

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL AUTOMÁTICO PARA EL
EVAPORADOR DOBLE EFECTO DEL LABORATORIO DE INGENIERÍA
QUÍMICA DE LA UNIVERSIDAD DE PAMPLONA.**

ANDERSON VERA CORREA



**UNIVERSIDAD DE PAMPLONA
FACULTAD DE INGENIERÍAS Y ARQUITECTURA
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
PAMPLONA, NORTE DE SANTANDER**

2018

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL AUTOMÁTICO PARA EL
EVAPORADOR DOBLE EFECTO DEL LABORATORIO DE INGENIERÍA
QUÍMICA DE LA UNIVERSIDAD DE PAMPLONA.**

ANDERSON VERA CORREA

**Proyecto de grado presentado como requisito parcial para optar por el título de:
INGENIERO QUÍMICO.**

Director:

SANDRA MILENA ZAMBRANO CONTRERAS

Ingeniera Química, MSc. Controles Industriales

**UNIVERSIDAD DE PAMPLONA
FACULTAD DE INGENIERÍAS Y ARQUITECTURA
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA.
PAMPLONA, NORTE DE SANTANDER
2018.**

DEDICATORIA

A Dios, ya que me permitió culminar ésta etapa de mi vida.

A mis padres; Delfina y Renzon por su gran esfuerzo, por su amor incondicional, y por su apoyo en todos los momentos difíciles

A mi hermano, por sus sabios consejos.

A mis abuelos, por su apoyo, amor y fe puesta en mí.



AGRADECIMIENTOS

A mi directora; Sandra Zambrano por su dedicación y esfuerzo para llevar a cabo este proyecto.

A la Universidad de Pamplona y a todo el cuerpo de docentes que fueron parte de mi formación como profesional.



TABLA DE CONTENIDO

ÍNDICE DE FIGURAS.....	IX
INDICE DE TABLAS	X
NOMENCLATURA	XI
RESUMEN.....	XIII
ABSTRACT	XIV
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Planteamiento del problema y justificación	2
1.2. Objetivos	3
1.2.1. Objetivo general	3
1.2.2. Objetivos específicos	3
2. MARCO TEÓRICO.....	4
2.1. Operaciones unitarias	4
2.1.1. Clasificación de las operaciones unitarias	5
2.1.2. Evaporación.....	6
2.1.3. Factores de proceso	6
2.2. Evaporador	8
2.3. Tipos de procesos en el evaporador.....	9
2.3.1. Evaporación de simple efecto	9
2.3.2. Evaporación de múltiple efecto con alimentación en paralelo.....	9
2.3.3. Evaporación de múltiple efecto con alimentación hacia delante	10



2.3.4.	Evaporación de múltiple efecto con alimentación en retroceso.....	11
2.4.	Transmisión de calor en los evaporadores.....	11
2.5.	Modelación y simulación de procesos.....	13
2.5.1.	Variables de control	13
2.5.2.	Modelado matemático.....	14
2.5.3.	Simulación	15
2.6.	Controladores	15
2.6.1.	Controladores de acción proporcional, integral y derivativa (PID)	15
2.7.	Avances industriales.....	16
2.8.	Investigaciones en Colombia.....	17
3.	METODOLOGÍA	19
3.1.	Descripción del proceso	19
3.1.1.	Narrativa de proceso	20
3.1.2.	DataSheet de los equipos del proceso de evaporación.....	22
3.1.3.	DataSheet de servicios industriales requeridos en el proceso de evaporación.....	24
3.1.4.	Plot Plan	26
3.1.5.	Check-Lists	27
3.1.6.	Análisis de Riesgos (What If)	30
3.2.	Modelado del proceso de evaporación	33
3.2.1.	Modelo matemático.....	34
3.2.2.	Parámetros para el cálculo de las constantes de la función de transferencia.	42
3.2.3.	Cálculo de las constantes de la función de transferencia	51



3.3.	Diagrama de bloques	53
3.4.	Simulación del proceso	54
3.5.	Alternativas de control	54
3.5.1.	Filosofía de control	54
3.6.	Selección de la mejor alternativa por el método de Electre	56
3.7.	Implementación	58
4.	ANÁLISIS DE RESULTADOS	60
4.1.	Análisis de riesgos What If?.....	60
4.2.	Simulación del proceso	62
4.3.	Alternativas de control	65
4.4.	Alternativa de control seleccionada con el método de Electre.....	69
4.5.	Modelado del proceso	70
4.5.1.	Respuesta del sistema dinámico de primer orden en lazo abierto.....	70
4.5.2.	Respuesta del sistema dinámico de primer orden en lazo cerrado.....	71
4.6.	Sintonización del controlador.....	72
5.	CONCLUSIONES	75
6.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	76
ANEXOS		79
ANEXO A. Propiedades del agua y constantes de la sacarosa.....		79
Anexo A.1. Constantes empíricas para obtener el valor del aumento ebulloscópico ..		79
Anexo A.2. Capacidades caloríficas del agua a diferentes temperaturas.....		79
Anexo A.3. Capacidades caloríficas de gases a diferentes temperaturas.....		79



Anexo A.4. Densidad del agua a diferentes temperaturas. 81



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. <i>Esquema de un evaporador de efecto simple</i>	12
Figura 2. <i>Diagrama del proceso de evaporación doble efecto</i>	21
Figura 3. <i>Plot plan del sistema de evaporación doble efecto.</i>	26
Figura 4. <i>Esquema del primer efecto del evaporador</i>	34
Figura 5. <i>Esquema del segundo efecto del evaporador</i>	38
Figura 6. <i>Diagrama de bloques de la función de transferencia del primer efecto del evaporador</i>	53
Figura 7. <i>Diagrama de bloques de la función de transferencia del segundo efecto del evaporador</i>	53
Figura 8. <i>Filosofía de control del proceso de evaporación doble efecto.</i>	56
Figura 9. <i>Simulación del proceso de evaporación doble efecto en Aspen Hysys V8.8.</i>	62
Figura 109. <i>Repuesta de la sintonización en simulink, MATLAB R2014a del controlador PID al proceso.</i>	73



INDICE DE TABLAS

Tabla 1. <i>DataSheet Equipos involucrados en el proceso de Evaporación.</i>	22
Tabla 2. <i>DataSheet de servicios industriales.</i>	24
Tabla 3. <i>Check-List del proceso de evaporación.</i>	27
Tabla 4. <i>Matriz RAM adaptada al evaporador doble efecto de la universidad de Pamplona.</i>	32
Tabla 5. <i>Interpretación de riesgos.</i>	33
Tabla 6. <i>Datos de temperaturas para la obtención del área y el coeficiente de transferencia de calor.</i>	44
Tabla 7. <i>Capacidades caloríficas del agua y de la solución agua/sacarosa.</i>	47
Tabla 8. <i>Densidades de la solución azucarada y del vapor de agua.</i>	49
Tabla 9. <i>Valores de flujos de alimentación y condensado.</i>	50
Tabla 10. <i>Ponderación Factores de comparación.</i>	57
Tabla 11. <i>Análisis de importancia.</i>	58
Tabla 12. <i>Análisis económico de la alternativa de control seleccionada</i>	59
Tabla 13. <i>Revisión Análisis de Riesgos What If</i>	60
Tabla 14. <i>Resultados de la simulación</i>	63
Tabla 15. <i>Resultados de las composiciones de cada corriente,</i>	64
Tabla 16. <i>Matriz de concordancia</i>	69
Tabla 17. <i>Matriz de discordancia.</i>	69
Tabla 18. <i>Relaciones de dominancia</i>	69
Tabla 19. <i>Parámetros para el ajuste del controlador PID.</i>	74



NOMENCLATURA

A	Área de transferencia de calor (m²)
C_{pA}	Capacidad calorífica de la alimentación (J/°C*kg)
C_{pc1}	Capacidad calorífica del concentrado (J/°C*kg)
C_{pv}	Capacidad calorífica del vapor generado (J/°C*kg)
h_A	Entalpía líquida de alimentación (J/kg)
h_C	Entalpía líquida del concentrado (J/kg)
H_{v1}	Entalpía de vapor generado (J/kg)
H_w	Entalpía de vapor saturado (J/kg)
h_w	Entalpía líquida del agua (J/kg)
T	Temperatura de vapor de agua proveniente de la caldera (°C)
T₁	Temperatura de vapor generado en el primer efecto (°C)
T₂	Temperatura de vapor generado en el segundo efecto (°C)
T_A	Temperatura del alimento (°C)
T_{C1}	Temperatura del concentrado del primer efecto (°C)
T_{C2}	Temperatura del concentrado del segundo efecto (°C)
U	Coefficiente de transferencia de calor (W/°C*m²)
V₁	Corriente de vapor generado en el primer efecto (m³/s)
V₂	Corriente de vapor generado en el segundo efecto (m³/s)



W_A	Corriente de alimentación (m^3/s)
W_{C1}	Corriente de concentrado del primer efecto (m^3/s)
W_{C2}	Corriente de concentrado del segundo efecto (m^3/s)
W_V	Corriente de vapor de caldera (m^3/s)
λ_v	Calor latente de vaporización (J/kg)
ρ_A	Densidad del alimento (kg/m^3)
ρ_{c1}	Densidad del concentrado del primer efecto (kg/m^3)
ρ_{c2}	Densidad del concentrado del segundo efecto (kg/m^3)
ρ_{v1}	Densidad del vapor generado en el primer efecto (kg/m^3)
ρ_{v2}	Densidad del vapor generado en el segundo efecto (kg/m^3)
U_1	Volumen del primer evaporador (m^3)
U_2	Volumen del segundo evaporador (m^3)



RESUMEN

El programa de ingeniería química de la universidad de Pamplona cuenta con una planta piloto de evaporación doble efecto donde se realizan las prácticas de operaciones unitarias, el cual carece de un sistema de control avanzado ya que sólo cuenta con un control básico de nivel en los evaporadores.

Con el propósito de fortalecer los conocimientos en el área de control de procesos, se propuso el estudio de las variables críticas de proceso que impactan directamente en el proceso, para así diseñar estrategias de control.

En este proyecto se planteó el desarrollo de un sistema de control óptimo para mejorar el rendimiento del producto obtenido, la seguridad del proceso y aumentar la eficiencia energética, esto se logró identificando las variables críticas mediante el desarrollo de un modelo matemático, con el cual se describió el proceso de evaporación a partir del balance de materia y energía, una vez terminada esta etapa del proyecto se realizó la verificación y el cálculo de las estrategias de control que permitieron encontrar la estabilidad del sistema garantizando una mejor respuesta del proceso mediante el software Matlab. Posteriormente se propuso cuatro estrategias de control, teniendo en cuenta criterios de selección predefinidos, con el fin de seleccionar la mejor alternativa de control que se adaptara a las condiciones del proceso.



ABSTRACT

The chemical engineering program of the University of Pamplona has a double effect evaporation pilot plant where the unit operations practices are carried out, which lacks an advanced control system since it only has a basic level control in the evaporators.

In order to strengthen the knowledge in the area of process control, it was proposed to study the critical process variables that directly impact the process, in order to design control strategies.

In this project, the development of an optimal control system was proposed to improve the yield of the obtained product, the safety of the process and increase the energy efficiency, this was achieved by identifying the critical variables through the development of a mathematical model, with which He described the evaporation process from the balance of matter and energy, once this stage of the project was completed, the verification and calculation of the control strategies that allowed finding the stability of the system was ensured, guaranteeing a better response of the process through the Matlab software. . Subsequently, four control strategies were proposed, taking into account predefined selection criteria, in order to select the best control alternative that would adapt to the conditions of the process.



1. INTRODUCCIÓN

El modelamiento y simulación de procesos es un área de gran importancia para el conocimiento de los procesos químicos, como también en el diseño de prototipos y escalamiento para uso piloto e industrial. El desarrollo del modelado y simulación de procesos son esenciales para su correcta aplicación, no solamente en el diseño de equipos y plantas sino en la seguridad de procesos.

La elaboración del modelo de los procesos industriales generalmente se comienza con el balance de una cantidad que se conserva: masa o energía. Para escribir estos balances y todas las ecuaciones auxiliares se deben implementar casi todas las áreas de ingeniería de proceso, por ejemplo, la termodinámica, la transferencia de calor, mecánica de fluidos, transferencia de masa; todo esto hace que el diseño de modelos de procesos industriales sean más rigurosos; aportando así mayor confiabilidad al modelo.

Los softwares empleados en este proyecto; Aspen HYSYS V8.8, y MATLAB R2016a ayudaron a verificar haciendo comparaciones del proceso para la determinación de parámetros necesario en la elaboración del modelado, y a facilitar el control del proceso.



1.1. Planteamiento del problema y justificación

En este momento la universidad de Pamplona cuenta con un equipo planta piloto denominado Evaporador Doble Efecto, que puede ser usado como herramienta para fortalecer el conocimiento en el área de control y automatización de procesos, este presenta una oportunidad para desarrollar estrategias de control, ya que sólo posee un sistema de seguridad para estabilizar el nivel en los evaporadores, esto ha generado que en ocasiones se presenten irregularidades en las temperaturas, debido a que el flujo de vapor necesario para alcanzar el valor requerido, es regulado por válvulas manuales, lo que ocasiona que el proceso se desestabilice y se produzca un mayor consumo energético.

En la actualidad, los sistemas de control de procesos en la industria han ido incrementando, debido a que estos otorgan beneficios que se pueden dar al implementar un proyecto de automatización. La principal razón de automatizar es el incremento de la productividad y la calidad del producto. El proyecto que se plantea con el propósito de mejorar el rendimiento del producto obtenido, aumentar la eficiencia energética disminuyendo así los costos operativos, también para brindar una mayor seguridad operacional; evitando así daños en los estudiantes que realicen prácticas con este equipo, daños económicos y ambientales. Para garantizar este propósito se ha planteado optimizar el proceso de operación del evaporador en tiempo, calidad y a su vez integrar todos los datos de proceso de los diferentes equipos en una sola herramienta de manera automática.



1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo general

Diseñar un sistema de control automático para el evaporador doble efecto del laboratorio de ingeniería química de la universidad de Pamplona con el propósito de aumentar rendimientos de productos obtenidos, disminuir el tiempo de operación y aumentar la confiabilidad operacional.

1.2.2. Objetivos específicos

- Identificar las variables a controlar, las variables manipuladas y las perturbaciones que afectan el proceso.
- Desarrollar el modelado de proceso que permita la identificación de la dinámica de evaporación doble efecto y la relación de las variables críticas de proceso.
- Proponer como mínimo dos estrategias de control y seleccionar la más óptima para facilitar la operación del equipo y mejorar la seguridad de proceso.
- Mejorar la eficiencia energética, disminuyendo el tiempo de operación del equipo.
- Mejorar el rendimiento del producto obtenido en la unidad haciendo el proceso más confiable, estable y seguro.



2. MARCO TEÓRICO

La ingeniería química estudia procesos industriales en los que las materias primas se transforman o separan en productos útiles, ya que en esta se desarrolla, diseña y encarga de la parte de la ingeniería de proceso, como también de los equipos que son usados, la supervisión de los productos, la materia prima apropiada, y algo que cabe resaltar que es muy importante la seguridad y economía (McCabe W., Smith J. & Harriot P., 2007).

En plantas de procesos industriales químicos y físicos, tanto como en las de procesos biológicos y de alimentos, se pueden encontrar grandes similitudes en cuanto a la manera en que la materia prima se transforma o se procesa para lograr el producto final. Es posible tener en cuenta estos procesos químicos, físicos o biológicos, para clasificarlos en una serie de etapas individuales y diferentes llamadas operaciones unitarias (Geankoplis, 2006).

2.1. Operaciones unitarias

Las operaciones unitarias son procesos muy importantes en el campo laboral para un ingeniero químico, su fin es modificar las propiedades de una materia prima para transformarla en el producto final, esto es posible con equipos a gran escala que hallan la máxima conversión usando cantidades de recursos en menor proporción, siendo muy eficientes y económicos de operar (McCabe, 2007).



2.1.1. Clasificación de las operaciones unitarias

En las Operaciones Unitarias se logran distinguir diferentes tipos, dependiendo de la naturaleza de la transformación llevada a cabo, se clasifican en etapas físicas, químicas y bioquímicas (Ibarz & Barbosa, 2005).

- **Etapas físicas:** Molienda, tamizado, mezcla, fluidización, sedimentación, flotación, filtración, absorción, extracción, adsorción, intercambio de calor, evaporación, etc.
- **Etapas químicas:** Refinado, Peeling químico.
- **Etapas bioquímicas:** Fermentación, Esterilización, Pasteurización, Pelado enzimático.

También se pueden clasificar dependiendo de la propiedad transferida.

- Operaciones unitarias de transferencia de materia.
- Operaciones unitarias de transferencia de calor.
- Operaciones unitarias de transporte de cantidad de movimiento.

Cabe resaltar que existen operaciones unitarias donde hay transferencia simultánea de calor y materia (Ibarz et al, 2005).



2.1.2. Evaporación

La evaporación es una operación unitaria que consiste en eliminar el vapor formado por ebullición de una solución líquida de la que se obtiene una solución más concentrada. En gran parte de los casos, la operación unitaria de evaporación se describe como la eliminación de agua de una solución acuosa (Geankoplis, 2006).

2.1.3. Factores de proceso

Existen propiedades físicas y químicas que producen ciertos efectos en la solución que se está concentrando y el vapor que se separa en el proceso (Ibarz et al, 2005).

- **Concentración en el líquido:** La alimentación líquida a un evaporador es bastante diluida, opera con coeficientes de transferencia de calor bastante altos, mientras ocurre el proceso la solución se concentra y se disminuye el coeficiente de transferencia de calor. Por ello se necesita una circulación o turbulencia adecuada para evitar que el coeficiente se reduzca demasiado (Ibarz et al, 2005).
- **Solubilidad:** Mientras se calienta la solución y aumenta la concentración del soluto, puede excederse el límite de solubilidad del material en solución y formar cristales, limitando así la concentración máxima que puede obtenerse por evaporación (Ibarz et al, 2005).



- **Sensibilidad térmica de los materiales:** Gran variedad de productos, son sensibles a la temperatura y se degradan cuando ésta aumenta o el calentamiento se prolonga demasiado. La cantidad de degradación está en función de la temperatura y del tiempo (Ibarz et al, 2005).
- **Formación de espumas:** En ciertos casos, los materiales formados por soluciones cáusticas, soluciones de alimentos y algunas soluciones de ácidos grasos, producen espuma durante la ebullición, esta es desplazada por el vapor que es evacuado del evaporador produciendo pérdidas de material (Ibarz et al, 2005).
- **Presión y temperatura:** El punto de ebullición de la solución es directamente proporcional con la presión del sistema, cuando se aumente la presión de operación del evaporador, la temperatura de ebullición será mayor. La temperatura de ebullición también se eleva a lo que aumenta la concentración del material disuelto por la acción de la evaporación (Ibarz et al, 2005).
- **Formación de incrustaciones y materiales de construcción:** Las incrustaciones se producen a causa de los productos de descomposición o por disminución de la solubilidad. El resultado es una reducción del coeficiente de transferencia de calor, por esto se debe seleccionar los materiales de construcción del evaporador que prevengan la corrosión (Ibarz et al, 2005).



2.2. Evaporador

Un evaporador posee dos cámaras, una de condensación y otra de evaporación. En la de condensación el vapor de agua se convierte en líquido, con lo que transfiere su calor latente de condensación, el cual es tomado en la cámara de evaporación por el alimento, del que se desea eliminar el agua. El agua evaporada sale de la cámara de evaporación a la temperatura de ebullición, obteniendo una corriente de solución concentrada (Ibarz et al, 2005).

Es preciso mencionar que muchas soluciones alimentarias son termolábiles, y pueden ser afectadas con temperaturas muy elevadas. Por eso es preferible operar en la cámara de evaporación a vacío, así la temperatura de ebullición de la solución acuosa disminuirá, y el fluido será afectado por el calor en menor grado. Si se opera a vacío, es necesario que el condensador utilizado en la condensación del vapor desprendido en la cámara de evaporación, se disponga de una columna barométrica que compense la diferencia de presiones con el exterior (Ibarz et al, 2005).

En los procesos de evaporación se utilizan diferentes tipos de equipos, pudiéndose distinguir aquellos en los que el fluido se hace circular mediante bombas frente a los que no necesitan estos dispositivos, denominándose evaporadores de circulación forzada a los primeros y de circulación natural a los últimos. También existen evaporadores de tubos largos de película



ascendente y descendente, así como evaporadores de placas y de flujo expandido (Ibarz et al, 2005).

2.3. Tipos de procesos en el evaporador

Existen procesos de evaporación los cuales se clasifican en simple efecto y múltiple efecto.

A continuación se describen en qué consisten cada uno de ellos.

2.3.1. Evaporación de simple efecto

Consiste en un solo evaporador donde se alimenta vapor vivo proveniente de una caldera y líquido frío, en este proceso se obtiene que al adicionar un kilogramo de vapor de caldera, se conseguirá aproximadamente un kilogramo de vapor de la solución (Franco, 2006).

Con el fin de mejorar el aprovechamiento de calor, se puede emplear un sistema de termocompresión, que permite reutilizar el vapor extraído del evaporador, al mezclarlo con el vapor de la caldera, obteniendo así mejores rendimientos (Franco, 2006).

2.3.2. Evaporación de múltiple efecto con alimentación en paralelo

Consiste en una serie de evaporadores, de los cuales se extrae el líquido concentrado como producto y se suministra el vapor generado en el siguiente efecto. Este sistema es generalmente usado en procesos en los cuales la alimentación está casi saturada y se quiere



un cambio de concentración pequeño, ya que se pueden obtener diferentes concentraciones en un mismo líquido, puesto que en el primer evaporador se alcanza la concentración máxima, así como en el último se logra la mínima (Franco, 2006).

2.3.3. Evaporación de múltiple efecto con alimentación hacia delante

Consiste en un número de evaporadores, que se instalan en serie, uno tras otro, y en el primer efecto, ingresa vapor vivo, el cual es proporcionado directamente por una caldera. El primer efecto, produce aproximadamente un kilogramo de vapor por cada kilogramo de vapor proveniente de la caldera. En el siguiente efecto, se introduce el vapor procedente de la evaporación del efecto anterior y así sucesivamente (Franco, 2006).

Por la condensación del vapor de un efecto en el siguiente, se produce un cambio de presión; la presión en el primer efecto será la mayor en todo el sistema. Así mismo, la energía del vapor generado en el primer efecto es suficiente para evaporar un equivalente en peso en el siguiente efecto, ya que la energía que conserva es la energía de vaporización a una presión mayor (Franco, 2006).

En este tipo de sistema por cada kilogramo de vapor vivo de la caldera, se obtiene aproximadamente n kilogramos de vapor, donde n es el número de efectos, esto se define como economía de vapor, sin embargo se debe considerar que el costo de instalación es mayor, pero el costo de operación será mucho menor (Franco, 2006).



2.3.4. Evaporación de múltiple efecto con alimentación en retroceso

Consiste en un arreglo similar al anterior, salvo, que en este, la alimentación de vapor vivo proveniente de la caldera, ingresa en el último efecto, de esta forma la presión mayor se halla en el último efecto. El flujo no puede ser inducido por el cambio de presión, sino que debe ser inducido por un equipo de bombeo, lo que aumenta el costo y lo que lo hace menos usado en la industria. Sin embargo, encuentra su campo de aplicación, en procesos en los cuales los fluidos son demasiado viscosos, para que el poder de calentamiento mayor se encuentre en el último efecto, donde la concentración y por ende la viscosidad, es mayor, de modo que la temperatura sea mayor en el último efecto y la viscosidad sea la menor posible, para la concentración de operación (Franco, 2006).

2.4. Transmisión de calor en los evaporadores

En la figura 1, se observa un esquema de evaporador simple, donde la cámara de condensación se alimenta una corriente de vapor saturado W_v . El vapor condensa, y el único calor que cede es el de condensación, por lo que de esta cámara sale una corriente de agua líquida a la temperatura de condensación. El calor de condensación es transferido a través del área de intercambio del evaporador, y es captado por la corriente del alimento en la cámara de evaporación (Ibarz et al, 2005).

En la cámara de evaporación se alimenta una corriente w_A , que se halla a una temperatura t_A . Debido al calor que cede el vapor condensado se obtiene una corriente concentrada y una



corriente de vapor V. Cabe resaltar que las temperaturas de las corrientes de concentrado y de vapor que abandonan la cámara de evaporación son iguales. (Ibarz et al, 2005).

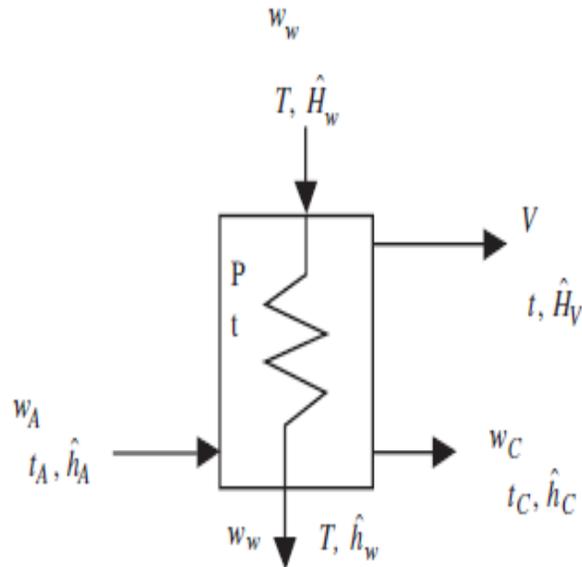


Figura 1. Esquema de un evaporador de efecto simple (Ibarz et al, 2005).

Los balances energéticos que deben realizarse son:

• **Cámara de condensación:** $W_v \cdot H_w = W_v \cdot h_w + Q$ **Ecuación 1**

• **Cámara de evaporación:** $W_A \cdot h_A + Q = W_C \cdot h_C + V \cdot H_v$ **Ecuación 2**

• **Área de intercambio:** $Q = U \cdot A \cdot \Delta T = U \cdot A \cdot (T - t)$ **Ecuación 3**

(Ibarz et al, 2005).

2.5. Modelación y simulación de procesos

El control automático ha desempeñado un papel fundamental en el progreso de la ingeniería y la ciencia; se ha convertido en una parte importante e integral en los sistemas robóticos, en procesos modernos de fabricación y en cualquier operación industrial (Smith & Corripio, 1991).

2.5.1. Variables de control

Existen tres tipos de variables que se deben tener en cuenta cuando se hace referencia a los sistemas de control (Ogata, 2010):

- **Variable controlada (CV):** Es la característica de calidad o cantidad que se mide y controla. La variable controlada es una condición o característica del medio controlado (Ogata, 2010).
- **Variable manipulada (MV):** Es la cantidad o condición de materia o energía que se modifica por el controlador automático para que el valor de la variable controlada resulte afectado en la proporción debida (Ogata, 2010).
- **Variable de perturbación (DV):** Es toda variable que tiene influencia sobre la variable controlada pero no puede ser modificada por la variable manipulada en forma directa (Ogata, 2010).



En los procesos industriales las variables básicas consideradas son: caudal, presión, nivel y temperatura. Cada variable posee su propia característica independiente de la aplicación particular. Es importante tener conocimiento de estas características a la hora de diseñar el lazo de control (Ogata, 2010).

2.5.2. Modelado matemático

Los modelos matemáticos de procesos industriales nos ayudan no sólo entender los procesos más claramente, sino también a obtener características, controlarlos más de cerca y hacer predicciones sobre ellos (Özilgen, 2011).

Un modelo matemático de un sistema dinámico se define como un conjunto de ecuaciones que representan la dinámica del sistema con precisión o, al menos, bastante aproximada (Smith et al, 1991).

Un buen modelo matemático debe ser aplicable a una amplia variedad de situaciones, que sea basado en suposiciones correctas, preciso, exacto o con estimaciones muy cercanas a las correctas y robusto, es decir, relativamente inmune a los errores en los datos de entrada. Sin embargo, un modelo matemático nunca puede ser una representación exacta de un proceso, ya que sería muy difícil, se tornaría confuso o imposible de describir el sistema completo con una formulación matemática exacta (Özilgen, 2011).



2.5.3. Simulación

La simulación, es una herramienta valiosa en la industria de procesos ya que esta es útil en el diseño, reducción de la concepción del tiempo y la maximización de la economía, ayuda validar balances de masa y energía, (Jorge, Righetto, Polli, Santos & Maciel Filho, 2010).

2.6. Controladores

En un sistema de control, se distinguen distintos tipos de controladores, algunos de estos solamente usan acciones llamadas básicas, aunque lo más común es que respondan mediante una combinación de estas. En este proyecto se aplica el controlador PID al proceso de evaporación. (Smith et al, 1991):

2.6.1. Controladores de acción proporcional, integral y derivativa (PID)

Es un sistema de regulación que trata de aprovechar las ventajas de cada uno de los controladores de acciones básicas, de manera, que si la señal de error varía lentamente en el tiempo, predomina la acción proporcional e integral y, mientras que si la señal de error varía rápidamente, predomina la acción derivativa. Tiene la ventaja de ofrecer una respuesta muy rápida y una compensación de la señal de error inmediata en el caso de perturbaciones (Smith et al, 1991).

La salida del regulador viene dada por la siguiente ecuación (Smith et al, 1991):

$$y(t) = K_p * e(t) + K_p * \frac{1}{T_i} \int e(t) * dt + K_p * T_d * \frac{de(t)}{dt} \quad \text{Ecuación 4}$$



2.7. Avances industriales

El modo usual de operación para la mayoría de las fábricas de pulpa es el suministro, como es planteado por Prashant Sharan & Santanu Bandyopadhyay (2016) donde el licor negro débil debe ser procesado. Los estudios de control en este trabajo abordaran las operaciones de suministro, utilizando una retroalimentación en cascada donde las variables controladas son la concentración de sólidos de la corriente de producto y el nivel del evaporador. Una limitación que se presentó fue en la estrategia de control usada; ya que hubo incapacidad de incorporar explícitamente las restricciones de entrada y salida en el cálculo de la acción del controlador.

Otros estudios que se realizaron en la universidad de Alicante, sobre análisis y control de un evaporador doble efecto, tuvieron en cuenta para el diseño las siguientes variables: cantidad de líquido retenido en el primer y segundo efecto, la concentración de soluto en la corriente de salida, utilizando un modelo matemático no lineal, donde a partir del estado de equilibrio calcularon las matrices jacobianas y obtuvieron un modelo lineal del proceso, resultando un sistema de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO), con el que se pudo obtener un sistema de control centralizado, el cual brinda mayor seguridad a los operarios y mayor eficiencia en el proceso (Pérez, 2004).

En la planta Brazilian Klabin Paraná Papéis (KPP) en 2003 se realizó un estudio donde el licor negro, un efluente contaminante del proceso Kraft-, es incinerado al aumentar su concentración mediante un proceso de evaporación en múltiples efectos. En esta publicación



se comparó un modelo de redes neuronales artificiales y un modelo (lineal) ARX, dando mejores resultados el primero ya que implica que los errores de modelos no lineales ajustados a procesos de evaporación son menores que los errores de los modelos lineales, concluyendo así que la aplicación de control predictivo para controlar únicamente el nivel en el último evaporador es *“muy prometedora, debido a que el control predictivo tiene la ventaja de utilizar todas las variables manipuladas disponibles para evitar los nocivos efectos de las restricciones duras”* (Costa & Lima 2003).

2.8. Investigaciones en Colombia

Se han hecho investigaciones sobre los modelos que se adapten a las condiciones requeridas para poder establecer sistemas de control que han ido mejorando los procesos disminuyendo el tiempo de operación, y mejorando la calidad del producto, Cardona J. & Hoyos J. (2007) en un estudio realizado obtuvieron que el análisis de una planta no lineal en lazo abierto ofrece información suficiente para escoger las características del comportamiento que espera alcanzar, para saber qué tanto es posible mejorar el comportamiento de la salida. *“La linealización instantánea es adecuada solo para los casos en que la no-linealidad del sistema es “suave” y su derivada no cambia drásticamente en uno o varios puntos, para sistemas altamente no-lineales puede preferirse otras técnicas más elaboradas e incluso el ajuste de parámetros en un controlador no-lineal.”*

Otras investigaciones, como la de Echeverría (2005) en la Universidad Nacional sobre el control de los evaporadores de los laboratorios de procesos productivos, plantea dos sistemas



de control para la operación del tren de evaporadores; un control directo inverso basado en redes neuronales y un control proporcional, los estudios realizados arrojaron como resultado que un control directo inverso fundamentado en redes neuronales no es apropiado para el sistema por su inestabilidad. Ya que cuando se pretende controlar la concentración y la masa al mismo tiempo se llega a cierta contradicción: para aumentar la concentración es necesario reducir la masa contenida en el evaporador y para aumentar la masa en el evaporador es necesario aumentar el flujo de alimentación, lo que implica reducir la concentración. *“El éxito de controlar los evaporadores en un régimen semibatch radica en que se asegura un tiempo de residencia del soluto, de manera tal que el líquido en el evaporador aumenta continuamente su concentración y es posible controlar el nivel.”*

Es necesario resaltar el estudio realizado por Caraballo, Herrera & Sierra X. (2011) en la universidad de Cartagena, su investigación está enfocada en el modelado, simulación y control automático de la etapa de evaporación en el proceso de producción de leche en polvo en la empresa Proleca Ltda. Donde identificaron las variables a controlar, las variables manipuladas y los disturbios que afectan el control, realizaron la modelación matemática, y con datos reales hicieron la validación de este, posteriormente diseñaron el sistema de control, por último, se implementaron el análisis económico de la propuesta. Y concluyeron de acuerdo a los resultados obtenidos en las simulaciones que el sistema de control más apropiado es el feedback con controlador proporcional integral (PI), donde permite alcanzar una temperatura de 176°F en el tercer intercambiador. De igual modo, se usa para estabilizar la temperatura del evaporador en 185°F. Y la altura del evaporador se controla con un controlador PID, ya que en este proceso es más eficaz.



3. METODOLOGÍA

3.1. Descripción del proceso

La planta piloto de evaporación doble efecto permite la concentración de soluciones operando en forma batch en una o dos etapas de proceso dependiendo de la configuración que se seleccione. La unidad cuenta con indicadores básicos de presión y temperatura que en la práctica permiten la adquisición de los datos necesarios para realizar balances de masa y energía, determinar los coeficientes de transferencia de calor en los intercambiadores y cuantificar la capacidad y economía de la unidad.

La unidad de evaporación que se encuentra en la universidad de Pamplona se compone de los siguientes equipos principales:

- Bomba de alimentación al sistema (P-01)
- Bomba de transferencia entre evaporadores (P-02)
- Bomba de vacío (P-03)
- Condensador (HE-02)
- Evaporador primer efecto (EV-01)
- Evaporador segundo efecto (EV-02)
- Pre-Calentador de Alimento (HE-01)
- Tanque de alimentación (TK-01)



- Tanques de condensado (TK-04 A/B)
- Tanques de concentrado (TK-02/03)
- Trampa de vacío (TK-05)

3.1.1. Narrativa de proceso

El proceso inicia con el acondicionamiento de la materia prima en el tanque de alimentación **TK-01** del evaporador doble efecto, el cual cuenta con un sistema de reciclo con el fin de homogenizar la carga, posteriormente se trasfiere a través de la bomba **P-01** hacia el intercambiador de calor **HE-01** y luego al evaporador **EV-01**, donde se le adiciona vapor proveniente de la caldera sin hacer contacto con la carga, una vez se alcanzan las condiciones operacionales especificadas se observa generación de vapor, el cual es conducido al intercambiador **HE-02** donde se condensa y finalmente se almacena en los tanques **TK-04 A/B**, si la configuración seleccionada es una sola etapa, y el concentrado se recupera en el tanque **TK- 02**.

Si se desea realizar el proceso para una configuración doble efecto, el primer concentrado es enviado mediante la bomba **P-02** hacia el segundo evaporador **EV-02** y el vapor generado en el evaporador **EV-01** se transfiere al segundo evaporador **EV-02** para concentrar aún más la carga, está se almacena en el tanque de concentrado **TK-03**, de igual manera el vapor producido se envía a condensación en el intercambiador **HE-02** y posteriormente se almacena en los tanques de condensado **TK-04 A/B**, como en el primer caso, dando por finalizado el proceso.



El equipo presenta la facilidad de trabajar con un sistema de vacío, para disminuir el consumo de vapor y para trabajar con productos que altas temperaturas sufrirían daño térmico, alterando su propiedades físicas y químicas. Para lo anterior, se acciona la bomba de vacío **P-03** que se encarga de extraer aire y gases no condensados que serán atrapados por la trampa de vacío **TK-05** que protege la bomba **P-03**, logrando una mejor eficiencia en el proceso.

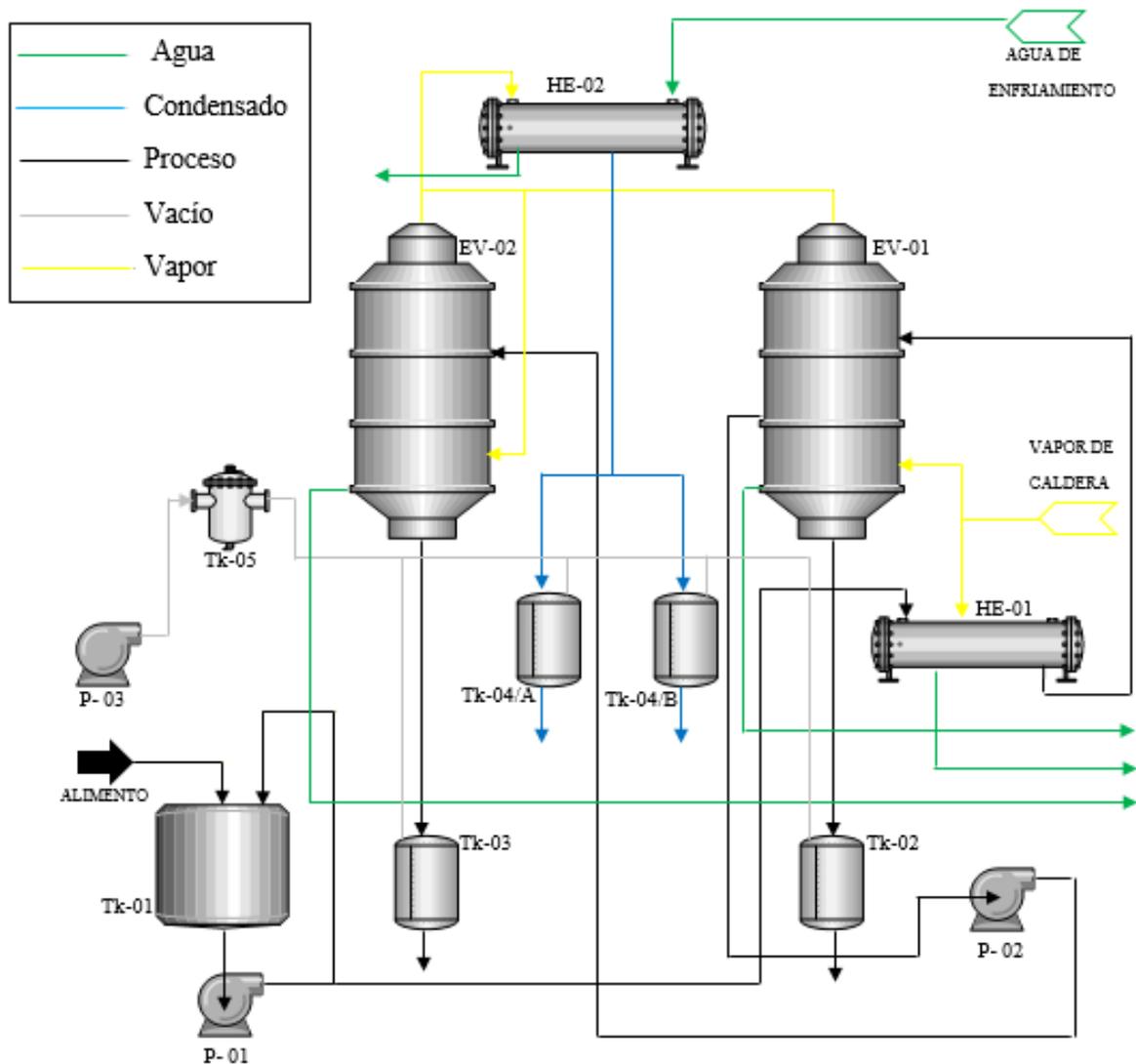


Figura 2. Diagrama del proceso de evaporación doble efecto (Autor, 2018).

3.1.2. DataSheet de los equipos del proceso de evaporación

El resumen de las especificaciones de equipos para el sistema de evaporación se muestra a continuación en la tabla 1.

Tabla 1. DataSheet Equipos involucrados en el proceso de Evaporación.

TAG	SERVICIO	FLUIDO	TIPO	DIMENSIONES				CONDICIONES DE OPERACIÓN		MATERIAL
				Alto <cm>	Ancho <cm>	Largo <cm>	Diámetro <cm>	Temperatura <°C>	Presión <bar>	
HE-01	Pre-calentador del alimento	Agua y sacarosa	Tubo y coraza	–	–	79	13	20-100	0.77	Acero inoxidable 304
HE-02	Condensador	Agua	Tubo y coraza	–	–	79	13	20-100	0.77	Acero inoxidable 304
EV-01	Evaporador primer efecto	Agua y sacarosa	Vertical	93	–	–	31	20-100	0.77	Acero inoxidable 304
EV-02	Evaporador segundo efecto	Agua y sacarosa	Vertical	93	–	–	31	20-100	0.77	Acero inoxidable 304
P-01	Bomba de alimentación al sistema	Agua y sacarosa	Centrifuga	10	12	30	–	20	0.77	Acero 304



P-02	Bomba de transferencia entre evaporadores	Agua y sacarosa	Centrifuga	10	12	30	-	20-100	0.77	Acero 304
P-03	Bomba de vacío	Agua y sacarosa	Horizontal	19	12	39	-	-	-	Acero
TK-01	Tanque de alimentación	Agua y sacarosa	Vertical	47	-	-	41	23	0.77	Acero inoxidable 304
TK-02	Tanque de concentrado del primer efecto	Agua y sacarosa	Vertical	24,5	-	-	26	23-100	0.77	Acero inoxidable 304
TK-03	Tanque de concentrado del segundo efecto	Agua y sacarosa	Vertical	24,5	-	-	26	23-100	0.77	Acero inoxidable 304
TK-04/A	Tanque de condensado	Agua	Vertical	25	-	-	27	23-100	0.77	Acero inoxidable 304
TK-04/B	Tanque de condensado	Agua	Vertical	25	-	-	27	23-100	0.77	Acero inoxidable 304
TK-05	Trampa de vacío	-	Vertical	22	-	-	14,5	-	-	Acero inoxidable 304



3.1.3. DataSheet de servicios industriales requeridos en el proceso de evaporación

Los servicios industriales requeridos para el proceso de evaporación se muestran en la tabla 2, donde se presenta el consumo en cada uno de los equipos involucrados.

Tabla 2. *DataSheet de servicios industriales.*

Equipo/Sistema	TAG	Agua			Vapor	Energía	Descripción
		Contraincendios (lpm)	Industrial (lpm)	Lavado (lpm)	Industrial (m3/h)	Potencia Eléctrica (kW)	
Pre-calentador	HE-01	-	-	-	-	-	Almacenamiento Alimentación
Condensador	HE-02	-	17,6533	-	-	-	Almacenamiento de concentrado
Evaporador	EV-01	-	-	-	0,5404	-	Operación
Evaporador	EV-02	-	-	-	-	-	Operación
Bomba	P-01	-	-	-	-	0,56	Transferir el alimento al evaporador EV-01



Bomba	P-02	-	-	-	-	0,56	Transferir el concentrado al evaporador EV-02
Bomba de vacío	P-03	-	-	-	-	0,56	Llevar a vacío el proceso
Tanque	TK-01	-	-	-	-	-	Almacenamiento Alimentación
Tanque	TK-02	-	-	-	-	-	Almacenamiento de concentrado
Tanque	TK-003	-	-	-	-	-	Almacenamiento de concentrado
Tanque	Tk-04/A	-	-	-	-	-	Almacenamiento de condensado
Tanque	Tk-04/B	-	-	-	-	-	Almacenamiento de condensado
Tanque	Tk-05	-	-	-	-	-	Trampa de vacío
		0	17,6533	0	0,5404	1,68	



3.1.4. Plot Plan

El Plot Plan para el sistema de evaporación se presenta en la figura 3. La ubicación del sistema de evaporación es en el laboratorio de ingeniería química de la universidad de Pamplona.

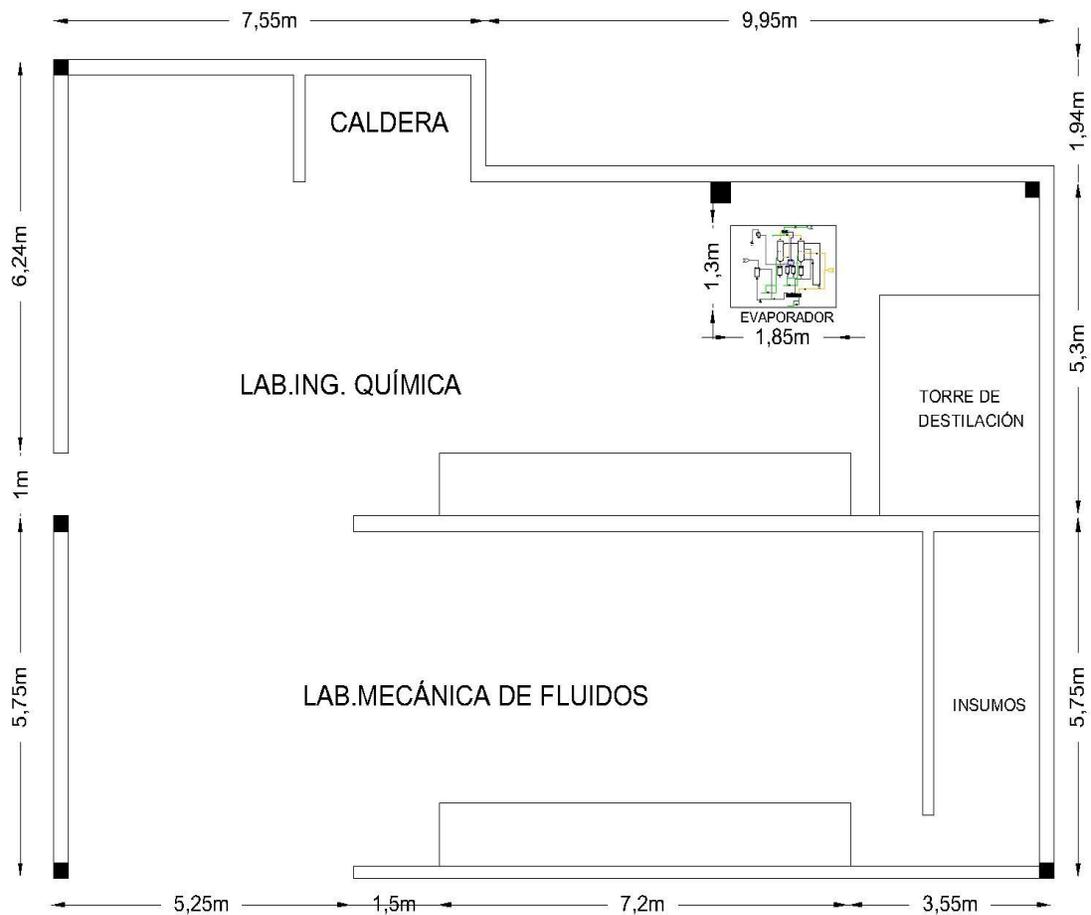


Figura 3. Plot plan del sistema de evaporación doble efecto.
(Autor, 2018)

3.1.5. Check-Lists

Se realizó un check-lists con el objetivo de facilitar a los usuarios del Evaporador Doble Efecto, una operación confiable y segura.

Tabla 3. *Check-List del proceso de evaporación.*

Puntos chequeados:	1 <input type="checkbox"/>	2 <input type="checkbox"/>	3 <input type="checkbox"/>	4 <input type="checkbox"/>	5 <input type="checkbox"/>	6 <input type="checkbox"/>	Fecha:
1. Compuestos							
¿Los compuestos empleados para la operación son los adecuados?							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
¿Realizó revisión de las fichas de seguridad de los compuestos?							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
2. Seguridad operacional							
¿Utiliza los implementos de seguridad apropiados?							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
¿El área de trabajo se encuentra ventilada?							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
¿Verificó el buen funcionamiento de los equipos?							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
3. Puesta en marcha							
Cerrar todas las válvulas de descarga							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Familiarizarse con la identificación de los equipos y de las conexiones en el tablero de control. (revisar PFD, manual de operación)							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Verificar que las válvulas de drenaje estén abiertas							<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A



Poner en funcionamiento la caldera	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Verificar el servicio de agua de enfriamiento	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Purgar línea de vapor	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Energizar el equipo	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A

4. Operación del evaporador de simple efecto	
Cargar el tanque de alimentación	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Tomar una alícuota de la solución y medir la concentración inicial, con un refractómetro.	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Cerrar la válvula de paso del alimento al evaporador Ev-01	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Encender la bomba P-01 y homogenizar la solución.	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Abrir la válvula de paso de vapor generado del Ev-01 al condensador HE-02	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Cerrar la válvula de paso de concentrado al evaporador Ev-02	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Cerrar la válvula de paso de vapor generado en el Ev-01 al evaporador Ev-02 y abrir la que va directo al condensador HE-02	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Abrir la válvula para permitir el paso de vapor de caldera al precalentador HE-01	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Encender nuevamente la bomba P-01 haciendo pasar el alimento por el precalentador HE-01 hasta el evaporador Ev-01	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Abrir la válvula de paso de vapor de caldera al evaporador Ev-01	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Abrir la válvula de paso de agua de enfriamiento cuando se empiece a generar vapor en el Ev-01	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A



Verificar el nivel del evaporador Ev-01, y encender la bomba P-01 para alimentar nuevamente	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Tomar muestras del producto y verificar su concentración con un refractómetro	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A

5. Operación del evaporador de doble efecto	
Abrir la válvula de paso de vapor generado en el Ev-01 al evaporador Ev-02 y cerrar la que va al condensador HE-02 directamente	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Abrir la válvula de paso de concentrado del Ev-01 al evaporador Ev-02	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Encender la bomba P-02 para alimentar el evaporador Ev-02	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Verificar el nivel del evaporador Ev-01, y encender la bomba P-01 para alimentar nuevamente	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Corroborar el nivel del evaporador Ev-02, y encender la bomba P-02 para alimentar nuevamente	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Tomar muestras del producto y verificar su concentración con un refractómetro	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A

6. Apagado	
Cerrar válvulas de alimentación de vapor	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Apagar las bombas	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Abrir válvulas para recoger el producto en los tanques Tk-02 y Tk-03	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Retirar el producto y el condensado recogido en los tanque Tk-04/A y Tk-04/B	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Cerrar la llave de suministro de agua	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A



Limpiar el equipo	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A
Apagar el tablero de control	<input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO <input type="checkbox"/> N/A

Observaciones

Nota: N/A= No aplica

3.1.6. Análisis de Riesgos (What If)

El análisis de riesgo What If tiene como objeto principal asegurar que los posibles eventos de fallo sean mitigados o evitados durante el tiempo de operación del sistema de evaporación.

Un análisis What If proporciona una mayor confiabilidad y también permite descubrir problemas potenciales que se puedan presentar.

Procedimiento de Revisión de Análisis de Riesgos.

- I. Definir las suposiciones técnicas que van a ser revisadas en el proceso.
- II. Definir las fronteras y los modos operacionales del proceso bajo revisión.
- III. Seleccionar y formular una pregunta Qué pasa si...
- IV. Identificar todos los escenarios de peligro de la pregunta en cuestión.



V. Identificar todas las consecuencias asociadas con cada escenario de peligro, sin tener en cuenta las salvaguardas.

VI. Especificar las salvaguardas predominantes contra cada consecuencia.

VII. Determinar la probabilidad y severidad de cada consecuencia y documentarla si es necesario.

VIII. Hacer recomendaciones para mitigar las consecuencias y la severidad y probabilidad de acuerdo a los niveles de riesgo aceptables.

IX. Repetir los pasos anteriores con otra pregunta Qué pasa si...

X. Después de realizad el ejercicio el equipo de análisis debe clasificar (valorar mediante matriz RAM), todas las recomendaciones y priorizarlas de acuerdo al nivel de riesgo para implementación.

XI. Elaborar un resumen de las recomendaciones en orden de prioridad (ranking).



Tabla 4. Matriz RAM adaptada al evaporador doble efecto de la universidad de Pamplona.

CONSECUENCIAS					PROBABILIDAD				
					A	B	C	D	E
Personas	Ambiental	Económica	Proceso	#	Improbable	Remoto	Probable	Ocasional	Frecuente
Una o más fatalidades	Contaminación irreparable	Catastrófica (> \$100 M)	Pérdida total del producto	5	M	M	H	H	VH
Incapacidad permanente (Parcial o total)	Contaminación Mayor	Grave (\$20M A \$50M)	Perdida leve del producto	4	L	M	M	H	H
Incapacidad temporal (>1 día)	Contaminación Localizada	Severo (\$5M A 20\$M)	Derrames Considerables	3	N	L	M	M	H
Lesión Menor (sin incapacidad)	Efecto Menor	Importante (\$1M A 5\$M)	Derrames leves	2	N	N	L	L	M
Lesión leve (primeros auxilios)	Efecto leve	Marginal (< \$50000)	Demora del proceso Leve	1	N	N	N	L	L
Ninguna lesión	Ningún efecto	Ninguna	Ninguna	0	N	N	N	N	N

* La consecuencia económica está dada en pesos \$. M se refiere a millones.



En la tabla 5, se presenta la respectiva interpretación de los riesgos de la matriz RAM

Tabla 5. Interpretación de riesgos.

Color	Riesgo	Interpretación del riesgo
VH	Muy alto	Riesgo intolerable para asumir, requiere buscar alternativa.
H	Alto	Inaceptable deben buscarse alternativas
M	Medio	Se deben buscar alternativas para reducir el riesgo a niveles razonables.
L	Bajo	Discutir y gestionar mejoras de los sistemas.
N	Ninguno	Riesgo muy bajo, usar sistemas de control y calidad

3.2. Modelado del proceso de evaporación

En el desarrollo del modelo del evaporador doble efecto, se realizaron los balances de materia y energía, teniendo en cuenta que es un sistema no interactivo, se hizo uso de información adicional para la creación de este modelo, como capacidades caloríficas, densidades, coeficientes de transferencias de calor y ciertos parámetros físicos como el volumen del evaporador

Se definieron condiciones iniciales para realizar los balances y construir un modelo riguroso para el tipo de materia prima usada en el proceso, que es una solución agua/sacarosa con una concentración de 3.8 °Brix.



3.2.1. Modelo matemático

Condiciones iniciales:

- Sistema no interactivo.
- Propiedades constantes.
- La temperatura de la salida del vapor del primer efecto (T_1) es aproximadamente la misma temperatura de la salida del concentrado del primer efecto (T_{C1}).
- La temperatura de la salida del vapor del segundo efecto (T_2) es aproximadamente la misma temperatura de la salida del concentrado del segundo efecto (T_{C2}).
- Sin reacción química en el proceso.

Balance en el primer efecto

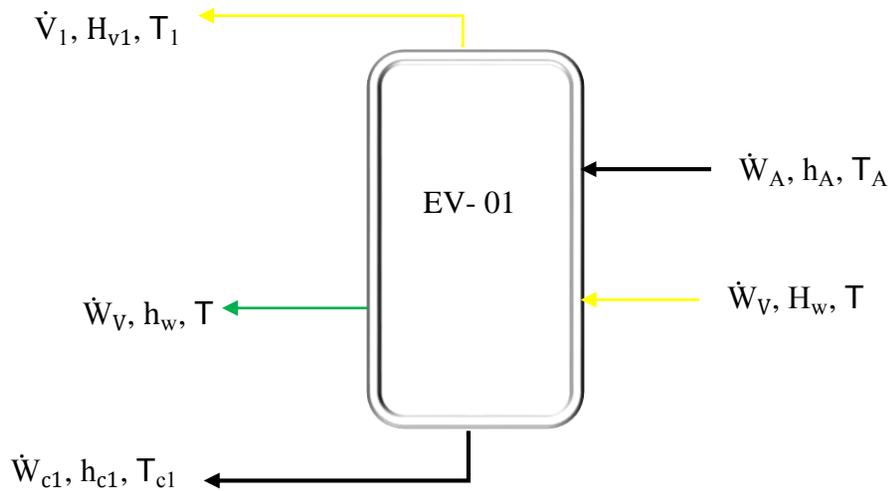


Figura 4. Esquema del primer efecto del evaporador (Autor, 2018).

Balance de energía

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot H_w + \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot h_A = \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot h_{c1} + \rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot h_w + \rho_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot H_{v1}$$

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot (H_w - h_w) = \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot h_{c1} + \rho_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot H_{v1} - \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot h_A$$

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot (H_w - h_w) = \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot T_{c1} + \rho_1 \cdot \dot{V}_1 [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot T_1 - \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot C_{p_A} \cdot T_A$$

Cámara de condensación

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot H_w = \rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot h_w + \dot{Q}$$

$$\dot{Q} = \rho_v \cdot W_v \cdot (H_w - h_w)$$

Área de intercambio de calor

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot (T - T_1) = \rho_v \cdot W_v \cdot (H_w - h_w)$$

Reemplazando \dot{Q}

$$U \cdot A \cdot (T - T_1) - \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot T_{c1} - \rho_1 \cdot \dot{V}_1 [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot T_1 + \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot C_{p_A} \cdot T_A = 0$$

Balance en estado estable

$$U \cdot A \cdot (\bar{T}(t) - \bar{T}_1(t)) - \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} \cdot \bar{T}_{c1}(t) - \dot{V}_1 \cdot \rho_{v1} [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot \bar{T}_1(t)$$

$$+ \dot{W}_A \cdot C_{p_A} \cdot \rho_A \cdot \bar{T}_A(t) = 0$$



Balance en estado dinámico

$$U * A * (T(t) - T_1(t)) - \dot{W}_{c1} * \rho_{c1} * C_{p_{c1}} * T_{c1}(t) - \dot{V}_1 * \rho_{v1} * [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] * T_1(t) \\ + \dot{W}_A * C_{p_A} * \rho_A * T_A(t) = u_1 * \rho_{c1} * C_V * \frac{dT_{c1}(t)}{dt}$$

Balance en variables de desviación

$$U * A * [(T(t) - \bar{T}(t)) - (T_1(t) - \bar{T}_1(t))] - \dot{W}_{c1} * \rho_{c1} * C_{p_{c1}} * [T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t)] - \\ \dot{V}_1 * \rho_{v1} * [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] * [T_1(t) - \bar{T}_1(t)] + \dot{W}_A * C_{p_A} * \rho_A * [T_A(t) - \bar{T}_A(t)] = \\ u_1 * \rho_{c1} * C_V * \frac{d[T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t)]}{dt}$$

Variables de desviación

$$T_{c1}(t) = T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t)$$

$$T_1(t) = T_1(t) - \bar{T}_1(t)$$

$$T_A(t) = T_A(t) - \bar{T}_A(t)$$

$$T(t) = T(t) - \bar{T}(t)$$

$$U * A * [T(t) - T_1(t)] - \dot{W}_{c1} * \rho_{c1} * C_{p_{c1}} * T_{c1}(t) - \dot{V}_1 * \rho_{v1} * [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] * T_1(t) + \\ \dot{W}_A * C_{p_A} * \rho_A * T_A(t) = u_1 * \rho_{c1} * C_V * \frac{dT_{c1}(t)}{dt}$$



Se reemplaza $T_1(t) = T_{c1}(t)$ y se aplica propiedad distributiva

$$U * A * T(t) - U * A * T_{c1}(t) - \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} * T_{c1}(t) - \dot{V}_1 * \rho_{V1} * [\lambda_{V1} + Cp_{V1}] * T_{c1}(t) + \dot{W}_A * Cp_A * \rho_A * T_A(t) = u_1 * \rho_{C1} * C_V * \frac{dT_{c1}(t)}{dt}$$

Se agrupan términos

$$\dot{W}_A * Cp_A * \rho_A * T_A(t) + U * A * T(t) - [U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})] * T_{c1}(t) = u_1 * \rho_{C1} * C_V * \frac{dT_{c1}(t)}{dt}$$

Se divide toda la ecuación en: $[U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})]$

$$\frac{\dot{W}_A * Cp_A * \rho_A}{[U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})]} * T_A(t) + \frac{U * A}{[U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})]} * T(t) - T_{c1}(t) = \frac{u_1 * \rho_{C1} * C_V}{[U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})]} * \frac{dT_{c1}(t)}{dt}$$

Constantes

$$K_1 = \frac{\dot{W}_A * Cp_A * \rho_A}{[U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})]}$$

$$K_2 = \frac{U * A}{[U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})]}$$

$$\tau_1 = \frac{u_1 * \rho_{C1} * C_V}{[U * A + \dot{W}_{C1} * \rho_{C1} * Cp_{C1} + \dot{V}_1 * \rho_{V1} * (\lambda_{V1} + Cp_{V1})]}$$



Se reemplazan las constantes

$$K_1 * T_A(t) + K_2 * T(t) - T_{c1}(t) = \tau_1 * \frac{dT_{c1}(t)}{dt}$$

Se aplica transformada de Laplace

$$K_1 * \int [T_A(t)] + K_2 * \int [T(t)] - \int [T_{c1}(t)] = \tau_1 * \int \left[\frac{dT_{c1}(t)}{dt} \right]$$

$$K_1 * T_A(s) + K_2 * T(s) - T_{c1}(s) = \tau_1 * s * T_{c1}(s)$$

$$T_{c1}(s) [\tau_1 * s + 1] = K_1 * T_A(s) + K_2 * T(s)$$

$$T_{c1}(s) = \frac{K_1}{[\tau_1 * s + 1]} * T_A(s) + \frac{K_2}{[\tau_1 * s + 1]} * T(s) \quad \text{Ecuación 5}$$

Balance en el segundo efecto

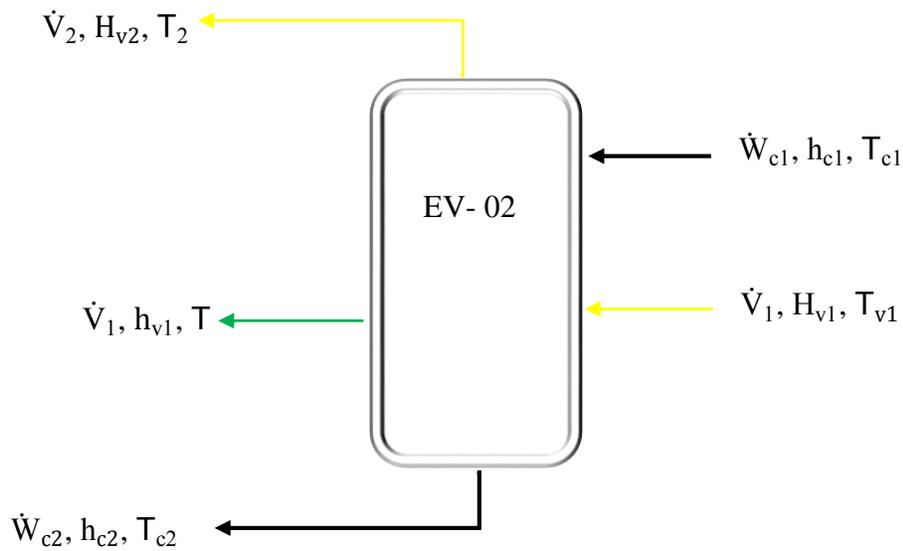


Figura 5. Esquema del segundo efecto del evaporador (Autor, 2018).

Balance de energía

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * H_{v1} + \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * h_{c1} = \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * h_{c2} + \rho_{v1} * \dot{V}_1 * h_{v1} + \rho_{c2} * \dot{V}_2 * H_{v2}$$

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1}) = \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * h_{c2} + \rho_{c2} * \dot{V}_2 * H_{v2} - \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * h_{c1}$$

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1}) = \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2} + \rho_{c2} * \dot{V}_2 * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_2 - \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * T_{c1}$$

Cámara de condensación

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * H_{v1} = \rho_{v1} * \dot{V}_1 * h_{v1} + \dot{Q}$$

$$\dot{Q} = \rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1})$$

Área de intercambio de calor

$$\dot{Q} = U * A * (T_1 - T_2) = \rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1})$$

Reemplazando \dot{Q}

$$U * A * (T_1 - T_2) - \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2} - \rho_{v2} * \dot{V}_2 * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_2 + \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * T_{c1} = 0$$

Balance en estado estable

$$U * A * (\bar{T}_1(t) - \bar{T}_2(t)) - \dot{W}_{c2} * C_{p_{c2}} * \rho_{c2} * \bar{T}_{c2}(t) - \dot{V}_2 * \rho_{v2} * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * \bar{T}_2(t)$$

$$+ \dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} * \bar{T}_{c1}(t) = 0$$



Balance en estado dinámico

$$U \cdot A \cdot (T_1(t) - T_2(t)) - \dot{W}_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} \cdot T_{c2}(t) - \dot{V}_2 \cdot \rho_{v2} \cdot [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] \cdot T_2(t) \\ + \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} \cdot T_{c1}(t) = v_2 \cdot \rho_{c2} \cdot C_V \cdot \frac{dT_{c2}(t)}{dt}$$

Balance en variables de desviación

$$U \cdot A \cdot \left[\left(T_1(t) - \bar{T}_1(t) \right) - \left(T_2(t) - \bar{T}_2(t) \right) \right] - \dot{W}_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} \cdot \left[T_{c2}(t) - \bar{T}_{c2}(t) \right] - \\ \dot{V}_2 \cdot \rho_{v2} \cdot [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] \cdot \left[T_2(t) - \bar{T}_2(t) \right] + \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} \cdot \left[T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t) \right] = \\ v_2 \cdot \rho_{c2} \cdot C_V \cdot \frac{d[T_{c2}(t) - \bar{T}_{c2}(t)]}{dt}$$

Variables de desviación

$$T_{c1}(t) = T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t)$$

$$T_{c2}(t) = T_{c2}(t) - \bar{T}_{c2}(t)$$

$$T_1(t) = T_1(t) - \bar{T}_1(t)$$

$$T_2(t) = T_2(t) - \bar{T}_2(t)$$

$$U \cdot A \cdot [T_1(t) - T_2(t)] - \dot{W}_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} \cdot T_{c2}(t) - \dot{V}_2 \cdot \rho_{v2} \cdot [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] \cdot T_2(t) +$$

$$\dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} \cdot T_{c1}(t) = v_2 \cdot \rho_{c2} \cdot C_V \cdot \frac{dT_{c2}(t)}{dt}$$



Se reemplaza $T_2(t) = T_{c2}(t)$, $T_1(t) = T_{c1}(t)$ y se aplica propiedad distributiva

$$U * A * T_{c1}(t) - U * A * T_{c2}(t) - \dot{W}_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2}(t) - \dot{V}_2 * \rho_{v2} * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_{c2}(t) + \dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} * T_{c1}(t) = u_2 * \rho_{c2} * C_V * \frac{dT_{c2}(t)}{dt}$$

Se agrupan términos

$$[\dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} + U * A] * T_{c1}(t) - [U * A + \dot{W}_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})] * T_{c2}(t) = u_2 * \rho_{c2} * C_V * \frac{dT_{c2}(t)}{dt}$$

Se divide toda la ecuación en: $[U * A + \dot{W}_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]$

$$\frac{\dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} + U * A}{[U * A + \dot{W}_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} * T_{c1}(t) - T_{c2}(t) =$$

$$\frac{u_2 * \rho_{c2} * C_V}{[U * A + \dot{W}_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} * \frac{dT_{c2}(t)}{dt}$$

Constantes

$$K_3 = \frac{\dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} + U * A}{[U * A + \dot{W}_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]}$$

$$\tau_2 = \frac{u_2 * \rho_{c2} * C_V}{[U * A + \dot{W}_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]}$$



Se reemplazan las constantes

$$K_3 * T_{c1}(t) - T_{c2}(t) = \tau_2 * \frac{dT_{c2}(t)}{dt}$$

Se aplica transformada de Laplace

$$K_3 * \int [T_{c1}(t)] - \int [T_{c2}(t)] = \tau_2 * \int \left[\frac{dT_{c2}(t)}{dt} \right]$$

$$K_3 * T_{c1}(s) - T_{c2}(s) = \tau_2 * s * T_{c2}(s)$$

$$T_{c2}(s) [\tau_2 * s + 1] = K_3 * T_{c1}(s)$$

$$T_{c1}(s) = \frac{K_3}{[\tau_2 * s + 1]} * T_{c2}(s) \quad \text{Ecuación 6}$$

3.2.2. Parámetros para el cálculo de las constantes de la función de transferencia.

- **Área y coeficiente de transferencia de calor**

El cálculo del área y el coeficiente de transferencia de calor del evaporador se realizó tomando datos de temperaturas del alimento y del vapor proveniente de la caldera, y se utilizando la siguiente expresión para encontrar el valor de U*A (Incropera F. & DeWitt D., 1999):

$$Q_e = U * A * LMTD \quad \text{Ecuación 7}$$

Donde,

Q_e, flujo calor transferido (J/s)

LMTD, diferencia de temperatura media logarítmica (°C)



$$Q_e = \dot{m} * C_p * (T_2 - T_1) \quad \text{Ecuación 8}$$

$$\dot{m} = \dot{V} * \rho \quad \text{Ecuación 9}$$

$$Q_e = \dot{V} * \rho * C_p * (T_2 - T_1) \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde,

C_p , capacidad calorífica del agua ($J/^\circ C * kg$)

\dot{m} , flujo másico (kg/s)

\dot{V} , flujo volumétrico (m^3/s)

T_1, T_2 , temperatura inicial y final de la solución respectivamente ($^\circ C$)

$$LMTD = \frac{(T_{H2} - T_{c2}) - (T_{H1} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{T_{H2} - T_{c2}}{T_{H1} - T_{c1}} \right)} \quad \text{Ecuación 11}$$

Donde,

T_H , temperatura del fluido caliente ($^\circ C$)

T_C , temperatura del fluido frío ($^\circ C$)

Datos:

Flujo volumétrico = $0,0002259 \text{ m}^3/s$

Densidad = $997,62 \text{ kg/ m}^3$ (Anexo A.4)

Capacidad calorífica = $4180 \text{ J/}^\circ C * kg$ (Anexo A.2)



Tabla 6. Datos de temperaturas para la obtención del área y el coeficiente de transferencia de calor.

Temperatura	(°C)
T_{H1}	99
T_{H2}	98
T_{C1}	93
T_{C2}	20

Para halla el flujo de calor, se utilizó la ecuación 10.

$$Q_e = \dot{V} * \rho * C_p * (T_2 - T_1) = 0,0002259 * 997,62 * 4180 * (98 - 23) = 73477,1432 \text{ J/s}$$

Se aplicó la ecuación 11, para determinar la temperatura media logarítmica

$$LMTD = \frac{(T_{H2} - T_{C2}) - (T_{H1} - T_{C1})}{\ln \left(\frac{T_{H2} - T_{C2}}{T_{H1} - T_{C1}} \right)} = \frac{(98 - 20) - (99 - 93)}{\ln \left(\frac{98 - 20}{99 - 93} \right)} = 28,0707^\circ\text{C}$$

$$U * A = \frac{Q_e}{LMTD} = \frac{73477,1432}{28,0707} = 2617,5743 \text{ W/}^\circ\text{C}$$

- **Aumento ebulloscópico**

El aumento ebulloscópico es la elevación del punto de ebullición que experimenta un disolvente puro, al formar una disolución con un soluto determinado.



Para soluciones agua/sacarosa, se han encontrado correlaciones empíricas que permiten calcular el aumento ebulloscópico. Una de estas se puede expresar con la siguiente ecuación (Ibarz et al, 2005):

$$\Delta T_e = \alpha * C^\beta * P^\delta * \exp [\gamma * C] \quad \text{Ecuación 12}$$

Donde;

P, presión en mbar

C, concentración de la disolución en °Brix

α β δ γ , constantes empíricas que dependen del soluto (Anexo A.1)

$$\Delta T_{e1} = (3,061 \times 10^{-2}) * (3,8^{0,094}) * (777,27^{0,136}) * \exp [5,328 \times 10^{-2} * 3,8]$$

$$\Delta T_{e1} = 0,1051 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{e2} = (3,061 \times 10^{-2}) * (10^{0,094}) * (777,27^{0,136}) * \exp [5,328 \times 10^{-2} * 10]$$

$$\Delta T_{e2} = 0,1600 \text{ °C}$$

Se implementó la ecuación 12 para obtener los aumentos ebulloscópico en cada uno de los evaporadores, se tomó 3,8°Brix y 10°Brix ya que son las concentraciones que se ingresan al evaporador 1 y evaporador 2 respectivamente.

El aumento ebulloscópico a estas concentraciones es muy pequeño por lo que no se tienen en cuenta en los balances de energía.



- **Calor latente**

Este valor puede obtenerse de forma aproximada a partir de la ecuación de Renault (Ibarz et al, 2005):

$$\lambda = \frac{2538}{T} - 2,91 \quad \text{Ecuación 13}$$

La T se expresa en °C.

$$\lambda_v = \frac{2538}{93} - 2,91$$

$$\lambda_v = 24,3803 \text{ kJ/}^\circ\text{C}\cdot\text{kg}$$

$$\lambda_v = 24380,3 \text{ J/}^\circ\text{C}\cdot\text{kg}$$

- **Capacidades caloríficas**

El calor específico se define como la cantidad de calor necesario para aumentar la temperatura de una unidad de masa de un material por unidad de grado de temperatura (Rahman, 2009). El agua posee un calor específico que es función de la temperatura pero varía poco en el rango de 0°C a 100°C, su valor es 4180 J/°C*kg (Anexo A.2)

Para las soluciones azucaradas existe una correlación para la capacidad calorífica en función de la concentración de sacarosa (Jorge et al. 2010):

$$C_{pm} = 4180 - 2512,1 \cdot B_m \quad \text{Ecuación 14}$$



Donde,

C_{pm} , calor específico (J/kg°C)

B_m , concentración de azúcar promedio en el evaporador (kg de sólidos/kg sol.).

El calor específico del vapor de agua se encuentra tabulado en el anexo A.3 a diferentes temperaturas, pero su variación es poca en el rango en el que se maneja.

En la tabla 7 se encuentran las capacidades caloríficas de cada corriente en el proceso.

Las capacidades caloríficas para las corrientes de concentrado se obtuvieron haciendo uso de la ecuación 14.

Tabla 7. *Capacidades caloríficas del agua y de la solución agua/sacarosa.*

Capacidad calorífica	(J/°C*kg)
C_{pA}	4174,7246
C_{pC1}	4159,9032
C_{pC2}	4142,3185
C_{pV1}	1847,5555
C_{pV2}	1847,5555
C_v	1385,6666



- **Densidades**

La densidad del vapor de agua se puede hallar con un aproximado de la ecuación de estado de gases ideales (Smith J.M., Van Ness H.C. & Abbott M.M. 2000):

$$\rho_v = \frac{P \cdot P_m}{R \cdot T} \quad \text{Ecuación 15}$$

Donde;

P, presión atmosférica de Pamplona (77,7269 kPA)

P_m, peso molecular (18g/mol)

R, constante de los gases (8,314 J/K**mol*)

T, temperatura de ebullición (366 K)

La densidad de soluciones agua/sacarosa se es posible obtener mediante una correlación empírica de Lyle y Hall (Jorge et. al. 2010):

$$\rho_{az} = 1000 * \left[1 + \frac{C \cdot (C + 200)}{54000} \right] * \left[1 - \frac{0.036(T - 20)}{160 - T} \right] \quad \text{Ecuación 16}$$

Donde;

ρ_{az} , densidad de la solución agua/sacarosa (*kg/m³*)

T, temperatura (°C)

C, concentración de sacarosa (°Brix)



Tabla 8. Densidades de la solución azucarada y del vapor de agua.

Densidades	(kg/m ³)
ρ_A	968,3272
ρ_{C1}	990,3822
ρ_{C2}	1018,1558
ρ_{V1}	0,4597
ρ_{V2}	0,4596

Las densidades de las corrientes de vapor y de las soluciones agua/sacarosa que se registran en la tabla 8, se obtuvieron con las ecuaciones 15 y 16 respectivamente.

- **Flujos**

El flujo de alimentación (\dot{W}_A) fue obtenido con un medidor Fill-Rite; para ello se realizó cinco tomas de datos.

El flujo del vapor en el primer efecto (\dot{V}_1) se obtuvo condensando el vapor; donde se recogió el líquido en una probeta y se midió el tiempo con un cronómetro; para ello también se hizo cinco tomas de datos.

Los datos obtenidos experimentalmente se muestran a continuación en la tabla 9



Tabla 9. Valores de flujos de alimentación y condensado.

Ensayo	Flujo de alimentación (m³/s)	Flujo de condensado (m³/s)
1	0,0002318	0,0001092
2	0,0002212	0,0001140
3	0,0002247	0,0001210
4	0,0002255	0,0001295
5	0,0002263	0,0001237
Promedio	0,0002259	0,0001196

El flujo de concentrado (\dot{W}_{C1}) se obtuvo mediante el siguiente balance:

$$\dot{W}_A = \dot{W}_{C1} + \dot{V}_1$$

$$\dot{W}_{C1} = \dot{W}_A - \dot{V}_1 = 0,0002259 - 0,0001196$$

$$\dot{W}_{C1} = 0,0001063 \text{ m}^3/\text{s}$$

El flujo de concentrado (\dot{W}_{C2}) y del vapor (\dot{V}_2) se obtuvo mediante una simulación del proceso de evaporación en Aspen Hysys V8.8:

$$\dot{W}_{C2} = 0,000054799 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_2 = 0,000045616 \text{ m}^3/\text{s}$$



- **Volumen del evaporador ($v_1 = v_2$)**

El volumen del evaporador 1 es igual al volumen del evaporador 2, ya que estos equipos tienen las mismas dimensiones. Para obtener este volumen se aplica la siguiente ecuación:

$$v = \pi * R^2 * h \quad \text{Ecuación 17}$$

Donde;

R, radio del evaporador (m)

h, altura del evaporador (m)

Las dimensiones para el evaporador se encuentran en el DataSheet de equipos en la tabla 1.

$$v = \pi * (0,155)^2 * (0,93)$$

$$v = 0,07019 \text{ m}^3$$

3.2.3. Cálculo de las constantes de la función de transferencia

- $$K_1 = \frac{W_A * C_{pA} * \rho_A}{[U * A + W_{C1} * \rho_{C1} * C_{pC1} + \dot{V}_1 * \rho_{v1} * (\lambda_{v1} + C_{pv1})]}$$

$$K_1 = \frac{(0,0002259) * (4174,7246) * (968,3272)}{[(2617,5743) + (0,0001063) * (990,3822) * (4159,9032) + (0,0001196) * (0,4597) * (24380,3 + 1847,5555)]}$$

$$K_1 = 0,2987$$



- $$K_2 = \frac{U \cdot A}{[U \cdot A + \dot{W}_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + \dot{V}_1 \cdot \rho_{V1} \cdot (\lambda_{V1} + C_{pV1})]}$$

$$K_2 = \frac{(2617,5743)}{[(2617,5743) + (0,0001063) \cdot (990,3822) \cdot (4159,9032) + (0,0001196) \cdot (0,4597) \cdot (24380,3 + 1847,5555)]}$$

$$K_2 = 0,8563$$

- $$K_3 = \frac{\dot{W}_{C1} \cdot C_{pC1} \cdot \rho_{C1} + U \cdot A}{[U \cdot A + \dot{W}_{C2} \cdot \rho_{C2} \cdot C_{pC2} + \dot{V}_2 \cdot \rho_{V2} \cdot (\lambda_{V2} + C_{pV2})]}$$

$$K_3 = \frac{((0,0001063) \cdot (990,3822) \cdot (4159,9032)) + (2617,5743)}{[(2617,5743) + (0,000054799) \cdot (1018,1558) \cdot (4142,3185) + (0,000045616) \cdot (0,4596) \cdot (24380,3 + 1847,55)]}$$

$$K_3 = 1,0724$$

- $$\tau_1 = \frac{v_1 \cdot \rho_{C1} \cdot C_V}{[U \cdot A + \dot{W}_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + \dot{V}_1 \cdot \rho_{V1} \cdot (\lambda_{V1} + C_{pV1})]}$$

$$\tau_1 = \frac{(0,07019) \cdot (990,3822) \cdot (1385,6666)}{[(2617,5743) + (0,0001063) \cdot (990,3822) \cdot (4159,9032) + (0,0001196) \cdot (0,4597) \cdot (24380,3 + 1847,5555)]}$$

$$\tau_1 = 31,5099 \text{ s}$$

- $$\tau_2 = \frac{v_2 \cdot \rho_{C2} \cdot C_V}{[U \cdot A + \dot{W}_{C2} \cdot \rho_{C2} \cdot C_{pC2} + \dot{V}_2 \cdot \rho_{V2} \cdot (\lambda_{V2} + C_{pV2})]}$$

$$\tau_2 = \frac{(0,07019) \cdot (1018,1558) \cdot (1385,6666)}{[(2617,5743) + (0,000054799) \cdot (1018,1558) \cdot (4142,3185) + (0,000045616) \cdot (0,4596) \cdot (24380,3 + 1847,55)]}$$

$$\tau_2 = 34,7551 \text{ s}$$



3.3. Diagrama de bloques

Teniendo en cuenta el modelado de procesos, se pudo realizar un diagrama de bloques donde se identificaron las variables relevantes para diseñar y proponer posteriormente estrategias adecuadas de control. En la figura 6 y 7 se presentan los diagramas de bloques realizados para el primer y segundo efecto.

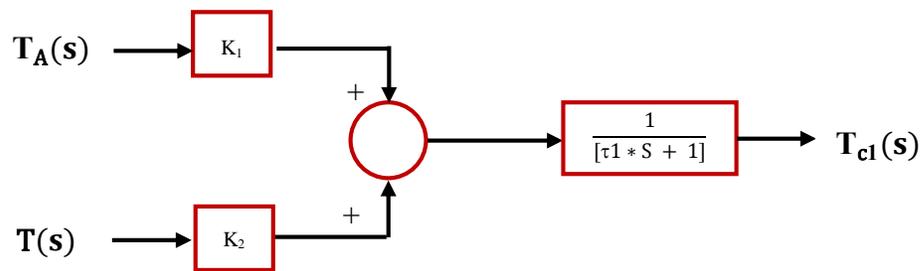


Figura 6. Diagrama de bloques de la función de transferencia del primer efecto del evaporador (Autor, 2018).

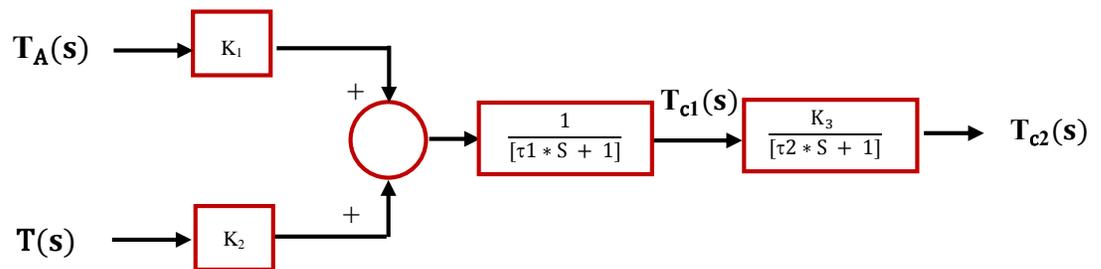


Figura 7. Diagrama de bloques de la función de transferencia del segundo efecto del evaporador (Autor, 2018).

Se puede apreciar en las figuras 6 y 7, que las variables $T_A(S)$ y $T(S)$, temperatura del alimento y temperatura del vapor de caldera respectivamente, influyen sobre las variables a controlar $T_{C1}(s)$ y $T_{C2}(s)$. De igual manera se observa que las funciones de transferencia son de primer orden. Se obtuvo un valor de τ_1 de 31,5099 segundos y τ_2 de 34,7551 segundos, con lo que se deduce que el tiempo de respuesta del sistema es lento.

3.4. Simulación del proceso

La simulación del proceso de evaporación doble efecto se realizó en el software Aspen Hysys V8.8, con lo que se pudo verificar parámetros de proceso, como flujos, temperaturas y presiones que resultaron muy similares a los obtenidos experimentalmente.

El paquete termodinámico que se tuvo en cuenta en la simulación hace una descripción del proceso hipotético por ello se adaptó a las concentraciones reales obtenidas en las pruebas experimentales, y se llevó a cabo una comparación de los resultados obtenidos.

3.5. Alternativas de control

Se plantearon cuatro alternativas de control con el fin mejorar el rendimiento del producto obtenido, la seguridad del proceso y aumentar la eficiencia energética.

3.5.1. Filosofía de control

Inicialmente se determina la temperatura ambiente a la que se expone el proceso mediante el indicador de temperatura (TI-05), que por lo general es la misma temperatura de entrada



del alimento al equipo. El sistema posee un indicador Fill-Rite (FI) con el que se puede calcular el flujo que transporta al precalentador (HE-01). Para precalentar el alimento se utiliza como servicio industrial el vapor de caldera, pero este también es distribuido hacia el evaporador (Ev-01); estas dos líneas en las que se distribuye este vapor cuentan con indicadores de presión (PI). Luego de ser precalentado el alimento llega al evaporador (Ev-01); el cual posee cuatro indicadores de temperatura, uno de presión (PI) y un diferencial de presión. El indicador de temperatura (TI-02A) sensa la entrada del alimento al evaporador después del precalentamiento, los indicadores de temperatura (TI-01A, TI-03A, TI-04A) miden la temperatura de salida de vapor del evaporador (Ev-01), la temperatura en el centro del evaporador, y la temperatura de salida del concentrado respectivamente. El diferencial de presión (dP) permite cortar el flujo de entrada de alimento cuando el equipo indique nivel alto y también permite transferir más alimento si este lo requiere, este dispositivo actúa sobre la bomba (P-01). Si se desea operar con el segundo efecto para concentrar aún más la solución se transporta la salida del concentrado y del vapor del evaporador (Ev-01) al evaporador (Ev-02); este también hace uso de cuatro indicadores de temperatura, uno de presión (PI) y un diferencial de nivel. El indicador de temperatura (TI-02B) mide la temperatura del concentrado a la que entra al evaporador (Ev-02), los indicadores de temperatura (TI-01B, TI-03B, TI-04B) al igual que en el primer efecto miden la temperatura de salida de vapor del evaporador (Ev-02), la temperatura en el centro del evaporador, y la temperatura de salida del concentrado respectivamente. El diferencial de presión (dP) actúa de igual modo que en el primer efecto pero en este caso acciona la bomba (P-02). El vapor es llevado a un intercambiador de calor (HE-02) donde es condensado, esta línea cuenta con un indicador de



temperatura (TI-06) con la que se mide la salida de este líquido. En el caso en el que el proceso requiera el uso de la bomba de vacío (P-03), este posee un indicador de presión (PI) en el tanque (TK-05).

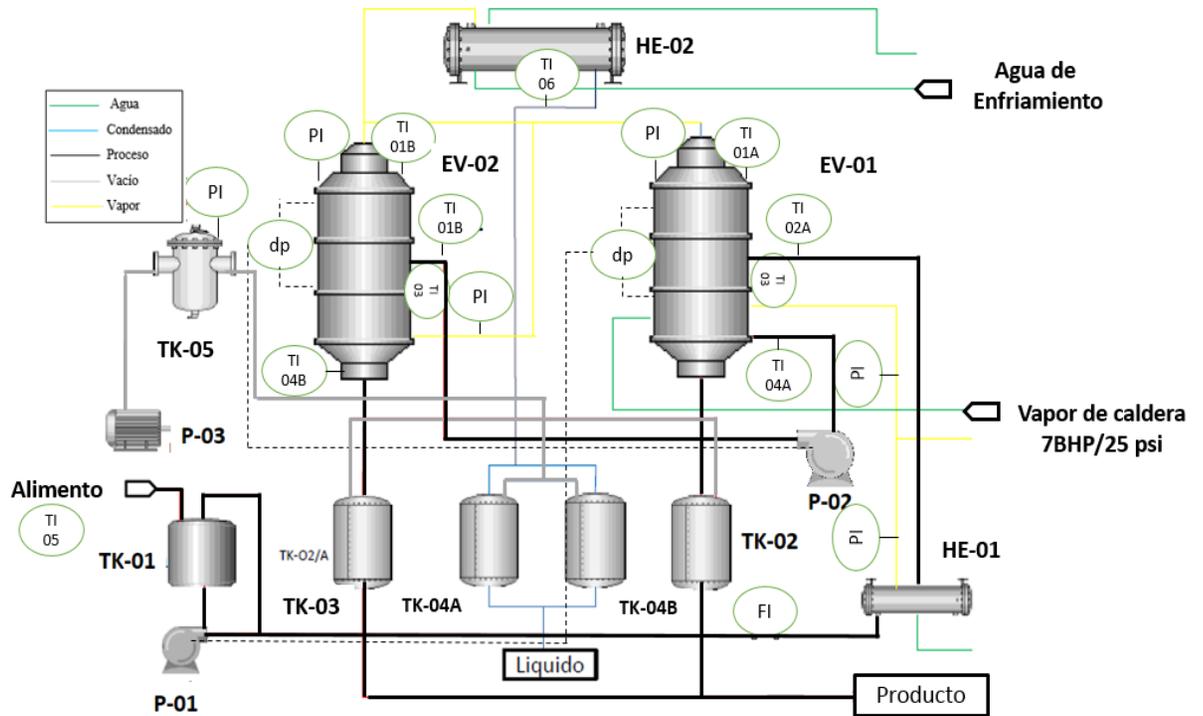


Figura 8. Filosofía de control del proceso de evaporación doble efecto. (Autor, 2018).

3.6. Selección de la mejor alternativa por el método de Electre

El método Electre permite hacer un análisis multicriterio y tomar la mejor opción con criterios estadísticos de optimización. El método consiste en evaluar los criterios definidos en las alternativas planteadas cualitativamente, luego se plantea una matriz de concordancia de las alternativas haciendo uso de la ecuación 18 y una matriz de discordancia

implementando la ecuación 19, seguidamente se aplican criterios de decisión para seleccionar por fila y por columna las dominancias y finalmente se encuentra la jerarquía que define el mejor escenario evaluado.

$$Ch, k = \frac{\sum_j AhSjAk Wj}{\sum_j Wj} \quad \text{Ecuación 18}$$

$$dh, k = \frac{\max \text{positivo}(ak-ah)}{\text{Delta valor mayor -valor menor d calificaciones}} \quad \text{Ecuación 19}$$

Los criterios definidos para evaluar las alternativas de control propuestas se muestran en la tabla 10.

Tabla 10. *Ponderación Factores de comparación.*

Factor/Criterio a analizar	Ponderación (%)
Eficiencia operacional (F1)	5
Disminución del tiempo operacional (F2)	4
Consumo de energía (F3)	2
Adaptabilidad del proceso (F4)	3

Vector de Pesos. W (5, 4, 2, 3)

Estos criterios fueron seleccionados por la importancia que tienen en el diseño del sistema de control. Las alternativas planteadas fueron cuatro inicialmente, se decidió posteriormente



evaluar solo tres alternativas debido a que desde el punto de vista de proceso no es viable la alternativa número 4.

Tabla 11. Análisis de importancia.

Alternativas	Criterios			
	F1	F2	F3	F4
1	2	3	2	3
2	5	4	2	5
3	2	3	3	2

3.7. Implementación

De acuerdo a los resultados obtenidos se plantea un esquema de implementación de la mejor alternativa, a continuación se muestra

Los costos de los instrumentos para implementar la estrategia control seleccionada se encuentran en la tabla 12. En la descripción se definen los instrumentos apropiados para ser instalados en el evaporador doble efecto.



Tabla 12. *Análisis económico de la alternativa de control seleccionada*

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UNITARIO (\$)
1	Válvula Globo de control proporcional para vapor de ½” NPT, flujo de 7 BHP, fabricante italiano Burocco Inoxvalvole, en acero inoxidable 304, con actuador tipo diafragma y posicionador electro neumático para control de posición del vástago, recibe la señal de 4 a 20 mA desde el controlador, requiere alimentación neumática.	1	6.847.700
2	Transmisor de presión diferencial para medición del nivel, salida 4 a 20 mA, comunicación HART, Endress and Hauser, conexión al proceso en acero inoxidable, carcasa en aluminio, con display	1	2.997.300
3	PLC micrologix de Allen Bradley, con módulos para 2 entradas análogas de 4 a 20 mA, 2 salidas análogas de 4 a 20 mA, 8 entradas digitales a 24 VDC y 8 salidas a relé	1	2.995.800
4	Sensor de temperatura tipo RTD, con cabezote en aluminio, conexión a proceso rosca de ½” NPT, bulbo en acero inoxidable 304	1	247.400



4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1. Análisis de riesgos What If?

En la tabla 15 se presenta el análisis de riesgo What If elaborado para el equipo Evaporador doble efecto de la universidad de Pamplona, con el fin de implementar prácticas de trabajo seguro y disminuir los posibles riesgos del proceso.

Tabla 13. *Revisión Análisis de Riesgos What If*

QUÉ PASA SI	CONSECUENCIA	SALVAGUARDAS	RIESGO			RECOMENDACIÓN
			C	P	RAM	
El nivel en el tanque de alimentación es bajo	Posibles daños a la bomba P-01	Visor de nivel en el Tk-01. Apagado de la bomba para protegerla.	2	C	L	Instalar control de nivel bajo en el tanque de alimentación.
La bomba P-01 se daña	Se afecta el proceso	Parada de planta para evitar otros posibles riesgos	1	C	N	Mantenimiento preventivo de la bomba P-01.
La bomba P-02 se daña	Se afecta el proceso en el segundo efecto	Parada de planta para evitar otros posibles riesgos	1	C	N	Mantenimiento preventivo de la bomba P-02.



No hay homogenización de la mezcla	Se afecta el proceso	Bomba P-01 que retroalimenta la mezcla al Tk-01	1	D	L	Garantizar el buen funcionamiento de la bomba P-01
No ocurre precalentamiento del alimento	Retraso del proceso en el evaporador Ev-01 para alcanzar las temperaturas requeridas	Pre-calentador HE-01 para aumentar la temperatura del alimento	2	E	M	Verificación del flujo de vapor
No hay control de nivel en los evaporadores	Sobrecarga en la operación	Control de nivel en los evaporadores	1	C	N	Supervisión y mantenimiento del control de nivel
Hay exceso de flujo de vapor	Se superan las temperaturas requeridas	Válvula manual para regular el flujo de vapor	2	C	L	Verificación del flujo de vapor. Implementar alternativa propuesta
Hay bajo flujo de vapor	No se alcanzan las temperaturas requeridas	Válvula manual para regular el flujo de vapor	2	E	M	Verificación del flujo de vapor. Implementar alternativa propuesta
No hay paso de flujo refrigerante	Exceso de vapor y poco condensado	Alinear válvulas	1	A	N	Verificar el paso de flujo refrigerante antes de empezar a operar.

Los resultados que muestra la tabla 15, evidencian que los mayores riesgos son relacionados con el flujo de vapor, ya que este hace que disminuya el rendimiento operacional y la eficiencia energética. La única forma de regular este flujo es mediante la



manipulación de válvulas manuales, pero esto da pie a incidentes como quemaduras. Por este motivo se plantean alternativas de control con el fin de disminuir estos riesgos.

4.2. Simulación del proceso

El paquete termodinámico seleccionado para realizar la simulación de proceso es el NRTL, las condiciones ingresadas a la corriente de alimentación son 68 °F, 11,3 psia y un flujo de 122,8 barriles/día.

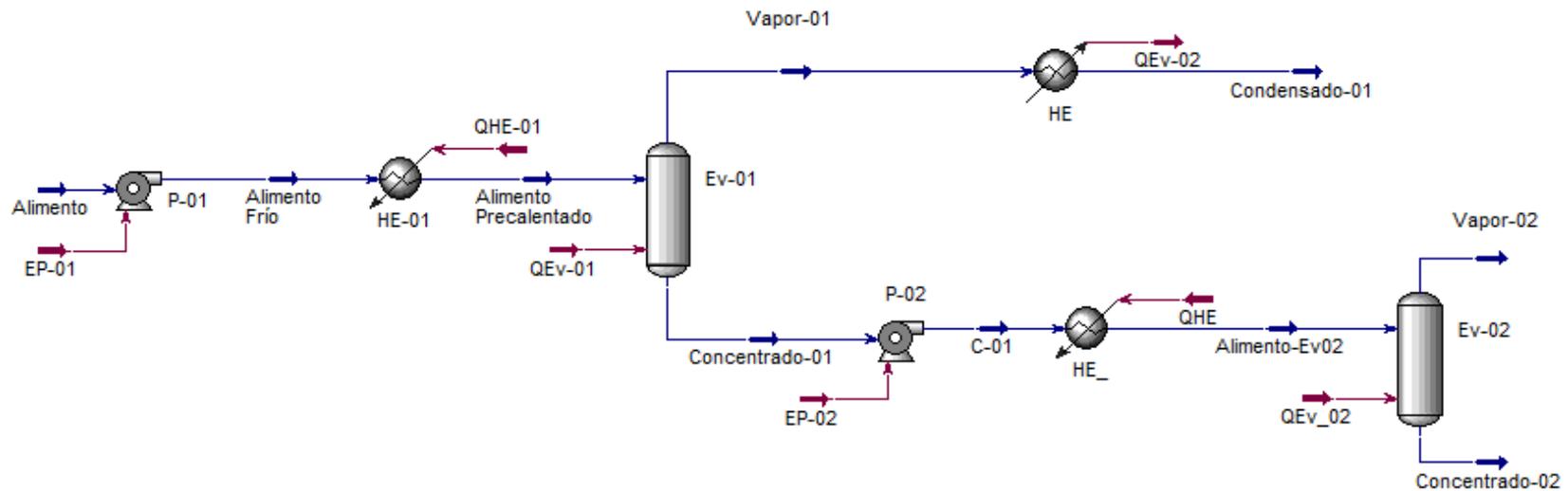


Figura 9. Simulación del proceso de evaporación doble efecto en Aspen Hysys V8.8.
(Autor, 2018)

Los resultados de la simulación se encuentran en la tabla 14 y la tabla 15, donde se muestran las propiedades y las composiciones de las corrientes respectivamente.

Tabla 14. *Resultados de la simulación*

CORRIENTES	FRACCIÓN VAPOR	TEMPERATURA (F)	PRESIÓN (Psia)	FLUJO MOLAR (lbmol/h)	FLUJO MÁSICO (lb/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (Barril/día)	FLUJO DE CALOR (BTU/h)
ALIMENTO	0,0000	68,00	11,27	96,97	1813	122,8	-1,201+e007
ALIMENTO FRÍO	0,0000	68,00	11,37	96,97	1813	122,8	-1,201+e007
ALIMENTO PRECALENTADO	0,0000	104,0	11,37	96,97	1813	122,8	-1,201+e007
VAPOR-01	1,0000	199,06	11,37	55,17	993,8	68,19	-5,663e+006
CONDENSADO-01	0,0000	199,03	11,37	55,17	993,8	68,19	-6,635e+006
CONCENTRADO-01	0,0000	199,06	11,37	41,81	819,1	54,57	-5,203e+006
C-01	0,0000	199,03	11,38	41,81	819,1	54,57	-5,203e+006
ALIMENTO-EV02	0,0000	199,06	11,38	41,81	819,1	54,57	-5,203e+006
VAPOR-02	1,0000	199,08	11,38	20,06	361,3	24,79	-2,203e+006
CONCENTRADO-02	0,0000	199,08	11,38	21,75	457,8	29,78	-2,792e+006



Tabla 15. Resultados de las composiciones de cada corriente.

CORRIENTES	COMPOSICIÓN	
	FRACCIÓN MOLAR (H ₂ O)	FRACCIÓN MOLAR (SACAROSA)
ALIMENTO	0,9979	0,0021
ALIMENTO FRÍO	0,9979	0,0021
ALIMENTO PRECALENTADO	0,9979	0,0021
VAPOR-01	1,0000	0,0000
CONDENSADO-01	1,0000	0,0000
CONCENTRADO-01	0,9951	0,0049
C-01	0,9951	0,0049
ALIMENTOEV02	0,9951	0,0049
VAPOR-02	1,0000	0,0000
CONCENTRADO-02	0,9907	0,0093

Los flujos obtenidos experimentalmente en el primer efecto son aproximadamente similares a los del simulador. Puesto que los valores ingresados son las composiciones del concentrado a la salida de cada evaporador, las temperaturas y la presión también se aproximan a las condiciones reales.

En la figura 9, para el segundo efecto del proceso de evaporación, el flujo de calor QEv_02 es menor que el flujo de calor QEv-02 simulado en Hysys, por ello se realizó una comparación en el simulador introduciendo la corriente QEV-02 obteniendo como resultado todo el alimento en fase de vapor a la salida del evaporador. Debido a lo anterior se puede analizar que hay un 63,64% en pérdidas de calor al obtener resultados similares a los experimentales.



4.3. Alternativas de control

- **Alternativa 1**

Se propone una estrategia control feedforward en la que se sensa la temperatura del alimento que entra al evaporador (Ev-01), con el indicador (TI-02A), llevándola a un controlador TC-01, donde es comparada con un set point, de esta manera se logra corregir esta temperatura manipulando el flujo de vapor mediante la válvula de control. Para aplicar esta estrategia es necesario dar mayor tiempo de residencia al alimento en el precalentador HE-01, y reducir el flujo de vapor al EV-01, lo anterior hace que los tiempos de operación se incrementen. Esta estrategia se denomina alternativa 1, y se muestra a continuación en la figura 10.

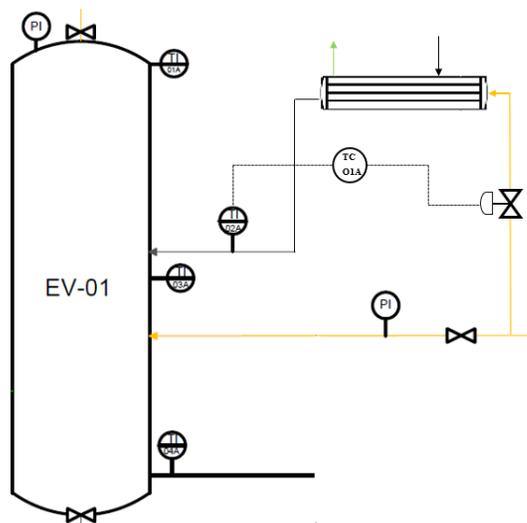


Figura 10. *Alternativa 1; control feedforward*
(Autor, 2018)

- **Alternativa 2**

Se propone una estrategia control por retroalimentación en la que se sensa la temperatura de la salida del concentrado del evaporador (Ev-01), por medio del indicador (TI-04A), esta señal es llevada a un controlador de temperatura TC-01 donde es comparada con un set point. Lo anterior, permite mantener las temperaturas de operación estables, finalmente el controlador TC-01 regula el flujo de vapor de caldera. Se encontró que controlar la temperatura del concentrado permite alcanzar las concentraciones deseadas con mayor facilidad, lo anterior muestra que esta alternativa es mejor que la presentada anteriormente. El flujo de vapor que entra al evaporador EV-01 presenta una gran influencia en la variable a controlar. Esta alternativa está planteada a continuación

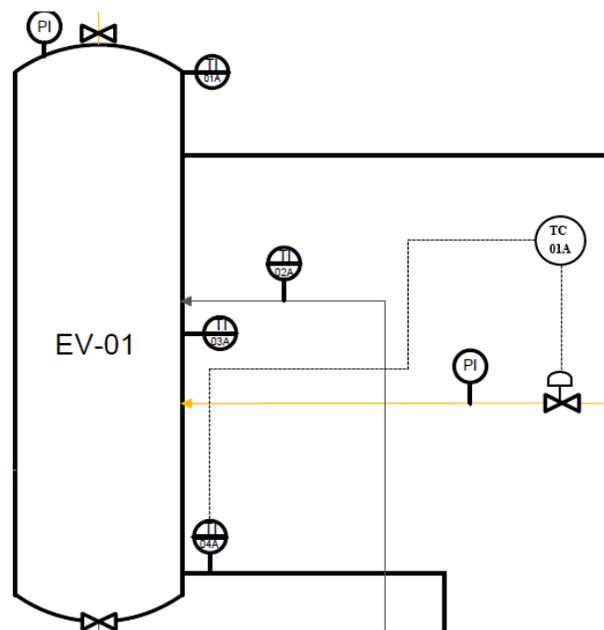
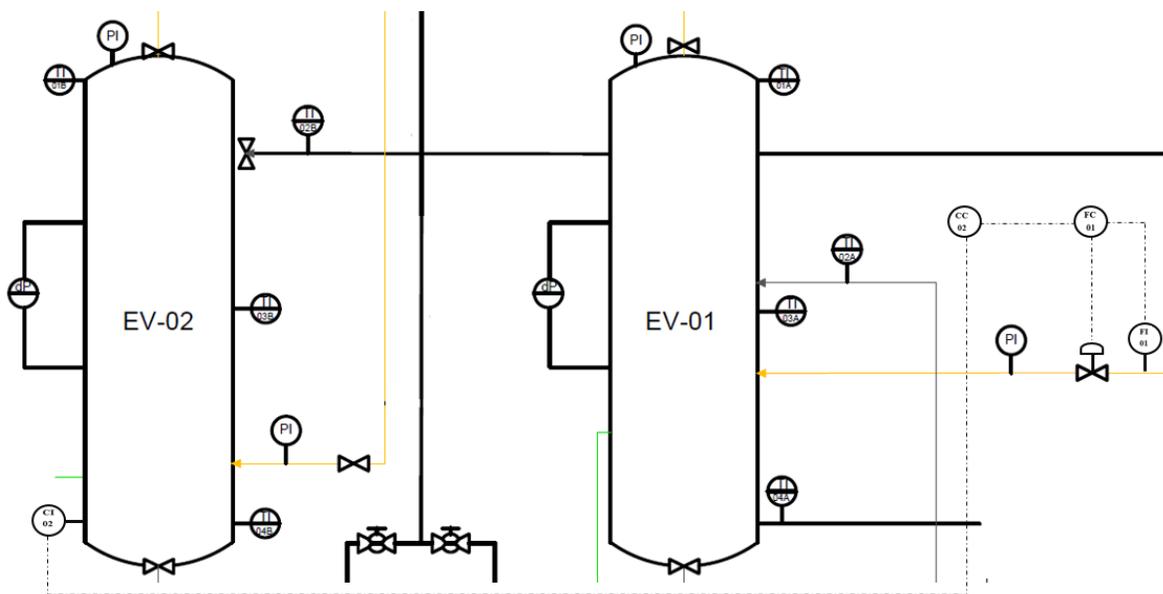


Figura 11. Alternativa 2; control por retroalimentación en el evaporador Ev-01
(Autor, 2018)

- **Alternativa 3**

Esta estrategia consiste en un control cascada, donde se sensa la concentración del segundo efecto CI-02, y el flujo de vapor de caldera FI-01. La señal de concentración es llevada a un controlador de concentración CC-02, donde se establece un set point dependiendo de las condiciones esperadas de producto, este controlador es el master, lleva su señal a un control de flujo FC-01 el cual regula el flujo de vapor al EV-01. Con esta estrategia es posible realizar un buen control de proceso, aunque es relativamente más costosa su implementación.



**Figura 12. Alternativa 3; control en cascada
(Autor, 2018)**

- **Alternativa 4**

Se propone una estrategia control por retroalimentación en la que se sensa la temperatura de la salida del concentrado del evaporador (Ev-02) con el indicador (TI-04B) llevándola a un controlador donde es comparada con un set point, la cual mantiene esta temperatura en su punto de operación mediante una válvula de control V-01, que permita regular el flujo de vapor. Esta alternativa permite controlar la temperatura del concentrado usando doble efecto por lo anterior se sensa la temperatura en el EV-02. Desde el punto de vista de proceso, es más complejo controlar la temperatura del segundo efecto ya que se ve afectada además por la eficiencia del primer efecto. Esta alternativa está planteada en la figura 13.

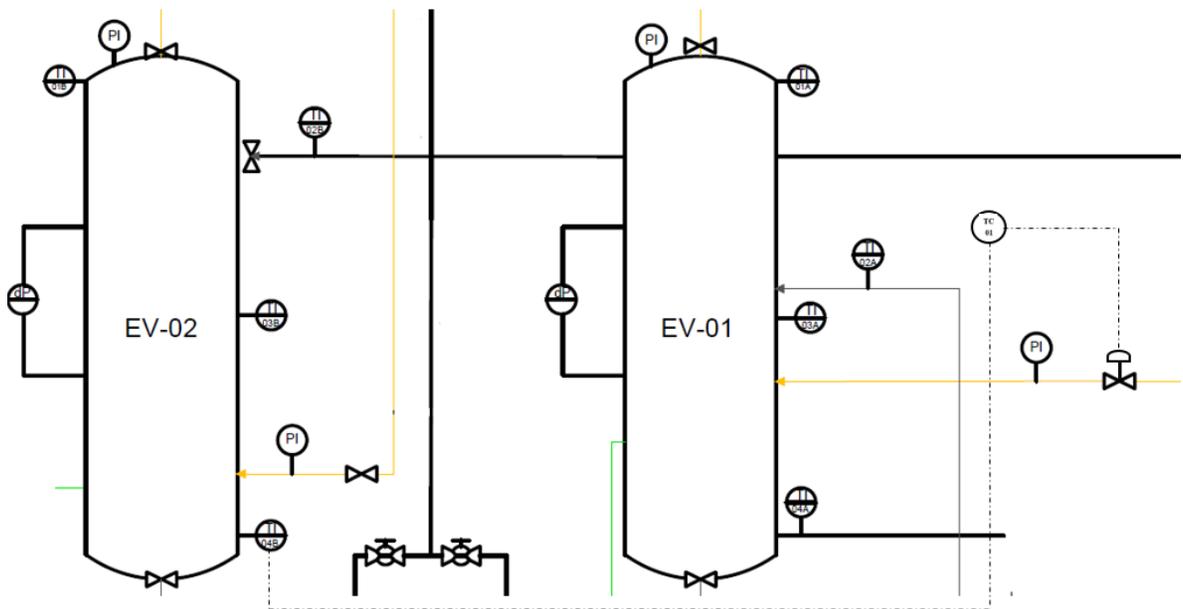


Figura 13. Alternativa 4; control por retroalimentación en el evaporador Ev-02 (Autor, 2018)

4.4. Alternativa de control seleccionada con el método de Electre

Las matrices de concordancia y discordancia para los criterios establecidos, se muestran a continuación en las tablas 16 y 17.

Tabla 16. *Matriz de concordancia*

Alternativas	1	2	3
1	-	0,000	0,214
2	1,000	-	0,857
3	0,143	0,143	-

Tabla 17. *Matriz de discordancia.*

Alternativas	1	2	3
1	-	1,000	1,000
2	0,000	-	1,000
3	0,333	1,000	-

Tabla 18. *Relaciones de dominancia*

Alternativas	Dominancia por fila	Dominancia por columna	Diferencia	Jerarquías
1	-	2	-1	3
2	1	-	1	1
3	-	-	0	2



Como se puede observar en la tabla 18, la alternativa que mejor se adapta a los criterios de selección predefinidos es la alternativa número dos, ya que está predomina sobre las demás alternativas y criterios establecidos.

4.5. Modelado del proceso

La alternativa seleccionada se comporta como un sistema dinámico de primer orden:

$$G(s) = \frac{Tc1(s)}{T(s)} = \frac{K1}{\tau 1*s + 1} = \frac{0,8563}{31,5099*s + 1} \quad \text{Ecuación 20}$$

El tiempo de estabilidad (t_s) para sistemas de primer orden, teóricamente está dado por $4*\tau$.

De acuerdo con el modelo obtenido del proceso, el tiempo de estabilidad es de 126,04 segundos.

Las respuestas del sistema dinámico de primer orden fueron obtenidas con ayuda del software MATLAB R2016a

4.5.1. Respuesta del sistema dinámico de primer orden en lazo abierto

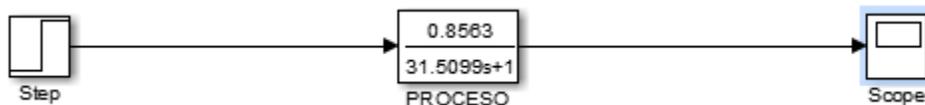


Figura 14. Diagrama en simulink, del sistema de primer orden en lazo abierto. (Autor, 2018)

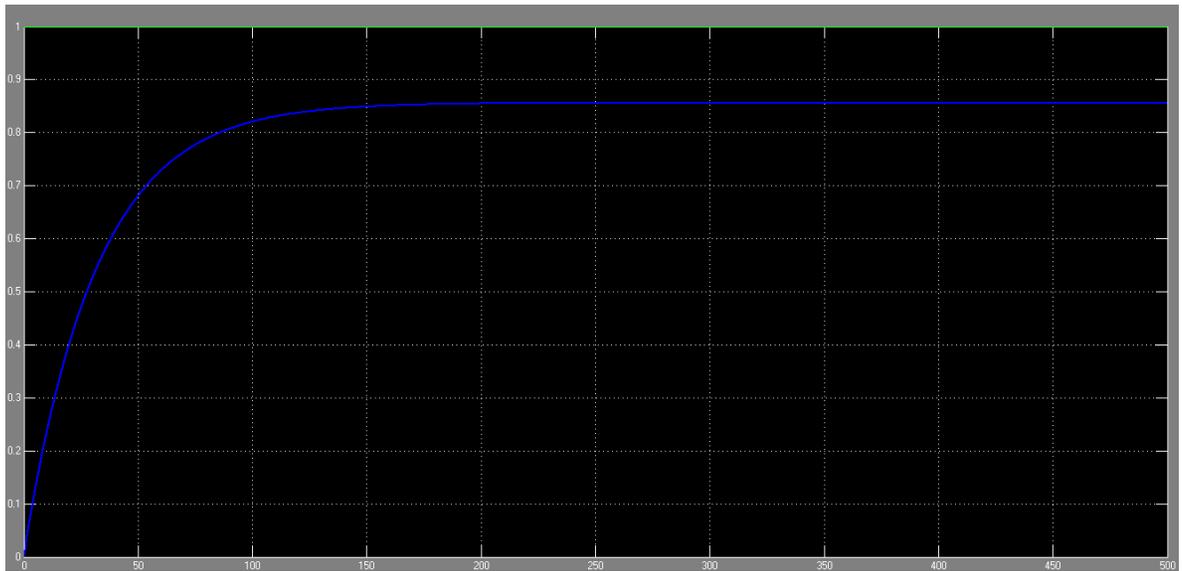


Figura 15. Respuesta en simulink, del sistema de primer orden en lazo abierto.
(Autor, 2018)

4.5.2. Respuesta del sistema dinámico de primer orden en lazo cerrado

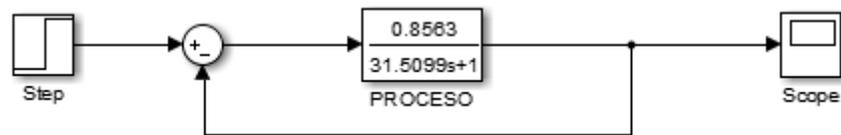


Figura 16. Diagrama en simulink, del sistema de primer orden en lazo cerrado.
(Autor, 2018)

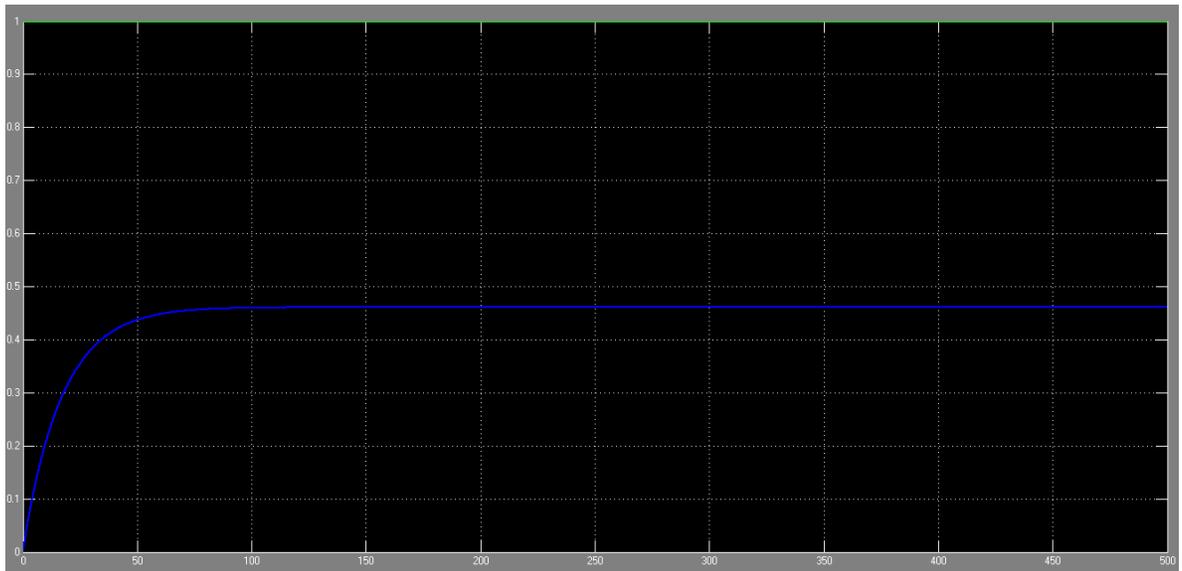


Figura 17. *Respuesta en simulink, del sistema de primer orden en lazo cerrado.*
(Autor, 2018)

En la figura 15 y 17 se muestran las respuestas del sistema en lazo abierto y en lazo cerrado, observándose que la respuesta del sistema en lazo abierto tiende a alcanzar la estabilidad en menor tiempo que la respuesta del lazo cerrado; ya que esta sólo alcanza una amplitud de 0,45. Aunque el uso de la retroalimentación en lazo cerrado hace que la respuesta del sistema sea relativamente insensible a perturbaciones externas y a variaciones internas de parámetros del sistema.

4.6. Sintonización del controlador

Se seleccionó un controlador tipo PID debido a que es el más recomendable para el control de proceso del evaporador y sistemas de control de temperatura.

Para la sintonización del controlador PID, se adicionó en el simulador el controlador antepuesto de la función de transferencia del proceso, y se inició la herramienta de auto ajuste del controlador hasta encontrar una sintonización adecuada para el sistema.

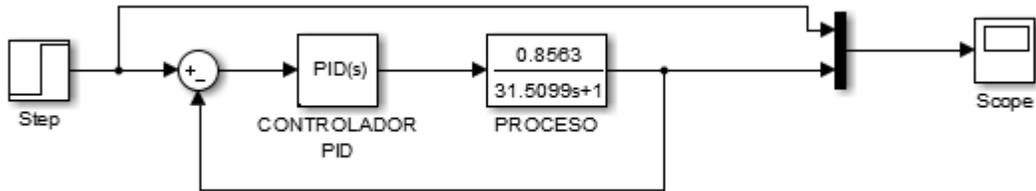


Figura 18. Diagrama en simulink para ajustar los parámetros del controlador PID.
(Autor, 2018)

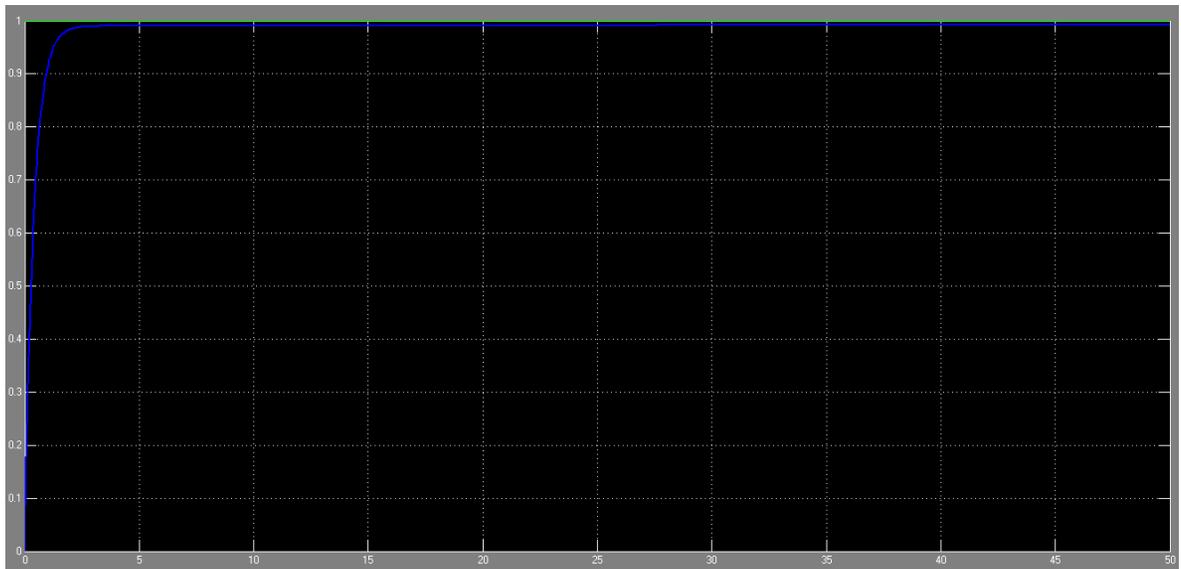


Figura 19. Respuesta de la sintonización en simulink, del controlador PID al proceso.
(Autor, 2018)

En la tabla 19 se encuentran los resultados de los parámetros que se hallaron para la sintonización del controlador PID

Tabla 19. *Parámetros para el ajuste del controlador PID.*

CONTROLADOR	PARÁMETROS
PROPORCIONAL (P)	93
INTEGRAL (I)	0,6
DERIVATIVO (D)	0,0001



5. CONCLUSIONES

Se desarrolló el modelado del proceso de evaporación doble efecto, a partir de la descripción de balances de energía, también se hizo uso del software Aspen Hysys V8.8 con el que se pudo comparar parámetros, como flujos, temperaturas, dando valores muy aproximados a los obtenidos en condiciones reales.

Se plantearon cuatro alternativas de control, donde se seleccionó la número dos, a partir de criterios predefinidos por el método de electre y se identificó que la variable a controlar es la temperatura de concentrado a la salida del evaporador, la variable manipulada es el flujo de vapor proveniente de la caldera, ya que esta es una variable que posee gran influencia en el proceso como se muestra en la tabla 13 en el análisis de riesgos What if.

El diseño de control se llevó a cabo en base a la mejor alternativa mostrada en la figura 11, la que describe un control por retroalimentación, permitiendo mantener las temperaturas de operación estables con las que se pueden alcanzar las concentraciones deseadas con mayor facilidad.

La dinámica que se obtuvo del proceso fue de primer con un $\tau = 31,5099$ segundos, lo que produce retardo en la respuesta del proceso, para esto se utilizó un controlador PID con el que se pudo estabilizar la respuesta mediante el software MATLAB R2016a, donde se hicieron ajustes a los parámetros del controlador ($P=93$, $I=0,6$, $D=0,0001$), haciendo al proceso más confiable, estable y seguro.



6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

A. O. S. Costa & E. L. Lima (2003), “Modelling and control of an industrial multiple-effect evaporator system,” *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 81, pp. 1032–1039.

Caraballo, V, & Herrera, R. (2011). Modelado, simulación y control automático de la etapa de evaporación en el proceso de producción de leche en polvo en la empresa Proleca *LTDA* (tesis de pregrado). Universidad de Cartagena, Cartagena, Colombia.

Cardona, j.E. (Diciembre 2017). Control de evaporador por doble efecto por linealización instantánea usando redes neuronales artificiales. Pereira, Colombia. Universidad tecnológica de Pereira. Recuperado de [ControlDeeUnEvaporadorDeDobleEfectoPorLinealizacion-4784058.pdf](#)

Echeverri Ocampo, Valentina (2005) Control de los evaporadores de los laboratorios de procesos productivos de la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales. (Maestría tesis), Universidad Nacional de Colombia - Sede Manizales.

Franco Fernández, J. (2006). Diseño de un simulador por computadora de procesos de evaporación en una línea de evaporadores de múltiple efecto. (Tesis de pregrado,



Universidad de San Carlos de Guatemala). Recuperado de http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_0993_Q.pdf

Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de Transporte y Principios de Procesos de Separación*, Cuarta Edición. Ceca. México, D.F. p543-546.

Ibarz, A. & Barbosa, V. (2005). Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos. ESPAÑA Ediciones Mundi-Prensa, S.A Pp 631-658.

Jorge, L. M.; Righetto, A. R.; Polli, P. A.; Santos, O.A.; Filho, R. M. (2010). Simulation and analysis of a sugarcane juice evaporation system. *Journal of Food Engineering*, vol. 99: p 351-359.

McCabe, W. L.; Smith, J. C.; Harriot, P. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Séptima edición. McGraw-Hill. 2007. México, D.F. p512,521-522.

Ogata, K. (2010). *Ingeniería de control moderna, quinta edición*. Recuperado de <https://hellsingge.files.wordpress.com/2014/10/ingenieria-de-control-moderna-ogata-5ed.pdf>.

Özilgen, M. Handbook of food process modeling and statistical quality control. Second edition. *CRC Press*. 2011. Boca Raton, USA. p14-16,411.



Pérez, M. (2004). Modelado análisis y control de un evaporador doble efecto. -, Universidad de Alicante, España(-), Pp. 1-15.

Prashant Sharan and Santanu Bandyopadhyay (2016), Energy Integration of Multiple Effect Evaporators with Background Process and Appropriate Temperature Selection. Department of Energy Science and Engineering, Indian Institute of Technology Bombay, Powai, Mumbai 400 076, India.

Rahman, M. Food properties handbook. Second Edition. CRC Press. 2009. Boca Ratón, USA. P521-527.

Scenna, N. J. Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Tercera edición. Editorial: Universidad Tecnológica Nacional. 2000. Argentina. P193-194.

Smith, C. Corripio, A. (1991). *Principles and Practice of Automatic Process Control, second edition.* Recuperado de [ftp://ftp.unicauca.edu.co/Documentos_Publicos/.backup_20062011/.DEIC.back/docs/Materias/Instrumentacion%20Industrial/Principles_and_Practice_of_Auto_matic_Process_Control_%5BSmith_&_Corripio,_Wiley_1997%5D\(782s\).pdf](ftp://ftp.unicauca.edu.co/Documentos_Publicos/.backup_20062011/.DEIC.back/docs/Materias/Instrumentacion%20Industrial/Principles_and_Practice_of_Auto_matic_Process_Control_%5BSmith_&_Corripio,_Wiley_1997%5D(782s).pdf)

Smith J.M., Van Ness H.C. & Abbott M.M. (2000). *Introducción a la termodinámica en ingeniería química.* México: McGRAW-HILL Editores, S.A, Quinta edición.



ANEXOS

ANEXO A. Propiedades del agua y constantes de la sacarosa.

Anexo A.1. Constantes empíricas para obtener el valor del aumento ebulloscópico

Muestra	$\alpha \cdot 10^2$	β	δ	$\gamma \cdot 10^2$
Sacarosa	3,061	0,094	0,136	5,328
Azúcares reductores	2,227	0,588	0,119	3,593
Zumos	1,360	0,749	0,106	3,390

Fuente: Ibarz, A. & Barbosa, V. (2005). *Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos*. ESPAÑA Ediciones Mundi-Prensa, S.A

Anexo A.2. Capacidades caloríficas del agua a diferentes temperaturas.

Temperatura		Capacidad calorífica, c_p		Temperatura		Capacidad calorífica, c_p	
°C	K	cal/g · °C	kJ/kg · K	°C	K	cal/g · °C	kJ/kg · K
0	273.15	1.0080	4.220	50	323.15	0.9992	4.183
10	283.15	1.0019	4.195	60	333.15	1.0001	4.187
20	293.15	0.9995	4.185	70	343.15	1.0013	4.192
25	298.15	0.9989	4.182	80	353.15	1.0029	4.199
30	303.15	0.9987	4.181	90	363.15	1.0050	4.208
40	313.15	0.9987	4.181	100	373.15	1.0076	4.219

Fuente: Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de Transporte y Principios de Procesos de Separación, Cuarta Edición*. Ceca. México, D.F.

Anexo A.3. Capacidades caloríficas de gases a diferentes temperaturas.



Especies químicas	T_{mix}	$C_{P_{298}}^{ig}/R$	A	$10^3 B$	$10^6 C$	$10^{-5} D$
Parafinas:						
Metano	CH ₄	190	4.217	1.702	9.081	-2.164
Etano	C ₂ H ₆	190	6.369	1.131	19.225	-5.561
Propano	C ₃ H ₈	190	9.011	1.213	28.785	-8.824
<i>n</i> -Butano	C ₄ H ₁₀	190	11.928	1.935	36.915	-11.402
<i>iso</i> -Butano	C ₄ H ₁₀	190	11.901	1.677	37.853	-11.945
<i>n</i> -Pentano	C ₅ H ₁₂	190	14.731	2.464	45.351	-14.111
<i>n</i> -Hexano	C ₆ H ₁₄	190	17.550	3.025	53.722	-16.791
<i>n</i> -Heptano	C ₇ H ₁₆	190	20.301	3.370	62.127	-19.460
<i>n</i> -Octano	C ₈ H ₁₈	190	23.174	4.108	70.567	-22.208
1-Alcoenos:						
Etileno	C ₂ H ₄	190	5.325	1.424	14.394	-4.392
Propileno	C ₃ H ₆	190	7.792	1.637	22.706	-6.915
1-Buteno	C ₄ H ₈	190	10.520	1.967	31.630	-9.873
1-Penteno	C ₅ H ₁₀	190	13.437	2.691	39.753	-12.447
1-Hexeno	C ₆ H ₁₂	190	16.240	3.220	48.189	-15.157
1-Hepteno	C ₇ H ₁₄	190	19.053	3.768	56.588	-17.847
1-Octeno	C ₈ H ₁₆	190	21.861	4.324	64.960	-20.521
Orgánicos diversos:						
Acetaldehído	C ₂ H ₄ O	1000	6.506	1.693	17.978	-6.158
Acetileno	C ₂ H ₂	190	5.253	6.132	1.952
Benceno	C ₆ H ₆	190	10.259	-0.206	39.064	-12.301
1,3-Butadieno	C ₄ H ₆	190	10.720	2.734	26.786	-8.882
Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	190	13.121	-3.876	63.249	-20.928
Etoleno	C ₂ H ₂ O	190	8.948	3.518	20.001	-6.002
Etilbenceno	C ₈ H ₁₀	190	15.993	1.124	55.380	-18.476
Óxido de etileno	C ₂ H ₄ O	1000	5.784	-0.385	23.463	-8.296
Formaldehído	CH ₂ O	190	4.191	2.264	7.022	-1.877
Metanol	CH ₄ O	190	5.547	2.211	12.216	-3.450
Estireno	C ₈ H ₈	190	15.534	2.050	50.192	-16.662
Tolueno	C ₇ H ₈	190	12.922	0.290	47.052	-15.716
Inorgánicos diversos:						
Aire		2000	3.509	3.355	0.575
Amoníaco	NH ₃	190	4.269	3.578	3.000
Bromo	Br ₂	3000	4.337	4.493	0.056
Monóxido de carbono	CO	2000	3.507	3.376	0.557
Dióxido de carbono	CO ₂	2000	4.467	5.457	1.045
Disulfuro de carbono	CS ₂	1900	5.532	6.311	0.805
Cloro	Cl ₂	3000	4.082	4.442	0.085
Hidrógeno	H ₂	3000	3.468	3.249	0.422
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	2000	4.114	3.931	1.490
Cloruro de hidrógeno	HCl	2000	3.512	3.156	0.625
Cianuro de hidrógeno	HCN	2000	4.326	4.736	1.355
Nitrógeno	N ₂	2000	3.502	3.280	0.592
Óxido nítrico	N ₂ O	2000	4.646	5.328	1.214
Óxido nítrico	NO	2000	3.590	3.387	0.629
Dióxido de nitrógeno	NO ₂	2000	4.447	4.902	1.192
Tetróxido de dinitrógeno	N ₂ O ₄	2000	9.198	11.660	2.257
Oxígeno	O ₂	2000	3.535	3.639	0.506
Dióxido de azufre	SO ₂	2000	4.796	5.699	0.801
Tríoxido de azufre	SO ₃	2000	6.094	8.060	1.054
Agua	H ₂ O	2000	4.038	3.470	1.450

Fuente: Smith J.M., Van Ness H.C. & Abbott M.M. (2000). *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. México: McGRAW-HILL Editores, S.A, Quinta edición.



Anexo A.4. Densidad del agua a diferentes temperaturas.

Temperatura		Densidad		Temperatura		Densidad	
K°	C	g/cm ³	kg/m ³	K	°C	g/cm ³	kg/m ³
273.15	0	0.99987	999.87	323.15	50	0.98807	988.07
277.15	4	1.00000	1000.00	333.15	60	0.98324	983.24
283.15	10	0.99973	999.73	343.15	70	0.97781	977.81
293.15	20	0.99823	998.23	353.15	80	0.97183	971.83
298.15	25	0.99708	997.08	363.15	90	0.96534	965.34
303.15	30	0.99568	995.68	373.15	100	0.95838	958.38
313.15	40	0.99225	992.25				

Fuente: Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de Transporte y Principios de Procesos de Separación*, Cuarta Edición. Ccsa. México, D.F.

