

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Electricidad y Computación

Diseño de controladores difusos aplicados al control de temperatura, en el fermentador, como en la composición del destilado de aguardiente, en el cantón Junín, provincia de Manabí.

TRABAJO DE TITULACIÓN

Previo a la obtención del título de:

MAGÍSTER EN AUTOMATIZACIÓN Y CONTROL INDUSTRIAL

Presentado por:

- Ing. Luis Roberto Santana González.
- Ing. Jorge Eduardo Muñoz Sánchez.

GUAYAQUIL – ECUADOR

AÑO: 2021

DEDICATORIA

Dedico el presente trabajo de investigación a los seres quienes forjaron mi camino profesional.

Dios como ente espiritual.

Mis queridos padres como entes formadores personales y generadores de valores integrales.

A mi esposa e hijos, como entes motivadores de vida.

Gracias por ser parte de mí....

Ing. Luis R. Santana González.

DEDICATORIA

Este presente proyecto se lo dedico a mis hijas Emily Susana y Amelia Victoria, inspiración para superarme, darles un mejor futuro y ejemplo de vida; a mi mamá Licenciada Susana Magdalena Sánchez Coveña, quien me incentivo a seguir y no desmayar en mi propósito y a mi Papá Ab. Jorge Muñoz Delgado, que con sus ejemplos me enseñó a ser fuerte ante las adversidades de la vida.

Ing. Jorge E. Muñoz Sánchez.

AGRADECIMIENTOS

Mi más sincero agradecimiento a todas aquellas personas e institución quienes hicieron posible el presente logro profesional.

Gracias a la Escuela Superior Politécnica del Litoral ESPOL, por permitir especializarme dentro de su programa de Postgrado MACI.

Agradezco a mis compañeros por compartir vivencias y por ser parte activa en el proceso de especialización.

Un agradecimiento a los Docentes que de manera muy acertada impartieron sus conocimientos.

Muchas gracias a mi tutor de Trabajo de titulación MSc. Eugenio César Sánchez.

Gracias a todas aquellas personas que de una u otra manera han hecho posible el desarrollo del presente trabajo.

Ing. Luis R. Santana González.

AGRADECIMIENTOS

Mi más sincero agradecimiento a las ESPOL por brindar enseñanza de calidad junto a su grupo de profesores, a mis compañeros y familiares que ayudaron a realizar este sueño.

Ing. Jorge E. Muñoz Sánchez.

DECLARACIÓN EXPRESA

“Los derechos de titularidad y explotación, nos corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; *Ing. Luis Roberto Santana González e Ing. Jorge Eduardo Muñoz Sánchez* y damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual”.



Ing. Luis Roberto Santana González



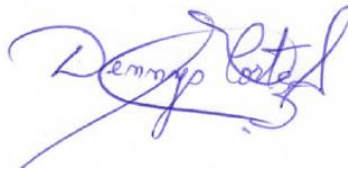
Ing. Jorge Eduardo Muñoz Sánchez

COMITÉ EVALUADOR

Ph.D. Maria Alvarez Villanueva
SUBDECANO DE LA FIEC.



M.Sc. Eugenio César Sánchez.
TUTOR.



M.Sc. Dennys Cortez.
MIEMBRO PRINCIPAL.

RESUMEN

En el presente trabajo de titulación, se realiza un estudio de la producción artesanal de aguardiente en la provincia de Manabí, en el mismo se analizan los problemas que presenta la planta en cuanto a la seguridad, la fermentación, la destilación entre otros, y se hace una propuesta de control para mejorar el proceso de fermentación, proponiendo un control de temperatura con PID y con lógica difusa, de igual manera, se realiza la propuesta de control para el proceso de destilación por medio de la lógica difusa, puesto que ha demostrado ser un método fiable aplicado en un proceso que demanda exactitud para poder brindar un producto de calidad, Se pudo demostrar la efectividad de los controladores diseñados identificando las diferencias con otros e ilustrando sus potencialidades. Se proponen los componentes de la automatización para dejar por sentado las demandas de la respectiva instrumentación y poder alcanzar los valores propuestos en el presente trabajo de investigación.

Palabras claves: control PID, control difuso, control borroso, control fuzzy, etanol, aguardiente de caña, control de temperatura, controlador PID, controlador difuso, controlador fuzzy, producción artesanal, fermentación, controladores destilación.

ABSTRACT

In this titration work, a study of the artisanal production of brandy in the province of Manabí is carried out, it analyzes the problems that the plant presents in terms of safety, fermentation, distillation, among others, and makes a control proposal to improve the fermentation process, proposing a temperature control with PID and fuzzy logic, in the same way, the control proposal is made for the distillation process through fuzzy logic, since it has been proven to be a reliable method applied in a process that demands accuracy in order to provide an quality product. The effectiveness of the designed controllers could be demonstrated by identifying differences and illustrating their potentialities. The components for automation are proposed to take for granted the demands of the respective instrumentation in order to achieve the values applied in the present research work.

Keywords : PID control, fuzzy control, fuzzy control, fuzzy control, ethanol, cane spirit, temperature control, PID controller, fuzzy controller, fuzzy controller, artisan production, fermentation, controllers, distillation.

ÍNDICE GENERAL

Contenido

DEDICATORIA.....	ii
DEDICATORIA.....	iii
AGRADECIMIENTOS.....	iv
AGRADECIMIENTOS.....	v
DECLARACIÓN EXPRESA.....	vi
COMITÉ EVALUADOR.....	vii
RESUMEN.....	viii
ABSTRACT.....	ix
ÍNDICE GENERAL.....	- 1 -
ABREVIATURAS.....	- 4 -
SIMBOLOGÍAS.....	- 5 -
ÍNDICE DE FIGURAS.....	- 6 -
INDICE DE TABLAS.....	-21-
CAPITULO I.....	- 10 -
INTRODUCCIÓN.....	- 10 -
DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA.....	- 10 -
JUSTIFICACIÓN DEL PROBLEMA.....	- 11 -
OBJETIVOS.....	- 12 -
OBJETIVO GENERAL.....	- 12 -
OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	- 12 -
MARCO TEÓRICO.....	- 13 -
1.1 CONCEPTOS GENERALES.....	- 13 -
1.1.1 Sistemas homogéneos.-.....	- 13 -
1.1.2 Sistemas heterogéneos.-.....	- 13 -
1.2 DEFINICIÓN DE REACCIÓN QUÍMICA.....	- 13 -
1.3 TIPOS DE REACTORES IDEALES PARA UNA SOLA.....	- 15 -
REACCIÓN.....	- 15 -
1.3.1 Reactor intermitente o tipo “batch”.....	- 15 -

1.3.2 Reactor de flujo en pistón.	- 16 -
1.3.3 Reactor de tanque agitado (CSTR o CFSTR).	- 16 -
1.4 DESCRIPCIÓN DE PLANTA ARTESANAL DE AGUARDIENTE.....	- 17 -
CAPÍTULO II.	- 21 -
2.1 METODOLOGÍA.	- 21 -
2.1.1 ESTADO DEL ARTE EN EL CONTROL DE TEMPERATURA EN LA FERMENTACIÓN DE JUGO DE CAÑA DE AZUCAR.	- 21 - - 21 -
2.1.2 ESTADO DEL ARTE EN EL CONTROL DE LA COMPOSICIÓN DEL..... DESTILADO EN LA OBTENCIÓN DEL AGUARDIENTE A PARTIR DEL..... JUGO DE CAÑA.....	- 22 - - 22 - - 22 -
2.1.3 ESTADO DEL ARTE EN EL CONTROL DE LA TEMPERATURA EN LA FERMENTACIÓN DEL JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR.	- 23 - - 23 -
2.1.3.1 Reacciones fuera de control.	- 24 -
2.1.3.2 Diseño de un Proceso Químico Seguro.....	- 24 -
2.1.3.1.1 Primer factor.....	- 24 -
2.1.3.2.2 Segundo factor.	- 24 -
2.1.3.2.3 Tercer Factor.....	- 25 -
2.1.4 INSTRUMENTACIÓN PARA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE AGUARDIENTE.	- 25 - - 25 -
2.1.4.1 MODELADO MEDIANTE SIMULACIÓN DE PROCESO DE TEMPERATURA EN TANQUES DE FERMENTACIÓN DE JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR.....	- 25 - - 25 - - 25 -
2.1.4.2. SELECCIÓN DE TANQUE PARA FERMENTACIÓN.	- 25 -
2.1.4.3. SELECCIÓN DE MEDIOS TÉCNICOS PARA LA AUTOMATIZACIÓN. ...	- 26 -
2.1.4.3.1. Bomba centrífuga.	- 26 -
2.1.4.3.2. Válvula de control.....	- 29 -
2.1.4.3.3. Sensor de nivel.....	- 31 -
2.1.4.3.4. Sensor de presión de CO ₂ en el fermentador.....	- 32 -
2.1.4.3.4. Sensor de pH.	- 32 -
2.1.4.3.5. Sensor de temperatura en el tanque de fermentación.	- 33 -

2.1.4.4. MODELADO DEL PROCESO DE TEMPERATURA EN TANQUES DE ..	- 34 -
FERMENTACIÒN DE JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR.	- 34 -
2.1.4.4.1. Propiedades Técnicas del Jugo de la caña de azúcar	- 40 -
2.1.4.4.2. Propiedades Técnicas del agua que circula por la camiseta	- 40 -
2.1.4.4.3. Funciones transferenciales.	- 41 -
2.1.4.4.4 La función transferencial del elemento de medición.	- 41 -
2.1.4.4.5 La función transferencial de la válvula seleccionada.	- 41 -
2.1.4.5. SIMULACIÒN DEL PROCESO DE TEMPERATURA PARA TANQUES..	- 41 -
DE FERMENTACIÒN DE JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR.	- 41 -
2.1.4.6. MODELADO Y SIMULACIÒN DEL PROCESO DE DESTILACIÒN DE ...	- 45 -
AGUARDIENTE A PARTIR DE JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR.	- 45 -
2.1.4.6.1 La destilación.	- 45 -
2.1.4.6.2 Diagrama de fases presión-temperatura-concentración.	- 45 -
2.1.4.6.3 Tipos de torres de destilación.	- 47 -
2.1.4.6.4 Torres de platos o bandejas.....	- 47 -
2.1.4.6.5 torres empacadas.....	- 48 -
2.1.4.6.6 Satisfacción de restricciones.....	- 49 -
CAPITULO III	- 57 -
3.1. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	- 57 -
3.1.1. DISEÑO Y PRUEBAS DE DESEMPEÑO DE CONTROLADORES DIFUSOS.-	57 -
3.1.1.1. DISEÑO DE CONTROLADOR FUZZY PARA CONTROL DE.....	- 57 -
TEMPERATURA EN TANQUES DE FERMENTACIÒN DE JUGO DE	- 57 -
CAÑA DE AZÚCAR.....	- 57 -
3.1.1.2. DISEÑO DE CONTROLADOR FUZZY PARA CONTROL DE.....	- 62 -
TEMPERATURA EN EL DESTILADOR DE AGUARDIENTE A PARTIR	- 62 -
DEL JUGO DE CAÑA DE AZÚCAR.	- 62 -
3.1.1.3. PROPUESTA PARA SISTEMA DE SIMULACIÒN.....	- 68 -
3.1.2. DINÁMICA DE LA COLUMNA CON COMPORTAMIENTO NO	- 68 -
IDEAL.	- 68 -
3.1.2.1. Condensador y Acumulador.....	- 70 -

3.1.2.2. Plato general por encima del alimentado	- 71 -
3.1.2.4. Plato general por debajo del alimentado	- 72 -
3.1.2.5. Rehervidor y fondo de la columna.	- 72 -
3.1.3. CONTROL DE LA COMPOSICIÓN EN EL FONDO Y EN EL TOPE	- 74 -
3.1.4 SELECCIÓN DE LOS MEDIOS TÉCNICOS DE AUTOMATIZACIÓN.	- 76 -
3.2 CONTROL LÓGICO SECUENCIAL DEL FERMENTADOR CON REDES DE PETRI.....	
CAPITULO IV.....	- 87 -
4.1. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	- 87 -
4.1.1. CONCLUSIONES:.....	- 87 -
4.1.2. RECOMENDACIONES.....	- 88 -
BIBLIOGRAFÍA.....	- 89 -
ANEXOS.....	- 94 -

ABREVIATURAS

PLC -----	Controladores Lógicos Programables.
SCADA -----	Control Supervisor y Adquisición de Datos
TC -----	Control de temperatura.
PC -----	Control de Presión.
CC -----	Control de composición.
LC -----	Control de Nivel.
TT -----	Transmisor de temperatura.
SSR -----	Relé de estado estacionario

SIMBOLOGÍAS.

ρ ----- Densidad.

μ ----- Viscosidad.

mol ----- Fracción molar

ÍNDICE DE FIGURAS.

Figura. 1.1 Dependencia de la temperatura según la ley Arthenius	- 14 -
Figura. 1.2 Reactor intermitente.....	- 15 -15-
Figura. 1.3 Reactor de flujo de pistón.....	- 16 -
Figura. 1.4 Reactor del tanque agitado.....	- 16 -
Figura. 1.5 Trapiche y la caña utilizada para obtener el jugo a fermentar (cortesía de la planta artesanal).....	- 17 -
Figura. 1.6 Tanque para la fermentación artesanal (cortesía de la planta artesanal)	- 18 -
Figura. 1.7.a Tanques de alimentación del mosto a los alambiques (cortesía del emprendedor).-	19 -
Figura. 1.7.b Area de alambiques (cortesía del emprendedor).....	- 19 -
Figura. 2.0.1 Control de la composición del destilado.....	- 23 -
Figura. 2.2 Factores de diseño de un proceso químico seguro.	- 24 -
Figura. 2.3 Tanque para la fermentación de 4100 litros con enchaquetamiento.....	- 25 -
Figura. 2.4 Sistema de Bombeo para la refrigeración del fermentador.....	- 26 -
Figura. 2.5 Bombas centrífugas de montaje horizontal con suministro hacia arriba, con motores trifásicos.	- 28 -
Figura. 2.6 Compresor de pistón para aire de instrumentación libre de aceite.....	- 29 -
Figura 2. 5 Programa de cálculo del Cv de la válvula de control para manipular el agua de refrigeración para la fermentación.....	- 30 -
Figura 2.6 Válvula de globo con posicionado inteligente de igual porcentaje.....	- 31 -
Figura 2.7 Sensor de presión diferencial para la medición de nivel en el fermentador.	- 31 -
Figura 2.8 Sensor de la presión de CO ₂ en el fermentador.....	- 32 -
Figura 2.9 Sensor de pH tipo ISFET para el fermentador.	- 32 -
Figura 2.10 Transmisor indicador acoplado con el sensor de pH	- 33 -
Figura 2.11 Anti espumante para la fermentación	- 33 -
Figura 2.12 Termo resistencia para el fermentador.....	- 34 -
Figura 2.13 Gráfica del calor generado y calor removido en el fermentador.	- 36 -
Figura 2.14 Diagrama de bloque para el proceso de fermentación.	- 42 -
Figura. 2.15 Sistema con oscilaciones permanente para una ganancia $k= -1197500000$	- 42 -
Figura. 2.16 Ajuste del control proporcional para obtener oscilaciones permanentes.....	- 43 -

Figura 2.17 Control de la temperatura del fermentador con PID.....	- 44 -
Figura 2.18 Diagrama de Bode del proceso de control de temperatura del fermentador.....	- 44 -
Figura 2.19 Presión de vapor de un líquido.....	- 45 -
Figura 2.20 Equilibrio binario Vapor-Líquido.....	- 46 -
Figura 2.21 a, b, Equilibrios a presión constante vapor-líquido.....	- 46 -
Figura 2.22. Sección esquemática de una columna.....	- 48 -
de destilación con bandejas perforadas.	- 48 -
Figura 2.23 Torre o columna empacada.....	- 49 -
Figura 2.24 Variación de la profundidad del líquido a través del plato.....	- 51 -
Figura 2.25 El alambique con el sistema de control de temperatura.	- 53 -
Figura 2.26 Sistema de control de la temperatura del alambique con PID. $P = 0.00001$, $I = 0.00001$	- 55 -
Figura 2.27 Curva de respuesta del sistema de control de temperatura con un controlador PID.....	- 56 - - 56 -
Figura 3.1 Estructura del controlador difuso para el control de la temperatura del fermentador...-	- 57 -
Figura 3.2 Funciones de membresía de la señal de error.....	- 58 -
Figura 3.3 Funciones de membresía de la señal de la derivada del error.....	- 59 -
Figura 3.4 Funciones de membresía de la señal de salida.....	- 59 -
Figura 3.5 Editor de reglas del control difuso de temperatura..... del fermentador.....	- 60 - - 60 -
Figura 3.6 Control de la temperatura del fermentador con lógica difusa PID	- 60 -
Figura 3.7 Respuesta en el tiempo de los controles PID	- 61 -
con diferentes ajustes y PID con lógica difusa para el control	- 61 -
de temperatura en el fermentador.....	- 61 -
Figura 3.8 Visor de superficie de control difuso.....	- 62 -
Figura 3.9 Funciones de pertenencia del ERROR para el alambique	- 63 -
Figura 3.10 Funciones de pertenencia de la DERROR para el alambique.....	- 63 -
Figura 3.11 Funciones de pertenencia de la SALIDA para el alambique.....	- 64 -
Figura 3.12 Editor de reglas para el controlador PID difuso del alambique.....	- 64 -
Figura 3.13 Lazo de control de temperatura del alambique con un PID con	- 66 -

lógica difusa.....	- 66 -
Figura 3.14 Curva de respuesta del control PID difuso de la temperatura del destilador.....	- 66 -
Figura 3.15 Respuestas de proceso de control de la temperatura en	- 67 -
el alambique para PID y PID con lógica difusa.....	- 67 -
Figura 3.16. Respuesta temporal del control de temperatur del alambique con PID	- 67 -
comparado con el PID de lógica Fuzzy o difusa.....	- 67 -
Figura 3.17 Proceso representado en FACTORY I/O	- 68 -
Figura 3.18. Esquema general de la torre de destilación	- 73 -
y sus diferentes parte para el análisis dinámico	- 73 -
Figura 3.19 Canales directos y cruzados de los	- 74 -
flujos de vapor y líquido dentro de la torre con la	- 74 -
temperatura en el tope y en el fondo.	- 74 -
Figura 3.20. Diagrama de bloques del sistema	- 74 -
determinado por las funciones.	- 74 -
Figura 3.21 Diagrama de bloques del sistema de control	- 76 -
de la composición de tope y de fondo de la columna de.....	- 76 -
destilación con desacopladores.	- 76 -
Figura 3.22 Calculadora de la potencia necesaria para	- 77 -
calentar un volumen dado de un líquido en un tiempo determinado.....	- 77 -
Figura 3.23 Resistencia de inmersión de.....	- 77 -
calentamiento con bridas TOPE	- 77 -
Figura 3.24 Relés de estado sólido SSL240 Omega.....	- 78 -
para manipular la corriente a la resistencia de	- 78 -
calentamiento ubicada en el alambique.....	- 78 -
(fuente: Manual de usuario)	- 78 -
Figura 3.25 Ubicación de un relé de estado sólido.....	- 78 -
SSRL240 de la firma Omega, en el disipador de calor.....	- 78 -
Figura 3.26 Destilador industrial (Alambique) higiénico de 1100 litros con tomas para la instrumentación, sistema de alimentación y posibilidades para aislamiento y la limpieza.	- 79 -
Figura 3.26 Micro PLC LOGO 8 de SIEMENS	- 80 -

Figura 3.27 a)Cableado de fuerza para los motores	- 80 -
y alambrado para el PLC LOGO 8.	- 81 -
Figura 3.27b Encendido manual de los motores	- 81 -
de las bombas del fermentador, alambique y del	- 81 -
compresor respectivamente.	- 81 -
Figura 3.27 c) Encendido del motor del compresor de aire.....	- 81 -
Figura 3.28a Motor de la bomba de agua del fermentador encendido	- 82 -
Figura 3.28b Encendido del Motor del compresor	- 82 -
Figura 3.29 Termorresistencia iTHERM TM412 para el alambique.	- 83 -

ÍNDICE DE TABLAS.

TABLA 1.....	-117-
TABLA 2.....	-118-
TABLA 3.....	-119-

CAPITULO I

1. INTRODUCCIÓN

Entre los principales cultivos del Ecuador está el de la caña de azúcar, ya que, si se considera la superficie cultivada, el valor producido y la cantidad de empleos directos generados, se gana esa categoría.

La producción de caña en el cantón Junín se dedica principalmente a la elaboración de panela y de aguardiente. Por tal razón, se hace referencia a los diversos aspectos relacionados con la transformación del producto de la caña de azúcar en aguardiente: el método de extracción del alcohol etílico, la graduación alcohólica del aguardiente producido, sus características, problemas en torno a su producción y como mejorarlas en forma paulatina.

La elaboración de la chicha se basa en la fermentación del maíz y otros cereales acompañados de jugo de frutas, panela, o azúcar y en algunos casos se añaden hierbas aromáticas según (Rosas Espinoza, 2012), es una bebida cuyo consumo entre la población ecuatoriana se focaliza en fiestas religiosas indígenas y en restaurantes de comida típica. El “guarapo” se obtiene de la fermentación natural del jugo de la caña de azúcar; su destilación genera aguardientes, que a lo largo del tiempo se ha convertido en una bebida alcohólica por excelencia y representa un negocio lucrativo para las familias ecuatorianas que lo elaboran (INEC, 2012).

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Como es sabido el país se encuentra en una campaña de impulso a los emprendimientos y pequeñas empresas donde las familias, las amistades y los vecinos se han agrupado para desarrollar sus propios negocios.

La producción del aguardiente artesanal tiene una gran demanda en la zona de la provincia de Manabí, pero existen algunas dificultades en cuanto al proceso productivo entre otros aspectos se pueden mencionar los siguientes:

- Los métodos de producción no son controlados. Esto permite que la calidad del producto varíe según las condiciones que afecten a la planta.
- Existe bajo aprovechamiento de la materia prima.
- No existe un control en la separación de sustancias remanentes en el proceso

Ante lo expuesto se formula lo siguiente: es posible controlar el proceso de obtención de aguardiente (etanol), mediante el diseño de un controlador de temperatura eficiente, aplicando lógica difusa tanto en la fermentación como en la composición del destilado, con la finalidad de garantizar la calidad del producto y con ello evitar los elementos nocivos que pudieran afectar la salud de quienes lo consumen en el cantón Junín de la provincia de Manabí?.

1.2 JUSTIFICACIÓN DEL PROBLEMA

La producción de aguardiente artesanal en el cantón Junín de la provincia de Manabí, tiene una larga trayectoria otorgada de generación en generación, constituyéndose en un pilar fundamental para la economía del sector donde se desarrolla la actividad.

Sin embargo, los métodos aplicados en el proceso de producción del producto final (aguardiente), se han forjado, aplicando de manera empírica un proceso de prueba y error, obteniendo un producto de calidad variable, atribuyéndosele este efecto a dogmas creados por sus antepasados, ya sean estos: Mal tiempo, clima (muy frío o muy caliente), humedad, entre otros.

El presente trabajo de investigación se justifica socialmente a razón de que el control que se puede aplicar al proceso destruye las creencias fundamentadas en variables climáticas y forma una visión de aplicación tecnológica al proceso, permitiéndose forjar un camino hacia la industrialización formal en esta área.

En el área técnica de Control Industrial se pretende demostrar la fiabilidad en conceptos de técnicas de Control Difuso y de esta manera afianzar controladores aplicables a la solución del problema anteriormente propuesto.

De manera general, la producción de aguardiente de caña de azúcar, controlada pudiera diversificar su utilidad, siendo posible obtener etanol de alta pureza apuntando la utilización del producto final hacia otros campos de consumo. Incentivando de esta manera el sector productivo para mejorar sus procesos.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 OBJETIVO GENERAL

- Realizar diseño de controladores difusos aplicados al control de temperatura en el fermentador, como en la composición del destilado de aguardiente, en el cantón Junín, provincia de Manabí.

1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar descripción de planta artesanal para fabricación de aguardiente.
- Seleccionar instrumentación para planta de producción de aguardiente.
- Realizar modelo, en proceso de fermentación, como, en destilación del aguardiente, mediante análisis dinámico en columna de una etapa.
- Diseñar controladores difusos ajustados para el control de la temperatura del fermentador, así como, de la composición del destilado, mediante el control de la temperatura del alambique.
- Comparar resultados obtenidos con los métodos clásicos de control.
- Proponer soluciones técnicas para tratamiento de aguas residuales, en la seguridad de la planta, etc., mediante control lógico secuencial.

- Diseñar sistema de simulación en proceso de fermentación.

1.4 MARCO TEÓRICO

1.4.1 CONCEPTOS GENERALES

Es importante conocer una serie de conceptos que van a estar vinculados con la producción del aguardiente por eso se van a ver de forma muy general algunas definiciones importantes para la mejor vinculación al contenido del trabajo.

Existen muchas formas de calificar las reacciones químicas y en la ingeniería se utiliza con frecuencia dividir las según el número y tipo de fases implicadas, por lo que se obtienen dos grupos:

1.4.1.1 Sistemas homogéneos. - Cuando se realiza en una sola fase.

1.4.1.2 Sistemas heterogéneos. - Para que se efectúe (a la velocidad que lo hace), se requiere la presencia de al menos dos fases.

1.4.2 DEFINICIÓN DE REACCIÓN QUÍMICA

Se conoce como reacción química a aquella operación unitaria que tiene por objeto distribuir de forma distinta los átomos de ciertas moléculas (compuestos reaccionantes o reactantes) para formar otras nuevas (productos). El lugar físico donde se llevan a cabo las reacciones químicas se denomina reactor químico.

Se supone una reacción en una sola fase $aA + bB \rightarrow rR + sS$. La forma más utilizada de la velocidad de reacción del reactivo A es.

$$-r_A = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = \frac{\text{cantidad de A que se consume}}{(\text{volumen})(\text{tiempo})}, \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{s}} \right]$$

Donde:

$-r_A$: es la velocidad de consumo de A.

V : Volumen

N_A : Cantidad de A que se consume con respecto al tiempo

El signo menos significa el consumo del reactante A

Se ha demostrado que en la velocidad de la reacción influyen la composición y la energía de los reactantes, que puede ser la temperatura u otras formas de energía, pero sólo se tendrá en cuenta la temperatura.

Se puede escribir como se ve en la figura 1.1:

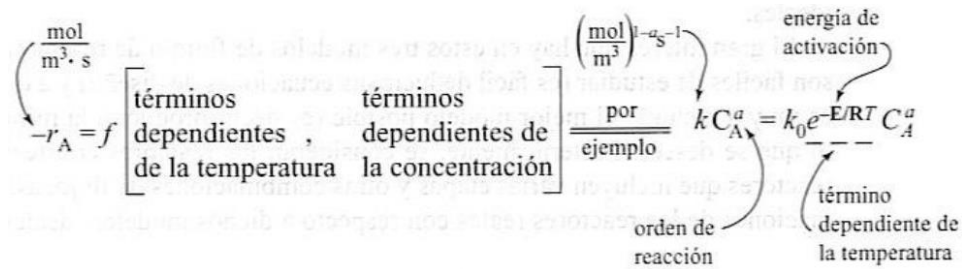


Figura. 1.1 Dependencia de la temperatura según la ley Arthenius

Para muchas reacciones, en particular las elementales, la expresión de la velocidad puede escribirse como el producto de un término dependiente de la temperatura por otro que depende de la composición, o

$$r_i = f_1(\text{temperatura}) \cdot f_2(\text{composición}) \\ = k \cdot f_2(\text{composición})$$

Se ha demostrado que el término que depende de la temperatura queda representado por la ley de Arrhenius

$$k = k_0 e^{-E/RT} \quad (1.1)$$

Donde:

k : es la constante cinética de la reacción. $(tiempo)^{-1}(concentración)^{1-n}$ para reacciones de orden n , si $n = 1$ queda $(tiempo)^{-1}$

E : energía de activación. [J/mol]

R : constante de los gases ideales 8.314[atm·m³/mol·K]

T : Temperatura en °C o K

1.4.3 TIPOS DE REACTORES IDEALES PARA UNA SOLA REACCIÓN

Existen tres tipos fundamentales de reactores ideales, según (Levenspiel, 2004) estos son:

1.4.3.1 Reactor intermitente o tipo “batch”.

Los reactivos se cargan inicialmente en el reactor, se mezclan utilizando agitadores, se dejan que reaccionen por cierto tiempo determinado y después se descargan, una muestra se tiene en la figura 1.2.

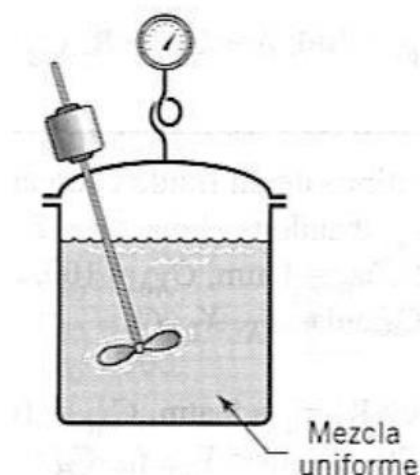


Figura. 1.2 Reactor intermitente.

1.4.3.2 Reactor de flujo en pistón.

Se caracteriza porque el flujo del fluido a través del reactor es regular, o sea, en una dirección y ningún elemento del mismo sobrepasa o se mezcla con cualquier otro elemento situado antes o después de él. En la figura 1.3 se puede apreciar el reactor de flujo en pistón.

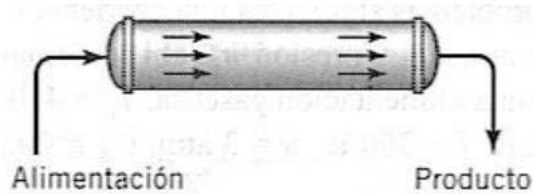


Figura. 1.3 Reactor de flujo de pistón.

1.4.3.3 Reactor de tanque agitado (CSTR o CFSTR)

En este reactor el contenido está perfectamente agitado y su composición es homogénea en todos los puntos de este. En la figura 1.4 se muestra un reactor de tanque agitado.

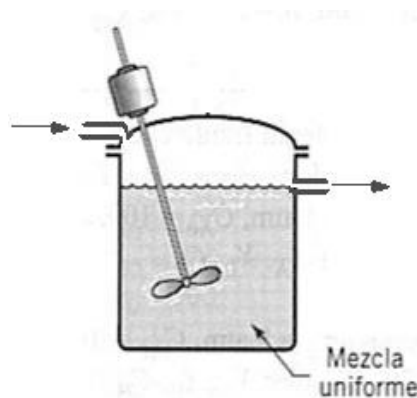


Figura. 1.4 Reactor del tanque agitado

1.4.4 DESCRIPCIÓN DE PLANTA ARTESANAL DE AGUARDIENTE

El proceso de molienda de la caña que se analiza es mediante un trapiche que no es más que varios cilindros que giran en sentido contrario y comprimen la caña, este sistema utiliza un motor eléctrico, como se observa en la figura 1.5

La caña, materia prima del proceso requiere de una preparación previa, o sea, debe ser raspada, para disminuir una parte de las impurezas mecánicas que puede traer como resultado del corte y ubicación primaria en el suelo, esta acción no se realiza, ni se tamiza el jugo obtenido, el mismo se lleva hacia el recipiente donde se va a realizar la fermentación si un procesamiento previo.



Figura. 1.5 Trapiche y la caña utilizada para obtener el jugo a fermentar (cortesía del Emprendedor).

La fermentación se efectúa en un tanque abierto a la atmósfera, o sea, de forma aerobia con los problemas del oxígeno que hay se produce una disminución de la descomposición de los azúcares fermentables, llevando a la proliferación de levaduras y no a la producción de alcohol, pero lo fundamental es la temperatura de la reacción, ya que la misma no se controla y como la reacción es exotérmica, esto conlleva a que la misma aumente con el transcurso del tiempo en el proceso de fermentación y en este caso las levaduras no se alimentan convenientemente del sustrato para producir CO₂ y alcohol y se agotan más rápidamente.

Además del aumento descontrolado de la temperatura puede producir daños colaterales. También deben tenerse en cuenta tanto el pH de la reacción, como la presión en caso de la fermentación anaerobia. En la figura 1.6 se muestra el tanque donde se realiza la fermentación del jugo de la caña de azúcar en la actualidad.



Figura. 1.6 Tanque para la fermentación artesanal (cortesía de la planta artesanal)

- El mosto producto de la fermentación se lleva a unos tanques que van a servir de alimentadores de los alambiques.
- Por otra parte, la composición del destilado no se controla, ya que se utiliza un recipiente el cual es calentado con leña o con el propio bagazo de la caña de azúcar que se obtuvo como desecho de la molienda, por lo que la cantidad de calor suministrada es muy irregular y el alambique cuenta un flujo de agua fría que es constante, a veces se utiliza agua de río, esto influye en la composición del destilado.
- por la diferencia de los puntos de ebullición de los componentes del mosto y por consiguiente en la calidad y tipo del producto. En la figura 1.7 a y 1.7 b se

puede apreciar el área de la destilación con los tanques, alambiques las condiciones de inseguridad e higiene y lo peligroso del lugar.



Figura. 1.7.a Tanques de alimentación del mosto a los alambiques (cortesía del emprendedor).



Figura. 1.7.b Área de alambiques (cortesía del emprendedor).

En las fotos de la figura 1.7 b se pueden apreciar al fondo de estas, las canecas azules plásticas donde se almacena el etanol y el aguardiente, por lo que no existen normas de seguridad en cuanto a la cercanía de las fuentes de calor y el material altamente combustible como lo es el etanol y en envases plásticos, además de la leña que se almacena junto a las canecas.

Otro de los problemas de la fabricación del aguardiente es el del metanol presente en las bebidas de confección artesanal.

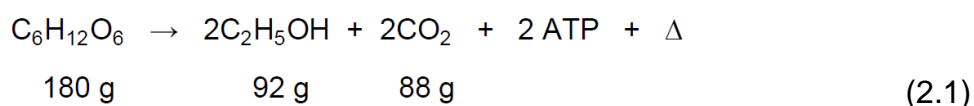
La fermentación alcohólica es un proceso que se debe llevar a cabo en ausencia de oxígeno mediante la reducción de aceptores de electrones y generalmente por catabolismo de carbohidratos se genera energía celular, etanol ($\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH}$), dióxido de carbono (CO_2) y biomasa (Garzón Castaño et al 2009); sin embargo en las primeras etapas del proceso se recomienda controlar la aireación de los sustratos ya que ciertos inóculos como es el caso de las levaduras (en especial *Saccharomyces cerevisiae*) producen suficiente ergosterol para asegurar posteriormente fuerza a las células.

CAPÍTULO II

2. METODOLOGÍA

2.1 Estado del arte en el control de temperatura en la fermentación de jugo de caña de azúcar.

La ecuación de Gay Lussac muestra los cambios químicos llevados a cabo durante este proceso: (Wade, 2011)



Estequiométricamente se habla de una producción de 0.511 g de etanol y 0,489 g de CO₂ por cada gramo de glucosa tal como se puede observar en la ecuación (1.3). El rendimiento práctico e industrial difiere en un 90-95 % y 87 – 93 % respectivamente del teórico puesto que el inóculo emplea otras fuentes de alimentación además de los carbohidratos para su crecimiento (Vásquez & Dacosta, 2007). En la tabla # 2.1 se da la composición de la levadura. (zumaqué 2008)

$$\frac{1 \text{ mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{180 \text{ g C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} * \frac{2 \text{ mol CH}_3\text{CH}_2\text{OH}}{1 \text{ mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} * \frac{46.02 \text{ g C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{1 \text{ mol CH}_3\text{CH}_2\text{OH}} = 0,511 \frac{\text{g etanol}}{\text{g glucosa}} \quad (2.2)$$

En la tabla # 2.1 se muestra la composición de la levadura *Saccharomyces Cerevisiae* (Zumaqué 2008)

Tabla # 2.1 composición de la levadura *Saccharomyces Cerevisiae*

Componentes (%)	(36), cit. (38)	(37)	(38)	(39)
Polisacáridos	29,71	34,1	36	31,40
Trehalosa	NR	5	NR	NR
Ácidos nucleicos y nucleótidos	10,65*	10,8	7,41*	9,00*
Fosfolípidos	1,18	4,5	2,63	0,5
Triglicéridos	NR	2,5	NR	NR
Esteroles	NR	1	NR	NR
Ceniza	8,32	3,1	7,34	4,60
Proteína	40,20	39	44,7	42,67

Las características organolépticas de una bebida fermentada dependen netamente de los compuestos generados según el microorganismo empleado, del tipo de materia prima y del control de condiciones críticas (Oliva Hernández, 2012,).

2.2 Estado del arte en el control de la composición del destilado en la obtención del aguardiente a partir del jugo de caña.

El proceso de destilación se realiza utilizando columnas o torres de destilación, para garantizar una mayor pureza del destilado, minimizando la componente de metanol en el producto final, de forma tal que queda dentro de las normas vigente en los diferentes estados.

Estas columnas son diseñadas utilizando el método de Mc Cabe-Thiele (Treybal, 1978) para determinar la cantidad de platos o bandejas dependiendo del nivel de pureza que se requiere obtener en la mayoría de los casos se utiliza un proceso de destilación múltiple y a partir de aquí se plantean dos métodos fundamentales para el control de la calidad del destilado como son: (Harriott, 1968)

- Control de la calidad del producto por Balance de materiales.
- Control de la composición del producto mediante la medición de la composición del destilado con sensores, infrarrojos, refractómetros o cromatógrafos.

Como las columnas de destilación son sistemas multivariables a parámetros distribuidos el control se hace muy complejo, por lo que en estas industrias se utilizan redes de Controladores Lógicos Programables (PLC), y Control Supervisor y Adquisición de Datos (SCADAs) para realizar el control de las mismas, en la figura 2.1 se puede ver algunos lazos de control que se utilizan en estos procesos.

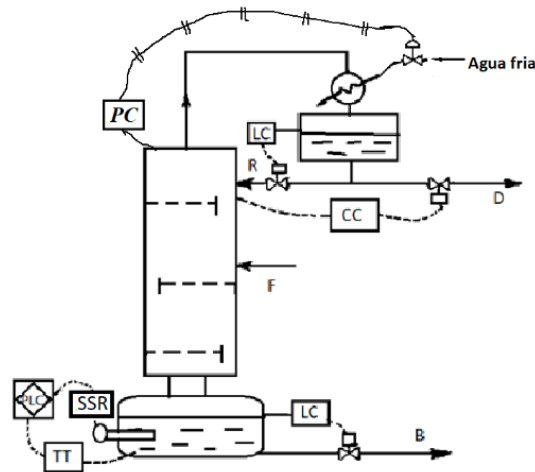


Figura. 2..1 Control de la composición del destilado.

2.3 Estado del arte en el control de la temperatura en la fermentación del jugo de caña de azúcar.

En la industria el proceso de producción de etanol ha adquirido un alto nivel de automatización, por su utilidad en la confección de muchos productos tales como en la industria farmacéutica, industria alimenticia, industria mecánica y automovilística, entre otras.

Se consideran los siguientes aspectos en la actualidad:

2.3.1 Reacciones fuera de control.

Cuando se analiza la pérdida de control de una reacción se hace referencia al desarrollo incontrolado de una o diversas reacciones exotérmicas.

Una reacción química de naturaleza exotérmica es aquella que transcurre generando calor y, este desprendimiento de energía, puede incluso ocasionar sucesos catastróficos si se descontrola totalmente. Sin embargo, hay que hacer hincapié en que no sólo las reacciones fuertemente exotérmicas son potencialmente peligrosas.

2.3.2 Diseño de un Proceso Químico Seguro.

Hay tres ámbitos principales de análisis que determinan el diseño de un proceso químico seguro, mostrados en la figura 2.2. (Reglamento, 2008)

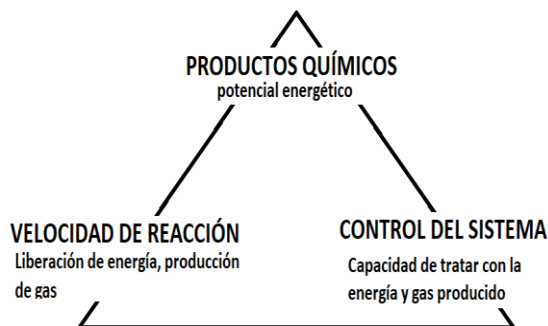


Figura. 2.2 Factores de diseño de un proceso químico seguro.

2.3.2.1 Primer factor.

La energía, está involucrado en la producción de cualquier producto químico.

2.3.2.2 Segundo factor.

Es la velocidad de la reacción, la cual depende de la temperatura, la presión y las concentraciones.

2.1.3.2.3 Tercer Factor.

El diseño de la planta y del equipo son elementos del tercer ámbito.

2.4 Instrumentación para planta de producción de aguardiente.

2.4.1 Modelado mediante simulación de proceso de temperatura en tanques de fermentación de jugo de caña de azúcar.

En la planta después que se obtiene el jugo de la caña este debe ser llevado al tanque para la fermentación. Normalmente se ponen a fermentar alrededor de 4000 litros de jugo.

2.4.2. Selección de tanque para fermentación.

El tanque seleccionado para la fermentación es de 4100 litros, con camiseta para la circulación del agua de refrigeración, el material del mismo es acero inoxidable, con agitador para la primera parte de la fermentación, toma para la alimentación y ubicación de sensores, con posibilidad para la limpieza en el lugar, por ser un sistema higiénico. En la figura 2.3 hay una muestra del tanque de fermentación.



Figura. 2.3 Tanque para la fermentación de 4100 litros con enchaquetamiento.

2.4.3. Selección de medios técnicos para la automatización.

2.4.3.1. Bomba centrífuga.

Para calcular los parámetros para seleccionar la bomba centrífuga que se va a utilizar en la refrigeración del fermentador, se deben tener en cuenta varias variables de la misma tales como: (Bichkó II, 1988)

- Caudal o capacidad de flujo, G .
- Altura de presión o carga desarrollada por la bomba. H .
- Potencia nominal del motor que acciona la bomba. N

$$N = \frac{GgH}{\eta} \quad (2.3)$$

Donde:

η : Eficiencia de la bomba debe ser mayor al 60%

Se plantea la ecuación de Bernoulli para la succión y para la descarga de la bomba centrífuga que aparece en la figura 2.4 la que suministrará el agua de enfriamiento por la camiseta que rodea el fermentador y podrá intercambiar calor.

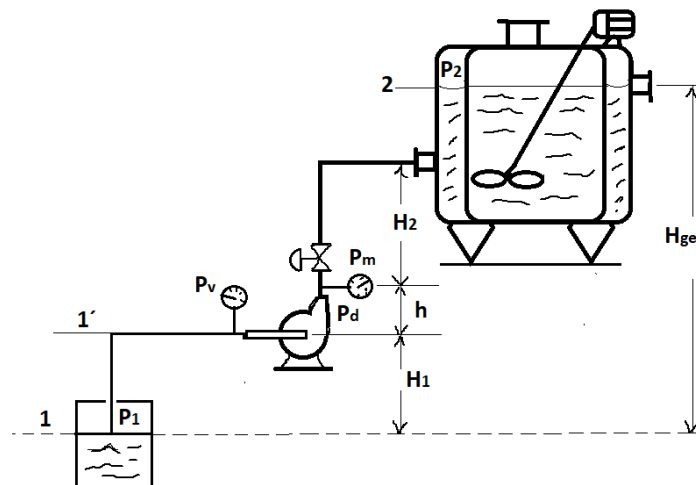


Figura. 2.4 Sistema de Bombeo para la refrigeración del fermentador.

Ecuación de Bernoulli para la succión de la bomba entre los puntos 1 y 1' tomando como referencia la superficie del líquido en 1.

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = H_1 + \frac{v_s^2}{2g} + \frac{P_s}{\rho g} + h_{ps} \quad (2.4)$$

Donde:

v_1 : velocidad del agua en el recipiente de alimentación.

v_s : velocidad del agua en la succión de la bomba.

h_{ps} : pérdida de carga en la tubería de succión

ρ : densidad del agua a la temperatura de trabajo.

g : aceleración de la gravedad.

Al aplicar la ecuación de Bernoulli entre los puntos 1' y 2 y tomando como referencia el plano que pasa por el centro de la bomba centrífuga, se obtiene.

$$\frac{P_d}{\rho g} + \frac{v_d^2}{2g} = H_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\rho g} + h_{pd} \quad (2 - 5)$$

Donde:

v_d : velocidad del agua en la descarga de la bomba.

v_2 : velocidad del agua en la camiseta del fermentador.

h_{pd} : pérdida de carga en la tubería de descarga de la bomba.

P_d : presión de descarga de la bomba.

H_2 : altura en la zona de impulsión de la bomba.

Si se restan las expresiones anteriores (2.4) de (2.5) se puede despejar $H = H_2 - H_1$, se obtiene la carga de la bomba H que queda.

$$H = \frac{P_d - P_s}{\rho g} = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \frac{v_s^2 - v_d^2}{2g} + H_{ge} + h_p \quad (2 - 6)$$

Donde:

$$h_p = h_{ps} + h_{pd}$$

Los datos son:

Tubería de succión 1'.5 sch 40 y la de descarga 1' sch 40 de PVC. (Mc Cabe, 1991)

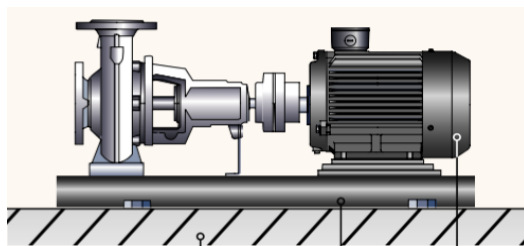
14 metros de tubería recta.

8 codos de 90°.

Una válvula de globo iso porcentual.

Caudal volumétrico 120 l/min

En la figura 2.5 a y b se pueden observar dos tipos de bombas centrífugas horizontales que van a ser utilizadas en el proceso de fermentación que se calculó con 2.6 y la de destilación respectivamente.



(a)



(b)

Figura. 2.5 Bombas centrífugas de montaje horizontal con suministro hacia arriba, con motores trifásicos.

Se suministra un compresor de pistón de pequeña capacidad, con aire libre de aceite, confiable y útil para bajas demandas. (Figura 2.6)



Figura. 2.6 Compresor de pistón para aire de instrumentación libre de aceite.

Certificado 100% con aire libre de aceite, puro y limpio cumpliendo con la norma ISO 8573-1 CLASE 0 (2010). Cero riesgos de contaminación, producto seguro, cero riesgos por falta tiempo. Nivel de ruido por debajo de los 62 dB.

2.4.3.2. Válvula de control.

La válvula de control es el componente final de automatización, la que se encarga de manipular el caudal del fluido.

En la figura 2.7 se muestra la pantalla interactiva del programa, al mismo se le suministran los datos y se realiza el cálculo del Cv requerido.

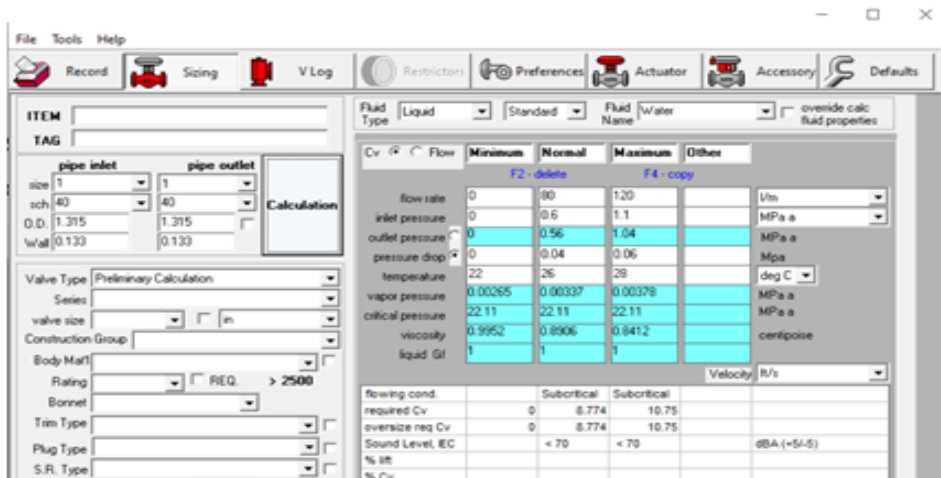


Figura 2. 7 Programa de cálculo del Cv de la válvula de control para manipular el agua de refrigeración para la fermentación.

El Cv normal que se obtiene del programa es 8.774, con este valor se va al catálogo de válvulas de la Masoneilan y se obtiene la válvula de control.

La válvula funciona con aire para abrir, en la tabla # 2.2 se aprecian los valores, donde se pueden obtener algunos datos como, el porciento de apertura de la válvula, el porciento de recorrido del vástago, porciento del flujo, etc.

Tabla # 2 .2 Para la selección de la válvula de control del fermentadora partir del Cv

C_v and F_L versus travel

Contoured Plug Direction: FLOW-TO-CLOSE (FC)
Flow Characteristic: EQUAL PERCENT

Valve Size		ASME Rating	Orifice Diameter		Travel		Percent of Travel:													
			Inch	mm	Inch	mm	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100				
Inch	mm							F_L	0.53	0.53	0.55	0.63	0.72	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	
Rated C_v																				
0.75	20	150-1500	0.25	6.4	0.8	20.3	0.1	0.1	0.2	0.22	0.3	0.5	0.8	1.1	1.5	1.7				
			0.375	9.5	0.8	20.3	0.2	0.2	0.3	0.39	0.68	1.13	1.76	2.5	3.26	3.8				
			0.5	12.7	0.8	20.3	0.3	0.4	0.5	0.64	1.07	1.79	2.77	3.95	5.14	6				
			0.812	20.6	0.8	20.3	0.6	0.8	1.2	1.48	2.32	4.3	6.8	9.13	10.7	12				
1	25	150-1500	0.25	6.4	0.8	20.3	0.1	0.1	0.2	0.22	0.3	0.5	0.8	1.1	1.5	1.7				
			0.375	9.5	0.8	20.3	0.2	0.2	0.3	0.39	0.68	1.13	1.76	2.5	3.26	3.8				
			0.5	12.7	0.8	20.3	0.3	0.4	0.5	0.64	1.07	1.79	2.77	3.95	5.14	6				
			0.812	20.6	0.8	20.3	0.6	0.8	1.2	1.48	2.32	4.3	6.8	9.13	10.7	12				
1.5	40	150-1500	0.25	6.4	0.8	20.3	0.1	0.1	0.2	0.22	0.3	0.5	0.8	1.1	1.5	1.7				
			0.375	9.5	0.8	20.3	0.2	0.2	0.3	0.39	0.68	1.13	1.76	2.5	3.26	3.8				
			0.5	12.7	0.8	20.3	0.3	0.4	0.5	0.64	1.07	1.79	2.77	3.95	5.14	6				
			0.812	20.6	0.8	20.3	0.6	0.8	1.1	1.48	2.32	3.87	6.01	8.57	11.1	13				

La válvula de globo de 25 mm, con un diámetro del orificio de 20.6 mm y un recorrido del vástago de 20.3 mm. En la figura 2.8 se muestra la válvula con posicionador inteligente y con vástago torneado.

Se seleccionó de característica efectiva de igual porcentaje por ser recomendada para el control de temperatura. (Creus, 2011)



Figura 2.8 Válvula de globo con posicionado inteligente de igual porcentaje.

2.4.3.3. Sensor de nivel.

Se seleccionó un sensor que sirve para la medición de presión diferencial y medición de presión como se puede observar en la figura 2.9



Figura 2.9 Sensor de presión diferencial para la medición de nivel en el fermentador.

2.4.3.4. Sensor de presión de CO₂ en el fermentador.

Se va a proponer el sensor de presión, como el que aparece en la figura 2. 10



Figura 2.10 Sensor de la presión de CO₂ en el fermentador

2.4.3.4. Sensor de pH.

Sensor de pH analógico no es de vidrio ISFET electrodo para la química, ciencia de la vida y la industria alimenticia. En la figura 2.11 se puede ver el sensor de pH.



Figura 2.11 Sensor de pH tipo ISFET para el fermentador.

Este sensor lleva acoplado un transmisor indicador como se aprecia en la figura 2.12.



Figura 2.12 Transmisor indicador acoplado con el sensor de pH

Se debe utilizar un agente antiespumante en este caso se seleccionó el antiespumante que aparece en la figura 2.13.

Un agente anti-espuma muy eficiente para la producción de alcohol. Fiablemente evita la formación de espuma durante la fermentación de su mosto y durante la destilación. El antiespumante de 100 ml



Figura 2.13 Anti espumante para la fermentación

2.4.3.5. Sensor de temperatura en el tanque de fermentación.

Se utiliza una termorresistencia como la que aparece en la figura 2.14



Figura 2.14 Termo resistencia para el fermentador

2.4.4. Modelado del proceso de temperatura en tanques de fermentación de jugo de caña de azúcar.

La ecuación de balance de calor del reactor con mezcla perfecta por templa en régimen no estacionario, donde ocurre la reacción de fermentación exotérmica A y B viene dada por el balance de la variación de la temperatura es igual al calor removido por el flujo de agua por la camiseta, menos el calor transferido a través de la pared del reactor, menos el calor generado por la reacción. (Harriott, 1968)

$$V\rho C_{er} \frac{dT}{dt} = q\rho_c C_{ec} T_c - q\rho C_e T - UA_t(T - T_c) - H_r k C_A V \quad (2.7)$$

Donde:

V : volumen de líquido en el reactor.

ρ_c : densidad del agua.

C_{ec} : calor específico del agua.

C_{er} : Calor específico de la reacción.

T_c : Temperatura del agua en la camiseta.

T : Temperatura de la reacción.

U : coeficiente total de transferencia de calor en la pared del reactor.

A_t : Área de la superficie de transferencia de calor de la pared del reactor.

H_r : Calor de la reacción.

k : constante cinética de la reacción.

C_A : concentración del componente limitante de la reacción.

Si se denomina a Q_{gen} como calor generado por la reacción y Q_{out} como calor removido por el flujo de agua por la camiseta, se darán las expresiones de cada calor y el lugar geométrico que representa cada uno respectivamente.

$$Q_{gen} = -H_r V C_A k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \quad (2.8)$$

$$Q_{out} = q\rho C_e(T - T_0) + UA_t(T - T_c) \quad (2.9)$$

Como $U, A_t, \rho, q, C_e, T_0, T_c$ son constantes Q_{out} es la expresión de una línea recta donde la pendiente es igual a $UA_t + q\rho C_e$

$$Q_{out} = -(UA_t T_c + q\rho C_e T_0) + (UA_t + q\rho C_e)T \quad (2.10)$$

Gráficamente la dependencia entre el calor generado por la reacción y la temperatura absoluta es de forma sigmoideal, como se puede observar en la figura 2.15.

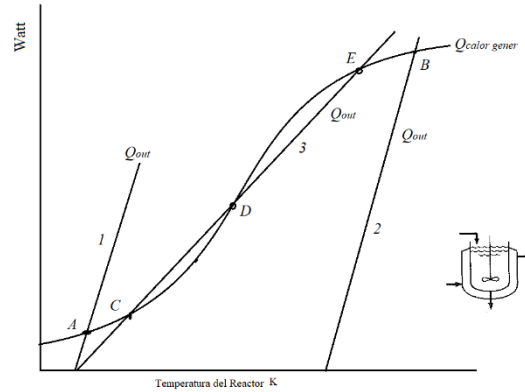


Figura 2.15 Gráfica del calor generado y calor removido en el fermentador.

En el caso del proceso de estudio se va a trabajar con el método analítico a partir de las ecuaciones de balance de masa y energía.

$$\frac{dC_A}{d\tau} = -kC_A \quad (2.11)$$

Se va a continuar con los balances. Como se muestra en las ecuaciones 2.10 y 2.11 respectivamente.

$$\frac{dT}{d\tau} = -\frac{HkC_A}{\rho C_e} - \frac{UA}{\rho_c V_c C_{ec}} T - \frac{UA}{\rho_c V_c C_{ec}} T_c \quad (2.12)$$



$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{Q_c}{V_c} T_{c0} - \frac{Q_c}{V_c} T_c + \frac{UA}{\rho_c V_c C_{ec}} T - \frac{UA}{\rho_c V_c C_{ec}} T_c \quad (2.13)$$

Las ecuaciones (2.11) y (2.12) son no lineales debido a la dependencia no lineal entre la constante de la reacción (k) y la temperatura (T).

La relación entre $y(t)$ y $x(t)$ se obtiene mediante

$$y = f(x) \quad (2.14)$$

Si la condición de operación normal corresponde a \bar{x} , \bar{y} , la Ecuación (2.14) se expande en series de Taylor alrededor de este punto, del modo siguiente:

$$y = f(x) = f(\bar{x}) + \frac{df}{dx}(x - \bar{x}) + \frac{1}{2!} \frac{d^2f}{dx^2}(x - \bar{x})^2 + \dots \quad (2.15)$$

donde las derivadas df/dx , d^2f/dx^2 , ... se evalúan en $x = \bar{x}$. Si la variación $x - \bar{x}$ es pequeña, es posible no considerar los términos de orden superior en $x - \bar{x}$. Entonces, la Ecuación (2-15) se escribe como

$$y = \bar{y} + K(x - \bar{x}) \quad (2.16)$$

$$\bar{y} = f(\bar{x})$$

$$K = \left. \frac{df}{dx} \right|_{x=\bar{x}}$$

$$y - \bar{y} = K(x - \bar{x}) \quad (2.17)$$

que indica que $y - \bar{y}$ es proporcional a $x - \bar{x}$. La Ecuación (2.15) da un modelo matemático lineal para el sistema no lineal obtenido mediante la Ecuación (2.14) cerca del punto de operación $x = \bar{x}$, $y = \bar{y}$.

También se puede considerar un sistema no lineal cuya salida y es una función de dos entradas x_1 y x_2 , de modo que

$$y = f(x_1, x_2) \quad (2.18)$$

Con la finalidad de obtener una aproximación lineal para este sistema no lineal, es posible expandir la Ecuación (2.18) en series de Taylor alrededor del punto de operación normal \bar{x}_1, \bar{x}_2 .

Entonces, la Ecuación (2.18) se convierte en

$$y = f(\bar{x}_1, \bar{x}_2) + \left[\frac{\partial f}{\partial x_1} (x_1 - \bar{x}_1) + \frac{\partial f}{\partial x_2} (x_2 - \bar{x}_2) \right] + \frac{1}{2!} \left[\frac{\partial^2 f}{\partial x_1^2} (x_1 - \bar{x}_1)^2 + 2 \frac{\partial^2 f}{\partial x_1 \partial x_2} (x_1 - \bar{x}_1)(x_2 - \bar{x}_2) + \frac{\partial^2 f}{\partial x_2^2} (x_2 - \bar{x}_2)^2 \right] + \dots$$

Donde las derivadas parciales se evalúan en $x_1 = \bar{x}_1$, $x_2 = \bar{x}_2$. Cerca del punto de operación normal, es posible no considerar los términos de orden superior. Por lo que el modelo matemático lineal de este sistema no lineal alrededor de la condición de operación normal se obtiene mediante

$$y - \bar{y} = K_1(x_1 - \bar{x}_1) + K_2(x_2 - \bar{x}_2) \quad (2.19)$$

Donde:

$$\bar{y} = f(\bar{x}_1, \bar{x}_2)$$

$$K_1 = \left. \frac{\partial f}{\partial x_1} \right|_{x_1=\bar{x}_1, x_2=\bar{x}_2}$$

$$K_2 = \left. \frac{\partial f}{\partial x_2} \right|_{x_1=\bar{x}_1, x_2=\bar{x}_2}$$

La técnica de linealización presentada aquí es válida alrededor de la condición de operación.

Se verá con la ecuación 2.11 la linealización alrededor del punto nominal (n)

$$\frac{dC_A}{d\tau} = -\bar{k}\bar{C}_A + \left. \frac{\partial f}{\partial C_{A0}} \right|_n (C_{A0} - \bar{C}_{A0}) + \left. \frac{\partial f}{\partial C_A} \right|_n (C_A - \bar{C}_A) + \left. \frac{\partial f}{\partial T} \right|_n (T - T_c)$$

Donde:

$$\left. \frac{\partial f}{\partial C_A} \right|_n (C_{A0} - \bar{C}_{A0}) = -\bar{k}\Delta C_A$$

$$(T - \bar{T}) \left. \frac{\partial f}{\partial T} \right|_n = -(T - \bar{T}) \frac{E\bar{k}\bar{C}_A}{RT^2} = \frac{E\bar{k}\bar{C}_A}{RT^2} \Delta T$$

$$\frac{d\Delta C_A}{dt} = -\bar{k}\Delta C_A - \frac{E\bar{k}\bar{C}_A}{RT^2} \Delta T \quad (2.20)$$

$$\frac{dT}{dt} = -\frac{Hk}{C_e} (C_A - \bar{C}_A) + \left(\frac{-HkE}{C_e RT^2} - \frac{UA}{VC_e} \right) (T - \bar{T}_c) + \frac{UA}{V\rho C_e} (T_c - \bar{T}_c)$$

$$\frac{dT}{dt} = -\frac{Hk}{C_e} (\Delta C_A) + \left(\frac{-HkE}{C_e RT^2} - \frac{UA}{VC_e} \right) (\Delta T) + \frac{UA}{V\rho C_e} (\Delta T_c) \quad (2.21)$$

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{UA}{V_c \rho_c C_{ec}} (T - \bar{T}) + \frac{UA}{V_c \rho_c C_{ec}} (T - T_c)$$

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{UA}{V_c \rho_c C_{ec}} (\Delta T) + \frac{UA}{V_c \rho_c C_{ec}} (\Delta T_c) \quad (2.22)$$

Primero se calculan todos los parámetros del jugo de la caña de azúcar y del agua a la temperatura de trabajo.

2.4.4.1. Propiedades Técnicas del Jugo de la caña de azúcar

Densidad: 1089.06 kg/m³ (Perry, 2008))

Calor específico: 0.934 cal/(°C – g) (Donald Kern, 1999)

U_{total} : 1020 W/m²°C (Mc Cabe, 1991)

Calor de la reacción ΔH= - 234.5 kJ/mol (Levenspiel, 2004)

k constante cinética de la reacción: 0.955

2.4.4.2. Propiedades Técnicas del agua que circula por la camiseta

Densidad (25 °C): 1 031kg/m³ (Mc Cabe, 1991)

Densidad (29 °C): 996.02 kg/m³ (Faire, 1982)

Energía de activación E: 116.753 kJ/mol (Levenspiel)

R: 8.3143 kJ/(kg-mol-K) (Faire, 1982)

Volumen de la camiseta: 0.95 m³

Volumen del Fermentador: 4 100 litros

Al aplicar la Transformada de Laplace y reemplazar valores alcanzados de las tablas y fórmulas se obtuvieron las siguientes

2.4.4.3. Funciones transferenciales.

$$\frac{T_c(s)}{Q_c(s)} = \frac{0.1581}{0.0761 S + 1} \quad (2.23)$$

$$\frac{T(s)}{T_c(s)} = \frac{-0.971}{0.1 S + 1} \quad (2.24)$$

$$\frac{T_c(s)}{T(s)} = \frac{120}{0.0761 S + 1} \quad (2.25)$$

$$\frac{T(s)}{C_A(s)} = \frac{194}{-0.105 S + 1} \quad (2.26)$$

2.4.4.4 La función transferencial del elemento de medición.

$$\frac{I(s)}{T(s)} = \frac{0.47}{5s + 1} \quad (2.27)$$

2.1.4.4.5 La función transferencial de la válvula seleccionada.

$$\frac{Q_c(s)}{I(s)} = \frac{0.0037}{4 S + 1} \quad (2.28)$$

2.4.5. Simulación del proceso de temperatura para tanques de fermentación de jugo de caña de azúcar.

Para realizar la simulación del proceso las funciones a partir de las funciones transferenciales obtenidas se utilizan en el programa MATLAB y se invoca el *toolbox* de SIMULINK se obtiene el diagrama que aparece en la figura 2.16.

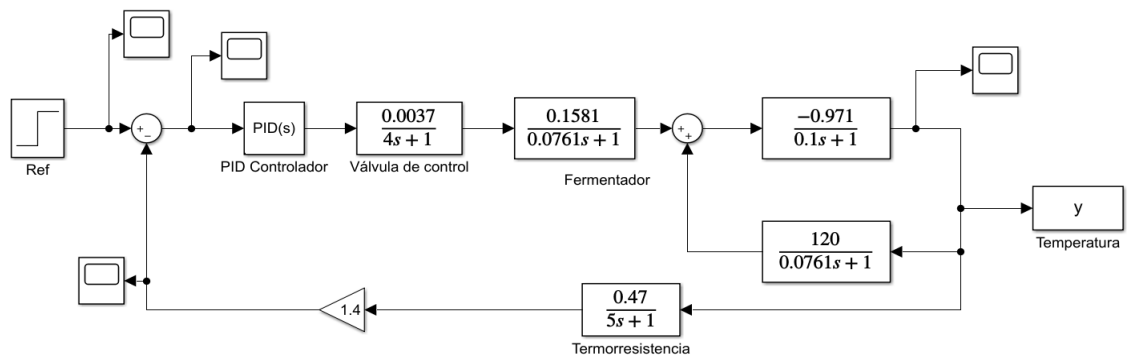


Figura 2.16 Diagrama de bloque para el proceso de fermentación.

Se buscó el valor de ganancia que hacía el sistema oscilar permanentemente con la misma amplitud y se tomaron los valores de frecuencia, amplitud y período, para hacer un ajuste por el método de Ziegler & Nichols (Z & N) el resultado se puede ver en la figura 2.17. (Harriott, 1968)

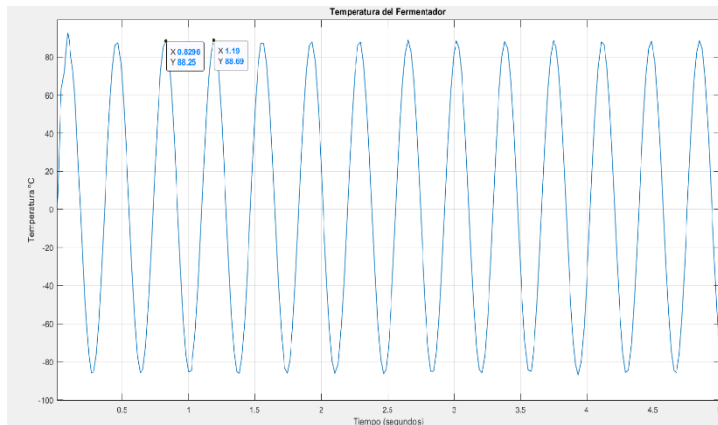


Figura. 2.17 Sistema con oscilaciones permanente para una ganancia $k = -1197500000$

En la figura 2.18 aparece el valor de la ganancia que lleva al sistema a comportarse con oscilaciones permanentes y la misma amplitud.

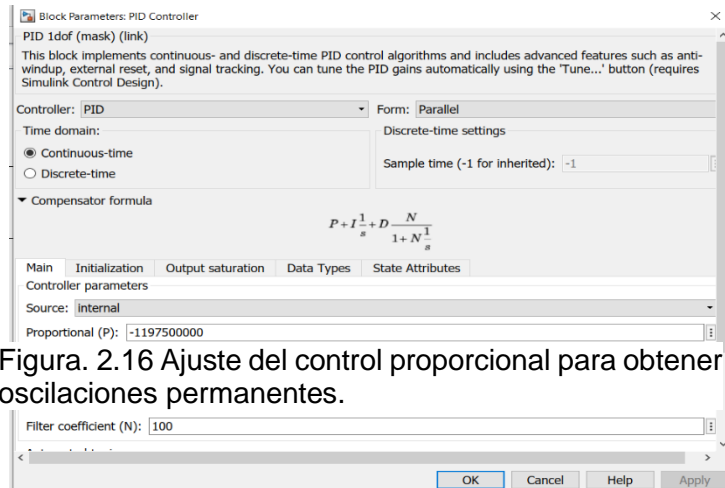


Figura. 2.16 Ajuste del control proporcional para obtener oscilaciones permanentes.

Figura. 2.18 Valor de la ganancia

Se realizó el ajuste utilizando el criterio de Ziegler & Nichols (Z & N) que plantea para un controlador PID:(Smith; 2002)

$$K_c = 0.6 K_{c,maz} \quad (2.29)$$

$$T_I = \frac{P_c}{2} \quad (2.30)$$

$$T_d = \frac{P_c}{6} \quad (2.31)$$

En la figura 2-19 se expone el diagrama de lazo cerrado del control de temperatura del proceso de fermentación con el controlador PID, la válvula y el elemento de medición con su retardo de transporte.(Ogata, 2010),

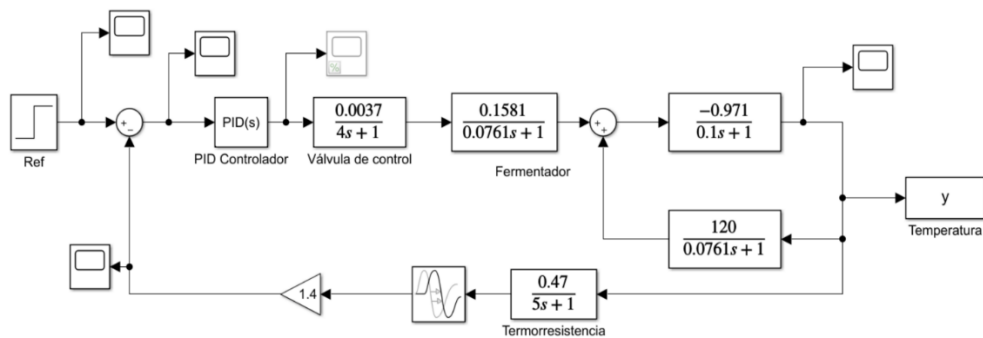


Figura 2.19 Diagrama de Control de la temperatura del fermentador con PID.

La respuesta de frecuencia se obtuvo por medio del diagrama de Bode obtenido en MATLAB, como se aprecia en la figura 2.20, donde se evidencia la estabilidad del proceso, el Margen de Fase es siempre positivo. (Ogata, 2010), (Holly, 2007)

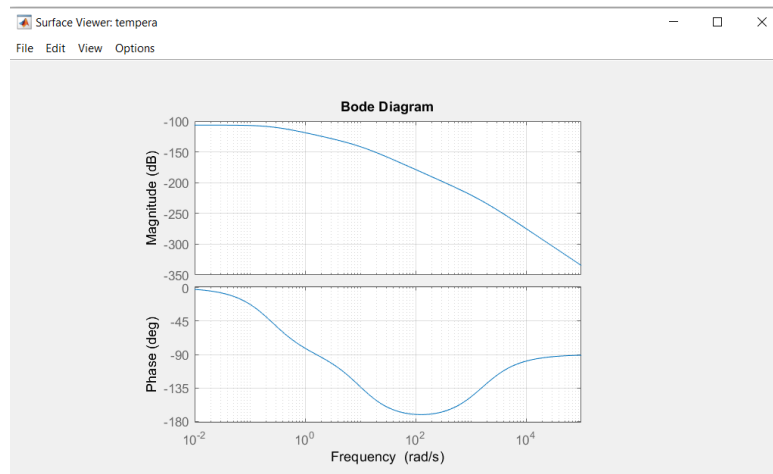


Figura 2.20 Diagrama de Bode del proceso de control de temperatura del fermentador.

2.4.6. Modelado y simulación del proceso de destilación de aguardiente a partir de jugo de caña de azúcar.

2.4.6.1 La destilación.

Es un método para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases.

2.4.6.2 Diagrama de fases presión-temperatura-concentración.

El componente A de la mezcla binaria A-B se considerará como el más volátil; esto significa que la presión de vapor de A puro a cualquier temperatura es mayor que la presión de vapor B puro. En la figura 2.21 se representa la presión de vapor de un líquido

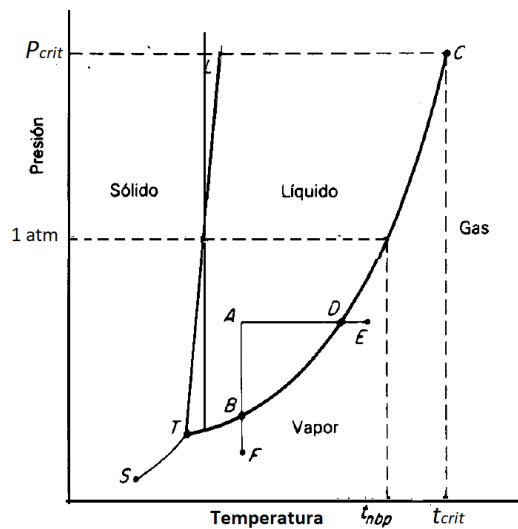


Figura 2.21 Presión de vapor de un líquido.

Las fracciones mol son las unidades más convenientes de concentración que pueden utilizarse; durante este análisis x será la fracción mol de la sustancia más volátil, A en el líquido, y y^* la correspondiente fracción mol en el equilibrio de A en el vapor.

La representación gráfica completa del equilibrio requiere un diagrama tridimensional como el de la figura 2.22.

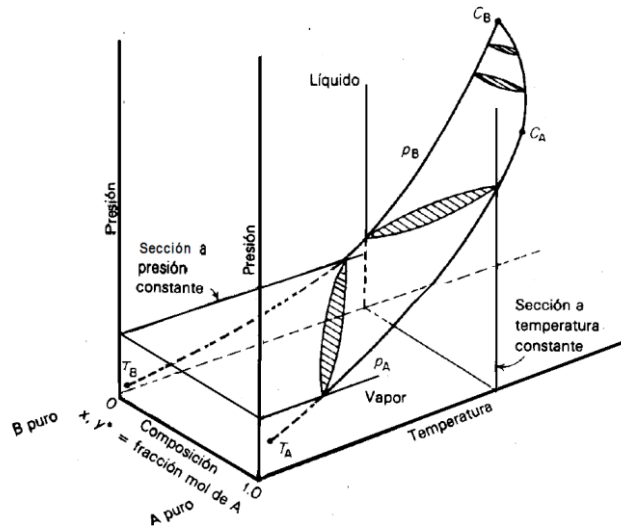


Figura 2.22 Equilibrio binario Vapor-Líquido

La curva señalada p_A es la curva de presión de vapor de A; cae completamente en el plano de composición más cercano a $x = 1.0$. La forma de esta superficie doble se estudia más fácilmente considerando secciones a presiones y temperaturas constantes, ejemplos de los cuales se muestran en la figura.2.23 a) y b).

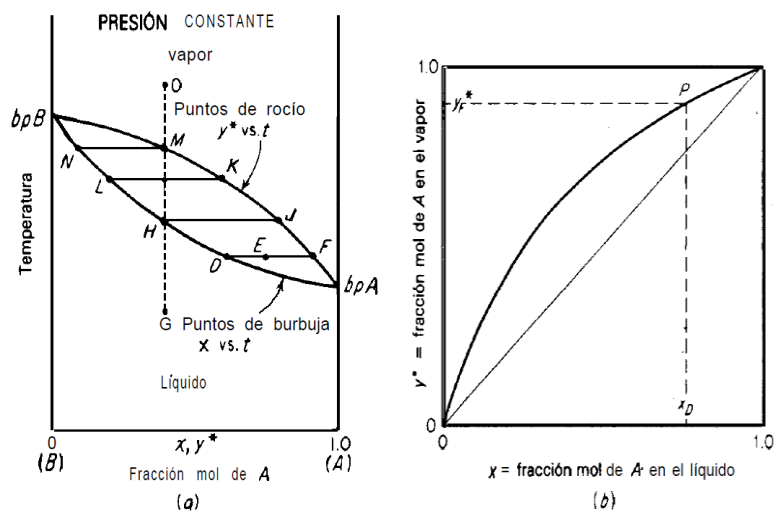


Figura 2.23 a, b, Equilibrios a presión constante vapor-líquido

Los dispositivos para realizar la destilación se conocen con el nombre de torre o columna de destilación.

2.4.6.3 Tipos de torres de destilación.

- Torres de platos o bandejas.
- Torres empacadas.

2.4.6.4 Torres de platos o bandejas.

Las torres de platos o bandejas son cilindros ubicados verticalmente, en que el líquido y el gas se ponen en contacto directo en forma de pasos sobre platos o bandejas, tal como lo muestra esquemáticamente la figura 2.24. para un tipo (platos de sombrerete).

El líquido entra en la parte media y superior y fluye en forma descendente por gravedad.

El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal de los dos. Cada bandeja en la torre es una etapa, puesto que sobre el plato se ponen los fluidos en contacto íntimo, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan, donde el líquido arrastra las componentes más pesadas que fluían con el gas.

El número de bandejas teóricas o etapas en el equilibrio en una columna o torre sólo depende de lo complicado de la separación que se va a realizar en función de los puntos de ebullición, la composición, etc.(Treybal, 1978)

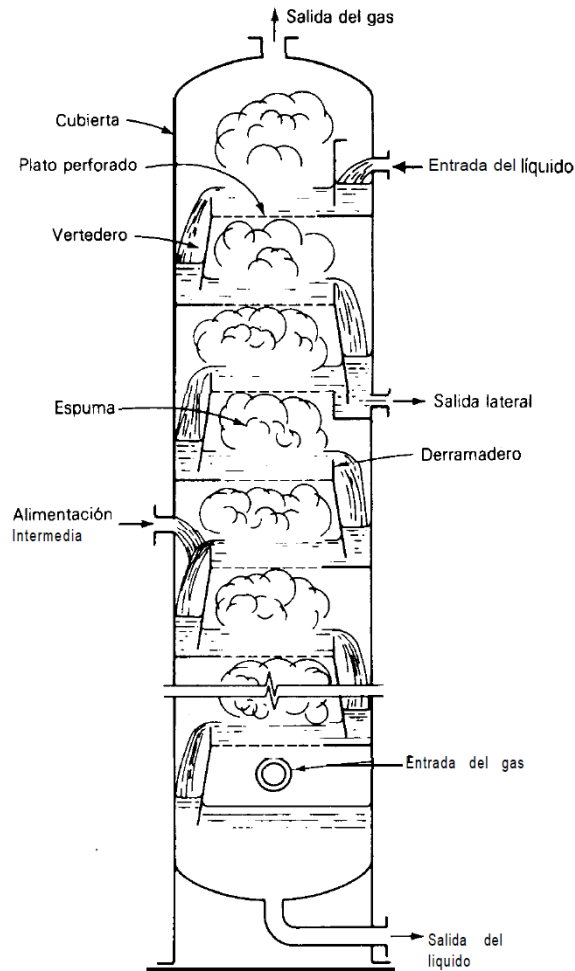


Figura 2.24. Sección esquemática de una columna de destilación con bandejas perforadas.

2.4.6.5 torres empacadas.

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande, como en la figura 2.25. El líquido se distribuye sobre estos rellenos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

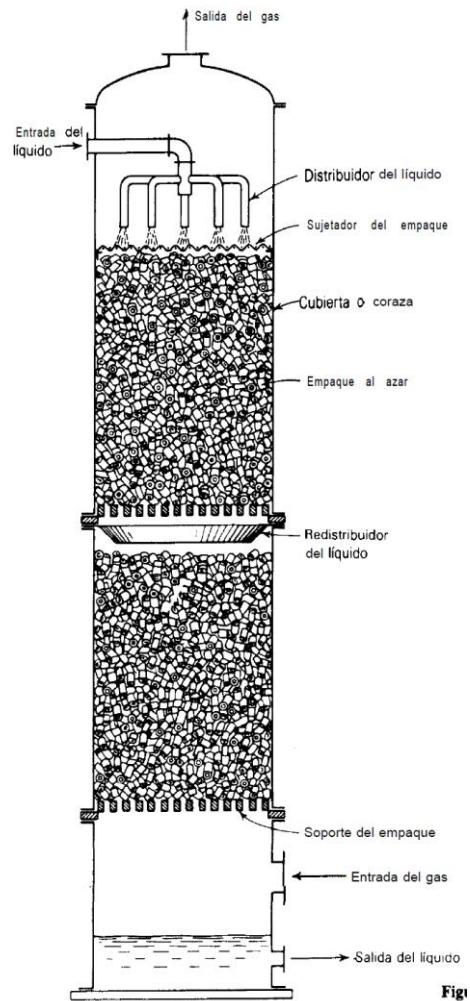


Figura 2.25 Torre o columna empacada

2.4.6.6 Satisfacción de restricciones.

- La columna no se inundará.
- La caída de presión en la columna debe ser lo suficientemente elevada.
- La diferencia de temperatura en el rehervidor no debe exceder la diferencia de temperatura crítica.
- El caudal de alimentación a la columna no debe ser tan elevado que sobrecargue al rehervidor.

- El hervor no debe ser tan elevado.
- La presión en la columna no debe exceder un máximo valor permisible.

Al considerar el líquido en una bandeja, se deben tener en cuenta

Si el efecto de los cambios del flujo de vapor es despreciable, la ecuación de balance de materiales es

$$\frac{A dh_T}{dt} = \Delta L_{en} - \left(\frac{dL_{sal}}{dh_T} \right) h_T \quad (2.32)$$

o

$$A \left(\frac{dh_T}{dL_{sal}} \right) \frac{dh_T}{dt} + h_T = \left(\frac{dh_T}{dL_{sal}} \right) \Delta L_{en} \quad (2.33)$$

La constante de tiempo es el producto del área por la razón de cambio de la profundidad promedio con la velocidad del líquido o la razón de cambio de la retención con el flujo.

$$T_L = A \left(\frac{dh_T}{dL_{sal}} \right) = \frac{dH}{dL} \quad (2.34)$$

Donde:

T_L = retardo hidráulico para un plato, min

H = retención de líquido por plato, m³

L = velocidad del líquido, m³/min

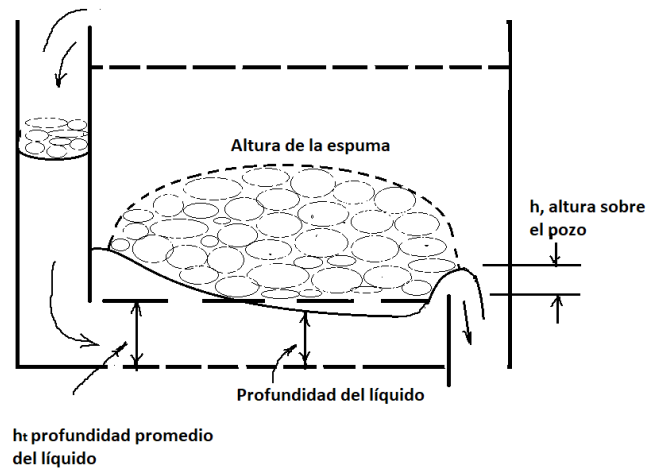


Figura 2.26 Variación de la profundidad del líquido a través del plato

- Retardo en el flujo de vapor

El espacio de vapor entre el plato y la resistencia en los platos forman una serie de retardos interactuantes en lo que respecta al flujo de vapor.

El balance de materiales para el flujo de vapor para un plato simple es

$$H_V \left(\frac{dP_2}{dt} \right) + H_L \left(\frac{d\theta}{dP} \right) \left(\frac{c_L}{\lambda} \right) \left(\frac{dP_2}{dt} \right) = \frac{P_1 - P_2}{R} - \frac{(P_2 - P_3)}{R} \quad (2.35)$$

Donde:

H_V : retención en el espacio de vapor, m^3/Pa

H_L : Retención del líquido kg

$\frac{d\theta}{dP}$: cambio del punto de ebullición con la presión

c_L : capacidad calórica del líquido $J/(kg)(^\circ C)$

λ : calor de condensación en J/m^3

R : resistencia al flujo en $Pa/(m^3seg)$

Para diseñar una torre o columna de destilación es necesario conocer las características de los fluidos, la composición y/o variación del flujo de alimentación a la misma y otros datos más como se ha expresado, conociendo al menos el punto de ebullición del componente principal y controlando la temperatura de la mezcla a ese valor, se sabe que el punto de ebullición del etanol es 78 °C y con esto se puede lograr realizar una separación algo mejor que sin el control.

La disolución de alcohol como resultado de la fermentación contiene de 12% a 15% de alcohol, esto es porque las células de la levadura no pueden sobrevivir en concentraciones mayores. Con la destilación se aumenta la concentración de etanol entre un 40 y un 50% para el caso del aguardiente. La destilación de la disolución del etanol con el agua no puede aumentar la concentración más del 95% ya que, una disolución de etanol del 95% con un 5% de agua hierve a una temperatura menor de 78°C donde el punto de ebullición del agua pura es de 100°C y el del etanol puro es de 78.3°C. Se dice entonces que una mezcla que hierve a una temperatura menor que sus componentes es un azeótropo de ebullición mínima. (Wade, 2011).

El metanol es aproximadamente el doble de tóxico que el etanol y las dosis que pueden ser dañinas para los adultos, son 100 ml para el metanol y 200 ml para el etanol, aunque dosis menores del metanol pueden dañar el nervio óptico. (Wade, 2011).

Una función lineal de la composición del líquido sobre una determinada gama de valores, esto es:

$$y = a + bx \quad (2.36)$$

Se va a plantear un balance de masa para el sistema de la figura 2.27

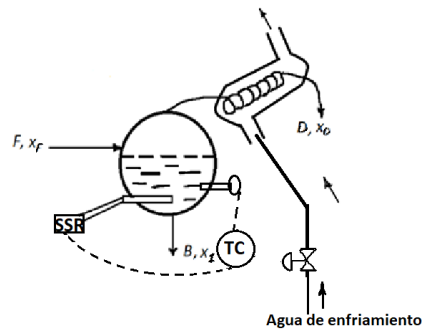


Figura 2.27 El alambique con el sistema de control de temperatura.

$$H \frac{dx_D}{dt} = Fx_F - Bx_1 - Dx_D \quad (2.37)$$

Donde:

H : moles que se acumulan de x_1

F : flujo de alimentación.

B : flujo del destilado del fondo del tanque.

D : destilado que sale del serpentin.

x : composición de cada flujo.

De la ecuación (2.34) se obtiene

$$x_D = bx_1 \quad (2.38)$$

$$x_1 = \frac{x_D}{b} \quad (2.39)$$

Si se reemplaza (2.37) en (2.33) queda:

$$H \frac{dx_D}{dt} + \left(\frac{B}{b} + D\right) x_D = F x_F \quad (2.40)$$

Al aplicar la transformada de Laplace.

$$HsX_D(s) + \left(\frac{B}{b} + D\right) X_D(s) = F X_F(s) \quad (2.41)$$

Si se despeja

$$\frac{X_D(s)}{X_F(s)} = \frac{F}{Hs + \frac{B}{b} + D} \quad (2.42)$$

$$\frac{X_D(s)}{X_F(s)} = \frac{\frac{F}{\frac{B}{b} + D}}{\frac{H}{\frac{B}{b} + D} s + 1} \quad (2.43)$$

$$\frac{X_D(s)}{X_F(s)} = \frac{K}{Ts + 1} \quad (2.44)$$

Donde:

$$K : \frac{F}{\frac{B}{b} + D}$$

T: $\frac{H}{\frac{B}{b} + D}$ tiempo de retención del alambique

Si $b = 1$ y se sabe que $F = B + D$

$B = D = 1$ mol/min entonces,

$F = 2 \text{ mol/min}$ y $K = 1$

$$T = \frac{H}{F} \quad (2.45)$$

Para el alambique en cuestión $T = 4.17 \text{ min}$.

La función transferencial del proceso $\frac{X_D(s)}{X_F(s)} = \frac{1}{250s+1}$

Se necesita obtener una relación entre la composición y la temperatura la que se puede obtener a partir de la ley de Arrhenius $k = ae^{-E/RT}$

$$\frac{x}{1-x} = \frac{ae^{-E/RT}V}{F} \quad (2.46)$$

Donde:

E : energía de activación 116.753 kJ/mol

R : constante de los gases $8.314 \frac{J}{\text{mol-K}}$

$$\frac{T(s)}{X_D(s)} = 31.39 \quad (2.47)$$

Se va a simular el proceso en MATLAB utilizando Simulink lo que se refleja en la figura 2.28

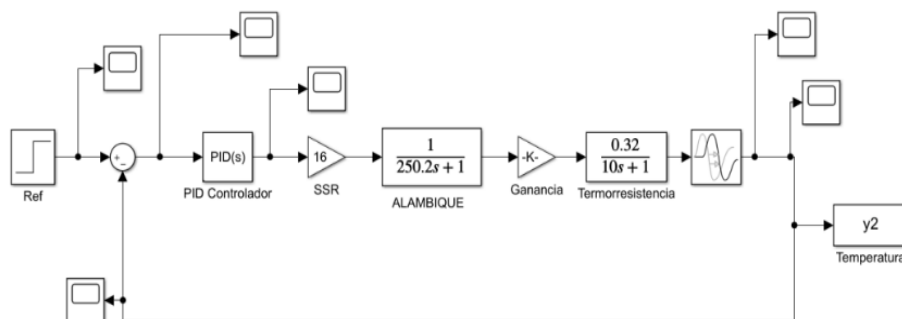


Figura 2.28 Sistema de control de la temperatura del alambique con PID. $P = 0.00001$, $I = 0.00001$.

En la figura 2.29 se puede ver la curva de respuesta del proceso de destilación con PID. (Ogata, 2010), (Holly, 22007). El controlador mantiene la temperatura del proceso en el valor deseado 78°C, lo que garantiza un por ciento de etanol en la mezcla entre 40 y 50%.

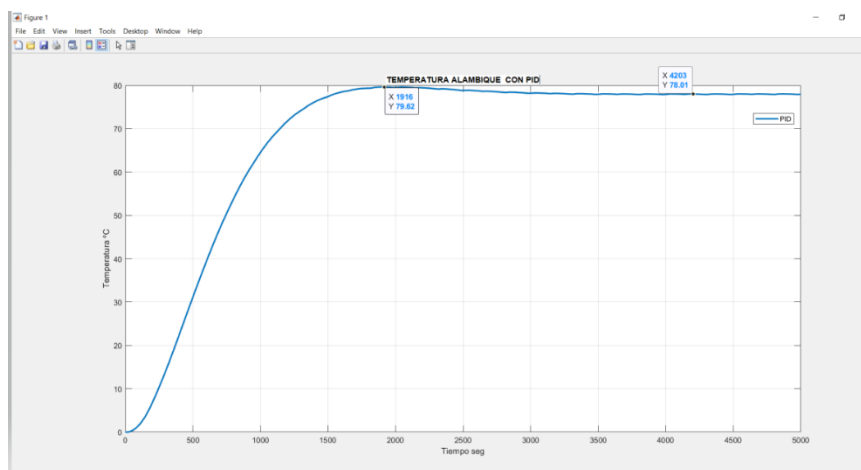


Figura 2.29 Curva de respuesta del sistema de control de temperatura con un controlador PID.

CAPITULO III

3.1. RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1.1. Diseño y pruebas de desempeño de controladores difusos.

3.1.1.1. Diseño de controlador fuzzy para control de Temperatura en tanques de fermentación de jugo de caña de azúcar.

Se realizó la implementación de un controlador difuso (Fuzzy) con el fin de compararlo con los resultados obtenidos con el controlador PID, este se ajustó con dos señales de entrada ERROR (error) y la DERROR (derivada del error) y una señal de SALIDA (salida), en la figura 3.1 aparece la estructura del controlador difuso (Fuzzy).(Passino, 1998)

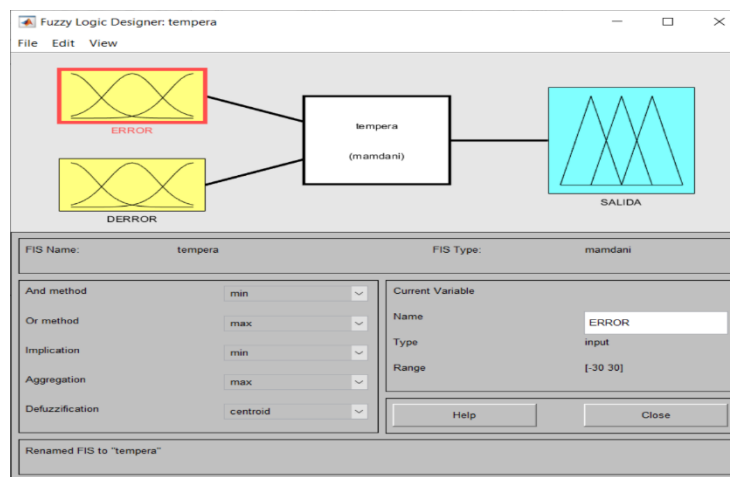


Figura 3.1 Estructura del controlador difuso para el control de la temperatura del fermentador.

Después se pasó a obtener las funciones de membresía para cada una de las señales del controlador difuso, a partir del análisis de los conjuntos universos. Se tuvo en cuenta tomar las funciones de pertenencia de tipo triangular y en los extremos del conjunto se tomaron funciones trapezoidales, después de varios

experimentos y análisis de resultados en las figuras 3.2, 3.3 y 3.4 aparecen resaltadas en rojo las señales del ERROR, DERROR, y SALIDA respectivamente, cada una con 5 funciones de membresía. (Passino, 1998), (Liuzhao, 2013), (Hunaish, 2014)

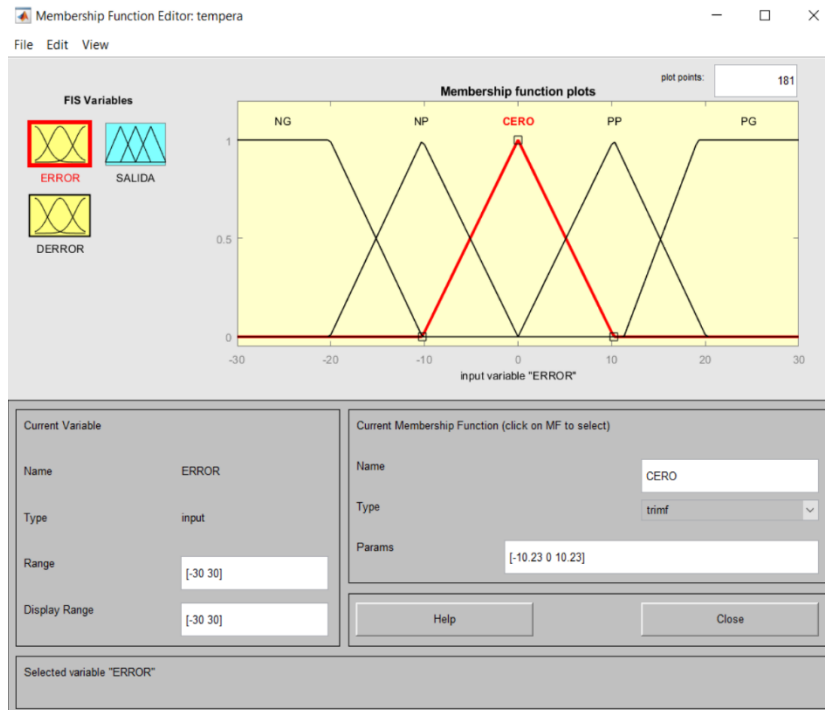


Figura 3.2 Funciones de membresía de la señal de error.

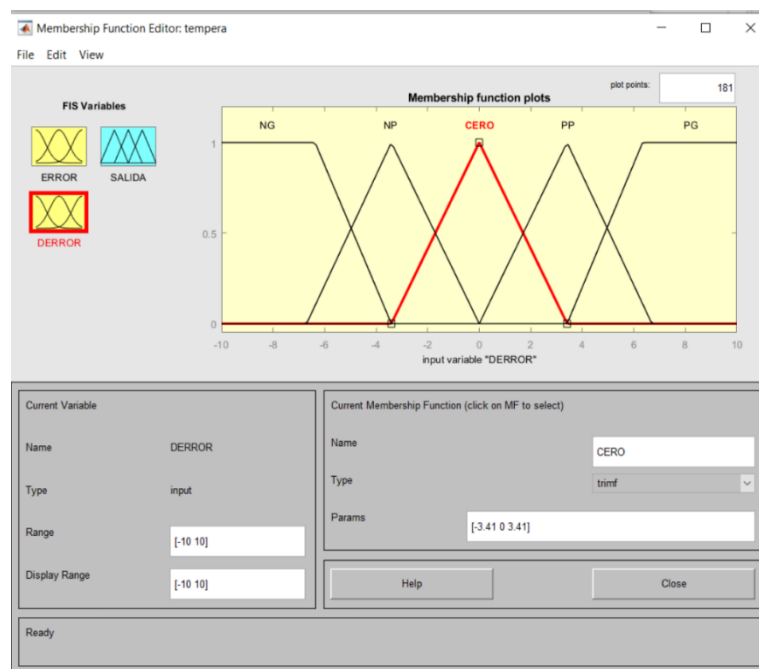


Figura 3.3 Funciones de membresía de la señal de la derivada del error.

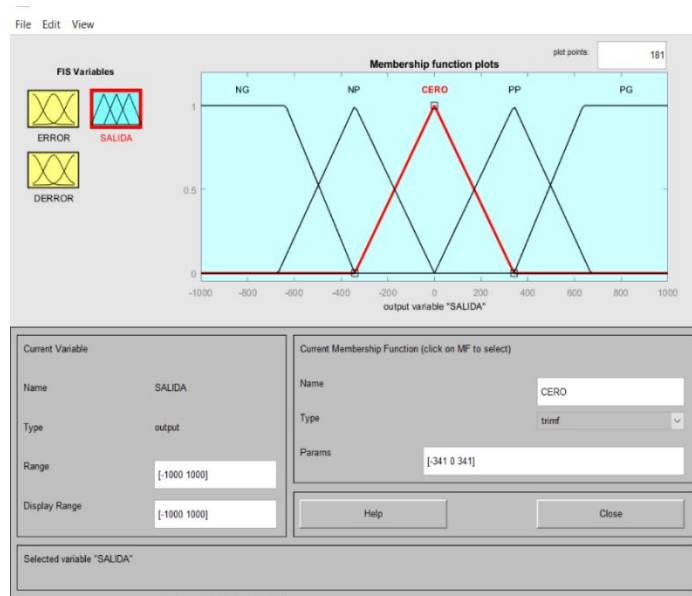


Figura 3.4 Funciones de membresía de la señal de salida.

Se editaron las reglas a partir del estudio del comportamiento de la señal de ERROR y de la DERROR, las mismas se pueden apreciar en la figura 3.5.

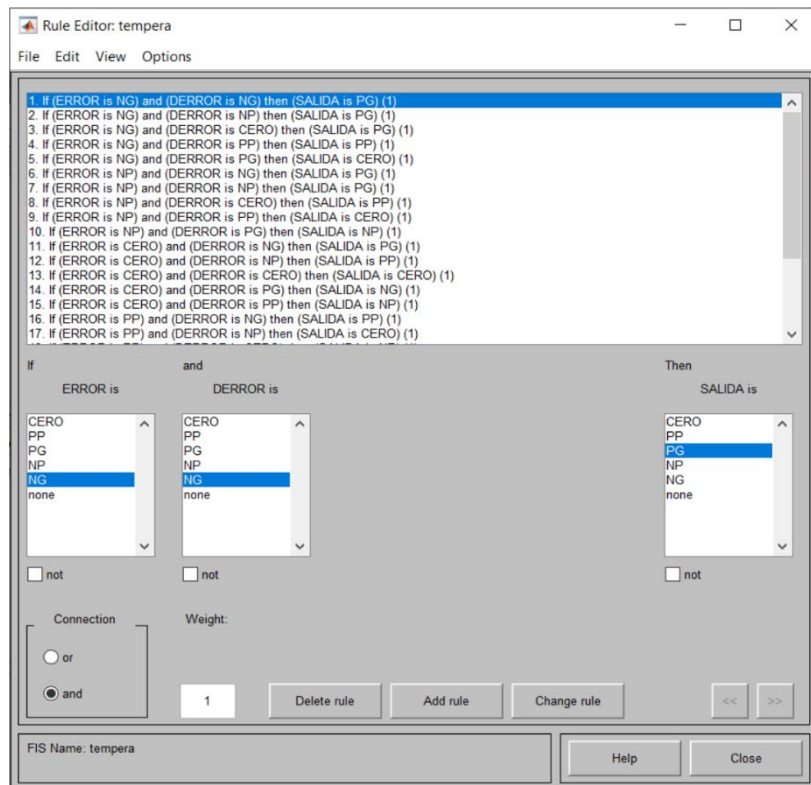


Figura 3.5 Editor de reglas del control difuso de temperatura del fermentador.

A partir del diseño del controlador difuso con todas sus reglas, se realizó la ubicación de los bloques en el Simulink de MATLAB, con el fin de realizar la simulación del control del proceso, se realizaron varios experimentos con las señales mencionadas, pero no se obtuvieron resultados favorables por lo que se decidió incorporar la acción integral, para garantizar que se cumplan las condiciones del proceso, error de estado estacionario igual a cero y un sobre impulso mínimo o ninguno el diagrama de bloque para la simulación se muestra en la figura 3.6.

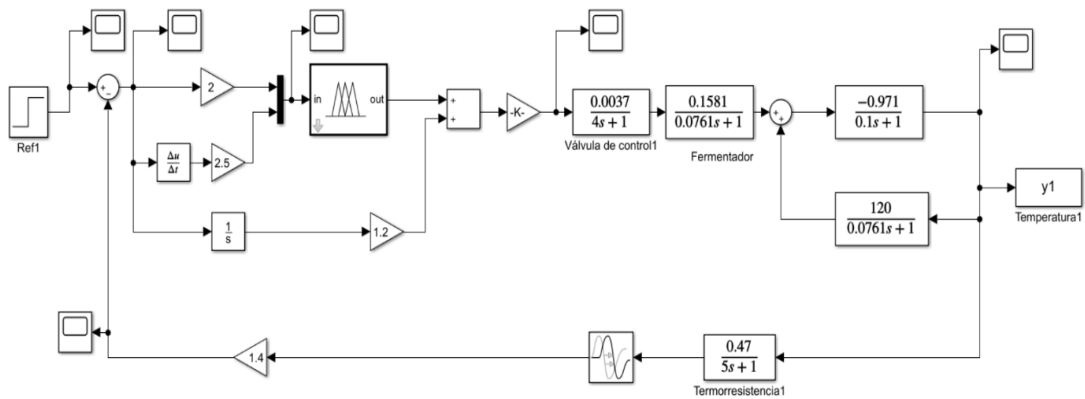


Figura 3.6 Control de la temperatura del fermentador con lógica difusa PID

Luego de varias pruebas y errores, se obtuvo el resultado que aparece en la figura 3.7 donde se compara con los mejores resultados que se lograron con el controlador PID.

En la curva de color amarillo se puede apreciar que el valor máximo que se obtuvo con el ajuste del control PID es $y = 35.15 \text{ }^\circ\text{C}$ a los 6.05 seg y se establece con $26.11 \text{ }^\circ\text{C}$ a los 37.77 seg, este resultado no es conveniente para la fermentación.

El valor de temperatura crítica se establece a los $34 \text{ }^\circ\text{C}$, como se había analizado el sistema no trabaja eficientemente y la conversión de la glucosa en etanol queda por debajo del rendimiento esperado, además de tener valores

por encima de los 34 °C lo que afecta el proceso de las levaduras y muchas mueren, situación que también afecta los resultados del proceso.

Por otro lado, la curva roja con control PID que tiene otro ajuste para eliminar el error de estado estacionario, la misma muestra un sobre impulso de 57.15 °C (diferencia 23.15°C) que es una temperatura muy elevada con respecto a la temperatura crítica y esto perjudica fuertemente el proceso de fermentación, pese a que dura poco tiempo y se establece aproximadamente en los 34 °C a los 54.38 s.

Esto da la posibilidad que el sistema pueda tener una buena conversión, sin embargo, si se observa la curva celeste, que representa el resultado de la acción del control PID con lógica difusa, se aprecia que no existe ningún momento en que la temperatura sobrepase el valor de 34 °C por lo que el sistema estaría funcionando cerca de la temperatura crítica o en la temperatura crítica y eso da la posibilidad de que se tenga una mayor conversión en la reacción, y se puede decir que el control PID difuso tiene el mejor desempeño en cuanto al control de la temperatura del fermentador.

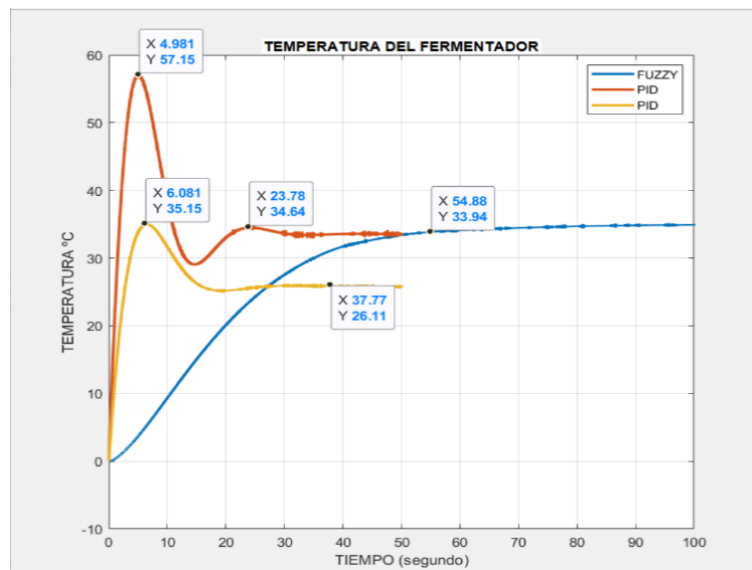


Figura 3.7 Respuesta en el tiempo de los controles PID con diferentes ajustes y PID con lógica difusa para el control de temperatura en el fermentador.

Como resultado del diseño del controlador difuso, se utiliza el visor de superficie que sirve para analizar el comportamiento del control con el ajuste obtenido, esta superficie se muestra en la figura 3.8.

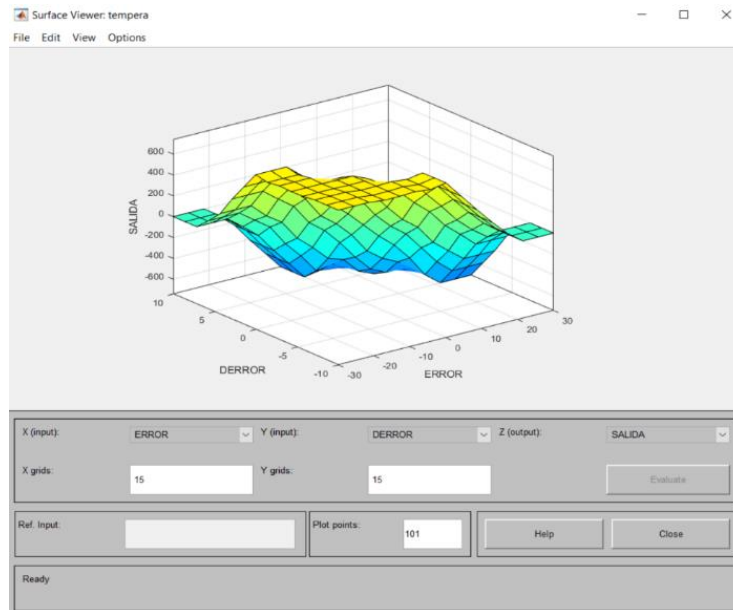


Figura 3.8 Visor de superficie de control difuso

3.1.1.2. Diseño de controlador fuzzy para control de temperatura en el destilador de aguardiente a partir del jugo de caña de azúcar.

Para el diseño del controlador difuso se analizaron los conjuntos universos a proponer para las distintas variables de entrada, ERROR y la derivada del error DERROR, así como, la SALIDA en las figuras 3.9, 3.10 y 3.11 respectivamente, se muestran los conjuntos y las funciones de pertenencias seleccionadas para estas variables, donde se seleccionaron las 3 funciones triangulares y las trapezoidales en los extremos.

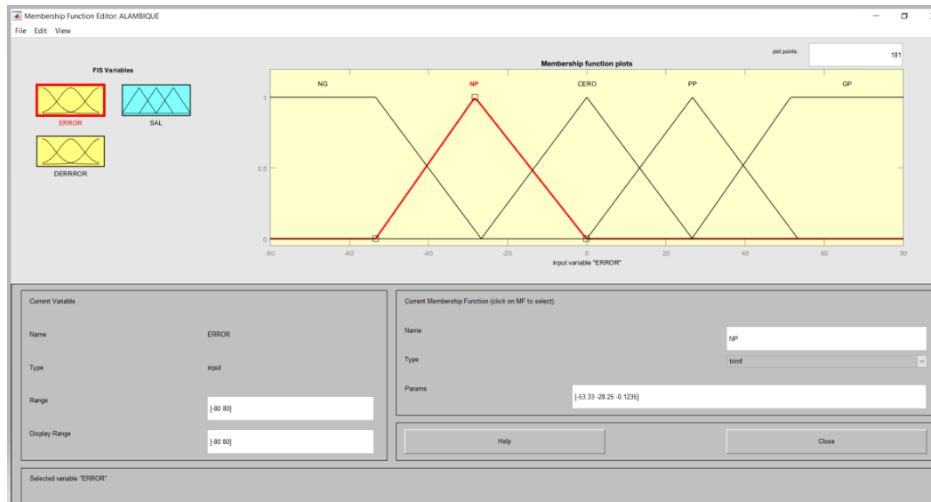


Figura 3.9 Funciones de pertenencia del ERROR para el alambique

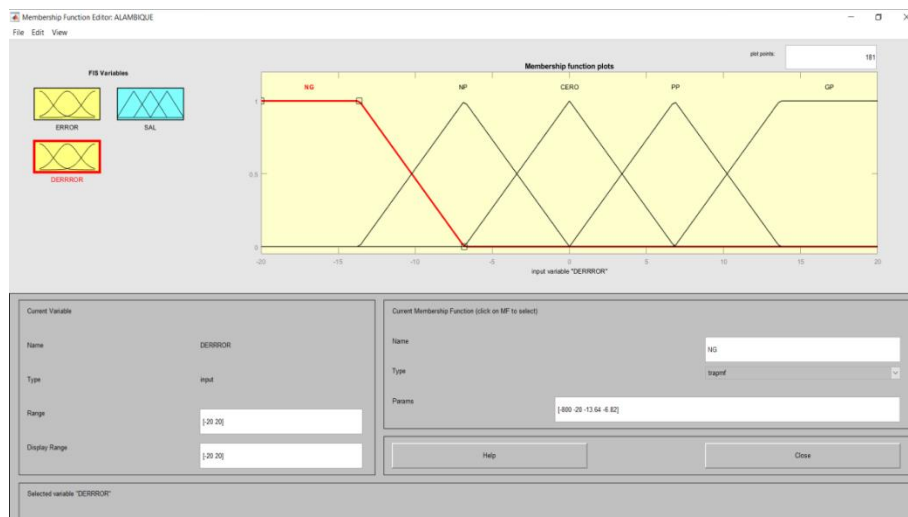


Figura 3.10 Funciones de pertenencia de la DERRROR para el alambique

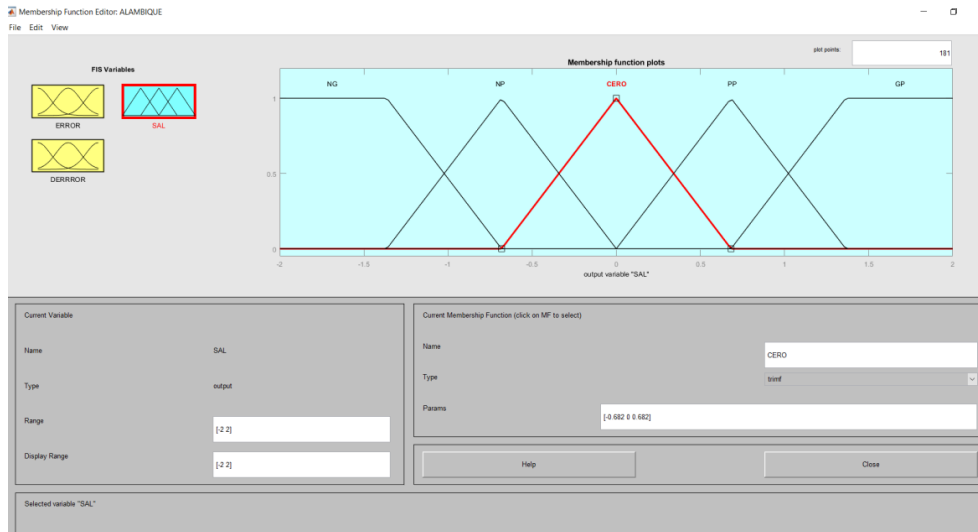


Figura 3.11 Funciones de pertenencia de la SALIDA para el alambique

Se realizaron las reglas para el controlador difuso como se observa en la figura 3.12. (Mirzaie, 2014), (Sharma, 2011), (Wang, 2015).

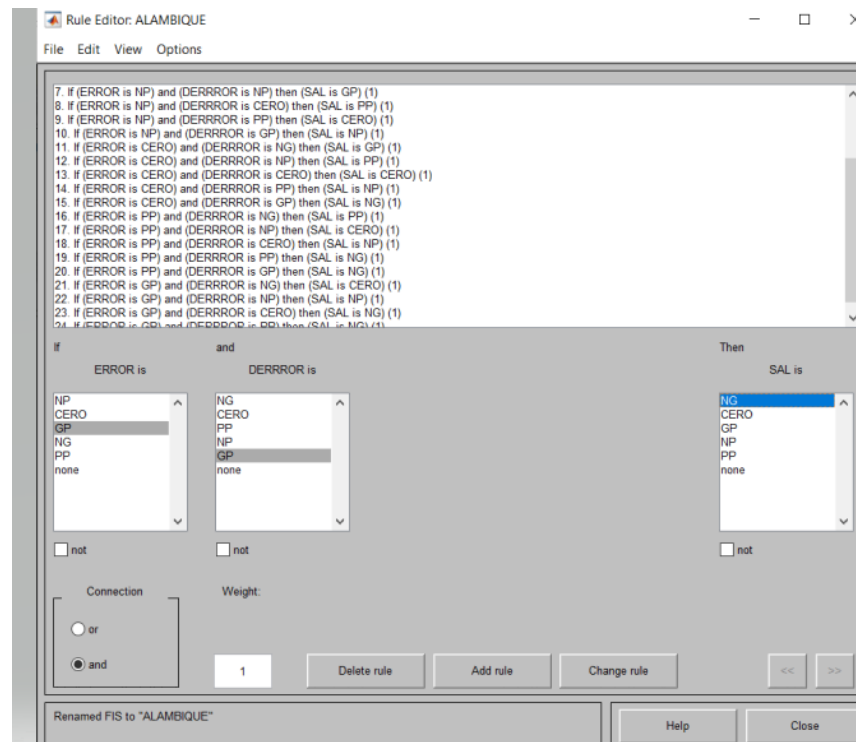


Figura 3.12 Editor de reglas para el controlador PID difuso del alambique

Ya con el diseño del controlador PID con lógica difusa, se procede a realizar la simulación del lazo de control en el Simulink de MATLAB, en la figura 3.13 aparece la representación, en el cual se realizó un ajuste por prueba y error

teniendo en cuenta el valor g_0 , g_1 y h , (Passino, 1998) conociendo el efecto de cada una de esas ganancias sobre las funciones de pertenencia se fueron variando las mismas y observando los resultados con los osciloscopios, pero daba un error de estado estacionario relativamente grande por lo que se decidió adicionar la acción integral y se fueron mejorando los resultados hasta obtener un comportamiento satisfactorio para el sistema con $g_0 = 0.00001$, $g_1 = 5$, $h = 1$ y la ganancia integral $I = 0.00001$, los resultados de este ajuste se ubicaron en un mismo gráfico con varios ajuste del controlador PID, como se puede observar en la figura 3.14.(Hunaish, 2014), (Liuzhao, 2013), (Hui-gui, 2010).

Donde en un caso, la curva de rojo aparece el sistema sobre amortiguado, en la curva de verde el ajuste produjo un proceso infra amortiguado, se observa el comienzo de las oscilaciones y en el tercer caso la curva celeste que coincide casi exactamente con la curva naranja que es la del controlador con lógica difusa que es aproximadamente un sistema críticamente amortiguado.

Se puede apreciar como el controlador PID proporciona un comportamiento del proceso muy similar al que se obtuvo con el controlador PID con lógica difusa, esto se debe a que con procesos de poca complejidad un controlador PID bien ajustado proporcionan respuestas muy cercanas a las del PID de lógica difusa. Al tratar de buscar un ajuste más fino en el controlador PID con lógica fuzzy, se logró una ligera mejora por sobre la respuesta obtenida con el controlador PID como se muestra en la figura 3.15 .(Mirzaie, 2014), (Hui-gui, 2010).

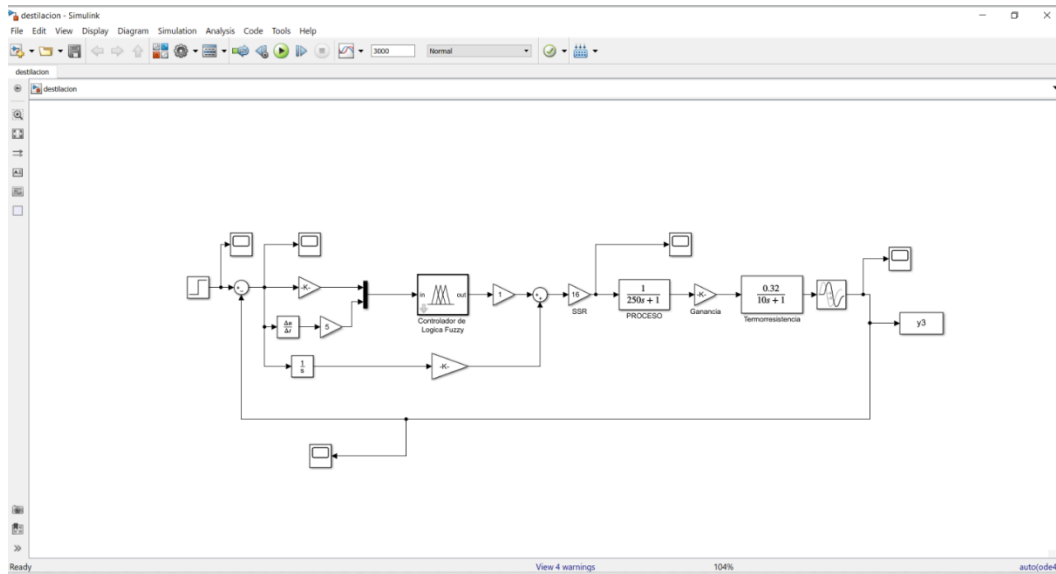


Figura 3.13 Lazo de control de temperatura del alambique con un PID con lógica difusa

El resultado de la simulación se muestra en la curva respuesta en el tiempo que aparece en la figura 3.14

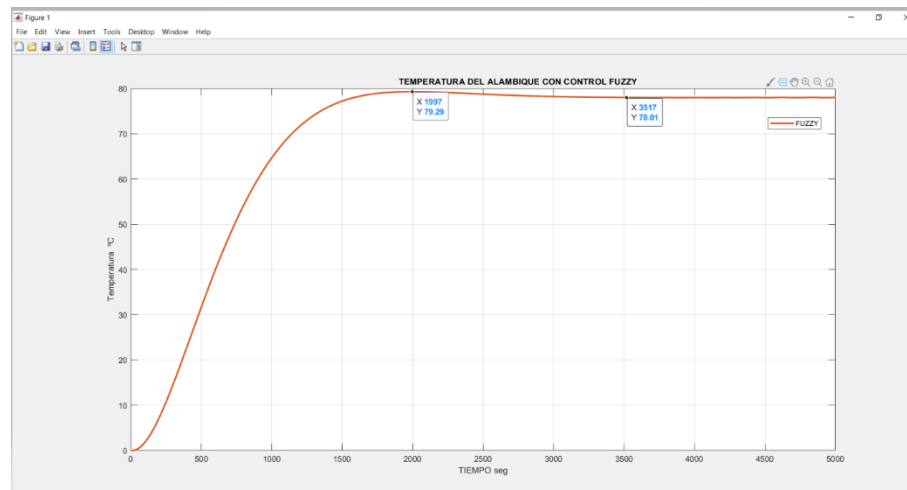


Figura 3.14 Curva de respuesta del control PID difuso de la temperatura del destilador

Se ubicaron en una misma gráfica los resultados de los controladores PID con diferentes ajustes y el resultado del PID con lógica difusa que aparece en la figura 3.15. (Passino, 1998), (Liuzhao, 2013).

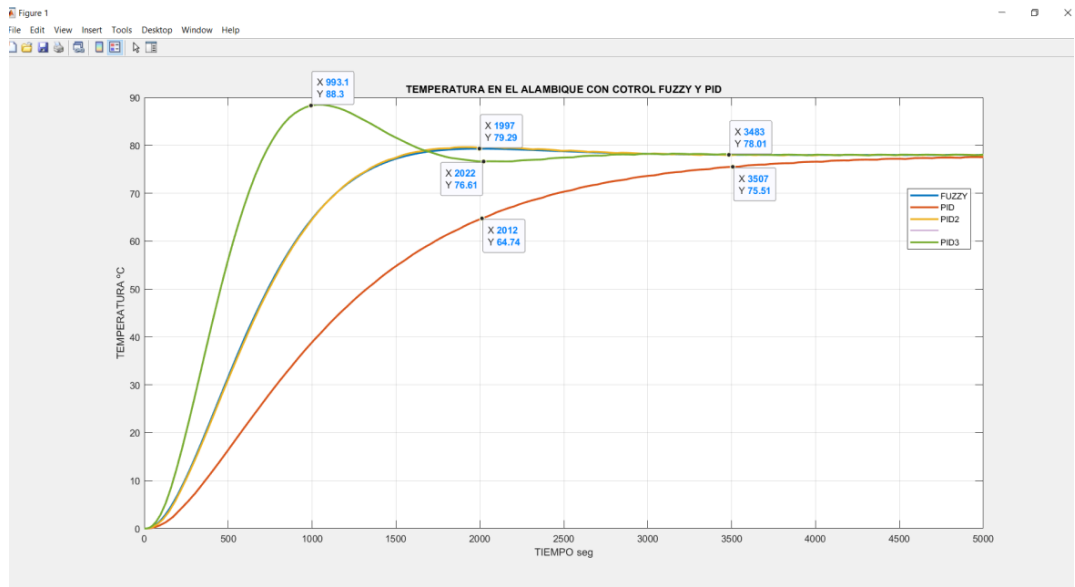


Figura 3.15 Respuestas de proceso de control de la temperatura en el alambique para PID y PID con lógica difusa.

Cuando se realiza un ajuste más selectivo se puede notar una ligera diferencia entre el control con PID y lógica difusa y el PID clásico, pero se ve la gran coincidencia entre estos comportamientos entre las respuestas con las curvas roja y azul, la curva negra muestra una ligera mejora en cuanto al control de la temperatura, ya que comienza más rápido y no se pasa en ningún momento de los 78 °C, como se observa en la figura 3.16.

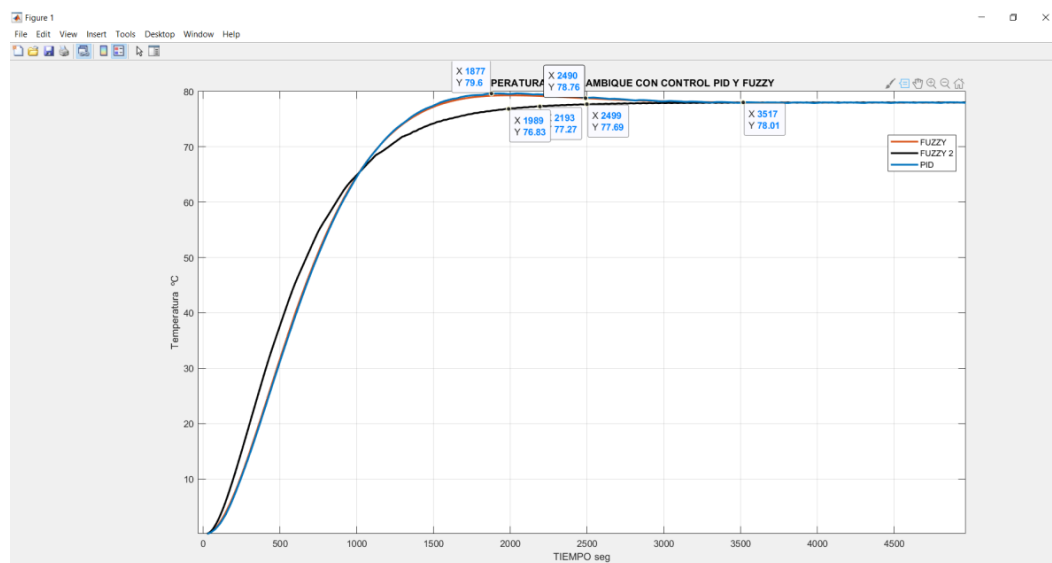


Figura 3.16. Respuesta temporal del control de temperatura del alambique con PID comparado con el PID de lógica Fuzzy o difusa.

3.1.1.3. PROPUESTA PARA SISTEMA DE SIMULACIÓN.

Para obtener una visualización moderna de simulación, es posible armar un prototipado con sistemas y subsistemas que permitan una efectiva comunicación hombre-máquina y de esta manera se aplique la lógica correspondiente para la debida representación del proceso en tiempo real.

Para realizar la primera etapa del proyecto se propone es diseñar la bodega y para el trabajo se va a utilizar la que se tiene en FACTORY I/O como se muestra en la figura 3.17.

Los tanques que aparecen en la figura se van a ser utilizados para almacenar agua destilada, la que se va a ser mezclada con el etanol para para obtener el aguardiente con el porcentaje de alcohol por volumen deseado.

Figura 3.17 Proceso representado en FACTORY I/O

3.1.2. Dinámica de la columna con comportamiento no ideal.

Aquí se presentan las ecuaciones dinámicas de la torre en donde la composición del vapor que abandona el plato no se encuentra en equilibrio con la composición del líquido en la bandeja, y en dónde, además, se considera que los calores de vaporización de los componentes no son iguales, por lo que el flujo de vapor no se mantiene constante a lo largo de la torre.

Este análisis se realiza en base a la posible destilación utilizando torre de destilación, pero es necesario aclarar que se deben tener los instrumentos necesarios para determinar cuál va a ser la cantidad de platos de la torre en base a la calidad que se desea del destilado, como va a ser la composición de la alimentación y otros datos que se obtienen en estudios a nivel de laboratorio.

Aunque no se considera el equilibrio entre las concentraciones de los gases, se considera que hay equilibrio térmico entre ellos. En esa circunstancia con la ecuación de eficiencia de la fase vapor de Murphree (ecuación 3.1), se determina la composición del vapor que sale del plato.

$$y_j = E_j(y_j^* - y_{j+1}) + y_{j+1} \quad (3.1)$$

Donde:

y_j^* : es la composición del vapor en equilibrio de fase con el líquido de composición x_j ;

y_j : composición actual del vapor que abandona el plato j ;

y_{j+1} : composición actual del vapor que entra al plato j ;

E_j : Eficiencia de Murphree del plato j .

Debido a que los calores de vaporización de los componentes de la mezcla no son iguales, es necesario considerar los cambios energéticos en el modelo dinámico de la columna de destilación, así como, el balance de masa total y el balance de masa del componente ligero. (Treybal, 1978), (Buckley, 1985)

Para realizar el modelo dinámico en una torre de destilación se debe considerar a la misma dividida en varias partes: (Bychkó, 1988)

- Condensador y acumulador o tambor
- Plato general por encima del plato de alimentación. (Zona de enriquecimiento).
- Plato de alimentación.

- Plato general por debajo del plato de alimentación. (Zona de agotamiento o despojamiento).
- Rehervidor y fondo de la columna de destilación.

En la figura 3.48 se muestra una torre de destilación con sus diferentes parte para el análisis dinámico señalándose los flujos de vapor y líquido que entran y salen de los platos.

3.1.2.1. Condensador y Acumulador.

Balance de masa total.

$$\frac{dM_D}{d\tau} = V_1 - L_R - D \quad (3.2)$$

Balance de masa del componente ligero

$$\frac{d(M_D x_D)}{d\tau} = V_1 y_1 - L_R x_D - D x_D \quad (3.3)$$

Balance de energía

$$\frac{d(M_D I_D)}{d\tau} = V_1 i - L_R I_D - D I_D - q_0 \quad (3.4)$$

Donde:

q_0 : calor extraído en el condensador;

I_D : entalpía molar del líquido en el condensador y en el acumulador;

i_1 : entalpía molar del molar del vapor que entra al condensador (J/mol).

3.1.2.2. Plato general por encima del alimentado

Balance total de masa.

$$\frac{dM_j}{d\tau} = V_{j+1} - V_j + L_{j-1} - L_j \quad (3.5)$$

Balance de masa del componente ligero.

$$\frac{dM_j x_j}{d\tau} = V_{j+1} y_{j-1} - V_j y_j + L_{j-1} x_{j-1} - L_j x_j \quad (3.6)$$

Balance de energía.

$$\frac{dM_j I_j}{d\tau} = V_{j+1} i_{j-1} - V_j i_j + L_{j-1} I_{j-1} - L_j I_j \quad (3.7)$$

Donde:

I_j : entalpía molar del líquido en el plato j ;

i_j : entalpía molar del vapor que sale del plato j .

3.1.2.3. Plato del alimentado.

Balance total de masa

$$\frac{dM_j}{d\tau} = V_{f+1} - V_f + L_{f-1} - L_f + F \quad (3.8)$$

Balance de masa del componente ligero

$$\frac{dM_j x_f}{d\tau} = V_{f+1} y_{f+1} - V_f y_f + L_{f-1} x_{f-1} - L_f x_f + F x_f \quad (3.9)$$

Balance de energía.

$$\frac{dM_j I_f}{d\tau} = V_{f+1} i_{f+1} - V_f i_f + L_{f-1} I_{f-1} - L_f I_f + F I_f \quad (3.10)$$

3.1.2.4. Plato general por debajo del alimentado

Balance total de masa

$$\frac{dM_K}{d\tau} = V_{k+1} - V_k + L_{k-1} - L_k \quad (3.11)$$

Balance de masa del componente ligero

$$\frac{dM_K x_K}{d\tau} = V_{k+1} y_{k+1} - V_k y_k + L_{k-1} x_{k-1} - L_k x_k \quad (3.12)$$

Balance de entalpía

$$\frac{dM_K I_K}{d\tau} = V_{k+1} i_{k+1} - V_k i_k + L_{k-1} I_{k-1} - L_k I_k \quad (3.13)$$

3.1.2.5. Rehervidor y fondo de la columna.

Balance total de masa

$$\frac{dM_P}{d\tau} = L_N - V_P - P \quad (3.15)$$

Balance de masa en elemento ligero

$$\frac{d(M_P x_P)}{d\tau} = L_N x_N - V_P y_P - P x_P \quad (3.16)$$

Balance de entalpía

$$\frac{d(M_P I_P)}{d\tau} = L_N I_N - V_P i_P - P I_P + q_R \quad (3.17)$$

Donde:

q_R : Es el calor añadido en el rehervidor

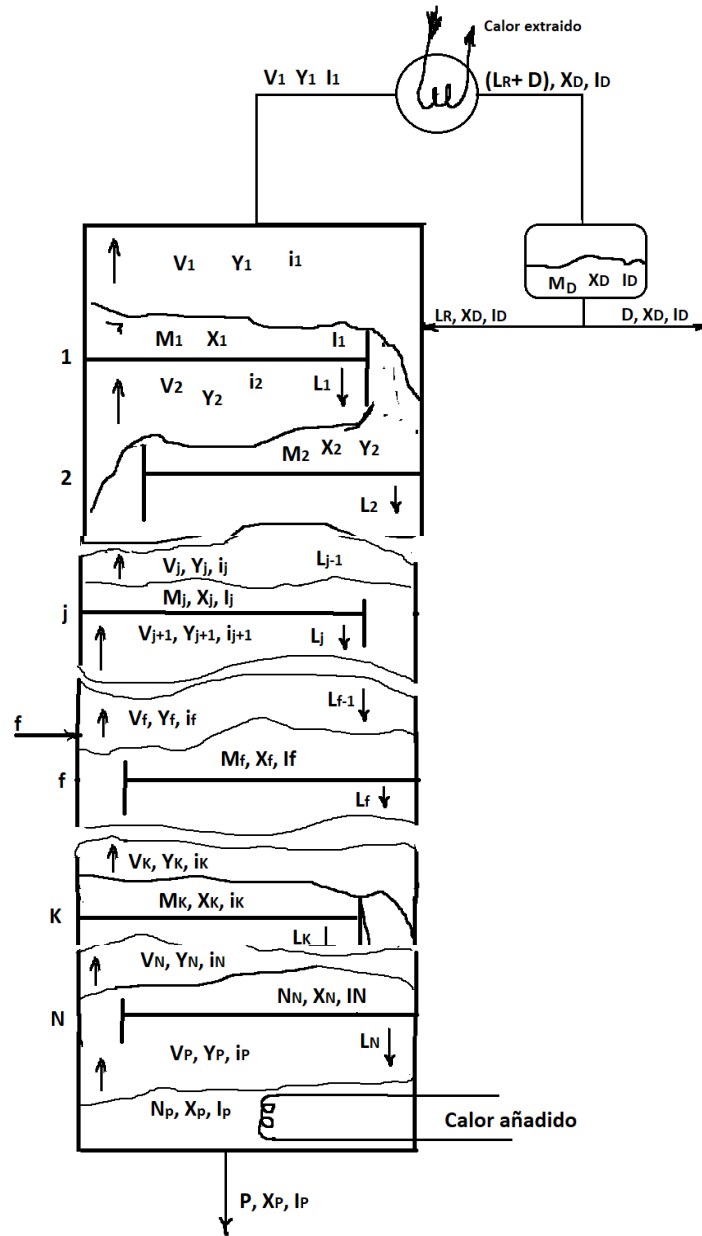


Figura 3.18. Esquema general de la torre de destilación y sus diferentes partes para el análisis dinámico

3.1.3. Control de la composición en el fondo y en el tope

La torre de destilación es un sistema multivariables en donde muchas de las variables se interaccionan entre sí. Una de las interacciones más importantes es la que existe entre los flujos de líquidos y de vapor con las temperaturas de la mezcla a lo largo de la torre. En la Figura 3.19 se muestran los canales directo, y cruzando entre cada uno de los referidos flujos y las temperaturas en el tope y fondo de la torre.

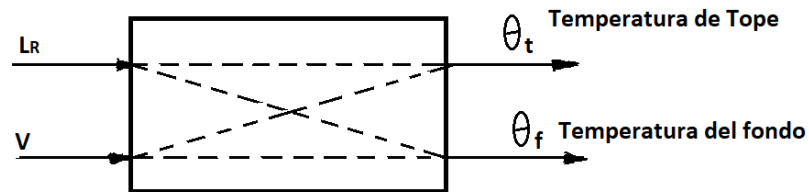


Figura 3.19 Canales directos y cruzados de los flujos de vapor y líquido dentro de la torre con la temperatura en el tope y en el fondo.

Las ecuaciones funcionales 3 - 58 y 3 - 59 y el diagrama de bloques de la figura. 3.49 muestran las vías directas y cruzadas entre los flujos de vapor y líquido, y las temperaturas en el tope y fondo de la torre. Cada bloque de la referida figura se expresa en cada función de transferencia, $F_{ij}(s)$, el comportamiento dinámico entre la señal de salida i y la señal de entrada j .

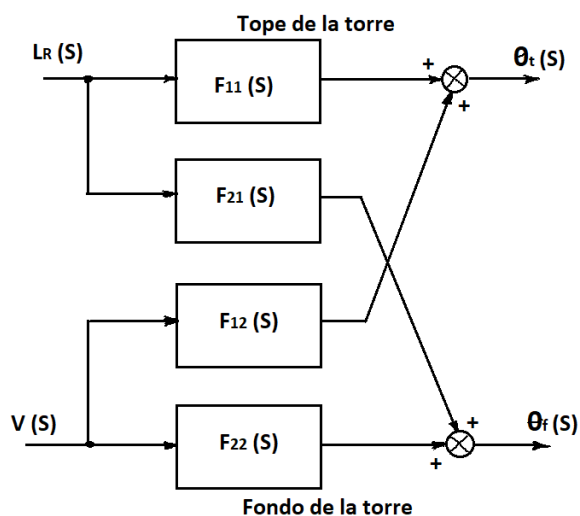


Figura 3.20. Diagrama de bloques del sistema determinado por las funciones.

$$\theta_t = f_1(L_R, V, \tau) \quad (3.18)$$

$$\theta_f = f_2(V, L_R, \tau) \quad (3.19)$$

Donde:

θ_t : es la temperatura en el tope de la torre;

θ_f : es la temperatura en el fondo de la torre

Mediante las ecuaciones 3.18 y 3.19 se tiene información del comportamiento dinámico de las temperaturas del tope y del fondo de la columna al variar los flujos L_R y V .

$$\theta_t(s) = F_{11}(s)L_R(s) + F_{12}(s)V(s) \quad (3.20)$$

$$\theta_f(s) = F_{22}(s)V(s) + F_{21}(s)L_R(s) \quad (3.21)$$

El esquema de control de la figura 3.20 no es recomendable en la práctica industrial por las interacciones existentes entre los lazos de control de las composiciones. Las interacciones se pueden eliminar o reducir considerablemente incorporando a cada lazo de control un compensador de interacción, llamado desacoplador, cuya función debe ser tal que cuando cambie, por ejemplo L_R , se anule el efecto que este produce en $\theta_f(s)$, mediante un cambio en V lo suficiente para cancelar la acción de L_R , (Skogestad, 2001), (Albertos, 2004), (Bychkó,1988)

Las funciones de transferencias teóricas de los desacopladores se obtienen de las ecuaciones 3 - 20 y 3 - 21 al hacer $\theta_t(s)$ y $\theta_f(s)$ igual a cero

$$D_t(s) = \frac{V(s)}{L_R(s)} = -\frac{F_{21}(s)}{F_{22}(s)} \quad (3-22)$$

$$D_f(s) = \frac{L_R(s)}{V(s)} = -\frac{F_{12}(s)}{F_{11}(s)} \quad (3-23)$$

La figura 3.21 muestra el diagrama de bloques del sistema de control de la composición de tope y de fondo de la columna de destilación con desacopladores.

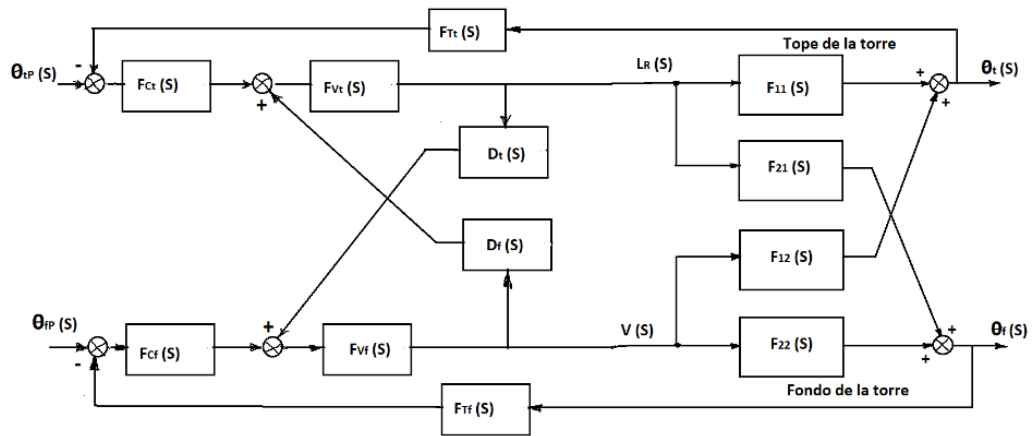


Figura 3.21 Diagrama de bloques del sistema de control de la composición de tope y de fondo de la columna de destilación con desacopladores.

3.1.4 SELECCIÓN DE LOS MEDIOS TÉCNICOS DE AUTOMATIZACIÓN.

Uno de los primeros elemento a seleccionar para el control de la composición del destilado fue el elemento calefactor, debido a que por lo general en estos caso se utiliza vapor, pero en esta etapa de la propuesta del sistema, seleccionar un sistema generador de vapor no sería adecuado por las condiciones y el costo de la instalación, por lo que se propones un sistema de calentamiento del mosto con resistencia, ubicando la misma en el tanque del alambique que garantice el calor necesario para vaporizar los componentes y obtener la separación del etanol. Todos los medios técnicos seleccionados son a prueba de explosión y con seguridad intrínseca.

En la figura 3.22 se presenta el programa de ayuda (calculadora interactiva) que ofrece el fabricante, para la selección de la resistencia a utilizar en una aplicación determinada.

Este cálculo se pudo hacer mediante un balance de energía, pero el programa del fabricante ya tiene una serie de datos que se requieren para obtener esos valores y además le pone un margen de seguridad de un 20% por perdidas superficiales

Cálculo de resistencias calefactoras

Calcula la potencia necesaria para calentar un volumen, sólido, líquido o gas en un tiempo determinado

Material

Material seleccionado Vino con densidad 1.028 gr/cm³ y calor específico de 0.9 Kcal/Kg

Volumen a calentar L

Temperatura inicial °C

Temperatura final °C

Tiempo min

Potencia necesaria:
43,033 kW/h
 Para calentar **1000 L** de Vino

Factor de seguridad estimado del **20%** para compensar las pérdidas superficiales o posibles variaciones en el sistema

Figura 3.22 Calculadora de la potencia necesaria para calentar un volumen dado de un líquido en un tiempo determinado.

La resistencia de inmersión seleccionada de la marca TOPE con bridas como se representa en la figura 3.23



Figura 3.23 Resistencia de inmersión de calentamiento con bridas TOPE

Para manipular la corriente a la resistencia de calentamiento se van a utilizar relés de estado sólido de la firma Omega similares al que aparece en la figura 3.24



**SSRL240/SSRL660 SERIES
Solid State Relays**

Figura 3.24 Relés de estado sólido SSL240 Omega para manipular la corriente a la resistencia de calentamiento ubicada en el alambique. (fuente: Manual de usuario)

Para la disipación del calor se utilizan los disipadores ofertados por la misma firma. En la figura 3.25 se pone una muestra.



Figura 3.25 Ubicación de un relé de estado sólido SSRL240 de la firma Omega, en el disipador de calor.

En la Tabla # 3.1 aparecen datos generales de diferentes tipos de SSRL

Tabla # 3 Datos sobre las características de los relés de estado sólido de la firma Omega

SSR Part Number	Maximum Current Capacity	Fuse Part Number	Fuse Block Part Number
SSRL240AC10	10 Amps ac	KAX-10	FB-1, FB-2, FB-3
SSRL240AC25	25 Amps ac	KAX-25	FB-1, FB-2, FB-3
SSRL240AC50	50 Amps ac	KAX-50	BS101
SSRL240AC75	75 Amps ac	KAX-70	BS101
SSRL240AC100	100 Amps ac	KAX-100	BS101
SSRL240DC10	10 Amps ac	KAX-10	FB-1, FB-2, FB-3
SSRL240DC25	25 Amps ac	KAX-25	FB-1, FB-2, FB-3
SSRL240DC50	50 Amps ac	KAX-50	BS101
SSRL240DC75	75 Amps ac	KAX-70	BS101
SSRL240DC100	100 Amps ac	KAX-100	BS101
SSRL660AC50	50 Amps ac	KAX-50	BS101
SSRL660AC75	75 Amps ac	KAX-70	BS101
SSRL660AC100	100 Amps ac	KAX-100	BS101
SSRL660DC50	50 Amps ac	KAX-50	BS101
SSRL660DC75	75 Amps ac	KAX-70	BS101
SSRL660DC100	100 Amps ac	KAX-100	BS101

Se va a utilizar un alambique higiénico, con tanque de acero inoxidable de capacidad de 1100 litros, con posibilidad de aislamiento térmico, con diferentes tomas para los instrumentos y la resistencia de calentamiento del fluido. Este alambique se aprecia en la figura 3.26



Figura 3.26 Destilador industrial (Alambique) higiénico de 1100 litros con tomas para la instrumentación, sistema de alimentación y posibilidades para aislamiento y la limpieza.

Sistema de automatización se selección para el control el micro PLC de Siemens LOGO 8 Siemens LOGO 12/24 RCE - 6ED1052-1MD08-0BA1. Como se muestra en la figura 3.27:

- LOGO! 12/24 RCE
- Módulo lógico con pantalla
- Alimentación: 12/24 V DC/Relé
- 8 entradas digitales (4 convertibles en analógicas)
- 4 salidas digitales
- Memoria: 400 bloques
- Expansión por módulos
- Ethernet
- Servidor WEB
- Interfaz a la nube
- Páginas web configurables por el usuario
- Registro de datos

- Tarjeta Micros SD estándar
- Programable con LOGO! SOFT COMFORT desde V8.3
- Ejecuta proyectos antiguos.



Figura 3.27 Micro PLC LOGO 8 de SIEMENS

En las figuras 3.28 a), 3.28 b) y 3.28 c) se muestran la representación en el programa CAdE SIMU el alambrado del PLC y cableado de fuerza de los motores, arranque manual de los motores de las bombas del fermentador, alambique y del motor del compresor respectivamente, los programas se encuentran en el Anexo número uno.

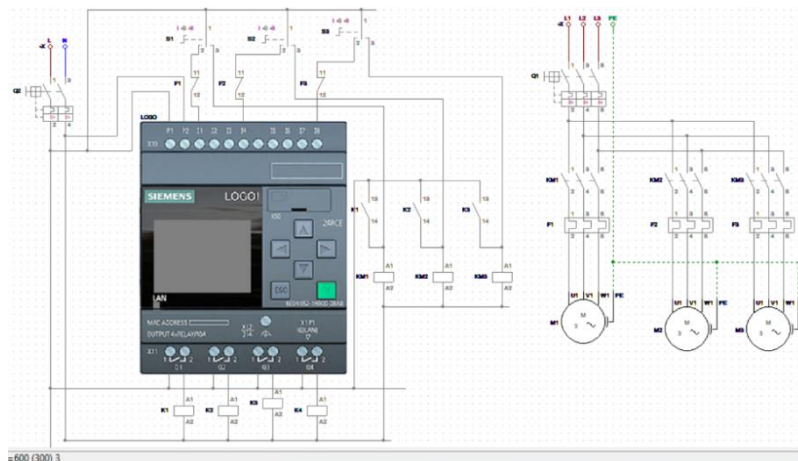


Figura 3.28 a) Cableado de fuerza para los motores y alambrado para el PLC LOGO 8.

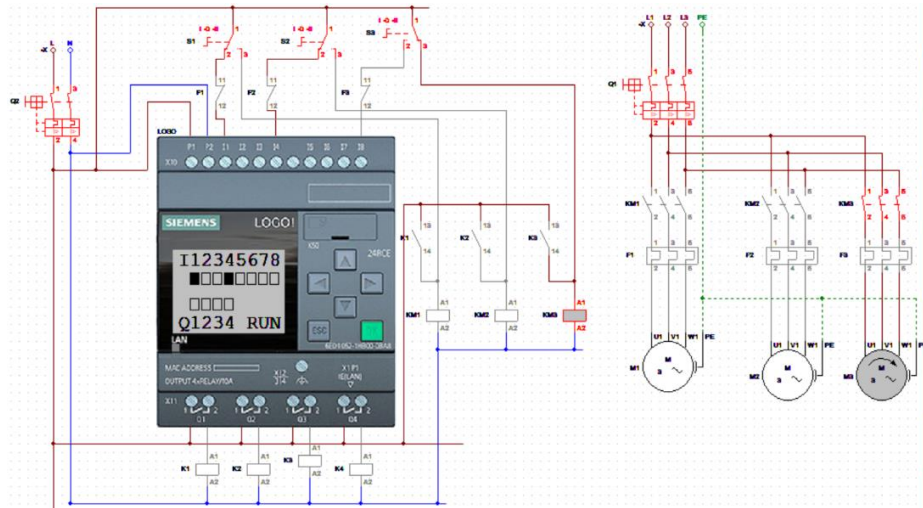


Figura 3.28b Encendido manual de los motores de las bombas del fermentador, alambique y del compresor respectivamente.

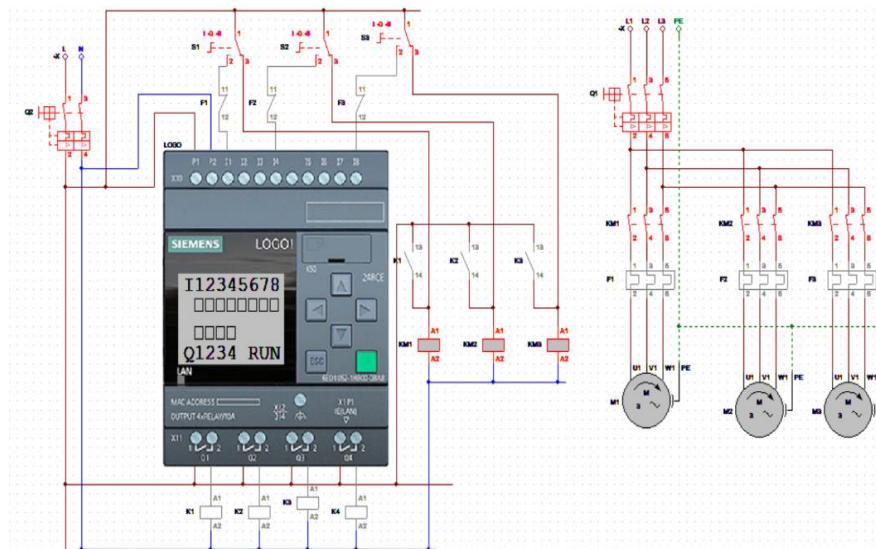


Figura 3.28 c) Encendido del motor del compresor de aire

En las figuras 3.29 a) y 3.29 b) se muestran los programas en LOGO SOFT Confort para el encendido de las bombas los programas están en el anexo

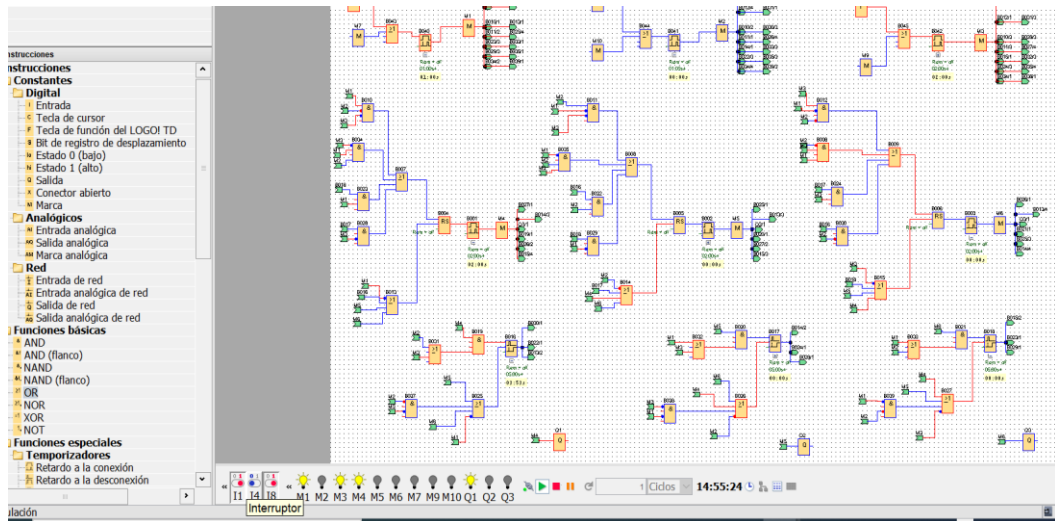


Figura 3.29a Motor de la bomba de agua del fermentador encendido

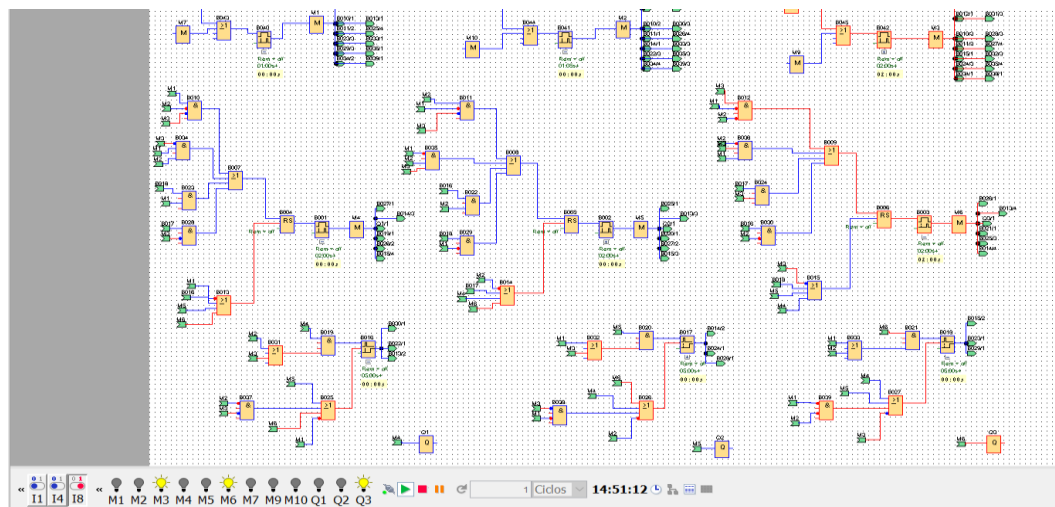


Figura 3.29b Encendido del Motor del compresor

Se puede visualizar en el simulador cuando está encendido el interruptor como se enciende el motor del compresor ver figura 3.58 b)

La selección de la termorresistencia se selecciono similar a la del fermentador con seguridad intrínseca, a prueba de explosión e higiénica iTHERM TM412 para el alambique como se puede ver en la figura 3.30.



Figura 3.30 Termorresistencia iTHERM TM412 para el alambique.

3.2 Control Lógico Secuencial con Red de Petri.

3.2.1 Introducción

En presente capítulo se va a analizar el comportamiento secuencial del proceso de fermentación mediante el uso de redes de Petri con el respaldo del programa HPSIM y una muestra de la posible ubicación del sistema de fabricación de aguardiente en una bodega de las que se utilizan en FACTORY I/O. En este caso como se trabaja en la primera etapa, sólo se va a analizar con la Red de Petri del fermentador.

3.2.2 Métodos de Análisis

La validación funcional y la verificación funcional son dos tipos de estudios cualitativos a través de los cuales se realiza un estudio del modelo. En un análisis de validez, o validación funcional, se determina si el modelo del sistema que ha sido diseñado, es decir su descripción, cumple una serie de propiedades que caracterizan su buen funcionamiento.

En un estudio de verificación se examina la descripción del sistema a fin de comprobar si esta cumple las especificaciones. El estudio de verificación tiene que considerar la semántica, la significación, de cada una de las operaciones o acciones elementales.

Para realizar la validación y verificación de los modelos es necesario recuperar el concepto de las propiedades de vivacidad, ciclicidad, conflictividad y limitación, entre otras propiedades. (Zapata, 2007), (Kristensen, 2006)

A través del análisis del modelo se puede dar respuesta a preguntas tales como:
¿Es posible alcanzar un estado final M_f deseado a partir del estado inicial M_0 ?
¿Cual es el conjunto de todos los posibles estados finales a los que se puede llegar a partir del estado inicial M_0 ?

¿Es posible que el proceso entre en bloqueo?

¿Que conjunto de transiciones hay que disparar para alcanzar un estado determinado? (Murata, 1989).

Los métodos de análisis para redes de Petri se pueden clasificar en los siguientes grupos:

1. Método de árbol de alcanzabilidad o cobertura.
2. Enfoque de matriz de ecuaciones.
3. Técnicas de reducción y síntesis.
4. Análisis por simulación.

Los métodos correspondientes a los tres primeros grupos se denominan métodos estáticos. Su aplicación a las Red de Petri (RdP) conducen a resultados exactos. Los métodos de simulación se denominan métodos dinámicos y permiten una cierta confianza en la descripción, pero no demuestran propiedades.

3.2.3 Lógica Secuencial del proceso de fermentación.

Al inicio del proceso después de energizado el sistema, el operador debe elegir si va a trabajar en manual o en automático, cuestión que depende de las condiciones que se tengan en ese momento, por ejemplo si no hay suficiente guarapo o hay falta o limitación de otro producto lo más aconsejable es que el proceso se realice en forma manual, también ante una situación de emergencia, porque alguna variable se haya ido fuera de sus valores nominales, etc. Sin embargo, lo más indicado es trabajar el proceso en forma automática siempre que esté bien diseñada la secuencia y así se evitan olvidos o maniobras involuntarias que pueden suceder en la operación manual. En la figura 3.31 se muestra una Red de Petri (RdP). (Frey, 2003), (Klein, 2003).

En este caso se va utilizar solo el proceso de fermentación por ser el más complejo ya que para la destilación, se propuso en esta etapa del proyecto mediante un alambique, en el caso que se utilice la torre de destilación implicaría un sistema más complejo y habría que apelar a las redes de Petri gerárquicas interpretadas e híbridas.

Después de seleccionar la opción de automático, se requiere cargar al fermentador con todos los elementos que van a participar en la reacción, guarapo, levadura y nutrientes hasta llegar a un nivel determinado, donde debe comenzar el proceso de agitación un tiempo dado antes de cerrar el fermentador

En esta ubicación, el sistema se encuentra frente a un conflicto estructural, de forma que se tiene que decidir por qué rama va, pero tiene que esperar que el nivel especificado se alcance con la presencia de los reactantes en el fermentador, en el caso que en un tiempo determinado eso no suceda, se da una condición de alarma, que sería en esta fase una parada de emergencia para averiguar que ha sucedido en la carga de los productos al fermentador, si todo sucede normalmente, se dispara la transición correspondiente y pasa a otro lugar donde se da la orden de encender el agitador

En este lugar también puede darse el caso de que el agitador no funcione por alguna falla, en ese caso se da la posibilidad de la parada de emergencia, si no tiene problemas, se dispara la transición correspondiente y se pasa a cerrar el fermentador para que comience el proceso de la fermentación. Luego de detectado el cierre del tanque en la transición T13 la misma se dispara por haber estado habilitada, en el próximo lugar se da la orden de poner a funcionar el lazo de control de temperatura, que es quien va a mantener el sistema de refrescamiento para que por motivo de la reacción exotérmica, la temperatura del proceso no sobrepase el valor crítico de 34 °C y se afecte la fermentación. Aquí también se puede dar la situación de que no funcione el sistema de control de temperatura y también se pasó a alarmar el sistema con una parada de emergencia

En esta oportunidad se repite la misma situación que el sistema presente algún problema y la temperatura se vaya fuera de los límites establecidos por lo que también se tiene en cuenta para que se realice una parada de emergencia y se analice la situación que lleva al sistema a ese estado de alarma para el caso del conflicto y el que no haya violación de la temperatura

Posterior a este análisis la Red de Petri sigue el proceso de sensado de la presión, y el valor permitido en el fermentador, la medición del pH para dar la posibilidad de finalizar el proceso de fermentación, la descarga del fermentador, la limpieza del mismo para volver a la condición inicial preparado para otro proceso de fermentación, con el comportamiento del pH se da la orden de descarga aplicada a la válvula de mariposa a la salida del fermentador, posterior a esta función se averigua por el nivel del tanque, para proceder a la limpieza y después de concluida la limpieza se deja preparado el tanque para una nueva fermentación. Según se ha visto la Red de Petri da la posibilidad de analizar el alcance del comportamiento del proceso, la misma para esa secuencia de disparo tiene las siguientes propiedades: es cíclica, binaria, viva.

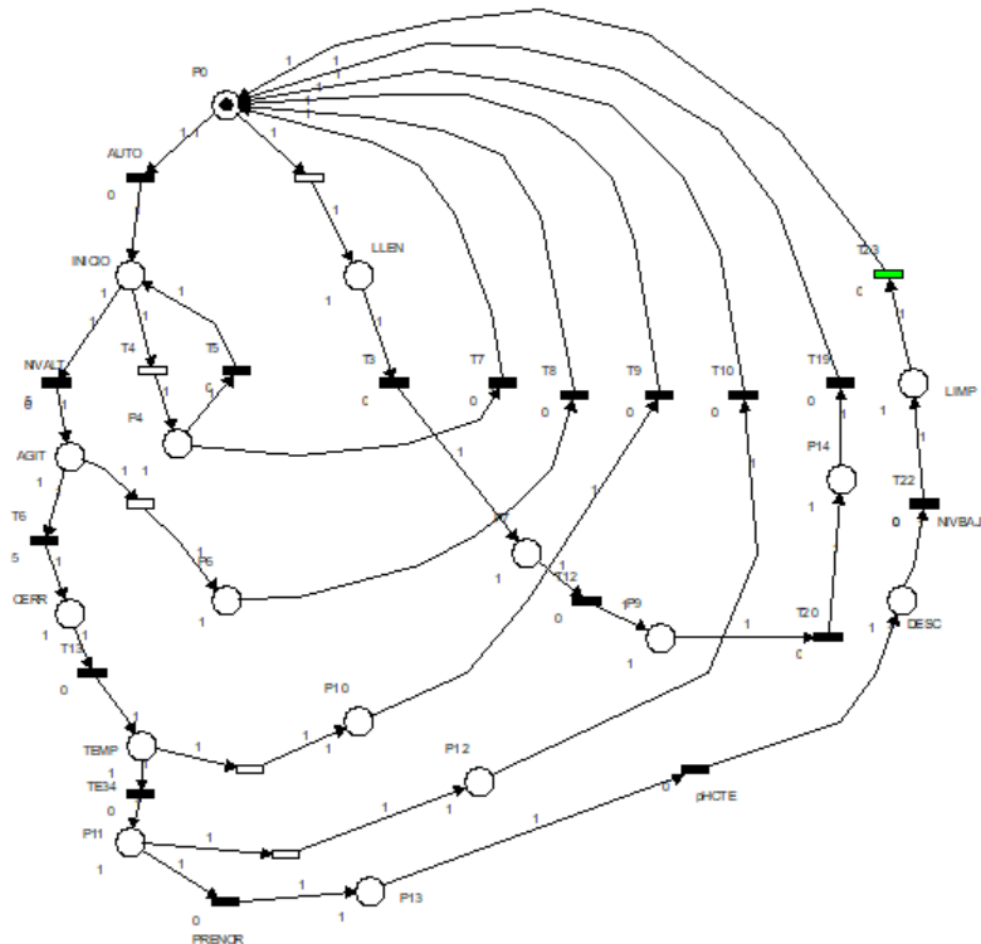


Figura 3.31 Red de Petri del control Lógico-Secuencial del proceso de fermentación

CAPITULO IV

4.1. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1.1. CONCLUSIONES:

1. En el trabajo se analizó el proceso de producción artesanal del aguardiente y los problemas que presenta dicha planta.
2. Se propuso el tanque para la fermentación anaerobia, con sus accesorios.
3. Se propuso la instrumentación y los medios técnicos para la automatización de los procesos.
4. Se realizaron los análisis dinámicos de los procesos y se obtuvieron los modelos matemáticos de los mismos.
5. Se realizó la propuesta para el control de la temperatura de la fermentación, se ajustó el controlador con lógica difusa y se analizaron los resultados comparados con el PID.
6. Se realizó la propuesta del control del destilado y se ajustó el controlador con lógica difusa y se analizaron los resultados comparados con el PID.
7. Se realizó el análisis dinámico para la torre de destilación
8. Se proponen los elementos para la automatización del sistema de destilación con el control de la temperatura.
9. Se selección el PLC a utilizar en esta etapa del trabajo y se realizó un programa para el funcionamiento de las bombas para el enfriamiento y del motor del compresor.
10. Se realizó una de Redes de Petri para el control Lógico-Secuencial en esta etapa del trabajo que es la fermentación.

11. Se propuso el uso del Factory I/O para comenzar a trabajar en esta etapa.

4.1.2. RECOMENDACIONES.

1. Pasar a la segunda fase de diseño de la planta utilizando un PLC de mayores prestaciones para poder incluir el proceso completo en la automatización.
2. Construir un pequeño laboratorio para el análisis del producto y del agua que se utiliza.
3. Cumplimiento de las normas de seguridad e higiene del trabajo vigentes en el país.
4. Construir una bodega que cumpla con las características normadas para un proceso de fabricación de aguardiente.
5. Planta de tratamiento de agua para el proceso y tratamiento de aguas residuales según las normas vigentes.
6. Sistema de almacenamiento de productos inflamables, acompañado de sistemas de protección contra incendios.
7. Automatización de las demás partes del proceso.
8. Tratamiento y utilización de desecho y subproductos de la producción.

BIBLIOGRAFÍA.

- [1] Katsuhiko Ogata: Ingeniería de control moderna, Prentice Hall PEARSON EDUCACIÓN, S.A., Madrid, España 2010 ISBN: 978-84-8322-660-5 Páginas: 904,
- [2] Holly Moore: MatLab para Ingenieros PEARSON EDUCACIÓN, México, 2007. Páginas: 624.
- [3] Albertos, P et. al: Multivariable Control Systems: An Engineering Approach. Springer Verlag London Limited. 2004
- [4] McCabe, Warren L, Smith Julian C. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Cuarta edición. McGRAW-HILL PNTERAMERICANA DE ESPAÑA, S. A. U. Madrid. España. 1991.
- [5] Kern Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. COMPAÑÍA EDITORIAL CONTINENTAL, S.A. de C.V. Impreso en D.F. México. 1999. Páginas: 961
- [6] Faires Virgil Moring. Termodinámica. Copyright, © 1982, by Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana, S.A. de C.V. México D.F. Páginas: 697.
- [7] Buckley Page S. Design of Distillation Column Control Systems. Instrument Society of America. Printed in the United States of America. 1985.
- [8] Slotine Jean-Jacques E. Applied Nonlinear Control. Printed by Prentice-Hall, Inc. Printed in the United States of America. 1991
- [9] Creus Solé, Antonio: Instrumentación industrial. Octava Edición. Alfaomega Grupo Editor, S.A. de C.V. México D.F, México 2011.
- [10] Treybal Robert E. Operaciones de Transferencia de Masa. Segunda edición McGRAW-HILL 1978.

- [11] Perry Robert H. Chemical Engineers Handbook, 8th edition by The McGraw-Hill Companies, Manufactured in the United States of America. Copyright © 2008. Páginas: 2735
- [12] Brian Roffel, Ben Betlem: Process Dynamics and Control. Modeling for Control and Prediction. John Wiley & Sons Ltd. England. 2006. Páginas: 560.
- [13] Smith Carlos A. Automated Continuous Process Control. John Wiley & Sons, Inc., New York. USA. 2002.
- [14] Harriott Peter. Process Control. Mc Graw-Hill Book Company. New York. Printed in United States of America. 1968.
- [15] Passino Kevin M. Fuzzy Control Book An Imprint of Addison-Wesley Longman, Inc. Ohio Printed in the United States of America. 1998. Páginas: 522
- [16] Slotine Jean-Jacques E Weiping Li Applied nonlinear control Prentice Hall
- [17] Englewood Cliffs, New Jersey 1991.
- [18] Tunqui Clesez Evaluación de la calidad del destilado alcohólico de anís verde (Pimpinella anisum L.) obtenido por destilación fraccionada Quispe*a, Alexia Pardo Figueroa Dianderasb , Gustavo Tejada Floresb , Ivette del Rosario Cjuro Farfánc Perú 06-05-2019 <http://www.scielo.org.pe/pdf/rsqp/v85n2/a02v85n2.pdf>
- [19] REGLAMENTO DE PREVENCION, MITIGACION Y PROTECCION CONTRA INCENDIOS Acuerdo Ministerial 1257 23 de diciembre del 2008.
- [20] Cartay Rafael Ángulo¹, et. al: Caracterización económica de un productor de aguardiente en junín, manabí, Revista ECA Sinergia. e-ISSN 2528-7869. Enero - Abril 2019 . Vol. 10 N°1, págs.85-97. Edición continua Ecuador.

- [21] Frey G.. "Hierarchical design of logic controllers using signal interpreted Petri nets". *Proceedings of the IFAC AHDS 2003, Saint-Malo (France)*. 2003. Vol. 12. pp. 401-406.
- [22] Klein S., G. Frey, M. Minas. PLC "Programming with Signal Interpreted Petri Nets". *Applications and Theory of Petri Nets 2003, 24th International Conference, Eindhoven*. Springer LNCS 2679. 2003. Vol. 2679. pp. 440-449.
- [23] Murata T.. "Petri Nets. Properties, Analysis and Applications". *Proceedings of the IEEE*. Vol. 77. 1989. pp. 541-580.
- [24] Jensen K.. *Coloured Petri Nets. Basic Concepts, Analysis Methods and Practical Use*. Ed. SpringerVerlag. New York. Vol 1. 1997. pp. 89-119.
- [25] Kristensen K. J. L. M.. (2006). *Coloured Petri Nets Modelling and Validation of Concurrent Systems*. Available: <http://www.daimi.au.dk/~tjell/abm2006>.
- [26] ShahiH. d, S. Murawwat, I. Ahmed, S. Naseer, R. Fiaz, A. Afzaal, and S. Rafiq, Design of a Fuzzy Logic Based Controller for Fluid Level Application. *World Journal of Engineering and Technology*, 4, 469-476. 2016,
- [27] Zapata G., J. Branch, L. Quintero. "Metodología para el Modelado y Generación de Código de Control de Sistemas Secuenciales mediante Redes de Petri Jerárquicas". *Revista Avances en Sistemas e informática*. Vol. 4. 2007. pp. 59-65.
- [28] Hunaish A. S., and J. Radhi. PLC based Implementation of Fuzzy Controller for Boost Converter. *International Journal of Computer Applications (0975 – 8887)* Volume 97– No.11, July 2014
- [29] Liuzhao X., PLC-based Temperature Fuzzy Control System Design Research. *Journal of Convergence Information Technology (JCIT)* Volume 8, Number 7, April 2013 doi:10.4156/jcit.vol8.issue7.81. 2013.
- [30] Levenspiel, Octave: *Ingeniería de la Reacciones Químicas*. Tercera edición. Editorial Limuasa S.A de CV. Grupo Noriega Editores. México D.F. 2004.

- [31] Hui-gui] R., Z. Hui, L. Zheng-qiang, X. Yu-xiang. Tuning of fuzzy PID controller for Smith predictor. J. Cent. South Univ. Technol. 17: 566–571, 2010
- [32] Sharma D.. Designing and Modeling Fuzzy Control Systems. International Journal of Computer Applications (0975 – 8887) Volume 16– No.1, February 2011
- [33] Mirzaie M., F. Piltan, N. Sulaiman and S. H. Tayebi. Design New Rulebased Effect Fuzzy Controller. International Journal of Advanced Science and Technology. Vol.72, pp.1-18. 2014
- [34] Estándares y normativas de zonas peligrosas. Mettler-Toledo AG Sales International CH-8606 Greifensee Suiza. 01/2014.
- [35] Solid State Relay Manual. User's guide. One Omega Drive. OMEGANet® Online Service .Copyright 2010 OMEGA ENGINEERING, INC. www.omega.com.
- [36] Wang Y., L. Luo, B. Novakovic and J. Kasac, Non-rule based fuzzy approach for adaptive control design of nonlinear systems. Asian Journal of Control, Vol. 17, No. 1, pp. 1–10, January 2015
- [37] Oliva Hernández, A. A. *Evaluación cinética y molecular de levaduras fructofílicas aisladas del mezcal tamaulipeco*. Universidad Autónoma de Nuevo León. México 2012.
- [38] Bennett, M.C. 1980. Algunas Implicaciones Económicas del Alcohol Carburante. En: Simposio Colombiano Sobre Alcohol Carburante, 1, Cali, Colombia, 1980.Memorias. Cali, CIAT, mayo 18-22. p: 87-92.
- [39] Tomasso, M. *Tolerancia de las levaduras al etanol.*, Universidad de la República de Uruguay. Uruguay. 2004.

- [40] Vásquez, H., et. al: Fermentación alcohólica: una opción para la producción de energía renovable a partir de desechos agrícolas. *Ingeniería, investigación y tecnología*, 8(4), 249-259..2007.
- [41] Zumaqué, L, et, al. Levaduras autóctonas con capacidad fermentativa en la producción de etanol a partir de pulpa de excedentes de plátano Musa (AAB Simmonds) en el departamento de Córdoba, Colombia. *Revista Colombiana de Biotecnología*, 11(1), 40-47. 2009.
- [42] Kuo Benjamin: Sistemas de Control Automático 7ma Edición. Prentice-Hall Hispanoamericana S.A. México. 1996. Páginas 991.
- [43] Wade L.G.,Jr QUÍMICA ORGÁNICA Volumen 2 Séptima edición. Whitman College. PEARSON EDUCACIÓN, México, 2011. Páginas 661.
- Albertos P, Sala A: Multivariable control Systems: An Engineering Approach.Library of Congress Cataloging –in Publication Data London. UK.
- Skogestad Sigurd, Postlethwaite Ian: Multivariable feedback control. John Wiley & Sons. 2001
- [44] SIEMENS PLC MANUAL LOGO. Edición 06-2003.
https://cache.industry.siemens.com/dl/files/461/16527461/att_82567/v1/Logo_s.pdf.
- [45] <https://www.destillatio.eu/es/destilacion-de-aguardientes/macerar-y-muchomas/>
- [46] <https://www.destillatio.eu/es/destilacion-de-aguardientes/esencias-y-aromas/otros-aguardientes->
- [47] <https://www.destillatio.eu/es/productor/al-ambik-instrumentos-de-medicion-en-destillatio>.

ANEXOS.

Anexo 1

Válvula de Mariposa utilizada en la descarga del tanque de fermentación



- Sizes: 3" through 48"
- ANSI Ratings: Class 150 through 600
- ANSI Leakage: Class IV or VI
- Cv Range: 185 to 91000
- Materials: Carbon steel, stainless steel
- Connections: Flangeless, Lugged, Double Flanged
- Actuators: Pneumatic rack and pinion, pneumatic scotch yoke

Applications

- High-viscosity fluid and high-capacity applications

ANEXO 2

Anexo 2 PLC LOGO de Siemens y motores con el esquema eléctrico de fuerza

