

UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS “CARLOS RAFAEL RODRÍGUEZ”

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



UNIVERSIDAD
DE CIENFUEGOS

Trabajo de Diploma en opción al título de



*Título: Evaluación de alternativa tecnológica para el
enfriamiento-calentamiento de Vinazas y Saccharomyces en
fábrica de Torula “Antonio Sánchez”*

Autora: Oraivis García Lovelle

Cienfuegos 2021

UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS “CARLOS RAFAEL RODRÍGUEZ”

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



UNIVERSIDAD
DE CIENFUEGOS

Trabajo de Diploma en opción al título de



*Título: Evaluación de alternativa tecnológica para el
enfriamiento-calentamiento de Vinazas y Saccharomyces en
fábrica de Torula “Antonio Sánchez”*

Autora: Oraivis García Lovelle

Tutores: Dr. C. Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas

MSc. Jorge Luis Cabrera Sánchez

Cienfuegos 2021

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha



Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”

Facultad de Ingeniería. Departamento de Química

Declaración de Autoridad:

Hago constar que la presente investigación fue realizada en Fábrica de Levadura Torula, de Antonio Sánchez en coordinación con la Universidad de Cienfuegos como parte del convenio de colaboración Universidad- Empresa para la culminación de los estudios de Ingeniería Química. En tal sentido, se autoriza que la misma sea utilizada por ambas instituciones para los fines que estime conveniente, tanto de forma parcial como total y que además no podrá ser presentada en eventos, ni publicada, sin la aprobación de dichas entidades.

Autor/a:

Los abajo firmantes certifican que el trabajo ha sido revisado según acuerdo de la dirección del centro de investigación científica técnica Computación y que el mismo cumple con los requisitos que debe tener un trabajo de esta envergadura, referido a la temática señalada.

Información científica técnica Computación

Nombre, Apellidos y Firma

Nombre, Apellidos y Firma

Firma del Tutor

Firma del Tutor

Pensamiento



...” llegará el día en que los derivados de la caña de azúcar tengan tanta importancia para la economía nacional como la que hoy tiene el azúcar”.

Che



Dedicatória



Dedicatoria

*A mis padres, por ser mi motor impulsor,
por brindarme su apoyo y dedicación durante toda mi vida,
por enseñarme siempre a luchar por alcanzar mis metas, por regalarme
tanto amor y por ser mi motivación para nunca rendirme en estos
duros años.*

*A mis hermanos, por apoyarme en mi carrera y estar siempre ahí
cuando más lo necesité.*

A mi sobrino, por ser la alegría de mi vida

*A mi esposo Vanie, por todo su amor y comprensión, por estar junto a mí
en todos estos años, en cada momento de tristeza y alegría.*

A mi abuelo Pipo, por todo su apoyo

*A mi tutor Grabiél Orlando Lobelle Sardiñas, porque es para mí un
ejemplo de profesional, por brindarme sus conocimientos y dedicación para
la realización de este trabajo.*

*A ellos, quienes ocupan el lugar más importante de mi corazón,
les dedico esta tesis.*

Agradecimientos



Agradecimientos

*Agradezco a mis padres, por su exigencia,
por guiarme siempre por el mejor camino,
por inculcar en mí los mejores principios y especialmente,
por ayudarme a hacer realidad este sueño.*

*Agradezco a mis hermanos, abuelo y cuñado Yordan,
por su apoyo incondicional.*

*Agradezco a mi esposo Vanie, por su confianza y por creer
siempre en mí.*

*Agradezco a mi tutor Grabiél Orlando Lobelles Sardiñas, por confiar en mí y
darme la oportunidad de trabajar con él.*

*Agradezco a mis suegros, por recibirme como una hija en su casa y brindarme su
apoyo en los momentos difíciles.*

*Agradezco a mis amigos y compañeros de aulas,
por compartir conmigo este sueño, especialmente a Lilieth, María Emilia y
Claudia Gema.*

*Agradezco a mis familiares y amigos que de una forma u otra me ayudaron a
llegar hasta aquí.*

*Agradezco a todos los profesores de la carrera, por darme los conocimientos
necesarios para comenzar mi vida laboral.*

*Agradezco a todos los que de una forma u otra han contribuido a que hoy me
convierta en ingeniera.
A todos, muchas gracias.*

Resumen



RESUMEN

En los últimos años se ha investigado y practicado la obtención de proteína a partir de métodos no convencionales, los que ofrecen la posibilidad de emplear diferentes tipos de Microorganismos, entre los que las levaduras ocupan un lugar destacado.

En la fabricación de levaduras, que se obtienen por fermentación, es de vital importancia controlar los parámetros de proceso, pues existen factores físico-químicos como el oxígeno, el pH y la temperatura, que afectan el rendimiento en el proceso de fermentación. En tal sentido, es objetivo del presente estudio "Evaluar tecnológica, económica y ambientalmente las alternativas tecnológica presentadas para el enfriamiento-calentamiento de Vinaza-*Saccharomyces* en la fabricación de levadura *Torula*". Para la evaluación de dichas alternativas se presentó la metodología de cálculo desarrollada por Moncada y se asumieron algunas apreciaciones del Kern. Inicialmente se presentó y evaluó la alternativa tecnológica solicitada por la dirección de la empresa, la que fue denegada porque no cumplía los requerimientos exigidos, el área de transferencia de calor requerida es mayor que la disponible, Entonces, se recomiendan dos propuestas de soluciones, que fueron evaluadas de igual manera. Como resultado, se presentaron los respectivos informes de resultados y finalmente se seleccionó la alternativa más adecuada. La implementación de la misma permite lograr la temperatura necesaria para el proceso de fermentación y una reducción en el sobreconsumo de agua de 23 800 m³/año con un ahorro de 19 992 CUP/año.

Palabras claves: alternativa tecnológica; enfriamiento- calentamiento: evaluación

Abstract



ABSTRACT

In the last years it has been investigated and practiced the protein obtaining starting from non-conventional methods, those that offer the possibility to use different types of Microorganisms, among those that the yeasts occupy an outstanding place.

In the production of yeasts that they are obtained by fermentation, it is of vital importance to control the process parameters, because physical-chemical factors exist as the oxygen, the pH and the temperature that affect the yield in the process of fermentation. In such a sense, it is objective of the present study, to evaluated technological, economic and ecological the presented alternatives to carried out in the heating- cooling system of Vinaza-Saccharomyces in the yeast production *Torula*. For the evaluation of those alternatives, the calculation methodology was presented developed by Moncada and some appreciations of the Kern were assumed. Initially it was presented and it evaluated the technological alternative requested by the address of the company, the one that was refused because it didn't complete the demanded requirements, the area of required transfer of heat is bigger than the available one. Then, two proposals of solutions are recommended that were evaluated in a same way. As a result, the respective reports of results were presented and finally the most appropriate alternative was selected. The implementation of the same one allows to achieve the necessary temperature for the process of fermentation and a reduction in the consumption of water of 23 800 m³/year with a saving of 19 992 CUP/year.

Key words: technological alternative; cooling - heating: evaluation

Índice



ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LA INVESTIGACIÓN	8
1.1 Integración de procesos y Producciones Más Limpias	8
1.2 Fundamentos de la producción de alcohol	11
1.2.1 Proceso tecnológico de ALFICSA. Características generales	12
1.3 Fundamentos de la producción de Torula. Procesos y equipamientos claves....	15
1.3.1 Sistemas de enfriamiento. Clasificación de torres de enfriamiento.....	17
1.3.2 Transferencia de calor. Intercambiadores de calor. Características generales	19
1.4 Consideraciones económicas. Estudios sobre el análisis costo beneficio	32
1.4.1 Aplicaciones del método de análisis de costo – beneficios	32
CAPÍTULO II. MATERIALES Y MÉTODOS EMPLEADOS	36
2.1. Caracterización del objeto de estudio	36
2.1.1 Descripción del proceso tecnológico de Torula	37
2.2 Metodología para la evaluación de la alternativa tecnológica propuesta	40
2.2.1. Presentación de la nueva alternativa tecnológica para proceso	41
2.2.2. Evaluación Técnica.....	43
2.2.3. Evaluación económica.....	51
2.2.4. Evaluación ambiental	54
CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	55
3.1. Evaluación Técnica de la alternativa tecnológica	55
3.2. Evaluación económica de la alternativa tecnológica	56
3.3. Evaluación ecológica de la alternativa tecnológica	61

Índice

3.4. Presentación informe de resultados	62
3.5. Propuesta de soluciones	62
CONCLUSIONES GENERALES	81
RECOMENDACIONES	82
BIBLIOGRAFÍA	83
ANEXOS	87

Introducción



INTRODUCCIÓN

La caña es una planta de características excepcionales, capaz de sintetizar carbohidratos solubles y material fibroso a un ritmo muy superior al de otros cultivos comerciales. Esta propiedad le abre una posibilidad prácticamente infinita de aprovechamiento para la producción de cientos de derivados, en muchos casos de mayor valor agregado e importancia económica que el azúcar.

Por otra parte, se están introduciendo derivados de "tercera" y "cuarta" generación mediante la transformación de los primeros, en productos de mayor valor agregado. La sacarosa se convierte en materia prima para medicamentos como la vitamina C por la ruta glucosa-sorbitol, polímeros como el poli-hidroxi-butirato y tensoactivos biodegradables. La celulosa obtenida del bagazo permite llegar al celofán, los acetatos, rayón, carboxi-metil-celulosa (CMC), celulosa micro-cristalina, etc. Dentro de los derivados de cuarta generación se encuentra la producción de levadura *Torula* (objeto de estudio), como derivada de la miel o en su defecto de la vinaza procedente de la fabricación de alcohol (Morín, 2009).

La agroindustria azucarera encierra una enorme riqueza y amplias potencialidades en la producción de alimentos, fondos exportables, combustible (alcohol), generación de energía eléctrica, biogás, a partir de fuentes no contaminantes y renovables, mucho más económica que la generada por combustibles fósiles.

Sin embargo, la situación crítica de dicha agroindustria origina afectaciones a otras actividades económicas importantes como: la industria mecánica, la industria ligera, la ganadería, la industria alimenticia (particularmente la industria de bebidas y licores), la generación de energía eléctrica y la alimentación de la población. Además, es una importante fuente generadora de empleo y la poca disponibilidad del producto azúcar y otros subproductos (mieles-alcohol) motivan reducciones importantes de ingresos por la vía de las exportaciones y a la vez la imposibilidad de cubrir las necesidades del mercado interno y de poder cubrir compromisos externos contraídos. Por lo anterior, la economía se ve precisada a realizar importantes erogaciones en moneda convertible por importaciones de azúcar y alcohol (Nova González, 2006).

El alcohol etílico (C_2H_5OH) o etanol puede ser producido por rutas biológicas o

petroquímicas. En el primer caso, se trata de un biocombustible (combustibles renovables de origen biológico) y su obtención resulta esencialmente de dos procesos: fermentación y destilación. Durante la fermentación, soluciones azucaradas (mosto) se transforman en residuales (*Saccharomyces*) y soluciones alcohólicas (vino), que posteriormente en la destilación son separadas en alcohol y residuo acuoso (vinaza). (Ver figura 1). De acuerdo con Wyman (1996), el alcohol producido en un sistema de destilación convencional contiene alrededor de 5 % de agua y es denominado alcohol hidratado; cuando este alcohol es procesado en columnas posteriores de deshidratación, se obtiene el alcohol anhidro, con menos de 1 % de agua.

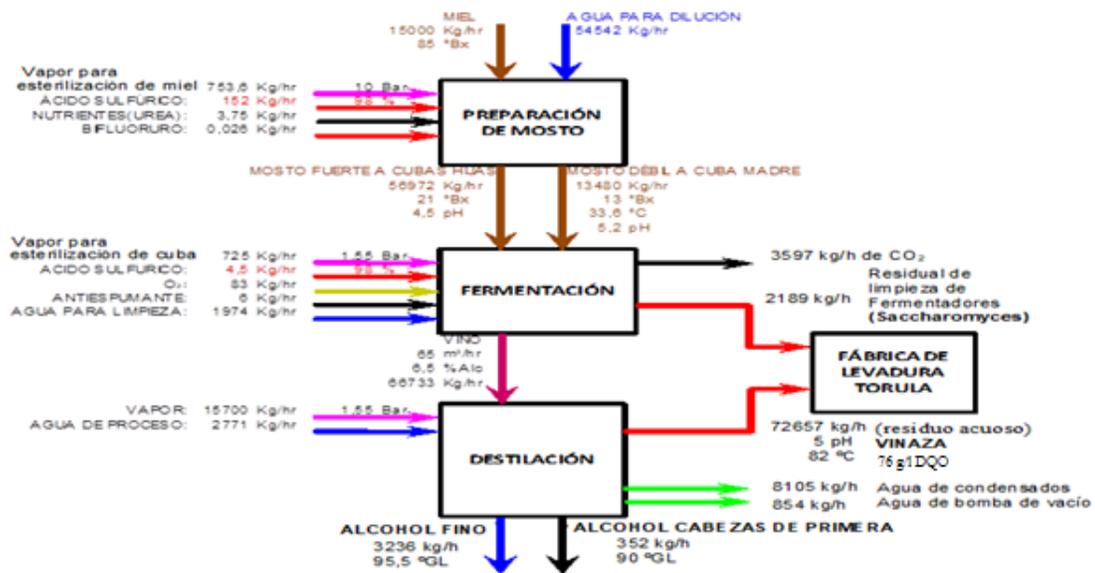


Figura 1. Diagrama de Flujo de destilería ALFICSA. Fuente.

El punto de partida para la producción de alcohol es la producción de una solución azucarada, el mosto. Existen básicamente tres alternativas para obtener tal solución:

- 1) directamente de un vegetal como la caña de azúcar, que produce un jugo con alrededor de 15 % de azúcares diluidos;
- 2) por la dilución de una solución concentrada de azúcar, como las melazas o mieles resultantes de la producción de azúcar, y
- 3) por la sacarificación de sustancias celulósicas, como el bagazo, o amiláceas, como el almidón de maíz o yuca.

Introducción

El mercado del alcohol para uso local y la exportación abre oportunidades prácticamente ilimitadas para todos los países productores, debido a la demanda en el mercado internacional del etanol, muy empleado para mezclas con combustibles para el funcionamiento de motores de combustión interna. Así como, la creciente necesidad de ampliar de modo sostenible el uso de fuentes renovables de energía y reducir los impactos ambientales asociados a los combustibles fósiles, encuentra en el bioetanol de caña de azúcar una alternativa económicamente viable y con significativo potencial de expansión. Además, la creciente demanda de alcoholes finos para la industria de bebidas y licores y la fabricación de perfumería y cosméticos (Horta Nogueira, 2008).

Desde otro punto de vista, con el incremento de edulcorantes artificiales y la producción de azúcares ecológicos, la producción de azúcar de caña y sus precios ha decaído a nivel internacional. Lo que ha provocado el aumento de los precios de la miel final como derivado de dicha fabricación y por su importancia como materia prima para otras producciones como la industria alcoholera (Peña Castellanos, 2006).

Las actividades de cualquier organización, industria, ministerio, territorio, etc, pueden ser concebidas como integrantes de un proceso determinado. Los procesos son la base operativa de las organizaciones y son posiblemente el elemento más importante y extendido en la gestión de las empresas innovadoras (Pérez Rave, Ruíz C, & Parra M., 2007; Zaratiegui, 1999).

De manera que, a la industria cubana en primer lugar, hay que verla con un enfoque de procesos. Si un proceso puede ser definido como: “Conjunto de actividades interrelacionadas entre sí que, a partir de una o varias entradas de materiales o información, dan lugar a una o varias salidas también de materiales o información con valor añadido. En otras palabras, es la manera en la que se hacen las cosas en la organización, entonces desde este enfoque y, bajo la metodología de integración de procesos, desde la visión de las Producciones Más Limpias, donde los residuales o salidas de unos procesos pueden ser empleados como materia prima de otros procesos, reduciendo los costos de adquisición de materias y materiales, y obteniendo de ellos productos con mayor valor agregado,(Ochoa George (2008); Rivera Rojas, 2016), pues la agroindustria azucarera cubana tiene en este enfoque una posibilidad de revitalización económica.

Introducción

En los últimos años se ha investigado y practicado la obtención de proteína a partir de métodos no convencionales, los que ofrecen la posibilidad de emplear diferentes tipos de microorganismos, entre los que las levaduras ocupan un lugar destacado.

En la fabricación de levaduras, que se obtienen por fermentación, es de vital importancia controlar los parámetros de proceso pues existen factores físico-químicos como el oxígeno, el pH y la temperatura, que afectan el rendimiento en el proceso de fermentación (Losada-Nerey, Mayo-Abad, Martínez-Díaz, Díaz-Martínez, & Valdés- Hernández, 2017; Mateos González 2015).

Uno de los factores más críticos en la operación de fermentación a gran escala es el suministro de un intercambio de gases adecuado. El oxígeno es el sustrato gaseoso más importante para el metabolismo microbiano y el anhídrido carbónico es el producto metabólico más importante. El oxígeno no es un gas muy soluble ya que una solución saturada de oxígeno contiene aproximadamente 9 mg / l de este gas en agua, debido a la influencia de los ingredientes del cultivo, el contenido máximo de oxígeno realmente es más bajo de lo que debería ser en agua pura. El suministro se logra pulverizando aire en el fermentador durante el proceso.

La mayor parte de los microorganismos crecen óptimamente entre pH 5,5 y 8,5. Pero durante el crecimiento en un fermentador, los metabolitos celulares son liberados al medio, lo que puede originar un cambio del pH del medio de cultivo. Por lo tanto, se debe controlar el pH del medio de cultivo y añadir un ácido o una base cuando se necesite para mantener constante el pH. Por supuesto que esta adición del ácido o base debe ser mezclada rápidamente de tal manera que el pH del medio de cultivo sea el mismo en todo el fermentador.

La temperatura es otro de los parámetros esenciales para el éxito de una fermentación. Los microorganismos que crecen a una temperatura inferior a la óptima tienen retardado su crecimiento y por lo tanto reducida la producción celular, es decir su productividad. Por otro lado, si la temperatura es demasiado alta, pero no letal, se puede inducir una respuesta de estrés al choque térmico con la consiguiente producción de proteasas celulares que ocasionan una disminución en el rendimiento de los productos proteicos. A fin de obtener rendimientos óptimos, las fermentaciones deben ser llevadas a cabo en un margen estrecho de temperatura y a ser posible constante.

En Cuba se ha empleado una gran variedad de fuentes de sustratos, y la industria azucarera es la que aporta las materias primas principales para estos objetivos.

La utilización de los residuales industriales resulta siempre una buena alternativa, ya que con su tratamiento se evita que contaminen el medio ambiente, y así un desecho con valor negativo pasa a ser una materia prima cuyo empleo resulta siempre económicamente ventajoso. Un residual de gran potencialidad en Cuba es el de la industria alcoholera: las llamadas vinazas de destilería.

Muchos autores reportan el uso de este residual para la producción de proteína unicelular.

Se comprende aquí por vinazas o mostos a los residuos líquidos provenientes de la destilación, en la producción de alcohol etílico por vía fermentativa, utilizando mieles de caña. Este residuo contiene material carbonado en forma de azúcares, ácidos orgánicos y alcoholes, aportados originalmente por la melaza o sintetizado durante el proceso de fermentación.

La fábrica de levadura forrajera Torula, que en sus inicios tenía como materia prima la miel final, ha tenido que reorientarse hacia la integración de procesos y en tal sentido, se ha convertido en una unidad de tratamiento de residuales de las destilerías, al mismo tiempo que mantiene, aunque con menor rendimiento, la producción de dicha levadura para la alimentación animal. Sin embargo, bajo las condiciones actuales de operación, existen en dicha fábrica varias condicionantes que impiden el buen desempeño de su producción, las que se relacionan a continuación:

- Excesivo consumo de agua en ambos procesos, destilación de alcohol y fabricación de Torula, lo cual ha sido demostrado en varios estudios (Díaz Gonzalo, 2009; "ICIDCA," 2009; G.O. Lobelles, 2016; Vidal Medina, 2006)
- Elevado consumo energético en la fabricación de Torula. Dentro de sus procesos claves, los procesos de fermentación y secado se erigen como los mayores consumidores de acuerdo con el análisis de Pareto según los estudios de (Caro, 2012; G.O. Lobelles, 2015).
- Déficit de vapor en fábrica de Torula. Existe solo una caldera de generación de 3,5 t/h. Esto impide el calentamiento de la *Saccharomyces* para su concentración. El proceso de calentamiento de la *Saccharomyces* favorece la floculación de los sólidos disueltos y cremas que la componen. Entonces luego de una limpieza con

Introducción

agua son separados los más ligeros, favoreciendo así la obtención de una crema de mayor concentración para la comercialización como alimento animal.

- Reducido plan de inversiones empresarial en Torula por falta de financiamiento. Esto impide la compra de un nuevo intercambiador de calor para trabajar en serie con el intercambiador existente. Por otra parte, dicho intercambiador trabaja con agua de enfriamiento, cuyo sistema no satisface las necesidades operacionales.
- Insuficiencia en sistema de enfriamiento de fábrica de Torula. La torre de enfriamiento no logra vencer el ΔT necesario para el proceso. En los intercambiadores de calor, el agua de enfriamiento se calienta demasiado y los ventiladores (extractores de calor) de la torre no son suficientes para su enfriamiento. Esto trae consigo que esa agua refrigerante llega a los fermentadores (donde también se utiliza) con temperatura superior a los 38 °C. En consecuencia, para solucionar esa situación a la balsa del sistema de enfriamiento se le reponen diariamente entre 60- 70 m³ de agua, con su debido impacto económico dado el precio actual del agua y la energía.
- Necesidad de enfriamiento de la Vinaza para el proceso de fermentación, donde además ocurre una reacción exotérmica que aporta calor a dicho proceso. Se recibe a 85 °C desde ALFICSA.
- Necesidad de calentar la *Saccharomyces* para su concentración en proceso. Se recibe a 36 °C desde ALFICSA.
- Necesidad de controlar la temperatura en el fermentador para un mayor rendimiento.
- Existencia en fábrica de equipos y accesorios en desuso que pueden emplearse para el intercambio de calor, previa modificación tecnológica.

Analizando la situación problemática expuesta es evidente la necesidad de enfriar la Vinaza antes de entrar a los intercambiadores de calor existente, de esta forma el ΔT a vencer por los mismos se reduce y se logran temperaturas de salida, tanto de la Vinaza como del agua de enfriamiento, muy inferiores a las actuales. Esto favorece el trabajo de la torre de enfriamiento, favorece el proceso de fermentación y reduce los consumos de agua y

energía. Dado el análisis de la situación problemática antes expuesta se identifica el siguiente problema científico

Problema científico

Las condiciones operacionales actuales de la fábrica de Torula no permiten el enfriamiento-calentamiento de la Vinaza (como materia prima) y la *Saccharomyces* (como residual) y el sistema de enfriamiento no satisface las necesidades de proceso, al mismo tiempo, que presenta un elevado consumo de agua técnica.

Hipótesis

La identificación y propuesta de una alternativa tecnológica para el sistema de enfriamiento-calentamiento de Vinazas y *Saccharomyces*, en la fabricación de levadura Torula y su evaluación general, permitirá un mejor funcionamiento del sistema de enfriamiento, una reducción en el consumo de agua técnica, así como, su impacto ambiental.

Objetivo general

Evaluar tecnológica, económica y ambientalmente la alternativa tecnológica propuesta para el enfriamiento-calentamiento de Vinaza-*Saccharomyces* en la fabricación de levadura Torula.

Objetivos específicos

1. Establecer los fundamentos científicos que sustentan la investigación.
2. Proponer alternativa tecnológica que permita el enfriamiento-calentamiento de Vinazas-*Saccharomyces* y reduzca el consumo de agua técnica en fábrica de Torula “Antonio Sánchez”.
3. Demostrar la viabilidad técnico-económico-ambiental de la propuesta para implementarla como alternativa tecnológica en el sistema de enfriamiento calentamiento de la fabricación de Torula.

Capítulo I



CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.1 Integración de procesos y Producciones Más Limpias

El impacto ambiental de los residuales industriales y el costo, mucho más alto, de los recursos son serios desafíos que enfrenta la industria de procesos químicos en la actualidad. Según González, Pérez Alejo, González Cortés, and Catá Salgado (2008), esto motivó que, a partir de los años 1980, en la industria de procesos químicos se comenzara a mostrar interés en la implementación de políticas que analizaran el flujo de contaminantes como flujos de materiales de valor, que podían ser recuperados de manera efectiva. Debido a esto, en los últimos años se han observado avances significativos en la optimización y síntesis de procesos ambientales. En consecuencia, González, González, Corsano, Catá, (2006) González, Pérez Alejo, González Cortés, & Catá Salgado (2008) y Ullmer (2005), consideran que estos avances responden a regulaciones ambientales, cada vez de mayor exigencia, que han presionado a las industrias para que desarrollen estrategias de prevención y minimización de la contaminación a un costo rentable. Pero también, a la necesidad de integrar procesos contiguos de un complejo industrial, desde el enfoque de las Producciones Más Limpias, con el objetivo de propiciar algún valor agregado a diferente residuales y a vez que puedan utilizarse como materia prima de otros procesos (Lobelles, 2016).

Para dar solución a parte de estos problemas se utiliza la integración de procesos que es una tecnología sistemática, basada en un enfoque hacia el desarrollo de procesos que permite al ingeniero de proceso ver un gran escenario primero y los detalles después, según consideraciones de Catá (2005). Por su parte, Mihir Dakwala (2009) sostiene que esta tecnología permite identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad de desarrollo y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo. Estos objetivos pueden ser, por ejemplo, la minimización de los requerimientos energéticos, la minimización de la generación de residuales, la maximización de la eficiencia del proceso o la minimización en el consumo de recursos naturales como el agua. Para llevar a cabo la integración de procesos en un complejo integrado, de acuerdo con (Berbard (2007); Castellanos, 2007), se recomienda tener en cuenta el principal objetivo propuesto y así decidir, que será lo más factible: si comenzar con el análisis energético y luego continuar

con la minimización de residuales o viceversa, realizándose en las plantas por separado y luego analizando el impacto de las soluciones en el complejo fabril. Algunos autores como (Cripps (2000); Dunn, 2001), coinciden en que la integración de procesos se caracteriza por dos elementos: la energía y la masa y de manera muy general, se ha utilizado a lo largo de muchos años. Sin embargo, Puerta (2008) plantean que la integración de procesos ha sido convertida en una herramienta primordial a través del uso de la experiencia de ingeniería y de la observancia de modelos específicos en determinados procesos.

Visto así, el término integración de procesos se refiere a una estrategia que proporciona una visión general de todos los flujos de residuales en las plantas, en lugar de analizar el flujo residual generado en cada equipo o etapa independientemente, estudia las tecnologías que pueden ser utilizadas en la recuperación de residuales e identifica los objetivos de eficiencia, tales como costo mínimo, extensión máxima de la integración del proceso, entre (Cripps, 2000).

La industria de la caña de azúcar tiene potencialidades para trabajar de forma integrada con otros procesos, lo que conduce a un complejo productivo con mayor eficiencia técnica, económica y ambiental. La integración del proceso de fabricación de azúcar a otros como son la producción de etanol, levadura *Torula*, biogás, electricidad, así como otros productos que pueden generarse de los procesos antes mencionados. Además, se pueden reducir los consumos de recursos comunes, como son el agua y la energía, mientras que, productos o corrientes residuales de un proceso pueden constituir materias primas de otros. (Clavelo, 2015; González, 2015).

Viéndose presente esta integración de procesos a partir de la década del 70 cuando se produce una aguda escasez de proteína en el mundo, desapareciendo en 1973 la oferta de concentrados proteicos tradicionales en el mercado mundial. Por su parte, en la misma década, los precios se incrementaron hasta tres veces de su valor original, por ello, la alternativa de utilizar las vinazas como materia prima en la fábrica de levadura forrajera en crema para la alimentación animal, responde a la necesidad de disponer adecuadamente de este producto alimentario y a su vez disponer de un residual muy agresivo procedente de las destilerías de bioetanol, lo que hace que dicha fábrica se convierta además en una planta de tratamiento de residuales, que constituyen un gran problema para el medio ambiente.

Las vinazas de las destilerías de alcohol pueden ser del orden de 8 a 13 veces el volumen del etanol producido (Gnecco, 2007; Saura, 2002). La mayoría de los autores coinciden en que los atributos de la vinaza pueden ser balanceados para aprovecharlos en posteriores tratamientos y lograr el equilibrio medio ambiental. (Fonseca, 2002).

Según "UNEP" 1998) "Producción más limpia", se refiere la aplicación de una estrategia ambiental preventiva e integrada aplicada a los procesos productivos, productos y servicios. Incluye un uso más eficiente de los recursos naturales y por ende minimiza los desechos y la contaminación, así como, el riesgo a la salud humana y a la seguridad. Ataca los problemas en la fuente en lugar de hacerlo al final del proceso productivo; en otras palabras, evita la aproximación al 'final del tubo'.

La Producción más limpia es una estrategia de mejoramiento continuo, no implica sustituir los sistemas actuales de producción, los productos o los servicios, sino implica mejorar los sistemas existentes. Es aquí donde radica la diferencia entre los conceptos de producción más limpia y producción limpia. Producción limpia es la meta que se busca a través de las inversiones ambientales de tipo preventivo, mientras que producción más limpia es la búsqueda sistemática del mejoramiento continuo, que obedece a un proceso dinámico y sistemático que no se aplica una vez, sino de manera permanente en cada una de las etapas del ciclo de vida del producto.

La idea fundamental detrás del concepto de producción más limpia es prevenir la contaminación, como una manera de mitigar los impactos ambientales de los procesos productivos, productos y servicios, mejorando no sólo los aspectos ambientales de las compañías sino también, su competitividad. Esto se logra porque la P+L trae implícita el desarrollo de procesos más eficientes que optimicen la operación de las empresas. En este sentido, la producción más limpia se deriva de una actitud proactiva de las empresas, organizaciones y entidades que la implementan (González, 2015). La integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso e identifica las políticas óptimas para su distribución y redistribución, de esta forma se obtiene la configuración óptima para el consumo mínimo de ésta. La integración de masa es una técnica relativamente nueva que se ha desarrollado mucho en los últimos años. Las investigaciones en este tema han conducido al desarrollo de una herramienta sistemática y potente para el entendimiento total del proceso y explotar así sus posibilidades de integración (Dunn, 2001).

Con la aplicación de estos conceptos, además de lograrse niveles más bajos de contaminación y riesgos ambientales, se logran con frecuencia ventajas en la competitividad empresarial. Esto se da porque el uso más eficiente de los materiales y la optimización de los procesos pueden reducirse de manera significativa los costos de operación. En este sentido, la producción más limpia y la integración de procesos tienen ventajas económicas inmensas comparadas con los métodos tradicionales de control de la contaminación(Ochoa George, 2008).

1.2 Fundamentos de la producción de alcohol

El término alcohol utilizado se refiere al alcohol etílico de fórmula C_2H_5OH , conocido también como etanol, metil carbinol o alcohol de caña o de granos. Es un líquido incoloro, transparente, volátil, de olor etéreo, sabor picante y miscible en agua y diferentes líquidos orgánicos. Se emplea en la industria destilado con diferentes grados de pureza según su destino. Normalmente se comercializa en forma hidratada (de 95 a 96 %) o anhidra (mayor de 99 % de volumen).

De acuerdo con Galiana Mingot (1988), los alcoholes son compuestos derivados de hidrocarburos en los que uno o varios hidroxilos remplazan a otros tantos átomos de hidrógeno ligado a un carbón saturado. Estos se elaboran también utilizando como materia prima el almidón de patatas, cereales o materias azucaradas como las melazas y azúcar de remolacha. La extracción se opera por destilación de las pulpas o mostos fermentados.

Otra materia prima para producir alcohol es el etileno procedente de la coquefacción del carbón o del cracking del petróleo que mediante la hidratación se obtiene alcohol. El alcohol más importante es el etanol o alcohol etílico. Las bebidas fermentadas lo contienen en proporciones grandes: cerveza de 2 a 5 %, vinos de 8 a 15 % y hasta 60 % en los aguardientes, además es un disolvente usado para preparar barnices, medicamentos, perfumerías, etc.

El proceso de fermentación en la producción alcoholera constituye la etapa más importante porque es donde se transforman las materias orgánicas producto de las enzimas segregadas por microorganismos. Otra etapa importante en la obtención de alcoholes es la destilación que consiste en la separación de los distintos componentes de una mezcla líquida mediante evaporación y condensación.

El proceso de elaboración de alcohol a partir de melaza, está basado en las propiedades que tienen algunos microorganismos de metabolizar azúcares y producir como residuo, alcohol etílico. Como el alcohol que se produce es de baja graduación, es necesario eliminar el agua por destilación.

La levadura es un organismo monocelular que se reproduce por división directa (mitosis) en un tiempo, que depende de las condiciones del medio: Aproximadamente se reproduce en 2 horas y media en presencia de aire y a pH= 4,5; y de 8 a 20 horas sin aire (el tiempo de división unitaria se alarga a medida que se envejece la célula y otros factores).

Cada kg de levadura que se forma necesita 1,10 kg de azúcar, 8 g de nitrógeno (N_2) y 4 g de fósforo (P_2O_5). Además necesita otros elementos manganeso (Mn), potasio (K), generalmente son grasas.

Las fuentes de nitrógeno (N_2) y de fósforo (P_2O_5) son sulfatos de amonio $SO_4 (NH_4)_2$ y fosfato de amonio $P_2O_5 (NH_4)_3$.

Una solución de sales preparadas debe contener 50 kg de fosfato amónico, 25 kg de sulfato amónico y 25 kg de bifloruro amónico (antiséptico) en 1 000 litros de agua.

* Cada litro de la solución que existe ahora conteniendo 0,05 kg/l de fosfato, es capaz de nutrir 12,5 kg de levadura seca. (1 parte de levadura seca equivale a 4 partes de levadura prensada).

La fermentación alcohólica o la vida aeróbica desarrollan calorías que deben de ser absorbidas por cualquier medio de transferencia de calor. La temperatura óptima de crecimiento es de 33 °C.

1.2.1 Proceso tecnológico de ALFICSA. Características generales

Para efectuar este proceso biológico, en una planta industrial a partir de melaza de caña es necesario efectuar varias operaciones que se resumen generalmente en cinco fases:

- Descarga y almacenamiento de materia prima; Preparación de mosto; Fermentación; Destilación; Almacén de producto terminado

El proceso para la producción de etanol por vía fermentativa tiene dos etapas fundamentales, la fermentación y la destilación. Todo proceso de fermentación requiere previamente de una preparación del sustrato a fermentar y una adecuación de la materia prima a las necesidades del metabolismo celular de la levadura. Aunque existen otros

métodos para la preparación de mostos, a continuación se describe el proceso de preparación de mosto de esta fábrica (Díaz Gonzalo, 2009; "Tomsa Destil, S.L.," 2000).

Preparación de mosto de melazas: Proceso "HYMOL".

El proceso "*HYMOL*" para el caso de melazas comienza por el control preciso de la alimentación de melaza y su pre-dilución con agua en un mezclador continuo. Se precalienta en contra corriente con el mosto pasteurizado en un intercambiador de calor para posteriormente pasteurizar a 95 °C con inyección de vapor directo en otro intercambiador de calor. Después de una filtración y de la adicción de nutrientes y corrección de pH, se enfría y diluye a las concentraciones previstas para la fermentación aeróbica, y anaeróbica. EL proceso es continuo y está totalmente automatizado.

Fermentación alcohólica

Los procesos de fermentación alcohólica se pueden clasificar en dos grupos: continuas o discontinuas, y dentro de cada grupo se pueden distinguir a su vez dos tipos dependiendo de que el proceso de producción de levadura sea con la "cuba madre" o con "reciclaje de levadura" (proceso Melle Boinot, Proceso de fermentación de reciclaje de levadura: "*HY-YEAST*", Proceso de fermentación con reciclado de vinazas: "*STILL-YEAST*"). En este caso se describirá el proceso de fermentación que tiene lugar en la fábrica objeto de estudio.

Proceso de fermentación con cuba madre: "PRO-YEAST".

Consiste en desarrollar permanentemente a partir de un mosto de baja concentración la levadura que se utilizará para la fermentación alcohólica no recuperándose después la levadura sobrante. Las cubas madres siempre se airean (fermentación aeróbica). El medio fermentado que producen constituirá la biomasa de levadura que será enviada a la cuba de fermentación bajo el nombre de "pie de levadura". Las cubas de fermentación de volumen mayor que las cubas madre nunca se airean (fermentación anaeróbica), se alimentan con un mosto de concentración alta una vez trasvasado el pie de levadura. Si el proceso es discontinuo se dispondrá de varias cubas de fermentación que trabajan intermitentemente según la secuencia clásica: pie de levadura llenado, muerte y destilado. Por el contrario si el proceso es continuo podrán disponerse de una o más cubas en cascada de tal manera que la primera recibe continuamente un flujo de pie de levadura y otro de flujo de mosto abandonando la última cuba el mosto totalmente fermentado.

En todos los casos todas las fermentaciones producen un desprendimiento de calor (reacciones exotérmicas) por lo que siempre hay que disponer un sistema de enfriamiento de las cubas.

Destilación

En la obtención de alcoholes la destilación es la última etapa del proceso de fabricación y consiste en la separación de los distintos componentes de una mezcla líquida mediante evaporación y condensación (Acón, 1987).

Una columna de destilación típica debe estar dotada de los equipos auxiliares e instrumentación necesarios para su correcto funcionamiento y control:

1. Adecuado diseño de los componentes internos con especial dedicación al diseño hidráulico de los platos y su eficiencia en transferencia de materia.
2. Correcta elección y diseño del sistema de calefacción de la columna (ebullidor, vapor directo, etc.) y de la sección de vapores de cabeza.
3. Sistema de control automático y supervisión, con la elección óptima del tipo de instrumentación requerida, localización de las zonas de mayor rigor adecuada al proceso. Se conocen diferentes procesos de destilación como el PROVAC con una o dos columnas, el proceso HIDROVAC de tres columnas y el proceso FINECVAC que es una combinación de los dos procesos mencionados anteriormente, pero en la fábrica objeto de estudio se utiliza el proceso STILLVAC que se describe a continuación:

Proceso de destilación: Sistema "STILLVAC" (dos columnas).

Con este sistema se aporta la mejor solución tecnológica para producir alcohol rectificado de alto grado (hasta 96,5 °GL) a partir de mostos fermentados dentro de unos parámetros de calidad típicos para la producción de bioetanol o de bebidas para añejamiento (ron, whisky, brandy, tequila). El proceso aprovecha todas las ventajas del sistema "PROVAC" de destilación a vacío para mostos fermentados, puesto que la columna de mosto trabaja a vacío, añadiéndose el ahorro energético que supone utilizar la columna rectificadora trabajando a presión para poder efectuar un doble efecto entre los vapores de cabeza de la rectificadora (alta temperatura) para calentar el pie de la columna de mosto (baja temperatura) sin consumo de energía en esta última, mediante un ebullidor de flujo descendente, sistema que suele llamarse "*multipressure columns*".

Las impurezas volátiles (cabezas) en el mosto fermentado son eliminadas por la zona de cabeza de cada una de las columnas y las impurezas pesadas (colas) se eliminan por el pie de la columna de mosto y por la zona centro de la columna rectificadora.

Dependiendo del tipo de materia prima utilizada, el ebullidor de la columna de mosto trabajará con recirculación de la propia vinaza de la columna para producir vapor con las flemazas del pie (agua destilada) de la columna rectificadora si se presume alguna posibilidad de incrustaciones en los tubos del ebullidor.

1.3 Fundamentos de la producción de Torula. Procesos y equipamientos claves

Las levaduras son organismos microscópicos unicelulares importantes por su capacidad para realizar la fermentación de hidratos de carbono, produciendo distintas sustancias. Son abundantes en la naturaleza, se encuentran en el suelo y sobre las plantas. Las mismas se han utilizado desde hace muchos años en la elaboración de pan y del vino, pero los fundamentos científicos de su cultivo y uso en grandes cantidades fueron descubiertos por el microbiólogo francés Louis Pasteur en el siglo XIX.

En Alemania también, durante la Segunda Guerra Mundial, la levadura Torula fue cultivada en licores sulfatados de desecho de la fabricación de papel, derivados de la hidrólisis ácida de madera para la nutrición de la población. Desde entonces la levadura Torula se ha producido en cantidades industriales y se ha comercializado en grandes volúmenes principalmente en los mercados internacionales.

Se conoce con el nombre de levadura Torula al hongo levaduriforme de nombre científico *Candida utilis*. La levadura Torula se usa como fuente proteica en todas las especies animales, incluido el hombre. Aun cuando los mejores resultados son con proteína de origen animal, cada vez es más amplio el uso de la levadura como suplemento proteico. La Torula es usada como suplemento alimenticio animal debido a su gran contenido de vitamina B y minerales; si es irradiada además produce vitamina D. Se utiliza desecada como fuente de proteínas y puede ser añadida en piensos mixtos para alimentación de cualquier clase de ganado. Es ampliamente utilizada en vacas en periodo de gestación y lactancia (Velazquez, 2014)

La levadura Torula producida a partir de mieles finales del proceso de producción del azúcar crudo se ha utilizado con éxito como un suplemento proteico en las dietas para

cerdos. Es interés para Cuba potenciar la producción de este tipo de levadura para contribuir a incrementar las cantidades de alimento animal, en aras de tener un mayor aporte en carne para la población (Masters, 1972).

El proceso de producción de levadura es aeróbico y exergónico. Por ello, el crecimiento de la levadura es mucho más riguroso en presencia de oxígeno, y se hace necesario suministrar grandes volúmenes de aire. También hay que disponer de algún sistema de evacuación del calor. Es necesario suministrar, además de oxígeno, azúcar, fósforo, nitrógeno y pequeñas cantidades de magnesio, potasio y calcio. Debe asegurarse una temperatura de crecimiento alrededor de 36 °C. El pH debe mantenerse en un rango de 3,5 - 4,0 (Quiñones, 2013).

El proceso de producción de levadura *Torula* cuenta con cinco etapas: Preparación de materias primas y auxiliares; Fermentación; Separación; Evaporación; Secado.

Requerimientos del proceso

Vapor directo: el equipo fundamental es una caldera de la firma Bertsch, equipada con quemador de petróleo por atomización marca Saacke. Esta caldera trabaja automáticamente y se opera desde un tablero de mando que programa la secuencia de operación.

Enfriamiento del agua; se efectúa en una torre de enfriamiento de tiro mecánico inducido ya que el aire se succiona a través de la torre mediante un abanico situado en la parte superior de la misma.

Aire: necesario para los fermentadores será suministrado por dos sopladores. El aire necesario para el funcionamiento de todos los aparatos neumáticos de regulación es suministrado por dos compresores verticales de pistón seco.

Energía eléctrica: se usa con el objetivo de lograr que los motores de las bombas, de los compresores y de los ventiladores funcionen correctamente, y el alumbrado de la planta.

Equipamiento tecnológico y auxiliar

Tabla 1.1: Equipos tecnológicos. **Fuente.** Manual de operaciones de proceso

Equipos tecnológicos	Equipos auxiliares
Fermentadores	Bomba para vinaza
Tk receptor Vinaza	Bomba agua enfriamiento
Prefermentador	Bomba para cremas
Tk crema 1era	Bomba para nutrientes
Tk crema 2da (Producto)	Bomba agua proceso
Tk Efluente (residual)	Bomba para residual
Tk Agua sistema enfriamiento	Centrífugas separadoras

Tk preparación nutrientes	Compresor de aire (control)
Cuba Desemulsionadora	Sopladores aire (fermentación)

1.3.1 Sistemas de enfriamiento. Clasificación de torres de enfriamiento

Los equipos de transferencia de calor más comúnmente utilizados son los intercambiadores de calor y condensadores. Muchas compañías requieren tener procesos eficientes en cuanto al costo razón por lo cual, gran cantidad del agua que se usa en muchos intercambiadores de calor para refrigerar es recirculada y reutilizada. Para lograr esto una de las formas más prácticas y económicas es mediante el uso de torres de enfriamiento empacadas, ya que ofrecen ventajas importantes por la transferencia simultánea de calor y masa debido a que el contacto entre los fluidos es directo.

Según Calzada (2012), una ventaja que tienen las torres de enfriamiento sobre los intercambiadores de calor comunes es la gran cantidad de agua que manejan debido a que pueden tratar toda el agua de una planta, mientras que los intercambiadores comunes son utilizados para equipos simples. Además, se desarrolla rápidamente en su estructura, tipo, autocontrol y materiales.

El agua de enfriamiento a alta temperatura se rocía uniformemente desde la parte superior y fluye hacia la parte inferior de la torre de enfriamiento, forma una película de agua en la superficie del relleno según (Kaijun (2017); Nailing, 2017) y el aire ingresa a la torre de enfriamiento desde el fondo, intercambiando calor y masa en el relleno interior con película de agua (Figura 1.1)

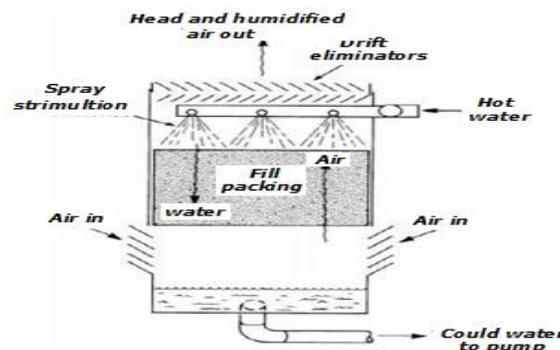


Figura 1.1. Esquema de circulación de la torre de enfriamiento. **Fuente.** (Guanhong, 2017)

De acuerdo con Obregón (2017) el resultado de la transferencia de calor y masa es el valor de entalpía del aire que aumenta absorbiendo calor y masa, el agua de refrigeración se enfría por disipación de calor. El aire caliente y húmedo se descarga fuera de la torre de

enfriamiento por efecto del ventilador de flujo axial. El agua de refrigeración fluye al dispositivo de enfriamiento, absorbiendo el calor para mantener el proceso en marcha.

El autor Alean (2009) refiere que el método implementado por Merkel para determinar la eficiencia de la torre, es usado actualmente, teniendo en cuenta también lo planteado por Jianlin (2015), quienes exponen que los parámetros meteorológicos que influyen positivamente o negativamente en la tasa de flujo de agua, la velocidad del viento, el llenado y otros factores que afectan el rendimiento de enfriamiento.

La ecuación característica para una torre de enfriamiento fue establecida por Merkel, el cual se basa en una serie de asunciones para reducir la solución a un cálculo simple, referenciado en (Guanhong (2017); Pérez Sanjudo, 2018). Esta relaciona la fuerza impulsora o gradiente que favorece la transferencia de calor del vapor agua en el aire con el coeficiente de transferencia característico del tipo de relleno:

$$(K_{ya} + z) / L' = t_1 + t_2 (dt/L / (H^* - H)) \quad \text{Ec. (1.1)}$$

Dónde: K_{ya} : Coeficiente de transferencia de calor; z : Altura de la zona empaquetada en m.

Clasificación de las torres de enfriamiento

Las torres de enfriamiento modernas se clasifican de acuerdo con los medios por los que se les suministra aire. Todas emplean hileras horizontales de empaque para suministrar gran superficie de contacto entre el aire y el agua.

- **Torres de tiro mecánico.** En ellas el aire se suministra en cualquiera de las dos formas siguientes: Tiro inducido: el aire se succiona a través de la torre mediante un abanico situado en la parte superior de la torre y Tiro forzado: el aire se fuerza por un abanico en el fondo de la torre y se descarga por la parte superior.
- **Torres de circulación natural:** que pueden ser: Atmosféricas o de Tiro natural

La torre de enfriamiento utilizada en el proceso de producción de Torula es una torre de tiro mecánico inducido, ya que el aire se succiona a través de la torre mediante un abanico situado en la parte superior de la torre

La transferencia de calor se produce cuando el agua (a mayor temperatura) y el aire (a menor temperatura) confluyen en el relleno de la torre, en el que tiene lugar el proceso de intercambio térmico. Este relleno tiene la finalidad de aumentar la superficie y el tiempo de contacto entre el aire y el agua fomentando la eficiencia del enfriado. Al evaporarse, el agua toma el calor que necesita del resto del agua circulante, enfriándola.

1.3.2 Transferencia de calor. Intercambiadores de calor. Características generales

La energía puede transportarse entre dos puntos en forma de calor, para lo cual se requiere que estos puntos estén a diferentes temperaturas. Los dos puntos pueden estar situados en distintas partes del mismo elemento o en cuerpos diferentes. El flujo de energía calorífica es siempre en la dirección del punto (o cuerpo) de alta temperatura llamado también fuente hacia el punto (o cuerpo) de baja temperatura o receptor.

El calor puede ser transferido desde una fuente hasta un receptor mediante conducción, convección, o radiación. En muchos casos, el intercambio ocurre por una combinación de dos o más de estos mecanismos. Cuando la velocidad de transferencia de calor permanece constante y no es afectada por el tiempo, el flujo de calor es denominado en estado estacionario; un estado no estacionario existe cuando la velocidad de transferencia de calor a cualquier punto varía con el tiempo. La mayoría de operaciones industriales en las cuales está involucrada la transferencia de calor son llevadas a cabo bajo condiciones de estado estacionario. Sin embargo, las condiciones de estado no estacionario son encontradas en los procesos “batch”, enfriamiento y calentamiento de materiales tales como metales o vidrio y ciertos tipos de procesos de regeneración y activación (Moncada, 2015).

- **Conducción**

La transferencia de calor a través de un material fijo es acompañada por el mecanismo conocido como conducción. La velocidad de flujo de calor por conducción es proporcional al área aprovechable para la transferencia de calor y al gradiente de temperatura en dirección del flujo de calor. La velocidad de flujo de calor en una dirección dada entonces puede ser expresada por la ecuación o Ley de Fourier como:

$$\frac{dQ}{d\theta} = -kA \frac{dt}{dx} \quad \text{Ec.(1.2)}$$

Donde Q = cantidad de calor transferido en el tiempo, W (Btu/h)

k = constante de proporcionalidad, designada como la conductividad térmica y definida por la Ec. (1.1), W/m.°C (Btu/h.pie.°F)

A = área de transferencia de calor perpendicular a la dirección del flujo, m² (pies²)

t = temperatura °C (°F)

x = longitud de la ruta de conducción en dirección del flujo de calor, m (pies)

La conductividad térmica es una propiedad de cualquier material dado, y su valor debe ser determinado experimentalmente. Para sólidos, el efecto de la temperatura sobre la conductividad térmica es relativamente pequeño a temperaturas normales. Debido a que la conductividad varía aproximadamente en formas lineales con la temperatura, se pueden obtener adecuadas aproximaciones de diseño, empleando un valor promedio de conductividad térmica basado en el promedio aritmético de temperatura de un material dado. Para el caso común de flujo de calor al estado estacionario, la ecuación (1.2) puede expresarse como:

$$\frac{Q}{\theta} = q = -kA \frac{\Delta t}{x} \quad \text{Ec.(1.3)}$$

Donde: q = velocidad de transferencia de calor, W (Btu/h)

Δt = gradiente de temperatura (fuerza impulsora), °C (°F)

A_m = área promedio de transferencia de calor perpendicular a la dirección de flujo de calor, m^2 (pies²)

- **Convección**

La transferencia de calor por el mezclado físico de porciones frías y calientes de un fluido es conocida como transferencia de calor por convección. El mezclado puede ocurrir como un resultado de diferencias de densidad, como en la convección natural, o como el resultado de la inducción mecánica o agitación, como en el caso de la convección forzada. La siguiente ecuación, conocida como la Ley del enfriamiento de Newton se usa como base para la evaluación de las velocidades de transferencia de calor por convección.

$$\frac{dQ}{d\theta} = hA\Delta t \quad \text{Ec. (1.4)}$$

La constante de proporcionalidad h es designada como el coeficiente de transferencia de calor, y es una función del tipo de agitación y la naturaleza del fluido. El coeficiente de transferencia de calor, es similar a la conductividad térmica k , es frecuentemente determinada sobre la base de datos experimentales. Para las condiciones de estado estacionario, la ecuación (1.4) será:

$$q = hA\Delta t \quad \text{Ec.(1.5)}$$

Donde h = coeficiente de transferencia por convección, W/m². °F (Btu/h. pie². °F)

- **Radiación**

Cuando la energía radiante es transferida desde una fuente hacia un receptor sin que existan de por medio moléculas de otra sustancia, el método de transferencia de calor es designado como radiación. Basándose en la segunda Ley de la termodinámica, Boltzman estableció la ecuación que describe la velocidad a la cual una fuente da calor, denominada también como la Ley de la cuarta potencia:

$$\frac{dQ}{d\theta} = \sigma \varepsilon AT^4 \quad \text{Ec.(1.6)}$$

Dónde: σ = constante de Stefan Boltzmann: $5,67 \times 10^{-8} \text{W/m}^2 \cdot \text{°K}^4$ o $0,1714 \times 10^{-8} \text{Btu/h.pie}^2 \cdot \text{°R}^4$

ε = emisividad de la superficie; T = temperatura absoluta, °K (°R)

A = área expuesta a la transferencia de calor, m² (pies²)

La emisividad depende de las características de la superficie emitente y es similar a la conductividad térmica y al coeficiente de transferencia de calor, puede ser determinada experimentalmente. Parte de la energía radiante interceptada por un receptor, es absorbida, y parte puede ser reflejada. En adición, el receptor, se comporta también como una fuente. Pudiendo emitir energía radiante.

El ingeniero esta usualmente interesado en la velocidad neta de intercambio de calor entre los cuerpos. Algo de la energía radiante indicada por la ecuación 1.6 puede ser retornada a la fuente por reflexión desde el receptor, y el receptor, desde luego emite energía radiante la cual puede ser parcial o completamente absorbida por la fuente.

El intercambio de calor entre los fluidos es una parte esencial en la mayoría de los procesos químicos. Los equipos destinados para este fin son los intercambiadores de calor. La palabra intercambiador realmente se aplica a cualquier tipo de equipo en el cual el calor es intercambiado, pero frecuentemente es usado en forma específica para denotar equipos en donde se intercambia calor entre corrientes de proceso.

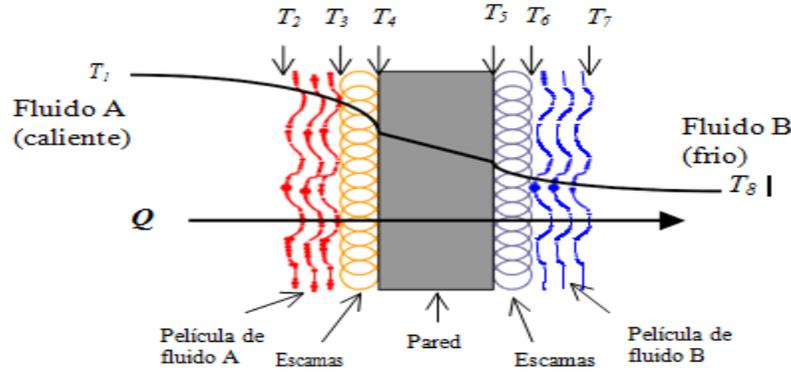


Figura. 1.2 Mecanismo de transferencia de calor entre dos fluidos. **Fuente.** (Moncada, 2 015)

Como lo muestra la Figura.1.2, para que se produzca la transferencia de calor entre dos fluidos sin que se mezclen, estos deben estar separados por una pared de material buen conductor del calor. Luego matemáticamente la cantidad de calor que se transfiere entre los dos fluidos se puede escribir:

$$dQ = h_A dA_A (T_2 - T_3) \text{ convección a través de la película de fluido A}$$

$$dQ = h_{dA} dA_{dA} (T_3 - T_4) \text{ escamas en el lado de fluido A}$$

$$dQ = k dA_{prom} (T_4 - T_5) \text{ conducción a través de la pared del material}$$

$$dQ = h_{dB} dA_{dB} (T_5 - T_6) \text{ escamas en el lado del fluido B}$$

$$dQ = h_B dA_B (T_6 - T_7) \text{ convección a través de la película de fluido B}$$

Como dQ es constante, al eliminar las temperaturas T_3 , T_4 , T_5 y T_6 , y aproximando

$T_1 = T_2$ y $T_7 = T_8$ se tiene:

$$dQ = \frac{T_1 - T_8}{\frac{1}{h_A dA_A} + \frac{1}{h_{dA} dA_{dA}} + \frac{x}{k dA_{prom}} + \frac{1}{h_{dB} dA_{dB}} + \frac{1}{h_B dA_B}} \quad \text{Ec. (1.7)}$$

$$\text{si } dA = dA_A = dA_{dA} = dA_{prom} = dA_{dB} = dA_B \quad \text{Ec. (1.8)}$$

la Ec. 1.7 se puede escribir como:

$$dQ = U dA (T_1 - T_8) \quad \text{Ec. (1.9)}$$

$$\text{donde: } \frac{1}{U} = \frac{1}{h_A} + \frac{1}{h_{dA}} + \frac{x}{k} + \frac{1}{h_{dB}} + \frac{1}{h_B} \quad \text{Ec. (1.10)}$$

Tipos de intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son dispositivos que proporcionan la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferentes temperaturas. Estos son utilizados en una

amplia variedad de aplicaciones, como producción de energía, proceso, industrias química y alimentaria, electrónica, ingeniería medioambiental, residuos recuperación de calor, industria manufacturera, aire acondicionado, refrigeración, aplicaciones espaciales, etc. Los mismos pueden clasificarse de acuerdo con los siguientes criterios principales (Hewitt, 1994; Shah, 2003):

1. Recuperadores / regeneradores
2. Procesos de transferencia: contacto directo y contacto indirecto
3. Geometría de construcción: tubos, placas y superficies extendidas
4. Mecanismos de transferencia de calor: monofásicos y bifásicos
5. Disposiciones de flujo: flujos paralelos, contraflujos y flujos cruzados

Los intercambiadores de calor de acuerdo a su construcción pueden dividirse en tres grandes grupos:

Intercambiadores compactos. Los que están hechos en base a placas o laminas “planas” paralelas.

Intercambiadores tubulares. Los que están hechos en base a tubos.

Intercambiadores misceláneos. Los que tienen diferentes configuraciones según el requerimiento específico.

Se acuerdo con (Moncada, 2015), de todos estos tres grupos, los que predominan en la industria son los intercambiadores compactos y los intercambiadores tubulares. Aunque hace pocos años casi todos los intercambiadores de calor eran del tipo tubular (doble tubo y de casco (coraza) y tubos), actualmente estos están siendo remplazados por los denominados intercambiadores compactos (intercambiador de placas, de espiral y laminar) y para procesos específicos se usan los intercambiadores que pueden considerarse dentro de los misceláneos (chaqueta, espiral, serpentines, calentador de aire, enfriador por goteo, líneas trazadoras, etc.)

Para la selección del tipo de intercambiador a utilizar se sigue la guía del Anexo 1.

1.3.2.1 Intercambiadores compactos (Intercambiadores de Placas)

Ciertas condiciones lo hacen más atractivo que las unidades tubulares para las mismas aplicaciones. Entre las ventajas que ofrecen los intercambiadores de placas están:

- Mayor área de transferencia por unidad de volumen (ocupan menos espacio)

- Altas flexibilidades en el diseño de las áreas de transferencia y arreglos de flujos
- Puede operar con más de dos fluidos
- Alta turbulencia, produciéndose un coeficiente de película elevado y baja incrustación; lo cual lleva consigo una disminución en el área necesaria para la transferencia de calor
- Bajas caídas de presión
- Facilidad para extender o re-arreglar la unidad para incrementos o modificaciones de las cargas de calor
- Facilidad de mantenimiento
- Aproximación de temperaturas.

El capital y los costos de operación, requerimientos de mantenimiento, peso y limitaciones de espacio; aproximación de temperaturas y niveles de temperatura y presión juegan roles críticos para la selección entre un intercambiador de placas y un intercambiador tubular.

Los intercambiadores de placas ofrecen completa accesibilidad a todas sus partes para cualquier inspección, limpieza y reemplazo, y no requieren espacio extra para mantenimiento. La limpieza con aditivos químicos es comparativamente más fácil porque los canales de las placas debido a su configuración proporcionan un régimen turbulento para el flujo de limpieza.

Por la accesibilidad y facilidad de limpieza, el intercambiador de placas es particularmente satisfactorio para manipular fluidos con tendencia a formar incrustaciones y para servicios que demanden frecuente limpieza. También el área se ajusta con facilidad mediante la adición o eliminación de placas.

Fácil disponibilidad de repuestos, debido a que los componentes de los intercambiadores de placas son generalmente estándares. Además, un intercambiador de placas vacío, pesa mucho menos que un intercambiador de casco y tubo para las mismas cargas y ocupan menos espacio.

Las diferencias de temperatura aprovechables para un intercambiador de placas pueden ser tan bajas como 1 °C, haciéndolo ideal para alta recuperación de energía, mientras el límite práctico para un intercambiador de casco y tubo es alrededor de 5 °C. Los coeficientes de transferencia de calor en un intercambiador de placas son más altos

debido a la alta turbulencia del flujo en los canales, lo cual es conseguido con moderadas caídas de presión. Un intercambiador de placas es capaz de recuperar el 90 % del calor mientras que, un intercambiador de casco y tubos operando económicamente puede recuperar solamente el 50 %.

Las limitaciones de diseño, incluyen una presión máxima de 25 atm. y temperaturas de alrededor de 300 °C. La tendencia en el desarrollo de los intercambiadores de placas ha sido hacia grandes capacidades, altas temperaturas y altas presiones de operación. Estos intercambiadores están ahora disponibles en muchos tamaños de placas teniendo una variedad de modelos.

Características del intercambiador de placas

Un intercambiador de placas consiste de una armazón y de placas corrugadas o ranuradas de metal. La armazón incluye una placa fija, una placa de presión y partes de conexión y presión. Las placas son presionadas unas a otras sobre una armazón y son dispuestas según la figura 1.4. Las placas extremas no transfieren calor.

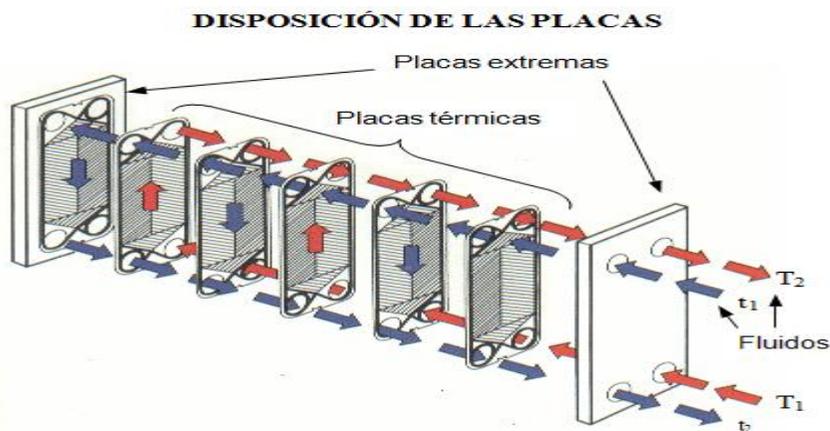


Figura. 1.4 Flujos en un intercambiador de placas. **Fuente.** (Sadik et. al, 2020)

Las placas según su construcción generalmente se denominan “suaves” o “duras”, bajos coeficientes de transferencia y pequeñas caídas de presión por paso caracterizan a las primeras y lo opuesto a las segundas. Las placas duras son más complejas, son largas y angostas, y tienen profundas corrugaciones y pequeños espacios entre placas. Las placas suaves son anchas y cortas.

Para decidir el tipo de placa para un servicio particular, se hace uso del número de unidades de transferencia (*HTU*), según la ecuación 1.11

$$HTU = \frac{t_1 - t_2}{\Delta t_m} = \frac{2A_p U}{m C_p} \quad \text{Ec. (1.11)}$$

HTU, también es conocido como el factor de performance, longitud térmica o razón de temperaturas, y puede definirse como el cambio total de temperatura para el fluido, dividido por la diferencia media aritmética de temperaturas para el intercambiador, o también:

$$HTU = (U A_d)/(m C_p) \quad \text{Ec.(1.12)}$$

Uso de los intercambiadores de placas

Los fluidos viscosos que pudieran fluir laminarmente en intercambiadores tubulares, estarán probablemente en flujo turbulento en un intercambiador de placas. Cuando un líquido contiene sólidos suspendidos, la diferencia entre el ancho de los canales y el diámetro de las partículas no deberá ser menor de 0,5 mm.

Cuando se especifica una construcción del lado de los tubos de acero inoxidable o para servicios múltiples, el intercambiador de placas compite con el tubular. Si se requiere una construcción en su totalidad de acero inoxidable, el tipo de placas es menos costoso que las unidades tubulares.

Los intercambiadores con área de transferencia mayor de $1\ 500\ \text{m}^2$ no son usualmente aprovechables.

La presión de operación máxima también limita el uso de los intercambiadores de placas. Aunque es posible diseñar y construir unidades capaces de operar sobre los $25\ \text{kg/cm}^2$, la presión normal de operación es de alrededor $10\ \text{kg/cm}^2$. Los materiales disponibles para la construcción de las empaquetaduras, limitan la temperatura de operación para un intercambiador de placas a alrededor de $300\ ^\circ\text{C}$.

1.3.2.2 Intercambiadores tubulares. Intercambiadores de doble tubo

Los Intercambiadores tubulares son denominados así debido a su construcción en base a tubos, entre ellos: el Intercambiador de doble tubo y los intercambiadores de casco (coraza) y tubos .

El intercambiador de doble tubo

Esta unidad consiste de dos tubos concéntricos de diferente diámetro. Un fluido circula por el tubo interior y el otro por el espacio anular. Se usa en operaciones de transferencia de calor sensible y condensación cuando los requerimientos de área de

transferencia de calor son inferiores a 10 m^2 o 100 pies^2 . El área de transferencia de calor está dada por el área lateral del tubo interior.

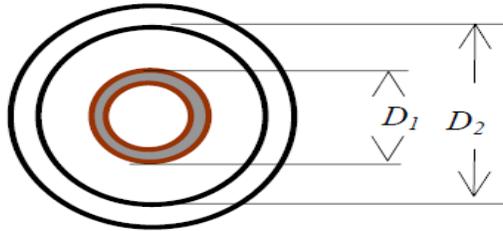


Figura.1.5 Sección transversal de un intercambiador de doble tubo. **Fuente.** (Moncada, 2 015)

$$A_{lt} = \pi D_1 L_T \quad \text{Ec. (1.13)}$$

Donde:

A_{lt} = área de transferencia de calor, m^2 (pies^2)

D_1 = diámetro exterior del tubo interior, m (pies)

D_2 = diámetro interior del tubo exterior, m (pies)

L_T = longitud total del intercambiador, m (pies)

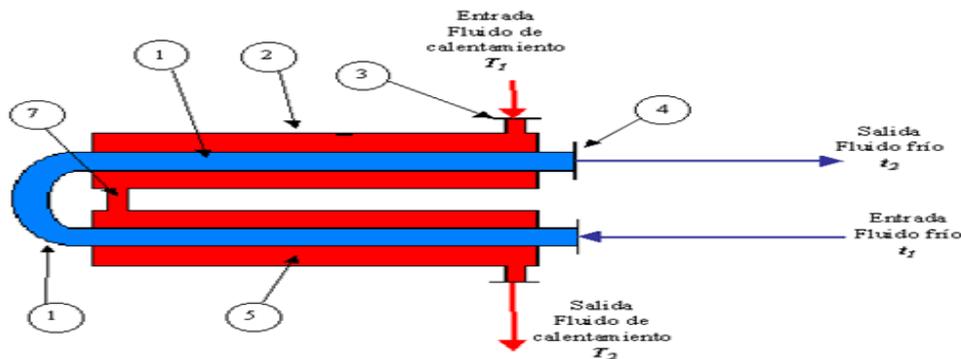


Figura. 1.6. Partes del intercambiador de doble tubo. **Fuente:** (Moncada, 2 015)

Leyenda: 1. Tubo interior; 2. Tubo exterior; 3. Acoplamientos o conexiones para el fluido que circula por el anillo; 4. Acoplamientos o conexiones para el fluido que circula por el tubo interior; 5. Espacio anular; 6. Retornos; 7. Entradas y salidas

Uso de los intercambiadores de doble tubo

Un intercambiador de doble tubo se recomienda para requerimientos de área de transferencia de calor menores a 10 m^2 ; así mismo se usa para operaciones de transferencia

de calor sensible y para condensación (no se usa para ebullición). El diseño de un intercambiador de calor abarca el aspecto térmico para determinar el tamaño de la unidad para una operación dada, y el aspecto de la mecánica de fluidos para determinar las caídas de presión y evaluar los costos de bombeo para la operación.

Desde el punto de vista térmico; el diseño se basa en la ecuación 1.14

$$Q = UA \bar{\Delta T}_L \quad \text{o} \quad A = \frac{Q}{U \bar{\Delta T}_L} \quad \text{Ec.(1.14)}$$

1.3.2.3 Intercambiadores tubulares. Intercambiadores de Tubo y Coraza

El intercambiador de casco y tubos, es hasta ahora entre los equipos de transferencia de calor el más comúnmente usado en la industria química. Las ventajas de este tipo de intercambiador son

- Su configuración proporciona grandes áreas de transferencia en pequeños espacios
- Soportan altas presiones y altas temperaturas de operación
- Procedimientos de diseño y técnicas de fabricación bien establecidas

Esta unidad consta de una envoltura cilíndrica denominada casco el cual envuelve a un conjunto de tubos denominado “haz” de tubos. Un fluido circula por el interior de los tubos (lado de los tubos), y otro por el exterior de los mismos (lado del casco).

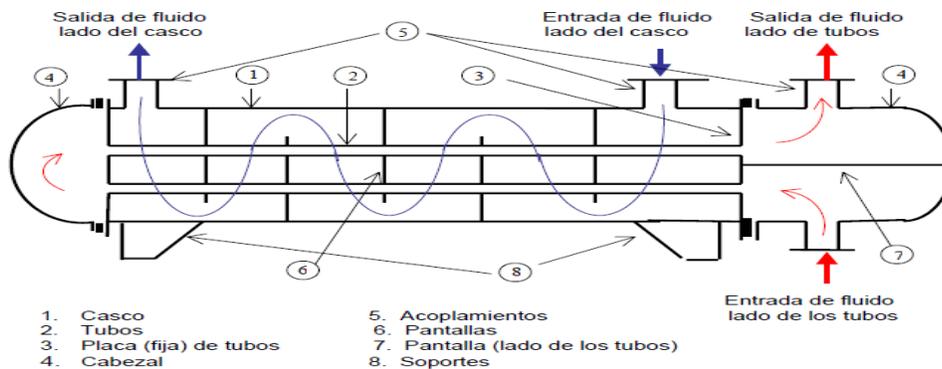


Figura.1.7 Intercambiador de casco y tubos. **Fuente.** (Moncada, 2015)

Uso de los intercambiadores de casco y tubos

Este tipo de unidad es la más usada en la industria. Cubre todas las operaciones de transferencia de calor y sus aplicaciones generales, son las siguientes:

- En el intercambio de calor sensible líquido-líquido se usan las unidades 1-n, ya sea para calentamiento-enfriamiento. La unidad 1-2 suele usarse como reactor de lecho fijo.
- Para el calentamiento-enfriamiento líquido-gas se usan las unidades de múltiple paso con tubos de superficie extendida.
- En una operación ebullición-vaporización de un sistema de destilación, se usan los “reboilers” o calderines. Estos equipos suministran calor al fondo de las columnas de destilación. Sus versiones más populares son el calderín y el termosifón.
- La condensación de un vapor saturado emplea unidades 1-n en posición horizontal.
- Los intercambiadores verticales se emplean para producir condensación con subenfriamiento, o cuando se condensa vapor cuyo condensado es corrosivo.

1.3.2.4 Intercambiadores misceláneos. Serpentes sumergidos

Hay cierto número de usos colaterales para los equipos de transferencia de calor que no han aparecido en ninguno de las clasificaciones anteriores. Algunos de éstos incluyen las formas comunes y menos caras de superficies de transferencia de calor, tales como, serpentes, tuberías sumergidas en cajas, y enfriadores tipo trombón. La mayoría de los elementos de transferencia térmica tratados en este epígrafe no están muy relacionados con aquellos que se discutieron anteriormente, ni su comportamiento puede calcularse con igual exactitud. Esta es una limitación importante cuando se trata de calcular los requerimientos de superficie para lograr una temperatura precisa. Aquí, en este epígrafe, se tratan los siguientes elementos: (Kern, 1999) .

- Recipientes enchaquetados. Serpentes. Serpente sumergido. Enfriador tipo trombón. Enfriador atmosférico. Condensador evaporativo. Bayoneta. Intercambiador de película descendente. Materiales granulares en tubos y Calentadores con resistencia eléctrica.

De este grupo solo trataremos el tipo **Serpente sumergido** en un recipiente vertical con agitación mecánica para el caso de estudio.

Este es uno de los métodos más simples y económicos de obtener superficie tanto para enfriamiento como para condensación. Una serie de tubos se conectan mediante conexiones

estándar y se someten en tanque de concreto o acero con agua que circula respecto a los tubos, como se muestra en la Figura. 1.8

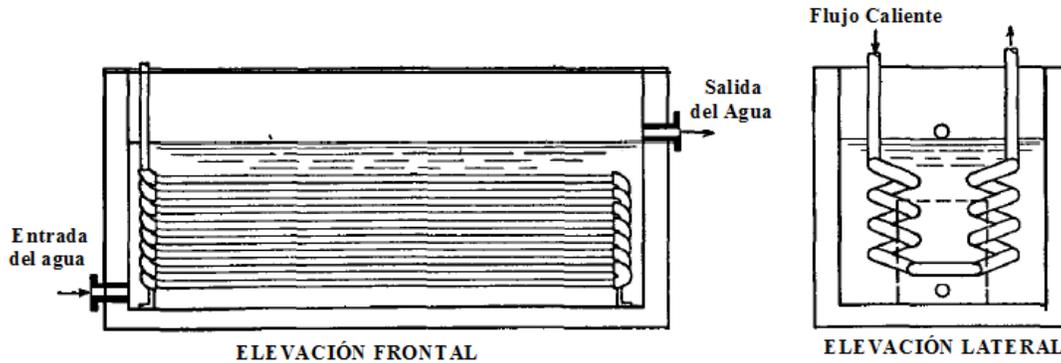


Figura 1.8. Serpentín sumergido. **Fuente.** (Kern, 1 999)

Enfriadores de este tipo son de valor considerable cuando el fluido caliente es corrosivo o erosivo como sucede cuando arrastran partículas abrasivas. Los cálculos para el lado del tanque son, naturalmente, sólo aproximados, pero ya que el agua fluye en el tanque, no es la resistencia limitante, excepto cuando el serpentín se usa para condensar vapor de agua.

Puesto que el flujo de agua por fuera del serpentín es casi exclusivamente a lo largo del eje de los tubos, la verdadera diferencia de temperatura depende del arreglo de los tubos. El tanque usualmente se arregla para un solo paso. Si los tubos se conectan mediante un cabezal en cada extremo y con un solo paso, de manera que el fluido dentro del tubo esté en contracorriente con el agua, la verdadera diferencia de temperatura está dada por MLDT. Si los tubos se conectan por codos a 4.57 m en un arreglo de múltiple paso, la trayectoria del flujo puede tratarse como un flujo contracorriente paralelo, aplicando la corrección para el intercambiador, siempre que el líquido dentro del tanque se mezcle razonablemente en todos los puntos de la longitud de los tubos.

Coefficientes de transferencia de calor en tanques o canaletas. Los coeficientes de transferencia de calor en tanques o canaletas usualmente son difíciles de evaluar. No hay arreglos convencionales y sólo pocos datos hay publicados para este tipo de equipo. En instalaciones donde no se cuenta con deflectores, gran parte del agua de enfriamiento entra en corto circuito entre el serpentín y las paredes del recipiente. Debido a la baja velocidad del agua con que generalmente se cuenta, los serpentines tienden a taparse a gran velocidad debido al crecimiento de algas y mohos y otro tipo de incrustaciones. El uso de grandes factores de obstrucción es un requisito no solamente desde el punto de vista de la

obstrucción, sino como un medio de proveer un factor adicional de seguridad. Se deben evitar factores de obstrucción menores de 0.01, en cuyo caso el máximo valor del coeficiente total de diseño será menor de 100.

De ordinario hay espacio libre considerable en la sección transversal del tanque o canaleta, de manera que la velocidad lineal del agua sobre el serpentín puede ser extremadamente pequeña. A velocidades extremadamente pequeñas el coeficiente del tanque se aproximará al de convección libre de tubo a agua.

Lodos y suspensiones. Los serpentines hechos con tubos se están haciendo muy comunes en los procesos catalíticos modernos. El catalítico es a menudo un polvo finamente dividido que forma un lodo en suspensión con el líquido de acarreo. Debido a la posibilidad de que el sólido se asiente, los lodos se desplazan a altas velocidades para mantener turbulencia y la posibilidad de que los sólidos se separen en los codos se minimiza usando conexiones de diseño aero-dinámico. Muchas suspensiones son extremadamente erosivas, los sólidos tienen acción abrasiva sobre el metal, y en este respecto los serpentines de tubos son ideales, puesto que es posible usar tubo de acero o tubo de acero doble extrapesado en la construcción del serpentín. Muy a menudo se dispone de datos separados respecto al líquido de acarreo y al sólido y no cuando forman una suspensión. Con un lodo es muy común considerar el coeficiente de película controlante, aquel que existe entre el líquido y la pared del tubo. La transferencia de calor del líquido a las partículas del catalítico se considera que no ofrece una resistencia apreciable. El coeficiente de película puede consecuentemente calcularse para la carga térmica combinada de la manera convencional usando la Ec. (1.15), teniendo como base las propiedades del líquido solo, excepto por la viscosidad. La presencia del sólido cambia la viscosidad del líquido de una manera impredecible, puesto que, a bajas concentraciones, algunos tienden a absorber grandes cantidades de líquido aumentando grandemente la viscosidad. Otros sólidos parecen estar sólo superficialmente mojados y no cambian la viscosidad significativamente.

$$\frac{h_i \cdot D}{k} = 0.027 \left(\frac{D \cdot G}{\mu} \right)^{0.8} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ec. (1.15)}$$

Los autores citados por Kern (1999) también obtuvieron una correlación para transferencia de calor a fluidos en recipientes con agitación mecánica calentados o enfriados mediante serpentines sumergidos como se muestra en la Figura 1.9.

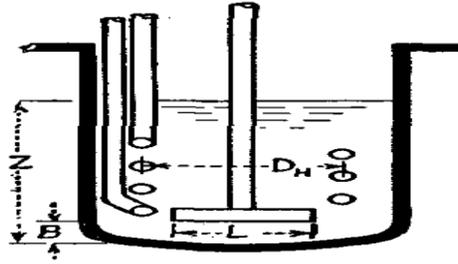


Figura. 1.9 Recipiente enchaquetado con agitación mecánica. **Fuente.** (Kern, 1 999)

Su ecuación para el serpentín es similar a la de recipientes enchaquetados con la misma desviación y está dada por:

$$\frac{h_c \cdot Di}{k} = 0.87 \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ec. (1.16)}$$

Como en los recipientes enchaquetados, se recomienda precaución por el hecho de que para aplicaciones por lotes el valor de h , no puede usarse en la ecuación de Fourier. Debe seleccionarse una ecuación apropiada. Sin embargo, si el recipiente se opera con alimentación continua y derrame también continuo, el valor de h , y UD obtenidos de la ecuación (1.16) pueden sustituirse en la ecuación de Fourier. De ser posible, el factor de obstrucción debe ser la resistencia limitante.

1.4 Consideraciones económicas. Estudios sobre el análisis costo beneficio

El análisis del costo-beneficio es un proceso que, de manera general, se refiere a la evaluación de un determinado proyecto, de un esquema para tomar decisiones de cualquier tipo. Involucra, de manera explícita o implícita, determinar el total de costos y beneficios de todas las alternativas para seleccionar la mejor o más rentable. Este análisis se deriva de la conjunción de diversas técnicas de gerencia y de finanzas con los campos de las ciencias sociales, que presentan tanto los costos como los beneficios en unidades de medición estándar usualmente monetarias para que se puedan comparar directamente (Chacón, 2009). Pretende determinar la conveniencia de un proyecto a partir de los costos y beneficios que se derivan de él. Dicha relación de elementos, expresados en términos monetarios, conlleva la posterior valoración y evaluación (Díaz Aguilera, 2017)

1.4.1 Aplicaciones del método de análisis de costo – beneficios

Este método puede aplicarse no solo al mundo empresarial, sino también a obras sociales, proyectos colectivos o individuales, entre otros, para lo cual se debe prestar atención a la importancia y cuantificación de las consecuencias económicas y/o sociales. La clave es encontrar o tomar la decisión adecuada, o sea, la que aportará mayor rentabilidad, de un conjunto de posibles soluciones o propuestas. Desde el punto de vista de las ciencias empresariales, el costo se define, generalmente, como el conjunto de recursos sacrificados o dados a cambio de alcanzar un objetivo específico. Se mide en unidades monetarias que deben ser pagadas para adquirir bienes o servicios. Por tanto, es un valor empleado para la elaboración de un producto o la prestación de un servicio. La incursión en los diferentes costos se realiza para obtener beneficios presentes o futuros. Cuando estos se consiguen, los costos se convierten en gastos, por lo que estos últimos se consideran como un costo que ha producido un beneficio que ya ha expirado (Foster 2016).

Los autores (Mendez, 2019) exponen que para elaborar un buen análisis de costo-beneficio, se debe:

1. Examinar las necesidades, considerar las limitaciones, y formular objetivos y metas claras.
2. Establecer el punto de vista desde el cual los costos y beneficios serán analizados.
3. Reunir datos provenientes de factores importantes con cada una de sus decisiones.
4. Determinar los costos relacionados con cada factor. Algunos costos serán exactos, mientras que otros deberán ser estimados.
5. Sumar los costos totales para cada decisión propuesta.
6. Determinar los beneficios en dólares para cada decisión.
7. Comparar las cifras de los costos y beneficios totales, relacionándolos de forma que los beneficios sean el numerador y los costos sean el denominador, es decir, beneficios - costos.
8. Comparar las relaciones de beneficios a costos para las diferentes decisiones propuestas.
9. Mejor solución, en términos financieros, es aquella con la relación más alta de beneficios a costos.

Es un error común que las empresas se dejen llevar por la amplia funcionalidad de una solución, quitándole prioridad a sus necesidades básicas. En otros casos, la decisión se

inclina por solucionar la necesidad del aquí y el ahora y no se dimensiona el crecimiento que el negocio puede presentar a largo plazo, impactando negativamente en el costo de oportunidad ante las nuevas tendencias y oportunidades de mercado (Polimeni, Fabozzi , & Adelberg., 2005).

Conclusiones parciales del capítulo

1. La integración de procesos desde el enfoque de Producciones Más Limpias ha permitido fundamentar la propuesta de utilizar la vinaza de destilería como materia prima en la elaboración de levadura *Torula*.
2. Los estudios sobre la transferencia de calor y su equipamiento permitieron identificar el tipo de intercambiador de serpentín sumergido con agitación mecánica, como propuesta de alternativa tecnológica en el caso de estudio, para el enfriamiento-calentamiento de Vinazas y *Saccharomyces*
3. Los estudios sobre las metodologías de cálculos para el diseño de intercambiadores permitieron seleccionar la de Moncada (2015) como la más adecuada para la evaluación técnica de la propuesta de alternativa tecnológica.

Capítulo II



CAPÍTULO II. MATERIALES Y MÉTODOS EMPLEADOS

2.1. Caracterización del objeto de estudio

La planta de levadura *Torula* fue fabricada por la firma francesa Speichim en el 1977, está complementada por diferentes tecnologías (Aeguisbanner, Alpha Laval, Niro, entre otras), y diseñada para producir 40 t/día, utilizando como única materia prima básica, miel final, enviada desde el CAI Antonio Sánchez, pero hace varios años funciona como una planta de tratamiento de los residuales de la Destilería de Alcoholes Finos (ALFICSA), la cual se encuentra situada en sus perímetros.

El proceso de producción de levadura *Torula* a partir de Vinazas, en la planta antes mencionada, consta de 4 etapas principales

1. Fermentación: los fermentadores (Y422 y Y423) cuentan con agitación por aire, funcionan a régimen continuo con un flujo de levadura de 64 m³/h cada uno, el tiempo de residencia es de aproximadamente 3h y un control de temperaturas igual a 38 °C, asegurado por un sistema de enfriamiento interno con un flujo de agua de 180 m³/h y un pH aproximado a 4,5.
2. Separación: Este proceso consta de 2 etapas: en la primera separación actúan las máquinas S1 a S6, se hace un lavado intermedio para eliminar cenizas (tanques R511 y R512); en la segunda separación intervienen las máquinas S7 y S8, los efluentes se vierten en el tanque R510 y la crema de segunda en los tanques R551 y R552; de aquí se bombea a los evaporadores.
3. Evaporación: en esta etapa es donde la crema aumenta su concentración alrededor de 140 g/L. El proceso comienza en los precalentadores P1 y P2, luego la crema pasa a los termolizadores T1 y T2 donde se les da un tiempo de retención, después se dirige hacia el primer evaporador E1, sobre el cual hace vacío el eyector E y termina en el segundo evaporador E2, sobre el cual realiza vacío el condensador CV. Los condensados se bombean a la torre de enfriamiento TE y la crema ya concentrada se almacena en el tanque TC para luego secarla en la cámara de secado CS.
4. Secado: el secado de la crema se realiza en un secador de aspersion tipo Nyro, la crema se suministra en la cámara CS a través de un inyector mecánico y se pone en

contacto con gases calientes en corriente paralela, producidos por el generador de gases H y diluidos por el ventilador VD para obtener un flujo igual a 15 000 m³/h y temperatura (380 °C), las partículas más pesadas sedimentan en la cámara, el resto del polvo (30 %) que sale con los gases sedimenta en los ciclones L1 y L2. Se expulsan a la atmósfera los gases a 100 °C y el polvo a 100 °C es transportado por un conducto neumático hasta la tolva donde se en saca en sacos de 23 kg.

2.1.1 Descripción del proceso tecnológico de Torula

Preparación de las materias primas.

Para la producción de Torula se tiene como materia prima: la vinaza, agua, las sales como sulfato y fosfato de amonio y el ácido sulfúrico que es un regulador de pH cuando se usa la vinaza como materia prima.

Una vez terminado el proceso de destilación en ALFICSA las vinazas obtenidas como residuos son transportadas a la UEB Derivados donde son recepcionadas en un tanque de capacidad cercana a los 400 m³ donde serán muestreadas mediante análisis de DQO, Brix, ART, cenizas N₂ y P₂ O₅ para obtener una caracterización lo más preciso posible de las mismas, luego son pasados al tanque (Fermentador) U 00131 que ahora será utilizado como tanque intermedio donde se recepcionarán aproximadamente 100 m³, a partir de ese momento comenzaremos el enfriamiento de las vinazas que serán utilizadas posteriormente en la fermentación y en la “Preparación de los mostos”.

Enfriamiento Primario

En las condiciones actuales de operación de la planta, de acuerdo con el esquema tecnológico diseñado, las vinazas deben ser trasegadas del tanque de recepción por intermedio de una bomba hacia el área de enfriamiento. En la corriente de alimentación, las vinazas procedentes de ALFICSA, se encuentran a una temperatura próxima a los 85 °C, entonces comenzarán a ser enfriadas mediante circulación a través de un intercambiador de calor a placas, al cual llegarán por intermedio de una bomba centrífuga y por otro lado, o sea como líquido refrigerante circulará agua procedente de la torre de enfriamiento. Como resultado final se obtendrán 50 m³/h de vinazas a una temperatura próxima a los 39 °C que pasarán al enfriamiento final y 70 m³/h son recirculadas al tanque intermedio U 00131. Durante esta etapa se ajustará el pH de la vinaza a 3.0.

Enfriamiento Secundario:

Una vez realizado el enfriamiento primario, 50 m³/h de vinazas son pasados a través del intercambiador a placas NAGEMA, que utiliza como líquido refrigerante agua de proceso, a temperatura aproximada de 28 °C, con lo cual deberá obtenerse una temperatura de las vinazas de alrededor de 35 °C. Las vinazas frías son alimentadas a los rotámetros de medición utilizando la modificación realizada a la antigua línea de alimentación de agua a los fermentadores, donde se ha habilitado una toma de muestras con la finalidad de chequear pH, Brix, DQO de las vinazas al momento de ser alimentadas al fermentador principal.

Propagación de las levaduras y fermentación:

La propagación del cultivo puro de levadura consiste en pasar el microorganismo de una cuña de medio sólido a medio líquido, donde se incuba durante 24 horas y a partir de la cual se continúa propagando en medio líquido utilizando un pistón de Carlsberg de 5 y 40 litros, un cultivador, un pre fermentador y un fermentador, todos estos pasos se realizan en medio de vinaza más nutrientes. Cuando el volumen del fermentador alcance 280 m³ y una concentración de 6 a 9 g/L pasa el mosto por gravedad a la cuba de desemulsión donde se le extrae el CO₂ disuelto en él, mediante la adición de una sustancia tensoactiva (antiespumante); de ahí se bombea a las centrifugadoras o máquinas separadoras.

Filtrado y separación:

El mosto cargado de levadura proveniente de la cuba desemulsionadora antes de la separación, pasa por una batería de filtros auto-limpiantes para eliminar partículas groseras que puedan perjudicar las máquinas centrífugas y de allí es dirigido a las separadoras.

En esta etapa se separa la levadura del mosto por la acción centrífuga, elevando la concentración de 6 g/L hasta 100 g/L. En una primera separación el mosto filtrado se introduce en una o más separadoras tipo Alfa-Laval, cuya fuerza centrífuga separa el líquido del sólido, la crema de levadura es enviada a los tanques receptores de crema primera y el efluente líquido hacia el tanque desgasificador y de allí se incorpora a los residuales líquidos o es entregado para alimentación animal.

La segunda separación consiste en lavar con agua la crema primera, la crema de levadura es recepcionada en los tanques de crema de segunda para pasar a la siguiente etapa.

Concentración y evaporación:

Acto seguido se pasa a la etapa de concentración, donde ocurre la plasmólisis (ruptura de la célula) y mediante el proceso de evaporación la crema aumenta su concentración alrededor de 140 g/L.

Luego de que la crema es recogida en la bomba volumétrica, que está equipada con un variador de velocidad, la crema pasa a través de los calentadores para aumentar la temperatura hasta alrededor de los 85 a 95°C. Las células de levaduras están entonces muertas y su sustancia se pone en una solución de donde pasa a los plasmolizadores en el cual se mantiene la crema en un tiempo de retención de 6 ó 7 min a alta temperatura para garantizar que mueran las levaduras.

A la salida de los mismos la crema es enviada sucesivamente dentro de los dos cuerpos de evaporación al vacío; utilizándose un evaporador vertical de tubo largo de película descendente de 7m de longitud.

Secado:

El secado de la crema se efectúa mediante su aspersión en pequeñas gotas dentro de una corriente de gas caliente en un secador por aspersión. La crema que se va a secar se atomiza y se introduce en una cámara grande de secado, donde las gotas se dispersan en una corriente de aire caliente. Las partículas de líquido se evaporan rápidamente y se secan antes de que puedan llegar a las paredes del secador; el polvo seco que se obtiene cae al fondo cónico de la cámara y luego es extraído mediante una corriente de aire hasta un colector de polvos. La parte principal del gas saliente también se lleva al colector de polvos, como se muestra en el diagrama de esta sección, antes de ser descargado. Con el fin de obtener un secado rápido, la atomización de la alimentación se proporciona en pequeñas partículas utilizando discos que giren rápidamente. Este en forma de aspas, de 0,3 m (12 pulg) de longitud aproximadamente y pueden girar a velocidades 7 500 rpm. El líquido o suspensión se alimenta sobre el disco, cerca del centro y se acelera centrífugamente hacia la periferia, de donde se arroja en una atomización en forma de paraguas.

El gas de secado, de combustible, puede entrar a la temperatura 380 °C. Puesto que el tiempo de contacto entre el producto y el gas es muy corto, es posible utilizar temperaturas relativamente elevadas. El corto tiempo de secado requiere un mezclado efectivo del gas y el atomizado. El gas efluente puede arrastrar el producto seco más fino fuera del secador;

por lo que el gas debe pasar a través de un colector de polvos, los ciclones. Las gotas de líquido alcanzan rápidamente su velocidad terminal en la corriente gaseosa, a pocos centímetros del equipo de atomización.

2.2 Metodología para la evaluación integral de la alternativa propuesta

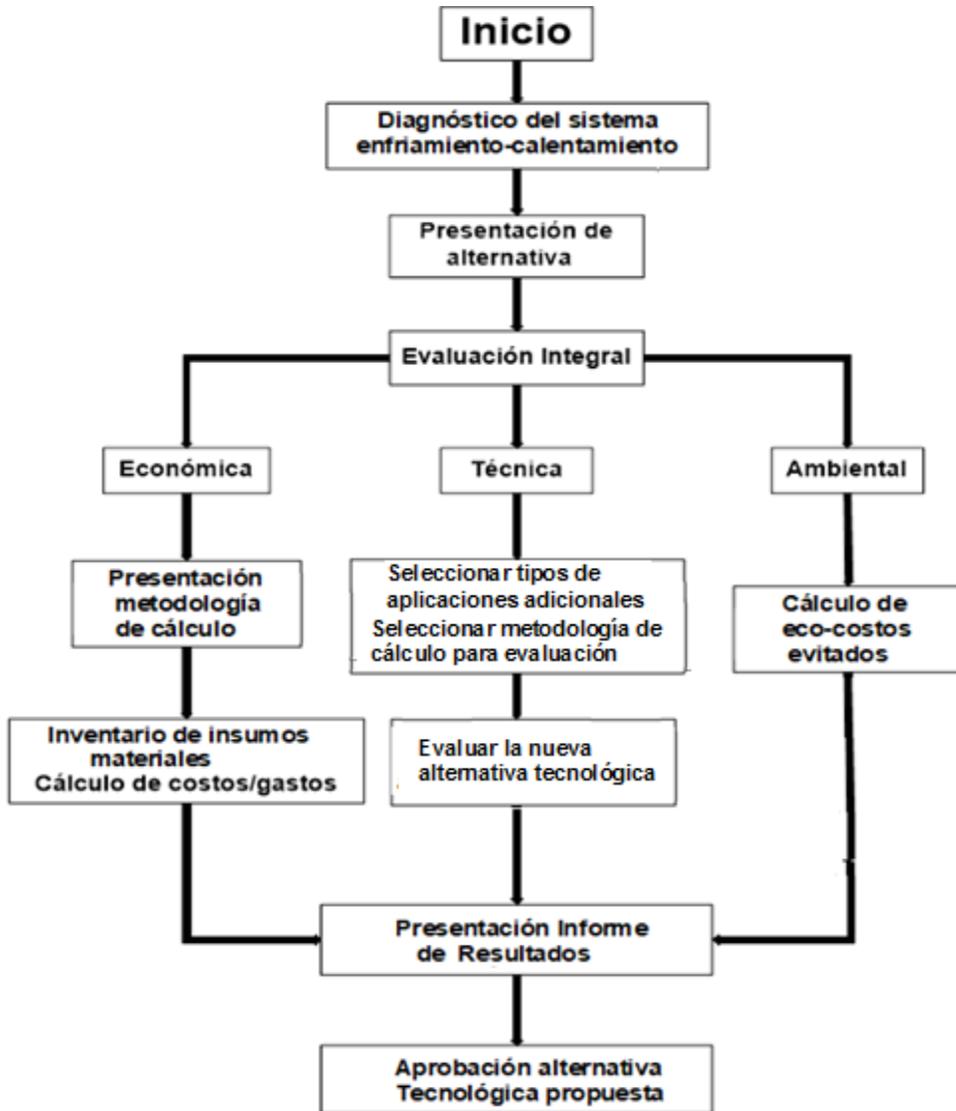


Figura 2.1 Metodología para la evaluación integral de la alternativa propuesta.

Fuente. Elaboración propia

2.2.1. Presentación de la nueva alternativa tecnológica para proceso

En la fábrica de levadura Torula se reciben como residuales de ALFICSA, desde el proceso de destilación, la vinaza con una temperatura de 85 °C y desde el proceso de fermentación, la *Saccharomyce* con una temperatura 36 °C.

Como primera condición existe la necesidad de calentar la *Saccharomyce* con el objetivo de lograr una mayor concentración; de esta forma podrá ser vendida como producto terminado para la alimentación animal. Como segunda condición existe la necesidad de enfriar la Vinaza antes de entrar a los fermentadores. Como tercera condición existe la imposibilidad tecnológica de lograr dicho objetivo en los intercambiadores de calor existente, así como, en el sistema de enfriamiento.

Para resolver la situación descrita se propone realizar una modificación tecnológica en los tanques de recepción de la *Saccharomyce* e interconectarlos con la línea de alimentación de la vinaza hasta los tanques de recepción de la misma (Figura 2.1).

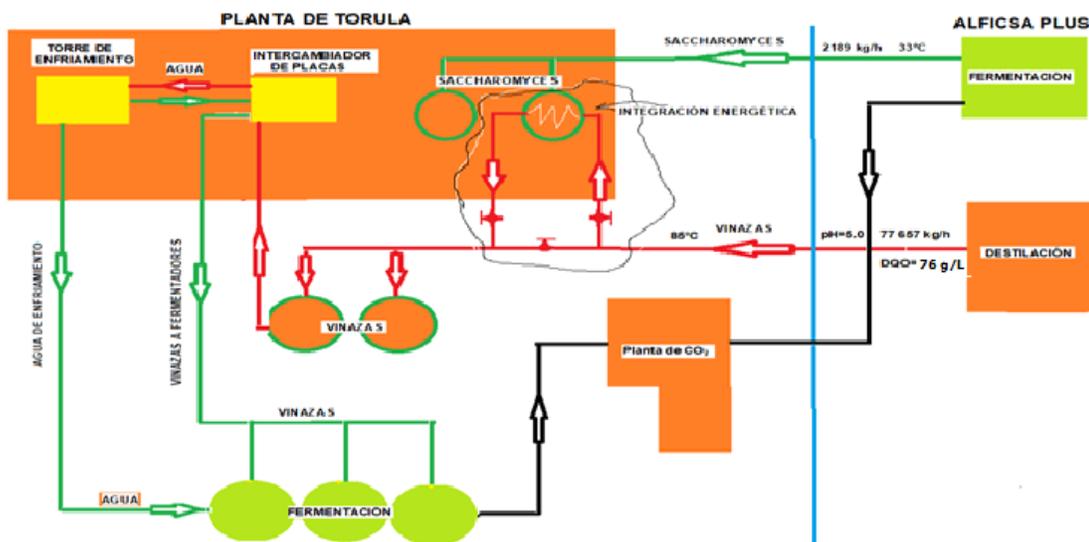


Figura 2.2 Propuesta de interconexión para la integración energética.

Fuente. Elaboración propia

La modificación consiste en realizar la adaptación de los tableros utilizados en los fermentadores ahora en el tanque de recepción de *Saccharomyce*. En este caso, dichos tableros pasan a ser utilizados como serpentines sumergidos en los tanques de recepción de *Saccharomyce*. De acuerdo con la bibliografía consultada, la propuesta consiste en

reutilizar los tanques de recepción de *Saccharomyce* como un intercambiador de calor del tipo serpentín sumergido con agitación mecánica de acuerdo con Kern (1999). Capítulo 20. Aplicaciones adicionales). Para lo cual primero se propone la instalación de un agitador mecánico central hasta el fondo del tanque y alrededor del mismo serán ubicados en dos niveles diferentes los tableros, como serpentín sumergido como puede observarse en la Figura 2.2.

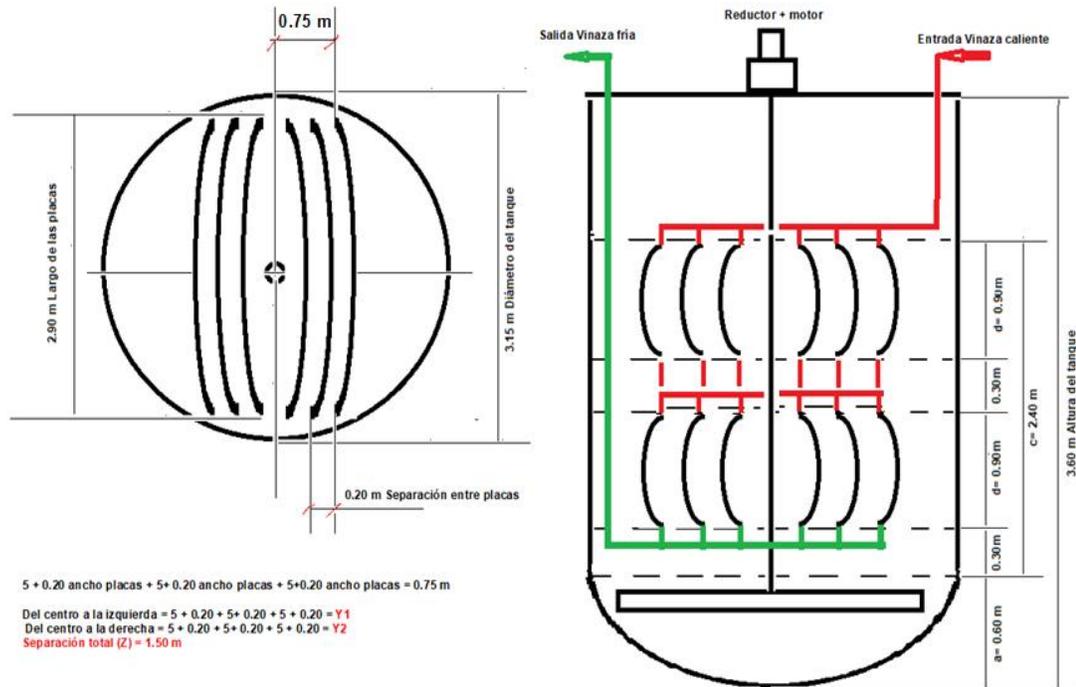


Figura 2.3 Propuesta de modificación tecnológica. **Fuente.** Elaboración propia

Esta modificación es necesaria por los siguientes criterios:

La vinaza debe ser enfriada hasta temperatura ambiente antes de entrar a los fermentadores porque las altas temperaturas impiden el desarrollo del proceso de fermentación. Teniendo en cuenta que los intercambiadores existentes no logran vencer el ΔT necesario para este proceso, entonces con la propuesta presentada la Vinaza recibirá un enfriamiento hasta 50 °C aproximadamente, antes de entrar a dichos intercambiadores. Entonces con esta nueva temperatura de entrada a los intercambiadores, se podrán lograr las temperaturas de salida, tanto de la Vinaza como del agua de enfriamiento, lo cual favorecerá el trabajo de la torre de enfriamiento y el proceso de fermentación. Por otra parte, se reducirán los consumos

actuales de agua y energía en dicha torre, ya que para contrarrestar el problema existente la fábrica repone diariamente 70 m³ de agua.

Para la propuesta se interrumpe la línea de alimentación de Vinaza proveniente de la destilería, se colocaran 2 tuberías de 127 mm (5 in) y 10 m de largo, para la entrada y salida de dicha Vinaza en los tanques de recepción de *Saccharomyce*. Se colocaran 3 válvulas de cuña de 127 mm (5 in) para establecer el sistema de *by-pass*. En la entrada del tanque se colocará un reducido de 127 a 101,6 mm (de 5 a 4 in), teniendo en cuenta que cada tablero tiene un colector común de 101,6 mm y luego dentro del tanque para alimentar los tableros se colocará otro reducido desde el colector común de 101,6 a 31,75 mm (4 a 1,25 in) para favorecer la entrada de la Vinaza caliente a los tableros. Para comunicar el segundo nivel de tableros con el primero se colocarán a cada uno de ellos unos niples de 31,75 mm con sus respectivos platillos y tornillos para favorecer la circulación entre tableros. En la salida, desde los tableros del primer nivel se colocará un tercer reducido de 31,75 a 101,6 mm que tiene el colector común de salida. Luego este colector se unirá mediante un nuevo reducido de 101,6 a 127 mm (de 4 a 5 in), para favorecer la salida de la Vinaza fría hacia los tanques de recepción de la misma.

Se colocaran 12 tableros de 2,90 m de largo y 0,90 m de altura y un radio de curvatura de 0,20 m en el tanque de recepción de la *Saccharomyce*, cuyas dimensiones son: 3,15 m de diámetro y 3,60 m de altura incluyendo un cono de 0,60 m. Los tableros serán colocados en dos niveles, interconectados ambos niveles, con una separación de 0,30 m. Es decir 6 en un primer nivel y 6 en un segundo nivel a 0,20 m de separación del agitador central, que ocupa 0,50 m en la altura del cilindro y tiene un radio de paletas de 0,60 m y un ángulo de inclinación de 45°.

2.2.2. Evaluación Técnica

Diseño termomecánico de equipos de transferencia de calor

Para los cálculos de diseño se debe partir del conocimiento de las condiciones de proceso en las que operará el intercambiador. A saber estas condiciones se refieren o están relacionadas con los flujos máxicos de los fluidos, sus temperaturas de entrada y salida, dimensiones de tuberías disponibles y otros datos que suelen ser necesarios conocer para el diseño.

Existen en la literatura algunas metodologías para realizar los cálculos de diseño o evaluación de intercambiadores de calor tubulares propuestas por diferentes autores. La que se presenta a continuación resulta una compilación de los diferentes pasos propuestos por algunas de ellas.

1.- Calcular la temperatura requerida por la vinaza a la entrada del intercambiador de placa a partir del balance de calor en el mismo.

Despreciando las pérdidas en el intercambiador de placa el balance de calor será

$$q = m_v C p_v (T_1 - T_2) = m_a C p_a (t a_2 - t a_1) \quad Ec. (2.1)$$

Donde:

q- Calor total transferido o carga térmica (W)

m_a- Es el flujo másico del agua (kg/s)

m_v- Es el flujo másico de la vinaza (kg/s)

C_{p a}- Calor específico del agua (J/kg °C)

C_{p v}- Calor específico de la Vinaza (J/kg °C)

T- Temperatura de la Vinaza (°C)

t_a- Temperatura del agua (°C)

Los subíndices 1y 2 se refieren a la entrada y la salida del equipo. Con los valores de la temperatura de entrada y salida del agua calcular la carga térmica (q), y con la carga térmica determinar la temperatura de entrada T₁ de la vinaza, considerando que la de salida T₂ debe ser la que se necesita en el fermentador.

$$T_1 = \frac{q}{m_v C p_v} + t_2 \quad Ec. (2.2)$$

Nota: El calor específico de los fluidos caliente y frío se debe determinar a sus temperaturas medias respectivas.

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad Ec. (2.3a)$$

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad Ec. (2.3b)$$

2.- Efectuar el balance de calor en el tanque con el serpentín

$$q = m_v C p_v (T_1 - T_2) = m_s C p_s (t_2 - t_1) \quad Ec. (2.4)$$

En este balance la temperatura T_2 de salida de la Vinaza es la misma que la de entrada T_1 del cálculo anterior. Con estos valores de temperatura determinar la carga térmica (q) en el tanque, y con esta determinar la temperatura de salida t_2 que va a alcanzar la *Saccharomyce* en el tanque, para lo cual se debe asumir un valor del flujo másico de esta

$$t_2 = \frac{q}{m_s c_{p_s}} + t_1 \quad \text{Ec. (2.5)}$$

3.- Determinar la temperatura media logarítmica (MLDT) para el tanque

Aquí es necesario tener en cuenta la disposición de los flujos (paralelo o contra corriente), sin embargo, la MLDT a contracorriente siempre resulta mayor que la MLDT en paralelo por lo que con la primera se necesitará menor área de transferencia para transferir la misma carga térmica. Esta idea sugiere que se calcule el intercambiador en contracorriente

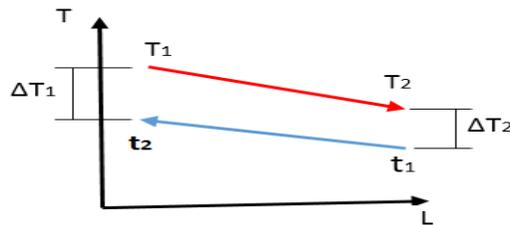


Figura 2.4 Flujo a contracorriente. Fuente. Moncada, 2015

$$MLDT = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \text{Ec. (2.6)}$$

4.- Resumir valor de las propiedades físicas de ambos fluidos necesarias para los cálculos.

Las propiedades se buscan en las tablas utilizando el valor de las temperaturas calóricas para ambos fluidos (T_c) para el caliente y (t_c) para el frío usando el siguiente método.

4.1 Tomar el fluido que tenga menor rango en su variación de temperatura

$$\delta T = T_1 - T_2 \rightarrow \text{Fluido caliente} \quad \text{Ec. (2.7a)}$$

$$\delta t = t_2 - t_1 \rightarrow \text{Fluido frío} \quad \text{Ec. (2.7b)}$$

4.2 Determinar (T_c) y (t_c)

Si el de menor rango es el del fluido frío entonces:

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$T_C = t_c + MLDT \quad \text{Ec. (2.8a)}$$

Si el de menor rango es el del fluido caliente entonces:

$$T_C = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$t_c = T_C - MLDT \quad \text{Ec. (2.8b)}$$

5. Determinar el factor de corrección de temperatura F_T .

Siendo el intercambiador de múltiples pasos se hace necesario determinar el valor del factor de corrección por temperatura (F_T), para lo cual se determinan los valores de R y P

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{C_c}{C_h} \quad \text{Ec. (2.9)}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{Ec. (2.10)}$$

Con los valores de R y P se determina el valor de (F_T) en las figuras de la página 933 a la 938 del (Kern, 1999)

En este paso queda definido si se trata de

IC 1- 2, 4, 6, 8

IC 2- 4, 6, 8, 10

IC 3- 6, 8, 10, 12

Nota: El valor de (F_T) determinado de las figuras no puede ser menor de 0,75, se recomienda comenzar por la figura correspondiente a un paso por coraza y n pasos por los tubos, si el valor obtenido de esta figura no cumple la condición necesaria entonces se debe pasar a la siguiente figura de 2 pasos por coraza y así sucesivamente.

6. Determinar la diferencia de temperatura verdadera (ΔT_V).

$$\Delta T_V = F_T \cdot MLDT \quad \text{Ec. (2.11)}$$

7. Calcular el área de transferencia de calor disponible (A_d).

$$A_d = N_T \cdot \pi \cdot d_o \cdot L \quad \text{Ec. (2.12)}$$

8. Definir el curso de los fluidos (Por tubos y por coraza)

Algunos de los criterios que se recomiendan en la bibliografía son

- Fluido más corrosivo por los tubos
- Fluido más incrustante por los tubos
- Fluido a mayor presión por los tubos
- Menos caída de presión permisible por los tubos Fluido más viscoso por coraza

9. Cálculo térmico

Iniciar los cálculos por los tubos

9.1 Calcular el área de flujo por los tubos (a_t).

$$a_t = \frac{N_T \cdot \pi d_i^2}{4n} \quad \text{Ec. (2.13)}$$

d_i - Diámetro interior de los tubos (m)

9.2 Calcular la masa velocidad por los tubos

$$G_t = \frac{m_t}{a_t} \quad \text{Ec. (2.14)}$$

Masa velocidad por los tubos $\left(\frac{kg}{s \cdot m^2}\right)$

m_t - Flujo másico del fluido colocado por los tubos (kg/s)

En este paso se debe comprobar la velocidad del fluido por los tubos (v_t) $\left(\frac{m}{s}\right)$

$$v_t = \frac{G_t}{\rho_t} \quad \text{Ec. (2.15)}$$

ρ_t - Densidad del fluido por los tubos (kg/m^3)

9.3 Calcular número de Reynolds por los tubos (Ret).

$$R_{et} = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu_t} = \frac{v_t \cdot d_i}{\nu_t} \quad \text{Ec. (2.16)}$$

μ_t - Viscosidad dinámica del fluido por los tubos (Pa - s)

ν_t - Viscosidad cinemática del fluido por los tubos (m^2/s)

9.4. Determinar el número de Prandtl del fluido por los tubos (Pr_t)

$$Pr_t = \frac{C_{pt} \cdot \mu_t}{k_t} \quad \text{Ec. (2.17)}$$

C_{pt} - Calor específico del fluido por los tubos $\left(\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}\right)$

k_t - Conductividad térmica del fluido en los tubos ($W/m^\circ C$)

9.5 Determinar el factor de Coldburn por los tubos (JH_t)

JH_t se determina en la figura 24 pag. 939 del Kern

$$JH_t = \frac{h_i \cdot d_i}{k_t} \cdot Pr_t^{-0,33} \cdot \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{-0,14} \quad \text{Ec. (2.18)}$$

Para el caso del agua en los tubos el coeficiente pelicular se puede determinar directamente utilizando la expresión aproximada

$$h_i = 4200(1,35 + 0,02t) \frac{v_t^{0.8}}{d_i^{0.2}} \quad \text{Ec. (2.19)}$$

9.6 Calcular el coeficiente pelicular por los tubos sin corregir por viscosidad $\left(\frac{h_i}{\phi_t}\right)$

$$\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right)$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = JH \cdot \left(\frac{k}{d_i}\right) \cdot Pr^{0.33} \quad \text{Ec. (2.20)}$$

Donde:

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_{wt}}\right)^{0.14}$$

ϕ_t – Factor de corrección por viscosidad en los tubos

μ_{wt}

– Viscosidad dinámica del fluido por los tubos a la temperatura de los tubos t_w

9.7 Corregir $\left(\frac{h_i}{\phi_t}\right)$ a $\left(\frac{h_{io}}{\phi_t}\right)$ en función del diámetro exterior de los tubos $\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right)$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_o} \quad \text{Ec. (2.21)}$$

Seguidamente es necesario pasar a calcular por coraza

9.8 Calcular el área de flujo por coraza (a_s) (m^2)

$$a_s = \frac{\pi d^2}{4} \quad \text{Ec. (2.22)}$$

9.9 Calcular el número de Reynolds por coraza (Res)

$$Re_s = \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec. (2.23)}$$

Donde:

L – Longitud de la paleta (Pies)

N – Número de revoluciones por hora

ρ – Densidad promedio

μ – Viscosidad del líquido

9.10 Determinar el número de Prandtl por coraza (Prs)

$$Pr_s = \frac{c_{ps} \cdot \mu_s}{k_s} \quad \text{Ec. (2.24)}$$

C_{ps} – Calor específico del fluido por coraza ($\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}$)

μ_s – Viscosidad dinámica del fluido por coraza (Pa – s)

k_s – Conductividad térmica del fluido por coraza ($W/m^\circ C$)

9.11 Determinar el coeficiente pelicular por coraza sin corregir por viscosidad ($\frac{h_o}{\phi_s}$)

El coeficiente pelicular por coraza sin corregir por viscosidad ($\frac{h_o}{\phi_s}$) se determina ecuación

20.1 del Kern pág. 815.

$$\frac{h_o \cdot d}{k_s} = 0.87 \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \cdot \left(\frac{C_{ps} \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ec. (2.25)}$$

L – Longitud de la paleta (m)

N – Número de revoluciones por segundo

ρ – Densidad promedio

μ – Viscosidad e la saccharomyce

d – *Diametro del recipiente*

Donde:

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

μ_{ws}

– Viscosidad dinámica del fluido por coraza a la temperatura de la pared de los tubos t_w

h_o – Coeficiente pelicular por el lado de coraza ($W/m^2^\circ C$)

9.12 Calcular el coeficiente pelicular por coraza sin corregir por viscosidad ($\frac{h_o}{\phi_s}$)

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 0.87 \left(\frac{k_s}{d} \right) \cdot Res^{2/3} \cdot Pr_s^{1/3} \quad \text{Ec. (2.26)}$$

Donde:

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

ϕ_s – Factor de corrección por viscosidad en coraza

μ_{ws}

– Viscosidad dinámica del fluido por coraza a la temperatura de la pared de los

tubos t_w

9.13 Calcular la temperatura de la pared de los tubos (t_w) ($^{\circ}\text{C}$)

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} \cdot (T_c - t_c) \quad \text{Ec. (2.27)}$$

9.14 Calcular los factores de corrección por viscosidad en tubos (ϕ_t) y (ϕ_s) por coraza

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ec. (2.28 a)}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ec. (2.28 b)}$$

9.15 Calcular el coeficiente pelicular por coraza corregido por viscosidad

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \cdot \phi_s \quad \text{Ec. (2.29)}$$

Ahora se puede regresar a concluir el cálculo térmico por los tubos

9.16 Calcular el coeficiente pelicular por el lado de los tubos corregido por viscosidad

(h_{io}) $\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}\right)$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \cdot \phi_t \quad \text{Ec. (2.30)}$$

9.17 Calcular el coeficiente global de transferencia de calor de diseño (U_D) ($W/m^2 \cdot ^{\circ}\text{C}$)

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + rd_i \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{2k_T} \ln \frac{d_o}{d_i} + rd_o + \frac{1}{h_o}} \quad \text{Ec. (2.31)}$$

Donde:

k_T – Conductividad térmica del material de los tubos a la temperatura t_w

rd_i – Resistencia de las incrustaciones por el interior de los tubos $\left(\frac{m^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}{W}\right)$

rd_o – Resistencia de las incrustaciones por el exterior de los tubos $\left(\frac{m^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}{W}\right)$

Los valores recomendados de las incrustaciones aparecen tabulados en la Tabla 5.5 pág. 56 de Luis Moncada.

9.18 Calcular el área requerida para la transferencia de calor (A_r) (m^2).

$$A_r = \frac{q}{U_D \cdot \Delta T_V} \quad \text{Ec. (2.32)}$$

9.19 Cálculo comparativo de las áreas de transferencia de calor disponible (Ad) y requerida (Ar)

$$A_d > A_r \rightarrow \text{en}(10 \text{ a } 20)\% \text{ en exceso}$$

$$E = \frac{A_d - A_r}{A_d} * 100 \quad \text{Ec. (2.33)}$$

Si al concluir este cálculo no se cumple la condición requerida entonces hay que volver a redimensionar el intercambiador en función de si el área requerida es mayor o menor que el rango requerido.

2.2.3. Evaluación económica

Consiste en determinar los costos totales y a través del criterio costo-beneficio para demostrar la factibilidad de la nueva propuesta. Para determinar los costos se utiliza la ecuación 2.32

$$\text{costo}_{total} = \text{costo}_{operación} + \text{costo}_{electricidad} \quad \text{Ec. (2.34)}$$

Entonces el costo de operación se determina:

$$\text{costo}_{operación} = (\sum B_{total} + \sum P_x) \quad \text{Ec. (2.35)}$$

Donde B_{total} : Cantidad de operarios x salario/días ; CUP

P_x : Cantidad de materiales empleados por sus respectivos costos; CUP

Para llevar a cabo la propuesta se cuenta con una brigada integrada por 6 mecánicos, un jefe de mecánicos, un soldador, 2 paileros. Tiempo de trabajo 10 días. En la Tabla 2.1 se muestra la brigada con sus respectivos salarios.

Tabla 2.1 Operarios y salarios. **Fuente.** Elaboración propia

Operarios	Cantidad	Salario en CUP
Mecánico	7	3 410
Soldador	1	2 810
Pailero	2	2 960

Para determinar el costo total de los materiales empleados ver Tabla 2.2 donde se recoge la relación de materiales necesarios y su respectivo costo.

Se seleccionaron 3 válvulas de cuña para presión (2 bar = 29 lb/pulg²) y 127 mm (5 in) con platillos según la norma ("ASME B-16-5 C-150 RF," 2012)

Capítulo II

Se seleccionaron 6 platillos (brida) de 127 mm (5 in) según la norma ("ASME A105 B16, 5 150 5 in ", 2008)

Tabla 2.2.Consumo de materiales e insumos y costos. **Fuente.** Elaboración propia

Materiales	Cantidad	Precio cada unidad (CUP)
Válvulas de cuña con platillos para presión (2 bar= 29 lb/pulg. ²) y 127 mm (5 in)	3	718,86
Platillos (brida) de 127 mm (5 in)	6	56,74
Tornillos c/tuerca 193 M18 x 120	18	85,33
Tubo de 127 mm (5 in) A-106 S/C SCH 160 D-5 in.	30 m	197,44
Tubo de 31,75 mm (1,25 in) AC A-53 A-106 S/C SCH 80 D-2"	6 m	19,86
Electrodo acero inoxidable UTP 6820MO (AWSE316L) (MIGWELD3162)	5 kg	12,22
Electrodo AWSE 6010 3.2MMx350MM	10 kg	3,22
Platillos de 31,75 mm (1,25 in)	12	9,32
Tornillos c/tuerca 193 M12 x 120	48	26,30
Reducido concéntrico (5 x 4 in)	2	19,66
Reducido concéntrico de (4x 1,25 in)	2	15,23
Niples de 31,75 mm (1,25 in)	18	29,22
Angulares	10 m	16,70

Se seleccionaron 18 tornillos c/tuerca 193 M18 x 120: según norma ("ASME B-16-5 C-150 RF," 2012)

Se seleccionaron 30 metros de tubo de 127 mm (5 in) según norma ("ASME B-36.10 M: A-106 S/C SCH 160 D-5 in," 2012)

Se seleccionaron 6 metros de tubo de 31,75 mm (1,25 in) según norma ("ASME B-36.10 M: A-106 S/C SCH 160 D-1.25 in," 2004)

Capítulo II

Se seleccionaron 5 kg de electrodo acero inoxidable ("AWE 6820MO (AWS E316L) (MIGWELD3162)," 2014)

Se seleccionaron 10 kg de electrodo ("AWSE 6010 3.2MMx350MM ", 2008)

Se seleccionaron 12 platillos (brida) de 31,75 mm (1,25 in) según la norma ("ASME B-16-5 C-150 RF," 2009)

Se seleccionaron 48 tornillos c/tuerca 193 M12 x 120: según norma ("ASME B-16-5 C-150 RF," 2009)

Se seleccionaron 2 reducidos concéntrico (5 x 4 in): según norma ("A234 WPR STD ", 2010)

Se seleccionaron 2 reducidos concéntricos de (1,25 x 4 in): según norma ("A234 WPR STD ", 2010)

Se seleccionaron 18 niples de 31,75 mm (1,25 in)

Se seleccionaron 10 metros angulares: según norma S 275

Para determinar el costo de la electricidad se utiliza la ecuación 2.36

$$\text{costo}_{\text{electricidad}} = (\sum C_e \cdot T_c) \quad \text{Ec. (2.36)}$$

Dónde: $\sum C_e$: sumatoria del consumo eléctrico de los equipos necesarios; kW/h por su tarifa (T_c); en CUP

Como consumidor de energía eléctrica se tiene la máquina de soldar, cuyo consumo es 25 kW/h. Tiempo de trabajo 10 días, lo que equivale a 60 horas de trabajo x su tarifa de consumo.

En el caso de estudio para el pago de la electricidad se tiene en cuenta una tarifa de 2,7976 CUP/kW según tarifa M1-A (**Anexo 2**) que obedece al precio de la electricidad en base al factor $k=1,0000$ establecido por la Unión Eléctrica Nacional.

Para esto se tiene en cuenta que se abonarán 94 CUP mensual por kW de demanda contratada de 5:00 a 21:00 horas

Formado a base de $(3,1672 \text{ CUP/kWh} \cdot k + 0,8595 \text{ CUP/kWh}) \cdot \text{kWh}$ de consumo pico en el horario de 17:00 a 21:00 horas

En el horario de 5:00 a 17:00 horas se abonará $(1,5869 \text{ CUP/kWh} \cdot k + 0,8595 \text{ CUP/kWh}) \cdot \text{kWh}$ de consumo día.

En el horario de 21:00 a 5:00 horas se abonará $(1,0601 \text{ CUP/kWh} \cdot k + 0,8595 \text{ CUP/kWh}) \cdot k \text{Wh}$ de consumo madrugada.

Entonces: Pico (17:00-21:00 horas) = 4,0267

Día (5:00-17:00 horas) = 2,4464

Madrugada (21:00-5:00 horas) = 1,9196

Precio promedio = 2,7976

2.2.4. Evaluación ambiental

Consiste en determinar los eco-costos evitados para comprobar la sostenibilidad de la propuesta. Para ello se usa la ecuación 2.4, donde se determinan los costos que se evitarían al tener que pagar por penalización la cantidad de agua enviada por reposición a la presa de residuales. La industria tiene un sobreconsumo diario de $Q_{imp} = 70 \text{ m}^3/\text{día}$ agua, producto del funcionamiento ineficiente de la torre de enfriamiento, entonces una cantidad idéntica debe ser devuelta a la presa de residuales. Por consiguiente se deberán pagar $70 \text{ m}^3/\text{día}$ a 0,70 CUP y $70 \text{ m}^3/\text{día}$ a 0,14 CUP

$$Eco - Costo_{evitados} = (Q_{imp} \cdot T_c + Q_a \cdot T_{pr}) \quad \text{Ec. (2.37)}$$

Q_{imp} : cantidad de agua importada, $\text{m}^3/\text{día}$.

T_c : tarifa, CUP

Q_a : cantidad de agua residual vertida, $\text{m}^3/\text{día}$.

T_{pr} : penalización por residual vertido, CUP

Conclusiones parciales

1. A partir del diagnóstico general realizado a la fábrica de levadura Torula, se pudo conocer las bondades y dificultades de su proceso. En consecuencia, se identifica una alternativa tecnológica para el sistema de enfriamiento- calentamiento de las vinazas y *Saccharomyces*, que puede contribuir el mejoramiento de dicho sistema.
2. Se presentó la metodología heurística a seguir para el desarrollo de la investigación y consigo la evaluación general de la alternativa tecnológica propuesta.

3. Se desarrolla la metodología de evaluación como una combinación de los métodos empleados por Moncada (2015) y Kern (1999) para el diseño y evaluación de los intercambiadores de calor presentados en el presente estudio.

Capítulo III



CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

3.1. Evaluación Técnica de la alternativa tecnológica

Para realizar la evaluación técnica de la alternativa tecnológica presentada, se desarrolló la metodología de cálculo presentada en el capítulo II, para lo cual, inicialmente se presentan las propiedades químico-físicas de los fluidos que se estudian, así como, las condiciones de operación del sistema y se muestra en la Tabla 3.1. Además se presentan las dimensiones y características del equipo objeto de estudio. (Tabla 3.2)

Tabla 3.1. Datos de entrada. Fuente. Elaboración propia

Parámetros	Unidades de medidas	Fluido Tubos	Fluido Coraza
Temperatura de entrada	(°C)	85	36
Temperatura de salida	(°C)	45	52
Flujo másico (m)	(kg/h)	16,93	38,30
Calor Específico (Cp)	(J/kg °C)	3768	4180
Densidad (ρ)	kg/m ³	940	991
Viscosidad Dinámica (μ)	(Pa-s)	0,00065	0,000607
Conductividad Térmica (K)	(W/m °C)	0,3870	0,63
Resistencia de incrustación (Rd)	(m ² °C /W)	0,0002	0,0003

Tabla 3.2. Datos del Equipo. Fuente. Elaboración propia

Parámetros	Unidad de Medida	Valor
Diámetro Exterior de los tubos (de)	(m)	0,05
Diámetro interior de los tubos (di)	(m)	0,045
Longitud (L)	(m)	0,9

Tabla 3.3. Resultados del diseño del intercambiador de serpentín sumergido.
Fuente Elaboración propia

Variables	Unidades de medidas	Valor
Carga térmica (Q)	(W)	2552141,76
Diferencia verdadera de temperatura (ΔT_V)	($^{\circ}\text{C}$)	16,64
Número de tubos (Nt)		600
Diámetro interior de la coraza (D_S)	(m)	3,15
Área de flujo por los tubos (a_T)	(m^2)	0,0032
Área de flujo por la coraza (a_s)	(m^2)	7,789
Velocidad por los tubos (V_t)	(m/s)	5,666
Reynold tubos (Re_t)		368729,93
Reynold coraza (Re_s)		3369706,93
Coficiente pelicular tubos (h_{io})	($\text{W}/\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$)	9253,06
Coficiente pelicular coraza (h_o)	($\text{W}/\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$)	6328,33
Área total de transferencia (A_T)	(m^2)	111,24
Coficiente de diseño (U_D)	($\text{W}/\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$)	1138,72
Área requerida (A_r)	(m^2)	134,67

3.2. Evaluación económica de la alternativa tecnológica

Para determinar $\sum B_{\text{total}}$ que es la cantidad de operarios x salario/días, es necesario tener en cuenta el salario mensual de cada trabajador, para conocer cuánto cobra en una jornada laboral mediante la ecuación 3.1

$$\frac{\text{Salario mensual}}{24 \text{ días laborables}} = x \quad \text{Ec. (3.1)}$$

Donde: x= salario de un día de trabajo

Luego se obtiene el costo empleado en salarios en el período en el que se lleva a cabo la ejecución de la alternativa propuesta (10 días) ecuación 3.2.

Capítulo III

$$x * 10 \text{ días} = y \quad \text{Ec. (3.2)}$$

Donde: y = salario del período en el que se lleva a cabo la propuesta.

Salario del mecánico en un día laboral

$$\frac{3\,410}{24 \text{ días}} = x = 142,08$$

Salario del mecánico en 10 días

$$142,08 * 10 \text{ días} = y = 1\,420,8$$

Como la brigada cuenta con 7 mecánicos el gasto total en sus salarios es:

$$7 * 1\,420,8 = \boxed{9\,945,6 \text{ CUP}}$$

Salario del soldador en un día laboral

$$\frac{2\,810}{24 \text{ días}} = x = 117,08$$

Salario del soldador en 10 días

$$117,08 * 10 \text{ días} = y = 1\,170,8$$

Como la brigada cuenta con 1 soldador el gasto total en su salario es: $\boxed{1\,170,8 \text{ CUP}}$.

Salario del pailero en un día laboral

$$\frac{2\,960}{24 \text{ días}} = x = 123,33$$

Salario del pailero en 10 días

$$123,33 * 10 \text{ días} = y = 1\,233,3$$

Como la brigada cuenta con 2 paileros el gasto total en sus salarios es:

$$2 * 1\,233,3 = \boxed{2\,466,6 \text{ CUP}}$$

Por tanto, atendiendo a los resultados anteriores se tiene:

$$\sum B_{\text{total}} = 9\,945,6 + 1\,170,8 + 2\,466,6$$

$$\sum B_{\text{total}} = \boxed{13\,583 \text{ CUP}}$$

Capítulo III

Para determinar $\sum Px$ que es la cantidad de materiales empleados por sus respectivos costos, es necesario conocer el precio unitario de cada material, entonces se debe determinar el costo de la cantidad de unidades empleadas

$$C * Cu = x$$

Donde:

C = Cantidad de unidades de material

Cu = Costo de una unidad de material

x = Costo para C cantidad de unidades

Materiales

Válvulas de cuña con platillos para presión (2 bar= 29 lb/pulg.2) y 127 mm (5 in)

$$3 * 718,86 = 2 156,58 \text{ CUP}$$

Platillos (brida) de 127 mm (5 in)

$$6 * 56,74 = 340,44 \text{ CUP}$$

Tornillos c/tuerca 193 M18 x 120

$$18 * 85,33 = 1 535,94 \text{ CUP}$$

Tubo de 127 mm (5 in)

$$30 \text{ m} * 197,44 = 5 923,2 \text{ CUP}$$

Tubo de 31,75 mm (1,25 in)

$$6 \text{ m} * 19,86 = 119,16 \text{ CUP}$$

Electrodo acero inoxidable UTP 6820MO

$$5 \text{ kg} * 12,22 = 61,10 \text{ CUP}$$

Electrodo AWSE 6010 3.2MMx350MM

$$10 \text{ kg} * 3,22 = 32,2 \text{ CUP}$$

Platillos de 31,75 mm (1,25 in)

$$12 * 9,32 = 111,84 \text{ CUP}$$

Tornillos c/tuerca 193 M12 x 120

$$48 * 26,30 = 1 262,4 \text{ CUP}$$

Reducido concéntrico (5 x 4 in)

$$2 * 19,66 = 39,32 \text{ CUP}$$

Reducido concéntrico de (4x 1,25 in)

$$2 * 15,23 = 30,46 \text{ CUP}$$

Niples de 31,75 mm (1,25 in)

$$18 * 29,22 = 525,96 \text{ CUP}$$

Angulares

$$10 \text{ m} * 16,70 = 169 \text{ CUP}$$

Por tanto, atendiendo a los resultados anteriores se tiene:

$$\sum P_x = 2156,58 + 340,44 + 1535,94 + 5923,2 + 119,16 + 61,5 + 32,2 + 111,84 + 1262,4 + 39,32 + 30,46 + 525,96 + 169 = \boxed{12\ 308 \text{ CUP}}$$

Entonces el costo total de operación

$$\text{costo}_{operación} = (13\ 583 + 12\ 308)$$

$$\text{costo}_{operación} = \boxed{25\ 891 \text{ CUP}}$$

Costos de electricidad

$$\text{costo}_{electricidad} = (\sum C_e \cdot T_c)$$

Para determinar el costo de la electricidad se consideró el consumo horario del equipo de soldar y para su pago se tuvo en cuenta la tarifa aplicada para esta empresa, de acuerdo con la cantidad de horas trabajadas en la ejecución del proyecto.

$$25 \text{ kW/h} * 60 \text{ horas} = 1\ 500 \text{ kW}$$

$$\text{costo}_{electricidad} = (1\ 500 * 2,7976)$$

$$\text{costo}_{electricidad} = \boxed{4\ 196,4 \text{ CUP}}$$

$$\text{costo}_{total} = \text{costo}_{operación} + \text{costo}_{electricidad}$$

$$\text{costo}_{total} = 25\ 891 + 4\ 196,4$$

$$\text{costo}_{total} = \boxed{30\ 087,4 \text{ CUP}}$$

Resumen de resultados de la evaluación económica

Tabla 3.4. Operarios y salarios. **Fuente.** Elaboración propia

Operarios	Cantidad	Salario diario	Salario de 10 días	Gastos (CUP)
Mecánico	7	142,08	1 420,8	9 945,6
Soldador	1	117,08	1 170,8	1 170,8
Pailero	2	123,33	1 233,3	2 466,6
Costo total				13 583

Tabla 3.5. Consumo de materiales e insumos y costos. **Fuente.** Elaboración propia

Materiales	Cantidad	Precio cada unidad CUP	Costo total CUP
Válvulas de cuña con platillos para presión (2 bar= 29 lb/pulg. ²) y 127 mm (5 in)	3	718,86	2 156,58
Platillos (brida) de 127 mm (5 in)	6	56,74	340,44
Tornillos c/tuerca 193 M18 x 120	18	85,33	1 535,94
Tubo de 127 mm (5 in) A-106 S/C SCH 160 D-5 in.	30 m	197,44	5 923,2
Tubo de 31,75 mm (1,25 in) AC A-53 A-106 S/C SCH 80 D-2”.	6 m	19,86	119,16
Electrodo acero inoxidable UTP 6820MO (AWSE316L) (MIGWELD3162)	5 kg	12,22	61,5
Electrodo AWSE 6010 3.2MMx350MM	10 kg	3,22	32,2
Platillos de 31,75 mm (1,25 in)	12	9,32	111,84
Tornillos c/tuerca 193 M12 x 120	48	26,30	1 262,4
Reducido concéntrico (5 x 4 in)	2	19,66	39,32
Reducido concéntrico de (4x 1,25 in)	2	15,23	30,46
Niples de 31,75 mm (1,25 in)	18	29,22	525,96
Angulares	10 m	16,70	169
Costo total			12 308

Tabla 3.6. Determinación de los costos. **Fuente.** Elaboración propia

Determinación de los costos	U/M	Valor
Costo operación	CUP	25 891
Costo electricidad	CUP	4 196,4
Costo total	CUP	30 087,4

3.3. Evaluación ecológica de la alternativa tecnológica

Para la evaluación ecológica se tuvo en cuenta 340 días laborables en el año y 25 días para dar mantenimiento por tanto, si diariamente se reponen 70 m³ de agua esto equivale a 23 800 m³/año.

$$Eco - Costo_{evitados} = (Q_{imp} \cdot T_c + Q_a \cdot T_{pr})$$

$$Eco - Costo_{evitados} = (23\ 800 \cdot 0,70 + 23\ 800 \cdot 0,14)$$

$$Eco - Costo_{evitados} = (16\ 660 + 3\ 332)$$

$$Eco - Costo_{evitados} = (19\ 992)$$

Resumen de resultados de la evaluación ecológica

Tabla 3.7. Consumo de agua y tarifas. **Fuente.** Elaboración propia

	m ³ /año	Tarifa (CUP)	Costo CUP/año
Cantidad de agua importada	23 800	0,70	16 660
Cantidad de agua residual vertida	23 800	0,14	3 332
Costo total			19 992

3.4. Presentación del informe de resultados

De acuerdo con los resultados presentados se ha podido comprobar que la alternativa tecnológica propuesta, aunque sus resultados económicos y ecológicos son favorables, no es viable su ejecución, dado que la evaluación técnica no satisface los requerimientos necesarios. En este caso, el área de transferencia de calor requerida es mayor que el área de transferencia disponible. Por consiguiente, queda denegada para su implementación.

En tal sentido, a continuación se presentan dos propuestas de soluciones y sus respectivas evaluaciones para favorecer la mejor toma de decisiones por parte de la dirección de la empresa.

3.5. Propuesta de soluciones

Propuesta de solución 1. Se propone la recuperación y montaje de un intercambiador de calor del tipo "tubo y coraza" con la utilización de agua de enfriamiento como flujo para enfriar la vinaza.

Metodología para la evaluación de la propuesta de solución 1 presentada

Para los cálculos de diseño se debe partir del conocimiento de las condiciones de proceso en las que operará el intercambiador. A saber estas condiciones se refieren o están relacionadas con los flujos máscicos de los fluidos, sus temperaturas de entrada y salida, dimensiones de tuberías disponibles y otros datos que suelen ser necesarios conocer para el diseño.

Existen en la literatura algunas metodologías para realizar los cálculos de diseño o evaluación de intercambiadores de calor tubulares propuestas por diferentes autores. La que se presenta a continuación resulta una compilación de los diferentes pasos propuestos por algunas de ellas.

1.- Calcular la carga térmica (q)

Despreciando las pérdidas y cuando no existe cambio de fase de los fluidos la carga térmica se puede calcular como:

$$q = m_h C p_h (T_1 - T_2) = m_c C p_c (t_2 - t_1) \quad Ec. (3.3)$$

Donde:

q- Calor total transferido o carga térmica (W)

m- Es el flujo másico de los fluidos (kg/s)

Cp- Calor específico de los fluidos (J/kg °C)

T- Temperatura del fluido caliente (°C)

t- Temperatura del fluido frío (°C)

Los subíndices h y c se refieren a los fluidos calientes y frío respectivamente, mientras 1 y 2 indican la entrada y la salida del equipo.

Nota: El calor específico de los fluidos caliente y frío se debe determinar a sus temperaturas medias respectivas.

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{Ec. (2.3 a)}$$

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{Ec. (2.3 b)}$$

Cuando existe cambio de fase en alguno de los fluidos y se desprecian las pérdidas

$$q = m_h \cdot h_{fg} = m_c \cdot Cp_c(t_2 - t_1) \quad \text{Para cuando existe condensación. Ec. (3.4a)}$$

$$q = m_h \cdot Cp_h(T_1 - T_2) = m_c \cdot h_{fg} \quad \text{Para cuando existe ebullición. Ec. (3.4b)}$$

hfg- Calor latente de condensación o vaporización (J/kg °C)

2.- Determinar la temperatura media logarítmica (MLDT)(°C)

Aquí es necesario tener en cuenta la disposición de los flujos (paralelo o contra corriente), sin embargo como vimos en nuestra clase anterior, la MLDT a contracorriente siempre resulta mayor que la en paralelo por lo que con la primera se necesitará menor área de transferencia para transferir la misma carga térmica. Esta idea sugiere que se calcule el intercambiador en contracorriente

$$MLDT = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \text{Ec. (2.6)}$$

3.- Determinar el tipo de intercambiador tubular

3.1 Asumir un valor del coeficiente global de diseño (U_D) siguiendo las recomendaciones que aparecen tabuladas en Tabla 5.4 pág. 50 del texto Intercambiadores de calor de Luis Moncada.

3.2 Calcular el área provisional de intercambio de calor.

$$A_P = \frac{q}{U_{D,MLDT}} \quad \text{Ec. (3.5)}$$

Si $A_P < 10 \text{ m}^2 \rightarrow$ Intercambiador de Tubo en Tubo

Si $A_P > 10 \text{ m}^2 \rightarrow$ Intercambiador de Tubos y Coraza

4.- Resumir valor de las propiedades físicas de ambos fluidos necesarias para los cálculos.

Las propiedades se buscan en las tablas utilizando el valor de las temperaturas calóricas para ambos fluidos (T_C) para el caliente y (t_c) para el frío usando el siguiente método

4.1 Tomar el fluido que tenga menor rango en su variación de temperatura

$$\delta T = T_1 - T_2 \rightarrow \text{Fluido caliente} \quad \text{Ec. (2.7 a)}$$

$$\delta t = t_2 - t_1 \rightarrow \text{Fluido frío} \quad \text{Ec. (2.7 b)}$$

4.2 Determinar (T_C) y (t_c)

Si el de menor rango es el del fluido frío entonces:

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$T_C = t_c + MLDT \quad \text{Ec. (2.8a)}$$

Si el de menor rango es el del fluido caliente entonces:

$$T_C = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$t_c = T_C - MLDT \quad \text{Ec. (2.8b)}$$

5. Determinar el tipo o la serie del intercambiador.

Siendo el intercambiador de múltiples pasos se hace necesario determinar el valor del factor de corrección por temperatura (F_T), para lo cual se determinan los valores de R y P

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{C_c}{C_h} \quad \text{Ec. (2.9)}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{Ec. (2.10)}$$

Con los valores de R y P se determina el valor de (F_T) en las figuras de la página 933 a la 938

En este paso queda definido si se trata de

IC 1- 2, 4, 6, 8

IC 2- 4, 6, 8, 10

IC 3- 6, 8, 10, 12

Nota: El valor de (F_T) determinado de las figuras no puede ser menor de 0,75, se recomienda comenzar por la figura correspondiente a un paso por coraza y n pasos por los tubos, si el valor obtenido de esta figura no cumple la condición necesaria entonces se debe pasar a la siguiente figura de 2 pasos por coraza y así sucesivamente.

6. Determinar la diferencia de temperatura verdadera (ΔT_V).

$$\Delta T_V = F_T \cdot MLDT \quad Ec. (2.11)$$

7. Calcular área de transferencia de calor tentativa (A_T) (m^2)

Esta área resulta ser tentativa porque depende del valor supuesto anteriormente para el valor del coeficiente global y sirve para estimar el número de tubos que se deben utilizar para estandarizar el intercambiador utilizando los estándares de la.

$$A_T = \frac{q}{U_D \cdot \Delta T_V} \quad Ec. (3.6)$$

8. Determinar el número de tubos total tentativo (N_T)

$$N_T = \frac{A_T}{\pi d_o \cdot L} \quad Ec. (3.7)$$

Donde:

L- Longitud de los tubos (m)

Do- Diámetro exterior de los tubos (m)

Los valores de L y do se escogen de acuerdo a los criterios de diseño recomendados (Ver epígrafe 5.2 pág. 40 de Luis Moncada)

9. Seleccionar intercambiador estándar.

Los arreglos estandarizados según TEMA aparecen en sus manuales y en otros textos (Ver tabla 9 pag. 946 del texto “Procesos de Transferencia de Calor” de Donalds Kern)

Con el valor del número de tubos calculado (N_T) el diámetro exterior de los tubos (d_o) y el arreglo escogido en este paso quedan definidos:

- Número de tubos estandarizados (N_T)

- Número de pasos por los tubos (n).
- Arreglo (Cuadro o triangular)
- Paso de los tubos (pt) Diámetro de la coraza (Ds)

10. Calcular el área de transferencia de calor disponible (Ad) (m^2).

$$A_d = N_T \cdot \pi \cdot d_o \cdot L \quad \text{Ec. (2.12)}$$

11. Definir el curso de los fluidos (Por tubos y por coraza)

Algunos de los criterios que se recomiendan en la bibliografía son

- Fluido más corrosivo por los tubos
- Fluido más incrustante por los tubos
- Fluido a mayor presión por los tubos
- Menos caída de presión permisible por los tubos Fluido más viscoso por coraza

12. Cálculo térmico

Iniciar los cálculos por los tubos

12.1 Calcular el área de flujo por los tubos (a_t).

$$a_t = \frac{N_T \cdot \pi d_i^2}{4n} \quad \text{Ec. (2.13)}$$

di- Diámetro interior de los tubos (m)

12.2 Calcular la masa velocidad por los tubos ($\frac{kg}{s.m^2}$)

$$G_t = \frac{m_t}{a_t} \quad \text{Ec. (2.14)}$$

m_t - Flujo másico del fluido colocado por los tubos (kg/s)

En este paso se debe comprobar la velocidad del fluido por los tubos (v_t) ($\frac{m}{s}$)

$$v_t = \frac{G_t}{\rho_t} \quad \text{Ec. (2.15)}$$

ρ_t – Densidad del fluido por los tubos (kg/m^3)

12.3 Calcular número de Reynolds por los tubos (Ret).

$$Re_t = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu_t} = \frac{v_t \cdot d_i}{\nu_t} \quad \text{Ec. (2.16)}$$

μ_t – Viscosidad dinámica del fluido por los tubos (Pa – s)

ν_t – Viscosidad cinemática del fluido por los tubos (m^2/s)

12.4. Determinar el número de Prandtl del fluido por los tubos (Pr_t)

$$Pr_t = \frac{C_{pt} \cdot \mu_t}{k_t} \quad \text{Ec. (2.17)}$$

C_{pt} – Calor específico del fluido por los tubos ($\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}$)

k_t – Conductividad térmica del fluido en los tubos ($W/m^\circ C$)

12.5 Determinar el factor de Colburn por los tubos (JH_t)

JH_t se determina en la figura 5.16 de la pag. 53 del texto de Luis Moncada entrando con Ret y la razón L/di esta figura obedece a la ecuación siguiente:

$$JH_t = \frac{h_i \cdot d_i}{k_t} \cdot Re_t^{-1} \cdot Pr_t^{-0,33} \cdot \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{-0,14} \quad \text{Ec. (3.8)}$$

12.6 Calcular el coeficiente pelicular por los tubos sin corregir por viscosidad ($\frac{h_i}{\phi_t}$)

($\frac{W}{m^2 \cdot K}$)

$$\frac{h_i}{\phi_t} = JH \cdot \left(\frac{k}{d_i}\right) \cdot Re \cdot Pr^{0,33} \quad \text{Ec. (3.9)}$$

Donde:

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

ϕ_t – Factor de corrección por viscosidad en los tubos

μ_w

– Viscosidad dinámica del fluido por los tubos a la temperatura de los tubos t_w

12.7 Corregir ($\frac{h_i}{\phi_t}$) a ($\frac{h_{io}}{\phi_t}$) en función del diámetro exterior de los tubos ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \cdot \frac{d_i}{d_o} \quad \text{Ec. (2.21)}$$

Seguidamente es necesario pasar a calcular por coraza

12.8 Calcular el área de flujo por coraza (a_s)(m^2)

$$a_s = \frac{D_s C' B}{p_t \cdot N_c} \quad \text{Ec. (3.10)}$$

Donde:

D_s – Diámetro de la coraza (m)

C' – Distancia mínima entre tubos (m) $C' = p_t - d_o$

p_t – Distancia centro a centro de los tubos (m)

N_c – Número de pases por la coraza

B – Espaciado de los deflectores (m)

El espaciado de los deflectores se debe elegir en el rango

$$B_{\text{máx}} = D_s \quad \text{Ec. (3.11a)}$$

$$B_{\text{mín}} = \frac{D_s}{5} \quad \text{Ec. (3.11b)}$$

12.9 Calcular la masa velocidad por coraza (Gs) ($\frac{kg}{s \cdot m^2}$)

$$G_s = \frac{m_s}{a_s} \quad \text{Ec. (3.12)}$$

m_s – Flujo másico del fluido por coraza ($\frac{kg}{s}$)

La velocidad por la coraza v_s (m/s) será:

$$v_s = \frac{G_s}{\rho_s} \quad \text{Ec. (3.13)}$$

12.10 Calcular el número de Reynolds por coraza (Res)

$$R_{es} = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu_s} = \frac{v_s \cdot D_e \cdot \rho_s}{\nu_s} \quad \text{Ec. (3.14)}$$

Donde:

D_e – Diámetro equivalente (m)

Para arreglo cuadrado

$$D_e = \frac{1,27(p_t^2 - 0,78d_o^2)}{d_o} \quad \text{Ec. (3.15)}$$

12.11 Determinar el número de Prandtl por coraza (Prs)

$$Pr_s = \frac{c_{ps} \cdot \mu_s}{k_s} \quad \text{Ec. (2.24)}$$

c_{ps} – Calor específico del fluido por coraza ($\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}$)

μ_s – Viscosidad dinámica del fluido por coraza (Pa – s)

k_s – Conductividad térmica del fluido por coraza (W/m°C)

12.12 Determinar el factor de Coldburn por coraza (JHs)

Este factor aparece graficado en la fig. 5.23 de la pag. 70 del texto de Luis Moncada y obedece a la ecuación siguiente

$$JH_s = \frac{h_o \cdot D_e}{k} \cdot Re_s^{-1} \cdot Pr_s^{-0,33} \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_w}\right)^{-0,14} \quad \text{Ec. (3.16)}$$

h_o – Coeficiente pelicular por el lado de coraza ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

12.13 Calcular el coeficiente pelicular por coraza sin corregir por viscosidad ($\frac{h_o}{\phi_s}$)

$$\frac{h_o}{\phi_s} = JH_s \left(\frac{k_s}{D_e}\right) \cdot Re_s \cdot Pr_s^{0,33} \quad \text{Ec. (3.17)}$$

Donde:

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

ϕ_s – Factor de corrección por viscosidad en coraza

μ_w Viscosidad dinámica del fluido por coraza a la temperatura de la pared de los tubos t_w

12.14 Calcular la temperatura de la pared de los tubos (t_w)(°C)

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} \cdot (T_c - t_c) \quad \text{Ec. (2.27)}$$

12.15 Calcular los factores de corrección por viscosidad en tubos (ϕ_t) y (ϕ_s) por coraza

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ec. (2.28 a)}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ec. (2.28 b)}$$

12.16 Calcular el coeficiente pelicular por coraza corregido por viscosidad

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \cdot \phi_s \quad \text{Ec. (2.29)}$$

Ahora podemos regresar a concluir el cálculo térmico por los tubos

12.17 Calcular el coeficiente pelicular por el lado de los tubos corregido por viscosidad

(h_{io}) $\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right)$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \cdot \phi_t \quad \text{Ec. (2.30)}$$

12.18 Calcular el coeficiente global de transferencia de calor de diseño

(U_D) $(W/m^2 \cdot ^\circ C)$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + rd_i \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{2k_T} \ln \frac{d_o}{d_i} + rd_o + \frac{1}{h_o}} \quad \text{Ec. (2.31)}$$

Donde:

k_T – Conductividad térmica del material de los tubos a la temperatura t_w

rd_i – Resistencia de las incrustaciones por el interior de los tubos $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}\right)$

rd_o – Resistencia de las incrustaciones por el exterior de los tubos $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}\right)$

Los valores recomendados de las incrustaciones aparecen tabulados en la bibliografía

Tabla 5.5 pág. 56 de Luis Moncada.

12.19 Calcular el área requerida para la transferencia de calor (A_r)(m^2).

$$A_r = \frac{q}{U_D \cdot \Delta T_V} \quad \text{Ec. (2.32)}$$

12.20 Cálculo comparativo de las áreas de transferencia de calor disponible (A_d) y requerida (A_r)

$A_d > A_r \rightarrow$ en(10 a 20)% en exceso

$$E = \frac{A_d - A_r}{A_d} * 100 \quad \text{Ec. (2.33)}$$

Si al concluir este cálculo no se cumple la condición requerida entonces hay que volver a redimensionar el intercambiador en función de si el área requerida es mayor o menor que el rango requerido. Para ello es necesario asumir un nuevo valor de U_D según paso 3 o ir directamente al paso 9

Caídas de presiones

El funcionamiento de los intercambiadores de calor se determina en lo fundamental por el carácter del movimiento de los fluidos, el conocimiento del movimiento brinda la posibilidad de elegir correctamente las fórmulas de cálculo de la emisión calorífica y permite determinar con precisión las resistencias hidráulicas.

Cuando un fluido fluye surgen fuerzas que se oponen al movimiento, y para superarlas se gasta una cantidad de energía que es proporcional a la caída de presión durante su movimiento. El cálculo de las caídas de presiones durante el diseño de los intercambiadores de calor constituye un paso importante, ya que con él se determinan las principales pérdidas de energía de los agentes calor portadores durante su paso a través del intercambiador, permitiendo determinar la potencia de las bombas y los ventiladores y valorar hasta qué punto es racional la construcción del equipo, y establecer el régimen óptimo de su funcionamiento.

La caída de presión total necesaria para garantizar el movimiento del fluido a través del intercambiador se puede determinar por la siguiente fórmula:

Caídas de presión en intercambiadores de tubos y coraza

En los intercambiadores de calor de tubos y coraza, los fluidos circulan indistintamente por los tubos y por el espacio inter tubular en la coraza, razón por la cual es necesario evaluar la caída de presión para ambos circuitos, y a partir de ello se pueden seleccionar los equipos de impulsión que sean requeridos

Caída de presión espacio tubular por fricción

$$\Delta P_t = \Delta P_{ft} + \sum \Delta P_{lt} \quad \text{Ec. (3.18)}$$

Donde:

$\sum \Delta P_f$ – Suma de las pérdidas hidráulica por fricción (Pa)

$\sum \Delta P_l$ – Suma de las pérdidas locales por accesorios, y cambios de dirección (Pa)

$$\Delta P_f = f_t \frac{n \cdot L}{d_i} \cdot \frac{\rho_t V_t^2}{2} \quad \text{Ec. (3.19)}$$

n-Número de pases por los tubos

L- Longitud de los tubos (m)

d_i- Diámetro interior de los tubos (m)

V_t- Velocidad del fluido por los tubos (m/s)

f- Coeficiente de fricción para flujo no isotérmico (Ver fig. 5.17 pág. 57 de [1])

Si Re < 3000

$$f_t = \frac{64}{Re} \cdot \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{-0.25} \quad \text{Ec.(3.20)}$$

Si 3000 < Re < 5.10⁶

$$f_t = (0,790 \cdot \ln Re - 1,64)^{-2} \cdot \left(\frac{\mu_t}{\mu_w}\right)^{-0.14} \quad \text{Ec.(3.21)}$$

Pérdidas de presión locales en el espacio tubular

Las pérdidas locales en el espacio tubular están determinadas entre otras por el número de giros del fluido en 180° las entradas y salidas en los tubos y en las cámaras del intercambiador.

Tabla 3.8. Pérdidas locales en el espacio tubular. **Fuente.** Moncada 2015

Concepto	número	ξ
Giros en 180°	(n-1)	2,5
Entrada o salida de tubos	2n	1
Cámaras de entrada y salida	2	1,5

$$\sum \Delta P_{lt} = [2.5(n - 1) + 2n] \frac{\rho_t V_t^2}{2} + 3 \frac{\rho_t V_{ct}^2}{2} \quad \text{Ec. (3.22)}$$

V_{ct} – Velocidad del fluido en las cámaras de entrada y salida (m/s)

$$V_{ct} = n_T \left(\frac{d_i^2}{d_{ct}^2} \right) \cdot V_t \quad \text{Ec. (3.23)}$$

n_T – Número de tubos por pasos

$$n_T = \frac{N_T}{n} \quad \text{Ec.(3.24)}$$

N_T – Número total de tubos del intercambiador

d_{ct} se determina usando la ecuación 5.21 pág 58 del Moncada 2015

$$d_{ct} = 282 m_t^{0,52} \cdot \rho_t^{-0,37} \quad \text{Ec.(3.25)}$$

d_{ct} – Diámetro de las cámaras de entrada o salida (m)

En resumen para los tubos

$$\Delta P_t = \left[f \frac{n \cdot L}{d_i} + 2,5(n - 1) + 2n \right] \cdot \frac{\rho_t V_t^2}{2} + 3 \frac{\rho_t V_{ct}^2}{2} \quad \text{Ec. (3.26)}$$

Caída de presión espacio inter tubular en coraza

La caída de presión a través de la coraza de un intercambiador es proporcional al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores. También es proporcional a la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza.

$$\Delta P_s = \Delta P_{fs} + \Delta P_{ls} \quad \text{Ec. (3.27)}$$

ΔP_{fs} – Pérdidas de presión por fricción en coraza (Pa)

ΔP_{ls} – Pérdidas de presión por giros, entradas y salidas en coraza (Pa)

Caída de presión por fricción en la coraza

Para el cálculo de esta caída de presión se puede usar la siguiente expresión

$$\Delta P_{fs} = N_L \cdot X \cdot f_s \left(\frac{\rho_s V_{s,max}^2}{2} \right) \quad \text{Ec.(3.28)}$$

N_L - Número de líneas en la dirección del flujo

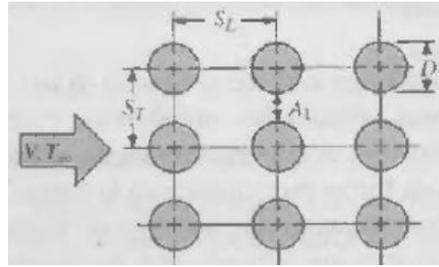
F_s - Factor de fricción (ver fig. 7.13 y 7.14 pág. 382 de [5])

X - Factor de corrección (ver fig. 7.13 y 7.14 pág. 382 de [5])

$V_{s,max}$ – Velocidad máxima del fluido en la coraza (m/s)

Cálculo de la velocidad máxima (Vs max)

Cuando arreglo de los tubos cuadrado



$$V_{s,max} = \frac{S_T}{S_T - d_o} \cdot V_s \quad \text{Ec. (3.29)}$$

S_T – Distancia centro a centro de los tubos en la dirección perpendicular al flujo (m)

$$Re_{D,max} = \frac{\rho_s \cdot V_{s,max} \cdot d_o}{\mu_s} \quad \text{Ec.(3.30)}$$

$$N_L = 0,31 \left(\frac{D_s}{d_o} \right) \quad \text{Ec.(3.31)}$$

N_L – Número de líneas para arreglo cuadrado

Caídas de presión por pérdidas locales en coraza.

Las pérdidas locales se deben a las caídas de presiones que se producen en las cámaras de entrada y salida al espacio inter tubular, a los giros en 180° debidos a la presencia de deflectores longitudinales, y los giros en 90° por los deflectores segmentados. Los valores del coeficiente de pérdidas locales para cada una de estas causas se pueden asumir según K.F. Pavlov. Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química.

Tabla 3.9. Perdidas locales en el espacio intertubular. **Fuente.** K.F. Pavlov

Concepto	Número	ξ
Giros en 180° en deflectores longitudinales	$N_s - 1$	2,5
Giros en 90° en deflectores segmentados	$[(L/B) - 1]$	1
Entrada y salida en las cámaras	2	1,5

n_s – Número de pases por la coraza

$\frac{L}{B}$ – Cantidad de veces que el fluido cruza el haz de tubos en la coraza

$\left[\left(\frac{L}{B}\right) - 1\right]$ – Cantidad de deflectores

B- Espaciado de los deflectores segmentados (m)

Para calcular las pérdidas se utiliza la velocidad del fluido en la coraza (V_s) para el caso de los giros del fluido, mientras en las cámaras de entrada y salida se debe utilizar la velocidad (V_{cs})

La expresión de cálculo general para las pérdidas locales en coraza (ΔP_{ls}) es la siguiente:

$$\Delta P_{ls} = \left[2,5(n_s - 1) + \left(\frac{L}{B} - 1\right) \cdot 2n_s\right] \cdot \frac{\rho_s V_s^2}{2} + 3 \frac{\rho_s V_{cs}^2}{2} \quad \text{Ec.(3.32)}$$

$$V_{cs} = \frac{m_s}{\rho_s \cdot A_{cs}} \quad \text{Ec.(3.33)}$$

V_{cs} – Velocidad del fluido en las cámaras de entrada y salida de la coraza (m/s)

$$A_{cs} = \frac{\pi d_{cs}^2}{4} \quad \text{Ec. (3.34)}$$

A_{cs} – Área de la sección transversal de las cámaras de entrada y salida (m^2)

d_{cs} – Diámetro de las cámaras (m)

Para aceros al carbono según Moncada

$$d_{cs} = 282 m_s^{0.52} \cdot \rho_t^{-0.37} \quad \text{Ec.(3.35)}$$

La potencia de bombeo para ambos flujos será

$$N = \frac{m \cdot \Delta P}{\rho} \quad \text{Ec.(3.36)}$$

N – Potencia consumida por la bomba (W)

Tabla 3.10. Datos de entrada del intercambiador de tubo y coraza.

Fuente. Elaboración propia

Parámetros	Unidades de medidas	Fluido Tubos	Fluido Coraza
Temperatura de entrada	(⁰ C)	36	85
Temperatura de salida	(⁰ C)	50	45
Flujo másico (m)	(kg/h)	43,55	16,933
Calor Específico (Cp)	(J/kg ⁰ C)	4183	3768
Densidad (ρ)	kg/m ³	991	940
Viscosidad Dinámica (μ)	(Pa-s)	0,0006	0,00065
Conductividad Térmica (K)	(W/m ⁰ C)	0,636	0,387
Resistencia de incrustación (Rd)	(m ² ⁰ C /W)	0,0002	0,0002

Tabla3.11. Resultados del diseño del intercambiador de calor de tubos y coraza.

Fuente. Elaboración propia

Variables	Unidades de medidas	Valor
Flujo de calor (Q)	(W)	2552141,76
Diferencia verdadera de temperatura (ΔT_v)	(⁰ C)	17,23
Número de tubos (Nt)		824
Diámetro interior de la coraza (D _s)	(m)	0,889
Área de flujo por los tubos (a _T)	(m ²)	0,0708
Área de flujo por la coraza (a _s)	(m ²)	0,03965
Velocidad por los tubos (V _t)	(m/s)	0,62
Velocidad por la coraza (V _s)	(m/s)	0,454
Reynold tubos (Re _t)		15163,81
Reynold coraza (Re _s)		15967,96
Coefficiente pelicular tubos (h _{io})	(W/m ² ⁰ C)	3115,21

Capítulo III

Coefficiente pelicular coraza (h_0)	(W/m ² °C)	2141,66
Área total de transferencia (A_T)	(m ²)	209,77
Coefficiente total limpio (U_c)	(W/m ² °C)	1187,83
Coefficiente de diseño (U_D)	(W/m ² °C)	770,04
Rd calculado	(m ² °C/W)	0,0002
Rd permitido	(m ² °C/W)	0,0002
Área requerida (A_r)	(m ²)	192,36
Caída de presión tubos (ΔP_t)	(kPa)	12,13
Caída de presión coraza (ΔP_s)	(kPa)	20,82

Tabla 3.12. Datos del Equipo. **Fuente.** Elaboración propia

Parámetros	Unidad de Medida	Valor
Espaciado de los deflectores (B)	(m)	0,177
Diámetro Exterior de los tubos (d_e)	(m)	0,019
Diámetro interior de los tubos (d_i)	(m)	0,0148
Longitud (L)	(m)	4,267
Paso entre tubos (Pt)	(m)	0,0254
Número de pases por coraza (N_s)	-	1
Número de pases por los tubos (n)	-	2
Arreglo	-	cuadrado

Presentación del informe de resultados

Esta propuesta de solución, aún cuando, desde el punto de vista de la evaluación técnica resulta favorable es rechazada atendiendo a que no cumple con uno de los objetivos fundamentales de la investigación que es el calentamiento de la *Saccharomyces*. Por otra parte, la evaluación económica aunque no se llevó a cabo, indudablemente resulta mucho más costosa por la adquisición del nuevo intercambiador. Además, en este caso se duplicaría el consumo de agua porque el agua de enfriamiento sería el flujo para enfriar la vinaza, por consiguiente, el retorno a la torre de enfriamiento sería mayor y es conocido

que dicha torre no cumple los requerimientos técnicos, por lo que se recomienda una evaluación detallada del sistema de enfriamiento. Desde el punto de vista ambiental, tampoco esta propuesta satisface las expectativas, ya que, está duplicando la cantidad de agua que por reposición es enviada a la presa de residuales y penalizada por su impacto ambiental

Propuesta de solución 2. Teniendo en cuenta los resultados de la primera propuesta de solución, se propone retomar la primera mejora tecnológica con la incorporación de una mayor área de intercambio, dada la disponibilidad en fábrica de los serpentines utilizados. Para ello, será necesario en primer lugar, lograr una curvatura mayor en dichos serpentines, de forma tal, que el radio de curvatura sea mayor y sus extremos no sobrepasen los 2,60m. Esta modificación permitirá la inclusión en el tanque de recepción de los nuevos serpentines, de la misma forma y posiciones que los anteriores. Para su evaluación se seguirá la misma metodología desarrollada en la propuesta tecnológica inicial.

Se debe destacar que para realizar la evaluación tecnológica de esta propuesta de solución se tomaran los mismos datos iniciales y del equipo presentadas en las tablas 3.1 y 3.2 respectivamente y serán calculados los demás requerimientos teniendo en cuenta la incorporación de un nuevo número de tubos. Además, se mantendrá lo referido a evaluación ecológica ya que, esta modificación incide solo en el enfriamiento calentamiento y la reducción en el sobreconsumo de agua sigue siendo el mismo.

Tabla 3.13 Resultados del diseño del intercambiador de serpentín sumergido.
Fuente. Elaboración propia

Variables	Unidades de medidas	Valor
Flujo de calor (Q)	(W)	2552141,76
Diferencia verdadera de temperatura (ΔT_v)	($^{\circ}\text{C}$)	16,64
Número de tubos (Nt)		800
Diámetro interior de la coraza (D_s)	(m)	3,15
Área de flujo por los tubos (a_T)	(m^2)	0,0032
Área de flujo por la coraza (a_s)	(m^2)	7,789
Velocidad por los tubos (V_t)	(m/s)	5,666

Capítulo III

Reynold tubos (Re_t)		368729,93
Reynold coraza (Re_s)		3369706,93
Coeficiente pelicular tubos (h_{io})	(W/m ² °C)	9253,06
Coeficiente pelicular coraza (h_o)	(W/m ² °C)	6328,33
Área total de transferencia (A_T)	(m ²)	148,32
Coeficiente de diseño (U_D)	(W/m ² °C)	1138,72
Área requerida (A_r)	(m ²)	134,67

Evaluación económica

Se debe destacar que para realizar esta evaluación se mantuvieron los costos referidos a salarios y operarios por cuanto se mantiene la misma brigada, entonces se asumen los datos de la tabla 3.4. Así como, se mantienen los costos de electricidad calculados anteriormente.

Tabla 3.14. Consumo de materiales e insumos y costos. **Fuente.** Elaboración propia

Materiales	Cantidad	Precio cada unidad CUP	Costo total CUP
Válvulas de cuña con platillos para presión (2 bar= 29 lb/pulg. ²) y 127 mm (5 in)	3	718,86	2 156,58
Platillos (brida) de 127 mm (5 in)	6	56,74	340,44
Tornillos c/tuerca 193 M18 x 120	18	85,33	1 535,94
Tubo de 127 mm (5 in) A-106 S/C SCH 160 D-5 in.	30 m	197,44	5 923,2
Tubo de 31,75 mm (1,25 in) AC A-53 A-106 S/C SCH 80 D-2".	6 m	19,86	119,16
Electrodo acero inoxidable UTP 6820MO (AWSE316L) (MIGWELD3162)	7 kg	12,22	85,54
Electrodo AWSE 6010 3.2MMx350MM	13 kg	3,22	41,86
Platillos de 31,75 mm (1,25 in)	16	9,32	149,12
Tornillos c/tuerca 193 M12 x 120	64	26,30	1 683,2
Reducido concéntrico (5 x 4 in)	2	19,66	39,32
Reducido concéntrico de (4x 1,25 in)	2	15,23	30,46
Niples de 31,75 mm (1,25 in)	24	29,22	701,28
Angulares	10 m	16,70	169
Costo total			12 975,1

Entonces el costo total de operación

$$\text{costo}_{\text{operación}} = (13\ 583 + 12\ 975,1)$$

$$\text{costo}_{\text{operación}} = \boxed{26\ 558,1 \text{ CUP}}$$

Tabla 3.15. Determinación de los costos. **Fuente.** Elaboración propia

Determinación de los costos	U/M	Valor
Costo operación	CUP	26 558,1
Costo electricidad	CUP	4 196,4
Costo total	CUP	30 754,5

Presentación del informe de resultados

De acuerdo con los resultados presentados se ha podido comprobar que la alternativa tecnológica propuesta, satisface los requerimientos esperados. En este caso, el área de transferencia de calor requerida es menor que el área de transferencia disponible. Mientras las evaluaciones tecnológicas, económicas y ecológicas son favorables. Por consiguiente, se propone su aceptación e implementación.

Conclusiones



CONCLUSIONES GENERALES

1. Los estudios bibliográficos permitieron identificar el tipo de intercambiador de serpentín sumergido con agitación mecánica, como propuesta de alternativa tecnológica en el caso de estudio y fundamentar su evaluación mediante la metodología de cálculo propuesta por Moncada.
2. En el estudio se presentaron 3 alternativas tecnológicas con sus respectivas evaluaciones, para lograr el mejoramiento del sistema de enfriamiento calentamiento de Vinaza y *Saccharomyces*.
3. La evaluación general de las alternativas propuestas permitió seleccionar la más adecuada para el sistema de enfriamiento calentamiento de Vinazas y *Saccharomyces*. Su implementación permite una reducción en el sobreconsumo de agua de 23 800 m³/año y un ahorro de 19 992 CUP/año.

Recomendaciones



RECOMENDACIONES

1. Se recomienda la implementación de la alternativa tecnológica seleccionada para el sistema de enfriamiento- calentamiento de Vinazas y *Saccharomyces*.
2. Se recomienda realizar una evaluación detallada al sistema de enfriamiento de la fábrica objeto de estudio y su incidencia en el sistema de fermentación

Bibliografía



BIBLIOGRAFÍA

- Acón, J. (1987). Elementos de Ingeniería Química. La Habana: Editorial Pueblo y Educación.
- Alean , J. D., Gutiérrez G.A., Chejne F., Marlon J., Bastidas, M.J. . (2009). Simulación de una Torre de Enfriamiento Mecánica Comparada con Curvas Experimentales. Información tecnológica, 20(3), 13-18. doi: 10.1612/inf.tecnol.4107it.08
- Berbard, B. (2007). Water minimization in the washing area of the waste water treatment unit. Tappi Journal, 89(9), 1-12.
- Calzada, F. J. (2012). Diseño de un sistema industrial de enfriamiento con agua de refrigeración para un complejo industrial en Lima, Perú. (Ingeniero técnico Mecánico), Escuela Técnica Superior de Ingeniería (ICAI), Madrid, España.
- Caro, O. (2012). Caracterización energética de la fábrica de Torula de Antonio Sánchez. (Tesis en opción al título de máster en ciencias), Universidad de Cienfuegos.
- Castellanos, Á. J., Catá Salgado, Y., González Suárez ,E., Pedraza Garciga, J., Rosa Domínguez, E. (2007). Metodología para la consideración de la incertidumbre en la integración de procesos para la producción de biocombustible. Universidad Las Villas,
- Catá, Y., González, C., González, S., Pérez P. (2005). Minimización de residuales a través de la integración de procesos considerando la incertidumbre. Paper presented at the Memorias del Evento MAS XXI.
- Clavelo, D. A., González, M., Espinosa, R. (2015). Consideraciones para la integración material y energética de los procesos de producción de azúcar y procesos derivados. Centro Azúcar, 42(2), 6.
- Cripps, H. (2000). Process integration in the pulp and paper industry. Tappi Jopurnal, 81(10).
- Chacón, Y. (2009). Los costos en la gestión de las organizaciones. Ingeniería Industrial. 3(6).
- Díaz Aguilera, A. (2017). El costo-beneficio como herramienta de decisión en la inversión en actividades científicas La Habana.

- Díaz Gonzalo, D. (2009). Estrategia para uso racional del agua en el proceso de fabricación de alcohol en la destilería ALFICSA de Cienfuegos. (Tesis en opción al título de ingeniero Industrial), Universidad de Cienfuegos
- Dunn, R., Wensel, H. . (2001). Process Integration Design methods for water conservation and wastewater reduction in industry. 3, 307-318.
- Fonseca, Y., Mayet, K., Mc-Pherson, D. . (2002). Evaluación de Alternativas para el Aprovechamiento del mosto alcohólico de destilerías y la reducción de la contaminación ambiental. *Tecnología Química*, 22(1), 5-9.
- Foster , C. H. (2016). Contabilidad: un enfoque gerencial. México
- Galiana Mingot, T. (1988). Pequeño Larousse de Ciencias y Técnicas. La Habana: Editorial Científico Técnica. Ministerio de Cultura.
- Gnecco, J. M. (2007). Composición de la vinaza. Seminario sobre el potasio y su importancia en el manejo de la caña. Asocaña, Cali. Colombia.
- González, E., González, C., Corsano, G ., Catá, Y. (2006). Procedimiento para la obtención de tecnologías más limpias considerando la incertidumbre en el diseño de nuevas plantas químicas. *Revista Cubana de Química*, 18, 183.
- González, E., Miño, J. E. . (2015). Vías para la gestión de conocimiento con apoyo de la comunidad científica para contribuir a la mitigación del impacto ambiental de la industria química y fermentativa. (Primera ed.): Universidad Nacional de Perú
- González, E., Pérez Alejo, H., González Cortés, M., & Catá Salgado, Y. (2008). La Integración de procesos una vía para lograr producciones energéticamente sustentables y ambientalmente compatibles. CYTED.(Ciencia y Tecnología para el Desarrollo).
- Guanhong, Z., Suoying, H., Zhiyu, Z., Yi, X., Rui, W. . (2017). Economic Analyses of Natural Draft Dry Cooling Towers Pre-cooled Using Wetted Media. *Procedia Engineering*, 205, 423-430.10.1016/j.proeng.2017.10.393
- Hewitt, G. F., Shires, G. L., Bott, T. R. (1994). Process Heat Transfer. Florida: Boca Raton : CRC Press : Begell House, ©1994.

- Horta Nogueira, L. A. (2008). "Perspectivas de un programa de biocombustibles en América Central" (Electronic Version ed.): Comisión Económica para América Latina y el Caribe.
- ICIDCA. (2009). "Diagnóstico del empleo de agua en las plantas de derivados". -Taller Agua
- Jianlin, C., Nianpin, L., Kuan, W. (2015). Study of Heat-source-tower Heat Pump System Efficiency. *Procedia Engineering*, 121, 915-921.: 10.1016/j.proeng.2015.09.050
- Kaijun, D., Pingjie, L., Zhilin, H., Lin, S., Qin, S. (2017). Researchon Free Cooling of Data CentersbyUsingIndirect. *Procedia Engineering*, 205, 2831-2838.10.1016/j.proeng.2017.09.902
- Kern, D. Q. (1999). *Aplicaciones Adicionales Procesos de transferencia de calor* (Trigésima Primera reimpresión). Mexico McGraw Hill Book Company.
- Lobelles, G. O. (2015). Estrategia energética de Aguada con un enfoque social de la Energía, la Tecnología y la Ecología. *Revista Universidad y Sociedad*, 7(1), 39-47.
- Lobelles, G. O. (2016). Metodología para la gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de Cienfuegos con enfoque de economía ecológica. (Tesis Doctoral), Universidad de Las Villas
- Losada-Nerey, S., Mayo-Abad, C., Martínez-Díaz, S., Díaz-Martínez, M., & Valdés-Hernández, J. (2017). Escalado de la fermentación incrementada en la producción de estreptoquinasa recombinante. *Revista Tecnología Química*, 57 (1), 110-121: <https://doi.org/10.1590/2224-6185.2017.1.9>
- Masters, K. (1972). *An introduction to principles operational practice and applications Spray drying*. London Chemical and Process Engineering Series.
- Mateos González , P. F. (2015). *Fermentación y fermentadores* (Electronic Version ed.).
- Mendez, C., Ruiz L. (2019). *Guía para realizar un buen análisis Costo- Beneficios - Riesgos para un proyecto empresarial*.
- Mihir Dakwala, B. M. a. R. B. (2009). A process integration approach to industrial water conservation: a case study for an Indian starch industry. *Journal of Cleaner Production*, 17, 1654-1662.

- Moncada, A. L. (2015). Diseño de plantas de procesos químicos. Intercambiadores de calor. Universidad Nacional de Trujillo, Perú. Retrieved from <https://www.researchgate.net/file.PostFileLoader.Hy.PDF>
- Morín, R. B. (2009). "Caña de azúcar y sostenibilidad: enfoques y experiencias cubanas" Retrieved from http://www.desal.org.mx/IMG/pdf/MORIN---Cana_de_azucar.pdf.
- Nailing, L., Lixia, Z., Xiangqin, J. . (2017). The Effect of the Air Water Ratio on Counter Flow Cooling Tower. *Procedia Engineering*, 205,:10.1016/j.proeng.2017.09.902
- Nova González, A. (2006). "La agricultura en Cuba: evolución y trayectoria (1959-2005)" *Ciencias Sociales*
- Obregón, L. G., Pertuz, J.C., Domínguez, R.A.. (2017). Análisis del desempeño de una torre de enfriamiento a escala de laboratorio para diversos materiales de empaque, temperatura de entrada de agua y relación másica de flujo agua-aire. *Prospectiva*, 15(1), 42-52: <http://dx.doi.org/10.15665/rp.v15i1.820>
- Ochoa George, P. A. (2008). *Las Producciones más limpias en la gestión empresarial. (Texto de maestría eficiencia energética.)*. Félix Varela
- Peña Castellanos, L. (2006). "El mercado internacional del azúcar: coyuntura y pronósticos de precios". *Revista de la Asociación de Técnicos Azucareros de Cuba*, 67(2), 14-23.
- Pérez Rave, J. I., Ruíz C, J. A., & Parra M., C. M. (2007). Uso del enfoque por procesos en la actividad investigativa". *Revista chilena de Ingeniería*, 15, 260-269.
- Pérez Sanjudo, T., Rodríguez Montano, Y., Regalado Núñez, D. (2018). Cálculo de los parámetros de funcionamiento para la selección de una torre de enfriamiento., *Pinar del Río*. <http://www.ciget.pinar.cu/ojs/index.php/publicaciones/article/view/399/1384>
- Polimeni, Fabozzi , & Adelberg. (2005). *Conceptos y aplicaciones para la toma de decisiones gerenciales Contabilidad de costos*. Felix Varela.
- Puerta, J. F., González Cortes,M., González Suárez,E., Nápoles García , M.,Turrado Saucedo,J., Oquendo Ferrer,H. . (2008). *Integración de Procesos en la tecnología de fabricación de papel para ondular en la empresa Damují*. Guadalajara. Mexico

- Quiñones, R. (2013). Propuestas de mejoras tecnológicas en la producción de Torula a partir de vinazas en la UEB Derivados Antonio Sánchez. Revista Centro Azúcar, 40.
- Rivera Rojas, A. (2016). Estrategia integrada de producción más limpia en el sector Ronero. Red Nacional de Producción Más Limpia Proyecto ONUDI -CUBA.
- Saura, G. V., I.; Martínez, A.; Reyes, E.; Pascual, A. , Otero, A. . (2002). Tecnología de producción de levadura utilizando las vinazas de destilería como fuente mayoritaria de carbono y energía. Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la caña de azúcar(ICIDCA), 36(2), 20.
- Shah, R. K., Sekulić, D. P. (2003). Fundamentals of Heat Exchanger Design. New York: John Wiley & Sons.
- Tomsa Destil, S.L. (2000). Datos de Compañía especializada.
- Ullmer, C., Kunde, N., Lassahn, A. ,Gruhn, G. , Schulz, K. (2005). WADO: water design optimization methodology and software for the synthesis of process water systems. Journal of Cleaner Production, 13(5), 485-494. 10.1016/j.jclepro.2003.09.009
- UNEP. (1998). “Cleaner Production and Eco-efficiency”. World Business Council for Sustainable Development 12.
- United States of America. The American Society of Mechanical Engineers. (2012).Codes and Standards.ASME B-16-5 C-150 RF.
- United States of America. The American Society of Mechanical Engineers. (2012).Codes and Standards ASME B-36.10 M: A-106 S/C SCH 160 D-1.25 in.
- United States of America. The American Society of Mechanical Engineers. (2012).Codes and Standards ASME B-36.10 M: A-106 S/C SCH 160 D-5 in..
- United States of America. The American Society of Mechanical Engineers. (2012).Codes and Standards AWSE 6010 3.2MMx350MM
- United States of America. American Welding Society.(2014).Codes and Standards .AWS 6820MO (AWSE316L) (MIGWELD3162).

Bibliografía

- United States of America. American Welding Reducing. (2012).Codes and Standards.A234 WPR STD (2010).
- Velazquez, L. D. (2014). Diseño del Sistema de Gestion Energetica en la planta de Torula de la UEB Derivados Antonio Sánchez, provincia Cienfuegos. (Tesis de grado), Universidad de Las Villas
- Vidal Medina, J. R. (2006). Evaluación de la gestión del agua en la producción de alcohol. Tesis de maestría), Universidad de Cienfuegos
- Wyman, C. (1996). "Handbook on bioethanol: production and utilization" (424): Taylor & Francis.
- Zaratiegui, J. R. (1999). "La gestión por procesos: su papel e importancia en la empresa". Revista Economía Industrial, VI, 82.

Anexos



ANEXOS

Anexo 1. Guía para la selección de un intercambiador

Aplicación	Observaciones
Fluidos de baja viscosidad ($\mu < 10$ cp)	El intercambiador de placas requiere pequeñas áreas de transferencia. Para fluidos no corrosivos a altas temperaturas o altas presiones, usar intercambiadores tubulares.
Líquidos de baja viscosidad o vapores	Para fluidos no corrosivos, usar intercambiadores tubulares de acero al carbono. Para cargas corrosivas, para mantener la higiene de los fluidos y para vapor a baja presión; usar intercambiadores de placas. Para grandes cantidades de vapor, usar intercambiadores de espiral.
Fluidos de viscosidad media (109 – 100 cp)	Con iguales fluidos en ambos lados, usar el intercambiador de placas. Si las empaquetaduras causan problemas o la cantidad de sólidos es elevada, usar un intercambiador de espiral.
Fluidos con alta viscosidad ($\mu > 100$ cp)	Se aprovecha la configuración de las placas para proporcionar un flujo turbulento. En algunos casos se han usado placas para viscosidades sobre los 5 000 cp. Para viscosidades extremas es preferido el intercambiador de espiral.
Fluidos sucios (con alta tendencia a formar incrustaciones)	Puede usarse el intercambiador de placas o el de espiral. Por su fácil acceso a la limpieza es preferible el intercambiador de placas.

Anexos

Suspensiones y pulpas	Recomendable el de espiral (usado en algunos casos para corrientes con más de 50% de sólidos) y en ciertos casos el intercambiador de placas.
Líquidos sensibles al calor	El intercambiador de placas es el mejor y en ciertos casos el de espiral
Enfriamiento o calentamiento de	Intercambiador de superficie extendida
Gases o aire a presión	Con ciertas limitaciones puede usarse el intercambiador de placas, de otro modo debe seleccionarse un intercambiador tubular (con superficie extendida en el lado del gas)
Condensación	Para cargas no corrosivas, seleccionar un intercambiador tubular de acero al carbono. Para cargas corrosivas un intercambiador de espiral. Para ciertos casos como el requerimiento de condiciones higiénicas, puede considerarse el intercambiador de placas.
Alta presión (sobre 35 atm) o altas temperaturas (sobre 500 °C)	Usar intercambiador tubular
Fluidos extremadamente corrosivos	Usar intercambiador de grafito

Anexos

Anexo 2. Tarifa M1-A para el pago de la electricidad según ONE

PRECIO DE LA ELECTRICIDAD POR TARIFAS EN BASE PARA FACTOR K= **1,0000**

No	Tipo de Consumidores	Tarifa	Especificaciones	Precio cargo fijo por Demanda Contratada en el pico (kW)	Precio de electricidad variable por horarios (\$/kWh)						
					Pico (17:00-21:00 horas)	Día (05:00-17:00 horas)	Madrugada (21:00-05:00 horas)	Pico (17:00-21:00 horas)	Día (05:00-17:00 horas)	Madrugada (21:00-05:00 horas)	Precio Promedio
1	Industrial	A - 1	Alta tensión (110 ó 220 kV) consumidores con actividad continua >= 20 horas diarias	\$ 128.00 mensual por kW de demanda contratada en el horario pico	$(3.0501\$/kWh * K + 0.7273\$/kWh) * kWh$ de consumo pico	$(1.5282\$/kWh * K + 0.7273\$/kWh) * kWh$ de consumo día	$(1.0209\$/kWh * K + 0.7273\$/kWh) * kWh$ de consumo madrugada	3,7774	2,2555	1,7482	2,5937
2		A - 2	Alta Tensión (110 ó 220 kV) para cogeneradores		$(3.0501\$/kWh * K + 0.991\$/kWh) * kWh$ de consumo pico	$(1.5282\$/kWh * K + 0.991\$/kWh) * kWh$ de consumo día	$(1.0209\$/kWh * K + 0.991\$/kWh) * kWh$ de consumo madrugada	4,0411	2,5192	2,0119	2,8574
Promedio de Alta Tensión								3,90925	2,38735	1,88005	2,7256
3	Industrial y Comercial	M1 - A	Media tensión consumidores con metro instalado de triple registros.	\$94.00 mensual por kW de demanda contratada de 5:00 a 21:00 horas	$(3.1672\$/kWh * K + 0.8595\$/kWh) * kWh$ de consumo pico	$(1.5869\$/kWh * K + 0.8595\$/kWh) * kWh$ de consumo día	$(1.0601\$/kWh * K + 0.8595\$/kWh) * kWh$ de consumo madrugada	4,0267	2,4464	1,9196	2,7976
		M1 - C	Media tensión consumidores con metro de un solo registro.	\$94.00 mensual por kW de demanda contratada en cualquier horario del día	$(1.6725\$/kWh * K + 0.8595\$/kWh) * kWh$ consumidos			2,532	2,532	2,532	2,5320
		M1 - D	Consumidores alimentados por una subestación exclusiva cuyo voltaje primario sea 34.5 kV, su demanda máxima contratada de 1000 kW o superior y se encuentren separados de la subestación de transmisión que los alimenta por diez kilómetros (10 km) de líneas como máximo	\$ 128.00 mensual por kW de demanda contratada en el horario pico	$(3.0501\$/kWh * K + 0.7273\$/kWh) * kWh$ de consumo pico	$(1.5282\$/kWh * K + 0.7273\$/kWh) * kWh$ de consumo día	$(1.0209\$/kWh * K + 0.7273\$/kWh) * kWh$ de consumo madrugada	3,7774	2,2555	1,7482	2,5937
4	Regadíos Agropecuarios	M3 - A	Media tensión para regadíos con un solo registro	Se le prohíbe consumir en el horario pico	$(1.6725\$/kWh * K + 0.8568\$/kWh) * kWh$ Consumidos			2,5293	2,5293	2,5293	2,5293
5		M3 - B	Media tensión para regadíos con tres registros		$(3.1672\$/kWh * K + 0.8568\$/kWh) * kWh$ de consumo pico	$(1.5869\$/kWh * K + 0.8568\$/kWh) * kWh$ de consumo día	$(1.0601\$/kWh * K + 0.8568\$/kWh) * kWh$ de consumo madrugada	4,024	2,4437	1,9169	2,7949
6	Industrial	M - 4	Media tensión para los cogeneradores industriales		$(3.1672\$/kWh * K + 1.3161\$/kWh) * kWh$ de consumo pico	$(1.5869\$/kWh * K + 1.3161\$/kWh) * kWh$ de consumo día	$(1.0601\$/kWh * K + 1.3161\$/kWh) * kWh$ de consumo madrugada	4,4833	2,903	2,3762	3,2542
Promedio de Media Tensión								3,5621	2,5183167	2,1704	2,7503
7	Comercial y otros	B - 1	Baja Tensión		$(2.1410\$/kWh * K + 0.9856\$/kWh) * kWh$ Consumidos			3,1266	3,1266	3,1266	3,1266
8	Eventual	E - 1	Servicio Eventual para consumos hasta 30 días		$(30\$ * kW \text{ instalado} * \text{Cantidad de Días})$				30		30,0

Vota: A todas las tarifas no residenciales, excepto a servicios eventuales e inmobiliarias, se le aplica el cálculo del factor de potencia y el factor K, este último varía todos los meses en correspondencia con el precio ponderado

de los combustibles utilizados en la generación de electricidad, cuyo comportamiento mensual podrá comportarse con un más o menos el 10% con respecto al valor de referencia aprobado de 0,9738

Penalización: * Por tener un factor de potencia inferior a 0.90.

*En caso de registrarse una demanda máxima en el horario pico o el día, según la tarifa y es superior a la contratada se le factura la contratada al triple del precio del cargo fijo

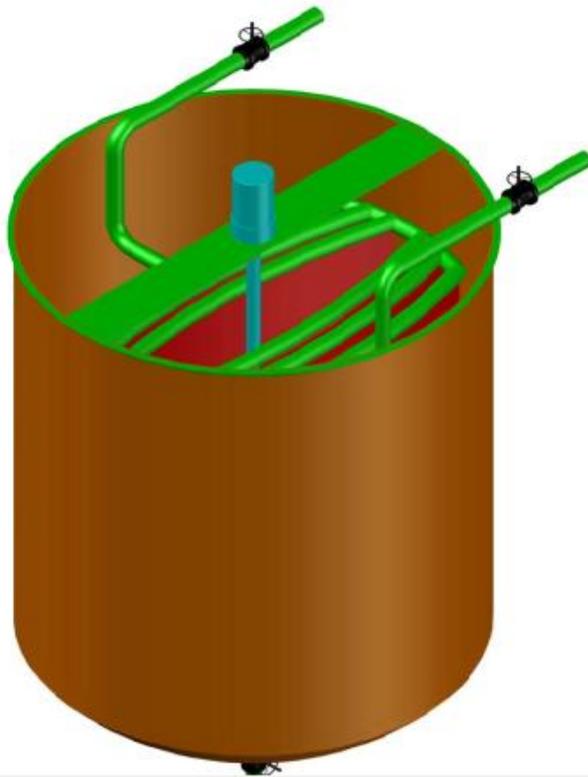
Bonificación: * Por tener un factor de potencia superior a 0.92 hasta 0.96.

Las Tarifas M1-C y B-1 mantienen su precio para los tres horarios del día.

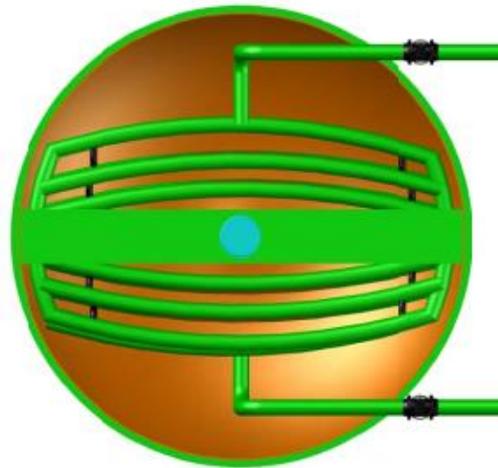
La Tarifa M3-A tiene un solo precio del día y se aplica para riegos agrícolas con un solo registro.

Anexo 3. Propuesta de proyecto para el montaje y mantenimiento de la alternativa tecnológica seleccionada

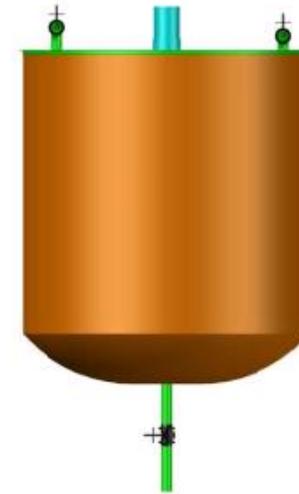
VISTA ISOMÉTRICA.



VISTA SUPERIOR.



VISTA LATERAL.



NOTA:

1) EL INTERCAMBIADOR DE CALOR SERÁ INSTALADO EN UN TANQUE EXISTENTE.

Anexos

