



**UNIVERSIDAD ESTATAL DE MILAGRO
FACULTAD CIENCIAS E INGENIERÍA**

**TRABAJO DE TITULACIÓN DE GRADO PREVIO A LA
OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO(A) INDUSTRIAL**

PROPUESTA TECNOLÓGICA

TEMA:

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL PARA LOS
EVAPORADORES DE UNA INDUSTRIA AZUCARERA**

Autores:

Srta. PANTOJA FUENTES KATHERINE GRACIELA

Sr. ACUÑA BAYAS BRYAN JESÚS

Acompañante:

Mgtr. EUGENIO DE DIOS CESAR SÁNCHEZ

Milagro, Octubre 2019

ECUADOR

DERECHOS DE AUTOR

Ingeniero.
Fabricio Guevara Viejo, PhD.
RECTOR
Universidad Estatal de Milagro
Presente.

Yo, Acuña Bayas Bryan Jesús, Como requisito previo para la obtención de mi Título de Grado, como aporte a la Línea de Investigación DESARROLLO Y ADMINISTRACIÓN DE LA PRODUCCIÓN, de conformidad con el Art. 114 del Código Orgánico de la Economía Social de los Conocimientos, Creatividad e Innovación, concedo a favor de la Universidad Estatal de Milagro una licencia gratuita, intransferible y no exclusiva para el uso no comercial de la obra, con fines estrictamente académicos. Conservo a mi favor todos los derechos de autor sobre la obra, establecidos en la normativa citada.

Así mismo, autorizo a la Universidad Estatal de Milagro para que realice la digitalización y publicación de esta propuesta practica en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

El autor declara que la obra objeto de la presente autorización es original en su forma de expresión y no infringe el derecho de autor de terceros, asumiendo la responsabilidad por cualquier reclamación que pudiera presentarse por esta causa y liberando a la Universidad de toda responsabilidad.

Milagro, 23 de octubre de 2019

Bryan Acuña B.

Acuña Bayas Bryan Jesús
Autor I
CI: 0941903934

DERECHOS DE AUTOR

Ingeniero.

Fabricio Guevara Viejo, PhD.

RECTOR

Universidad Estatal de Milagro

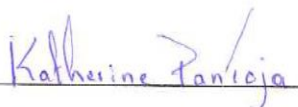
Presente.

Yo, Pantoja Fuentes Katherine Graciela, en calidad de autor y titular de los derechos morales y patrimoniales de la alternativa de Titulación – Propuesta Tecnológica, modalidad presencial, mediante el presente documento, libre y voluntariamente procedo a hacer entrega de la Cesión de Derecho del Autor de la Propuesta Tecnológica realizado como requisito previo para la obtención de mi Título de Grado, como aporte a la Línea de Investigación DESARROLLO Y ADMINISTRACIÓN DE LA PRODUCCIÓN, de conformidad con el Art. 114 del Código Orgánico de la Economía Social de los Conocimientos, Creatividad e Innovación, concedo a favor de la Universidad Estatal de Milagro una licencia gratuita, intransferible y no exclusiva para el uso no comercial de la obra, con fines estrictamente académicos. Conservo a mi favor todos los derechos de autor sobre la obra, establecidos en la normativa citada.

Así mismo, autorizo a la Universidad Estatal de Milagro para que realice la digitalización y publicación de esta propuesta practica en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

El autor declara que la obra objeto de la presente autorización es original en su forma de expresión y no infringe el derecho de autor de terceros, asumiendo la responsabilidad por cualquier reclamación que pudiera presentarse por esta causa y liberando a la Universidad de toda responsabilidad.

Milagro, 23 de octubre de 2019



Pantoja Fuentes Katherine Graciela

Autor 2

CI: 0942193152

APROBACIÓN DEL TUTOR DE LA PROPUESTA TECNOLÓGICA

Yo, CESAR SANCHEZ EUGENIO DE DIOS En mi calidad de tutor de la Propuesta Tecnológica, elaborado por los estudiantes Acuña Bayas Bryan Jesús Y Katherine Pantoja Fuentes, cuyo título es Diseño de un Sistema de control para los Evaporadores, que aporta a la Línea de Investigación DESARROLLO Y ADMINISTRACIÓN DE LA PRODUCCIÓN previo a la obtención del Grado INGENIERO(A) INDUSTRIAL ; considero que el mismo reúne los requisitos y méritos necesarios en el campo metodológico y epistemológico, para ser sometido a la evaluación por parte del tribunal calificador que se designe, por lo que lo APRUEBO, a fin de que el trabajo sea habilitado para continuar con el proceso de titulación de la alternativa de Propuesta Tecnológica de la Universidad Estatal de Milagro.

Milagro, 23 de octubre de 2019



CESAR SANCHEZ EUGENIO DE DIOS

Tutor

C.I: 0960055572

APROBACIÓN DEL TRIBUNAL CALIFICADOR

El tribunal calificador constituido por:

Mgr. CESAR SANCHEZ EUGENIO DE DIOS

Mgr. ORTIZ MATA JHONNY DARWIN

Mgr. YAGUAL MUÑOZ OMAR DANIEL

Luego de realizar la revisión de la Propuesta Tecnológica, previo a la obtención del título (o grado académico) de INGENIERO(A) INDUSTRIAL Presentado por Pantoja Fuentes Katherine Graciela Acuña Bayas Bryan Jesús

Con el tema de trabajo de Titulación: Diseño de un sistema de control para los evaporadores en una industria Azucarera.

Otorga a la presente propuesta tecnológica, las siguientes calificaciones:

Propuesta Tecnológica	[67,67]
Defensa oral	[16,33]
Total	[84]

Emite el siguiente veredicto: (aprobado/reprobado) APROBADO

Fecha: 23 de octubre de 2019

Para constancia de lo actuado firman:

	Nombres y Apellidos	Firma
Presidente	CESAR SANCHEZ EUGENIO DE DIOS	<u>E. Cesar</u>
Secretario /a	ORTIZ MATA JHONNY DARWIN	<u>Jhonny Ortiz</u>
Integrante	YAGUAL MUÑOZ OMAR DANIEL	<u>Omar Daniel Yagual Muñoz</u>

APROBACIÓN DEL TRIBUNAL CALIFICADOR

El tribunal calificador constituido por:

Mgtr. CESAR SANCHEZ EUGENIO DE DIOS

Mgtr. ORTIZ MATA JHONNY DARWIN

Mgtr. YAGUAL MUÑOZ OMAR DANIEL

Luego de realizar la revisión de la Propuesta Tecnológica, previo a la obtención del título (o grado académico) de INGENIERO(A) INDUSTRIAL Presentado por Acuña Bayas Bryan Jesús Pantoja Fuentes Katherine Graciela

Con el tema de trabajo de Titulación: Diseño de un sistema de control para los evaporadores en una industria Azucarera.

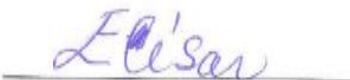
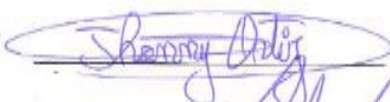
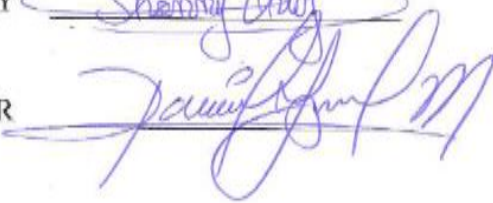
Otorga a la presente propuesta tecnológica, las siguientes calificaciones:

Propuesta Tecnológica	[67,67]
Defensa oral	[16,33]
Total	[84,00]

Emite el siguiente veredicto: (aprobado/reprobado) APROBADO

Fecha: 23 de octubre de 2019

Para constancia de lo actuado firman:

	Nombres y Apellidos	Firma
Presidente	CESAR SANCHEZ EUGENIO DE DIOS	
Secretario /a	ORTIZ MATA JHONNY DARWIN	
Integrante	YAGUAL MUÑOZ OMAR DANIEL	

DEDICATORIA

A Dios, a quien amo y confío sobre todas las cosas.

A mis padres, quienes con su amor, paciencia y aliento siempre me han impedido rendirme.
Estoy aquí por ellos.

Mis logros son de ellos.

Bryan Jesús Acuña Bayas

Me gustaría agradecer a Dios primordialmente porque gracias a él me encuentro logrando escalar un peldaño más en mi vida académica

A mis queridos padres, por mostrarme sin cesar su amor y apoyo incondicional. Sin ellos, nunca pensé que soportaría esta expedición hasta el final

Katherine Graciela Pantoja Fuentes

AGRADECIMIENTO

Queremos agradecer a nuestro Tutor, el Mgtr. Eugenio de Dios Cesar Sánchez, por ser nuestro mentor y nuestro apoyo. Sus consejos, entusiasmo, paciencia y palabras de aliento siempre nos dieron una actitud optimista, que era esencial para que las cosas funcionaran sin problemas y para mantenernos a flote cuando la frustración parecía abrumadora.

Queremos agradecer también al resto de docentes de la Facultad de Ingeniería por la ayuda y compañía que nos brindaron durante toda nuestra vida académica desarrollada en esta prestigiosa institución.

Bryan Jesús Acuña Bayas y Katherine Graciela Pantoja Fuentes

Índice general

DERECHOS DE AUTOR.....	ii
APROBACIÓN DEL TUTOR DE LA PROPUESTA TECNOLÓGICA.....	iii
APROBACIÓN DEL TRIBUNAL CALIFICADOR.....	iv
APROBACIÓN DEL TRIBUNAL CALIFICADOR.....	v
DEDICATORIA	vii
AGRADECIMIENTO.....	viii
ÍNDICE GENERAL.....	ix
Resumen.....	1
Abstract	2
Introducción	3
Problema	4
1.1. Formulación del problema.....	4
1.2. Tema de investigación	5
1.3. Objetivos.....	5
1.3.1. Objetivo general	5
1.3.2. Objetivos específicos	5
1.5. Delimitación del problema.....	7
Capítulo 2	8
Antecedentes y marco teórico.....	8
2.1. Antecedentes	8
2.2. Bases teóricas	13
2.3. Marco conceptual	14
2.4. Hipótesis o premisas	17
2.4.1. Variable independiente.....	17
2.4.2. Variable dependiente	17
2.4.3. Hipótesis.....	17

3.1. Sistema de Control Distribuido (SCD)	19
3.2. Sistemas de supervisión, control y adquisición de datos (SCADA)	20
3.3. Sistema multivariable.....	21
3.4.2 conclusión sobre estos modelos.	33
Desarrollo de la propuesta tecnológica	35
4.3. Desarrollo en detalle de la propuesta tecnológica.	40
Análisis técnico económico de la propuesta tecnológica	57
Conclusiones	67
Recomendaciones.....	68
Referencias bibliográficas.....	69

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Proceso de Obtención Azúcar de Caña

Figura 3.1: Evaporador de tubos horizontales

Figura 3.2 Evaporador de tubos verticales o de calandria.

Figura 3.3: Evaporador de tubos verticales de tipo canasta

Figura 3.4: Evaporador de tubos verticales de película ascendente

Figura 3.5: Evaporador de circulación Forzada

Figura 3.6: Alimentación de los evaporadores de múltiple efecto

Figura 3.7: Funcionamiento de los evaporadores de múltiple efecto

Figura 3.8: Válvula de Mariposa

Figura 3.9: Válvula de Mariposa

Figura 4.1: Elección de válvulas de control

Figura 4.2: Estación de los Evaporadores

Figura 4.3: Diagrama de Bloque en El Primer Efecto

Figura 4.4: Diagrama de Bloque en El Primer Efecto

Figura 4.5: Modelo Matemático para El Controlador

Figura 4.7: Diagrama de Bloque del 2 Efecto

Figura 4.9: Coeficiente de Perturbación en el Segundo Efecto

Figura 4.10: Coeficientes del Sensor de Nivel

Figura 4.11: Valores de los Coeficientes del Proceso del Segundo Efecto

Figura 4.12: Diagrama de bloque de la concentración

Figura 4.13: Respuesta del sistema de control de la concentración del jugo a 60 °Brix

Figura 4.14: PLC S7-1200

Figura 4.15: Parte inferior del PLC S7-1200

Figura 4.17: Estación de los evaporadores controlada

Figura 5.1: Alimentación de vapor

Figura 5.2: Disolución de la concentración

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Variables e Hipótesis

Tabla 3.1: Tipos de evaporadores

Figura 4.1: Característica Técnica de la Flow Control Sweden

Figura 2.2: Característica técnicas de la válvula de globo

Figura 4.3: Característica técnicas de la válvula de globo HN

Figura 4.4: Característica técnica de la válvula de control de flujo

Tabla 4.5: Método de Ciancorne Marlín

Tabla 5.1 Costo Anual De Producción

Tabla 5.2: Requerimiento De La Mano De Obra

Tabla 5.3: Gastos Administrativos

Tabla 5.4: Depreciación de Infraestructura y Equipos

Tabla 5.5: Gastos de servicios básicos

Tabla 5.6: Costo de los elementos de los evaporadores

Tabla 5.7: Datos de producción

Tabla 5.8: Estado de costo de producción y venta

Tabla 5.9: Estado de Resultado

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 4.6: CONTROL DE NIVEL EN LOS EVAPORADORES: PRIMER EFECTO

Gráfico 4.8: COEFICIENTE DE VÁLVULAS

Gráfico 4.16: CONTROL DE NIVEL EN LOS EFECTOS 1 Y 2

Resumen

La evaporación es una de las operaciones unitarias más antiguas de procesos industriales. Los evaporadores modernos en plantas a gran escala se utilizaron para producir azúcar y sal desde principios del siglo XVII. Ahora, estas aplicaciones cubren una amplia área de uso en términos de capacidad de producción o en términos de calidad del producto: el sector agroalimentario utiliza la evaporación para la concentración de jugo, melaza, suero, recuperación de perfume ... En la industria pesada, los evaporadores se encuentran en la síntesis y / o la regeneración de ácidos minerales grandes (sulfúrico, fosfórico, nítrico ...), en la concentración de soluciones salinas acuosas (cloruro de calcio, cloruro de sodio), Bromuro de litio, sosa cáustica...). La misma tecnología se puede utilizar para caudales de unos pocos kilogramos a varios cientos de toneladas por hora. La mayoría de las operaciones de evaporación pueden llevarse a cabo con equipos simples, pero cuando esto no es posible, se utilizan equipos mecánicamente más sofisticados.

Este trabajo de modelado lleva a la conclusión de la importancia que tiene el implementar modelos de control en los evaporadores de las industrias azucareras para que se optimice en mayor cantidad la materia prima.

PALABRAS CLAVE: evaporadores, industria azucarera, sistemas de control, algoritmos.

Abstract

Evaporation is one of the oldest unit operations in industrial processes. Modern evaporators in large-scale plants have been used to produce sugar and salt since the early 17th century. Now, these applications cover a wide area of use in terms of production capacity or in terms of product quality: the agri-food sector uses evaporation for the concentration of juice, molasses, whey, perfume recovery ... In heavy industry, evaporators are found in the synthesis and / or regeneration of large mineral acids (sulfuric, phosphoric, nitric ...), in the concentration of aqueous saline solutions (calcium chloride, sodium chloride) , lithium bromide, caustic soda ...). The same technology can be used for flow rates of a few kilograms to several hundred tons per hour. Most evaporation operations can be carried out with simple equipment, but when this is not possible, mechanically more sophisticated equipment is used.

This modeling work leads to the conclusion of the importance of implementing control models in the evaporators of the sugar industries so that the raw material is optimized in greater quantity.

KEY WORDS: evaporators, sugar industry, control systems, algorithms.

Introducción

Con una producción mundial de 100 millones de toneladas por año, el azúcar sigue siendo uno de los principales alimentos del mundo. Después de un período de crecimiento proporcional al de la población hasta 1979, el consumo mundial cayó ligeramente a mediados de la década de 1980. Hoy en día, se está estabilizando entre 18 y 20 kg por año por habitante. Sin embargo, este promedio oculta la evolución de los hábitos alimenticios que ha influido fuertemente en el mercado mundial del azúcar en los últimos 30 años. El consumo de azúcar en bruto (consumo directo), que representó el 70% del consumo total en la década de 1960, disminuyó a favor del consumo industrial. Este último ahora absorbe del 45 al 50% de la producción. En la actualidad, los países en desarrollo, donde los hábitos alimentarios aún están en gran medida dictados por las influencias culturales, representan más de la mitad del consumo mundial, lo que garantiza el mantenimiento del consumo directo a alrededor del 55%. Por otro lado, el consumo industrial está correlacionado con los ingresos.

Una de las tareas más importantes en el proceso de producción de azúcar es garantizar un régimen de trabajo óptimo para el evaporador de efectos múltiples. La evaporación, tal como la entendemos, corresponde a la transición del estado líquido al estado de vapor. Se incluye en este mismo concepto la calma de vaporización en la superficie de un líquido y eso con la formación de burbujas en la masa que se llama ebullición, del mismo modo, no se va a distinguir entre las calderas y hervidores.

La evaporación puede limitarse a un simple cambio de fase de un líquido puro cuya composición no cambia. Este fenómeno permite la transferencia de calor de un fluido a otro y la absorción de energía en condiciones de temperatura y presión constantes para el fluido vaporizado. Este es el caso de calderas o vaporizadores de gas licuado que están involucrados en algunos procesos y, en particular, en bombas de calor de compresión.

Capítulo 1

Problema

1.1. Formulación del problema.

La producción de azúcar es una actividad sensible a los costos. Los instrumentos de proceso robusto, duradero y de alta calidad son de suma importancia ya que aumentan el rendimiento y garantizan una calidad constante. Los procesos de producción de azúcar pueden optimizarse sin comprometer la calidad del producto.

La evaporación es uno de los procesos más intensivos en energía utilizados en las industrias azucareras, es esencial abordar la evaporación desde el punto de vista de la utilización económica de la energía, así como la eficacia del proceso. Esto solo se puede hacer si el fabricante del equipo puede ofrecer una selección completa de tecnología y sistemas de evaporación desarrollados para acomodar diversas características del producto, el porcentaje de concentración requerido y los costos regionales de energía, (Greenfield & Geronimos, 1978). En el proceso de evaporación, la concentración de un producto se logra hirviendo un solvente, generalmente agua. El producto final recuperado debe tener un contenido óptimo de sólidos consistente con la calidad deseada del producto y la economía operativa.

La mayor parte de la energía consumida se encuentra en la sección del evaporador y el principal contribuyente a esto es la complejidad en su control. El control de evaporador de efecto múltiple es un problema que se ha informado ampliamente en las industrias azucareras (Pérez Pinto, 2015). Los evaporadores son los mayores usuarios de calor y los principales contribuyentes a las pérdidas en las fábricas de caña de azúcar. Estos factores hacen que el control efectivo del evaporador sea crucial para la eficiencia general de la fábrica, (Pérez, 2001)

La temperatura juega un papel importante en esta diferenciación. Además, según el proceso estudiado, la clasificación de las variedades según su rendimiento no es estrictamente idéntica de un sitio a otro. Esta observación revela el interés de profundizar el estudio sobre un manejo adecuado los evaporadores en los procesos de elaboración del azúcar de consumo humano.

La influencia de la temperatura se cuantifica en diferentes variedades durante las fases de elaboración, luego durante las siguientes etapas de desarrollo hasta que se cierra el proceso. La inexistencia de un control óptimo genera que no exista una predicción satisfactoria en el aumento a temperatura constante en el proceso de elaboración del azúcar.

1.2. Tema de investigación

Diseño de un sistema de control para los evaporadores de las empresas azucareras de la capital de la Zona 5 del Ecuador.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

Implementar un sistema de control que permita un manejo adecuado de las estaciones que involucran la evaporación transferencia de calor en los procesos pertenecientes a la industria azucarera de la capital de la zona 5.

1.3.2. Objetivos específicos

- Garantizar mediante la automatización obtener una mejor concentración del producto final.
- Realizar la adecuada selección de los dispositivos para el sistema de control de la estación de los evaporadores

- Obtener un buen ajuste adecuado para un control eficaz para el nivel de los evaporadores.
- Generar opciones innovadoras de aprovechamiento de los recursos que poseen las industrias azucareras.

1.4. Justificación

El consumo mundial de azúcar ha aumentado desde 1960. La proporción relativa de la producción de azúcar de caña en comparación con otras plantas suculentas continúa aumentando de 2/3 a 3/4 entre 2000 y 2010 (F.O.Light., 2011). Las valoraciones de producción distintas al azúcar también están aumentando, en particular los productos energéticos que reemplazan las fuentes de origen fósil (bioetanol, biogás) u otras fuentes (productos farmacéuticos, biomoléculas, materiales de origen biológico, etc.), que están cada vez mejor pagados. Por lo tanto, las superficies bajo cultivo se extienden y ahora se extienden a diversos entornos y, a veces, bajo tensión.

Todas las industrias están orientando su desarrollo hacia la reducción de costos, la calidad del producto, la satisfacción del cliente, pero también, y más recientemente, el control de su huella energética y ambiental, (Allen, Pereira, Raes, & Smith, 1998). Los estudios de la OCDE predicen que, en ausencia de nuevas medidas políticas, las emisiones mundiales de gases de efecto invernadero aumentarán en un 70% para 2050. El azúcar o el etanol Desde la caña de azúcar, hasta la producción " sostenible ", se ha desarrollado el desarrollo del bagazo mediante el desarrollo de la cogeneración de vapor y electricidad.

El vapor y luego la electricidad producida satisfacen, al principio, las necesidades de la planta misma; el excedente de electricidad se puede volver a vender a las redes eléctricas nacionales, (Arceneaux, 1935). Para aumentar la participación de los excedentes de electricidad y, en consecuencia, reducir los costos y la huella energética de la planta, es necesario reducir el consumo de vapor y electricidad en talleres intensivos en energía.

1.5. Delimitación del problema

País: Ecuador

Región: Costa

Provincia: Guayas

Cantón: Milagro

Sector: Industrial

Capítulo 2

Antecedentes y marco teórico

2.1. Antecedentes

La caña de azúcar probablemente se originó en las islas del área del Pacífico Sur. Esta planta tiene un sistema fotosintético y es una de las plantas más eficientes en términos de producción de biomasa. La caña de azúcar puede lograr una eficiencia fotosintética de hasta el 2%. Mientras que la mayoría de las plantas en promedio logran solo una eficiencia fotosintética del 0.1% (Benke, 1998). Aproximadamente 15.5-24.046 de la biomasa total de la caña de azúcar consiste en azúcares de hexosa solubles, predominantemente sacarosa (14524.0%). La glucosa y la fructosa también se pueden encontrar en cantidades que varían de 0.2 a 1.0% y de 0.0 a 0.596, respectivamente. La celulosa, las pentosas y la lignina representan 10-16% de los componentes de la caña de azúcar. Los aminoácidos, ceras, grasas y ácidos orgánicos representan solo 0.8-1.896. Los componentes inorgánicos corresponden a 0.2-0.7%, los principales son silicio, potasio, fósforo, calcio, magnesio, sodio, hierro, azufre y cloruro. El resto de la planta fresca consiste en agua (Stupielio, 1987).

La caña de azúcar se propaga en esquejes de tallo (cultivo de la planta) y así vuelve a crecer en la planta cortada (cultivo de raíz). El tiempo habitual antes de la replantación es de 6 a 10 años. El tiempo de madurez para el cultivo de plantas varía entre 14 a 16 meses, y solo 12 para el cultivo de matorral (Clements, 1980). Este sistema de cultivo tiene una ventaja sobre el sistema de cultivo anual en que el suelo se altera aproximadamente una vez cada 610 años. Esto proporciona a los suelos protección contra la erosión (Silva, Villas-Boas, Bonafe, & Meirelles, 1989).

La caña de azúcar es típicamente un cultivo de regiones tropicales, aunque también se cultiva en los subtropicales. Las condiciones ideales para el crecimiento de la caña de azúcar

son temperaturas de alrededor de 300 ° C con humedad adecuada y alta radiación solar incidente. La maduración y la cosecha requieren condiciones libres de microbios con temperaturas medias diarias de entre 10 ° C y 20 ° C. sequedad y alta radiación incidente. Estas condiciones promueven niveles óptimos de sacarosa en el jugo (Blackburn & Szostak, 1984).

La caña de azúcar es típicamente un cultivo de regiones tropicales, aunque también se cultiva en los subtropicales. Las condiciones ideales para el crecimiento de la caña de azúcar son temperaturas de alrededor de 300 ° C con humedad adecuada y alta radiación solar incidente. La maduración y la cosecha requieren condiciones libres de físt con temperaturas medias diarias de entre 10 ° C y 20 ° C. sequedad y alta radiación incidente. Estas condiciones promueven niveles óptimos de sacarosa en el jugo (Blackburn, y otros, 1984).

2.1.1. El procesamiento de la caña de azúcar a azúcar

El azúcar de caña es el nombre dado a la sacarosa, un disacárido producido a partir de la planta de caña de azúcar. En el esquema de producción de azúcar de caña, la caña no puede almacenarse durante más de unas pocas horas después de que se corta porque la acción microbiológica comienza a degradar inmediatamente la sacarosa. Esto significa que los ingenios azucareros deben ubicarse en los campos de caña. El azúcar en bruto producida en los ingenios es el artículo del comercio internacional (Ensinas, Nebra, Lozano, & Serra, 2007). Capaz de almacenarse durante años, se maneja como una materia prima enviada a las tasas más bajas directamente en las bodegas de los barcos o en camiones de volteo o vagones de ferrocarril y empujada por las excavadoras. Hay otra categoría de azúcar de caña llamada consumo directo (azúcar blanco) y azúcar no centrífugo (azúcar entero). El principal subproducto de la producción de azúcar de caña es la melaza. La melaza final es

aproximadamente 35 - 40% de sacarosa y un poco más del 50% de azúcares totales. Se usa para producir alcohol (Larrahondo, 1995).

En la Fig. Que se detalla a continuación se muestra un diagrama de flujo que representa los principales procedimientos incluidos en la extracción de azúcar y etanol de la caña de azúcar.

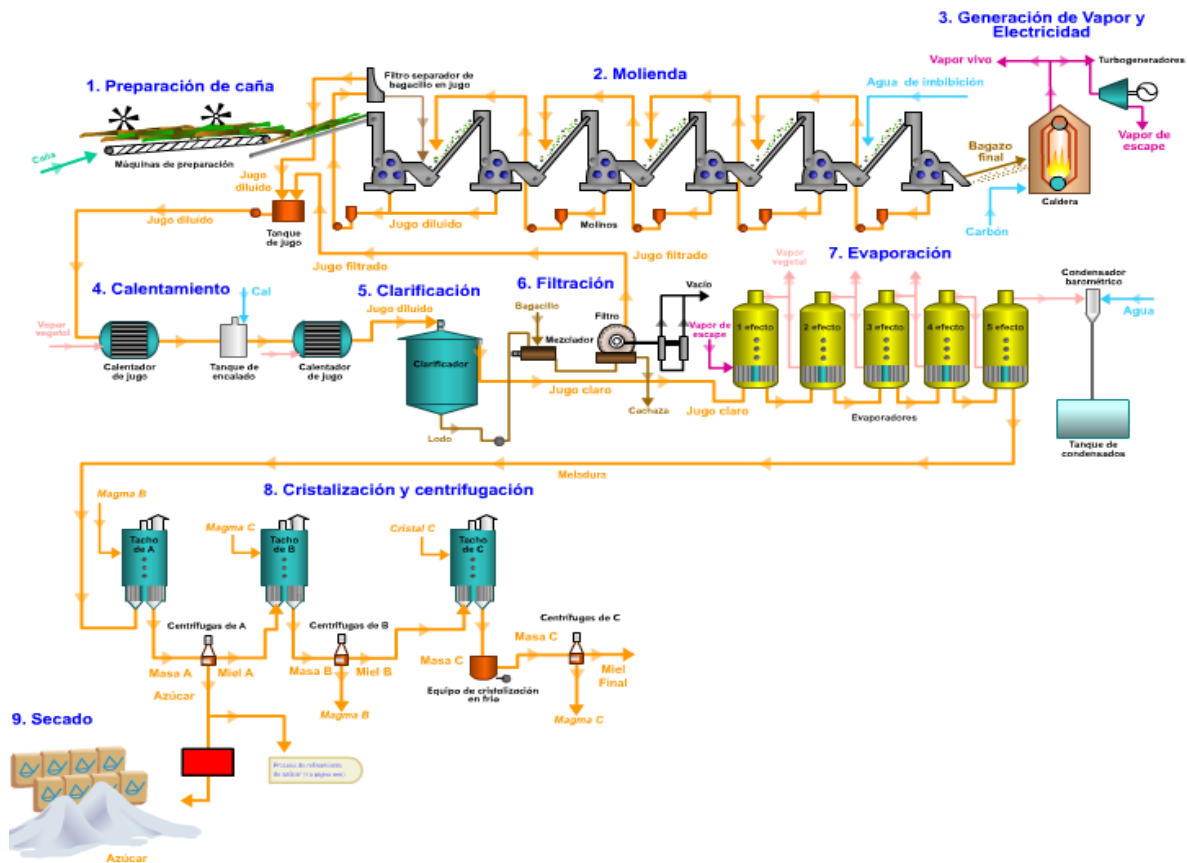


Figura 3.1 Proceso de Obtención Azúcar de Caña

Inicialmente, la caña de azúcar se lava para eliminar impurezas gruesas como el suelo y las rocas. El jugo se obtiene cortando, triturando y saturando el bagazo con agua. El jugo crudo se filtra y luego se purifica químicamente usando un proceso conocido como clarificación ((Meade & Chen, 1977); (Stupiello, 1987)).

El proceso de clarificación está diseñado para eliminar las impurezas solubles e insolubles que interfieren con la extracción de sacarosa. Este proceso consiste en la adición de cal, cal y fosfato (es decir, superfosfato) o cal y dióxido de azufre (el proceso de

sulfatación), todo en combinación con calor. Se agrega cal en cantidades suficientes para aumentar el pH. Otras sustancias que se usan comúnmente durante la producción de azúcar son los floculantes sintéticos, los tensioactivos y los químicos antiespumantes ((Meade & Chen, 1977); (Stupiello, 1987)).

Las impurezas (lodo) floculadas durante el matiz de clarificación se separan del zumo transparente mediante sedimentación, seguido de filtración usando filtros de vacío dm rotativos. Este desorden resulta en la producción de un residuo llamado torta de filtro. El jugo transparente se concentra luego por el efecto de vacío de múltiples evaporadores. El síntoma resultante, que consiste en aproximadamente 65% de sólidos y 35% de agua, es más eficaz para producir recipientes de vacío o calderas de un solo efecto donde se produce la evaporación hasta que el azúcar saturado se funde. El cristal y el jarabe de una densa masa llamada "masacre". Se separa en azúcar y melaza de bajo grado ((Wegener, 2004); (Meade & Chen, 1977)).

2.1.2. Vapor en fábricas de azúcar

Hoy en día, el vapor se usa en casi todas las industrias, y es bien sabido que los generadores de vapor y las calderas de recuperación de calor son vitales para las plantas de energía y procesamiento. No es de extrañar que con el aumento de los costos de combustible y energía, los ingenieros en estos campos estén trabajando en métodos innovadores para generar electricidad, mejorar la utilización de energía en estas plantas, recuperar energía eficientemente de varias fuentes de gases residuales, por productos, y simultáneamente minimizar el impacto de estos procesos tener sobre la contaminación ambiental y la emisión de gases nocivos a la atmósfera (Salgado, Suárez, González, & Farmacia, 2005).

Las fuentes de calor en los procesos industriales pueden estar a temperaturas muy elevadas, 250–500 °F y se han desarrollado aplicaciones para recuperar tanta energía de estos efluentes como sea posible para mejorar la utilización general de energía. Los

generadores de vapor de recuperación de calor forman una parte importante de estos sistemas. (Nota: los términos caldera de calor residual, caldera de recuperación de calor y generador de vapor de recuperación de calor se usan como sinónimos). El gas residual de una corriente a veces calienta los fluidos industriales de transferencia de calor, pero en casi el 90% de las aplicaciones se genera vapor, que se utiliza para el proceso o la generación de energía a través de turbinas de vapor. Para que el bagazo de producción de vapor sea el único combustible, es muy importante asegurar que la alimentación uniforme del combustible que no exceda el 50% de contenido de humedad esté asegurada siempre a las calderas (Cortés, Carvajal, Caraballo, Pedraja, & Suarez, 2013). Cualesquiera que sean los parámetros de funcionamiento de las calderas, la necesidad de mantener las calderas con excelente salud para trabajar con las eficiencias nominales no requiere un énfasis excesivo.

Típicamente en una caldera bien mantenida hay una variación de 0.8% en la eficiencia de la caldera por cada porcentaje de variación de humedad en el bagazo. Un nivel de humedad del 50% en el bagazo generalmente se toma como punto de referencia, ya que todos los ingenios azucareros y los fabricantes de calderas lo adoptan para sus diseños (Sola & Marín, 2012). Aunque el secado de bagazo puede mejorar aún más la eficiencia de la caldera, debe planificarse cuidadosamente en el balance de calor de la planta, al tiempo que optimiza el ciclo de energía.

Es importante tomar nota de las siguientes reglas básicas para cuantificar la conservación de energía en las operaciones de calderas (Golato, Morales, Méndez, Feijóo, & Paz, 2012). Cada reducción de 20 °C en la temperatura final: 1.0% de aumento en la eficiencia de la caldera. 10% de reducción en el exceso de aire: 0.4% de aumento en la eficiencia de la caldera. 1% de reducción en la humedad del bagazo: 0.8% de aumento en la eficiencia de la caldera.

2.2. Bases teóricas

En un artículo reciente, (Broadfoot & Dunn, 2008) se presentan resultados piloto y de rendimiento del evaporador de fábrica y desarrollaron una correlación mejorada para los coeficientes de transferencia de calor (HTC) que incluía un término para la carga de condensación de vapor. Afirmaron que el uso de la nueva correlación mejoraría la confiabilidad del modelado y de las decisiones de inversión. En la discusión de este documento, se acordó que tener un término de carga de condensación de vapor en la correlación, aunque en parte está correlacionando el HTC con un término dependiente de HTC, ayudaría a explicar algunas experiencias con las predicciones del evaporador. El documento de 2007 no detallaba ninguna de las correlaciones más antiguas de HTC, ni destacaba ninguna comparación con ellas. No se describió ni se comparó la "ecuación HTC típica australiana", bien utilizada, una regresión sobre los datos tomados de 185 valores de la rutina combinados para las condiciones australianas de 1980 de aproximadamente 6 a 13 días de operación entre limpiezas. Una sección del documento abordaba bien la evaluación de un término dependiente del tiempo para estimar el efecto de las incrustaciones en el HTC. Se consideró que era necesario examinar la correlación B y D y hacer comparaciones entre ella y las fórmulas que se usan actualmente en el extranjero y, en particular, con la correlación "típica de Australia", utilizando datos de conjuntos de evaporadores australianos y extranjeros. También se considera apropiado que se derive una formulación modificada de la presente fórmula australiana para evaporadores Robert convencionales, si es necesario, utilizando los datos extendidos de la fábrica australiana.

(Hugot & Jenkins, 1986) Discutieron varios parámetros para comparar el rendimiento de los evaporadores. Después de su discusión podemos distinguir el coeficiente de evaporación, la masa de vapor suministrada por el recipiente por hora por unidad de superficie de calentamiento ($\text{kg} / [\text{m}^2 \text{ h}]$). Podemos variar esto usando el coeficiente de condensación de

vapor (VCC), la masa de vapor de calefacción condensada por el recipiente por hora por unidad de superficie de calentamiento ($\text{kg} / [\text{m}^2 \text{ h}]$), como un método más preciso para estimar el flujo de calor, como se usa por (Broadfoot & Dunn, 2008).

Los tecnólogos australianos generalmente han preferido tomar la caída de temperatura (o la fuerza impulsora de la temperatura para la transferencia de calor) como el valor "neto" con la temperatura del jugo definida por el método 2 anterior (Menjura & Hernández, 2013). Su razonamiento es que el efecto de la presión hidrostática es difícil de cuantificar y, en cualquier caso, es una característica del diseño del recipiente en sí mismo, suponiendo que la altura de ebullición en el tubo se mantenga cerca de la que proporciona el máximo rendimiento. Sin embargo, al hacer comparaciones con algunos datos publicados de HTC, se debe tener cuidado de tener en cuenta y tener en cuenta el método de cálculo que se ha utilizado (Pacheco, y otros, 2006).

2.3. Marco conceptual

Azúcar afinada: Azúcar purificado por afinidad.

Aglomeración: Pegado de dos o más cristales durante las operaciones de centrifugación y secado.

Contenido de cenizas: Residuo sólido determinado gravimétricamente después de la incineración en presencia de oxígeno. En el análisis de productos de azúcar, se agrega ácido sulfúrico a la muestra, y este residuo como *ceniza sulfatada* calentada a $525\text{ }^{\circ}\text{C}$ se toma como una medida de los componentes inorgánicos. A veces se determina indirectamente mediante la medición de la conductividad eléctrica del producto en solución (consulte Cenizas de conductividad).

Bagacillo: Fracción fina de bagazo obtenida por cribado o separación neumática, generalmente utilizada como filtro auxiliar en la filtración.

Bagazo: Residuos de caña que salen de los molinos después de la extracción del jugo.

Casa hirviendo: Esa parte del ingenio azucarero en la que se llevan a cabo los procesos de producción de azúcar a partir de jugo crudo.

Elevación del punto de ebullición: Diferencia entre la temperatura de una solución de azúcar hirviendo y la temperatura del agua pura en ebullición, ambas medidas a la misma presión.

Brix: Medida de sólidos disueltos en jugo de azúcar, licor o jarabe usando un refractómetro, también conocido como sólidos secos refractométricos. Para soluciones que contienen solo azúcar y agua, Brix=% de azúcar en masa. Spindle Brix se determina usando un hidrómetro, pero ahora rara vez se usa.

Agua sin Brix: El agua forma parte de la estructura celulósica de la caña y, por lo tanto, no forma parte del jugo expresado en la molienda. No se puede separar de la fibra natural por medios mecánicos, pero se expulsa a temperaturas elevadas.

Calandria: Elemento de calentamiento tubular o de placa en una bandeja de vacío o recipiente evaporador.

Efecto evaporador: Uno de los sistemas de evaporadores que funcionan en serie como un sistema de efectos múltiples (por ejemplo, primer efecto, segundo efecto). Los condensados y los vapores están etiquetados de manera correspondiente (por ejemplo, el primer condensado y el vapor uno condensado y vapor del primer efecto respectivamente).

Agotamiento: Aplicado a una masacre, representa los g de sacarosa presente en forma cristalina por 100 g de sacarosa.

Extracción: Proporción de azúcar extraída de la caña en la planta de extracción; es igual a la masa de azúcar en el jugo crudo como un porcentaje de la masa de azúcar en la caña.

El azúcar invertido: Mezcla de partes aproximadamente iguales de glucosa y fructosa (monosacáridos) resultante de la hidrólisis de sacarosa (inversión). Encalado

Paso del proceso en la purificación del jugo en el cual la cal se introduce en el jugo de azúcar en forma de leche de cal o solución de sacarosa de cal.

Azúcar líquido: Productos de azúcar refinada en forma líquida (por ejemplo, sacarosa líquida, líquido invertido).

Magma: Mezcla de cristales y líquidos (agua, jugo clarificado, jarabe o melaza) producidos por la mezcla.

Mezclador de magma: Mingler, donde el azúcar cristalino y el líquido se mezclan.

Masajista: La mezcla de cristales y aguas madres resultante del proceso de cristalización. Las masecuitas se clasifican según su pureza como masecuitas A, B o C.

Mezclador de masajista: Aparato desde el cual se distribuye la masacre a las centrífugas.

Fundidor: Equipo en el que tiene lugar la disolución del azúcar.

Derritiendo: Otro término para disolver cristales de azúcar.

Azúcar en bruto: El azúcar moreno producido en un ingenio de azúcar crudo generalmente destinado a un procesamiento posterior de azúcar blanco en una refinería.

Reduciendo azúcares: Generalmente referido y / o interpretado como azúcar invertido, determinado midiendo el contenido de la sustancia reductora mediante análisis de laboratorio.

Refinamiento: Purificación de azúcar a través de métodos químicos y físicos, que generalmente incluyen parte o la totalidad de la clarificación, filtración, decoloración y recristalización.

Sólidos refractométricos secos (RDS): Medición de sólidos disueltos totales en un licor de azúcar o jarabe usando un refractómetro. Para soluciones que contienen solo azúcar y agua,
 $\% \text{ RDS} = \text{Brix} = \% \text{ de azúcar en masa.}$

2.4. Hipótesis o premisas

2.4.1. Variable independiente

Mejorar el sistema de control de los evaporadores en la industria azucarera con el único fin de mejorar el proceso productivo.

2.4.2. Variable dependiente

Con un buen sistema de control en la industria azucarera se incrementara la producción de la azúcar de caña.

La mejora del proceso productivo tanto en eficiencia así como también en la reducción de los costos de producción y mejora.

2.4.3. Hipótesis.

¿Cómo un buen sistema de control de los evaporadores en la industria incrementará la producción de azúcar de caña?

¿Se logrará disminuir el tiempo de producción de la azúcar de caña con la implementación de un sistema de control para los evaporadores de calandria?

¿Incrementará la productividad y eficiencia del proceso productivo?

Tabla 2.1 Variables e Hipótesis

N.	Variables	Conceptos
1	Baja de la Producción	Esto se da por varias razones, pero la principal por el bajo rendimiento o repentinos fallos de los evaporadores que no permite un adecuado cambio de la concentración de los diferentes efectos del ciclo productivo.
2	Mejoras en el proceso productivo	Al mejorar el ciclo productivo con la implementación de un sistema de control para los evaporadores se logrará disminuir tiempo de elaboración y mejorar la eficiencia de todo el proceso productivo.
3	Aumento en la producción	Con el aumento en la producción se obtiene un mayor número de ventas como resultado de satisfacer a la demanda.

Capítulo 3

Análisis de alternativas de solución

El control de procesos industriales permite el monitoreo y control de maquinaria, plantas y procesos en una amplia gama de sectores industriales. Los procesos de procesamiento industrial, procesamiento y fabricación ahora están altamente automatizados para administrar materias primas y energía de manera segura, eficiente y sin desperdiciar recursos.

Esto requiere mediciones confiables y altamente precisas de presión, nivel y flujo en ambientes hostiles, húmedos o polvorientos, así como en líquidos y gases agresivos, corrosivos y explosivos.

El implementar un sistema de control en el área del evaporador proporciona una integración perfecta y transparencia en todas las operaciones en un solo entorno de configuración, lo que le brinda la flexibilidad de diseñar, operar y mantener su sistema de automatización, además que al optimizar los procesos de producción críticos, garantice resultados consistentes y de alta calidad y reduzca el consumo de energía.

3.1. Sistema de Control Distribuido (SCD)

Un sistema de control distribuido (DCS) o un sistema de control y comando digital (DCS) es un sistema de control industrial para plantas o procesos industriales cuyos elementos de control están distribuidos o distribuidos. Sistemas de control centralizados con un solo controlador central que administra todas las funciones de control y comando del sistema; los sistemas de control distribuidos o DCS consisten en múltiples controladores que controlan los subsistemas o unidades del sistema en general (García, 2009).

Es un sistema de control automático. Consta de varios subsistemas, que incluyen la adquisición y el procesamiento de datos, capaces de intercambiar información con el campo. Autónomo (o instalación de procesamiento) en la arquitectura distribuida, que no está centralizada. En otras palabras, no hay una sola computadora que controle todo el sistema, sino diferentes controladores distribuidos a las secciones de la planta y separados correctamente: la información intercambiada por los subsistemas es recopilada por el monitoreo central apropiado. La pérdida de un centralizador no afecta la capacidad de mantener el control del sistema. Entre otras ventajas, no sigue la parada de instalación accidental.

3.2. Sistemas de supervisión, control y adquisición de datos (SCADA)

Un sistema SCADA monitorea y controla sitios enteros, o conjuntos de sistemas distribuidos en grandes áreas. La mayoría de las acciones de control se realizan automáticamente por unidades terminales remotas (RTU) o controladores lógicos programables (PLC) (Penin, 2011).

Las funciones generalmente se limitan a una línea de base dominante o intervención de nivel de control, mientras que el sistema SCADA monitorea el rendimiento general.

SCADA no es una tecnología específica, sino un tipo de aplicación. SCADA significa Control de Supervisión y Adquisición de Datos (sistema de monitoreo industrial que procesa en tiempo real una gran cantidad de mediciones e instalaciones de control remoto). Cualquier aplicación que recibe datos operativos de un sistema para controlarla y optimizarla es una aplicación SCADA. Esta aplicación puede ser un proceso de destilación petroquímica, un sistema de filtración de agua, un compresor en una tubería o cualquier otra cosa.

La automatización SCADA es simplemente el medio para un fin y no un fin en sí mismo. Al final del día, todas las actividades convergen hacia la necesidad de maximizar el uso del equipo a través de la excelencia operativa. Mantenerse competitivo significa encontrar nuevas formas de trabajar más rápido, de manera más eficiente y más económica (Boyer, 2009). La presión es siempre: aumentar la productividad, la eficiencia, la agilidad, la calidad y la rentabilidad al tiempo que se minimizan los costos.

3.3. Sistema multivariable

El sistema de control multivariable define un sistema en el que la variable la variable interactúa fuertemente. Este tipo de sistema debe tener más de una entrada y más de una salida (Espinosa, 2003). Una perturbación en cualquier entrada provoca un cambio de respuesta de al menos una salida.

Este tipo de sistema tiene tantas entradas y salidas como sea necesario para controlar el proceso. Se dice que un sistema con el mismo número de entradas y salidas es cuadrado.

Una perturbación en cualquier variable puede causar un cambio en la respuesta en cualquier salida en su ruta de señal (Cano, Hernandez, Herrera, Arbos, & i Ferre, 2009). Dependiendo del diseño del sistema, estas rutas pueden ser directas o indirectas.

En la mayoría de los sistemas de control, una perturbación de entrada particular hace que una salida responda en un porcentaje mayor que las otras salidas. La respuesta de la otra salida se llama interacción.

La interacción es a menudo el resultado del diseño del sistema y no se puede evitar. Sin embargo, el sistema debe corregir o compensar la interacción.

Tabla 3.1: Tipos de evaporadores

TIPO DE EVAPORADOR	VENTAJAS	DESVENTAJAS	MEJORES APLICACIONES	DIFICULTADES
CIRCULACION FORZADA	*Coeficientes de transferencia de calor elevados.	*Costo elevado	*Productos cristalinos.	*Atascamiento de las entradas de los tubos por deposiciones de sales.
	*Circulación positiva.	*Energía necesaria para la bomba de circulación.	*Soluciones corrosivas.	*Mala circulación, debido a pérdidas de cargas más altas que las esperadas.
VERTICALES DE TUBO CORTO	*Libertad relativa de ensuciamiento	*Tiempo de residencia o retención relativa alto	*Soluciones viscosas.	*Formación de deposiciones de sales, debido a la ebullición en los tubos.
			*Líquidos limpios.	*Corrosión y erosión.
VERTICALES DE TUBO CORTO	*Coeficientes de transferencia de calor elevados con diferencias altas de temperatura.	*Mala transferencia de calor con diferencias bajas de temperaturas y a Temp. Bajas.	*Productos cristalinos.	
	*Espacio superior bajo.	*Espacio elevado de terreno y peso alto.	*Líquidos relativamente no corrosivos, puesto que el cuerpo es grande y costoso, si se construye de materiales que no sean hierro colado o acero dulce.	
VERTICALES DE TUBO LARGO	*Libertad relativa de ensuciamiento	*Retención relativamente alta.	*Soluciones con formación ligera de escamas, que requieren una limpieza mecánica, puesto que los tubos son cortos y de diámetros grandes.	
	*Eliminación mecánica sencilla de las escamas.	*Mala transferencia de calor con líquidos viscosos.		
VERTICALES DE TUBO LARGO	*relativamente poco costoso.			
	*Bajo costo.		*Con líquidos limpios.	
VERTICALES DE TUBO LARGO	*Superficie amplia de calentamiento en un cuerpo.	*Espacio superior elevado.	*Con líquidos espumosos.	*Sensibilidad de las unidades de película ascendente a los cambios de las condiciones operacionales.
	*baja retención.	*No son adecuados para liq. Que forman deposiciones de sales o escamas.	*Con soluciones corrosivas.	
VERTICALES DE TUBO LARGO	*Necesidad de poco espacio de terreno.	*Requiere recirculación para la versión de película descendente	*Con grandes cargas de evaporación.	*Mala distribución del material de alimentación a las unidades de película descendente.
	*Buenos coeficientes de transferencia de calor con diferencias razonables de temperaturas (Película ascendente)		*Con diferencias elevadas de temperatura (Ascendente) Con diferencias bajas de temperaturas (descendentes)	
VERTICALES DE TUBO LARGO	*Buenos coeficientes de transferencia de calor a todas las diferencias de			

		*No son adecuados	*Espacio superior
	temperaturas (Película para los líquidos que dejan deposiciones de sales.		elevado.
	*Espacio superior muy bajo.		*Pequeña capacidad.
TUBO HORIZONTAL	*Buenos coeficientes de transferencia de calor.	*Inapropiados para los líquidos que forman escamas. *Costo elevado.	Líquidos que no formen deposiciones de sales o escamas.

3.3.1 CLASIFICACIÓN DE LOS EVAPORADORES

Hay dos tipos principales de evaporadores que se utilizan en la industria:

- Calderas o Generadores de vapor .
- Evaporadores con intercambiadores de calor.

Las Calderas con intercambiadores de calor : son dispositivos que convierten directamente a través de sus tubos la energía del petróleo u otro combustible adecuado, en calor latente de vaporización. El vapor prolducido es el producto de principal importancia.

Los Evaporadores con intercambiador de calor: son aquellos equipos que utilizando vapor aumentan la concentración de la sustancia en su interior, a partir del intercambio de calor siendo este su principal objetivo aunque se convierte el calor sensible y/o calor latente de un fluido en calor latente de vaporización de otro fluido, o sea, se genera vapor producto de la evaporación.

En general los evaporadores se pueden clasificar como:

Evaporadores calentados por vapor de agua que utilizan tubos cuyas paredes constituyen la superficies calefactoras, y se conocen también como evaporadores quimcos y sus tipos principales son:

Evaporadores de tubos horizontales.

El vapor va por dentro de los tubos como se muestra en la figura 3.1

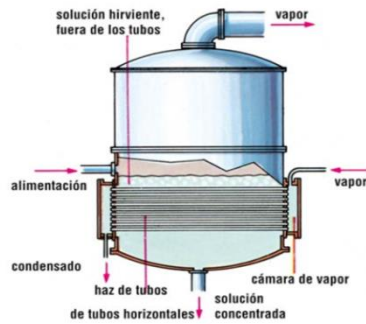


Figura 3.1: Evaporador de tubos horizontales

Evaporadores de tubos verticales .

El vapor circula por el exterior de los tubos como se puede apreciar. en la figura 3.2

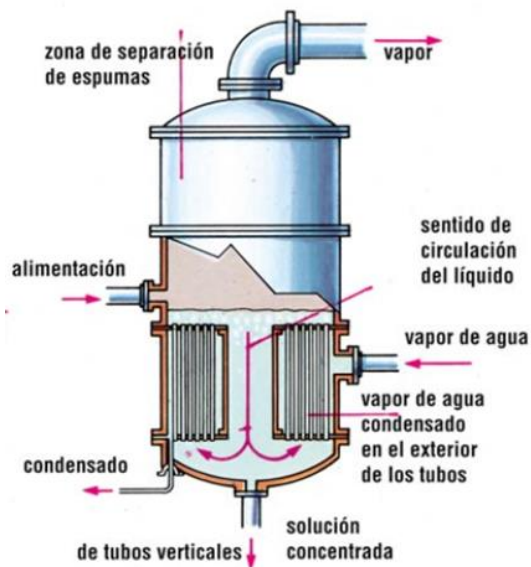


Figura 3.2 Evaporador de tubos verticales o de calandria.

Existen varios tipos de evaporadores de tubos verticales como se muestra en la figura 3.3, 3.4 y 3.5 respectivamente:

- Los de tipo cesta o canasta.

- Los de tubos verticales largos.
- Los de tipo de circulación forzada
-

Evaporadores de canasta

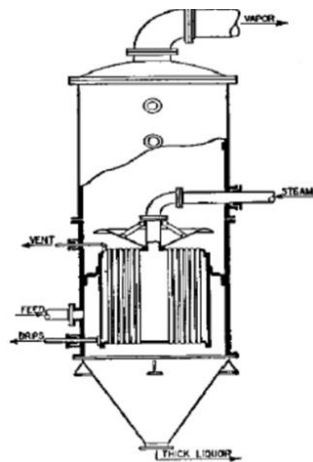


Figura 3.3: Evaporador de tubos verticales de tipo canasta

Evaporador de tubos verticales

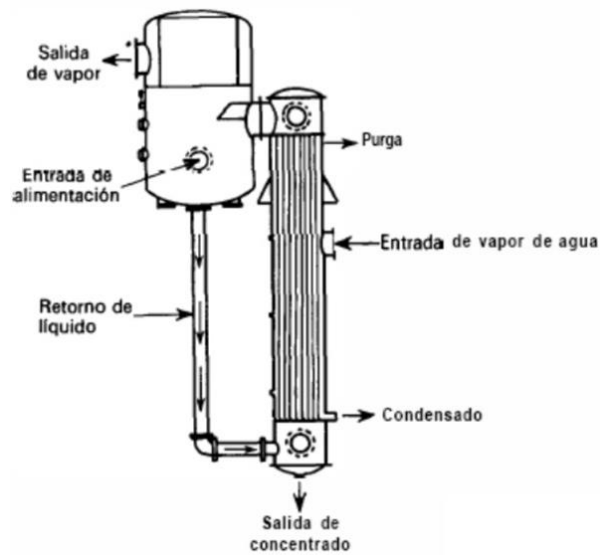


Figura 3.4: Evaporador de tubos verticales de película ascendente

Evaporadores de circulación Forzada

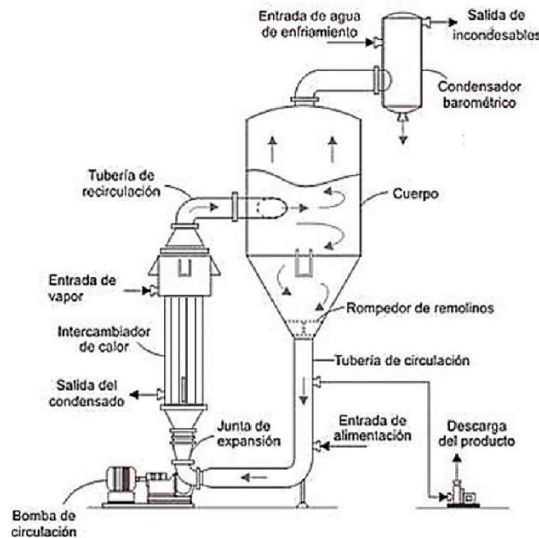


Figura 3.5: Evaporador de circulación Forzada

3.3.2 Evaporadores de múltiple efecto. Características y ventajas.

Los evaporadores como sistemas multivariables.

Los modelos matemáticos dinámicos de los evaporadores se construyen mediante la aplicación de balance masa y energía en el estado de régimen transitorio.

Generalmente se obtiene el modelo de cada vaso, considerando los procesos que tienen lugar en el interior de la cámara de calentamiento o calandria, en la superficie metálica destinada a la transferencia de calor y en el interior del cuerpo del evaporador. Así, secuencialmente, el comportamiento dinámico de las siguientes variables:

- Temperatura o presión del vapor de calefacción.
- Temperatura de la superficie metálica de transferencia de calor.
- Temperatura
- Concentración.
- Nivel de la solución en el interior del cuerpo del vaso.

Como una aproximación que simplifica grandemente el modelo, se supone que la concentración de la solución en el interior del cuerpo constituye un parámetro concentrado que es igual, en cada instante, a la concentración de la solución a la salida del vaso.

El hecho de considerar un coeficiente total al describir la transferencia de calor desde el vapor de calefacción hacia la solución en el interior del cuerpo, permite reducir a cuatro las ecuaciones para cada vaso.

El modelo de un evaporador de simple efecto se completa al añadir la ecuación diferencial que describe la dinámica de la temperatura o de la presión del vapor en el interior del condensador y la ecuación algebraica de relación entre este y el cuerpo del vaso evaporador.

El modelo de cada uno de los vasos puede quedar expresado mediante cuatro ecuaciones diferenciales lineales que describen el comportamiento dinámico de las siguientes variables:

- Presión del vapor en el cuerpo del evaporador.
- Presión del vapor en la calandria.
- Concentración.
- Nivel de la solución en el cuerpo.

3.3.3 Alimentación de los evaporadores de Múltiple efecto

En la figura 3.6 se puede evidenciar el proceso de evaporación para un sistema de múltiple efecto en la cual cada evaporador es capaz de evaporar cada unidad de agua. En este sistema de evaporación el primer efecto se encuentra constituido por tres vasos el segundo por 2 vasos y los efectos restantes por 1 vaso cada uno. El vapor que se obtiene en el primer efecto es usado para calentar el jugo que se encuentra en el segundo efecto proceso que se repite de manera sucesiva; el vapor que se obtiene del jugo concentrado de esta área se lo conoce como vapor vegetal a medida del que el jugo avance por los vasos de los

evaporadores aumenta su densidad logrando alcanzar de entre 13 y 18° Brix en la entrada a valores entre los 55 y 65° Brix en la salida, al jugo de salida se le llama meladura.

Este sistema de evaporación de múltiple efecto se controla de manera manual donde un operador es el encargado de regular el nivel en la calandria en los vasos, esta regulación se logra gracias a válvulas mecánicas reguladoras de flujo.

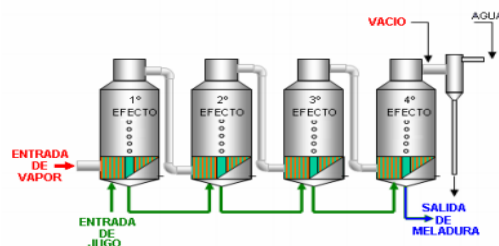


Figura 3.6: Alimentación de los evaporadores de múltiple efecto

La calidad de un producto final se mejora debido al aumento de los efectos gracias al aumento de la eliminación de agua existente en el proceso. La eliminación de agua se da gracias a la mayor presencia de los evaporadores.

Con la variación de la densidad del jugo y por la presión dada por el vapor de escape se produce algunos cambios en los parámetros muy importantes como lo es el nivel de jugo en la calandria y la densidad de la meladura obtenida al final del proceso, la eficiencia del control del sistema se disminuye debido a que no se obtiene variables exactas al momento de efectuar el control manual.

Si no se obtiene los niveles óptimos en las calandrias se pueden presentar problemas como:

- Deficiencia en la transferencia de calor lo cual esto ocasiona un desaprovechamiento en el área de evaporación

- Daños en los componentes mecánicos de la calandria y los tubos de la misma debido al calentamiento excesivo.
- Ahogamiento del sistema gracias al aumento de la temperatura reduciendo la velocidad del flujo.

La deficiencia de este sistema se da debido a las fluctuaciones en el nivel de jugo que se encuentra en la calandria de los evaporadores así también en la densidad de la meladura que se obtiene al final del proceso.

Con un sistema de control adecuado acompañado con una automatización eficiente se aprovecha de mejor manera todos los recursos empleados en el proceso así también de utilizar los parámetros adecuados para obtener la densidad adecuada de la meladura.

Funcionamiento de los evaporadores de efecto múltiple:

En la figura 3.7 se muestra el funcionamiento de los evaporadores con la alimentación del vapor vivo, la alimentación del jugo y los vapores de vegetales de alimentación de los diferentes efectos y la variación de la concentración del jugo de efecto en efecto.

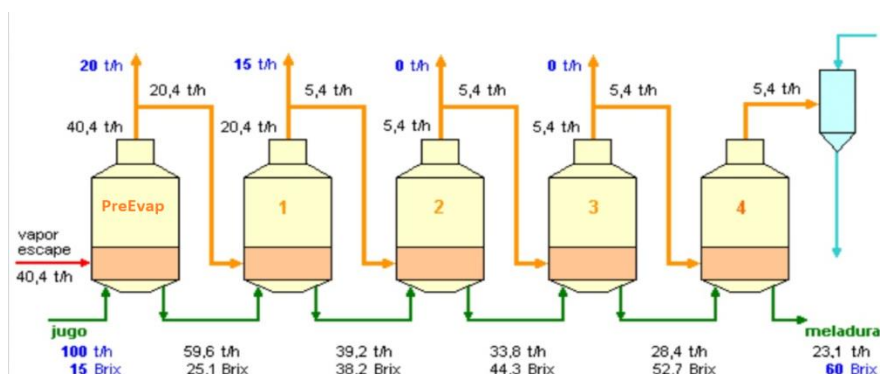


Figura 3.7: Funcionamiento de los evaporadores de múltiple efecto

- Está compuesto por varios evaporadores de efecto simple, los cuales suministran o alimentan al primer evaporador y el concentrado proveniente del primer efecto suministra a su vez al otro evaporador actividad que se repite hasta el último efecto del evaporador.

- La solución concentrada que sale de un efecto se retira del líquido y se alimenta en el siguiente efecto para obtener una mayor concentración.
- Con el líquido que entra por medio de tubos donde se contiene varias partes de la concentración realizada por la alimentación. Su procedente concentración, densidad, temperatura de ebullición son aproximadamente las correspondientes a la concentración máxima. Motivos por el cual el coeficiente de transferencia de calor tiende a ser bajo.
- Estos evaporadores no son muy adecuados para la concentración de líquidos sensibles al calor. A pesar del uso de un vacío muy bajo, debido al que el recipiente está constantemente en contacto con los tubos calientes, y como resultado una parte del recipiente se calienta a temperaturas altas.
- Pueden operar en un amplio intervalo de concentraciones, comprendidas entre las de la alimentación y el líquido concentrado por unidad, y se adaptan muy bien a la evaporación de efecto simple en una operación de circulación natural (se da debido a la diferencia de densidad) así también cuando se trata de una circulación forzada (circulación del líquido mediante una bomba).
- La forma de circulación del líquido puede ser adaptable gracias a varios mecanismos de los evaporadores de efecto múltiple con: alimentación hacia delante, alimentación hacia atrás y alimentación en paralelo.

3.3.4. Tipo de alimentación de los evaporadores de más de un efecto

Para que los evaporadores de más de un efecto realicen su labor de forma eficiente deben ser suministrados de las siguientes maneras:

Alimentación Directa:

Este tipo de alimentación se da mediante el uso de una bomba la cual ayuda a la dilución de la sustancia que se da en el primer efecto y hacerla circular después a través de los demás efectos, sin el uso de bombas, puesto que el flujo es en el sentido de presiones decrecientes, y todo lo que se requiere es válvulas de control en las líneas de unión.

Alimentación Inversa:

En esta la solución diluida se alimenta en el último efecto y se bombea hasta los sucesivos efectos hasta el primero, esta requiere una bomba entre cada pareja de efectos además de bomba para extraer la solución concentrada, ya que el flujo es en sentido de presiones crecientes. Esta forma de alimentación tiene mucha más capacidad que la alimentación directa.

Alimentación Mixta.

En este estilo de alimentación la solución diluida es alimentada en un efecto intermedio que circula con alimentación directa hasta el extremo de la serie, y después se bombea hacia atrás a los primeros efectos para conseguir la concentración final, eliminando la mayor cantidad de agua en la evaporación final a temperaturas altas.

Alimentación Paralela.

En este tipo de alimentación la solución diluida es alimentada directamente en cada efecto, sin que exista la necesidad de transportar el líquido entre los efectos.

3.4 Selección de los elementos para los evaporadores de múltiple efecto.

Las válvulas están diseñadas para funcionar en modo abierta o cerrada. La apertura y cierre lentos de las válvulas de compuerta evita los llamados golpes de ariete, que pueden causar graves daños a los sistemas de tuberías. En las válvulas existe una caída de presión

dependiendo del tipo será mayor o menor. En la posición completamente cerrada, una válvula de compuerta sella incluso bajo alta presión. Sin embargo, bajo una presión muy baja, por ejemplo, bajo una presión de 5 psi, las infiltraciones leves no deben considerarse anormales en este tipo de válvula.

3.4.1 Tipos de las válvulas más utilizadas en los evaporadores.

Válvulas de mariposa

Una válvula de mariposa es un dispositivo para regular o interrumpir el flujo de un fluido en un conducto. La válvula de mariposa para aumentar o reducir la sección de paso de una placa que pivotea esta placa es la que le da el nombre de mariposa como se muestra en la figura 3.8. Al disminuir el área de flujo de fluido, aumenta la caída de presión local en la válvula, lo que reduce el flujo de fluido.

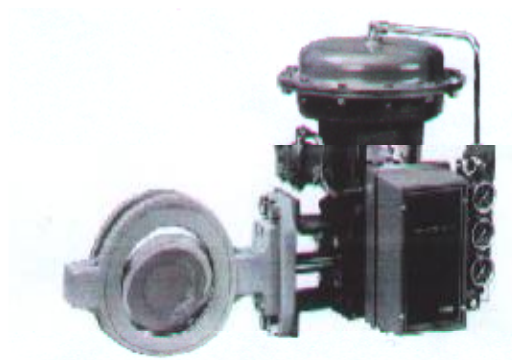


Figura 3.8: Válvula de Mariposa

Las válvulas de mariposa se pueden distinguir en el campo de la hidráulica de la siguiente manera:

- En todos los casos están contenidos en la tubería.
- Tienen una baja caída de presión cuando están completamente abiertos.
- La relación entre la zona de paso y el ángulo de rotación de la mariposa no es lineal.

- Las válvulas de mariposa se utilizan en conductos de aire, líquidos que puede ser líquidos viscosos o con sólidos de suspensión.

- **Válvulas de globo**

Las válvulas de globo también están diseñadas para operar desde un modo abierta o ligeramente cerrada con cualquier líquido que contenga partículas que puedan rayar la bola. Muchos técnicos prefieren usarlos para regular el flujo de agua clara. Las válvulas de globo tienen mayores caídas de presión que las de mariposa. Con el desarrollo de los sellos de teflón, las válvulas de globo han experimentado un crecimiento considerable entre los usuarios. Abrir o cerrar una válvula de bola demasiado rápido también puede causar el efecto del golpe de ariete.

Es un producto aparentemente simple, pero que cuenta con una gran tecnología interior: moldes para hacer las válvulas, estampar para cortarlas. Es un elemento ESENCIAL en la bola de PVC, porque si la válvula no funciona correctamente, la bola se desinfla y no es válida, por eso la válvula es pequeña pero muy importante.



Figura 3.9: Válvula de Mariposa

3.4.2 conclusión sobre estos modelos.

Por todas las razones mencionadas anteriormente, se decidió aplicar el sistema multivariable ya que permite controlar las cinco variables de salida: variables de geometría

de soldadura (ancho, profundidad y altura) y propiedades térmicas (CR y HZ), además que se puede utilizar para analizar las propiedades importantes, además de utilizar e implementar en la simulación la importancia de las diferentes válvulas y su papel en el desarrollo del presente proyecto.

Capítulo 4

Desarrollo de la propuesta tecnológica

4.1. Instrumentos de control

Válvulas de control

Se conoce como válvula de regulación aquellas que nos permite regular el fluido; para garantizar un control eficiente en el nivel, la presión y la temperatura de los tanques presurizados de los evaporadores utilizaremos válvulas de tipo:

- Válvulas de mariposa
- Válvulas de globo

Válvulas de mariposa: Las válvulas de mariposa se las utiliza para interrumpir el paso de fluido ya sea esta acción de forma manual o de manera automática. Para el control de fluido en los evaporadores es recomendable el emplear la de tipo automática para así garantizar un control eficiente en los evaporadores.

Válvulas de globo: la válvula de globo permite regular el caudal del fluido gracias al diseño de la válvula permite con una mayor facilidad la dirección del fluido además de que nos Brinda una mayor Resistencia al fluido. Para el caso de los evaporadores se utiliza y se recomienda utilizar las válvulas de globo de simple asiento con actuador en el caso de los 3 primeros efectos son las más recomendable.

En el caso de los 4 efectos de los evaporadores se recomienda la utilización de la valvular sumder con membrana con el único fin de controlar de la mejor manera a este efecto.

4.1.2 Válvula de vapor

Para saber el tipo de válvulas que necesitaremos para controlar el fluido en la calandria, utilizaremos como herramienta de ayuda el programa quicksize que nos arrojará el tipo de válvulas adecuada para el correcto control del sistema múltiple efecto.

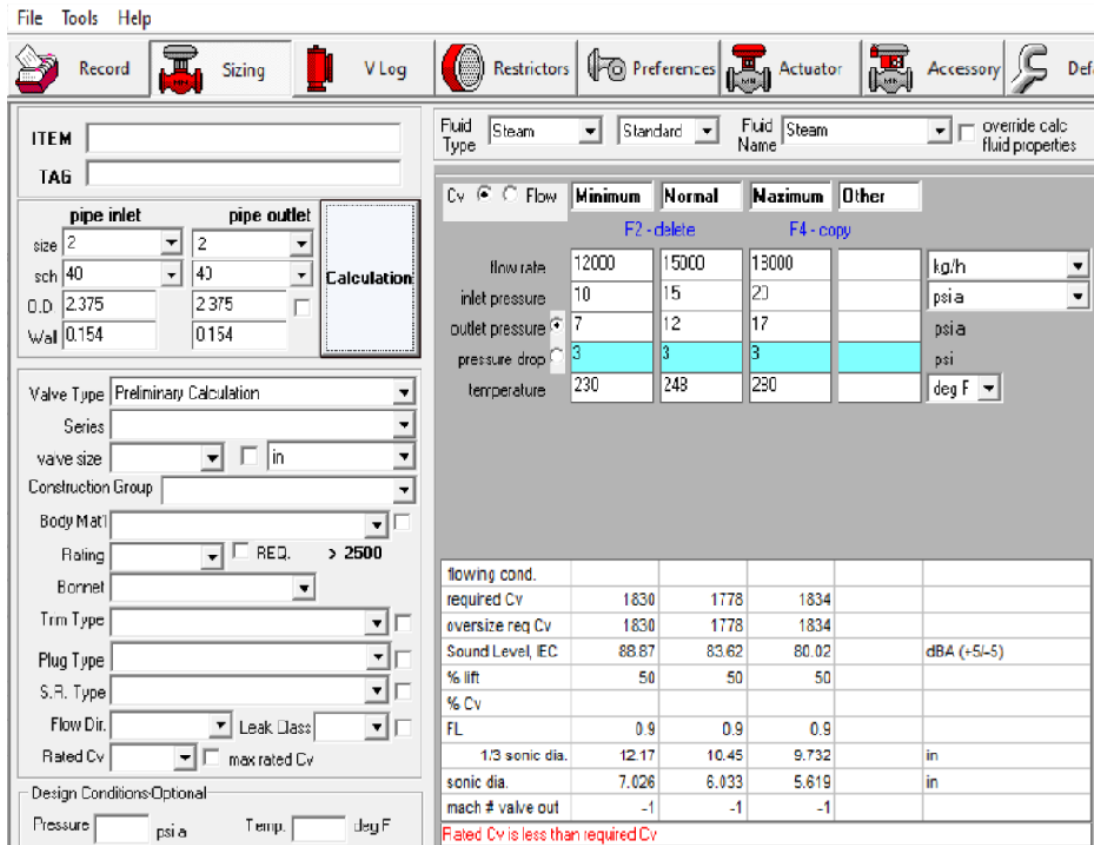


Figura 4.1: Elección de válvulas de control

Elaborado: Por los Autores

Como se puede apreciar en la imagen 4.1 nos arroja como resultado las características técnicas necesarias que deben tener las válvulas necesarias para el control del fluido, teniendo presente datos como:

- La presión
- La resistencia a la temperatura
- La longitud de las válvulas, etc.

4.1.3. Valvulas características técnicas

Válvulas de mariposa

Flow Control Sweden

VÁLVULA TIPO MARIPOSA PARA FLUIDOS SECUNDARIOS.

Características:

Diámetros:	DN25 – DN 200
Tensión:	230V (24V) 50/60 Hz
Angulo de giro:	90°
Tiempo de recorrido:	60/120 sec (240)
Tiempo de trabajo:	-20/+160°C
Presión de trabajo:	16bar
Presión diferencial:	16bar
Protección:	Ip54

Tabla 4.1: Característica Técnica de la Flow Control Sweden

- En el caso de las válvulas de mariposa se puede utilizar solo un tipo de esta válvula para el control de todos los efectos.

Válvulas de globo- características técnicas

Válvula de globo / con actuador eléctrico / electroneumática / con control neumático

Características	
Tipo:	De globo
Accionamiento:	Con actuador eléctrico, electroneumática, con control neumático
Función:	De control
Medios:	Para gas, para vapor, para aire comprimido
Cuerpo:	De brida, de acero inoxidable, de acero al carbono, de bronce
Otras características:	De dos vías
Temperatura:	
Máx:	200 °C (392 °F)
Min:	-10 °C (14 °F)
Presión:	
Máx:	40 bar (580,2 psi)
Min:	16 bar (232,1 psi)
DN:	
Máx:	100 mm
Min:	15 mm
Caudal:	
Máx:	115 m ³ /h (4.061 ft ³ /h)
Min:	4 m ³ /h (141 ft ³ /h)

Tabla 4.2: Característica técnicas de la válvula de globo

Este tipo de válvula se utilizara para poder controlar el primer defecto

Válvula de globo HN

Características	
Marca:	4. VICO VALVES
Referencia:	00- VHN-00
Modelo HN:	Válvula de globo con actuador neumático de diafragma y disco anti-cavitación.
Material del cuerpo:	WCB, CF8 o CF8M
Materiales de los internos:	PTFE, CF8 o CF8M
Materiales del diafragma:	EPDM + Nylon, FKM o FFKM
Medidas:	Desde DN15 á DN400
Presión nominal:	150#, 300# y 600#
Conexión estándar bridas	ANSI B.16.5
Conexiones S.W. y B.W.	Opcionales
Regulación lineal o isoporcentual	
Fuelle opcional	
Rango de temperatura trabajo:	-30° C ~350° C

Tabla 4.3: Característica técnicas de la válvula de globo HN

- Se utilizara para el control del 2 efecto

Válvula de Control de flujo con actuador neumático - 4-20mA 4 pulgadas

Características:	
Lugar del origen:	Tianjin, China
Marca:	BELL
Numero de modelo:	BJHP
Uso:	General
Material:	Hierro fundido, acero inoxidable, acero fundido, etc.
Temperatura de medios:	-15 ~ 200°C (temperatura normal) -40 ~ 450°C (temperatura media)
Presión:	1,6 de 4,0 6.4MPa.. 300b... 600lb.
Potencia:	Neumático
Medios:	Agua, aceite, gas, vapor, etc.
Tamaño del puerto:	DN25 – 200
Estructura:	Control
Estándar o no estándar:	Estándar
Tipo de conexión:	Brida
Temperatura nominal:	-15 ~ + 200°C
De aleta de refrigeración tipo:	-40 ~ + 450°C
Características de flujo:	Línea recta, porcentaje igual
Brida estándar:	ANSI, JSI GB etc.
Partes adicionales:	Posicionador, interruptor de limite, filtro reductor de aire, volante, etc.
Rango de presión:	ANSI 150.300.600; PN6 de 16,40 64, etc.
Rango ajustable:	50:1
Nombre del producto:	Válvula de control de flujo de 4 -20mA de 4 pulgadas

Tabla 4.4: Característica técnica de la válvula de control de flujo

- Se utiliza para el 3 efecto

Diseño de un sistema de control para los evaporadores de una industria azucarera

4.3. Desarrollo en detalle de la propuesta tecnológica.

Para realizar la alternativa de la propuesta para el control de los evaporadores se decidió utilizar el modelado de efecto múltiple por lo cual utilizaremos el programa Matlab es un software de simulación capas de modelar sistemas de bloques que se usan en la industria

permitiendo un análisis exhaustivo de cada una de las perturbaciones que se pueden presentar en el proceso de simulación en el programa de Matlab.

Para poder realizar la simulación utilizando simulink debemos tener presente los datos del fabricante el cual será utilizado para el parametrizado de cada uno de los bloques obteniendo las ganancias y las pérdidas acorde a las constantes de tiempo permitiéndonos tener como resultados matrices (fila) donde se ubica los coeficientes de cada uno de los efectos de los evaporadores.

4.3.1. Modelo en simulink-matlab

La realización del comportamiento de los evaporadores se ha desarrollado con Simulink de Matlab. Este instrumento nos permite elaborar diagramas en bloque que tienen ecuaciones de modelado. Con la ventaja que dichos valores que se encuentran en los bloques pueden ser modificados (punto de equilibrio, entrada y perturbaciones), con el objetivo de mostrar una gráfica en la cual se muestren los cambios de las salidas.

1. Al correr el programa podemos dar click en la herramienta “Simulink” o escribir dicha palabra y presionar el botón “enter”.
2. Procedemos a seleccionar los parámetros en las ventanas de diálogos.
3. Se realiza el modelado de simulación.
4. Para efectuar la simulación solo se necesita determinar el tiempo de ejecución que se encuentra ubicado en las herramientas superiores de la ventana y dar click en “Run”.
5. Una vez puesto en marcha la simulación esta se habrá ejecutado, nos permitirá tener acceso a las ventanas de “Scope” para tener resultados de las salidas.
6. Si se desea realizar otros tipos de simulaciones, se procederá a cambiar los parámetros de tiempo.

4.3.2: Fórmulas de los Modelado en Bloque

Para la obtención de los modelos se deben hacer las suposiciones siguientes:

- El caudal másico de alimentación es constante S_0 .
- Las masas de solución que contienen los vasos, m_1, m_2, \dots, m_4 no varían.
- La cantidad de agua evaporada en cada efecto por cada kg de vapor de calefacción es constante: $W_1 = k_1.V_1; W_2 = k_2.W_1; \dots; W_4 = k_4.W_3$.
- Son constante en cada vaso las propiedades físicas de interés tales como: densidad, calor específico, etc.
- No hay soluto en los vapores producidos en cada efecto.
- No hay pérdidas de calor al exterior, ni salideros de solución, ni de vapor.
- La respuesta a la transferencia de calor es instantánea.
- La concentración en cada efecto constituye un parámetro concentrado y es igual en cada instante a la concentración de la solución a la salida del mismo.
- La presión (vacío) en la cámara de evaporación (es decir en el cuerpo del evaporador) del último efecto no varía, o sea la temperatura se mantiene constante.

Las variables a considerar en el modelo son las siguientes:

V_1 , Flujo de vapor primario (kg/s). (Variable manipulada).

S_0 , Flujo de alimentación (kg/s). (Se considera constante).

C_0 , Concentración del alimentado (fracción de masa del soluto); (perturbación o carga).

m_1, m_2, \dots, m_4 , masa de solución de los efectos 1, 2, ..., 4 (kg); (se considera constante).

C_1, C_2, \dots, C_4 , Concentración de la solución en los efectos 1, 2, ..., 4 (fracción de masa del soluto); (C_4 , la concentración del producto, es la variable controlada)

C_{1r} , concentración de la solución en los efectos 1, 2, ..., 4 (fracción de masa del soluto). (C_{1r} se considerará desigual a C_1 en cada instante, sólo en el caso en que exista un retraso de transporte apreciable en el conducto de la solución desde un vaso hasta el siguiente).

W_1, W_2, \dots, W_4 , Flujo de los vapores secundarios o vegetales (kg/s) (variables dependientes).

S_1, S_2, \dots, S_4 , Flujo o caudal de salida de las soluciones concentradas en los efectos 1, 2, ..., 4 (variables dependientes).

La obtención del modelo matemático lleva:

1. Balance de masa en cada efecto.

$$W_1 = k_1 \cdot V_1 \quad (1)$$

$$W_2 = k_2 \cdot W_1 = k_1 \cdot k_2 \cdot V_1 \quad (2)$$

$$W_3 = k_3 \cdot W_2 = k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot V_1 \quad (3)$$

$$W_4 = k_4 \cdot W_3 = k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot k_4 \cdot V_1 \quad (4)$$

Para el efecto 1:

$$S_1 = S_0 - W_1$$

$$S_1 = S_0 - k_1 \cdot V_1$$

Para el efecto 2

$$S_2 = S_1 - W_2$$

$$S_2 = S_0 - k_1 \cdot V_1 - k_1 \cdot k_2 \cdot V_1$$

Para el efecto 3

$$S_3 = S_2 - W_3$$

$$S_3 = S_0 - k_1 \cdot V_1 - k_1 \cdot k_2 \cdot V_1 - k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot V_1$$

Para el efecto 4

$$S_4 = S_3 - W_4$$

$$S_4 = S_0 - k_1 \cdot V_1 - k_1 \cdot k_2 \cdot V_1 - k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot V_1 - k_1 \cdot k_2 \cdot k_3 \cdot k_4 \cdot V_1$$

El balance de soluto en régimen de transición para cada efecto permite escribir.

Para el efecto 1

$$\frac{dm_1 c_1}{d\tau} = s_0 c_0 - s_1 c_1 = s_0 c_0 - s_0 c_1 + k_1 c_1 v_1$$

Para el efecto 2:

$$\frac{dm_2 c_2}{d\tau} = s_1 c_{1r} - s_2 c_2 = s_0 c_{1r} - k_1 c_1 v_1 - s_0 c_2 + k_1 c_2 v_1 + k_1 k_2 c_2 v_1$$

Se puede obtener después de linealizar y hallar las transformadas de Laplace, para plantear las funciones transferenciales donde el diagrama de bloques queda:

Diagrama de bloques de la estación de Evaporadores

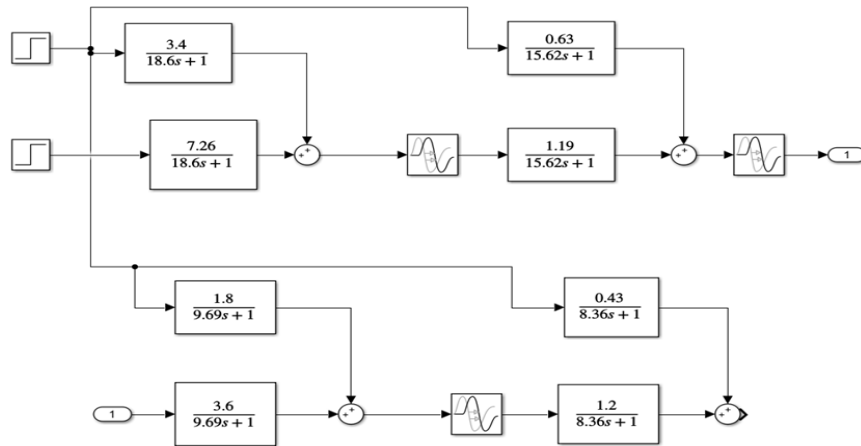


Figura 4.2: Estación de los Evaporadores

Elaborado: Por los Autores

Para el control automático de la estación de evaporadores, como el objetivo principal es la obtención de una solución producto de una concentración y una calidad determinada, lo cual se puede obtener a partir del control de las siguientes variables.

- Concentración de la solución producto.
- Vacío (o presión absoluta) en el cuerpo del vaso acoplado al condensador.
- Nivel de la solución en cada vaso evaporador.
- Presión del vapor primario en la cámara de calentamiento del primer vaso, o flujo de este vapor hacia la misma, o presión del vapor secundario en el cuerpo de dicho vaso (en caso de ser de simple efecto).

Las variables que se manipulan comúnmente son:

- El flujo de salida de la solución producto.
- Los flujos de entrada de solución a cada uno de los vasos.
- El flujo de vapor primario.
- El flujo de agua de enfriamiento hacia el condensador.

Las principales perturbaciones que tienen lugar en el proceso de evaporación son:

- Variación de la concentración de alimentación.
- Variación en el flujo de alimentación.
- Variación en el flujo de vapor primario.
- Variación en los flujos de vapor de extracción.

4.3.3 Control de nivel- primer efecto

En la pantalla principal se puede visualizar el diagrama de bloque. En etapa de la simulación se muestra el modelado de simulación de cada uno de los componentes de del proceso de los evaporadores donde observamos los valores de parámetro de control (perturbación, válvula y sensor), las cuales se encuentran dentro de un proceso de un controlador PID.

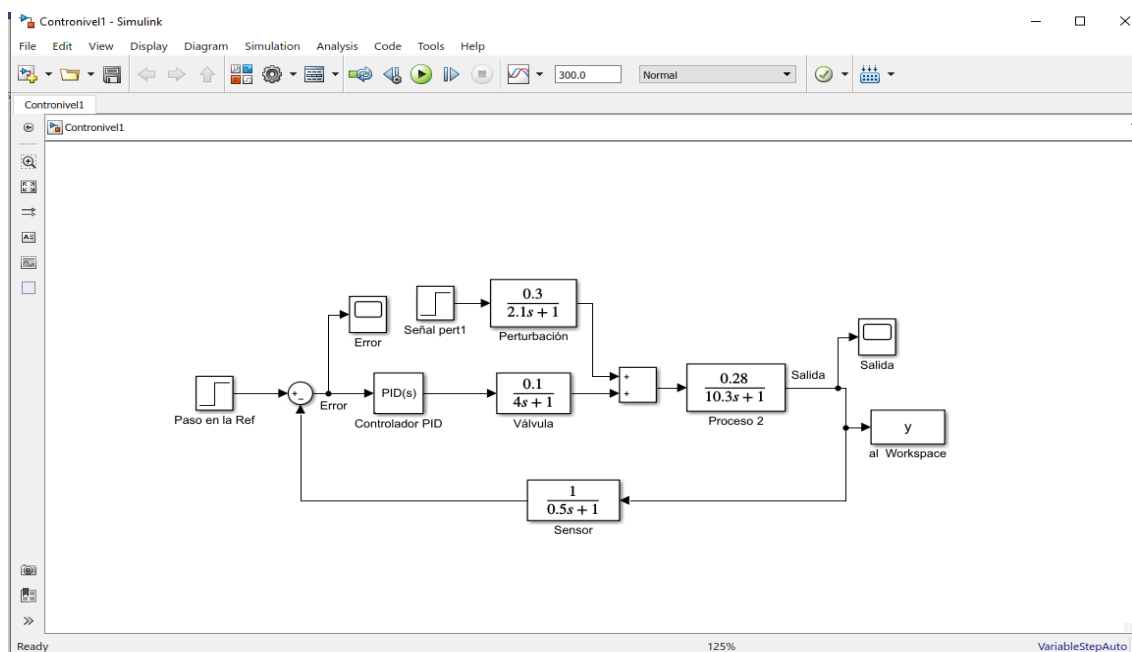


Figura 4.3: Diagrama de Bloque en el Primer Efecto

Elaborado por: Los Autores

En la presente imagen se puede ver los valores definidos para los coeficientes de perturbación que se usara para el control de la simulación.

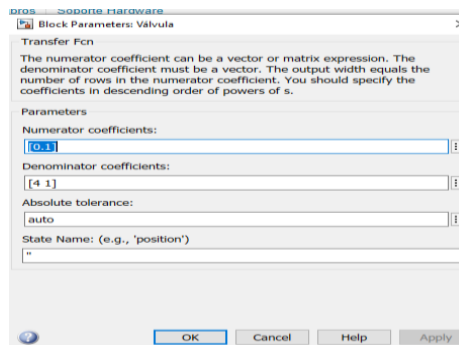


Figura 4.4: Diagrama de Bloque en el Primer Efecto

Elaborado por: Los Autores

Para obtener un proceso de control adecuado son muy utilizados los esquemas PID debido a que son básicos y modificables, aunque en ocasiones no ofrezcan un control adecuado que nos permitirá obtener el control de nivel de flujo del primer efecto.

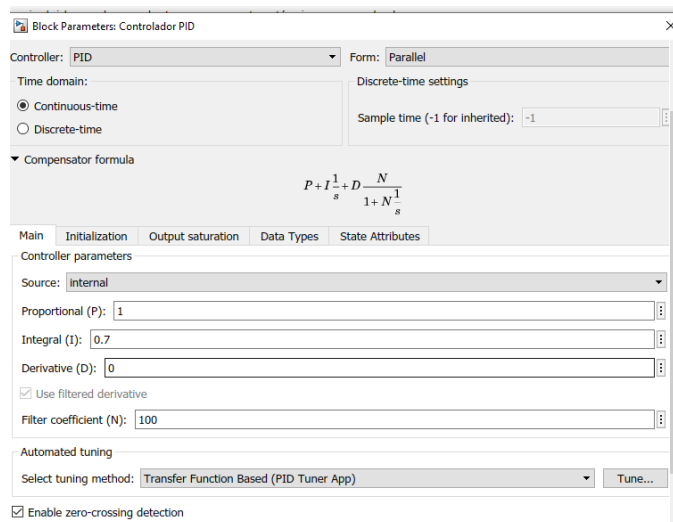


Figura 4.5: Modelo Matemático para el Controlador

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente figura se muestra la gráfica del primer efecto controlado gracias al ajuste otorgado por el controlador PID debido a los valores ingresados para conseguir el nivel deseado.

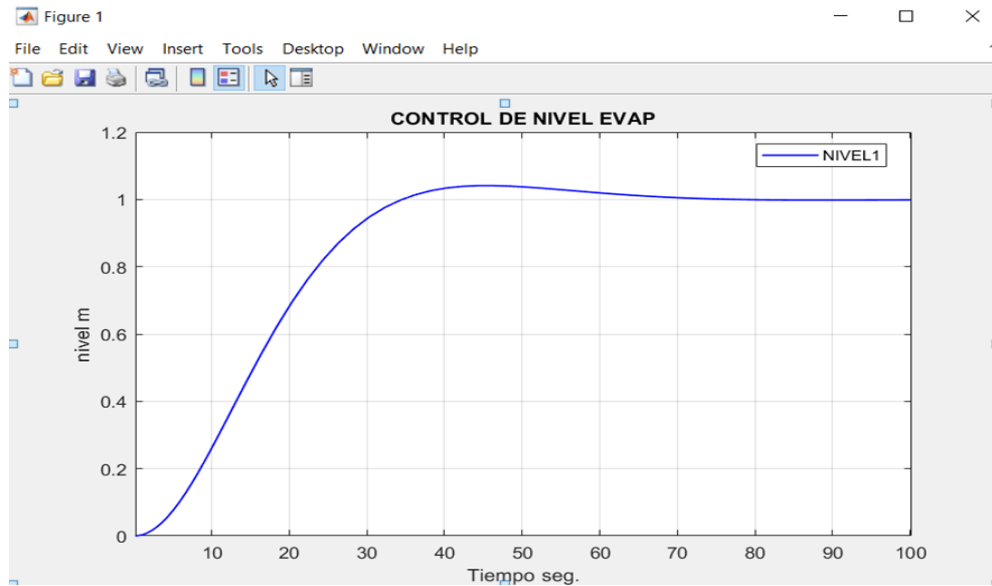


Gráfico 4.6: control de nivel en los evaporadores: primer efecto

Elaborado por: Los Autores

Control de nivel – segundo efecto

En el diagrama de bloque del segundo efecto podemos observar que en el bosquejo del segundo efecto podemos determinar los valores de cada uno de los componentes de dicho diagrama, mediante el uso de un controlador PID.

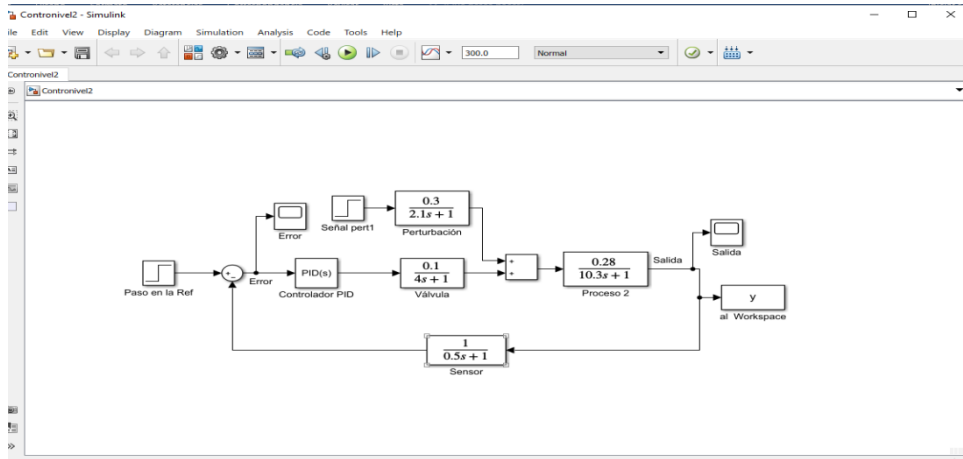


Figura 4.7: Diagrama de Bloque del 2 Efecto

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente imagen se puede ver los valores designados a los coeficientes de la válvula para hallar el ajuste más preciso para el controlador.

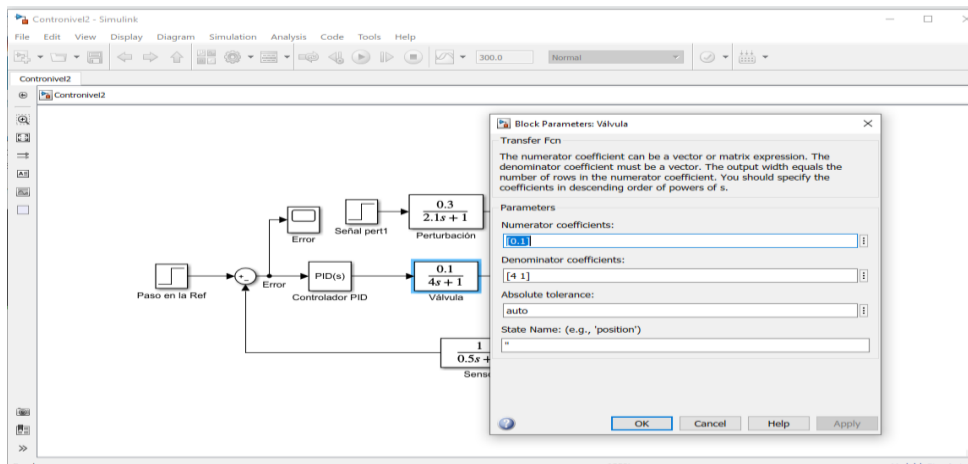


Gráfico 4.8: coeficiente de válvulas

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente figura se puede observar los valores que se le asigna a los coeficientes de la perturbación para así lograr el ajuste deseado del diagrama de bloque

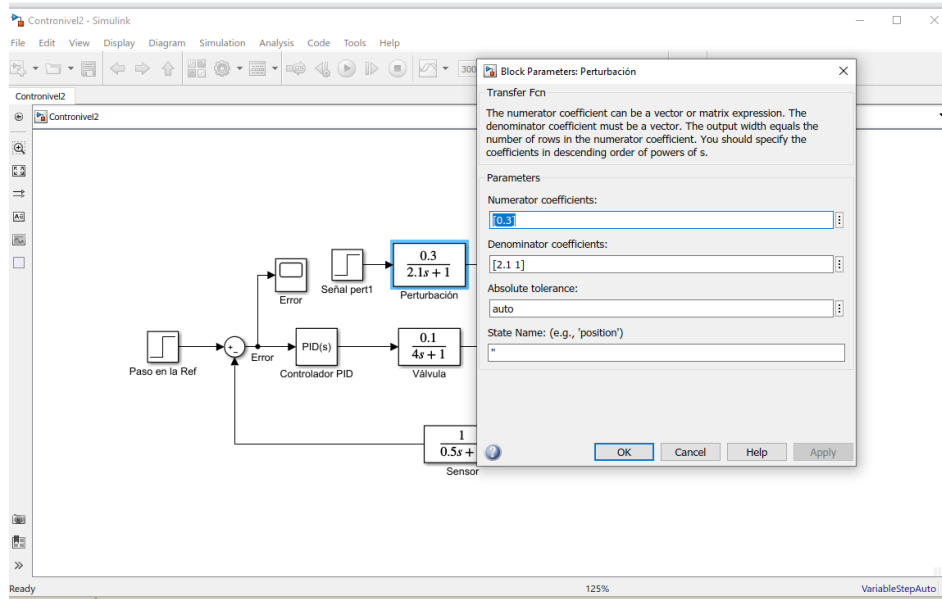


Figura 4.9: Coeficiente de Perturbación en el Segundo Efecto

Elaborado por: Los Autores

En la figura 4.9 se determina los valores de los coeficientes del sensor de nivel

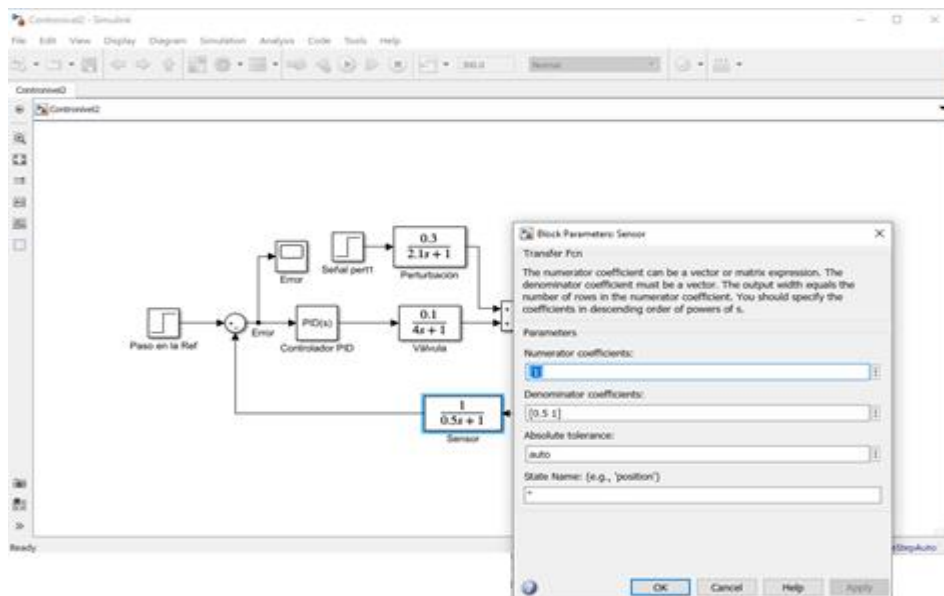


Figura 4.10 Coeficientes del Sensor de Nivel

Elaborado por: Los Autores

Se puede determinar en la siguiente imagen los valores definidos para el control del proceso 2 en el Segundo efecto para poder mantenerlo ajustado y estable.

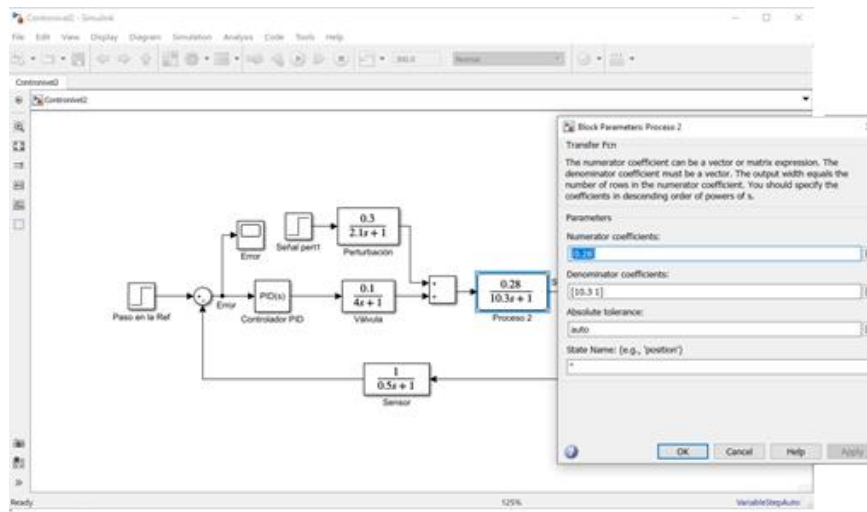


Figura 4.11: Valores de los Coeficientes del Proceso del Segundo Efecto

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente figura se puede observar la gráfica del 1 y 2 nivel en un mismo plano determinando que la gráfica del Segundo nivel se encuentra un poco más elevada que la del primer efecto.

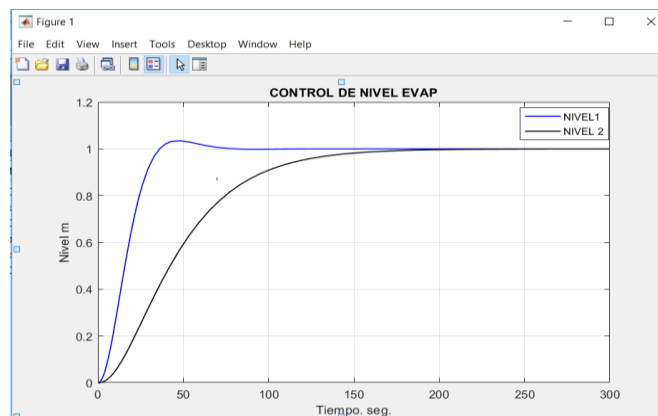


Gráfico 4.12: CONTROL DE NIVEL EN LOS EFECTOS 1 Y 2

Elaborado por: Los Autores

Control de la concentración

Este método de ajuste, para controladores PI y PID, se aplica cuando el modelo del proceso se aproxima a un sistema de primer orden con retardo. Los parámetros para el ajuste se obtienen utilizando procedimientos de optimización basados en criterios de la integral del error como el IAE (Integral del valor absoluto del error) o el ICE (Integral del error cuadrático), teniendo en cuenta el desempeño y la robustez del algoritmo de control y los problemas de saturación de la variable manipulada. Para el sistema de primer orden dado por la ecuación de la concentración, para obtener los parámetros del controlador mediante la técnica de Ciancone - Marlin se utiliza la relación

$$F = \frac{\theta'}{\theta' + \tau}$$

A partir de la cual se estiman los valores de K_c y τ_i del controlador, así:

$$X = K_c K Y = \frac{\tau_i}{\theta + \tau}$$

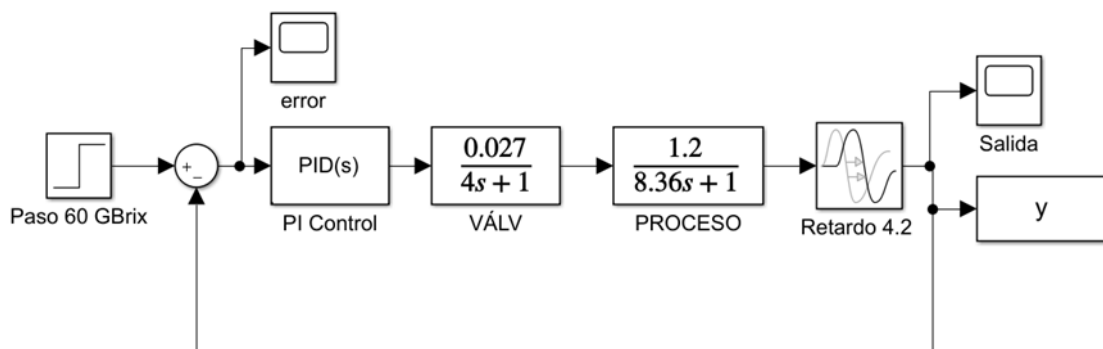


Figura # 4.13: Diagrama de bloque de la concentración

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente figura se observa la respuesta del sistema de control del jugo a 60 °Brix

Donde se muestra un equilibrio de la concentración a tal punto donde las pérdidas sean pocas o nulas,

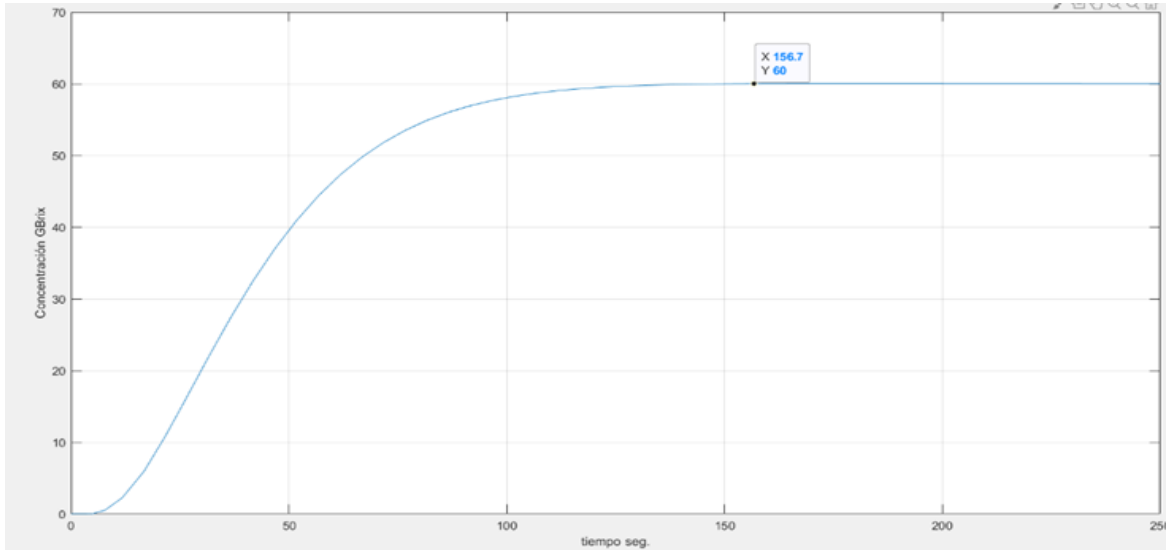


Figura # 4.14: Respuesta del sistema de control de la concentración del jugo a 60 °Brix

Elaborado por: Los Autores

Tabla 4.5: Método de Ciancorne Marlín

F	PI(Set – Point)		PI(Perturbación)	
	X	Y	X	Y
0.0	1.259	0.241	1.417	0.748
0.1	1.259	0.235	1.417	0.748
0.2	1.626	0.518	1.193	0.964
0.3	1.377	0.789	1.032	0.881
0.4	1.000	0.746	0.918	0.818
0.5	0.858	0.702	0.861	0.756
0.6	0.599	0.659	0.722	0.693
0.7	0.464	0.615	0.648	0.631
0.8	0.383	0.572	0.608	0.568
0.9	0.359	0.528	0.594	0.506
1.0	0.316	0.485	0.558	0.443

Si se considera la constante de tiempo principal $T = 8.36$ s

$$F = \frac{4.2}{4.2 + 8.36} = 0.3343$$

Si se interpola en la tabla # 1 se obtiene:

$X = 1.364$ y el valor de $y = 0.787$,

Los valores obtenidos para K_c y τ_i son:

$K_c = 52$ y $\tau_i = 17$ seg

Los valores obtenidos por prueba y error fueron

$K_c = 1$ y $\tau_i = 0.7$ seg con los que se obtiene una buena respuesta, se puede plantear que el haber despreciado a la otra constante de tiempo da esos malos resultados por el método de Ciancone-Marlin porque este método está concebido para un sistema de primer orden con retardo.

Introducción al PLC S7-1200

El controlador lógico programable (PLC) S7-1200 ofrece la flexibilidad y capacidad de controlar una gran variedad de dispositivos para las distintas tareas de automatización.

Gracias a su diseño compacto, configuración flexible y amplio juego de instrucciones, el S7-1200 es idóneo para controlar una gran variedad de aplicaciones.

La CPU incorpora un microprocesador, una fuente de alimentación integrada, así como circuitos de entrada y salida en una carcasa compacta, conformando así un potente PLC.

Una vez cargado el programa en la CPU, ésta contiene la lógica necesaria para vigilar y controlar los dispositivos de la aplicación. La CPU vigila las entradas y cambia el estado de las salidas según la lógica del programa de usuario, que puede incluir lógica booleana, instrucciones de conteo y temporización, funciones matemáticas complejas,

Comunicación con otros dispositivos inteligentes.

La CPU incorpora un puerto PROFINET para la comunicación en una red PROFINET. Los módulos de comunicación están disponibles para la comunicación en redes RS485 o RS232.

PLC S7-1200

1. Conector de corriente.
2. Conectores extraíbles para el cableado de usuario (detrás de las tapas) ② Ranura Para Memory Card (debajo de la tapa superior)
3. LEDs de estado para las E/S integradas
Conector PROFINET (en el lado inferior de la CPU). Los diferentes modelos de CPUs
4. ofrecen una gran variedad de funciones y prestaciones que permiten crear Soluciones efectivas destinadas a numerosas aplicaciones.



Figura# 4.15: PLC S7-1200

La CPU dispone de una fuente de alimentación interna que suministra energía eléctrica a la CPU, los módulos de señales, la Signal Board y los módulos de comunicación, así como otros equipos consumidores de 24 V DC.



Figura# 4.16: Parte inferior del PLC S7-1200

En la figura 4.17 se puede observar la estación de los evaporadores controlada con las válvulas de control de fluido adecuadas para garantizar el nivel de la calandria es adecuada.

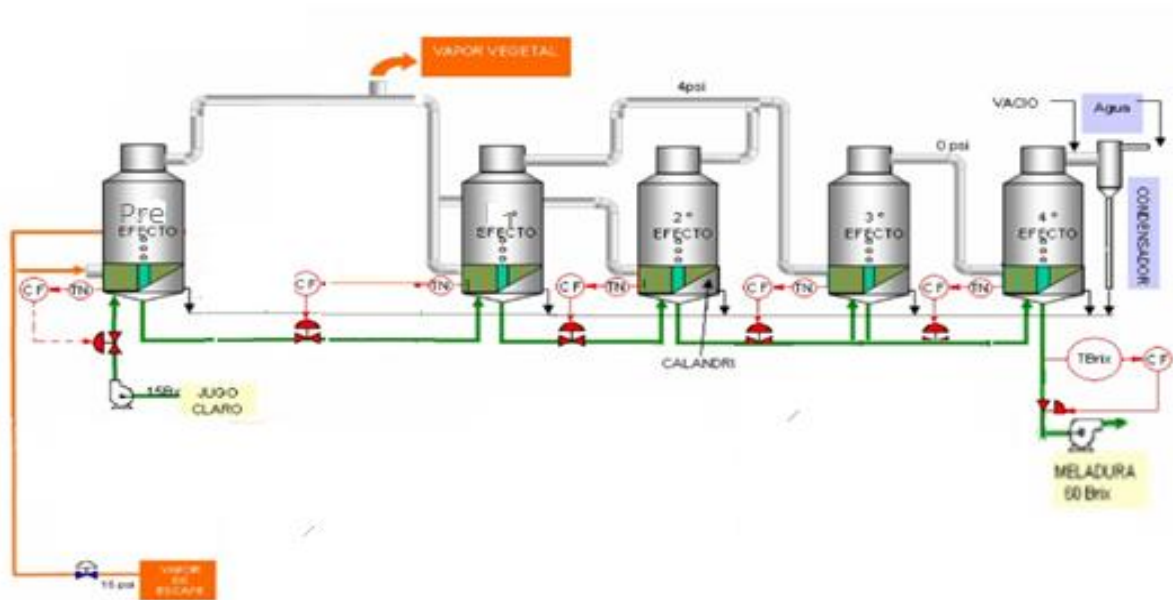


Figura 4.17: Estación de los evaporadores controlada

Elaborado por: Los Autores

Capítulo 5

Análisis técnico económico de la propuesta tecnológica

La compra de equipos industriales significa a menudo el recurso de una empresa al capital externo. Un montón de razones pueden alentar a una empresa a reemplazar sus recursos materiales: exceder un límite de productividad, racionalizar los costos operativos o estandarizar el proceso de producción al invertir en equipos que brinden un trabajo de calidad, incluso si las unidades producen por hora de servicio son idénticos a los equipos antiguos. Se trata de aumentar la eficiencia de las herramientas de trabajo: producir más, producir mejor o producir a bajo precio. Obviamente, el equipo usado justifica una inversión de reemplazo. Al igual que los activos fijos, la maquinaria industrial representa una gran suma.

Como se puede apreciar en las figuras 5.1 y 5.2, los evaporadores funcionan mediante una fuente de energía de vapor latente a una temperatura mayor a la evaporización del agua, con este proceso se logra disolver una parte del componente con esto se produce una disolución concentrada.

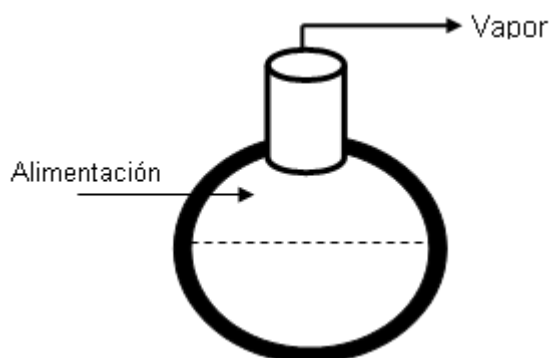


Figura 5.1: Alimentación de vapor

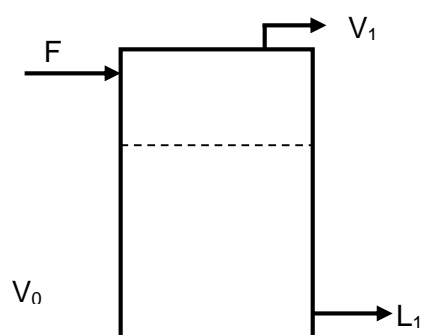


Figura 5.2: Disolución de la concentración

Para poder determinar el análisis técnico de la propuesta se debe definir cada uno de los componentes de los evaporadores.

5.1. Componentes de los evaporadores:

Los principales componentes son:

- **Ebullidor Tubular:** Es donde se da el proceso de ebullición de cualquier tipo de disolvente que se da como resultado del calor transmitido por el vapor latente.
- **Separador líquido-vapor:** En el separador se da el proceso de mezcla de líquido-vapor que se encuentra en el ebullidor que es separada, obteniendo el líquido concentrado y la fase de vapor.
- **Área de circulación del medio de calentamiento:** En el área de circulación de calentamiento es donde se concentra las energías utilizadas por el evaporador las cuales son: (vapor y electricidad).

5.1.2. Balance de energía de los evaporadores

L_1 = Solucion diluida

G_2 = Vapor de calentamiento

G_3 = Liquido Evaporado

L_5 = Solucion Concentrada

L_4 = Vapor condensado

Para los vapores de contacto indirecto que las corrientes de vapor y de disolución no se pueden mezclar utilizamos:

$$L_1 = G_{3+L_5} \text{ Balance Total}$$

$$L_{1X_1^S} = L_{5X_5^S} \text{ Balance de solidos}$$

Balance de Energía

$$L_1H_1 + G_2H_2 = G_3H_3 + L_4H_4 + L_5H_5$$

$$G_2(H_2 - H_4) = G_3H_3 + L_5H_5 - L_1H_1$$

H_1 y H_3 Por lo general depende de la característica de la solución siendo igual a $H^1 = C_p^1 \Delta T$

Las entalpías H_2 y H_4 corresponden al vapor de calentamiento entrante y al condensado (Líquido saturado saliente) proveniente de la condensación del vapor. La entalpia H_3 corresponde a los vapores formados a partir de la disolución y es función de la presión del sistema.

5.1.3. Costos de implementación:

Los costos de implementación para el desarrollo de un sistema de control para los evaporadores dependerán de la capacidad de visión que tenga la empresa para poder mejorar la calidad de su producto final para eso hay que tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Costo de las válvulas de control (mariposa y de globo)
- Costo de sensores (presión y de temperatura)
- Costo de seguridad y mantenimiento de los evaporadores
- Costo del operario

Por lo cual para la implementación de las diversas herramientas y equipos necesarios para el desarrollo de la propuesta se designan valores estimados y el presupuesto que se genera en la tabla que se describe a continuación:

5.2. Costos de la prepueta:

En la siguiente tabla se muestra los costos anuales de producción de la empresa donde se establece los costos principales en que incurre la empresa.

Tabla 5.1 Costo Anual De Producción

COSTO ANUAL DE PRODUCCION	
COSTOS	valor
MATERIA PRIMA	\$ 35.000,00
MATERIALES DIRECTOS	\$ 13.728,00
MANO DE OBRA DIRECTA	\$ 46.128,00
MATERIALES INDIRECTOS	\$ 225,60
DEPRECIACION	\$ 11.318,90
AMORTIZACION DE PERMISOS Y PATENTES	\$ 456,00
SERVICIOS BASICOS	\$ 2.644,00
TOTAL DE COSTOS	\$ 109.500,50
GASTOS ADMINISTRATIVOS	\$ 55.200,00
GASTOS FINANCIEROS	\$ 3.956,63
TOTAL GASTOS	\$ 59.156,63
COSTO TOTAL	\$ 168.657,13
UNIDADES PRODUCIDAS	100000
COSTO UNITARIO	\$ 1,69

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente tabla se muestra los requerimientos de la mano de obra donde se establece el sueldo mensual y anual de cada trabajador.

Tabla 5.2: Requerimiento de la Mano de Obra

REQUERIMIENTO MANO DE OBRA			
Nº	Cargo	Sueldo mensual	Total anual
2	Operario (recepción y lavado de material)	\$ 600,00	\$ 7.200,00
1	Operario (descarga y de alimentación)	\$ 396,00	\$ 4.752,00
1	Operario (Pre- Molino)	\$ 396,00	\$ 4.752,00
1	Operario (Molinos)	\$ 456,00	\$ 5.472,00
1	Operario (Controlador de evaporadores)	\$ 1.600,00	\$ 19.200,00
1	Bodeguero	\$ 396,00	\$ 4.752,00
TOTAL		\$ 3.844,00	\$ 46.128,00

Elaborado por: Los Autores

En la tabla 5.3 se establecen todos los gastos administrativos incurridos por la empresa.

Tabla 5.3: Gastos Administrativos

GASTOS O COSTOS ADMINISTRATIVOS			
Nº	Cargo	Sueldo mensual	total anual
1	Gerente	\$ 2.400,00	\$ 28.800,00
1	Supervisor	\$ 1.000,00	\$ 12.000,00
1	Jefe de Producción	\$ 1.200,00	\$ 14.400,00
TOTAL		\$ 4.600,00	\$ 55.200,00

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente tabla se presenta la depreciación de cada uno de los equipos utilizados por la empresa en su tiempo de vida útil.

Tabla 5.4: Depreciación de Infraestructura y Equipos

DEPRECIACION			
ACTIVOS FIJOS	VALOR	% DEPRECIACION	DEPRECIACION
CONSTRUCCIONES	60000,0	0,10	\$6.000,00
	0		
EQUIPO Y	45689,0	0,10	\$4.568,90
HERRAMIENTA	0		
EQUIPO DE COMPUTO	5000,00	0,10	\$500,00
MUEBLES Y ENCERES	2500,00	0,10	\$250,00
TOTAL	0,00	0,00	\$11.318,90
DEPRECIACION			

Elaborado por: Los Autores

En la tabla 5.5 se establece los gastos provocado por la empresa en los servicios básicos.

Tabla 5.5: Gastos de servicios básicos

VALOR DE SERVICIOS BASICOS			
Descripción	V. mensual		V. anual
agua	\$	125,00	\$ 1.500,00
luz	\$	200,00	\$ 2.400,00
teléfono	\$	12,00	\$ 144,00
TOTAL	\$	337,00	\$ 4.044,00

Elaborado por: Los Autores

Tabla 5.6: Costo de los elementos de los evaporadores

COSTO DE INSTRUMENTOS			
INSTRUMENTO	Precio de unidad		Total del costo
Válvula mariposa	\$	1.400,00	\$ 5.600,00
Válvula de Globo (Actuador Eléctrico)	\$	2.000,00	\$ 2.000,00
Válvula 20ma4	\$	1.600,00	\$ 1.600,00
Sounder con membrana (válvula)	\$	3.100,00	\$ 3.100,00
Sensor de nivel	\$	800,00	\$ 3.200,00
Sensor de presión	\$	400,00	\$ 800,00
Sensor de densidad	\$	638,00	\$ 1.276,00
PLC	\$	746,00	\$ 746,00
Sensor de temperatura RTD	\$	396,00	\$ 396,00
TOTAL	\$	11.080,00	\$ 18.718,00

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente tabla se establece los valores para cada uno de los elementos utilizados para el control de los evaporadores.

Para poder determinar los costos de implementación para el control de los evaporadores es necesario realizar un estado de costo de producción y venta tomando en consideración los siguientes datos:

Tabla 5.7: Datos de producción

DATOS DE LOS COSTOS DE PRODUCCION DE LA EMPRESA	
Transporte en compras 0	Mano de Obra
COMPRAS	(67,22%)
2300,00	
Ventas 70% que el Costo de ventas	INV. Final de Materia
	Prima 2011755,00
Sueldo del personal Administrativo 11290,00	
Inventario Final de Producto terminado 11600,00	
Inventario Inicial de Producto Terminado 2600520,00	
Inventario final de Producto en Proceso 1100,000	
• compra de materia prima no incluye iva (31,52% es materia prima indirecta) 2550.362,00	
Inventario Inicial de Producto en Proceso 1522,175	
Seguro de Fabrica 315850,00	
Sueldo del Supervisor 860,000,00	
• Inventario inicial de materia prima 1000000	
Arriendo de Fabrica 1150.000,00 (60%)	
Mano de Obra 2000.875,00	
Mano de obra Indirecta 32,78	
Materia Prima Indirecta (31,52%)	
Las Ventas representa el 70% del Costo de Venta	

Elaborado por: Los Autores

En la siguiente imagen se pone a consideración los costos de producción y venta incurridos por la empresa.

Tabla 5.8: Estado de costo de producción y venta

ESTADO DE COSTO DE PRODUCCIÓN Y VENTA		
INV. INICIAL DE MATERIA PRIMA		1.000.000,00
COMPRA DE MATERIA PRIMA	2.550.362,00	1.746.487,90
(+) TRANSPORTE EN COMPRA		0,00
(-) DES.EN COMPRA		0,00
(-)DEV.EN COMPRA		0,00
COMPRAS NETA		1.746.487,90
TOTAL DE MATERIA PRIMA DISPONIBLE		2.746.487,90
(-) INV. FINAL DE MATERIA PRIMA		2.011.755,00
TOTAL DE MATERIA PRIMA UTILIZADA		734.732,90
MANO DE OBRA (67,22%)	2.000.875,00	1.344.988,18
COSTO INDIRECTO		2.521.736,83
MATERIA PRIMA IND. (31,52%)		0,00
MANO DE OBRA INDIRECTA (32,78%)		655.886,83
ARRIENDO DE FABRICA (60%)	1.150.000,00	690.000,00
SUELDO DE SUPERVISOR		860.000,00
SEGURO DE FABRICA		315.850,00
COSTO DE PRODUCCIÓN		4.601.457,90
(+) INV. INICIAL DE PRO. EN PROCESO		1.522.175,00
TOTAL DE PRODUCTOS EN PROCESO		6.123.632,90
(-) INV. FINAL DE PRO. EN PROCESO		1.100.000,00
TOTAL DE PRODUCTO TERMINADO		5.023.632,90
(+) INV. INICIAL DE PRO. TERMINADO		2.600.520,00
TOTAL DE PRODUCTOS DISPONIBLE PARA LA VENTA		7.624.152,90
(-) INV. FINAL DE PRODUCTOS TERMINADOS		11.600,00
COSTO DE VENTA/TOTAL DE PRODUCTOS VENDIDOS		7.612.552,90

Elaborado por: Los Autores

En la gráfica 5.4 se establece los ingresos de la empresa así también se establece sus gastos como su utilidad neta.

Tabla 5.9: Estado de Resultado

ESTADO DE RESULTADO		
INGRESOS		
VENTAS (70% DEL COSTO DE VENTAS)	5.426.232,00	9.224.594,40
(-) COSTO DE VENTA		5.426.232,00
UTILIDAD BRUTA		3.798.362,40
GASTOS		
GASTOS ADMINISTRATIVOS		11.290,00
SUELDO DE SECRETARIA	11.290,00	
ARRIENDO (40%)	0,00	
GASTOS DE MARKETING Y VENTA		
GASTO FINANCIERO (tabla de amortización) sacar de un mes	26.666,67	6.666,67
UTILIDAD ANTES DE 15% TRABAJADORES Y 25% IMP. RENTA		3.780.405,73
15% trabajadores		567.060,86
25% IMP RENTA		803.336,22
UTILIDAD NETA		2.410.008,65

Elaborado por: Los Autores

En total, para la implementación de este sistema se necesitará invertir un valor de 18.718 además que será de gran utilidad varias herramientas tecno económicas para permitir a los diseñadores de soluciones de en el área de evaporadores, además poder lograr seleccionar sus clientes potenciales y, posteriormente, implementar un sistema que permita el desarrollo óptimo de la empresa y que la misma genere una mayor producción de sus productos.

Conclusiones

- En este proyecto, se estudió utilizando el evaporador de acción simple con compresión térmica, sin embargo, su modelado, su diseño y su análisis se tienen en cuenta porque constituyen la base del sistema de evaporación multiefectos más complejo con compresión de vapor térmico.
- Comprender el mecanismo del proceso es imprescindible, ya que se considera una clave para pasar a sistemas más complejos y comunes. Se presenta un trabajo de simulación detallado del proceso utilizando un modelo matemático, seguido de los cálculos e interpretaciones de los diversos parámetros que controlan el sistema y afectan el rendimiento operativo de un evaporador de acción simple con Se realizaron compresiones térmicas.
- El modelo incluye las ecuaciones de transferencia de calor para el condensador y el evaporador, así como una ecuación empírica para el eyector de chorro de vapor. El análisis del sistema se lleva a cabo de acuerdo con las variaciones de la relación de rendimiento térmico, la zona específica de transferencia de calor y el caudal específico del agua de refrigeración. El análisis se lleva a cabo en un rango de temperatura de ebullición, la presión de vapor de impulsión y la relación de compresión.

Recomendaciones

El diagnóstico de un evaporador consiste en observar una o más señales con respecto a un problema de operación. Al implementar un sistema de control es importante dejar en claro ciertos puntos de preocupación tales como el costo de la energía, que aumenta constantemente, también es una preocupación para los productores. Por lo cual se recomienda lo siguiente:

- Los evaporadores tipo haz tubular, como los evaporadores tipo placa, están contruidos por BMA y se pueden pedir en solución, todo en uno. Por lo cual al implementar este tipo de control en los evaporadores se recomienda comprar tubos y paquetes de placas de fabricantes acreditados con una larga experiencia en la fabricación de superficies de calentamiento.
- Por otro lado al encontrar la mejor solución en una nueva planta de evaporación, reducción de energía o expansión de la capacidad al tiempo se aconseja que en el uso de evaporadores, se debe seguir con su programa de entrega de evaporadores en la punta de la técnica el cual se debe desarrollar de una manera específica.

Referencias bibliográficas

- Allen, R., Pereira, L., Raes, D., & Smith, M. (1998). Crop evapotranspiration - 2. Guidelines for computing crop water requirements. *FAO Irrigation and drainage paper*, 300.
- Arceneaux, G. (1935). . 1935. Studies of some practical means of increasing the germination of sugarcane under Louisiana conditions In. *Bull. S* .
- Benke, M. B. (1998). *Characterization and interaction of sugarcane industry residues with soil, kaolinite and Fe-oxides*. Saskatchewan: (Doctoral dissertation, University of Saskatchewan).
- Blackburn, E. H., & Szostak, J. W. (1984). The molecular structure of centromeres and telomeres. *Annual review of biochemistry*, 163-194.
- Blackburn, N. A., Redfern, J. S., Jarjis, H., Holgate, A. M., Hanning, I., Scarpello, J. H., & Read, N. W. (1984). The mechanism of action of guar gum in improving glucose tolerance in man. *Clinical science (London, England: 1979)*, 329-336.
- Boyer, S. (2009). *SCADA: supervisory control and data acquisition*. USA: International Society of Automation.
- Broadfoot, R., & Dunn, K. G. (2008). Assessing the effect of juice properties and operating conditions on the heat transfer in Robert evaporators. *International sugar journal*, 298-304.
- Cano, S. A., Hernandez, A. I., Herrera, J. A., Arbos, R. V., & i Ferre, C. P. (2009). Multi-model Smith predictor based control of multivariable systems with uncertain bounded external delays. . *IEEE Latin America Transactions*, 42-53.

- Clements, H. F. (1980). *Sugarcane crop logging and crop control: principles and practices*. Hawaii: University Press.
- Cortés, M. G., Carvajal, Y. A., Caraballo, J. F., Pedraja, R. E., & Suarez, E. G. (2013). Análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol. *Afinidad*, 564.
- Ensinas, A. V., Nebra, S. A., Lozano, M. A., & Serra, L. M. (2007). Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion and Management*, 2978-2987.
- Espinosa, J. (2003). *Control lineal de sistemas multivariables*. Ibagué: Corporación Universitaria de Ibagué.
- F.O.Light. (2011). Gmbh. *Ratzeburg, Allemagne, Vol 1*.
- García, A. M. (2009). Desarrollo de una aplicación de control para un proceso en un SCD. *Escuela Técnica Superior Enginyeria-Universitat Rovira/Virgili, Departamento de Ingeniería Electrónica y Automatización*, 1-3.
- Golato, M. A., Morales, W. D., Méndez, H. S., Feijóo, E. A., & Paz, D. (2012). Monitoreo de emisiones de material particulado de chimeneas de generadores de vapor de la industria azucarera en Tucumán, R. Argentina. *Revista industrial y agrícola de Tucumán*, 11-19.
- Greenfield, P. F., & Geronimos, G. L. (1978). Effect of dextrans on the viscosity of sugar solutions and molasses. Evaluación de evaporadores industriales para jugo de caña. *International Sugar Journal*, 67-72.
- Hugot, E., & Jenkins, G. H. (1986). *Manual de ingeniería de la caña de azúcar*. Estados Unidos: Elsevier.

Larrahondo, J. E. (1995). "Calidad de la caña de azúcar." El cultivo de la caña en la zona azucarera de Colombia. *Eds. Cassalett, C*, 337-354.

Luszczewski, A. (2004). *Redes industriales de tubería, bombas para agua, ventiladores y compresores: diseño y construcción*. . Reverté.

Meade, G. P., & Chen, J. C. (1977). *Cane sugar handbook. A manual for cane sugar manufacturers and their chemists*. New York: John Wiley and Sons.

Menjura, O., & Hernández, H. (2013). Análisis experimental de la evaporación del jugo de caña de azúcar en película sobre una placa plana. *Ciencia y Tecnología Agropecuaria*, 113-127.

Pacheco, J. R., Martínez, F. P., Ávila, I. O., Montañó, J. L., Romo, E. R., Rosales, A. H., & Uscanga, B. A. (2006). Descripción de un proceso tecnificado para la elaboración de piloncillo a partir de caña de azúcar. *e-Gnosis*, Vol. 4.

Penin, A. (2011). *Sistemas Scada*. Mexico: Marcombo.

Pérez Pinto, L. R. (2015). MODELACIÓN MATEMÁTICA Y SIMULACIÓN DEL CONTROL AUTOMÁTICO PARA EL QUÍNTUPLE EFECTO DE EVAPORACIÓN DEL CENTRAL AZUCARERO " EL PALMAR " EN VENEZUELA. *Centro Azúcar*, 48-60.

Pérez, E. (2001). Modelado y Simulación Dinámica en EcosimPro de una estación de evaporación de la Industria Azucarera. *Reunión de Usuarios de EcosimPro*. UNED: UNED.

Salgado, Y. C., Suárez, E. G., González, M., & Farmacia, U. C. (2005). Análisis complejo de procesos para lograr un mejor uso de la energía térmica en una fábrica de azúcar. *Centro Azúcar*, 31-34.

Silva, J. L., Villas-Boas, M., Bonafe, C. F., & Meirelles, N. C. (1989). Anomalous pressure dissociation of large protein aggregates. Lack of concentration dependence and irreversibility at extreme degrees of dissociation of extracellular hemoglobin. *Journal of Biological Chemistry*, págs. 15863-15868.

Sola, J. I., & Marín, J. R. (2012). Las máquinas de vapor en la obtención del azúcar de caña en España: análisis comparativo. *Dyna*, 183-190.

Stupiello, J. P. (1987). A cana-de-açúcar como matéria-prima. *Cana-de-açúcar cultivo e utilização*, 761-804.

Wegener, A. S. (2004). Du nectar et de la godaille: qualité et falsification du vin aux Provinces-Unies, XVIIIe siècle. *Revue d'histoire moderne contemporaine*, 17-43.