



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

**EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA LA RECUPERACIÓN
DE CALOR EN UN REACTOR DE SURFACTANTE EN
LA INDUSTRIA DE AGROQUÍMICOS**

PABLO ARTURO GODOY LEMUS
ASESORADO POR: INGA. OLIVIA ALCÁNTARA DE PAGLIARA

Guatemala, septiembre de 2003

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA LA RECUPERACIÓN
DE CALOR EN UN REACTOR DE SURFACTANTE EN
LA INDUSTRIA DE AGROQUÍMICOS**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A JUNTA DIRECTIVA DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA
POR

PABLO ARTURO GODOY LEMUS

ASESORADO POR INGA. OLIVIA ALCÁNTARA DE PAGLIARA

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO

GUATEMALA, SEPTIEMBRE DE 2003

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Sydney Alexander Samuels Milson
VOCAL I	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
VOCAL II	Lic. Amahán Sánchez Álvarez
VOCAL III	Ing. Julio David Galicia Celada
VOCAL IV	Br. Kenneth Issur Estrada Ruiz
VOCAL V	Br. Elisa Yazminda Vides Leiva
SECRETARIO	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Sydney Alexander Samuels Milson
EXAMINADOR	Ing. Adolfo Narciso Gramajo Antonio.
EXAMINADOR	Ing. Jaime Domingo Carranza González.
EXAMINADOR	Ing. Manuel Gilberto Galván Estrada.
SECRETARIO	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL	I
LISTA DE SÍMBOLOS	VII
GLOSARIO	IX
RESUMEN	XI
OBJETIVOS	XIII
HIPÓTESIS	XIV
INTRODUCCIÓN	XV
1. MARCO TEÓRICO	1
1.1 Procesos de transferencia de calor	1
1.2 Descripción del producto que se maneja en el reactor	1
1.2.1 Surfactante (Dodecilmencensulfonato de sodio).....	1
1.2.2 Agroquímicos	2
1.3 Procesos por lotes y de estado inestable	3
1.4 Reactores.....	4
1.5 Transferencia de calor en tanques agitados	7
1.5.1 Recipientes enchaquetados con agitación mecánica.....	7
1.5.2 Serpentes de tubos.....	8
1.6 Consideraciones para el calentamiento y enfriamiento de lotes agitados.....	10
1.7 Material a utilizar para construir el equipo de transferencia de calor	11

2.	ETAPAS PARA EL DESARROLLO DE LA INVESTIGACION	13
2.1	Análisis y evaluación técnica de alternativas	13
2.2	Análisis económico.....	16
3.	METODOLOGÍA DE CÁLCULO	17
3.1	Análisis técnico.....	17
3.2	Selección del tipo de equipo de transferencia de calor para tanques	20
3.3	Procedimiento de cálculo	21
3.3.1	Capacidad calorífica del surfactante	21
3.3.2	Número de Reynolds modificado dentro del tanque (N'Re). 21	
3.3.3	Factor J de Sieder-Tate	22
3.3.3.1	Para la chaqueta.....	22
3.3.3.2	Para el serpentín.....	22
3.3.4	Número de Prandtl para el surfactante (NPr).....	23
3.3.5	Coeficiente Convectivo Interno	23
3.3.5.1	Para la chaqueta.....	23
3.3.5.2	Para el serpentín	24
3.3.6	Coeficiente Convectivo Externo.....	25
3.3.6.1	Para la chaqueta.....	25
3.3.6.2	Para el serpentín	26
3.3.7	Área total de transferencia de calor.	26
3.3.7.1	Área de transferencia de calor para la chaqueta.....	26
3.3.7.2	Área por vuelta de transferencia de calor para el serpentín.....	27
3.3.7.3	Área total de transferencia de calor para el serpentín.....	27
3.3.8	Coeficientes de transferencia de calor totales	28
3.3.8.1	Coeficiente de transferencia de calor total limpio	28

3.3.8.2	Coeficiente de transferencia de calor total de diseño	29
3.3.9	Flujo másico de agua para la transferencia de calor de la solución al líquido de enfriamiento	29
3.3.10	Flujo de calor generado por la solución de surfactante durante la formulación	30
3.3.11	Temperatura de salida del agua	31
3.3.11.1	Diferencia de temperatura logarítmica media	31
3.3.11.2	Flujo de calor cedido por la solución al agua de enfriamiento	32
3.3.12	Área optima para la transferencia de calor	33
3.4	Análisis económico:.....	34
3.4.1	Energía ahorrada en el calentador eléctrico al utilizar el proceso de enfriamiento en el tanque de reacción.....	35
3.4.2	Energía ahorrada en dólares por año en el calentador eléctrico.....	36
3.4.3	Factor económico de serie uniforme (USPWF).....	37
3.4.4	Valor presente neto (VPN).....	37
3.4.5	Índice de rentabilidad (costo-beneficio)	38
4.	RESULTADOS	39
5.	DISCUSIÓN DE RESULTADOS	43
	CONCLUSIONES	45
	RECOMENDACIONES	47
	BIBLIOGRAFÍA	49
	APÉNDICE	51
	ANEXOS.....	59

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1	Tanque con agitación mecánica.....	6
2	Recipiente enchaquetado con agitación mecánica.....	8
3	Diferentes tipos de serpentines.....	10
4	Curva temperatura vrs tiempo, obtenida mediante los datos recopilados en la prueba piloto a escala laboratorio.....	18
5	Tanque donde se llevará a cabo la formulación del surfactante.	19
6	Agitador de turbina dentro del tanque de formulación	19
7	Coeficientes totales de transferencia de calor de diseño obtenidos de la transferencia de calor entre el tanque y cada uno de los equipos evaluados.	39
8	Energía ahorrada en dólares por año en el calentador eléctrico obtenida del proceso de transferencia de calor para cada equipo evaluado.	40
9	Valor presente neto de cada uno de los equipos evaluados para los dos escenarios definidos.	41
10	Valor costo-beneficio de cada uno de los equipos evaluados.	42
11	Factor J en transferencia de calor para chaquetas y serpentines.....	59
12	Dimensiones de tubería de acero.....	60
13	Relación de la viscosidad del líquido con la viscosidad a la pared del tubo.....	61

TABLAS

I	Temperatura experimental de la solución de surfactante al transcurrir el tiempo al correr el piloto en el laboratorio sin enfriamiento.	51
II	Propiedades fisicoquímicas del surfactante formulado.....	52
III	Dimensiones del tanque de formulación donde se colocará el equipo de enfriamiento evaluado.....	52
IV	Especificaciones del calentador eléctrico utilizado actualmente en Planta.	53
V	Propiedades fisicoquímicas del agua utilizada como medio de enfriamiento en los equipos evaluados.....	53
VI	Valores de inversión de cada uno de los equipos para los dos escenarios basándose en costos de inversión estimados en la Planta de Formulación.	54
VII	Variables calculadas para obtener el coeficiente convectivo en cada equipo evaluado.....	55
VIII	Coeficientes convectivos calculados para cada uno de los equipos de transferencia de calor evaluados.....	55
IX	Coeficientes de transferencia de calor obtenidos para cada equipo de transferencia de calor evaluado.	56
X	Áreas de transferencia de calor calculadas para los equipos evaluados.	56
XI	Flujo másico de agua necesario en cada uno de los equipos evaluados.	56
XII	Temperatura de salida del agua calculada para cada equipo evaluado. .	57

XIII	Áreas óptimas totales de transferencia de calor determinadas para los equipos evaluados.	57
XIV	Energía ahorrada en el calentador eléctrico al utilizar el proceso de enfriamiento en el tanque de reacción.	57
XV	Energía ahorrada en dólares por año en el calentador eléctrico.	57
XVI	Factor económico de serie uniforme (USPWF) para cada equipo evaluado.	58
XVII	Valor presente neto e índice de rentabilidad calculados para cada equipo de transferencia de calor evaluado y definido para el escenario A.	58
XVIII	Valor presente neto e índice de rentabilidad calculados para cada equipo de transferencia de calor evaluado y definido para el escenario B.	58

LISTA DE SÍMBOLOS

C	Carbono
H	Hidrógeno
Na	Sodio
O	Oxígeno
S	Azufre
g	Gramos
PM	Peso molecular
μ	Viscosidad
ρ	Densidad
ΔH_{reac}	Entalpía de la reacción
K	Kelvin
°C	Grados centígrados
RPS	Revoluciones por segundo
m	metros
s	Segundos
ΔT_{ML}	Diferencia de temperatura logarítmica media
KJ	Kilojoules
Kg	Kilogramos
K	Kelvin
X	Equipo cualquiera donde se evalúa una variable
C	Chaqueta
S	Serpentín
\$	Dólares
KW-H	Kilowatts-hora

π

Costante equivalente a 3.141516

GLOSARIO

Agitación	Se refiere al movimiento inducido de un material en una forma específica, generalmente con un modelo circulatorio dentro de algún tipo de contenedor.
Calentador	Equipo consistente de alambres de resistencia embebidos en un material refractario que luego se protege por una cubierta metálica.
Calor	Energía que fluye como resultado de una diferencia de temperatura entre el sistema y sus alrededores. La dirección del mismo es siempre de mayor a menor temperatura.
Capacidad calorífica	Se define como la cantidad de calor necesaria para que aumente la unidad de masa su temperatura un grado. Se expresa en unidades de J/Kgmol-K para el sistema internacional.
Conducción	Es la transferencia de calor a través de un material fijo. En una sustancia el calor puede fluir sin que tenga lugar un movimiento observable de la material.
Convección	Es la transferencia de calor entre partes relativamente calientes y frías de un fluido por medio de mezcla. Solamente puede ocurrir cuando actúan fuerzas sobre la partícula o la corriente de fluido y mantienen su movimiento frente a las fuerzas de fricción.

Corrosión:	Acción de atacar una materia y destruirla progresivamente mediante la acción química.
Defoliante	Producto que evita la caída prematura de las hojas por enfermedad y por influjo del tiempo.
Fluido	Sustancia que no resiste permanentemente a la distorsión.
Formulación	Proceso en el cual se sigue un modelo que contiene los términos en que debe de prepararse una mezcla de sustancias.
Proceso	Es cualquier operación o serie de operaciones que produce un cambio físico o químico en una sustancia o en una mezcla de sustancias.
Sistema	Parte de la naturaleza en donde se dan cambios, los cuales se realizan dentro de límites definidos.
Solvente	Sustancia que tiene la propiedad de disolver otra.
Tensión superficial	Fuerza que tiende a disminuir la superficie libre de un líquido. Es el resultado de las atracción que ejercen sobre una molécula superficial, las moléculas próximas, se haya dirigido hacia el interior del líquido.
Toxicidad	Carácter de lo tóxico o venenoso. Grado de una sustancia que destruye o altera las funciones vitales.

RESUMEN

El objetivo de este trabajo fue evaluar alternativas para la recuperación de calor en un reactor de surfactante para la industria de agroquímicos, presentando el inconveniente de que esta reacción es exotérmica. El surfactante a formular es una molécula de dodecilsulfonato de sodio, la cual forma parte del producto terminado de mayor producción en la Planta donde se realizó este estudio y que equivale al 84% de la producción anual del sitio, siendo su formulación parte de la optimización de procesos en la Planta Formuladora de agroquímicos a la cual está destinado este estudio.

Se realizó anteriormente en el departamento de Control de Calidad el experimento a escala laboratorio, obteniéndose de esta forma la curva Temperatura vs. Tiempo. Con estos datos y junto a las instalaciones físicas con las que se cuenta, las cuales constan de un reactor tipo tanque de acero inoxidable con capacidad para 2000 litros y donde se formulará el producto, así como, un agitador de turbina, se procedió a realizar tanto el análisis técnico, así como una evaluación económica de las alternativas propuestas, siendo las que más se ajustan a esta situación, un intercambiador de calor tipo serpentín y otro tipo chaqueta.

Primeramente, se determinó el coeficiente de transferencia de calor total de diseño para los dos equipos y se procedió a calcular el flujo de calor total recuperado por año para cada equipo, siendo mayor para el serpentín en un 41.54% con relación al de la chaqueta.

A continuación, se determinó el valor presente neto y el costo beneficio para cada equipo en base a la energía recuperada en el proceso y el costo de inversión, siendo los dos mayores para el serpentín, cumpliendo ambos con los criterios de decisión ya establecidos para estos dos índices económicos.

Finalmente, se concluye que la mejor alternativa a utilizar tanto técnica como económicamente es el intercambiador de calor tipo serpentín utilizando el área óptima de transferencia de calor.

OBJETIVOS

GENERAL

Evaluar las alternativas para la recuperación de calor en un reactor de surfactante en la industria de agroquímicos.

ESPECÍFICOS

1. Determinar la cantidad de calor a recuperar en un intercambiador de calor de tipo serpentín para el tanque de formulación del surfactante.
2. Cuantificar la cantidad de calor a recuperar en un intercambiador de calor de tipo chaqueta para el tanque de formulación del surfactante.
3. Comparar los dos sistemas anteriores para determinar cual presentará el mayor intercambio de calor.
4. Comparar las dos alternativas para determinar el menor costo y mayor beneficio.

HIPÓTESIS

Con un intercambiador de calor tipo Serpentin se logrará la mayor recuperación de la energía calorífica producida por la reacción exotérmica en la producción del surfactante. De acuerdo al análisis de costos esta opción sería la más conveniente para implementar en el proceso de recuperación de calor.

INTRODUCCIÓN

A partir de la Globalización, las empresas se han visto en la necesidad de reestructurar sus procesos y buscar alternativas que las ayuden a disminuir costos y hacer más rentable la operación de sus Plantas de Producción.

En el ámbito global, las empresas que producen **productos para la protección de cultivos**, necesitan ciertas materias primas que, no siendo el compuesto principal de la formulación, deben de mezclarse para una mejor composición de los productos terminados que salen a la venta. Generalmente estos compuestos son los denominados **Surfactantes**. Estos son cualquier compuesto que afecta la tensión superficial al disolverse en agua o en soluciones acuosas realizando la principal limpieza y espumación de la acción lavadora, además de ser adherentes en ciertas superficies para otras partículas, como lo son los ingredientes activos en los plaguicidas.

Lo anterior expresa la necesidad de las Plantas de Agroquímicos de producir sus propios surfactantes, siendo muchas veces reacciones exotérmicas, debido a los compuestos que participan en su generación. Para el caso en estudio a escala de laboratorio se ha determinado que la reacción que se quiere producir industrialmente genera una molécula de compuesto llamada dodecilbencensulfonato de sodio, la cual libera cierta cantidad de calor. Este compuesto es un detergente del tipo aniónico y se usa en la industria como un ingrediente cosmético y dispersante. Además es soluble en agua, etanol, acetona. Su punto de evaporización es de 93.3°C, por lo que puede considerarse como material combustible, además que este producto es incompatible con oxidantes fuertes.

Este producto químico es estable en condiciones normales de laboratorio, donde soluciones de este en agua, etanol al 95% o acetona deben permanecer sin cambios por un periodo de tiempo de 24 horas. No es un producto volátil y en agua forma una espuma jabonosa.

Desde el punto de vista de toxicidad este compuesto es venenoso por ruta intravenosa, moderadamente tóxico por ingestión y es un irritante de la piel, ojos, membranas mucosas y tracto superior respiratorio, por lo que es necesario el utilizar equipo de protección personal básico para su manejo. Cuando se calienta la descomposición emite humos tóxicos de monóxido del carbono, dióxido de carbono, óxidos del azufre, sulfuro de hidrógeno y óxido de sodio.

Por lo anterior, la Gerencia de Planta decidió apoyar el análisis de una alternativa para la recuperación de calor generado de la reacción y poderlo reutilizar en el área del tanque de baño de maría. Para iniciar se obtuvo a escala laboratorio la curva de temperatura vs tiempo, además de que se cuenta físicamente con un reactor tipo tanque elevado, con un agitador de turbina en su interior, el cual se desea utilizar para producir el surfactante a escala industrial. Se procedió a evaluar un intercambiador de calor que llene las necesidades del proceso y presente el menor costo a la hora de instalarlo. En base a esto se determinó que las opciones que más se acoplan a este equipo son un serpentín o una chaqueta.

El trabajo se dividió en dos partes, primeramente el análisis técnico donde se procedió a calcular el coeficiente total de transferencia de calor de diseño así como el flujo de calor total recuperado por año para cada equipo.

Como segunda parte se evaluaron económicamente las dos alternativas bajo dos escenarios en base al valor presente neto (VPN) y el índice de rentabilidad o costo-beneficio.

Al finalizar el trabajo de investigación, las conclusiones obtenidas y las recomendaciones serán presentadas a la Gerencia de Planta para que en un futuro decidan que equipo colocar en esta área, optimizando así sus procesos, y disminuir sus costos de fabricación, sin olvidar proteger a los trabajadores que forman parte de la mano de obra del proceso.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 Procesos de transferencia de calor

En las industrias, el proceso de transferencia de calor entre dos fluidos casi siempre se lleva a cabo en intercambiadores de calor, donde la transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared o la superficie de los tubos, a través de los tubos o placas por conducción, y finalmente por convección al fluido frío.

1.2 Descripción del producto que se maneja en el reactor

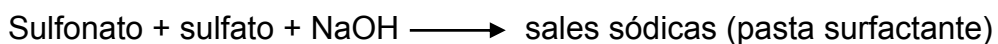
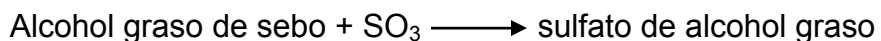
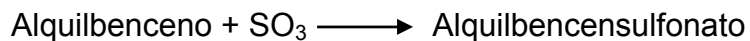
1.2.1 Surfactante (Dodecilsulfonato de sodio)

También llamados agentes activos en superficie o agentes tenso activos, estos agentes tienen una estructura molecular que actúa como un enlace entre el agua y las partículas subyacentes o de cualquier superficie a fijarse, las cuales para el caso de los agroquímicos son las hojas o raíces de las plantas.

La molécula produce este efecto porque uno de sus extremos es hidrófilo (atrae el agua) y el otro es hidrófugo (atraído por las sustancias no solubles en agua). El extremo hidrófilo es similar en su estructura a las sales solubles en agua. La parte hidrófuga de la molécula está formada por lo general por una cadena hidrocarbonada, que es similar en su estructura al aceite y a muchas grasas.

El resultado global de esta peculiar estructura permite reducir la tensión superficial del agua (incrementando la humectación) y adherir y hacer solubles en agua sustancias que normalmente no lo son.

Su producción básica se resume en las siguientes reacciones:



Un gran volumen de compuestos orgánicos activos, o surfactantes, para detergentes y jabones se fabrican en su forma final por las compañías de jabones y detergentes. Ejemplo de ellos son el Alquilbencensulfonato y sulfatos de alcoholes grasos. En el caso específico de este trabajo se tienen una molécula de dodecilbencensulfonato de sodio, presentándose sus propiedades fisicoquímicas en el apéndice, sección de datos originales.

1.2.2 Agroquímicos

También llamados plaguicidas, estas son sustancias o mezclas de sustancias que tienen como fin el prevenir, destruir o controlar cualquier plaga, entre las que se tienen todos los vectores de enfermedades humanas o de animales, especies no deseadas de plantas o animales que causan perjuicio o que interfieren de cualquier otra forma en la producción, elaboración, almacenamiento, transporte o comercialización de alimentos, productos agrícolas, madera y alimentos para animales.

También entran en esta definición todas aquellas sustancias destinadas a utilizarse como reguladoras del crecimiento de plantas, defoliantes, desecantes, agentes para reducir la densidad de fruta o para evitar la caída de fruta y sustancias aplicadas a los cultivos antes o después de la cosecha para proteger el producto contra la deterioración durante el almacenamiento y transporte.

1.3 Procesos por lotes y de estado inestable

En la formulación del surfactante se presenta una operación discontinua en la cual se tiene como objetivo el enfriamiento de un recipiente. El sistema es un proceso en estado inestable debido a que el flujo de calor y la temperatura varían con el tiempo en un punto fijo. Los procesos de estado inestable se caracterizan porque el flujo de calor, la temperatura o ambas varían al transcurrir del tiempo en un punto fijo. Lo anterior es debido a que la reacción generada en el reactor es exotérmica. Estos son procesos típicos en los que ocurren cambios discontinuos de calor con cantidades específicas de material.

Entre las varias razones que existen para usar un proceso por lote se han determinado varios factores, siendo los más importantes:

- a) El líquido que se procesa no se encuentra disponible continuamente.
- b) El medio calefactor o enfriador no se encuentra disponible continuamente.
- c) Tiempos de reacción o permanencia.
- d) Procesar lotes grandes intermitentemente presenta mayor economía que utilizar un proceso continuo.

1.4 Reactores

Las reacciones líquido/líquido de importancia industrial son bastante numerosas. Ejemplos de estas son la producción de jabón empleando grasas y álcali, nitración de compuestos aromáticos. Dichas reacciones pueden llevarse a cabo en cualquier tipo de equipo que sea adecuado para la operación de extracción física, incluidos precipitadores, decantadores y torres de diferentes tipos. Los equipos mas adecuados son los tanques con agitación mecánica ya que pueden proporcionar una superficie interfacial de hasta 100 veces la proporcionada por las torres de rociado, por ejemplo. Las necesidades energéticas de un mezclador normalmente son del orden de 5 HP/1000 galones, mientras que las velocidades punta de un agitador tipo turbina son de 4.6 a 6.1 m/s.

Consecuentemente las reacciones liquido/liquido no pueden será tan sensibles a la temperatura como las reacciones químicas ordinarias, aunque puede afectar la viscosidad del producto.

Los reactores químicos se clasifican en dos formas; dependiendo del tipo de operación y segundo por sus características de diseño.

Por la forma de operarlos:

- a) **Discontinuos:** Este tipo admite todos los reactivos al inicio del proceso y durante el cual no se alimenta o se extrae ningún material. Se usa principalmente en producción a pequeña escala.
- b) **Continuo:** Reactivos se introducen y productos se extraen al mismo tiempo en forma continua.

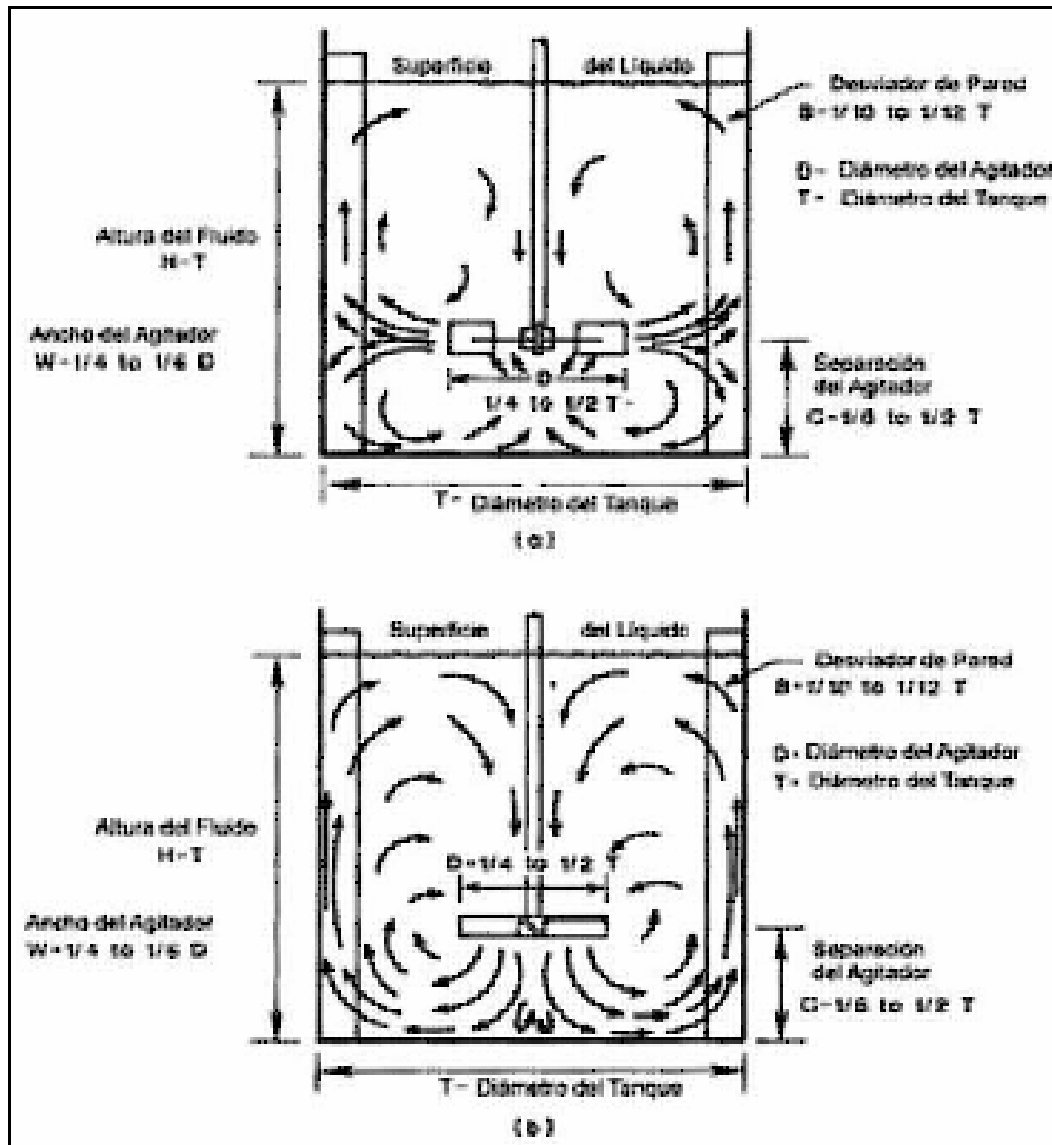
- c) **Semicontinuo:** Algunos de los reactivos cargados en un inicio y los restantes se dosifican continuamente

Por su forma física:

- d) **Reactor tanque:** Es el de uso más común y está equipado con medios de agitación y transferencia de calor. El tanque produce un mezclado casi perfecto.
- e) **Reactor tubular:** Es un tubo continuo o varios en paralelo y los reactivos ingresan en un extremo y el producto sale por el otro.
- f) **Reactor de torre:** Estructura cilíndrica vertical. Y se utiliza para procesos continuos.

A continuación, en la página siguiente se presenta en la figura 1 un esquema básico para un tanque con agitación mecánica.

Figura 1. Tanque con agitación mecánica



Fuente: <http://www.procesosvirtuales.com>

Donde: T = Diámetro del tanque B = Desviador de pared
 H = Altura del fluido C = Distancia del tanque al agitador
 W = Ancho del agitador Z = Altura del tanque
 D = Diámetro del agitador

1.5 Transferencia de calor en tanques agitados

Entre las aplicaciones habituales de procesos químicos y biológicos, se requiere el uso de recipientes agitados en operaciones discontinuas en las cuales se presenta un calentamiento o enfriamiento del reactor agitado, manteniendo una temperatura constante durante el periodo de reacción, por lo que en la actualidad se utilizan dos tipos de sistemas de intercambio de calor, siendo estos:

- a) Chaquetas de enfriamiento o calentamiento.
- b) Serpentes de tubería.

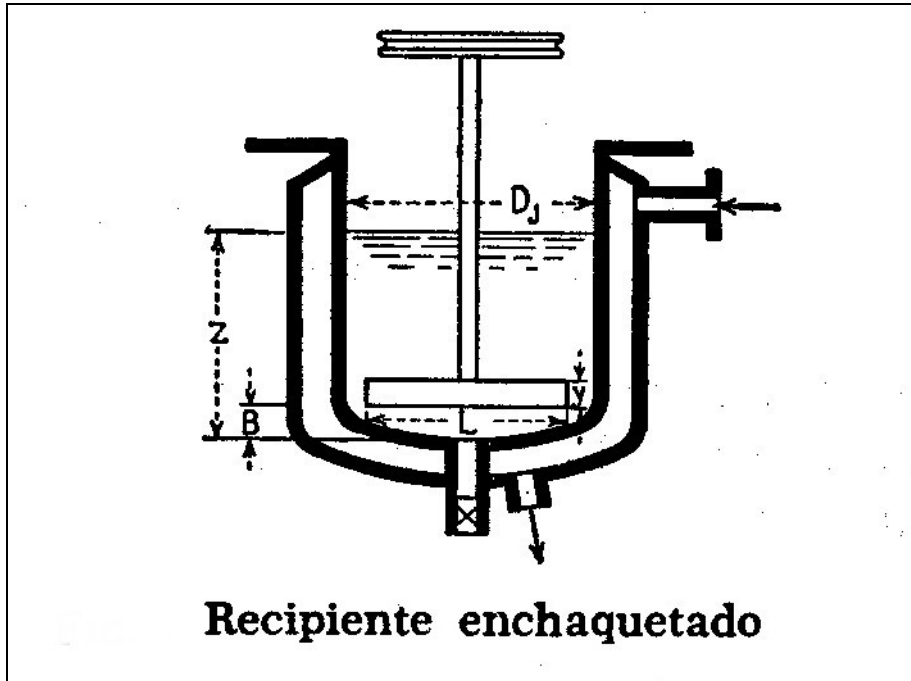
1.5.1 Recipientes enchaquetados con agitación mecánica

Se utilizan cuando se precisa de una limpieza frecuente del tanque en cuestión, así como recipientes en los cuales sea difícil colocar serpentines internos. Este proporciona un mejor coeficiente global de transmisión de calor que los serpentines externos. Contrariamente se dispone de área limitada para llevar a cabo la transmisión de calor, así como el fluido líquido no mantiene uniformes sus características en el interior de la camisa.

En la figura 2 se muestra un recipiente enchaquetado estándar. Consiste de un recipiente y su chaqueta y los medios apropiados para circular el líquido dentro de la misma y un agitador de aspas planas.

Las dimensiones básicas para el cálculo de chaquetas son: altura de la porción húmeda del recipiente Z , diámetro del recipiente D , longitud de la paleta del agitador L y la altura desde el fondo de la paleta hasta el fondo del recipiente B .

Figura 2. Recipiente enchaquetado con agitación mecánica



Fuente: Kern, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. Pág. 815

1.5.2 Serpentes de tubos

El serpentín de tubos proporciona uno de los medios más baratos de obtener superficie para transferencia de calor. Para el diseño de serpentines para transferencia de calor se debe determinar el área de transmisión de calor necesaria para mantener el líquido contenido dentro del tanque a una temperatura constante o para aumentarla o disminuirla, en un tiempo determinado.

Los serpentines de calentamiento se colocan en la zona baja del tanque, mientras que los de enfriamiento se sitúan en la parte alta del tanque. Pueden también estar colocados en pendiente para facilitar su drenaje.

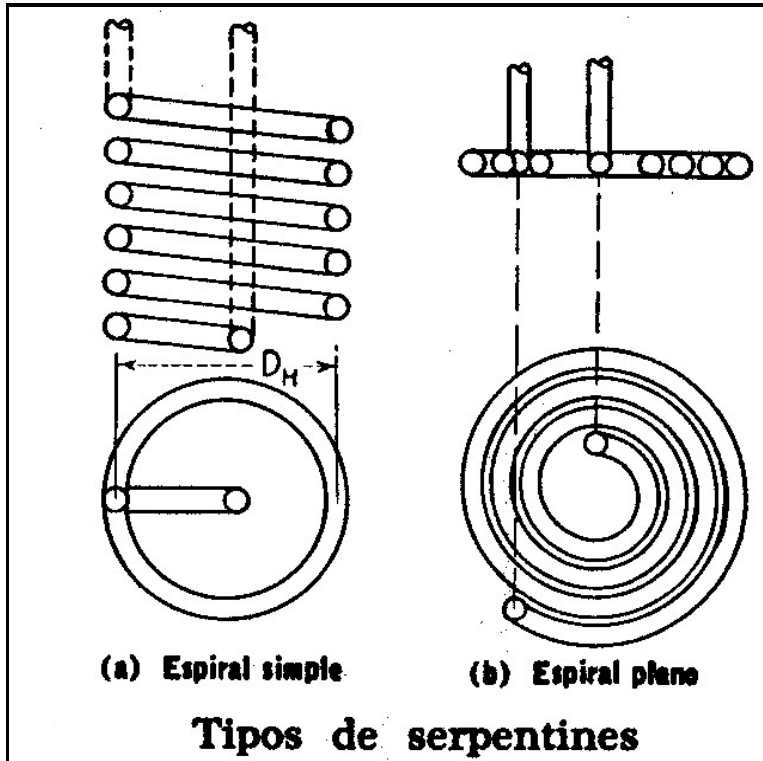
Generalmente, los serpentines se fabrican en gran variedad de configuraciones y materiales partiendo de las aplicaciones y geometría del recipiente. Se construyen doblando longitudes variables de tubería de cobre, acero o aleaciones, para darle forma de hélices, o serpentines helicoidales dobles en los que la entrada y salida están convenientemente localizadas lado a lado. El espesor de pared a seleccionar varía con el tipo de servicio y el material. En el caso de serpentines de acero al carbón se fabrican con tubería catalogo 80 o superior para que pueda resistir cierto grado de corrosión. Los de acero inoxidable u otras aleaciones resistentes a la corrosión, pueden utilizarse tubería catalogo 5 o 10 para obtener costos mínimos, aunque se requieren soldaduras de alta calidad para este tipo de paredes delgadas, a fin de asegurar un servicio sin problemas.

Los diferentes tipos de serpentines son:

- a) **Serpentines helicoidales de cualquier tipo:** se instalan frecuentemente en recipientes cilíndricos verticales, ya sea con agitador o sin él, y siempre se provee de espacio entre el serpentín y la pared del recipiente para circulación. Cuando estos serpentines se usan con agitación mecánica, el eje vertical del agitador corresponde usualmente al eje vertical del cilindro.
- b) **Serpentines de doble espiral:** pueden instalarse dentro de corazas con sus conexiones pasando a través de la coraza o sobre su tapa. Tales aparatos son similares a un intercambiador tubular, aunque limitados a pequeñas superficies.
- c) **Serpentín de espiral plano:** espiral enrollado en un plano de manera que se puede localizar cerca del fondo de un recipiente para transferir calor por convección libre.

Ejemplos de este tipo de serpentines se muestran en la figura 3 (ver siguiente página).

Figura 3. Diferentes tipos de serpentines



Fuente: Kern, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. Pág. 819

La manufactura de los serpentines, particularmente con diámetros superiores a 1 plg, requiere técnicas especiales para evitar que el tubo se colapse dando secciones elípticas, lo cual reduce el área de flujo del líquido en el interior.

1.6 Consideraciones para el calentamiento y enfriamiento de lotes agitados

Para los procesos de transferencia de calor por lote o discontinuos, se consideran las siguientes suposiciones:

- a) U es constante en toda la superficie y para el proceso completo.
- b) El flujo de líquido de enfriamiento es constante.
- c) Los calores específicos son constantes.
- d) La temperatura de entrada constante del medio calefactor o enfriador.
- e) La temperatura es homogénea en el fluido agitado (mezcla perfecta).
- f) No se tienen cambios parciales de fase.
- g) Las pérdidas de calor son despreciables.

Para un serpentín en tanque o recipiente enchaquetado, con un medio refrigerante no isotérmico se tiene una razón de flujo constante y una temperatura de entrada T_1 pero una temperatura de salida variable. Aparte de lo anterior, cabe aclarar que la agitación aumenta los coeficientes de película y por ende disminuye el tiempo requerido cuando se calienta o enfrían líquidos a partir de serpentines en un tanque.

1.7 Material a utilizar para construir el equipo de transferencia de calor

Debido a que los reactivos dentro del reactor tanque son corrosivos, se debe de usar acero inoxidable del cual en el mercado existen más de 70 aleaciones, y las cuales tienen como característica que son resistentes al calor y a la corrosión, son de fabricación sencilla. Este tipo de aleaciones se dividen en martensíticos, los cuales contienen entre 12 a 20% de Cromo (Cr). Los ferríticos contienen de un 15 a 30% de Cr con bajo contenido de Carbono (C) y por ultimo los austeníticos, los cuales contienen además de Cr cierta cantidad de níquel, lo cual los hace tenaces y dúctiles a la vez.

En la planta se tiene disponible acero inoxidable 316 L, el cual es del tipo austeníticos. Este material contiene entre un 16 a 18% de Cr, 10-14% de Ni, 3% de Molibdeno (Mo), 0.08% de C, 1% de Silicio (Si) y 2% de Manganeso (Mn).

En esta aleación el Mo incrementa la resistencia a la corrosión, mientras que la reducción de C sirve para evitar la sensitización durante la soldadura. Esta hecho para resistir la corrosión de ambientes químicos normales, ácidos y reductores.

2. ETAPAS PARA EL DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN

2.1 Análisis y evaluación técnica de alternativas

Como parte de las metas de todo ingeniero químico esta el desarrollar equipo necesario para transformar las materias primas en productos terminados. Para lo anterior debe seguir tres pasos:

- a) Selección del tipo de equipo entre muchas alternativas de diseño,
- b) especificar las condiciones de funcionamiento,
- c) determinar el tamaño necesario del equipo.

En Ingeniería Química todo proceso depende que sus partes principales sean desarrolladas contemplando todos los factores que intervienen en cada proceso. Uno de los principales problemas que se tiene es que muy pocas variables están definidas y en cambio muchas otras son indefinidas. Deben hacerse muchas suposiciones sobre qué equipos deben emplearse, cómo deben intercomunicarse, cuáles son las condiciones de temperatura y presión, qué flujos másicos son necesarios, etc.

Dentro de los datos más importantes a conocerse están:

- a) conocer los posibles procesos de manufactura existentes,
- b) los equipos requeridos,
- c) las propiedades físicas, químicas y termodinámicas de la materia prima y de los productos deseados y secundarios;
- d) los materiales de construcción,

- e) los aspectos de seguridad relacionados con los materiales involucrados en el proceso, etc.

Para esta recopilación de datos se debe recurrir a múltiples fuentes bibliográficas, archivos de la compañía, experiencia de personas, consultores, proveedores y artículos de publicaciones periódicas especializadas en ingeniería química y en otros tópicos de importancia relacionados con el tema.

Para conceptualizar y definir un proceso, el ingeniero químico debe conocer las bases y suposiciones que va a aplicar, la capacidad del proceso a implementar y el tiempo asignado al proyecto. Se debe definir la filosofía del mismo, tomando en cuenta las siguientes interrogantes:

- a) Precisión de los resultados.
- b) Las principales etapas que poseerá el proceso.
- c) Las operaciones unitarias que intervienen en el.
- d) Principales equipos que se utilizaran.
- e) El orden de procesamiento.
- f) Capacidad extra deseada.
- g) Cambios que pueden darse en el diseño
- h) Operar al mínimo de capital.
- i) Tipo de material a utilizar y costos de mantenimiento.

El costo del equipo es un elemento importante en los procesos económico y la precisión está dictada por la exactitud deseada del estimado. Para los estimados del prediseño, el equipo debe ser especificado rápidamente y sin gran detalle. Esto se hace a causas del presupuesto limitado que puede dedicarse al trabajo y es adecuado para poder decidir si se prosigue o no con un proyecto.

Las técnicas de precisión necesarias para estos estimados son similares a las empleadas en operaciones unitarias o en cursos de cinética, pero todos los detalles, como la disposición de los tubos o los platos, el grosor de los recipientes y los materiales de construcción deben especificarse hasta el grado de poder ordenar el equipo a algún vendedor o poder fabricarlo en la planta.

Normalmente se pretende encontrar la alternativa más económica, pero es también necesario garantizar que el proceso seleccionado sea seguro, de fácil arranque, operación y mantenimiento. Teniendo en cuenta estos factores se hace una evaluación preliminar de las alternativas propuestas y se eliminan aquellas que no tengan ninguna posibilidad de éxito; esta etapa es de mucho riesgo y requiere del buen juicio y de la experiencia del grupo de diseño ya que se corre peligro de desechar la mejor alternativa entre las que se eliminan o de tomar alguna que esté llamada al fracaso.

Esta selección se puede realizar por métodos cortos y cálculo para eliminar algunas alternativas, pero es más apropiado recurrir a métodos rigurosos de diseño que permiten llegar a la selección de la mejor. Muchas de las grandes empresas dedican un gran porcentaje de sus utilidades a la investigación y desarrollo de nuevos productos o mejores alternativas de producción.

2.2 Análisis económico

El análisis económico se basa en especificaciones detalladas del proceso y en las ofertas reales de equipo presentadas por contratistas o por la misma compañía. Este estudio económico es el que al final muestra la verdadera viabilidad del proyecto. Presenta la inversión, el capital de trabajo, los costos del proyecto, el estudio financiero, y se evalúa por medio de la TIR (tasa interna de retorno), retorno de la inversión o por el análisis VPN (valor presente neto). Esta evaluación nos indica la vida que puede tener el proyecto, sus posibilidades y si finalmente resulta atractivo para los inversionistas.

Es importante que para proporcionar un estimado económico exacto para el prospecto de la operación de manufactura deben de tomarse en cuenta los costos del proceso, los de la materia prima, mano de obra, equipo y otros costos si así lo amerita. Así también, algunos de los factores que deben tomarse en cuenta y tienen importancia para la gerencia son: El valor del dinero en el tiempo, la inflación, los impuestos y otros factores que influyen en las ganancias.

3. METODOLOGÍA DE CÁLCULO

El procedimiento de evaluación de alternativas para la recuperación de calor en un reactor de surfactante para la industria agroquímica se realizó en dos etapas descritas anteriormente en el marco teórico y bajo los criterios técnicos utilizados en la Ingeniería Química.

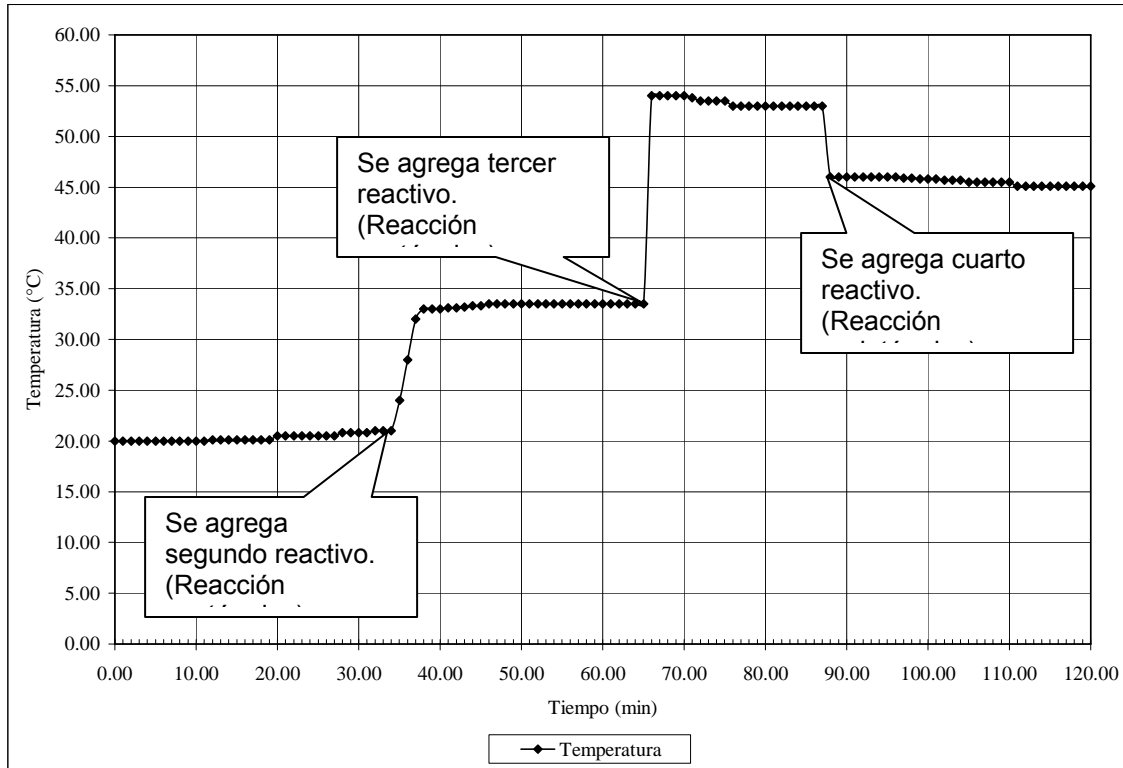
3.1 Análisis técnico:

- a) Se procedió a realizar una prueba piloto de la formulación del surfactante a escala de laboratorio, utilizándose para ello un recipiente aislante sin flujo de enfriamiento. A partir de los datos obtenidos se realizó la curva de temperatura vrs. tiempo (ver figura 4), siendo la base para los cálculos de los equipos evaluados.
- b) Se posee un tanque físico ya instalado en la Planta de Formulación en el cual se formulará el surfactante, siendo este donde se desea instalar el equipo de transferencia de calor, basándose en sus dimensiones actuales presentadas en la Tabla III de datos originales.

El tanque donde se desea instalar el equipo de transferencia de calor tiene las características siguientes:

- a) Es un tanque elevado para optimizar el espacio de formulación y utilizar la altura del mismo al momento de vaciar el tanque y transportar el líquido. Figura 5.
- b) En su parte superior consta de un motor con un agitador de turbinas para generar el flujo turbulento dentro del tanque. Figura 6.

Figura 4. Curva temperatura vrs tiempo, obtenida mediante los datos recopilados en la prueba piloto a escala laboratorio



Fuente: Datos proporcionados por el Departamento de Control de Calidad de Planta.

La temperatura no variará al llevarlo a escala industrial debido a que es una propiedad intrínseca de la materia.

Como puede observarse en la figura 4, existen dos puntos los cuales corresponden a las dos reacciones que liberan energía y un punto que absorbe energía, el cual no se toma en cuenta porque no cede calor durante el procedimiento de formulación ya establecido y según las especificaciones de casa matriz.

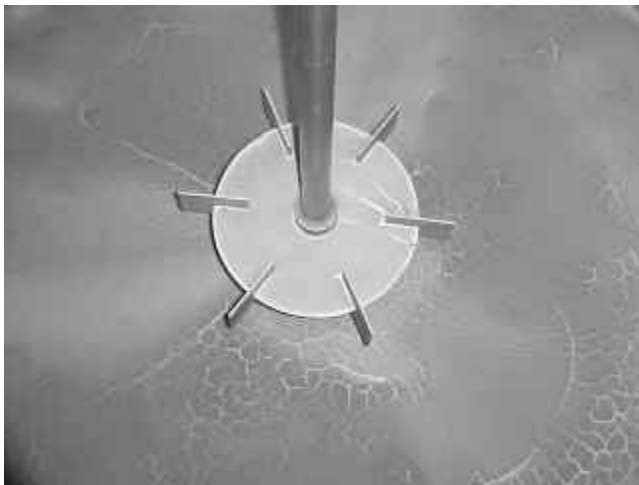
Figura 5. Tanque donde se llevará a cabo la formulación del surfactante



Equipo de agitación
mecánica.

Tanque elevado

Figura 6. Agitador de turbina dentro del tanque de formulación



3.2 Selección del tipo de equipo de transferencia de calor para tanques

En este punto se investigó que equipos se utilizan normalmente para la transferencia de calor en tanques, siendo en la actualidad dos tipos de sistemas de intercambio de calor los más importantes, siendo estos:

- a) Chaquetas de enfriamiento o calentamiento.
- b) Serpentes de tubería.

Partiendo de que se cuenta con la instalación física y en base al material disponible en Planta, el cual es acero inoxidable 316L, se determinó el tamaño necesario de los equipos evaluados, siendo para la chaqueta un diámetro de 1.42 metros y la altura del tanque, igual a 1.57 metros. Para el serpentín se cuenta con 8 metros lineales de tubo con diámetro externo de 0.0254 metros, y con lo cual se determinó que tendría 19 vueltas, a razón de 0.05 metros entre cada una y un diámetro de 1.25 metros. Con esto se busca tener espacio suficiente para realizar limpiezas periódicas del equipo y evitar cualquier tipo de incrustaciones en los mismos.

3.3 Procedimiento de cálculo

Puesto que el tanque que se posee para formular el surfactante dispone de agitación mecánica, Chilton, Drew y Jebens presentaron una correlación para recipientes enchaquetados y serpentines empleando el factor J de Sieder-Tate y el número de Reynolds modificado para calcular los coeficientes convectivos, por lo que para utilizarla se realizaron los siguientes cálculos:

3.3.1 Capacidad calorífica del surfactante

Para calcular la capacidad calorífica de la solución de surfactante, se utilizó la siguiente ecuación:

$$C_p = \frac{\Delta H_{\text{reac}}/\text{unidad de masa}}{T_2 - T_1} \quad \text{Ecuación No. 1}$$

Donde: C_p = Capacidad calorífica del líquido dentro del tanque de reacción

T_1 = Temperatura inicial de la solución en K.

T_2 = Temperatura final de la solución en K.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para $T_1 = 326.65$ K y $T_2 = 293.15$ K se obtuvo:

$$C_p = \frac{-132.24 \frac{KJ}{mol}}{293.15K - 326.65K} = 3.9475 \frac{KJ}{mol \times K}$$

3.3.2 Número de Reynolds modificado dentro del tanque (N'Re)

Para calcular el número de Reynolds modificado usado tanto para la chaqueta como para el serpentín, se utilizó la siguiente ecuación:

$$N' \text{Re} = \frac{Da^2 N \rho}{\mu}$$

Ecuación No. 2

Donde: Da = Diámetro de la paleta

N = Número de revoluciones por minuto

ρ = Densidad del líquido dentro del recipiente

μ = Viscosidad del líquido dentro del tanque de reacción.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior utilizando los datos de la sección de datos originales y N = 2.05 RPS, se obtuvo:

$$N' \text{Re} = \frac{0.3025 m^2 \times 2.05 RPS \times 1021 \frac{Kg}{m^3}}{0.055 \frac{Kg}{m * s}} = 11,511.78$$

3.3.3 Factor J de Sieder-Tate

3.3.3.1 Para la chaqueta

Para calcular el factor J se utilizó la figura 11 de la sección de anexos, intersecando el valor de N'Re en la diagonal identificada como chaqueta, siendo el valor obtenido el siguiente:

$$J = 190$$

3.3.3.2 Para el serpentín

Para calcular el factor J se utilizó la figura 11 de la sección de Anexos, intersecando el valor de N'Re en la diagonal identificada como serpentín, siendo el valor obtenido el siguiente:

$$J = 325$$

3.3.4 Número De Prandtl para el surfactante (NPr)

Para calcular el número de Prandtl usado tanto para la chaqueta como para el serpentín, se utilizó la siguiente ecuación:

$$NPr = \frac{Cp\mu}{k} \quad \text{Ecuación No. 3}$$

Donde: k = Conductividad térmica igual a 0.016 KJ/smK). Fuente: Perry, Donald. Manual del Ingeniero Químico. Tabla 2.355. Página 2-318.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior, se obtuvo:

$$NPr = \frac{3.9475 \frac{KJ}{Kgmol \times K} \times 0.055 \frac{Kg}{m * s}}{0.016 \frac{KJ}{m \times s \times K}} = 13.57$$

3.3.5 Coeficiente Convectivo Interno

3.3.5.1 Para la chaqueta

Para calcular el coeficiente convectivo interno utilizando la chaqueta, se usó la siguiente ecuación:

$$hic = \frac{jk}{Dt} \times NPr^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación No. 4}$$

Donde: hic = Coeficiente Convectivo o de película interno
 μ = Viscosidad de la solución a la temperatura calórica
 μ_w = Viscosidad experimental de la solución a la pared del tubo

Para la relación de viscosidad para el caso experimental no se conoce la viscosidad experimental a la pared del tubo, se asume que será igual a la viscosidad de la temperatura calórica, por lo que la relación es igual a 1. Como referencia ver la figura 13 de la sección de anexos, la cual nos da una idea de la inexactitud en que se puede incurrir, aproximadamente 0.4. Esto es igual para el serpentín.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta, se obtuvo:

$$h_{ic} = \frac{190 \times 0.016 \frac{KJ}{msK}}{1.39m} \times 13.57^{1/3} \times \left(\frac{1}{1}\right)^{0.14} = 5.22 \frac{KJ}{m^2sK}$$

3.3.5.2 Para el serpentín

Para calcular el coeficiente convectivo interno utilizando el serpentín, se usó la siguiente ecuación:

$$h_{is} = \frac{jk}{Dt} \times NPr^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad \text{Ecuación No. 5}$$

Donde: h_{is} = Coeficiente Convectivo o de película externo

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para el serpentín, se obtuvo:

$$h_{is} = \frac{325 \times 0.016 \frac{KJ}{msK}}{1.39m} \times 13.57^{1/3} \times \left(\frac{1}{1}\right)^{0.14} = 8.92 \frac{KJ}{m^2sK}$$

3.3.6 Coeficiente Convectivo Externo

3.3.6.1 Para la chaqueta

Para calcular el coeficiente convectivo externo utilizando la chaqueta, se usó la siguiente ecuación:

$$hoc = \frac{k_a}{Dtex} \times 0.54 \times \left(\frac{Dtex \times v \times \rho}{\mu_a} \right)^{0.8} \times \left(\frac{cp_a \times \mu_a}{k_a} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu_a}{\mu_{wa}} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación No. 6}$$

Fuente: Geankoplis, Christie J. **Procesos de transporte y operaciones unitarias. Pág. 337**

Donde: hoc = Coeficiente Convectivo o de película externo para la chaqueta.

ka = Conductividad térmica del agua.

Dtex = Diámetro externo del tanque

v = Velocidad del agua

pa = Densidad del agua

cpa = Capacidad calorífica del agua a la temperatura de entrada.

μα = Viscosidad del agua a 293.15 K.

μwa = Viscosidad del agua a la temperatura en la pared del tubo.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta con las propiedades fisicoquímicas del agua, se obtuvo:

$$hoc = \frac{5.9E-4 \frac{KJ}{msK}}{1.395m} \times 0.54 \times \left(\frac{1.395m \times 1480 \frac{m}{s} \times 1000 \frac{kg}{m^3}}{0.001 \frac{kg}{ms}} \right)^{0.8} \times \left(\frac{4.1846 \frac{KJ}{kg} \times 0.001 \frac{kg}{ms}}{5.9E-4 \frac{KJ}{msK}} \right)^{1/3} \times \left(\frac{0.001 \frac{kg}{ms}}{0.001 \frac{kg}{ms}} \right)^{0.14}$$

$$hoc = 8.76 \frac{KJ}{m^2 sK}$$

3.3.6.2 Para el serpentín

Para calcular el coeficiente convectivo externo utilizando la chaqueta, se usó la siguiente ecuación:

$$h_{os} = \frac{k_a}{Dis} \times 0.87 \times \left(\frac{Dis \times v \times \rho}{\mu_a} \right)^{0.8} \times \left(\frac{Cp_a \times \mu_a}{k_a} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu_a}{\mu_{wa}} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación No. 7}$$

Fuente: Geankoplis, Christie J. **Procesos de transporte y operaciones unitarias. Pág. 337**

Donde: h_{oc} = Coeficiente Convectivo o de película externo para la chaqueta

Dis = Diámetro interno del tubo

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para el serpentín con las propiedades fisicoquímicas del agua, se obtuvo:

$$h_{os} = \frac{5.9E-4 \frac{KJ}{msK}}{0.0243m} \times 0.87 \times \left(\frac{0.0249m \times 1480 \frac{m}{s} \times 1000 \frac{kg}{m^3}}{0.001 \frac{kg}{ms}} \right)^{0.8} \times \left(\frac{4.1846 \frac{KJ}{kg} \times 0.001 \frac{kg}{ms}}{5.9E-4 \frac{KJ}{msK}} \right)^{1/3} \times \left(\frac{0.001 \frac{kg}{ms}}{0.001 \frac{kg}{ms}} \right)^{0.14}$$

$$h_{os} = 5,443.89 \frac{KJ}{m^2 sK}$$

3.3.7 Área total de transferencia de calor

3.3.7.1 Área de transferencia de calor para la chaqueta

Para calcular el área de transferencia de calor de la chaqueta, se utilizó la siguiente ecuación:

$$A_{ch} = \pi R^2 + 2\pi RH \quad \text{Ecuación No. 8}$$

Donde: A_{ch} = Área total de transferencia de calor para la chaqueta.

R = Radio del tanque de formulación.

H = Altura del tanque de formulación.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta, se obtuvo:

$$Ach = \pi(0.695)^2 + 2\pi(0.695)(1.57) = 6.86m^2$$

3.3.7.2 Área por vuelta de transferencia de calor para el serpentín

Para calcular el área por vuelta de transferencia de calor para el serpentín, se utilizó la siguiente ecuación:

$$V' = \pi \times D_s \times SE \quad \text{Ecuación No. 9}$$

Donde: V' = Área por vuelta del serpentín.

D_s = Diámetro de serpentín.

SE = Superficie externa por pie lineal. Ver anexos, figura 14.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior, se obtuvo:

$$V' = \pi \times 1.25m \times 10.50E - 2 \frac{m^2}{m} = 0.4123m^2$$

3.3.7.3 Área total de transferencia de calor para el serpentín

Para calcular el área total de transferencia de calor para el serpentín, se utilizó la siguiente ecuación:

$$A_s = N_v \times V' \quad \text{Ecuación No. 10}$$

Donde: A_s = Área total de transferencia de calor para el serpentín.

N_v = Número de vueltas de que consta el serpentín.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para el serpentín, se obtuvo:

$$A_s = 19 \times 0.4123m^2 = 7.84m^2$$

3.3.8 Coeficientes de transferencia de calor totales

3.3.8.1 Coeficiente de transferencia de calor total limpio

Para calcular el coeficiente total limpio para los equipos evaluados, se usó la siguiente ecuación:

$$Uc_x = \frac{1}{\frac{1}{hi_x} + \frac{1}{ho_x}} \quad \text{Ecuación No. 11}$$

Donde: Uc_x = Coeficiente de transferencia de calor total limpio para el equipo evaluado.

hi_x = Coeficiente convectivo interno para el equipo evaluado.

ho_x = Coeficiente convectivo externo para el equipo evaluado.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta, se obtuvo:

$$Uc_c = \frac{1}{\left(\frac{1}{5.22 \frac{KJ}{m^2 sK}} \right) + \left(\frac{1}{876.10 \frac{KJ}{m^2 sK}} \right)} = 5.189 \frac{KJ}{m^2 sK}$$

De la misma forma que para la chaqueta, se calculó el coeficiente total limpio del serpentín, presentándose los resultados en la sección de datos calculados, tabla IX.

3.3.8.2 Coeficiente de transferencia de calor total de diseño

Para calcular el coeficiente de transferencia de calor total de diseño para los equipos evaluados, se usó la siguiente ecuación:

$$Ud_x = \frac{1}{Uc_x} + Rd$$

Ecuación No. 12

Donde: Ud_x = Coeficiente de transferencia de calor total de diseño para el equipo a evaluar

Rd = Factor de obstrucción para agua de pozo igual a 0.001.
Fuente: Tabla 12. Kern, Donald. Procesos de transferencia de calor. Página 950.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta, se obtuvo:

$$Ud_c = \frac{1}{5.189 \frac{KJ}{m^2 s K}} + 0.001 = 5.16 \frac{KJ}{m^2 s K}$$

De igual manera se calculó para el serpentín, presentándose los resultados en la sección de datos calculados, tabla IX.

3.3.9 Flujo másico de agua para la transferencia de calor de la solución al líquido de enfriamiento

Para calcular el flujo de agua necesario para transferir el calor generado por la solución dentro del tanque de formulación, se utilizó la siguiente ecuación:

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}\right) = \frac{w_X \times cp_a}{M \times Cp} \left(\frac{e^{\left(\frac{Ud_X \times A_X}{w_X \times cp_a}\right)} - 1}{e^{\left(\frac{Ud_X \times A_X}{w_X \times cp_a}\right)}} \right) \times \theta \quad \text{Ecuación No. 13}$$

Donde: t_1 = Temperatura de entrada del agua al equipo de enfriamiento.

w_X = Flujo másico del agua para cada equipo evaluado.

A_X = Área total de transferencia de calor del equipo a evaluar.

M = Masa de surfactante contenida en el tanque de reacción.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta, se obtuvo por utilizando una calculadora HP 48GX el flujo másico de agua necesario:

$$\ln\left(\frac{327.15 K - 293.15 K}{300.15 K - 293.15 K}\right) = \frac{w_c \times 4.1846 \frac{Kj}{msK}}{2,000 Kg \times 3.9475 \frac{Kj}{msK}} \left(\frac{e^{\left(\frac{5.16 \frac{Kj}{m^2 sK} \times 6.86 m^2}{w \times 4.1846 \frac{Kj}{msK}}\right)} - 1}{e^{\left(\frac{5.16 \frac{Kj}{m^2 sK} \times 6.86 m^2}{w \times 4.1846 \frac{Kj}{msK}}\right)}} \right) \times 5,400 s$$

$$w_c = 0.55 \frac{Kg}{s}$$

De igual manera se calculó para el serpentín, presentándose los resultados en la sección de datos calculados, tabla XI.

3.3.10 Flujo de calor generado por la solución de surfactante durante la formulación

Para calcular el flujo de calor generado por la solución de surfactante, se utilizó la siguiente ecuación:

$$Q_{sol} = \frac{M}{t} \times Cp \times (T_1 - T_2) \quad \text{Ecuación No. 14}$$

Donde: $t =$ Tiempo de estadía en el tanque de reacción.

$Q_{sol} =$ Flujo de calor generado por la solución de surfactante durante la formulación.

Sustituyendo datos para la chaqueta, se obtuvo:

$$Q_{sol} = \frac{2,000Kg}{5400s} \times 3.9475 \frac{Kj}{KgK} \times (327.15K - 300.15K)$$

$$Q_{sol} = 29.61 \frac{Kj}{s}$$

3.3.11 Temperatura de salida del agua

Para calcular la temperatura de salida del agua se siguieron los siguientes pasos:

3.3.11.1 Diferencia de temperatura logarítmica media

Es necesario suponer que el enfriador trabaja a contracorriente verdadera, de manera que $\Delta T = \Delta TML$. Cuando se utiliza agua como medio de enfriamiento, se puede circular gran cantidad con un margen pequeño de temperatura o una pequeña cantidad con margen grande de temperatura y este rango de temperaturas afecta la diferencia de temperatura logarítmica media (ΔTML).

Para calcular la temperatura logarítmica media tanto en la chaqueta como en el serpentín, se utilizó la siguiente ecuación:

$$\Delta TLM = \frac{(T_1 - t_{2x}) - (T_2 - t_1)}{LN\left(\frac{T_1 - t_{2x}}{T_2 - t_1}\right)} \quad \text{Ecuación No. 15}$$

Donde: ΔTLM = Diferencia de temperatura logarítmica media

t_1 = Temperatura de entrada del agua al equipo de transferencia de calor.

t_{2x} = Temperatura de salida del agua específica para cada equipo evaluado.

Sustituyendo datos obtenidos en la ecuación anterior, se obtuvo:

$$\Delta TLM = \frac{(327.15K - t_{2x}) - (300.15K - 293.15k)}{LN\left(\frac{327.15K - t_{2x}}{300.15K - 293.15K}\right)}$$

3.3.11.2 Flujo de calor cedido por la solución al agua de enfriamiento

El calor absorbido por el líquido al fluir a través del tubo o la chaqueta sería idéntico con el calor que pase hacia el tubo a direcciones en ángulo recto con su eje longitudinal proveniente de la solución. Para tal cosa se utilizó la siguiente ecuación:

$$Q_{ced} = Q_{sol} = U d_x \times A_x \times \Delta TLM \quad \text{Ecuación No. 16}$$

Donde: Q_{ced} = Flujo de calor cedido al agua de enfriamiento por la solución de surfactante a través del equipo de transferencia de calor.

Despejando la variable ΔTLM en la ecuación anterior y sustituyéndola por la ecuación 15 se obtuvo:

$$\frac{(T_1 - t_{2X}) - (T_2 - t_1)}{LN\left(\frac{T_1 - t_{2X}}{T_2 - t_1}\right)} = \frac{Q_{sol}}{Ud_x \times A_x}$$

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta y utilizando una calculadora HP 48 GX, se obtuvo la temperatura de salida del agua, siendo la misma:

$$\frac{(327.15K - t_{2C}) - (300.15K - 293.15K)}{LN\left(\frac{327.15K - t_{2C}}{300.15K - 293.15K}\right)} = \frac{29.61 \frac{KJ}{s}}{5.16 \frac{KJ}{m^2 s K} \times 6.86m^2}$$

$$t_{2C} = 327.14K$$

De igual forma se calculó la temperatura de salida de agua utilizando el serpentín, presentándose los resultados en la sección de datos calculados, tabla XII.

3.3.12 Área óptima para la transferencia de calor

Para determinar el área óptima de transferencia de calor en los equipos evaluados, se procedió a derivar la ecuación 16 utilizando para lo mismo una calculadora HP 48 GX, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$A_{op_x} = \frac{Q_{sol} \times LN\left(\left(\frac{T_1}{T_2 - t_1}\right) - \left(\frac{t_{2X}}{T_2 - t_1}\right)\right)}{Ud_x (T_1 - (T_2 - t_1)) - (Ud_x \times t_{2X})} \quad \text{Ecuación No. 17}$$

Donde: A_{op_x} = Área óptima que debe tener el equipo de transferencia de calor evaluado.

Utilizando una calculadora HP 48GX, se sustituyeron los datos para la chaqueta, siendo el resultado:

$$A_{op_c} = \frac{29.61 \frac{Kj}{s} \times \ln\left(\left(\frac{327.15K}{300.15K - 293.15K}\right) - \left(\frac{327.14K}{300.15K - 293.15K}\right)\right)}{\left(5.16 \frac{Kj}{m^2 sK} (327.15K - (300.15K - 293.15K))\right) - \left(5.16 \frac{Kj}{m^2 sK} \times 327.14K\right)}$$

$$A_{op_c} = 5.39m^2$$

De igual forma se calculó el área óptima de transferencia de calor utilizando el serpentín, presentándose los resultados en la sección de datos calculados, tabla XIII.

3.4 Análisis económico

Toda la evaluación económica se realizara en dólares estadounidenses, debido a que es la moneda base utilizada para toda transacción en la empresa para la cual se realizó esta evaluación.

Los costos de inversión se verán aumentados o disminuidos debido a que se utilizará una mayor o menor cantidad de material para la fabricación del equipo a utilizar, por lo que se debe buscar un óptimo entre las dos condiciones existentes que en este caso son mucha agua y poca área de transferencia de calor o poca agua y mucha área de transferencia de calor.

Se propusieron dos escenarios en base al costo de inversión, el cual está dado por el área de transferencia de calor del equipo a evaluar: el primero es utilizando el área de transferencia de calor propuesta al inicio del trabajo utilizando todo el material disponible en Planta. El segundo es utilizando el área óptima calculada para la transferencia de calor.

3.4.1 Energía ahorrada en el calentador eléctrico al utilizar el proceso de enfriamiento en el tanque de reacción

Para determinar la energía ahorrada por lote formulado se utilizó la siguiente ecuación, siendo la misma cantidad para cada equipo evaluado en los dos escenarios presentados:

$$Q_{ahorroX} = (m \times cp_a \times (t_F - t_1)) - (w_X \times \theta \times cp_a \times (t_F - t_{2X})) \quad \text{Ecuación No. 18}$$

Donde: $Q_{ahorroX}$ = Cantidad de calor que se deja de consumir en el calentador para aumentar la temperatura del agua de 293.15K a 333.15K.

m = Cantidad de masa de agua a calentar en el calentador eléctrico.

t_F = Temperatura de salida del agua en el calentador eléctrico.

Sustituyendo datos para la chaqueta en la ecuación No. 18, se obtuvo:

$$Q_{ahorroC} = \left(3,000Kg \times 4.1846 \frac{KJ}{msK} \times (333.15K - 293.15K) \right) - \left(0.55 \frac{Kg}{s} \times 5,400s \times 4.1846 \frac{KJ}{msK} \times (333.15K - 327.14K) \right)$$

$$Q_{ahorroC} = 427,223.5KJ$$

De igual forma se calculó utilizando los datos del serpentín, presentándose los resultados en la sección de datos calculados, tabla XIV.

3.4.2 Energía ahorrada en dólares por año en el calentador eléctrico

Para calcular la energía ahorrada en dólares por año en el calentador eléctrico, se determinó la siguiente ecuación, utilizando la tarifa eléctrica vigente a la fecha, siendo su fuente la Empresa eléctrica de Guatemala, S.A.:

$$P_x = Q_{ahorroX} \times 2.78E-4 \frac{KW-H}{KJ} \times L \times Z \times \frac{\$0.17}{KW-H} \quad \text{Ecuación No. 19}$$

Donde: P_x = Cantidad en dólares por año ahorrados.

L = Numero de lotes formulados por día.

Z = Total de días laborados por año.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta, se obtuvo:

$$P_c = 427,223.5KJ \times 2.78E-4 \frac{KW-H}{KJ} \times 4 \frac{lotes}{día} \times 240 \frac{días}{año} \times \frac{\$0.17}{KW-H}$$

$$P_c = \frac{\$19367.47}{año}$$

De la misma forma se calculó para el serpentín. Ver resultados en la sección de datos calculados, tabla XV.

3.4.3 Factor económico de serie uniforme (USPWF)

Para calcular el valor presente monetario de energía ahorrada, se utilizó el factor económico de serie uniforme USPWF:

$$F_x = P_x \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i} \right] \quad \text{Ecuación No. 20}$$

Donde: F_x = Valor monetario a presente en un periodo de tiempo determinado.
 i = Interés efectivo anual con valor del 10%.
 n = Tiempo de vida de cada uno de los equipos evaluados siendo igual a 15 años.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta, se obtuvo:

$$F_c = \left(\frac{\$19367.47}{\text{año}} \right) \times \left[\frac{(1+0.10)^{15} - 1}{0.10} \right] = \$147,310.49$$

De igual forma se calculó para el serpentín, presentándose su resultado en la sección de datos calculados, tabla XVI.

3.4.4 Valor presente neto (VPN)

El valor presente neto al momento de invertir en alguno de los dos equipos evaluados se obtuvo con la ecuación siguiente:

$$VPN_x = F_x - IN_x \quad \text{Ecuación No. 21}$$

Donde: VPN_x = Valor presente neto para cada equipo evaluado.
 IN_x = Costo de la inversión inicial.

Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta y calculado para el escenario A definido anteriormente, se obtuvo:

$$VPN_c = \$147,310.49 - \$4,000.00 = \$143,310.49$$

De igual forma se calculó para la chaqueta en el escenario B, así como para el serpentín en los dos escenarios. Ver sección de datos calculados, tabla XVII.

3.4.5 Índice de rentabilidad (costo-beneficio)

Para calcular el costo-beneficio de cada equipo evaluado en los dos escenarios, se procedió a utilizar la siguiente ecuación:

$$\frac{B}{C} = \frac{F_x}{IN_x} \quad \text{Ecuación No. 15}$$

Donde: $\frac{B}{C}$ = Costo-beneficio obtenido al utilizar cada equipo evaluado.

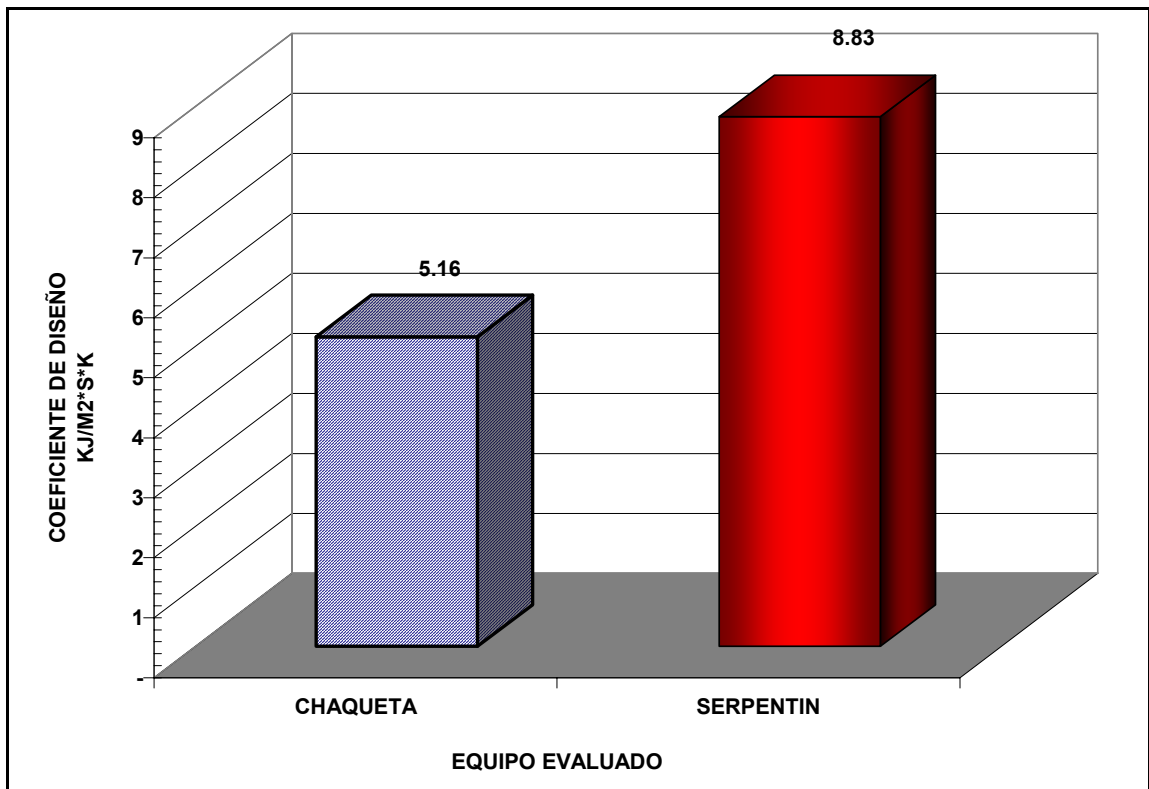
Sustituyendo datos en la ecuación anterior para la chaqueta en el escenario A, se obtuvo:

$$\frac{B}{C} = \frac{\$147,310.49}{\$4,000.00}$$

De igual forma se calculó para la chaqueta en el escenario B, así como para el serpentín en los dos escenarios. Ver sección de datos calculados, tabla XVIII.

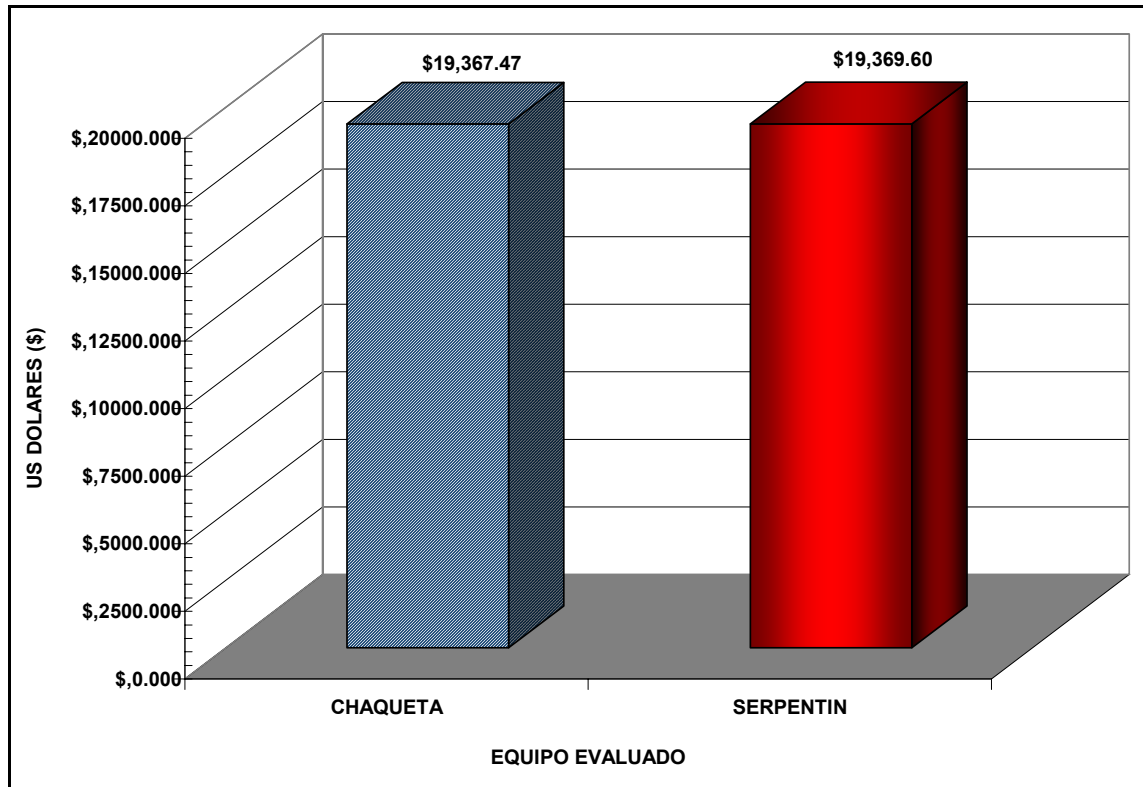
4. RESULTADOS

Figura 7. Coeficientes totales de transferencia de calor de diseño obtenidos de la transferencia de calor entre el tanque y cada uno de los equipos evaluados



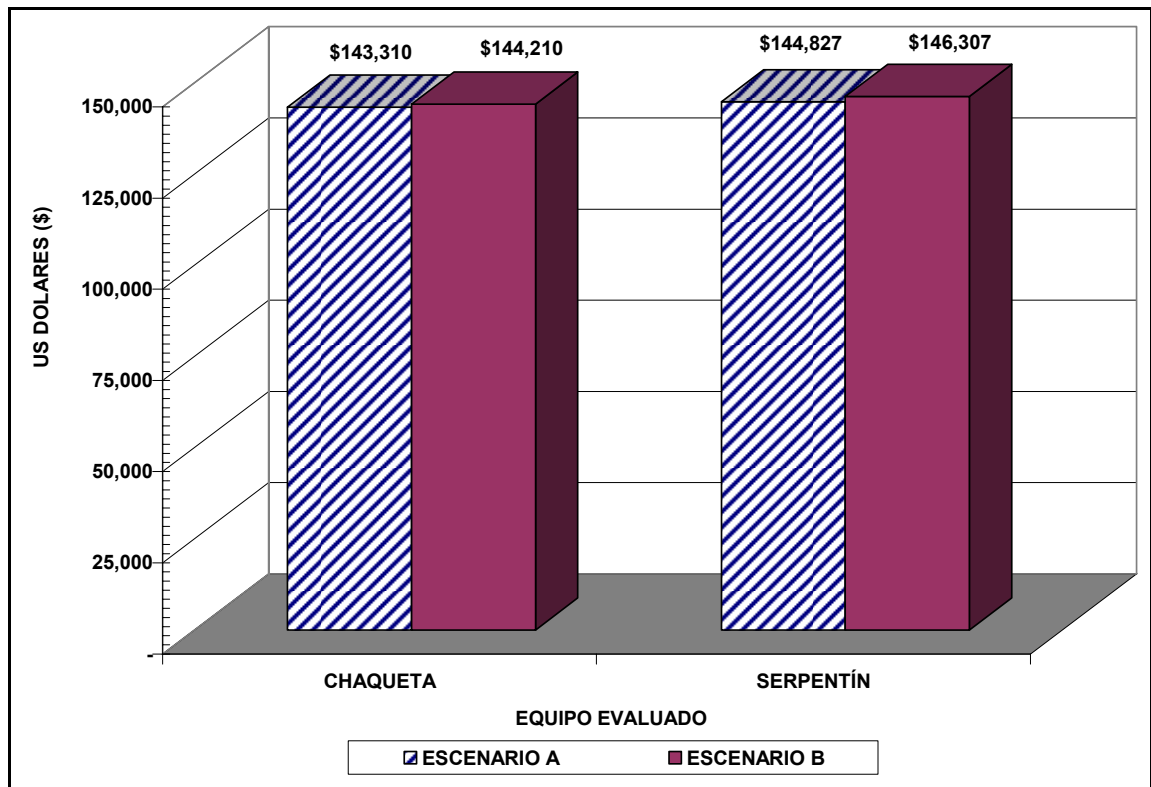
Fuente: Tabla IX. Datos calculados.

Figura 8. Energía ahorrada en dólares por año en el calentador eléctrico obtenida del proceso de transferencia de calor para cada equipo evaluado



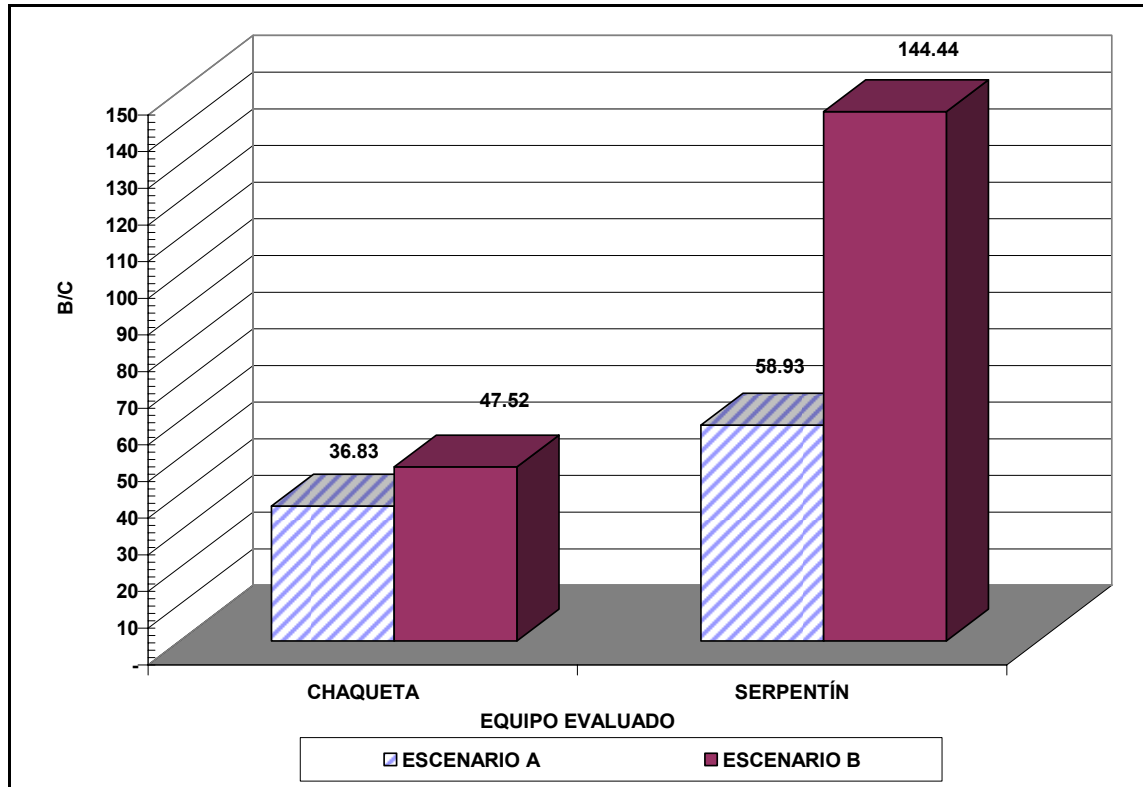
Fuente: Tabla XV. Datos calculados.

Figura 9. Valor Presente Neto de cada uno de los equipos evaluados para los dos escenarios definidos



Fuente: Tabla XVII y XVIII. Datos calculados.

Figura 10. Valor Costo-Beneficio de cada uno de los equipos evaluados



Fuente: Tabla XVII y XVIII. Datos calculados.

5. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Para el análisis técnico, se calculó el coeficiente total de transferencia de calor de diseño, tomando en cuenta si el fluido se considera o no que esta dentro del tubo. Como se puede observar en la figura 7 de la sección de Resultados, el coeficiente total de transferencia de calor de diseño del serpentín indica que hay un mayor flujo de calor por unidad de superficie y por unidad de diferencia de temperatura en un 41.54% con relación al de la chaqueta. Esto es debido a que el fluido dentro del tanque tiene una mayor velocidad así como una mejor agitación dentro del reactor.

Para el análisis económico, se partió del flujo total de calor anteriormente descrito, y se obtuvo el ahorro de energía en dólares por año. Esta energía es la que el calentador eléctrico deja de utilizar para calentar el agua, ya que solo necesita elevar la temperatura del agua de la temperatura de salida del equipo evaluado después de pasar por el sistema de enfriamiento hasta 65°C, siendo esta necesaria para utilizar posteriormente el líquido en un baño de maría, el cual tiene como objetivo calentar las materias primas y disminuir de esta forma su viscosidad. Los resultados se presentan en la Figura 8 de la sección de Resultados. Se pudo observar que para el serpentín es mayor en un 0.01%. La diferencia es mínima, ya que la temperatura de salida del agua tanto para la chaqueta como para el serpentín se diferencia por 0.01K.

A continuación se determinó el Valor presente neto (VPN) para cada equipo (ver Figura 9, sección Resultados) presentándose los dos escenarios especificados en la metodología de cálculo, con lo cual se busca optimizar los recursos a utilizar y disminuir los costos de inversión.

A partir de este análisis se determinó que para el serpentín en los dos escenarios el valor VPN es más alto. En el escenario B (con el área total de transferencia de calor optimizada) en un 67.10%. Esto se debe a que el costo de inversión para el serpentín en comparación con el de la chaqueta es menor en un 52.3% promedio. Los dos equipos tienen un VPN mayor que 0, por lo que siguiendo el criterio de decisión que dice: si $VPN \geq 0$, aceptar la alternativa, por lo que las dos alternativas pueden ser aceptadas para llevarse a cabo.

Para finalizar, se calculó el Índice de Rentabilidad, también llamado de Costo Beneficio (B/C), obteniéndose un valor mayor en un 52.3% promedio entre los dos escenarios planteados para el serpentín con respecto a la chaqueta (ver Figura 10, sección Resultados). Las dos opciones cumplen con el criterio de decisión para esta razón, la cual dice que para un $B/C \geq 1$, las alternativas pueden aceptarse.

CONCLUSIONES

1. El intercambiador de calor tipo serpentín transfiere mayor cantidad de calor por unidad de área y unidad de temperatura en relación a la chaqueta.
2. Desde el punto de vista económico analizado por medio del Valor presente neto, el serpentín es la mejor opción a considerar tanto en el escenario A como el B debido a que presenta un valor más alto que el de la chaqueta.
3. Desde el punto de vista económico analizado por medio del índice de rentabilidad, el serpentín es la mejor opción a considerar en los dos escenarios planteados debido a que presenta un mayor resultado en comparación al de la chaqueta.
4. La hipótesis planteada en este trabajo se corrobora ya que con un intercambiador de calor tipo Serpentín se logra la mayor recuperación de la energía calorífica producida por la reacción exotérmica en la producción del surfactante. Además, el costo de inversión de esta opción es menor y la recuperación mayor que la de la chaqueta, por lo que es la más conveniente para implementar en el proceso de recuperación de calor.

RECOMENDACIONES

1. Desde el punto de vista económico, al instalar el equipo de transferencia de calor en el sistema de formulación, se estará obteniendo un ahorro energético al disminuir los costos en el uso del calentador eléctrico.
2. A partir de la evaluación tanto técnica como económica se recomienda utilizar un intercambiador de calor tipo serpentín usando acero inoxidable del tipo 316 L por sus propiedades fisicoquímicas y con diámetro externo de 0.0254 metros. Tomando en cuenta el área de transferencia de calor optima calculada en este trabajo el mismo debe constar de 13 vueltas, con un diámetro de 1.25 metros y espaciada cada una 0.09 metros cada una.
3. Realizar limpiezas periódicas del equipo y eliminar cualquier tipo de incrustaciones en los mismos, evitando de esta forma que la eficiencia del equipo se vea afectada y disminuya la transferencia de calor.

BIBLIOGRAFÍA

1. Geankoplis, Christie J. **Procesos de transporte y operaciones unitarias**. Tercera Edición. Editorial CECSA. México, 1998.
2. Gitman, Lawrence J. **Fundamentos de administración financiera**. Segunda edición. Editorial Harla S.A. México, 1978.
3. Kern, Donald Q. **Procesos de transferencia de calor**. Vigésima sexta edición en español. Editorial McGraw-Hill. México, 1995.
4. Kirk Othemer. **Encyclopedia Of Chemical Technology**. Segunda edición. Estados Unidos: 1963.
5. McCabe, Warren / Smith, Julian. **Operaciones básicas de ingeniería química**. Cuarta edición. Editorial McGraw-Hill. México, 1991.
6. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. **Código internacional de conducta para la distribución y utilización de plaguicidas**. Roma, 2003. Págs. 7-15.
7. Perry, Robert / Green, Don. **Perry's Chemical Engineers Handbook**. Sexta edición. Editorial McGraw-Hill. Estados Unidos, 1996.

8. Sherve Norris y otros. **Chemical Process Industries**. Cuarta edición. Estados Unidos: Editorial McGraw-Hill, 1977.
9. **The Engineering Index, Engineering Information**. Estados Unidos: American Chemical Society, 1998.
10. Timmerhaus, Klaus D. / Peters, Max. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. Cuarta edición. Editorial McGraw-Hill. USA, 1991.
11. Ulrich G.D. **Diseño y economía de los procesos de Ingeniería Química**. Editorial Interamericana. México, 1986.
12. http://www.procesosvirtuales.com/Pagina_FactoresdeDiseno.htm. Julio-agosto 2002.
13. **Enciclopedia Microsoft® Encarta® 99**. © 1993-1998 Microsoft Corporation.

APÉNDICE

1. Datos Originales

Tabla I. Temperatura experimental de la solución de surfactante al transcurrir el tiempo al correr el piloto en el laboratorio sin enfriamiento

t	T	t	T	t	T	t	T	t	T
0.00	20.00	25.00	20.50	50.00	33.50	75.00	53.50	100.00	45.80
1.00	20.00	26.00	20.50	51.00	33.50	76.00	53.00	101.00	45.80
2.00	20.00	27.00	20.50	52.00	33.50	77.00	53.00	102.00	45.70
3.00	20.00	28.00	20.80	53.00	33.50	78.00	53.00	103.00	45.70
4.00	20.00	29.00	20.80	54.00	33.50	79.00	53.00	104.00	45.70
5.00	20.00	30.00	20.80	55.00	33.50	80.00	53.00	105.00	45.50
6.00	20.00	31.00	20.80	56.00	33.50	81.00	53.00	106.00	45.50
7.00	20.00	32.00	21.00	57.00	33.50	82.00	53.00	107.00	45.50
8.00	20.00	33.00	21.00	58.00	33.50	83.00	53.00	108.00	45.50
9.00	20.00	34.00	21.00	59.00	33.50	84.00	53.00	109.00	45.50
10.00	20.00	35.00	24.00	60.00	33.50	85.00	53.00	110.00	45.50
11.00	20.00	36.00	27.00	61.00	33.50	86.00	53.00	111.00	45.10
12.00	20.10	37.00	32.00	62.00	33.50	87.00	53.00	112.00	45.10
13.00	20.10	38.00	33.00	63.00	33.50	88.00	46.00	113.00	45.10
14.00	20.10	39.00	33.00	64.00	33.50	89.00	46.00	114.00	45.10
15.00	20.10	40.00	33.00	65.00	33.50	90.00	46.00	115.00	45.10
16.00	20.10	41.00	33.10	66.00	54.00	91.00	46.00	116.00	45.10
17.00	20.10	42.00	33.10	67.00	54.00	92.00	46.00	117.00	45.10
18.00	20.10	43.00	33.20	68.00	54.00	93.00	46.00	118.00	45.10
19.00	20.10	44.00	33.30	69.00	54.00	94.00	46.00	119.00	45.10
20.00	20.50	45.00	33.30	70.00	54.00	95.00	46.00	120.00	45.10
21.00	20.50	46.00	33.50	71.00	53.80	96.00	46.00		
22.00	20.50	47.00	33.50	72.00	53.50	97.00	45.90		
23.00	20.50	48.00	33.50	73.00	53.50	98.00	45.90		
24.00	20.50	49.00	33.50	74.00	53.50	99.00	45.80		

Fuente: Datos proporcionados por el Departamento de Control de Calidad de Planta.

Donde: t = Tiempo en minutos cuando se tomó la medición de temperatura.

T = Temperatura obtenida en °C.

Tabla II. Propiedades fisicoquímicas del surfactante formulado

Producto	Surfactante
Nombre químico:	Ácido dodecilbencensulfónico Dodecilbencensulfonato de sodio
Fórmula química:	$C_{18}H_{29}NaO_3S$
Peso molecular (PM):	348.49 g/mol
Viscosidad (μ):	55 cp
Densidad (ρ):	1.0214 g/ml
ΔH_{reac} :	-132.24 Kj/mol

Fuente: Datos proporcionados por el Departamento de Control de Calidad de Planta.

Tabla III Dimensiones del tanque de formulación donde se colocará el equipo de enfriamiento evaluado

MEDIDA	VALOR (metros)
H	1.57
Dt	1.39
e	0.003
ha	1.4
da	0.55

Fuente: Datos recopilados del equipo instalado en el área de Producción de Planta.

Donde: H = Altura del tanque.

Dt = Diámetro del tanque.

e = Espesor del tanque.

ha = Altura de las aspas desde la parte superior del tanque.

da = Diámetro de las aspas.

Tabla IV Especificaciones del calentador eléctrico utilizado actualmente en Planta

	CANTIDAD	UNIDADES
Capacidad de agua	3000	Kg.
Tiempo de permanencia	3	HORAS
Temperatura alcanzada	65	°C

Fuente: Datos proporcionados por el Departamento de Mantenimiento de Planta.

Tabla V Propiedades fisicoquímicas del agua utilizada como medio de enfriamiento en los equipos evaluados

Símbolo	Propiedad	Valor	Fuente
ka	Conductividad térmica del agua.	$5.9E-4 \frac{KJ}{msK}$	Perry, Donald. Manual del ingeniero químico . Tabla 2.353. Página 2-315.
v	Velocidad del agua	$1,480 \frac{m}{s}$	Perry, Donald. Manual del ingeniero químico . Tabla 2.353. Página 2-315.
ρ	Densidad del agua	$1,000 \frac{Kg}{m^3}$	Perry, Donald. Manual del ingeniero químico . Tabla 2.28. Página 2-98.
μ_a	Viscosidad del agua a 293.15 K.	$0.001 \frac{Kg}{ms}$	Perry, Donald. Manual del ingeniero químico . Tabla 2.353. Página 2-315.
cp	Capacidad calorífica del agua a la temperatura de entrada del agua.	$4.1846 \frac{KJ}{KgK}$	Perry, Donald. Manual del ingeniero químico . Tabla 2.355. Página 2-318.

Tabla VI. Valores de inversión de cada uno de los equipos para los dos escenarios basándose en costos de inversión estimados en la Planta de Formulación

EQUIPO	Valor (\$)	
	Escenario A	Escenario B
CHAQUETA	\$4,000.00	\$3,100.00
SERPENTÍN	\$2,500.00	\$1,020.00

Fuente: Datos proporcionados por el Departamento de Mantenimiento de Planta.

2. Datos calculados

Capacidad calorífica de la solución de surfactante es igual a:

$$3.9475 \frac{KJ}{mol \times K}$$

Tabla VII. Variables calculadas para obtener el coeficiente convectivo en cada equipo evaluado

VARIABLE	CHAQUETA	SERPENTÍN
N'Re	11,511.78	
J	190.00	325.00
NPr	13.57	

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla VIII. Coeficientes convectivos calculados para cada uno de los equipos de transferencia de calor evaluados

VARIABLE	CHAQUETA $\left(\frac{KJ}{m^2 sK} \right)$	SERPENTÍN $\left(\frac{KJ}{m^2 sK} \right)$
hi	5.22	8.92
ho	876.10	5,443.89

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla IX. Coeficientes de transferencia de calor obtenidos para cada equipo de transferencia de calor evaluado

Coeficiente de transferencia de calor	CHAQUETA $\left(\frac{KJ}{m^2 s K}\right)$	SERPENTÍN $\left(\frac{KJ}{m^2 s K}\right)$
Uc	5.19	8.91
Ud	5.16	8.83

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla X. Áreas de transferencia de calor calculadas para los equipos evaluados

ÁREA	VALOR (m^2)
Total para la chaqueta	6.86
Por vuelta para el serpentín	0.4123
Total para el serpentín	7.84

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla XI. Flujo másico de agua necesario en cada uno de los equipos evaluados

EQUIPO	w $\left(\frac{Kg}{s}\right)$
CHAQUETA	0.5525
SERPENTÍN	0.5523

Fuente: Muestra de cálculo

- Flujo de calor generado por la solución de surfactante durante la formulación:

$$Q_{sol} = 29.61 \frac{Kj}{s}$$

Tabla XII. Temperatura de salida del agua calculada para cada equipo evaluado

EQUIPO	Temperatura (K)
CHAQUETA	327.148
SERPENTÍN	327.149

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla XIII. Áreas optimas totales de transferencia de calor determinadas para los equipos evaluados

EQUIPO	Valor (m²)
CHAQUETA	5.39
SERPENTÍN	5.34

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla XIV. Energía ahorrada en el calentador eléctrico al utilizar el proceso de enfriamiento en el tanque de reacción

EQUIPO	Qahorro (KJ)
CHAQUETA	427,223.50
SERPENTÍN	427,270.59

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla XV. Energía ahorrada en dólares por año en el calentador eléctrico

EQUIPO	P (\$/año)
CHAQUETA	\$ 19,367.47
SERPENTÍN	\$ 19,369.60

Fuente: Muestra de cálculo

- Los costos de inversión fueron determinados en base al costo de la materia prima y la mano de obra en el mercado.

Tabla XVI. Factor económico de serie uniforme (USPWF) para cada equipo evaluado

EQUIPO	USPWF (\$)
CHAQUETA	\$147,310.49
SERPENTÍN	\$147,326.73

Fuente: Muestra de cálculo

Tabla XVII. Valor presente neto e índice de rentabilidad calculados para cada equipo de transferencia de calor evaluado y definido para el escenario A

EQUIPO	VPN	B/C
CHAQUETA	\$143,310.49	36.83
SERPENTÍN	\$144,826.73	58.93

Fuente: Muestra de cálculo

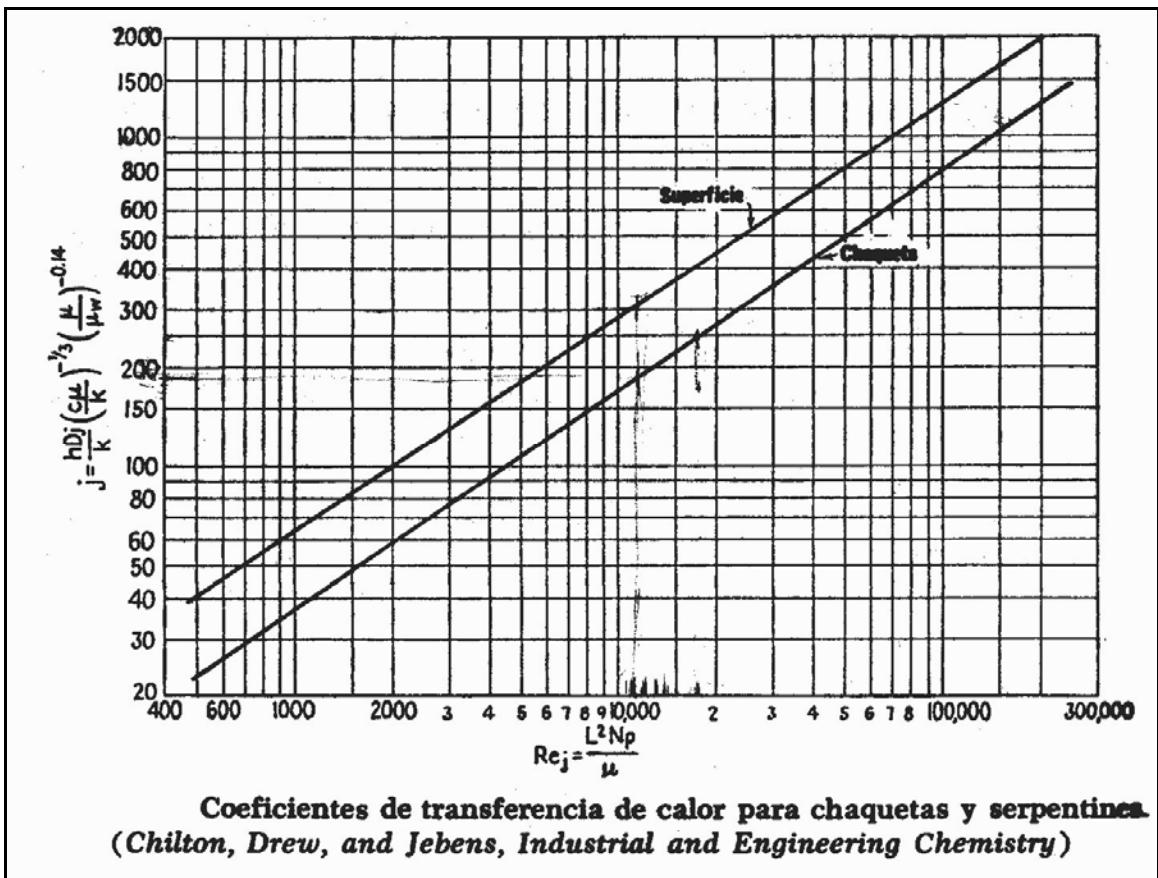
Tabla XVIII. Valor presente neto e índice de rentabilidad calculados para cada equipo de transferencia de calor evaluado y definido para el escenario B

EQUIPO	VPN	B/C
CHAQUETA	\$144,210.49	47.52
SERPENTÍN	\$146,306.73	144.44

Fuente: Muestra de cálculo

ANEXOS

Figura 11. Factor J en transferencia de calor para chaquetas y serpentines



Fuente: Kern, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. Página 816.

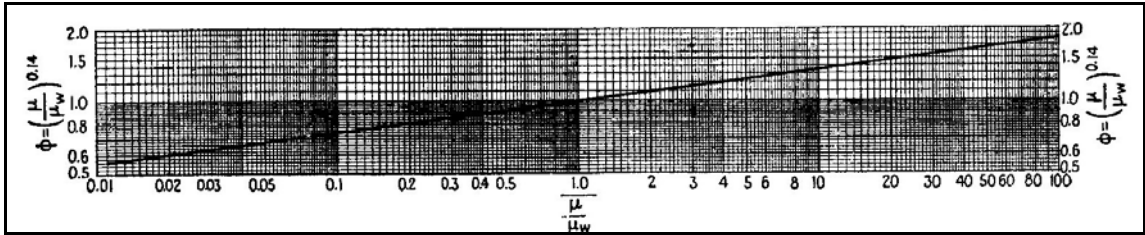
Figura 12. Dimensiones de tubería de acero

TABLA 11. DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)							
Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE, plg	Cédula No.	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lineal, pies ² /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.30	0.422	0.300	2.22
		80†	1.278	1.28		0.300	2.72
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

* Comúnmente conocido como estándar.
 † Comúnmente conocido como extragrueso.
 ‡ Aproximadamente.

Fuente: Kern, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. Página 949.

Figura 13. Relación de la viscosidad del líquido con la viscosidad a la pared del tubo



Fuente: Kern, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. Página 939.