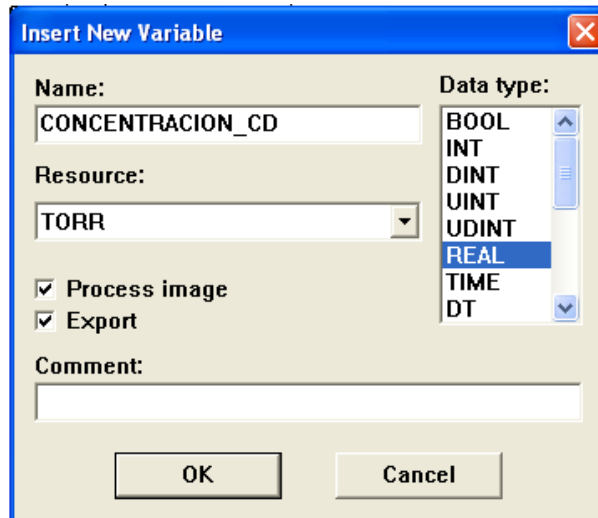


Figura 3.8. Pantalla de configuración de variables.

La figura 3.9 presenta la ubicación de las etiquetas de las variables utilizadas para el monitoreo de las variables de la torre de destilación binaria.

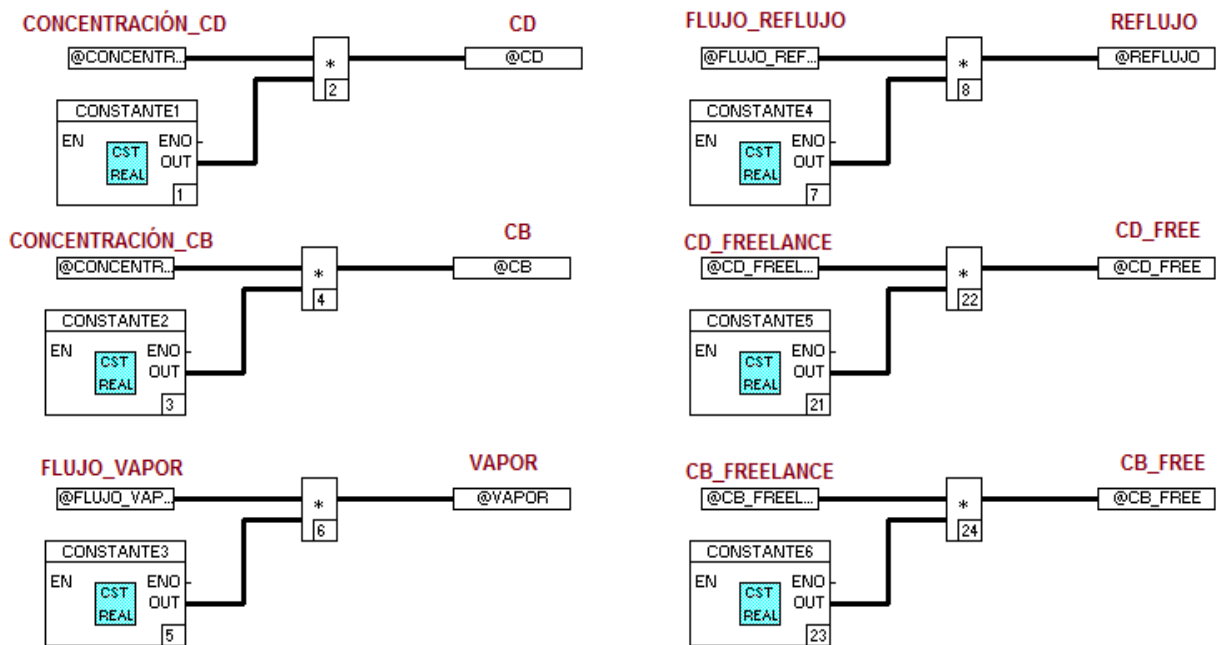


Figura 3.9. Conexión de bloques para el monitoreo de las variables.

En la figura 3.10 se presenta la conexión del bloque TREND con las variables de concentración de producto destilado y de fondo. Como se observa en la figura, el bloque TREND proporciona las gráficas de concentración obtenidas con el controlador dado por el modelo matemático y el controlador Freelance 800F para su posterior comparación.

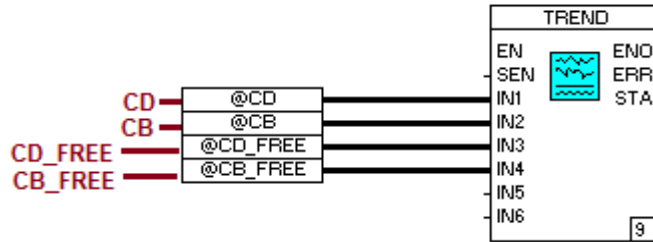


Figura 3.10. Conexión del bloque TREND.

Se añade un controlador universal tal como se muestra en la figura 3.11 el cual será sintonizado para comprobar el funcionamiento del controlador industrial y el controlador simulado en Simulink de MATLAB®.

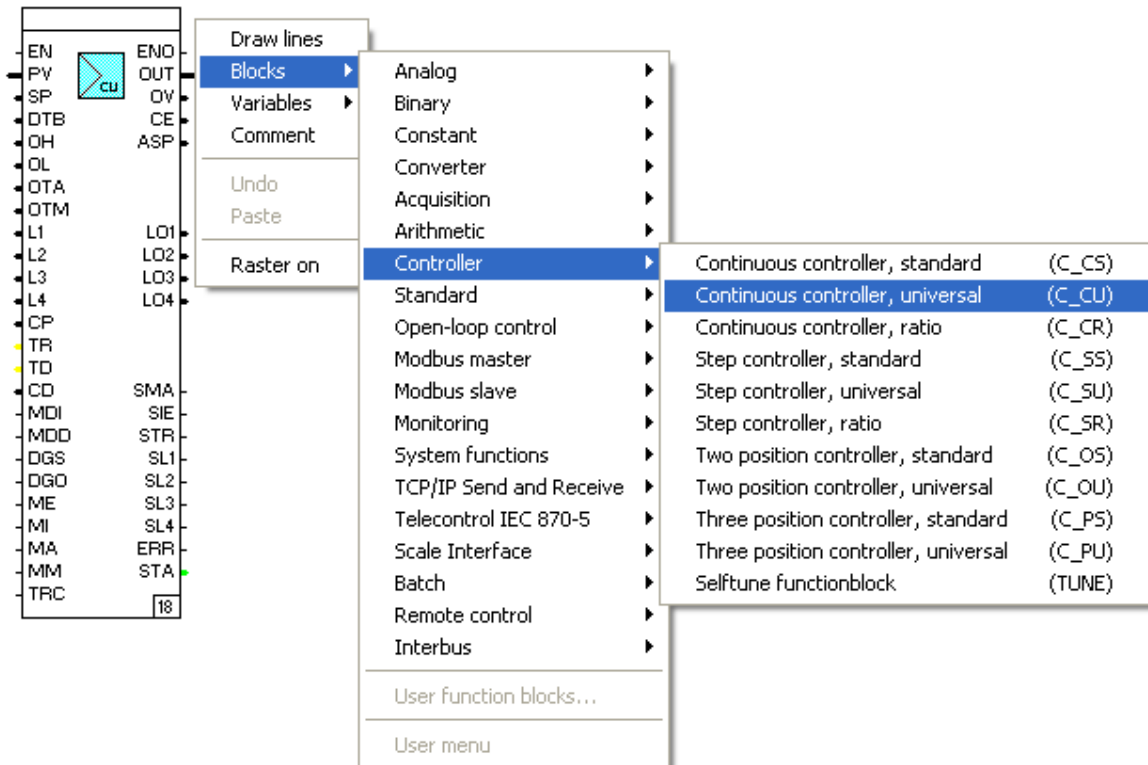


Figura 3.11. Ruta para añadir un controlador universal.

Se coloca un controlador para el control de producto destilado y otro para el control de producto de fondo.

En la figura 3.12 se aprecia la conexión realizada para el controlador de producto destilado, se colocan dos bloques constantes de tipo REAL y un bloque constante de tipo TIEMPO para programar el valor de consigna, ganancia proporcional y tiempo de integración respectivamente, con los que se sintoniza el controlador de forma externa. Como se aprecia en la figura 3.12 se coloca una etiqueta de variable tipo escritura utilizada para colocar la variable de salida del controlador en la salida OUT que se enviarán vía OPC al modelo de la torre de destilación binaria simulada en Simulink MATLAB®. Se coloca una etiqueta de tipo lectura para colocar una variable

de retroalimentación que recibe datos desde el modelo matemático vía OPC, se añade además, una etiqueta de escritura en el valor de consigna que permite tener ese valor en una variable para ser utilizado como base de configuración del punto de consigna del controlador de sedimento.

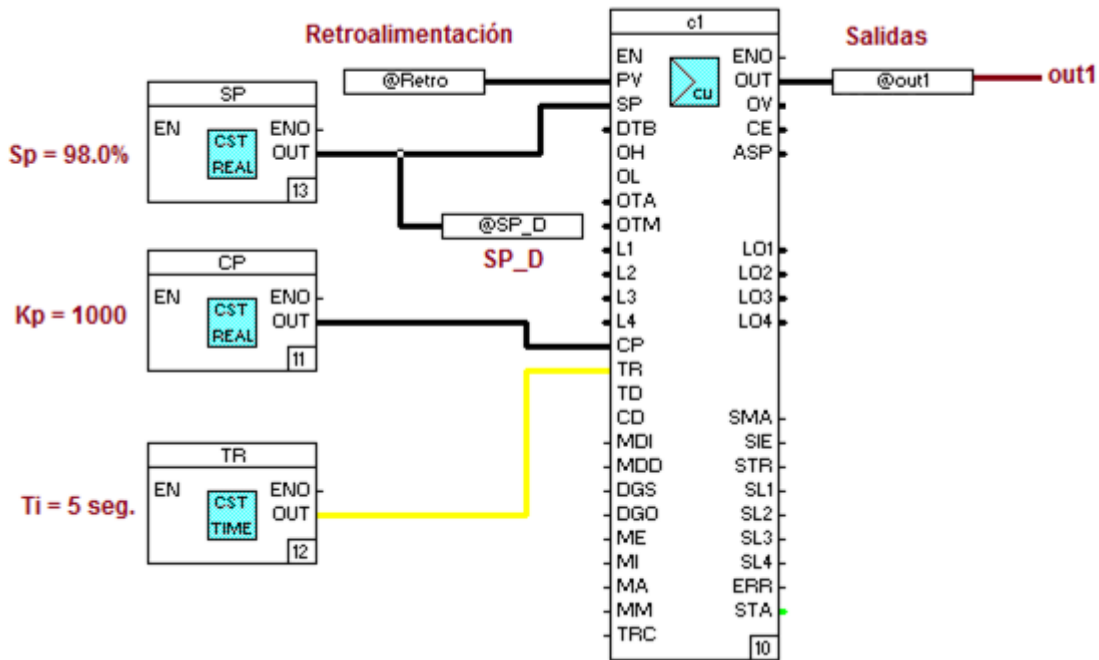


Figura 3.12. Conexión del controlador de producto destilado.

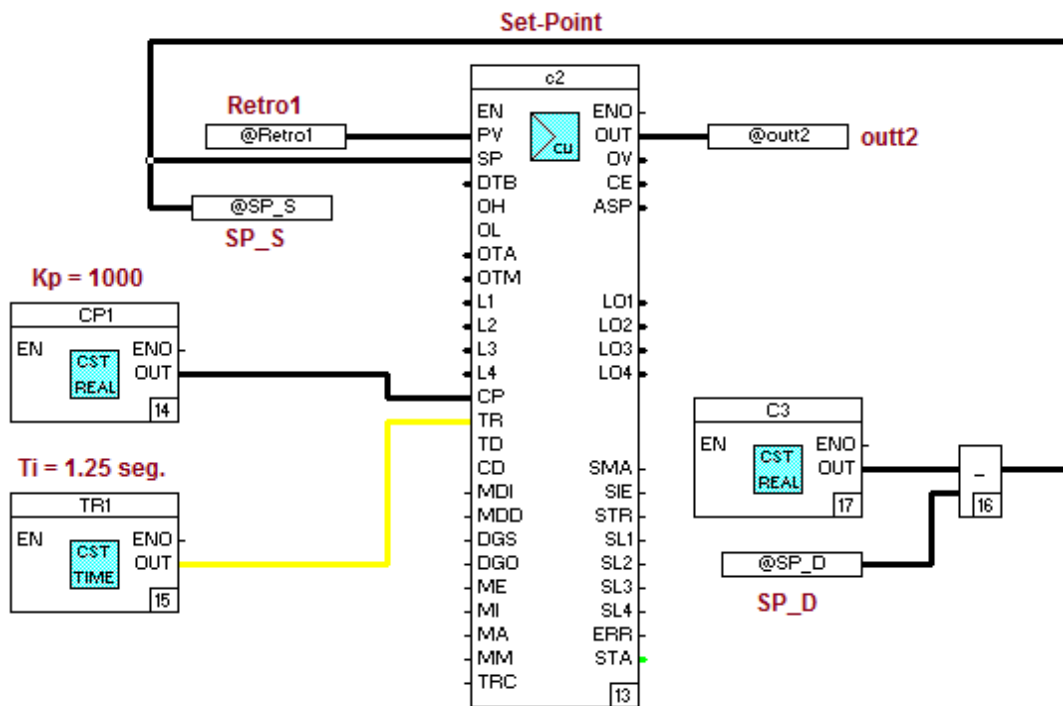


Figura 3.13. Conexión del controlador de Producto de fondo.

En la figura 3.13 se presenta la conexión del controlador de producto de fondo. Se coloca un bloque constante tipo REAL y un bloque constante tipo TIEMPO para configurar la ganancia proporcional y el tiempo integral respectivamente. Como se aprecia, el valor de consigna del controlador de producto de fondo está en relación con el valor de consigna del controlador de producto destilado.

Considerando que la concentración a lo largo de la columna no sobrepasa el 100%, se acopla el valor de consigna del controlador de producto de fondo según cambie el valor de consigna del controlador de producto destilado. En la figura 3.13 se aprecia el ajuste del valor del controlador de producto de fondo basado en la ecuación 3.1.

$$SP_{sedimento} = (100 - SP_{destilado}) \dots\dots\dots (3.1)$$

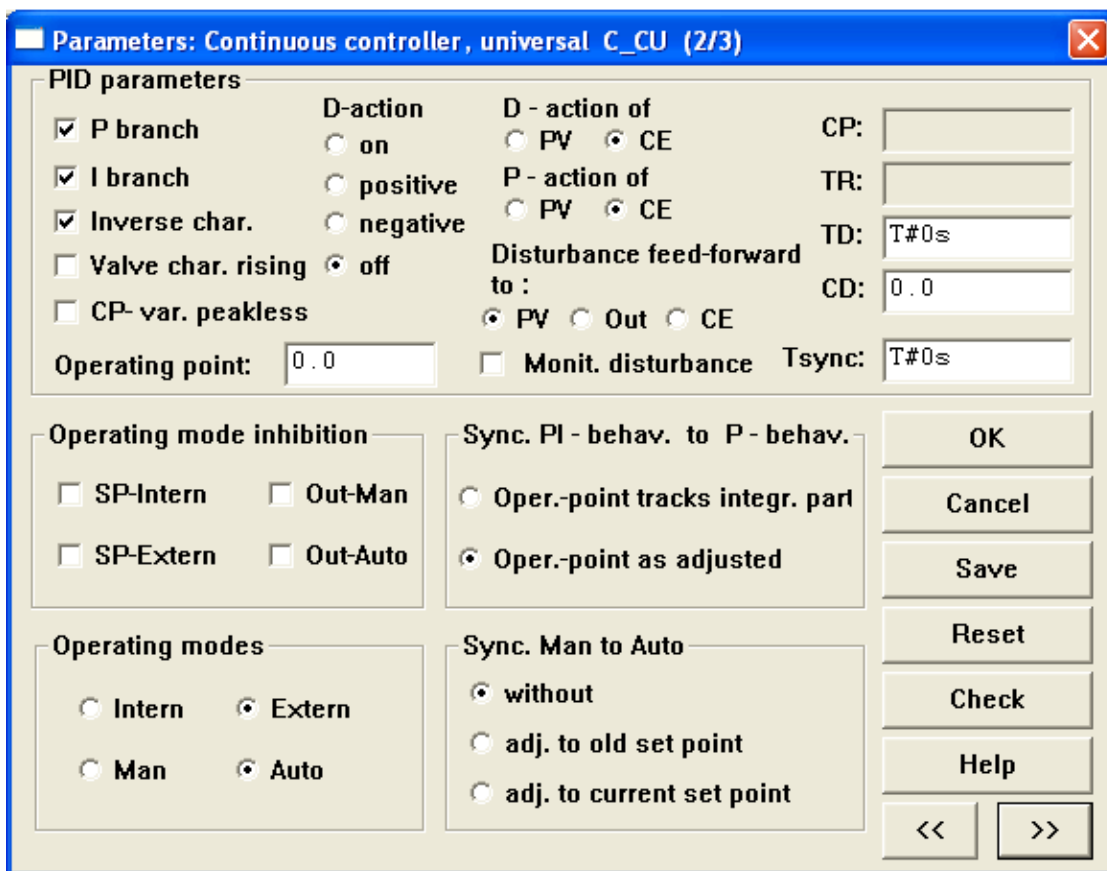


Figura 3.14. Pantalla de configuración de parámetros del controlador universal.

En la figura 3.14 se muestra la pantalla de configuración de parámetros del controlador utilizado, se aprecia en la parte inferior izquierda los modos de operación, en el cual se ha seleccionado modo externo y automático. En la parte superior izquierda se aprecian herramientas que se pueden activar o desactivar, como es la acción proporcional, integral y los modos de funcionamiento del modo derivativo.

Cuando se utiliza el control dado por la planta éste puede entregar una respuesta variante en el tiempo adquiriendo los valores necesarios para controlar el proceso. El controlador industrial solo proporciona una salida que va de 0% a 100%.

En la tabla 3.2 se muestran las variables y etiquetas utilizadas en los controladores de sedimento y destilado.

Tabla 3.2. Variables utilizadas en los controladores del software Freelance 800F

ETIQUETA	OPC	ESTACION DE INGENIERIA	VARIABLE
Retro	✓		Retroalimentación controlador de destilado.
Retro1	✓		Retroalimentación controlador de sedimento.
Out1		✓	Salida controlador de destilado.
Outt2		✓	Salida controlador de sedimento.

3.3. Estación de operación.

Para el desarrollo de los elementos que incorporan la estación de operación se añaden dos subniveles más como se aprecia en la figura 3.15, en dichos subniveles se desarrolla la interfaz humano maquina (HMI) y una gráfica de tendencias para visualizar de los valores obtenidos.

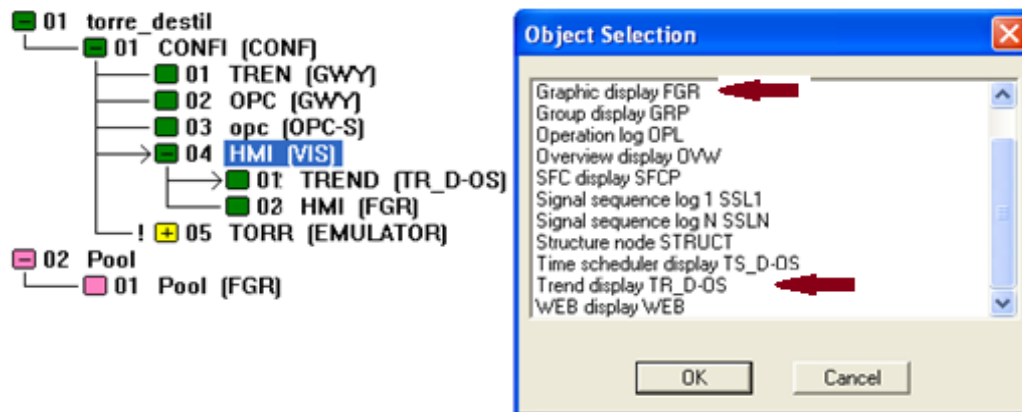


Figura 3.15. Árbol de proyecto con subniveles de la estación de operación.

3.3.1 Interfaz Humano Máquina (HMI).

Para nombrar y enumerar la instrumentación empleada en el plano ID-03 se ha tomado como base la norma ANSI/ISA-5.1-1894 y la norma ISA-S5.5-1985, de las cuales se han tomado los símbolos de equipo así como la metodología para la asignación de etiquetas las cuales se describen en el plano IS-03.

Como se aprecia en la en el diagrama ID-03 la torre de destilación es alimentada a media altura por el flujo F equivalente a 100 Mol/min, posee una concentración del 55% del componente más volátil. Como se ha mencionado, para el desarrollo del proyecto se emplea como flujo de entrada una mezcla de agua y alcohol.

Se introduce la mezcla a media altura de la torre de destilación dejando caer la mezcla del flujo de entrada por los platos hasta llegar al fondo de la columna donde se encuentra el controlador de nivel LC-001, el cual se encarga de mantener un nivel constante de materia en el fondo de la columna, esto lo logra con la bomba PUMP-03 que se encuentra en funcionamiento y con la válvula de control LV-001 encargada de manipular el flujo de material de fondo para ser retirado. La bomba PUMP-003 presenta un sistema de control que permite activarla cuando el nivel en el fondo de la columna sobrepasa el valor asignado como valor de alto nivel (como ejemplo se considera 10% mayor al valor de nivel deseado), provocando que la válvula se abra gracias a la acción analógica de control por parte del controlador de nivel y provocando el funcionamiento de la bomba por efecto del interruptor LSH-001, de igual forma se cuenta con un interruptor de bajo nivel LSL-001 que permite desactivar la bomba cuando el nivel es demasiado bajo (menor al 10% del valor deseado) impidiendo que la acción de cierre total por parte de válvula de control dañe el motor de la bomba.

El controlador de concentración AC-001 encargado de comprobar si el valor de concentración de alcohol de producto de fondo es lo suficientemente bajo, permite el paso de flujo a través del horno de evaporación para evaporar el líquido y permitir que suba a la corona de la columna, se entiende que en cuanto la concentración se acerque al punto de consigna que es igual al 2%, el flujo circulado por el horno será menor, lo que provocará un mayor acumulamiento de material en el fondo de la columna, el cual, será desalojado gracia a la acción del controlador de nivel. Se ha considerado un interruptor de baja concentración para efectuar un paro de la bomba PUMP-004 cuando el valor de concentración sea menor (10%) que el valor deseado ya que por la acción de cierre de la válvula de control AV-001 puede provocar efectos dañinos en la bomba. Adicionalmente se tiene un interruptor de alta concentración que provocará un nuevo accionamiento, en caso de que el sistema se halla detenido por acción de una concentración baja.

El vapor emitido por el fondo de la columna atravesará los platos propiciando más evaporación a su paso, cuando llegue a la corona de la columna el vapor es desalojado por una tubería que lleva el fluido al intercambiador de calor XCHG-01 condensando el fluido y mandándolo al tambor de reflujo VSSL-01, en donde se encuentra un lazo de control de concentración, el cual lee el valor de concentración con ayuda del transmisor de concentración de alcohol AT-002, éste envía una señal eléctrica de salida al controlador AC-002 encargado de comprobar si el valor de concentración es igual a 98%, de no ser así el fluido es recirculado a la torre con ayuda de la bomba PUMP-02 y la válvula de control AV-002. En caso de que el valor de concentración se encuentre cerca del valor deseado, se tendrá un flujo recirculado cada vez más pequeño provocando la acumulación de materia en el tanque de reflujo.

Para desalojar el producto del tanque de producto destilado, se cuenta con un lazo de control de nivel el cual determina el valor del nivel con ayuda del transmisor LT-002 para regular la apertura de la válvula LV-002 permitiendo el desalojo del producto impulsado por la bomba PUMP-001. El transmisor cuenta con dos interruptores que permiten manipular la bomba PUMP-001, se utiliza el interruptor de bajo nivel para detener la bomba en caso de que el nivel haya bajado un 10% de su nivel ideal, ya que con el efecto del controlador LC-002 cuando el nivel sea bajo, la válvula de control se encontrara cerrada, por tal motivo se manipula el paro de la bomba para prevenir daños al equipo. El interruptor de alto nivel se utiliza para arrancar la bomba en caso de que el equipo se halla detenido por una señal de bajo nivel.

Se han colocado los interruptores manuales de tres posiciones HS-1-002, HS-2-002, HS-3-001, HS-4-001 con acciones de arranque, paro y una tercera posición que deja sin alimentación el motor de las bombas PUMP-01, PUMP-02, PUMP-03 y PUMP-04 respectivamente. Esto se ha realizado con el propósito de tener un arranque manual, un paro de emergencia y una opción para realizar mantenimiento en caso de ser necesario.

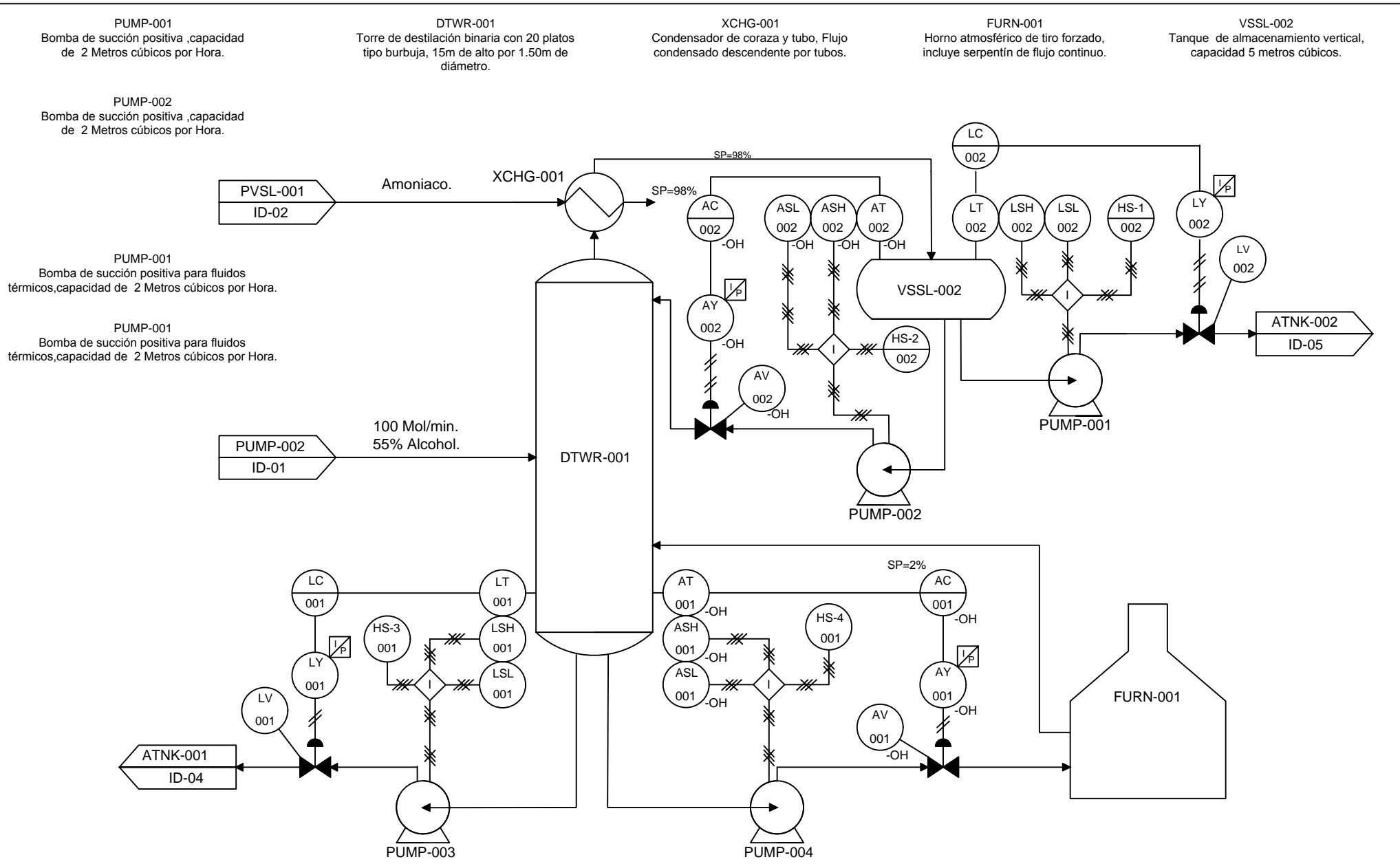
En la figura 3.16 se presenta la imagen del interfaz humano máquina, el cual se ha desarrollado tomando como referencia el plano ID-03, de igual forma se han tomado los nombres de equipo e instrumentos tal como lo muestra el plano SI-03

Para el desarrollo del gráfico presente en la imagen 3.16, como se observa, se colocaron 8 pantallas de datos alfanuméricos que permiten conocer el valor actual de la variable y que representan los valores obtenidos con el controlador dado en el modelo matemático. Adicionalmente se presentan 2 pantallas alfanuméricas en la parte superior izquierda que muestran el valor actual de la concentración de producto destilado y de fondo obtenidas con el controlador sintonizado en la estación de ingeniería. Cada pantalla se añade desde la barra de herramientas con el icono “alphanumeric display” en el cual se configura la variable que será mostrada, tamaño, color de letra y fondo.

La selección de colores y la forma de representar los equipos se basa en la norma ISA-S5.5-1985, la cual se tomó como base para el desarrollo del interfaz humano máquina. Dicha norma sugiere el uso de algunos colores para ciertas acciones específicas.

Se ha colocado en color verde la simbología de instrumentación con el objetivo de conectar señales de supervisión para cada equipo, y verificar mediante el gráfico si se encuentra en buen funcionamiento, de ser así el símbolo permanecerá en color verde, de no ser así el símbolo cambiara a color a rojo.

En el gráfico se observan etiquetas en color cien, dichas etiquetas hacen mención a la variable que se mide en esa parte del proceso, también se pueden observar los valores dentro de las pantallas alfanuméricas en color blanco, permitiendo así la rápida localización de los valores cuantitativos que el proceso genera.



COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA IDEAL.

Notas.		Realizado por.	ARMAS PAREDES FAVIO ADRIAN. HERNÁNDEZ PÉREZ GUSTAVO.	<h1 style="font-size: 2em;">ID-03</h1>
1.- Todas las etiquetas y nombres de equipo e instrumentos se han basado en la norma ANSI/ISA-5.1-2009 e ISA-S5.5-1985. 2.- La descripción de las etiquetas mostradas se describe en el plano de simbología SI-03. 3.- SP es el Identificador de punto de consigna de los controladores de concentración.				

DESCRIPCIÓN DE LOS IDENTIFICADORES DE INSTRUMENTOS
PRESENTE EN EL PLANO ID-03 (TAG DE INSTRUMENTOS)

DESCRIPCIÓN DE LOS IDENTIFICADORES DE INSTRUMENTOS
PRESENTE EN EL PLANO ID-03 (TAG DE INSTRUMENTOS)

IDENTIFICADOR.	DESCRIPCIÓN.	UBICACIÓN.
OH	Nomenclatura empleada para representar alcohol.	
AC-001	Controlador de análisis de concentración de alcohol en producto de fondo.	Panel principal accesible al operador. Lazo de concentración - (001).
AT / ASH / ASL-001	Transmisor de análisis de concentración de alcohol en producto de fondo, incorpora interruptores de alta y baja concentración configurados por software.	Base de la columna de destilación, accesible al operador. Lazo de concentración - (001).
AV-001	Válvula de control sin posicionador ubicada en tubería de producto recalentado del sistema de control de concentración de producto de fondo de la columna de destilación binaria.	Tubería de producto recalentado con flujo de entrada al Horno FURN-001 Lazo de concentración - (001)
AC-002	Controlador de análisis de concentración de alcohol en producto destilado.	Panel principal accesible al operador. Lazo de concentración - (002).
AT / ASH / ASL-002	Transmisor de análisis de concentración de alcohol en tanque de producto destilado, incorpora interruptores de alta y baja concentración configurados por software.	Tanque de recuperación de producto destilado, accesible al operador. Lazo de concentración - (001).
AV-002	Válvula de control sin posicionador ubicada en tubería de producto destilado recirculado de la columna de destilación binaria.	Tubería de producto destilado recirculado con flujo de entrada en la corona de la columna DTWR-001. Lazo de concentración - (001)
HS-1-002	Interruptor mando manual de tres posiciones para control de la bomba PUMP-001 desde panel principal.	Panel principal accesible al operador. Lazo de nivel - (002).
HS-2-002	Interruptor mando manual de tres posiciones para control de la bomba PUMP-002 desde panel principal.	Panel principal accesible al operador. Lazo de concentración - (002).
HS-3-001	Interruptor mando manual de tres posiciones para control de la bomba PUMP-003 desde panel principal.	Panel principal accesible al operador. Lazo de nivel - (001).
HS-4-001	Interruptor mando manual de tres posiciones para control de la bomba PUMP-004 desde panel principal.	Panel principal accesible al operador. Lazo de concentración - (001).

IDENTIFICADOR.	DESCRIPCIÓN.	UBICACIÓN.
LC-001	Controlador de nivel producto de fondo.	Panel principal accesible al operador. Lazo de nivel - (001).
LT / LSH / LSL-001	Transmisor de nivel de producto de fondo, incorpora interruptores de alto y bajo nivel configurados por software.	Base de la columna de destilación, accesible al operador. Lazo de nivel - (001).
LV-001	Válvula de control sin posicionador ubicada en tubería de sedimento, fondo de la columna de destilación binaria.	Tubería de sedimento con flujo de salida de la torre DTWR-001 Lazo de nivel - (001)
LC-002	Controlador de nivel del tanque de producto destilado.	Panel principal accesible al operador. Lazo de nivel - (002).
LT / LSH / LSL-002	Transmisor de nivel de tanque de producto destilado, incorpora interruptores de alto y bajo nivel configurados por software.	Tanque de recuperación de producto destilado, accesible al operador. Lazo de nivel - (002).
LV-002	Válvula de control sin posicionador ubicada en tubería de de producto destilado	Tubería de producto destilado desalojado con flujo de salida del tanque de recuperación VSSL-002 Lazo de nivel - (002)

SERVICIOS.

ATNK-01	Flujo de salida de producto de fondo hacia tanque ATNK-01 del proceso de reciclado, ver detalle en plano ID-04.
ATNK-02	Flujo salida de producto destilado hacia tanque ATANK-02 del proceso de producto terminado, ver detalle en plano ID-05.
PUMP-02	Flujo de alimentación de la columna de destilación binaria, proveniente de la bomba PUMP-02 del sistema de bombeo, ver detalle en plano ID-01.
PVSL-01	Flujo de amoniaco proveniente del contenedor presurizado PVSL-01 del sistema de refrigeración 1. Ver detalle en plano ID-02.



PLANO DE SIMBOLOGÍA.

Notas.

1.- No se presentan planos ID-01, ID-02, ID-04 e ID-05 ya que el objetivo es mostrar una representación de la torre de destilación binaria.

Realizado por.

ARMAS PAREDES FAVIO ADRIAN.
HERNÁNDEZ PÉREZ GUSTAVO.

Rev.

Ing. RICARDO HURTADO RANGEL.

SI-03

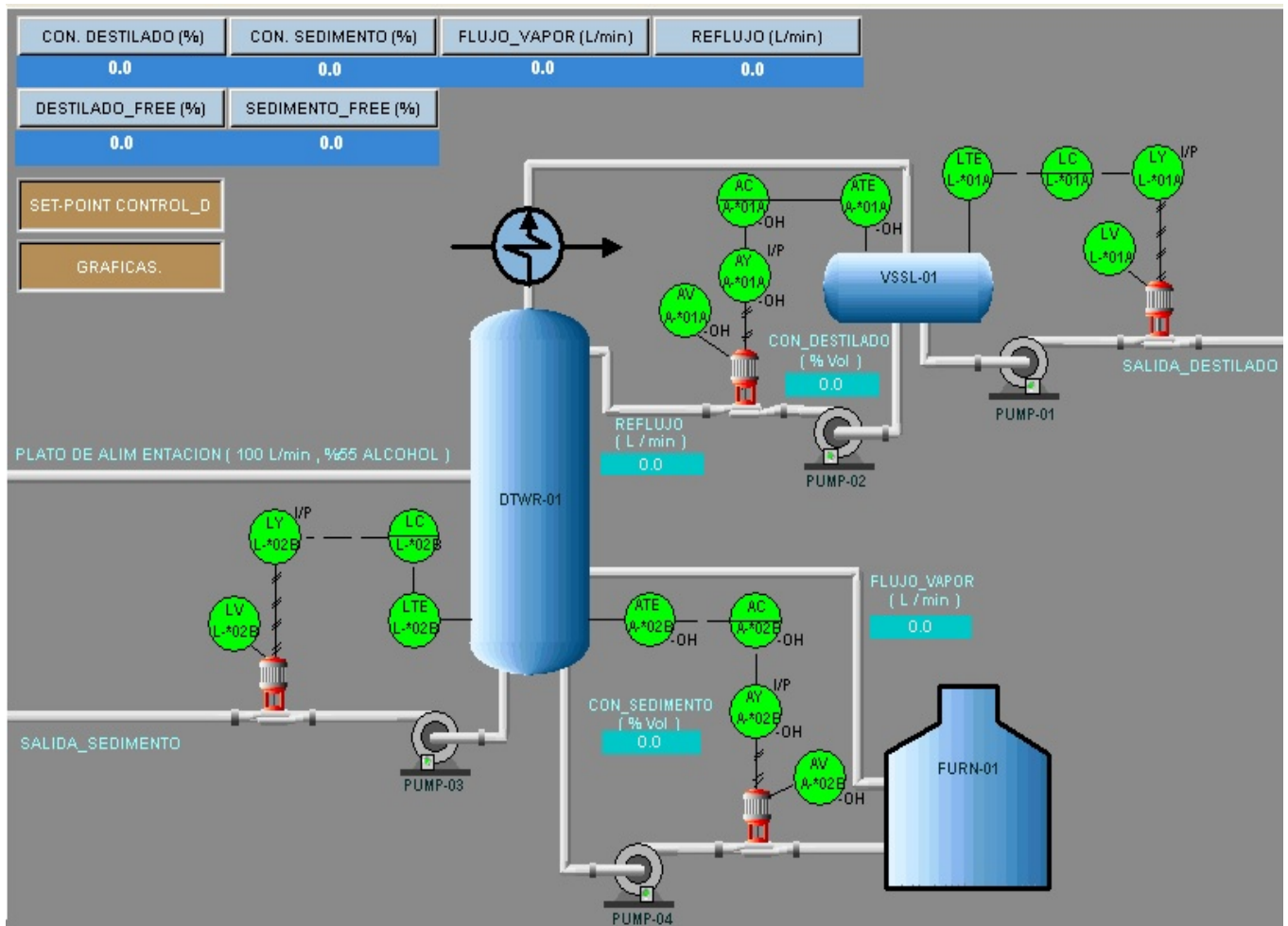


Figura 3.16. Diseño del Interfaz Humano Máquina para la supervisión y comparación de las variables controladas en la torre de destilación binaria ideal.

En la figura 3.16 se muestran 2 botones con el nombre “SET-POINT CONTROL_D” y “GRAFICAS”. El primero permite acceder al valor de consigna o “Set-Point” del controlador de destilado y el segundo abre la gráfica de tendencias para visualizar y comparar las gráficas de concentración de producto destilado y de fondo. Se propone solo modificar el valor de consigna del controlador de destilado ya que es el producto de mayor interés en un proceso de destilación.

Como se observa, se han concentrado en la parte superior del gráfico los valores provenientes del modelo simulado en MATLAB®, por debajo de esos valores se han colocado las pantallas de monitoreo de los valores arrojados por el controlador industrial, se han colocado de tal forma que permita la comparación en tiempo real de los valores arrojados por el proceso.

Se han incluido las etiquetas de cada equipo cuya descripción se encuentra en el plano de simbología SI-03. Cabe mencionar que el objetivo de un gráfico de operación es facilitar el entendimiento del proceso, y proporcionar herramientas visuales para su supervisión, por lo que el desarrollo de la interfaz humano máquina

para este proyecto, se basa solo en el monitoreo de las variables manipuladas y controladas, ya que no se cuenta con la planta para poder monitorear el funcionamiento de los equipos que intervienen en los lazos de control.

3.3.2 Gráfica de tendencias.

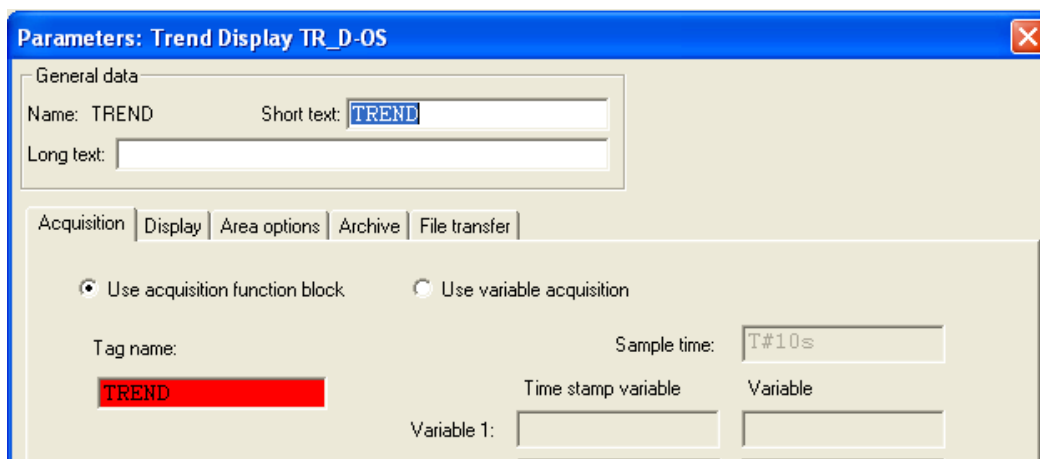


Figura. 3.17. Pantalla de configuración para añadir el bloque TREND.

Una vez realizado el grafico de la HMI, se configura el subnivel TREND DISPLAY, que mostrará las gráficas del proceso. En la figura 3.17 se presenta la pantalla de configuración del subnivel TREND DISPLAY en el que se tiene la opción de introducir un bloque de tendencias que se haya utilizado en el proyecto, en el caso de este proyecto se añade el bloque TREND utilizado en la programación de bloques.

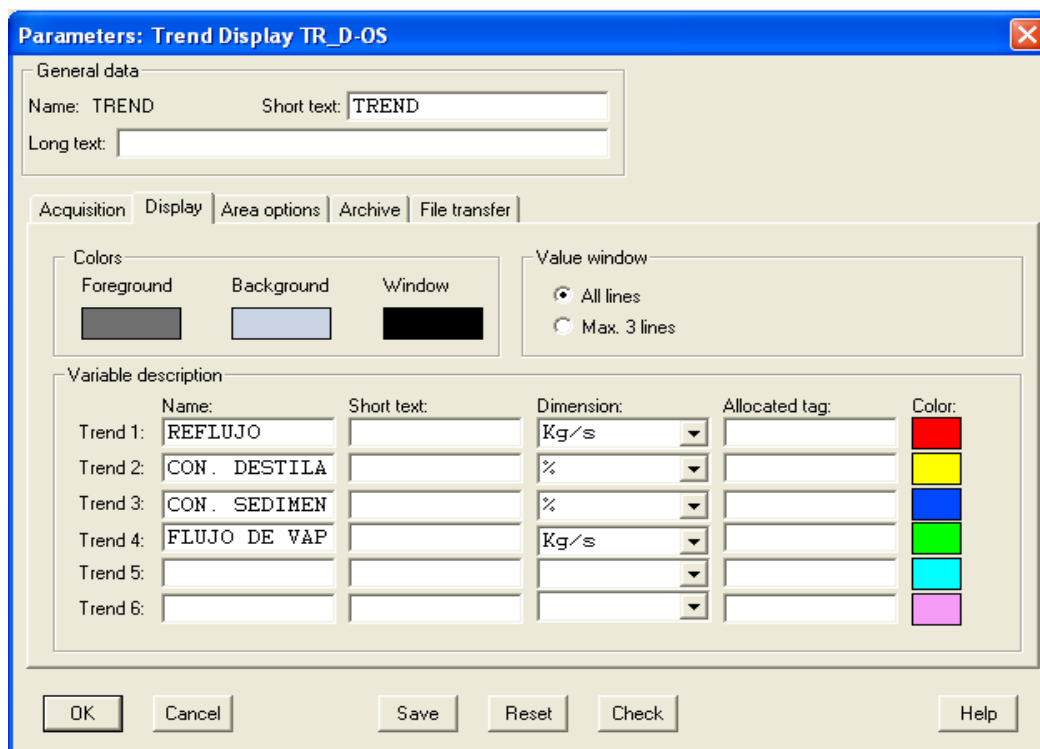


Figura. 3.18. Configuración de las características de las gráficas.

En la figura 3.18 se muestra la configuración de la pantalla del subnivel TREND. Aquí se tiene la opción de seleccionar las dimensiones que aporrearán en el gráfico de tendencias, así como el nombre de cada variable, color de fondo, y color de líneas.

3.4. Enlace vía OPC.

Se añade un subnivel OPC-Server en el árbol de proyecto tal como se aprecia en la figura 3.19, se da doble clic para configurar la dirección IP así como el puerto de comunicación de OPC como se muestra en la figura 3.20, la dirección IP es la misma dirección IP de la computadora y la misma colocada en la configuración del software del controlador debido a que el intercambio de datos se llevarán a cabo con software instalado en la misma estación, el puerto es 9950 por default.

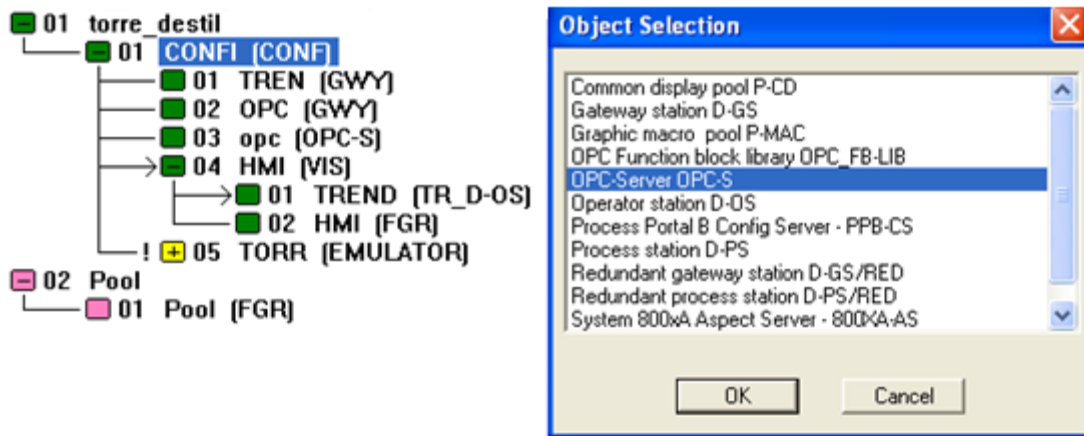


Figura 3.19. Subnivel OPC-Server.

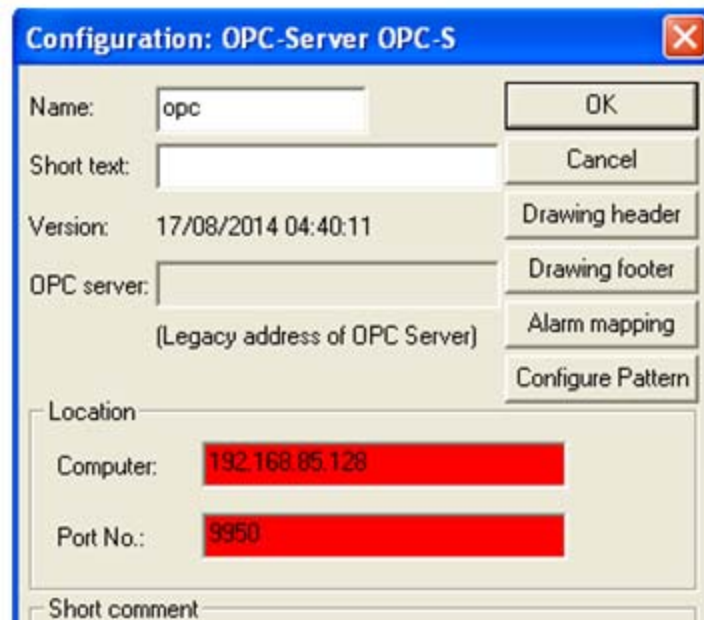


Figura 3.20. Ventana de configuración del subnivel OPC-Server.

3.4.1 OPC Tunnel.

Es necesario dar de alta el servidor OPC, para que el programa que cumplirá la función de cliente en este caso MATLAB® pueda comunicarse y tener acceso a los datos del servidor y viceversa.

En la ventana de configuración del software Freelance800F se da de alta el ID requerido para el servidor OPC, como se muestra en la figura 3.21, el servidor utilizado en este caso será el ID 22.

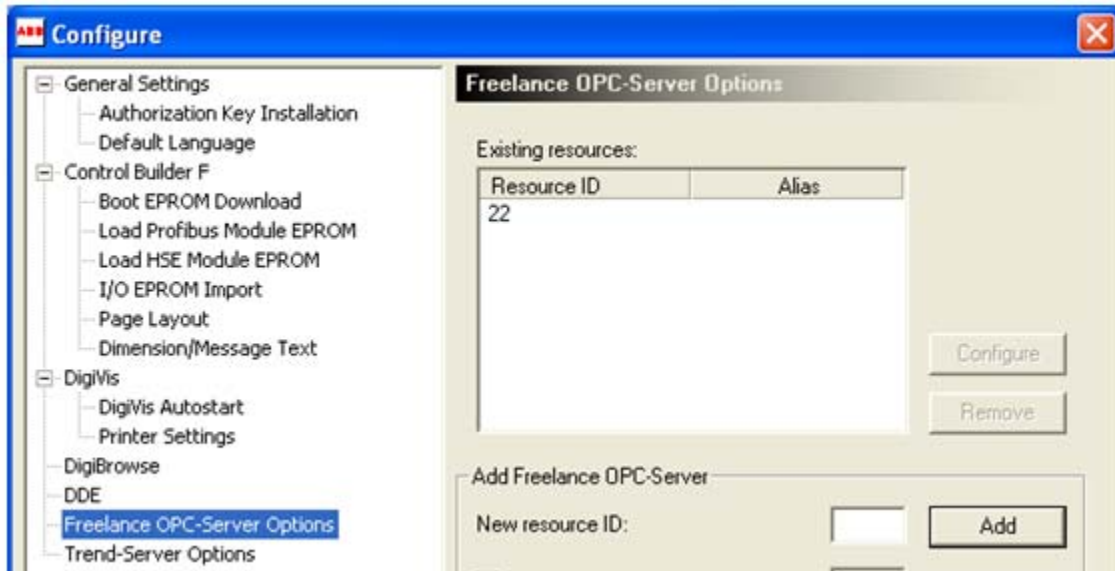


Figura 3.21. Asignación de ID del Servidor OPC.

Es necesario configurar el OPC Tunnel. Con la siguiente ruta se accede al configurador de OPC Tunnel el cual es un programa instalado junto con el Software del controlador que permite la interacción del software con otros elementos vía OPC.

Inicio > ABB Industrial IT > Freelance > OPC Tunnel > configurator.

Como se observa en la figura 3.22 es necesario configurar el servidor DA y el servidor AE en los que se utiliza el siguiente nombre.

DA Server ----- Freelance2000OPCServer.XX.

AE Server ----- Freelance2000OPCAEServer.XX.

Donde XX representa el ID del servidor OPC configurado, en este caso se utiliza el ID 22.

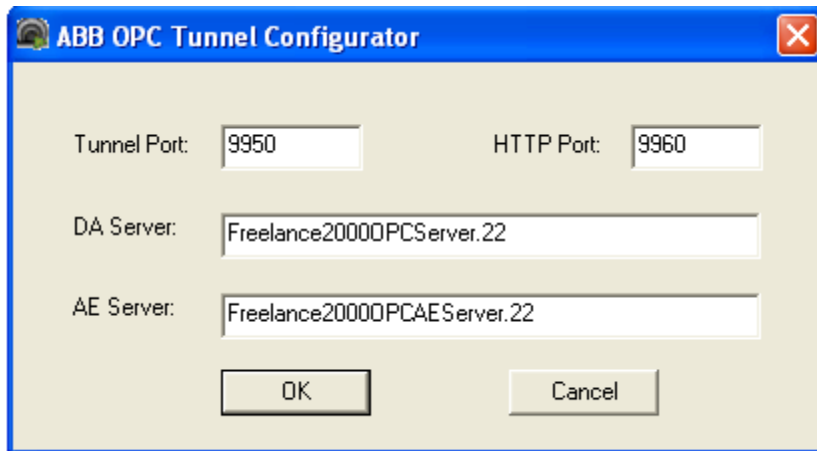


Figura 3.22. Configuración de OPC Tunnel.

Una vez realizado lo anterior, se muestra en la barra de tareas la aplicación del servidor OPC, como se muestra en la figura 3.23 el servidor OPC adquiere el nombre 22 Freelance OPC Server.

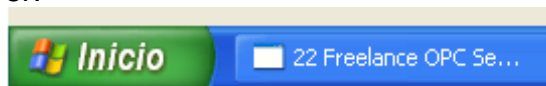


Figura 3.23. Servidor OPC Freelance mostrado en barra de tareas.

3.5 Configuración de la estructura de equipo.

Una vez configurado el árbol de proyecto se asignan los elementos presentes en él a los niveles correspondientes a los que pertenecen, ya sea comunicación, visualización o control. Para acceder a la estructura de equipo se presiona la pestaña “Hardware structure” que se encuentra en la barra de accesos directos como se muestra en la figura 3.24.

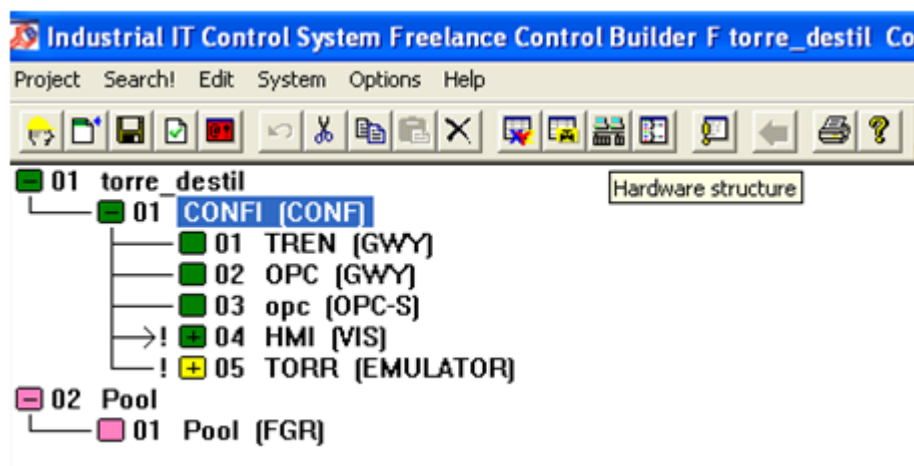


Figura 3.24. Acceso rápido a Hardware structure.

Una vez dentro de la estructura del equipo que interviene, se presenta un bus de comunicación en el cual se tienen que colocar los elementos del proyecto, en este caso se coloca el controlador en la parte baja, el gráfico y bloque de comunicación en la parte alta del bus como se muestra en la figura 2.25.

Para ingresar un equipo basta con dar doble clic en el área deseada y se despliega una ventana con los equipos que se pueden colocar en esa área de la estructura.

Como se observa en la figura 3.26 se añade un controlador emulador con el nombre TORR, una pantalla con el nombre HMI y una compuesta de comunicación con el nombre OPC. Como se observa en la figura la estructura mostrada pertenece a la impresión de pantalla del modo de configuración del equipo en el software del controlador industrial Freelance800F.

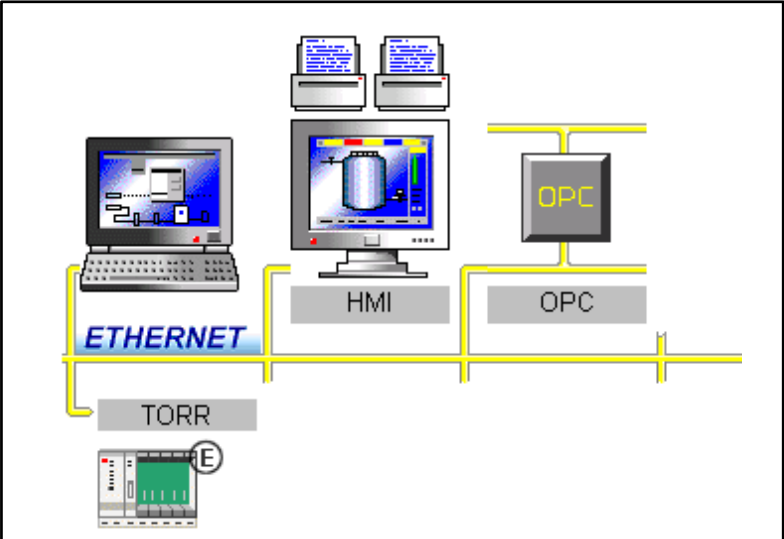


Figura 3.25. Impresión de pantalla de la estructura de equipo dado de alta en Freelance 800F.

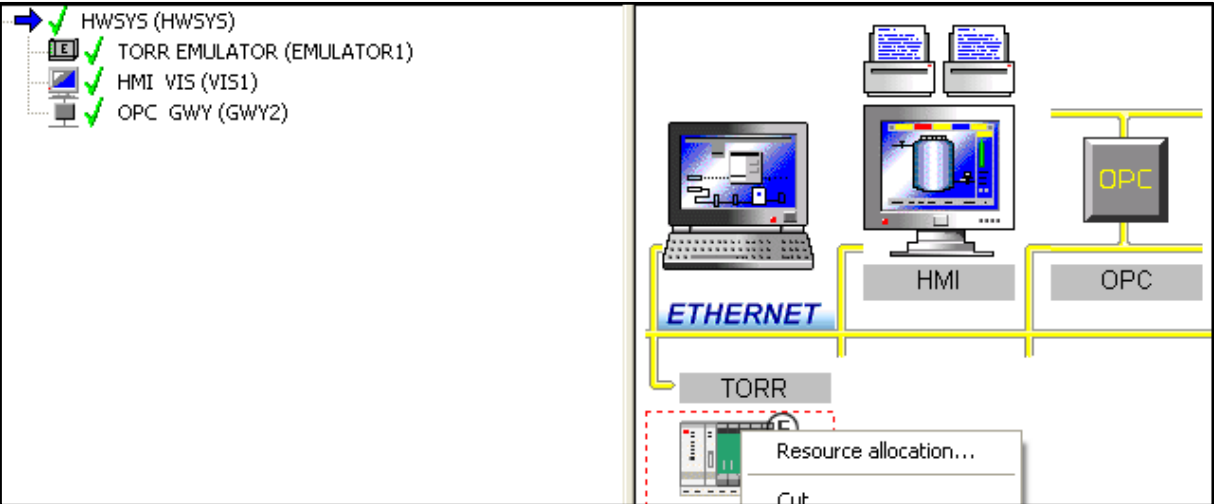


Figura 3.26. Asignación de elementos en Hardware Structure.

En la figura 3.26 se aprecia la asignación de elementos seleccionando la opción “Resource allocation” cuando se desea agregar un equipo. De igual forma se observa que en la parte lateral izquierda se muestran los elementos que se han dado de alta.

3.6. Asignación de IP e ID.

Una vez que se tienen todos los elementos que forman parte del proyecto y se han dado de alta en la estructura de equipo, es necesario asignar las direcciones IP e ID de los elementos correctamente. Para ello se ingresa al icono “Network” mostrado en la figura 3.27 y que se encuentra en la barra de acceso rápido.



Figura 3.27. Acceso rápido a Network Configuration.

En la figura 3.28 se muestran las direcciones IP e ID de los elementos del proyecto, se observa la dirección IP 192.168.85.128 para todos los elementos del proyecto, así como los ID 10, 20 21 y 22 para el Controlador, la estación de ingeniería, estación de operación y la compuerta de comunicación OPC respectivamente.

Type	Name	Res. type	Res. name	Res. ID	IP address 1	IP address 2
Engin. PC	CBF	D-ES		20	192.168.85.128	
GWY	GWY2	D-GS	OPC	22	192.168.85.128	192.168.85.128
VIS	VIS1	D-OS	HMI	21	192.168.85.128	
EMULATOR	EMULATOR1	D-PS	TORR	10	192.168.85.128	

Figura 3.28. Asignación de direcciones IP e ID.

CAPÍTULO IV. SIMULACIÓN Y RESULTADOS.

En este capítulo se explican los pasos a seguir para simular el software del controlador Freelance800F y la vinculación de éste con Simulink de MATLAB® vía OPC. Se presentan además las gráficas comparativas de los resultados arrojados por el controlador simulado en MATLAB® y el software del controlador industrial Freelance800F.

4.1. Monitoreo de variables vía OPC.

Para la configuración del servidor OPC en Simulink es necesario ingresar a la herramienta de OPC y copiar los bloques “OPC Configuration”, “OPC Write” y “OPC Read”.

En la figura 4.1 se muestra el bloque de configuración del cliente OPC, como se observa en la pantalla, se configura a MATLAB® como un cliente OPC de un servidor OPC que se encuentre en la computadora, en este caso se usa el servidor Freelance200OPCServer.22.

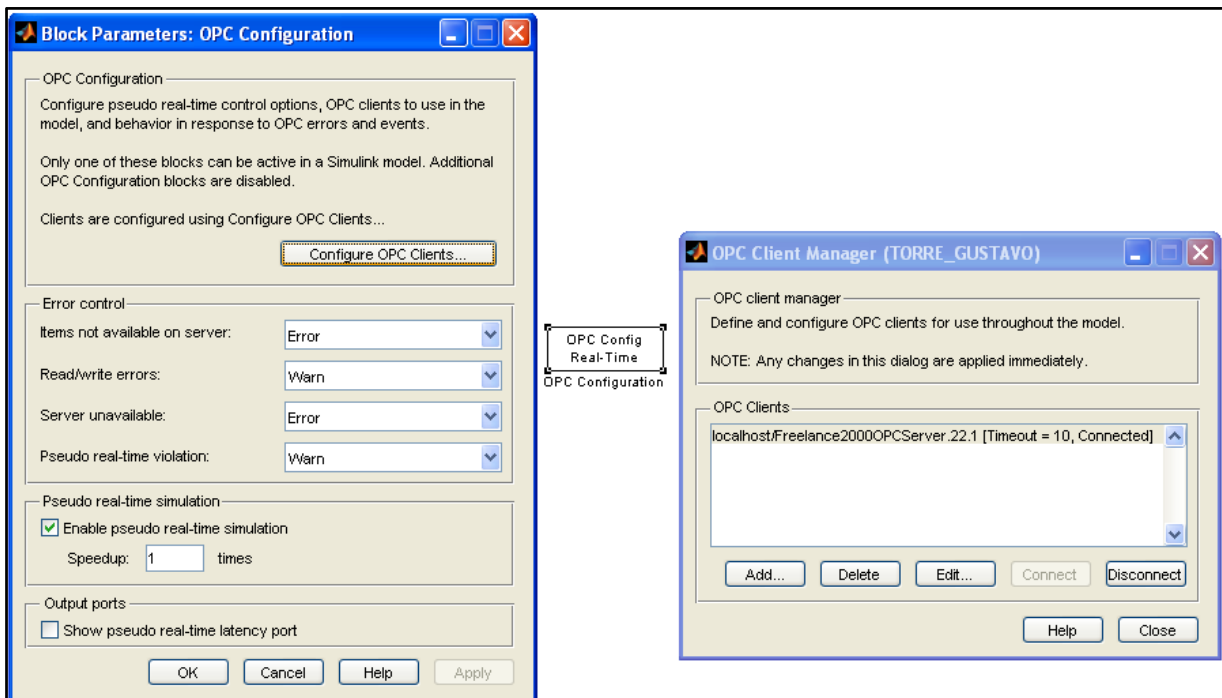


Figura 4.1. Configuración de cliente OPC.

En la figura 4.2 se muestra la conexión de los bloques OPC Write en Simulink, se coloca un bloque de escritura para cada variable que será leída y mostrada en el interfaz humano máquina y en la gráfica de tendencias de la estación de operación.

En los bloques de escritura OPC se da de alta la etiqueta de la variable en la que se desea escribir los valores arrojados por el modelo matemático. Dicha etiqueta es una variable de lectura que se da de alta en el servidor OPC, en este caso, en el proyecto del controlador Freelance 800F y que el cliente OPC tiene la capacidad de modificar.

Para agregar las etiquetas se da doble clic sobre cada bloque de escritura OPC, una vez hecho esto se muestra la pantalla de configuración con la opción “configurar cliente OPC” y “agregar ítems”, se selecciona la segunda opción y se presenta la pantalla mostrada en la figura 4.3 en la cual se observa el nombre del servidor OPC, el nombre que se asignó al controlador y las etiquetas o variables que intervienen en este proyecto.

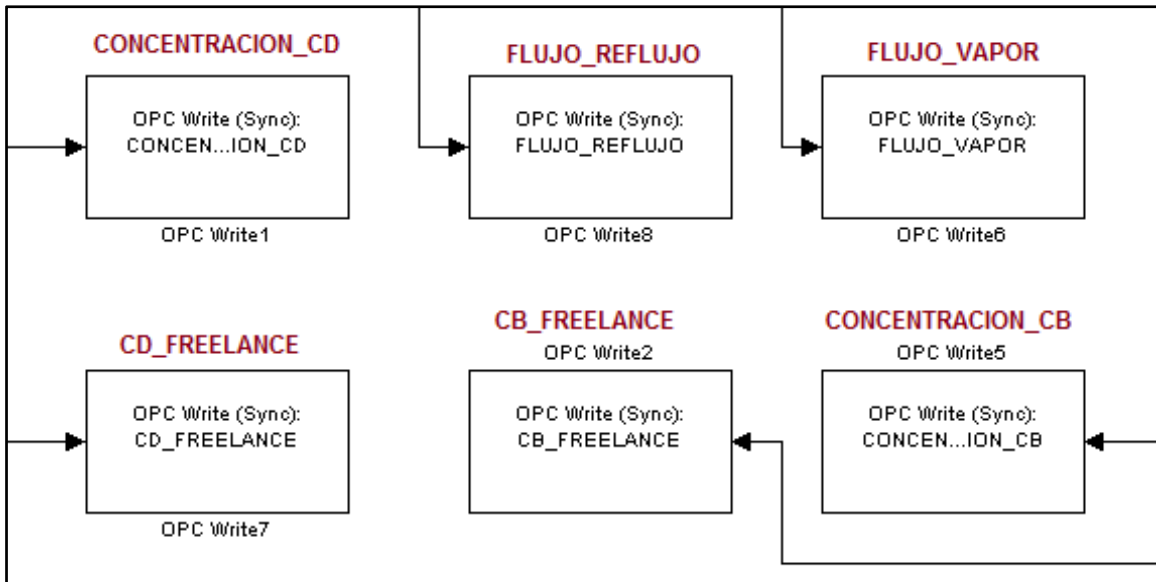


Figura 4.2. Conexión de bloques OPC Write para cada variable del proceso.

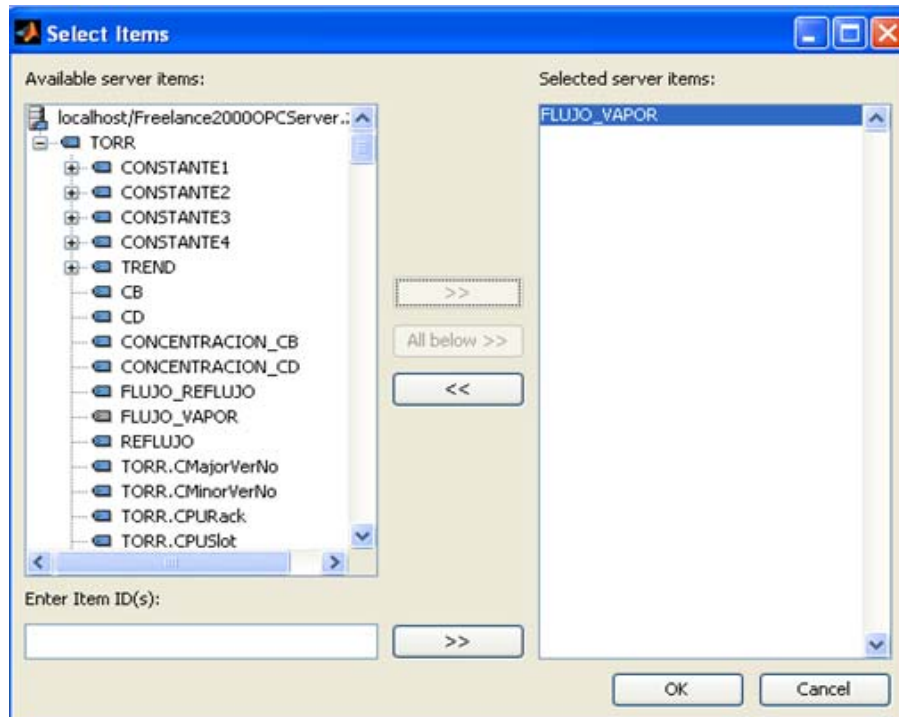


Figura 4.3. Pantalla de selección de ítem del bloque OPC Write.

Para agregar una nueva etiqueta, basta con seleccionarla, presionar el botón de transferencia y presionar OK como se ve en la figura 4.3. La interconexión mediante OPC permite reconocer las variables programadas en la estación de ingeniería Freelance800F como etiquetas. En la figura 4.3 se observan las etiquetas `CONCENTRACION_CD`, `CONCENTRACION_CB`, `FLUJO_REFLUJO`, `FLUJO_VAPOR`, `CD_FREELANCE` Y `CB_FREELANCE` utilizados en la estación de ingeniería y sobre los cuales se escriben los datos de las variables para ser mandados vía OPC y que sirven para el monitoreo de la planta.

4.2. Controlador de destilado mediante OPC.

En la figura 4.4 se muestran los bloques que intervienen en la interconexión vía OPC para la etapa de control. Se aprecia un bloque OPC de escritura que permite escribir y mandar datos de la variable de proceso al controlador industrial, además de un bloque de lectura OPC que lee la salida del controlador industrial y dos bloques función que sirven para dar escalamiento a la variable debido a que el controlador industrial solo manipula valores en porcentaje de 0 a 100%.

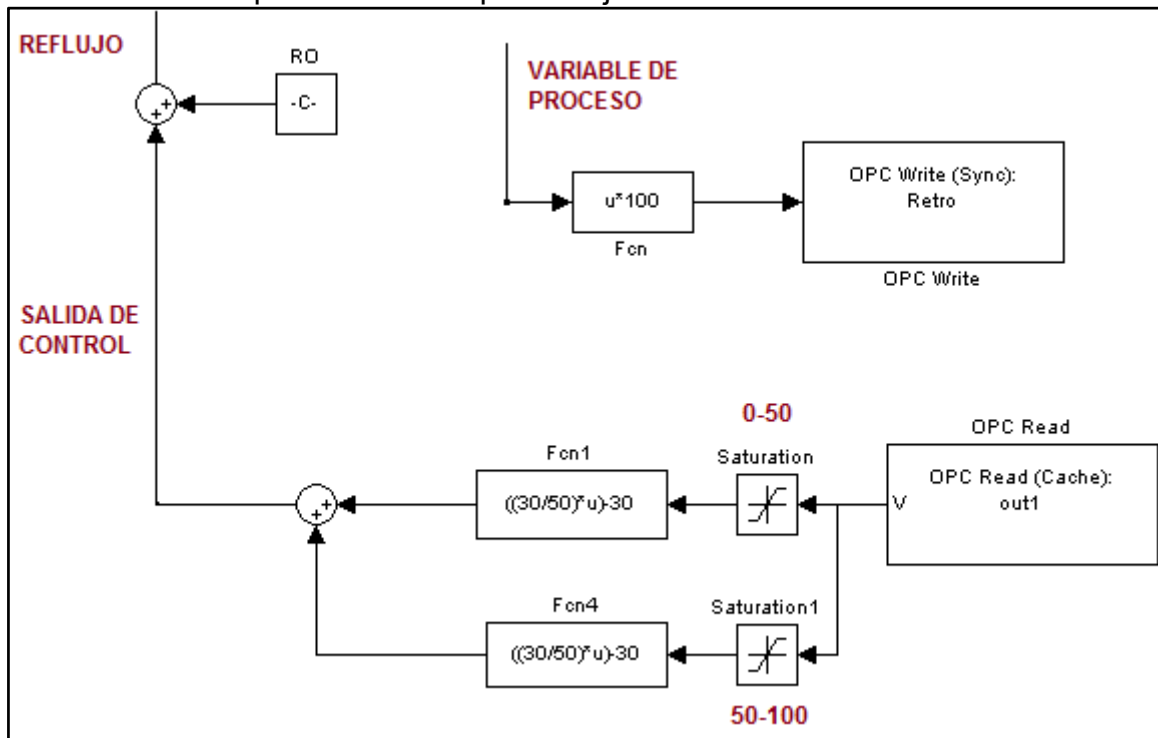


Figura 4.4. Conexión de bloques OPC para la simulación de control.

En la figura 4.4 se muestra la conexión de los bloques OPC para la simulación del controlador de concentración de producto destilado, como se aprecia, se desconecta el controlador simulado y se coloca la entrada del bloque de lectura OPC.

Para el caso de las funciones de escalamiento se debe tener presente la señal obtenida de retroalimentación así como la señal de salida del controlador. Conociendo el valor deseado por la gráfica de concentración de destilado igual a 98% de concentración y conociendo que este valor no puede sobrepasar el 100% se coloca un factor de escalamiento de 1 a 100 en el bloque de escritura OPC, ya que los valores manejados en la simulación de MATLAB® se encuentran en decimales es necesario pasarlos a valores de 0 a 100% multiplicando esos valores decimales por un factor de 100.

El controlador industrial entrega valores de 0% a 100% en la salida, con la finalidad de tener un rango de valores en la variable manipulada entregada por el controlador, se coloca el bloque de acondicionamiento de señal con ayuda de la gráfica de la

figura 4.5 en la cual se observa que el controlador simulado en MATLAB® obtiene valores en la salida de que van de 30 a -10.

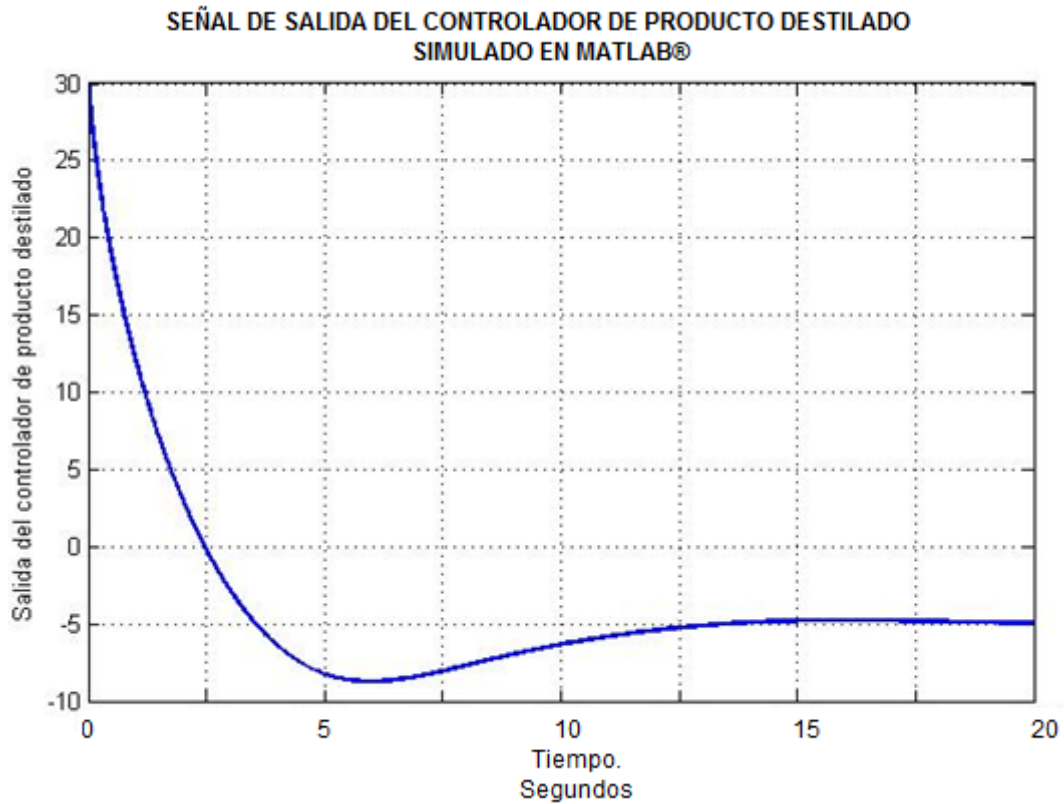


Figura 4.5. Señal de salida del controlador de destilado.

Con la respuesta del controlador dado por el modelo se puede suponer un comportamiento de valores para el controlador industrial. Se colocan los valores de escalamiento con el apoyo de la gráfica de la figura 4.6.

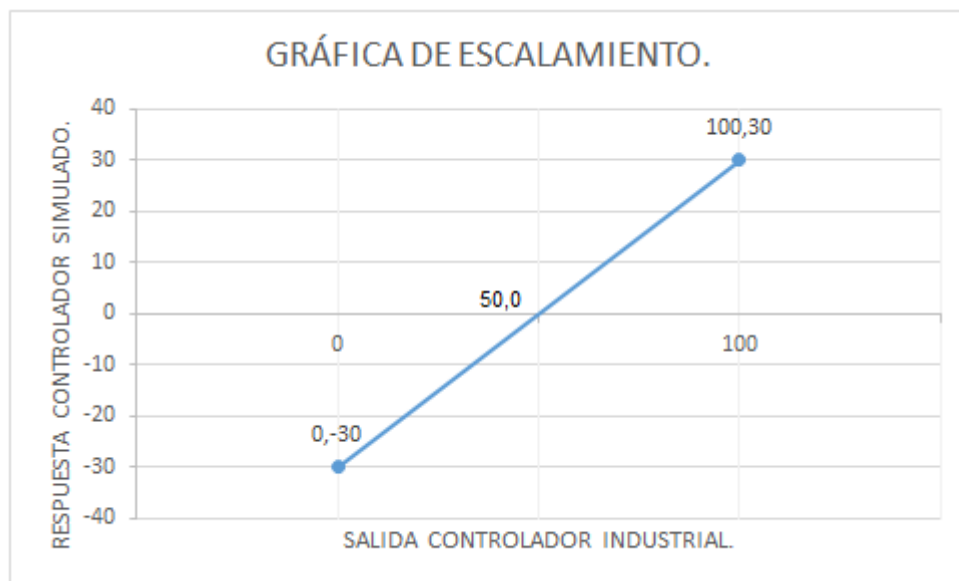


Figura 4.6. Gráfica de escalamiento salida de controlador de destilado.

Se ha considerado un valor de 0 a -30 para cuando el controlador proporciona valores de 0% a 50%, y un valor de 0 a 30 para cuando el controlador proporciona valores de 50% a 100%. Con la gráfica presentada en la figura 4.6 se puede expresar la ecuación de la recta que permita el escalamiento de la señal de salida del controlador industrial. Dicha ecuación de escalamiento se presenta en la ecuación 4.1.

$$y = \left(\frac{30}{50}\right)(x) - 30 \quad \dots \dots \dots \quad (4.1)$$

Esta ecuación se presenta en los bloques función de escalamiento conectados a dos bloques de saturación que permiten dar una respuesta si el valor esta entre 0 y 50% o entre 50 y 100% tal como se aprecia en la figura 4.4.

4.3. Controlador de sedimento mediante OPC.

En la figura 4.7 se presentan la conexión de los bloques OPC y los bloques de escalamiento para el controlador de sedimento, se observa que el controlador simulado se ha retirado y la conexión del controlador industrial se hace antes de las condiciones iniciales del sistema.

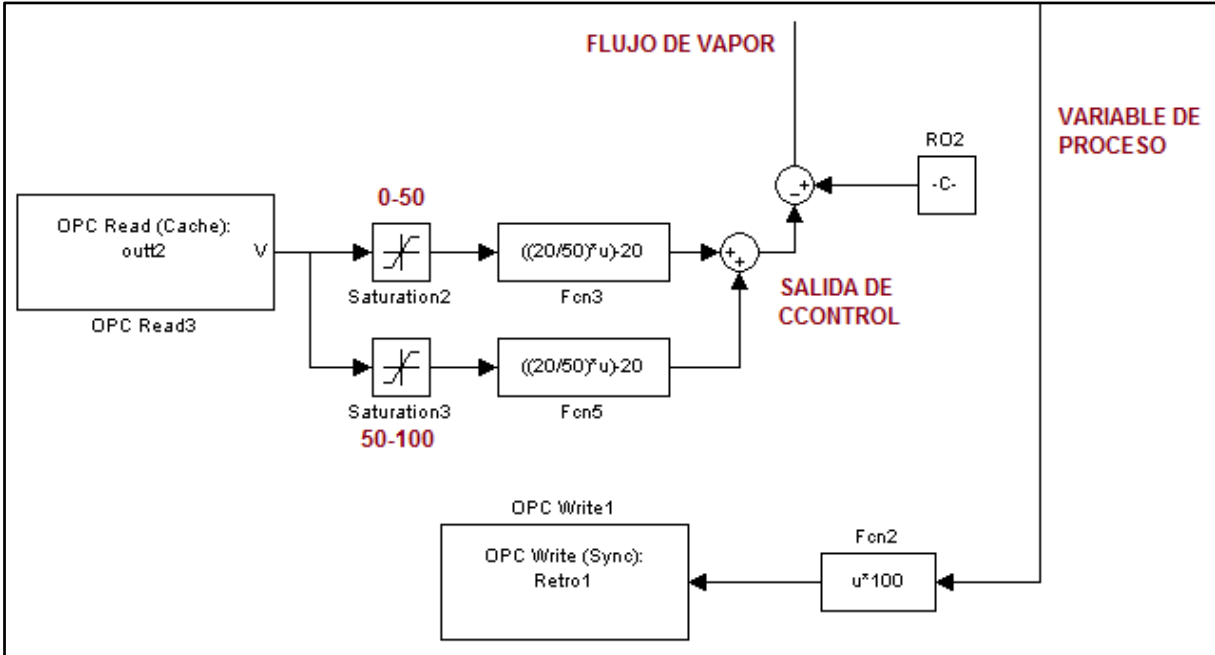


Figura 4.7. Conexión de bloques OPC y de escalamiento para el controlador de sedimento.

Como se observa en la figura, los bloques de función que permiten el escalamiento son diferentes que las funciones obtenidas para el controlador de destilado. Para el escalamiento de la señal que se enviará vía OPC se realiza el análisis conociendo que el valor deseado de concentración es del 2% y el controlador industrial maneja valores de 0 a 100%, por lo que el factor de escalamiento para el valor de la variable de proceso es afectado por un factor de 100.

De igual forma se nota un escalamiento para la señal de salida del controlador de sedimento, para ello se utiliza la gráfica de la señal de salida del controlador simulado en MATLAB®, como se observa en la figura 4.8 la señal de salida del controlador oscila entre un valor de 20 y -10

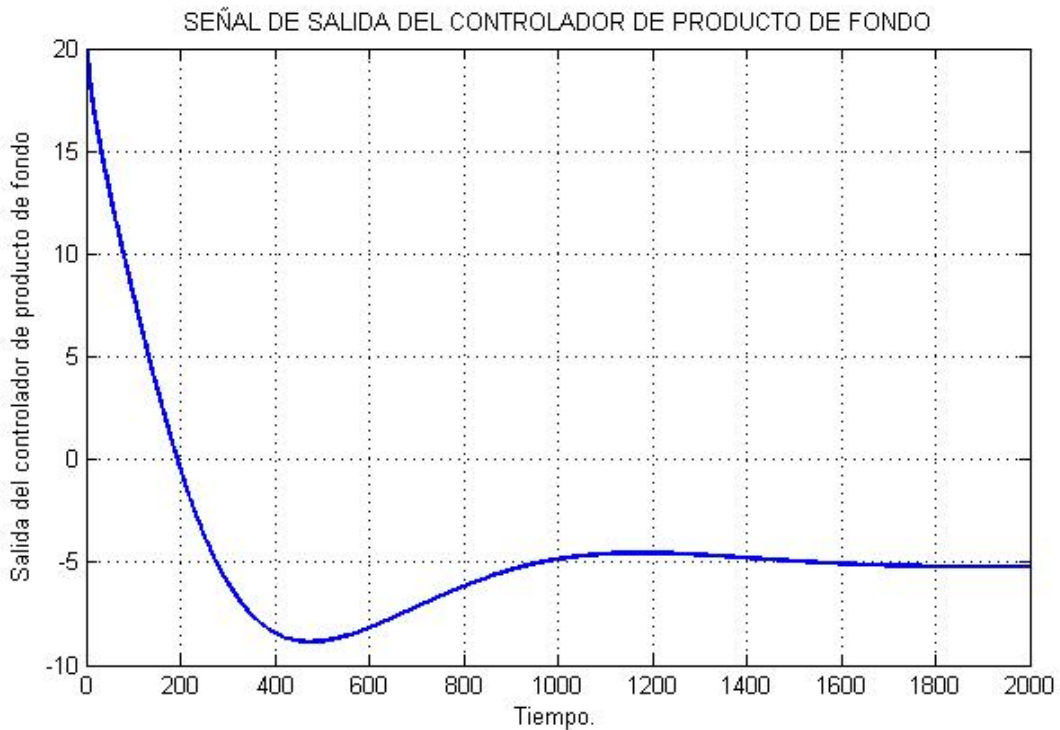


Figura 4.8. Señal de salida del controlador de sedimento.

Con ayuda de la gráfica presentada en la figura 4.8 se puede obtener la función de escalamiento mostrada en la ecuación 4.2, para ello se usa la gráfica presentada en la figura 4.9.

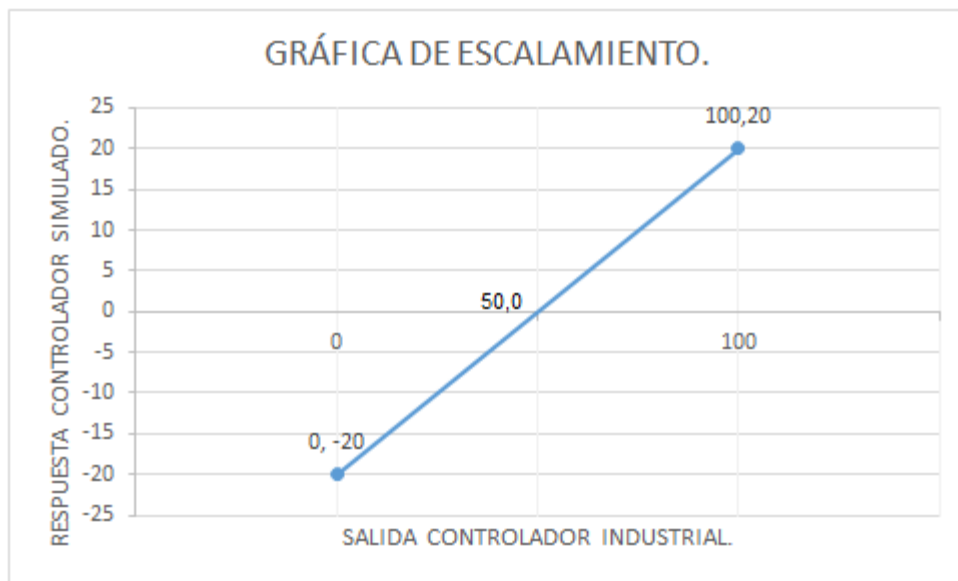


Figura 4.9. Gráfica de escalamiento salida de controlador industrial.

Simulation time

Start time: Stop time:

Solver options

Type: Solver:

Fixed-step size (fundamental sample time):

Figura 4.11. Modificación de los parámetros de simulación.

Realizado esto se prepara la simulación del proyecto realizado en ControlbuilderF. Se abre la ventana de Internet explorer, en la cual se escribe la dirección <http://localhost:8888/>, obteniendo una ventana como la mostrada en la figura 4.12 la cual es un servicio de ABB que permite cargar unidades de control no físicas, en este caso se carga el emulador dado de alta en el árbol de proyecto de la estación de ingeniería del controlador industrial Freelance800F.

Freelance Controller Emulator Administrator Page

ABB

Shutdown Event Log GUI Window Station ID DebugPort

Below you can start a new controller. You must specify a unique station id. If you do not specify a gui or dbg port the server will choose values for you.

Station ID: Gui Port: Dbg Port:

Start Controller Save Configuration Reset Settings

Figura 4.12. Página de administración de controladores no físicos.

Para cargar el emulador del proyecto se teclea en la opción “station ID” el ID que se asignó al emulador del controlador, en este caso se carga el ID 10.

Una vez realizado esto aparece una pantalla en la cual se muestra que el emulador se ha cargado, como se aprecia en la figura 4.13, el emulador se encuentra en línea y en comunicación con la estación de ingeniería, además se observa la dirección IP a la que se ha conectado el emulador, la cual es la misma utilizada a lo largo del proyecto 192.168.85.128.

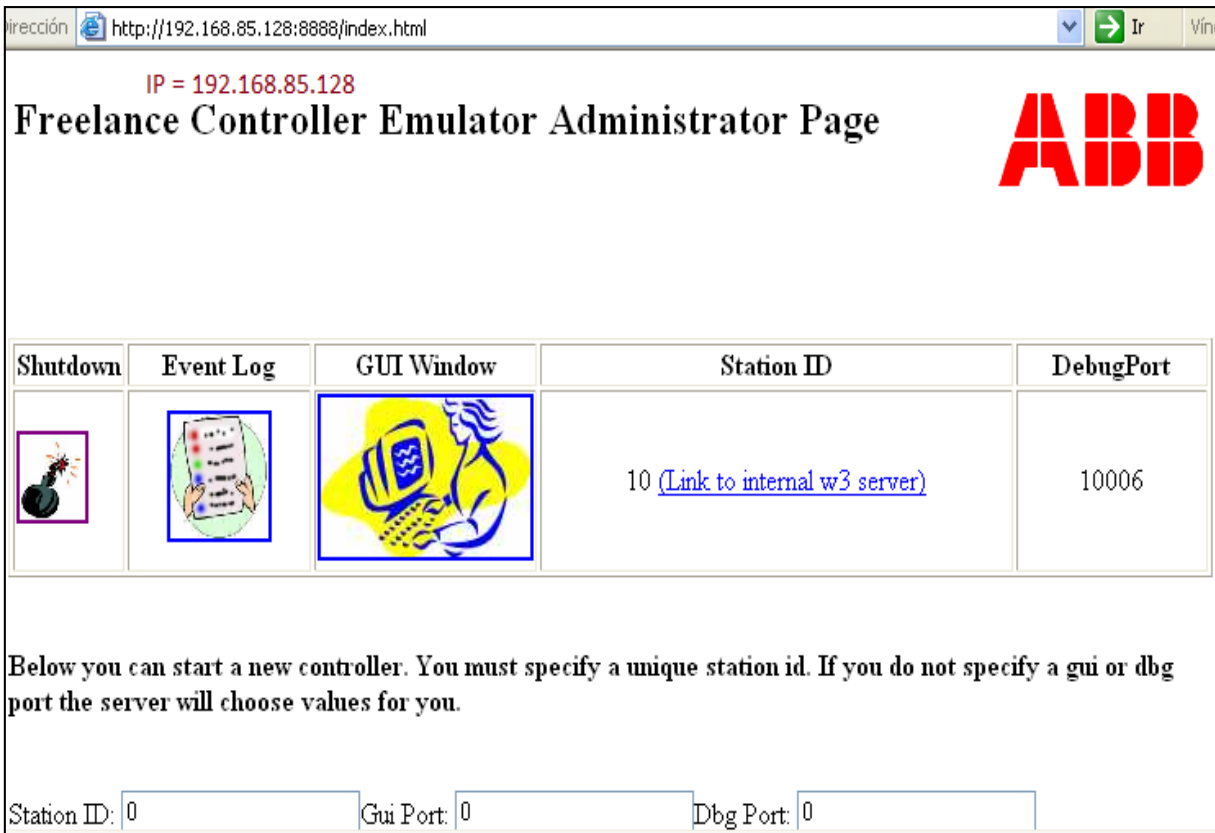


Figura 4.13. Emulador cargado.

Posteriormente se necesita abrir DigiVis, encontrado en la siguiente ruta.

Inicio > Todos los programas > ABB Industrial IT > Freelance V9.2 > DigiVis.

Se procede a poner en marcha el sistema y se cargan los subniveles OPC, HMI y TORR presionando Load y Whole station como se muestra en la figura 4.14.

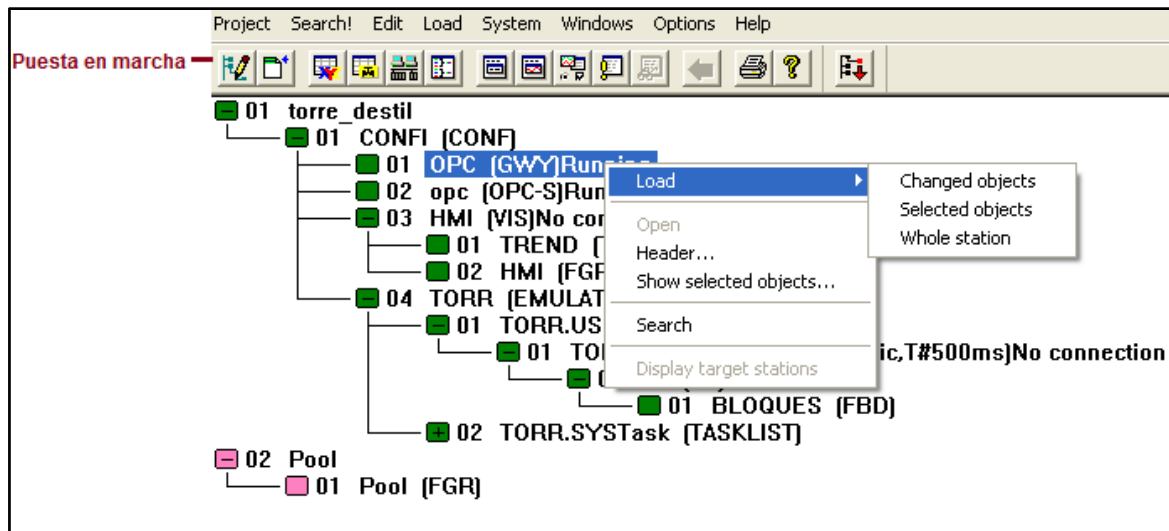


Figura 4.14. Puesta en marcha del proyecto.

Una vez cargada la configuración del árbol del proyecto, se procede a la simulación del modelo de la torre de destilación.

4.4.1. Simulación del controlador de producto destilado.

Como parte inicial se simula el controlador para el producto destilado utilizando tanto el control de Matlab como el de Freelance 800F.

En la figura 4.15 se observa la gráfica comparativa de concentración de producto destilado, en la cual se ha utilizado solo el controlador de producto destilado.

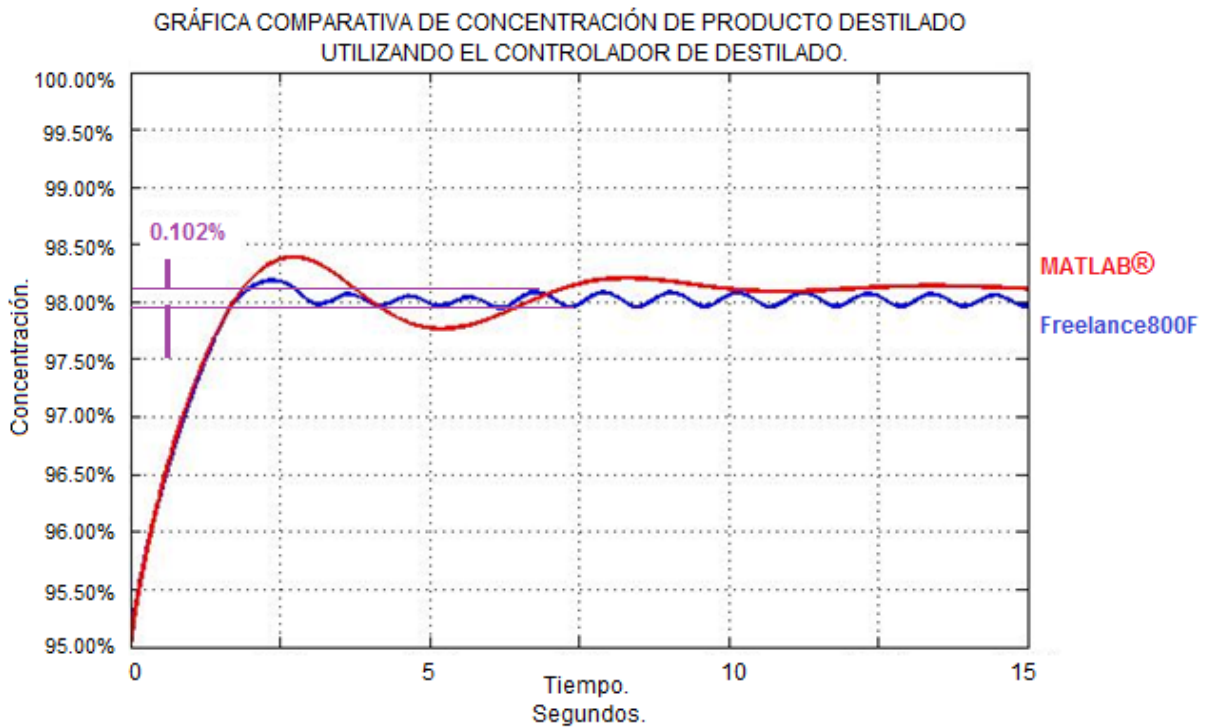


Figura 4.15. Gráfica comparativa de concentración de producto destilado.

En la figura 4.15 se aprecian las gráficas obtenidas con los controladores de concentración de producto destilado. En color rojo se aprecia la gráfica obtenida con el control simulado en MATLAB®, y en color azul la gráfica obtenida con el controlador de Freelance800F.

Como se aprecia, la gráfica en color azul presenta oscilaciones de $\pm 0.102\%$ sobre el punto de consigna, las pendientes de ascenso son semejantes además se observa un desfase en la gráfica roja perteneciente a un error en estado estacionario igual a 0.16%

En la figura 4.16 se aprecian las gráficas comparativas del producto destilado en las que se observan cambios en el punto de consigna. En color rojo la respuesta proporcionada por el controlador simulado en MATLAB® y en color azul la gráfica proporcionada al utilizar el controlador industrial Freelance 800F.

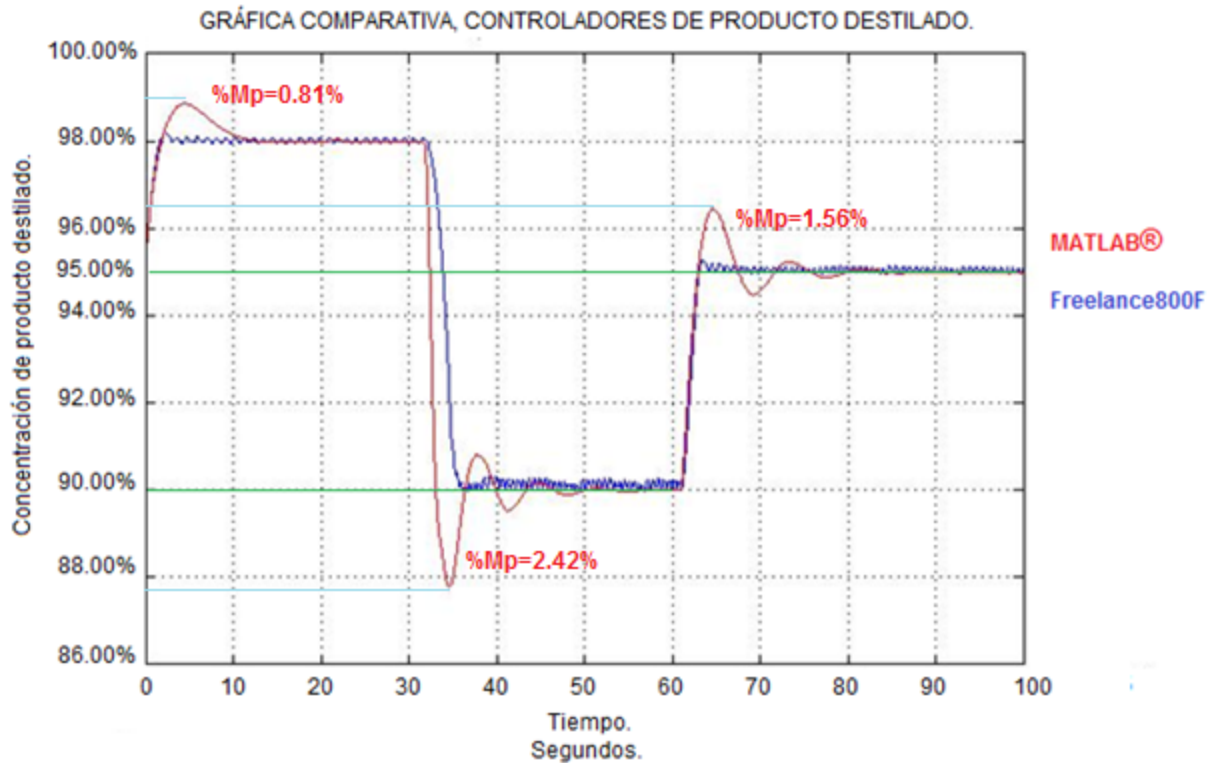


Figura 4.16. Comparación de respuesta de producto destilado a un cambio de Set-Point.

Para la obtención de las gráficas de la figura 4.16 se parte de una concentración inicial igual de 95% y colocando como primer valor de consigna 98%, transcurridos aproximadamente 30 segundos se realiza un cambio de consigna a 90% y transcurridos 60 segundos se aumenta nuevamente el punto de consigna a 95%.

La gráfica color rojo presenta oscilaciones y sobreimpulso diferente para cada cambio dado al valor de consigna. En la gráfica color azul se aprecian oscilaciones sobre el punto de consigna, se observa que no genera sobreimpulso a cada cambio dado de consigna sin embargo se observa un desfase en la pendiente de bajada cuando se cambia de 98% a 90%.

En la figura 4.17 se muestra la gráfica comparativa de la respuesta de concentración de producto de fondo al utilizar solo el controlador de producto destilado. Se observa similitud en las gráficas, lo que implica que el control simulado en MATLAB® proporciona el mismo efecto que el control del controlador Freelance 800F. Se aprecia la gráfica provocada por el controlador simulado en Matlab en color rojo y en azul la gráfica de concentración de producto de fondo afectada por el control industrial.

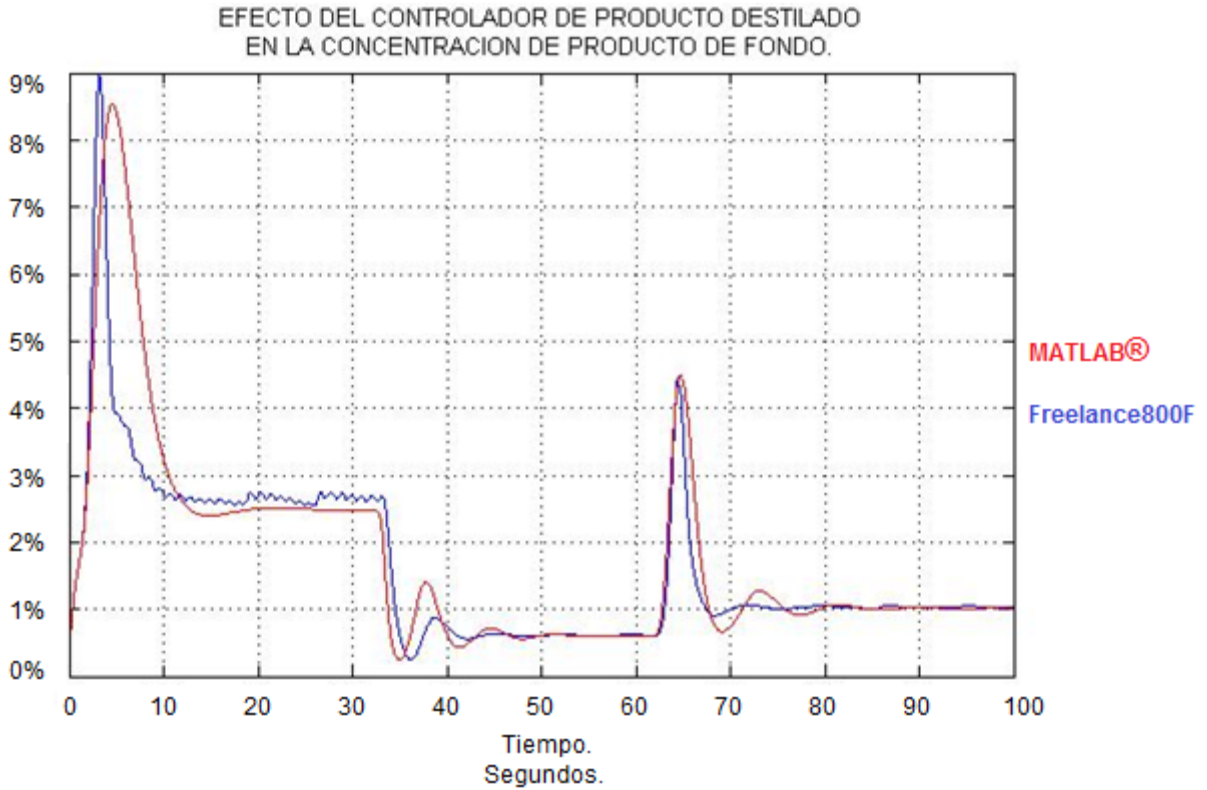


Figura 4.17. Efecto del controlador de producto destilado en la concentración de producto de fondo.

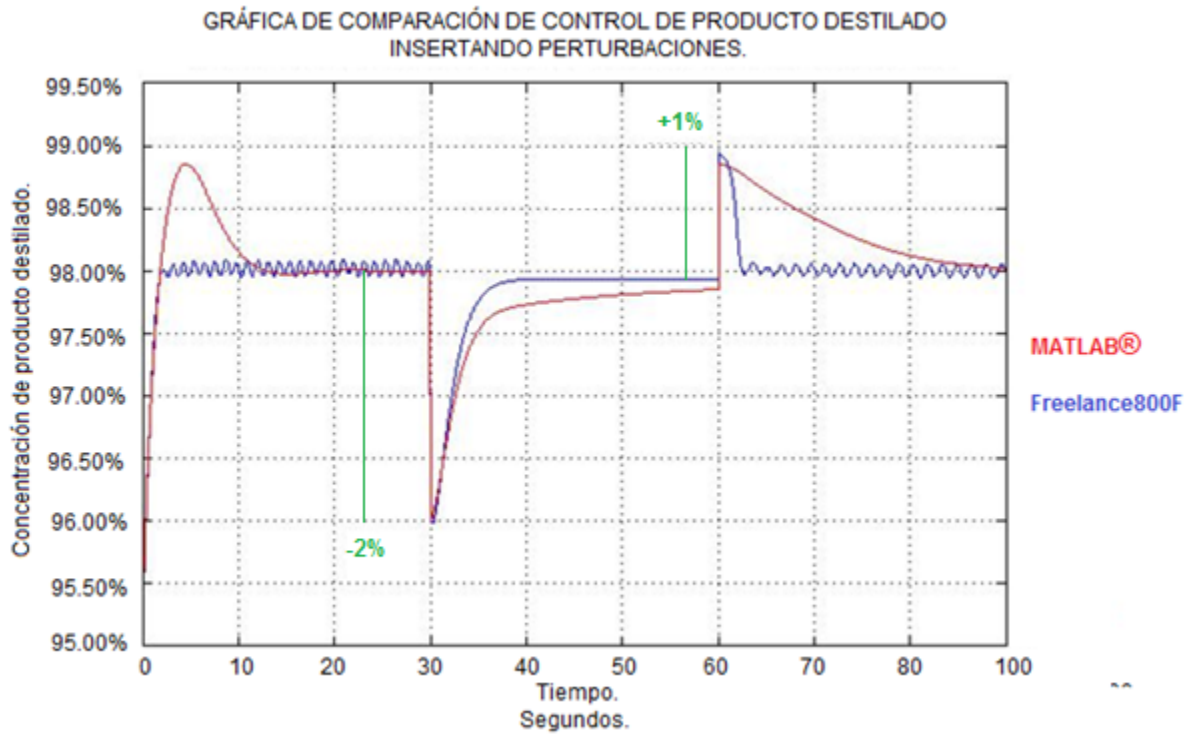


Figura 4.18. Gráfica de comparación de producto destilado afectada por una perturbación.

En la figura 4.18 se aprecia la gráfica comparativa de producto destilado en la cual se han aplicado perturbaciones. Se observa una perturbación del -2% de concentración en el tiempo $t=30$, y una perturbación del 1% en el tiempo $t=60$.

Se observa el ajuste automático a cada perturbación, en color rojo la gráfica de concentración del controlador simulado en MATLAB® y en azul la gráfica del controlador industrial Freelance 800F. Se observa además que el restablecimiento de la perturbación al valor de consigna se realiza de forma más rápida por el controlador industrial Freelance 800F.

4.4.2. Simulación del controlador de producto de fondo

En la figura 4.19 se aprecia la gráfica comparativa de concentración de producto de fondo utilizando solo el controlador de sedimento, se aprecia en color rojo la respuesta proporcionada por el control simulado en MATLAB®, y en color azul la respuesta dada por el controlador industrial Freelance 800F.

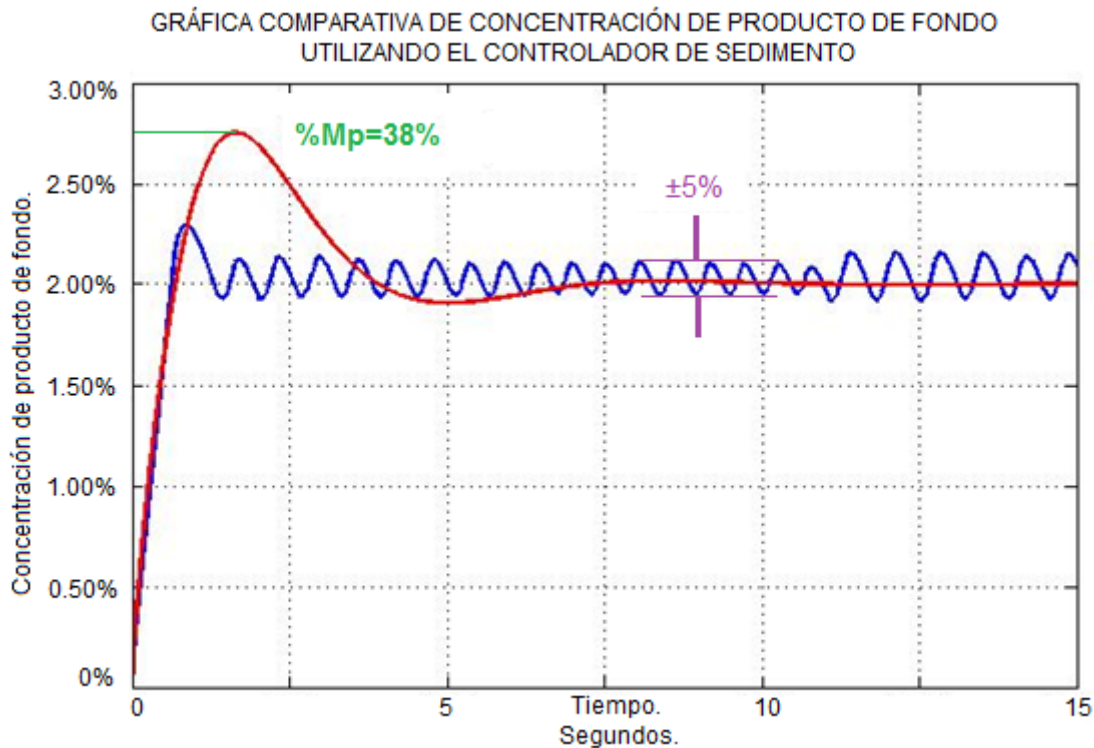


Figura 4.19. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo.

En la figura 4.19 se aprecia que la gráfica en color azul genera oscilaciones alrededor del punto de consigna con valores de $\pm 5\%$. En la gráfica color rojo se con un máximo sobreimpulso de 38%. Como se observa el valor de sobreimpulso es mayor que en las gráficas analizadas en el capítulo anterior ya que aquí se han cambiado las condiciones iniciales y de igual forma como se observa en la gráfica de la figura 4.20 las oscilaciones varían de acuerdo con la condición inicial que se tenga, se observa además que la pendiente de subida es idéntica en ambas gráficas.

En la figura 4.20 se muestra la gráfica comparativa de concentración de producto de fondo a un cambio de valor en el punto de consigna.

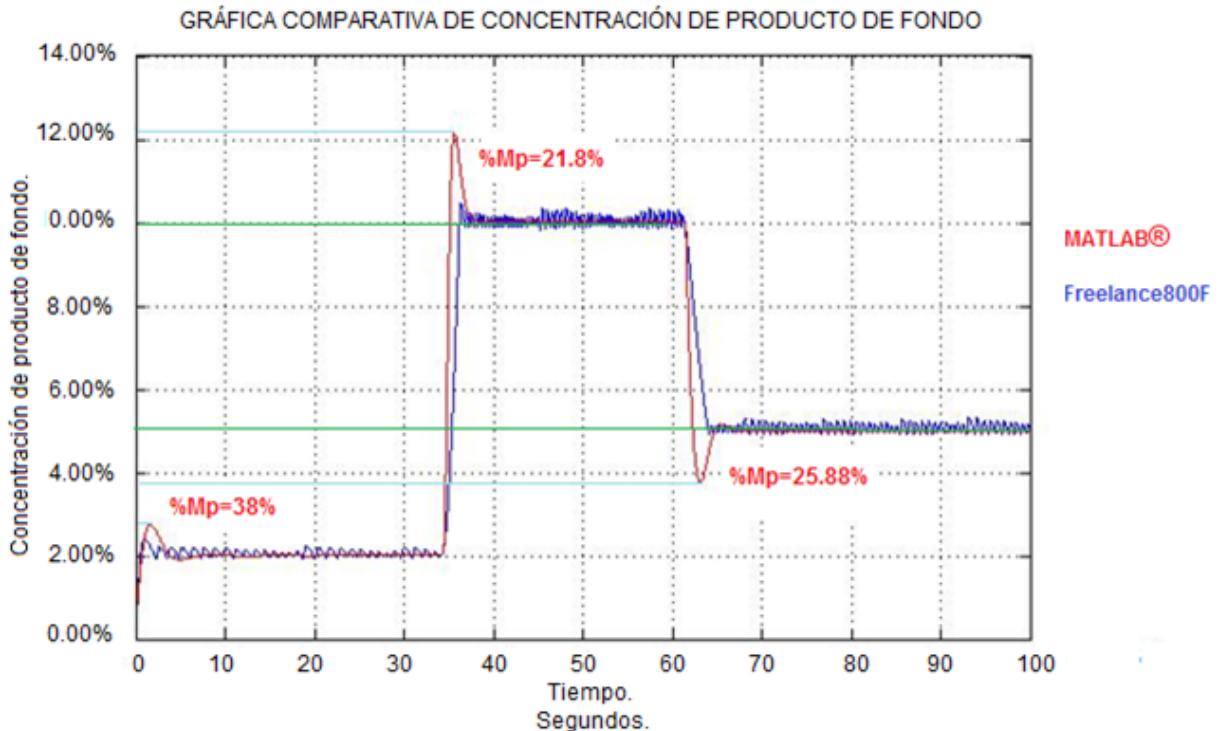


Figura 4.20. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo.

En la figura se presenta un cambio en el punto de consigna con un valor inicial de concentración igual a 0% y colocando como primer valor de consigna 2% de concentración, posteriormente se cambia el punto de consigna a 10% y baja a 5%.

Como se observa, el controlador simulado en MATLAB® presenta un sobreimpulso diferente a cada cambio del valor de consigna. La respuesta del controlador industrial Freelance 800F presenta oscilaciones a lo largo de la simulación y se observa una respuesta más rápida por el controlador simulado en MATLAB® a cada cambio.

En la figura 4.21 se muestra la gráfica comparativa del efecto provocado en la concentración de producto destilado al utilizar solo el controlador de producto de fondo.

La figura 4.21 muestra similitud en las dos gráficas, se puede apreciar que la concentración parte de su condición inicial igual a 95% y llega a un valor de 98.15%. Se aprecia un cambio en la respuesta al cambiar el punto de consigna, sin embargo al cambiar el valor de consigna a un valor de 10% en el controlador de producto de fondo, la respuesta de concentración de destilado no baja a 90%, se observa un incremento en la respuesta de concentración.

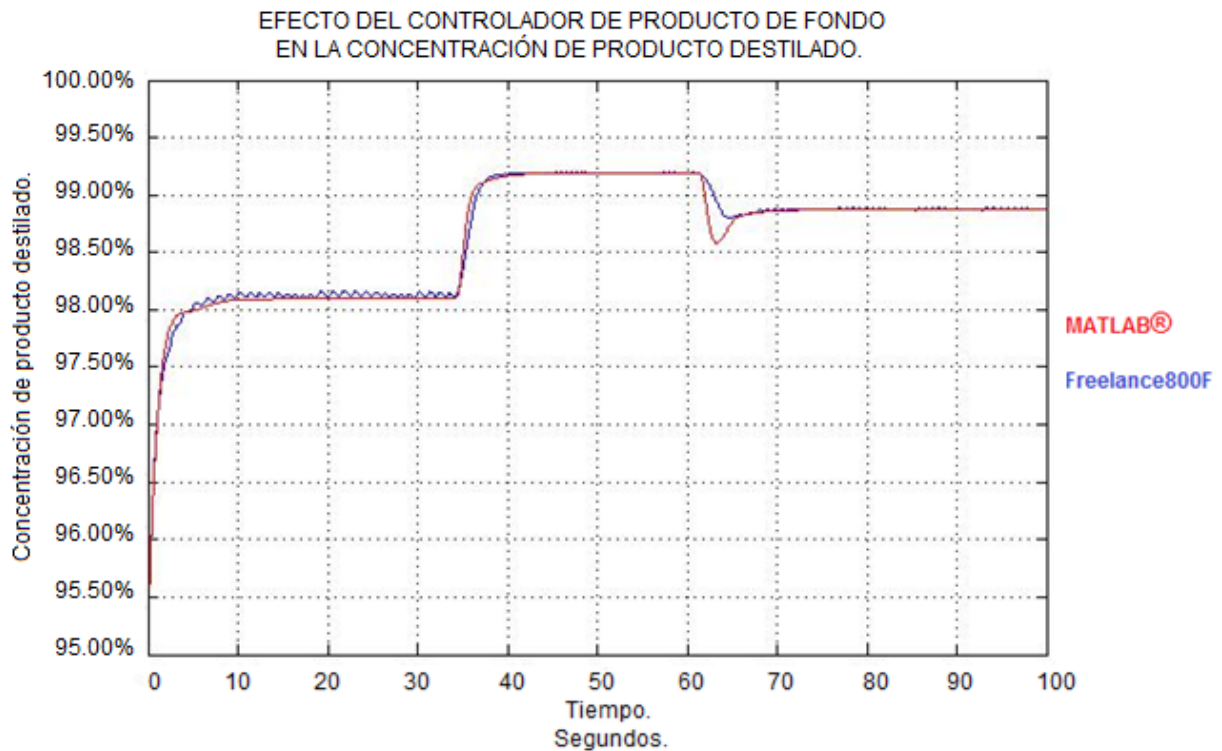


Figura 4.21. Efecto del controlador de producto de fondo en la concentración de producto destilado.

En la figura 4.22 se presenta la gráfica comparativa de concentración de producto de fondo aplicando una perturbación.

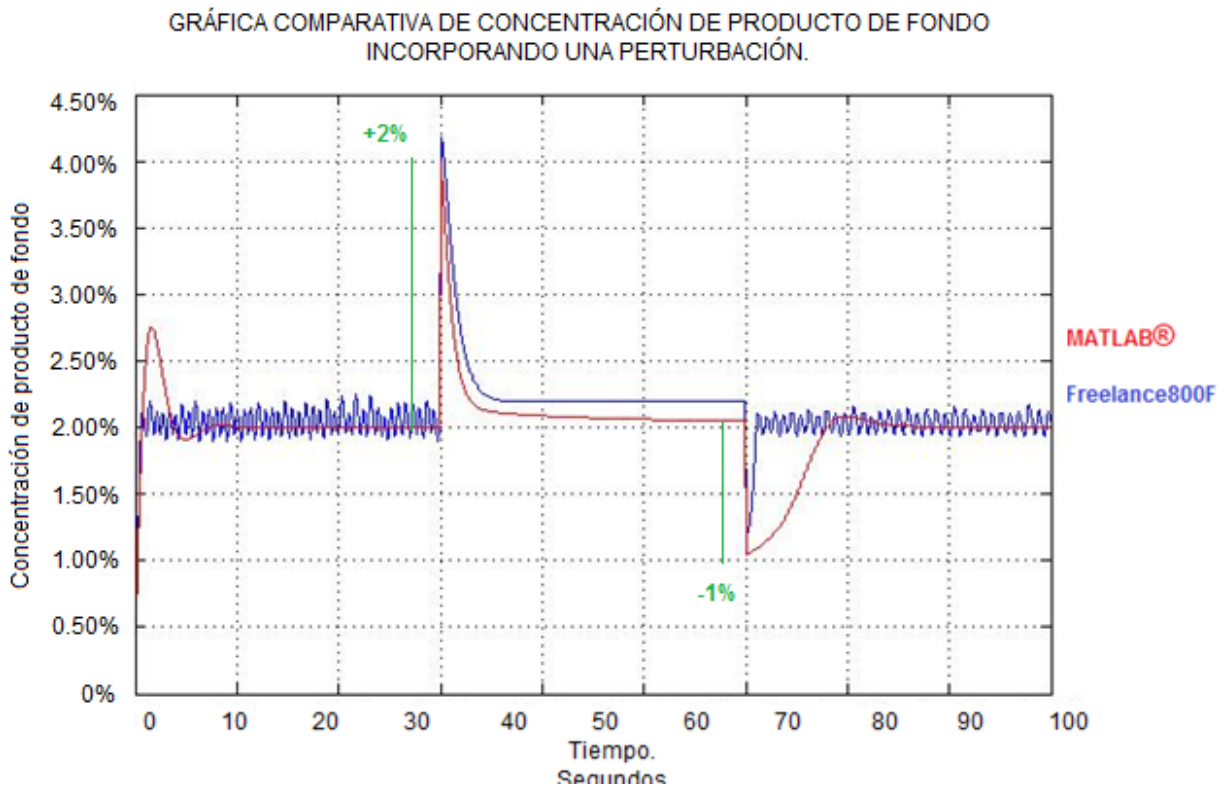


Figura 4.22. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo aplicando una perturbación.

Como se aprecia en la figura 4.22, se presenta la gráfica de concentración proporcionada por el controlador simulado en MATLAB® en color rojo y en color azul la gráfica proporcionada por el controlador industrial Freelance 800F. La gráfica en color azul presenta oscilaciones de $\pm 7.5\%$ sobre el punto de consigna. Se simula una perturbación del 2% en un tiempo $t=30$ y una perturbación igual a -1% en un tiempo igual a $t=60$.

Se observa un restablecimiento más rápido por parte del controlador simulado en Matlab para una perturbación positiva y un restablecimiento más rápido de la perturbación negativa por parte del controlador industrial Freelance 800F.

En la figura 4.23 se muestra la gráfica comparativa de concentración de producto de fondo utilizando los dos controladores a la vez.

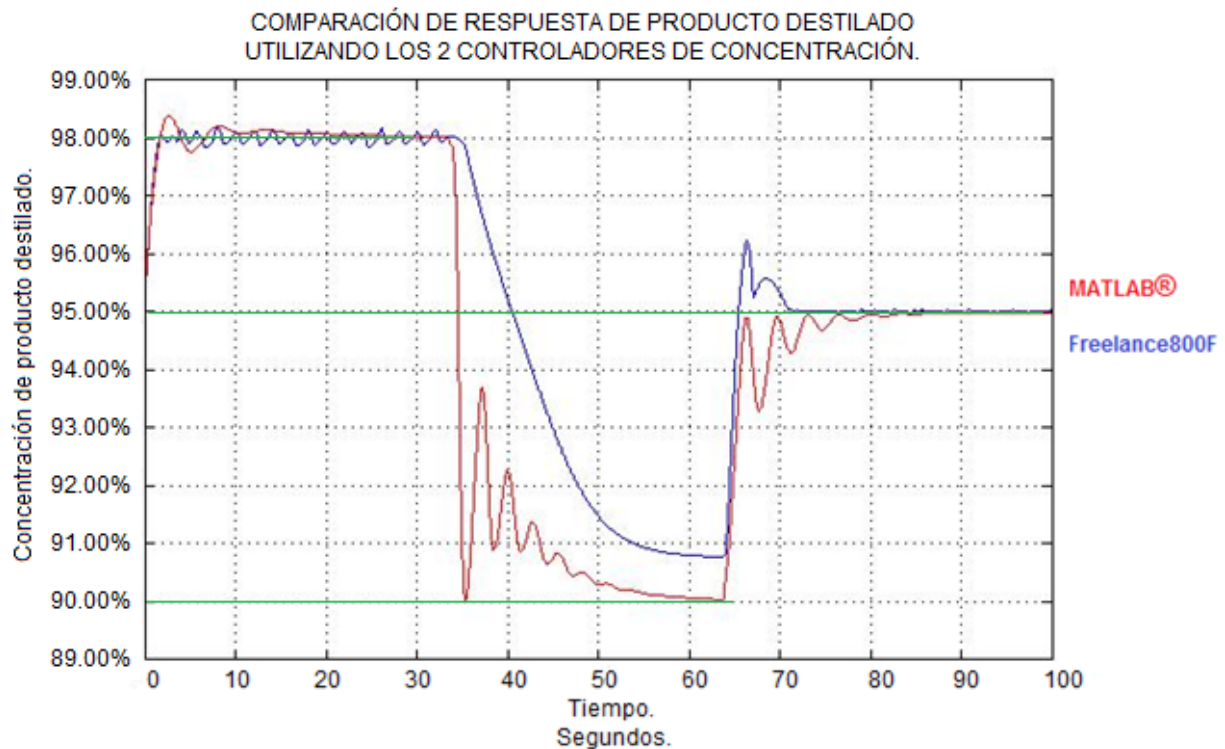


Figura 4.23. Gráfica comparativa de concentración de producto destilado utilizando los dos controladores.

Se aprecia un desfase de las gráficas proporcionadas por el controlador dado y el controlador industrial Freelance 800F. Se presenta en color rojo la gráfica proporcionada por el controlador simulado en MATLAB® y en color azul la gráfica proporcionada por el controlador industrial Freelance 800F. Se observa un cambio de en el punto de consigna de 98% a 90% y luego a 95%. Se observa un desfase por parte de la gráfica en color azul cuando baja a 90%, y oscilaciones al cambio de 95%.

En la figura 4.24 se muestra la gráfica comparativa de concentración de producto de fondo en la cual se aprecia una desviación en las gráficas.

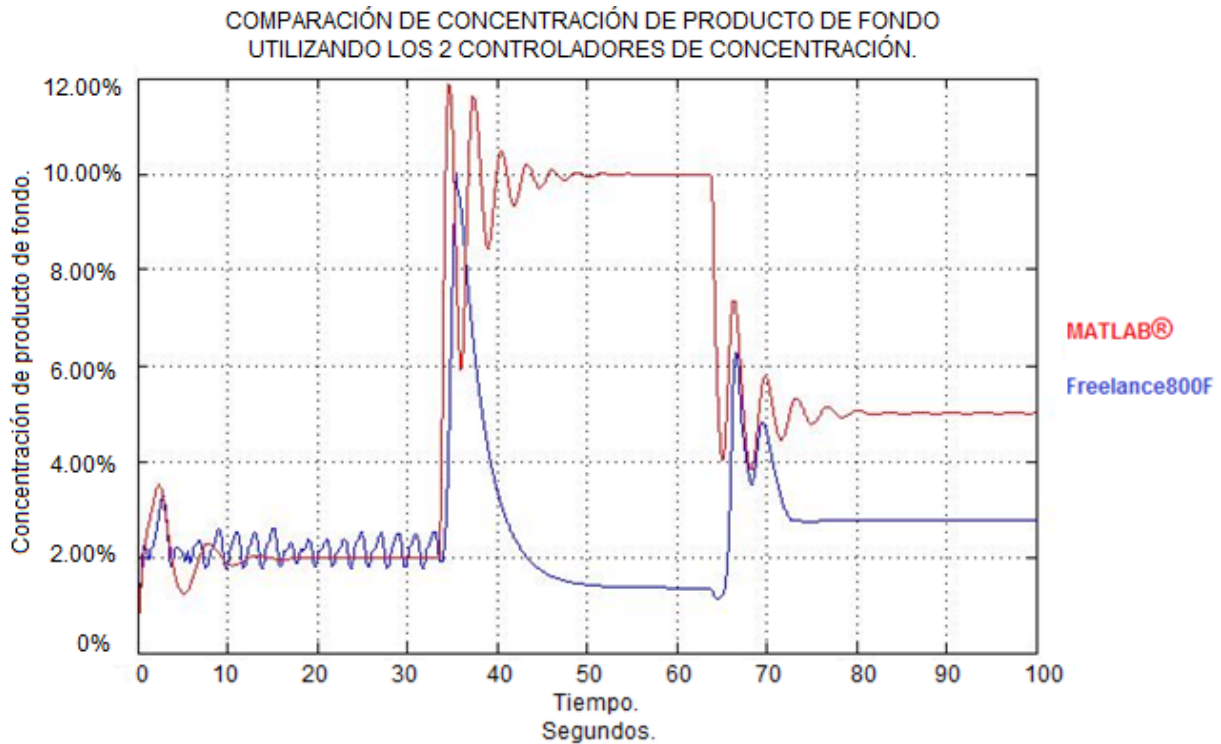


Figura 4.24. Gráfica comparativa de concentración de producto de fondo utilizando los dos controladores de concentración.

En la figura 4.24 no se presentan gráficas iguales. Se muestra en color rojo la gráfica proporcionada por el controlador simulado en MATLAB® y en color azul la gráfica proporcionada por el controlador industrial Freelance 800F. Se observa al usar los dos controladores que las gráficas comparativas son desiguales y se presenta error en la gráfica de dada por el controlador industrial.

El efecto proporcionado por el controlador Freelance 800F es debido a que éste maneja valores de 0 a 100% ya que es utilizado para manipular actuadores enviando señales de control, sin embargo, el modelo matemático simulado no cuenta con las consideraciones que permitan recibir señales de control ya que utiliza señales analógicas propias del proceso y que el controlador dado por el modelo puede manejar sin necesidad de realizar un acondicionamiento de la señal, además, con la incorporación de las funciones de escalamiento se realiza la consideración de un actuador lineal, que se ha dimensionado con ayuda de la respuesta dada por el controlador simulado en Simulink de MATLAB®, por lo que se observa además, que una mala elección de los elementos que intervienen en el proceso puede afectar severamente la respuesta de dicho proceso.

Por lo tanto, las respuestas proporcionadas por el controlador industrial Freelance 800F son ejemplificaciones de la eficiencia del controlador, ya que como se ha observado, presenta menos oscilaciones al cambio de Set-Point y al efecto de una perturbación.

CAPÍTULO V. ASPECTOS ECONÓMICOS

En este capítulo se presenta el análisis de costo de la propuesta de simulación de una torre de destilación binaria ideal y del equipo necesario para la construcción de un laboratorio virtual para realizar la interacción con el controlador industrial AC800F de la marca ABB con la finalidad de poder simular y controlar más procesos industriales de una forma más real.

5.1. Precio de equipo y material.

Con el objetivo de proporcionar a los estudiantes de la carrera en ingeniería en control y automatización mejores herramientas en el ámbito del control de procesos, se considera la implementación de un laboratorio que permita realizar pruebas de diferentes lazos de control en diferentes plantas simuladas.

Para ello se presenta en la tabla 5.1 los conceptos y precios de lista de los equipos utilizados para el laboratorio, el cual contempla 15 estaciones de trabajo, un controlador industrial AC800F, software de prueba y una red Ethernet entre los equipos del laboratorio.

Tabla 5.1. Conceptos, precio e importe de equipo utilizados para la implementación de un laboratorio de control de procesos virtuales.

No parte.	Concepto	Cantidad	Unidad	Precio (\$)	Importe (\$)
HNYW-5078	Cable UTP categoría 5, marca Honeywell, color azul, 305 metros.	1	Rollo	1,700.00	1,700.00
EMCM-10601	Mesa para computadora. De 60cm x 120cm, 75cm de altura.	15	Pieza	1,050.00	15,750.00
	Silla de plástico con soporte tubular.	15	Pieza	150.0	2,250.00
MP588-L	Paquete de 50 conectores RJ-45 categoría 5E marca PANDUIT.	1	Pieza	500.00	500.0
Inspiron 3646	Computadora marca DELL Inspiron Small Desktop 3646, con sistema operativo Windows 8.1, 64-bits, 4 GB de memoria RAM, Disco duro 500 GB Incluye Monitor serie E1914HF de 18.5" VGA, teclado, mouse óptico y un año de garantía.	15	Pieza	6,001.00	90,015.00
AC800F PM802F SA811F EI813F FI820F FI830F FI840F	Controlador AC800F. Rack de 8 módulos. Fuente de poder 220CA -24VCD. Modulo Ethernet base 10 T. Módulo de comunicación Modbus. Módulo de Comunicación Profibus-DP. Módulo de comunicación Fieldbus.	1	Pieza	32,674.00	32,674.00
	Software Freelance 800F.	1	Pieza	20,000.00	20,000.00
	Software Matlab 2015.	1	Pieza	33,272.46	33,272.46
TL-SG3216	Switch gestionado con 16 puertos, marca TP-LINK.	1	Pieza	2,668.00	2,668.00
				Precio de Equipos	\$198,829.46
				+ 16% IVA.	\$230,642.17

En la tabla 5.1 se presenta el costo por precio de lista del equipo necesario a instalar en el laboratorio de pruebas, sin embargo no se contemplan los costos por efecto de mano de obra, herramienta o material consumible para la instalación. La tabla 5.2 muestra el material consumible necesario para la instalación y puesta en marcha del laboratorio de pruebas.

Tabla 5.2. Conceptos de material consumible para la construcción del laboratorio.

Concepto	Cantidad	Unidad	Precio. (\$)	Importe. (\$)
Tubo Conduit Pared delgada de 1", 3 metros de largo, etiqueta verde, Cedula 20.	4	Pieza	\$135.00	\$540.00
Tubo Conduit Pared delgada de 3/4", 3 metros de largo, etiqueta verde, Cedula 20.	2	Pieza	\$70.00	\$140.00
Tubo conduit Pared delgada 1/2", 3 metros de largo, etiqueta verde cedula 20.	5	Pieza	\$51.01	\$255.05
Reducción de 1" a 3/4 "	6	Pieza	\$4.00	\$24.00
Condulet T 3/4"	4	Pieza	\$39.00	\$585.00
Condulet T 1"	4	Pieza	\$52.00	\$208.00
Conector pared delgada 3/4"	20	Pieza	\$6.20	\$124.00
Conector pared delgada 1"	8	Pieza	\$8.50	\$68.00
Conector hembra (jack) RJ45, marca Keystone, color blanco categoría 5e.	15	Pieza	\$29.00	\$435.00
Placa marca Keystone de una cavidad para conector Jack RJ45, color blanco.	15	Pieza	\$13.00	\$195.00
Omega conduit pared delgada 3/4" marca ANCLO	4	Pieza	\$1.80	\$18.00
Omega conduit pared delgada 1" marca ANCLO	6	Pieza	\$2.00	\$12.00
Omega conduit pared delgada 1/2" marca ANCLO	10	Pieza	\$1.30	\$130.00
Caja galvanizada de uso común 2" x 4"	30	Pieza	\$5.70	\$235.50
Caja con 100 taquetes de plástico marca alpha	1	Pieza	\$16.50	\$16.50
Caja de 100 pijas Philips #10 x 1 1/2"	1	Pieza	\$54.00	\$54.00
Rollo de cable de 100 metros, calibre 10 color negro THW. Marca Viakon.	1	Pieza	\$939.00	\$939.00
Condulet T 1/2"	15	Pieza	\$34.00	\$510.00
Conector Pared delgada 1/2"	45	Pieza	\$4.50	\$202.50
Contacto Duplex con tierra y placa color marfil marca CIEN.	15	Pieza	\$59.00	\$885.00
			Precio de material	\$5,576.55
			+ 16% IVA.	\$6,468.80

5.2. Costo unitario del trabajo.

Para poder presentar un presupuesto completo se necesita considerar el costo generado por el uso de mano de obra.

5.2.1. Salario diario base.

El salario diario base en la República Mexicana está reglamentado a través de la "Comisión nacional de los Salarios mínimos", en la cual se encuentra que el salario mínimo para un técnico electricista es de \$99.90 (noventa y nueve pesos y noventa centavos) para el año 2015. En el presente presupuesto se considera un sueldo íntegro de \$6,000 (Seis mil pesos) mensuales para cada técnico utilizado.

Se considera también el trabajo realizado de ingeniería, para el cual se toma un salario base del personal del área de proyectos de \$10,000 (quince mil pesos) mensuales.

5.2.2. Prestaciones y derechos.

Las prestaciones y derechos otorgados a la mano de obra, representan una forma de justicia social a la clase trabajadora. Dentro de las principales prestaciones que se deben de cumplir se tienen.

Prima vacacional: No menor al 25% sobre el salario correspondiente al número de días que les corresponda de periodo vacacional. (0.41% para 6 días de periodo vacacional)

Aguinaldo: Aguinaldo anual no menor a 15 días de salario (4.11%)

Seguro Social: En la ley de seguro social vigente en el año 2015 se presenta la tabla de prima o pagos generados por el patrón como parte del servicio de seguro social y que varía según la peligrosidad de la empresa. Se dividen en 5 clases, aumentando el nivel de peligrosidad en cada clase. Para el presupuesto se considera un nivel de peligrosidad clase 3 el cual afecta el salario del trabajador en un 2.59840%.

Infonavit: considerado con un factor de 5% y es proporcionado por el patrón.

Guarderías: 1% sobre el salario base de cotización proporcionado por el patrón.

Impuesto sobre remuneraciones pagadas: 1% Aplicable sobre cualquier remuneración dada al trabajador ya sea prima vacaciones, prima dominical en caso de laborar en domingo, utilidades, compensaciones, gratificaciones, prima alimenticia y viáticos.

Retiro: Tomado con un factor de 2% sobre salario base de cotización y proporcionado por el patrón.

Cesantía y vejez: Prestación dada cuando el trabajador alcance la edad adulta mayor, en la que se otorga una bonificación salarial, para efectos de cálculo se toma en cuenta 4.275% sobre salario base de cotización, proporcionado en común por el trabajador y el patrón.

IMSS Cuota patronal. Cuota fija obligatoria proporcionada por el patrón que cubre el servicio de atención a enfermedades y maternidad. (20.4%)

Con lo anterior se presenta en la tabla 5.3 el valor de salario base de un Técnico electricista.

Tabla 5.3. Salario base de un técnico electricista.

Salario base real.	Prima Vacacional. (0.41%)	Aguinaldo. (4.11%)	Salario base de cotización.
\$ 200.0	\$ 0.82	\$ 8.20	\$ 209.02

Con el salario base de cotización obtenido se calculan los porcentajes de efectivo que pertenecen a las prestaciones del trabajador como se aprecia en la tabla 5.4 y que sirven para obtener el factor de obligaciones obrero patronal.

Tabla 5.4. Prestaciones de ley otorgadas a un trabajador.

Retiro. 2%	Cesantía y vejez. 4.275%	IMSS Guardería. 1.0%	IMSS cuota patronal 20.4%
\$4.19	\$8.94	\$2.09	\$42.64
Prestaciones en dinero 0.95%	Riesgo de trabajo. 2.5984%	ISRP. 1.0%	Infonavit. 5.0%
\$1.99	\$5.43	\$2.09	\$10.45

Se obtiene como valor total de prestaciones \$77.82 (setenta y siete pesos con ochenta y dos centavos). Para la obtención de las obligaciones obrero patronal se procede a utilizar la ecuación 5.1.

$$\text{Obligación Obrero – Patronal} = \frac{\text{Suma de prestaciones.}}{\text{Salario base de cotización.}} \dots \dots (5.1)$$

$$\text{Obligación Obrero – Patronal} = \frac{77.82}{209.02} = 0.372308$$

Se obtiene un valor de 0.372308 el cual servirá como factor de corrección del salario del trabajador para el cumplimiento de las prestaciones otorgadas.

5.2.3. Factor de salario real.

Se denomina así al factor de corrección que permite ajustar el valor del salario de un trabajador tomando como base los días pagados y los días laborados, es obtenido con la fórmula presente en la ecuación 5.2.

$$F_{sr} = P_s \left(\frac{T_p}{T_l} \right) + \left(\frac{T_p}{T_l} \right) \dots \dots \dots (5.2)$$

Donde.

Ps = Obligaciones Obrero – Patronales.

Tp = Días realmente pagados.

Tl = Días realmente laborados.

Tabla 5.5. Días laborados y no laborados anualmente.

Justificación.	Días.	Días.	Número.
Día obligatorio de descanso	52	Días domingo.	52
Vacaciones anuales obligatorias.	6	Días de vacaciones.	6
1° de Enero.	1	Días festivos por ley.	6
5 de febrero.	1		
21 de marzo.	1		
1° de mayo.	1		
16 de septiembre.	1		
20 de noviembre.	1		
25 de Diciembre.	1		
Días santos.	2	Días por costumbre	4
Día de muertos.	1		
12 de diciembre.	1		
Humedad, lluvia, calor, etc.	5	Días por condiciones de clima	5
Días no laborados al año.			73
Días realmente laborados.			292
Calendario laboral		Días de calendario.	365
15 días de salario.		Días de aguinaldo.	15
25% de 6 días de salario.		Días de prima vacacional.	1.5
Total de días realmente pagados.			381.5

En la tabla 5.5 se presenta el conteo de días no laborables en un periodo de actividad anual con lo que se obtiene el factor de días pagados por días laborados igual a $381/292=1.306506$. Sustituyendo valores en la ecuación 5.2, se obtiene el factor de salario real, como se observa en la ecuación 5.3.

$$F_{sr} = 0.372308 \left(\frac{381.5}{292} \right) + \left(\frac{381.5}{292} \right) = 1.792928 \quad \dots \dots \dots (5.3)$$

5.2.4. Factor de herramienta menor.

Se considera entre 1% y 5% sobre el costo de mano de obra, considera el uso y/o la reposición de la herramienta de mano utilizada para la instalación del equipo y material. Para el presente trabajo se presenta un factor de herramienta menor de 3%.

5.3. Presupuesto.

Se considera el costo de equipo instalado, costo de material para la instalación, así como el costo de ingeniería y mano de obra.

La ingeniería contempla el tiempo utilizado para el desarrollo de planos, cálculos, visita y levantamiento en campo, configuración de software, desarrollo de los entornos visuales de trabajo, entre otras cosas.

Las horas empleadas y cobradas en el presupuesto se describen en la tabla 5.6.

Tabla 5.6. Horas de ingeniería cobradas.

Tarea realizada.	Tiempo. (Horas)
Levantamiento en campo del área donde se colocará el laboratorio.	2
Selección de equipo de cómputo necesario, selección de controlador y tarjetas de comunicación.	2
Cálculo de tubería y selección de materiales eléctricos.	1
Cálculo y selección de cableado eléctrico, cableado de datos, material y equipo de la red Ethernet.	1
Desarrollo de plano de instalación de equipo de cómputo.	2
Configuración de estación de ingeniería.	2
Configuración de estación de operación.	2
Desarrollo de interfaz humano máquina de planta virtual piloto.	4
Desarrollo y simulación en MATLAB® del modelo matemático.	2
Instalación de software.	4
Desarrollo de manual de configuración de software.	4
Capacitación.	2
Horas totales.	28

En la tabla 5.7 se muestra el presupuesto general del proyecto involucrando una cuadrilla de 2 técnicos electricistas y un ingeniero de campo.

Tabla 5.7. Presupuesto.

Costo de equipo.						\$230,642.17
Costo de material.						\$6,468.80
Mano de obra.2 Técnicos						\$386.05
Salario			FSR		FHM	X 2 técnicos electricistas
Base Real	SBC			S. Real.		
\$200.00	1.0452	\$209.04	1.792928	\$374.80	1.03	X 6 días.
						\$4,632.60
Ingeniero de campo (Supervisor de obra)						\$643.39
Salario			FSR		FHM	X 1 Ing. campo
Base Real	SBC			S. Real.		
\$333.33	1.0452	\$348.40	1.792928	\$624.65	1.03	X 8 días.
						\$5147.12
Ingeniería.						\$643.39
Salario			FSR		FHM	X 1 Ing. proyectos
Base Real	SBC			S. Real.		
\$333.33	1.0452	\$348.40	1.792928	\$624.65	1.03	X 3.5 días. (28 Horas)
						\$2,251.86
Total obra.						\$249,142.55
+ 15% Utilidad.						
Gran total						\$286513.93

La tabla 5.7 muestra el costo total del proyecto en moneda nacional. Se ha considerado un tiempo de obra de 8 días, utilizando 2 para instalación de tubería, 1 para cableado, 3 para configuración de equipo y 2 más para realizar pruebas de campo, adicional a eso se estima un tiempo entre 10 y 15 días hábiles para la entrega de equipo especializado.

CONCLUSIONES.

Tras la comparación de los controladores se aprecia que el controlador industrial presenta un mejor rendimiento ya que no produce sobreimpulso y el tiempo de respuesta es corto a un cambio en el valor de consigna, sin embargo se presentan oscilaciones alrededor del punto de consigna que son efecto del modelo matemático, ya que no se cuenta con un actuador al cual se envíe una señal de salida del controlador industrial. Lo que se tiene, es el efecto de mandar el valor de salida del controlador industrial a un bloque de acondicionamiento que simula un actuador lineal y que envía valores de 30L/min a -30L/min para el controlador de destilado y de 20L/min a -20L/min para el controlador de sedimento directamente a la variable manipulada. Esto provoca el efecto de oscilaciones en las gráficas proporcionadas por el controlador industrial, sin embargo, a pesar de que el controlador no debería afectar directamente a la variable manipulada, se observa que el controlador industrial lleva la variable controlada al valor de consigna deseado.

Se observó un desfase en las gráficas comparativas de concentración cuando se utiliza el controlador de destilado y de sedimento al mismo tiempo, ya que el controlador simulado en MATLAB® adquiere los valores necesarios para llevar a la variable controlada al punto de consigna deseado, sin embargo el controlador industrial requiere de un actuador que permita acondicionar la señal de salida del controlador a la señal del modelo matemático comprobando que la mala elección de elementos en un lazo de control puede provocar alteraciones a la respuesta que se desea ya que los actuadores industriales presentan diferentes gráficas de comportamiento dependiendo del tipo de actuador que se use.

Se verificó el funcionamiento del controlador industria AC800F utilizándolo como un emulador con la finalidad de vincular los datos entre freelance800F y MATLAB® vía OPC, comprobando que la implementación de un laboratorio de control de procesos virtuales como el que se propone, permite obtener a los alumnos de ingeniería en control y automatización mejores herramientas para la comprensión de procesos industriales, involucrando modelos matemáticos, interfaces gráficas de operación, lazos de control y sintonización de un controlador industrial real como el AC800F.

REFERENCIAS.

- [1] Smith, C. A., y Corripio A. B. (1991). Control Automático de Procesos. México: Editorial Limusa.
- [2] Vega, J. R., y Scenna, N. J. (1999). Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Buenos Aires, Argentina: Editorial de la Universidad Tecnológica Nacional.
- [3] Ogata, K. (2012). Ingeniería de Control moderna. México: Editorial Prentice Hall.
- [4] Aracil, J., y Gómez, F., (2007). Introducción a Matlab y Simulink. Recuperado de http://www.esi2.us.es/~fabio/apuntes_matlab.pdf
- [5] Autómatas Industriales. (2006). OPC Olé for Process Control. Recuperado de <http://www.automatas.org/redes/opc.htm>
- [6] M.T. Tham. DESTILACIÓN. (2001). Fecha de consulta 23 de marzo de 2014. Recuperado de <http://lichtschein.com.ar/destilsp/distileqp.htm>
- [7] Sánchez J. Acedo. CONTROL AVANZADO DE PROCESOS (TEORÍA Y PRÁCTICA), ed. Díaz de Santos. Madrid 2003.
- [8] William, L. Luyben, (1996) Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers. Editorial: Mc Graw Hill.
- [9] ABB, SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO FREELANCE 800F (DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA). [Archivo PDF]. Consultado el 10 de Septiembre del 2014, Recuperado de [http://www05.abb.com/global/scot/scot349.nsf/veritydisplay/7f073f1106f31c31c12573800076fea8/\\$file/3bdd010023_b_es_freelance_800f_system_description.pdf](http://www05.abb.com/global/scot/scot349.nsf/veritydisplay/7f073f1106f31c31c12573800076fea8/$file/3bdd010023_b_es_freelance_800f_system_description.pdf).
- [10] Ali Rojas. (2010, Mayo 4). COLUMNA DE DESTILACION BINARIA – PARTE 1. [Archivo de video]. Recuperado de <https://www.youtube.com/watch?v=sYlkyDQVTzA>
- [11] A. Klein, G. Wozny. (2006). WEB BASED REMOTE EXPERIMENTS FOR CHEMICAL ENGINEERING EDUCATION: THE ONLINE DISTILLATION COLUMN. *Education for Chemical Engineers*, 1,134 – 138.
- [12] Magdi S. Mahmoud, Muhammad Sabih, Moustafa Elshafeio, (2015). USING OPC TECHNOLOGY TO SUPPORT THE STUDY OF ADVANCED PROCESS CONTROL. *ISA Transactions, The Journal of Automation*, 55, 155 – 167.

[13] C.R. Porfírio, D. Odloak. OPTIMIZING MODEL PREDICTIVE CONTROL OF AN INDUSTRIAL DISTILLATION COLUMN. *Control Engineering Practice*, 19, 1137 – 1146.

[14] Bart Huyck, Jos De Brabanter, Bart De Moor, Jan F. Van Impe, Filip Logist (2014). ONLINE MODEL PREDICTIVE CONTROL OF INDUSTRIAL PROCESSES USING LOW LEVEL CONTROL HARDWARE: A PILOT-SCALE DISTILLATION COLUMN CASE STUDY. *Control Engineering Practice*, 28, 34 – 38.

[15] Suárez C. (2002). Costo y tiempo en edificación. México: Editorial Limusa.

[16] Norma ISA-S 5.1-1984, Instrumentation Symbols and Identification.

[17] Norma ISA-S5.5-1985, Graphic Symbols for Process Displays.