

leg. 49



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**"DISEÑO DE UN EVAPORADOR
DE PELICULA DESCENDENTE
Y ELABORACION DE UNA PRACTICA"**

TESIS MANCOMUNADA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

FRANCISCO JACINTO ESCALANTE

INGENIERO QUIMICO

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D.F.

NOV. 1988



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

I N D I C E

	PAG.
1. INTRODUCCION 1
2. CAPITULO I. GENERALIDADES 4
3. CAPITULO II. DEFINICIONES 32
4. CAPITULO III. CALCULOS Y BALANCES 41
5. CAPITULO IV. CONSTRUCCION Y MONTAJE DEL EQUIPO	73
6. CAPITULO V. RESULTADOS EXPERIMENTALES 90
7. CAPITULO VI. DISEÑO DE LA PRACTICA 122
8. CAPITULO VII. CONCLUSIONES 140
9. ANEXOS 143
10. BIBLIOGRAFIA 164

INTRODUCCION

El presente trabajo está dirigido a los estudiantes de -- Ingeniería Química, Alimentos y Farmacia, así como a todos --- aquellos que están interesados en los principios de la Evaporación.

Uno de los principales objetivos es el Diseño de una práctica en un Evaporador de Película Descendente, la cual se proporciona en el Capítulo VI con el propósito de mostrar al lector las ventajas que ésta presenta, así como la utilidad que proporciona al concentrar licores que fácilmente se descomponen a temperaturas elevadas (termosensibles).

Debido a que en la Facultad de Química no se contaba con el equipo necesario para este diseño, se llevó a cabo la construcción del Evaporador requerido, a partir del material disponible en el Laboratorio de Ingeniería Química.

Inicialmente la Industria EPN Sistemas proporcionó, para este fin, el cuerpo y los tanques del Evaporador, al cual se le renovaron los tubos interiores y los espejos y, posteriormente, se detectaron y sellaron las fugas que presentaba. Más tarde, de acuerdo con las dimensiones del Evaporador, se adaptaron las características del Equipo Auxiliar (tanques, condensador, bomba, etc.) se construyeron los accesorios y la instru

mentación con los cuales no se contaba para el Montaje del Equipo (bridas, codos, niples, coples, uniones T, soportes, empaques). Todo esto se detalla en el Capítulo correspondiente a esta fase.

Los conceptos definidos en el Capítulo II se han considerado los fundamentales en el proceso de Evaporación, sin embargo, pueden resultar insuficientes si se consultan a otro nivel.

En el Capítulo III se plantean las Ecuaciones Generales - utilizadas en el cálculo de los principales parámetros necesarios en esta Operación Unitaria, así como en el cálculo de los Balances de Materia y Energía, seleccionando, posteriormente, aquellas relaciones aplicables específicamente al Evaporador de Película Descendente construido en el Laboratorio.

En el Diseño de la Práctica se proporciona al estudiante un esquema del Evaporador, incluyendo las características finales de éste.

Finalmente, cabe señalar que el Modelo Definitivo muestra algunas insuficiencias de construcción debidas a la carencia - de material en el plantel, pero se considera que, a partir de esta construcción y contando con los recursos necesarios, puede llegar a obtenerse un equipo más adecuado.

CAPITULO I

GENERALIDADES

Objetivo: Introducir el concepto de evaporación, conociendo sus características, aplicaciones y equipo necesario en esta Operación Unitaria.

En vista de las condiciones económicas y de la cada vez mayor escasez de alimentos, el hombre ha tenido la necesidad de preservarlos para su mejor aprovechamiento durante un tiempo mayor, para lo cual ha ideado una serie de procesos que prolonguen el tiempo de conservación del producto.

Casi todos los productos alimenticios naturales tienen un contenido de humedad de aproximadamente 78%. Por razones de conservación y de reducción peso-volumen, es frecuentemente deseable remover, parcial o totalmente, el agua del material alimenticio.

Uno de los procesos de utilidad primordial practicado con frecuencia por el Tecnólogo de Alimentos y el Ingeniero Químico es la Evaporación, definida como una Operación Unitaria que nos va a permitir eliminar el agua que está en el alimento cuando ésta se encuentra en una cantidad mayor a la requerida en el producto final o cuando se desean transportar grandes volúmenes, sobre todo a enormes distancias, y para productos tales que, al eliminarles el agua, no se vean afectadas sus propiedades.

des sensoriales o funcionales, de tal manera que, al reducir su volumen, se reduzcan tanto costo como tiempo de transporte.

Para llevar a cabo este fenómeno se concentran soluciones acuosas en donde interviene tanto una parte volátil (disolvente) como una parte no volátil (solute) y presenta un intervalo amplio de aplicaciones en las Industrias de Procesos Químicos y de Alimentos, tales como:

- . Concentración de productos.
- . Recuperación de productos químicos.
- . Desalinización de agua de mar o salmueras.
- . Pre-concentración de un líquido antes de procesar al alimento, por ej., antes del secado por aspersión, cristalización, etc.
- . Reducción del volumen del líquido para, asimismo, reducir su almacenamiento, empaque o costos de transporte.
- . Aumento de la concentración de sólidos solubles en materias alimenticias como una ayuda para su conservación, por ej., elaboración de leche condensada azucarada.

En este proceso el calor se transfiere a la solución a través de una superficie sólida. La remoción de agua por evaporación lleva un gasto considerable de energía, por lo que,

considerando el precio actual de combustible, el costo de energía es muy elevado. Debido a tal situación se requiere del uso y re-uso de ésta.

La forma de evaporación más simple es la atmosférica, denominada así porque los vapores del líquido se dispersan en la atmósfera. Sin embargo, este tipo de evaporación no es siempre el más adecuado, puesto que existen líquidos termosensibles que se descomponen cuando son expuestos a altas temperaturas - durante un tiempo prolongado, por lo que, en estos casos, conviene evaporar a bajas temperaturas utilizando vacío.

Los líquidos para ser evaporados pueden clasificarse de la siguiente manera:

- 1) Aquellos que pueden ser calentados a altas temperaturas sin descomposición, y aquellos que solo pueden ser calentados a temperaturas bajas (130°F ó 55°C). Todos ellos dan lugar a un aumento de la concentración; su tamaño y forma de cristales pueden ser importantes.
- 2) Aquellos que a una presión dada ebullicen aproximadamente a la misma temperatura que el agua y aquellos que hierven a temperaturas mucho mayores.

Consideraciones de Problemas Básicos en el Proceso de Evaporación.

En esta Operación Unitaria pueden presentarse problemas que son básicos y que, por lo mismo, deben ser considerados:

- 1.- El suministro de calor latente, sensible y de solución.
- 2.- La separación de vapor concentrado.
- 3.- La minimización de algún cambio químico, descomposición térmica, o desarrollo de organismos que quizá tiende a ocurrir simultáneamente.

Las variables que afectan la velocidad de evaporación son:

- 1) La velocidad de transferencia de calor al líquido.
- 2) La cantidad de calor necesaria para evaporar el agua presente en el alimento.
- 3) La temperatura máxima que puede registrar el alimento.
- 4) La presión a la cual se lleva a cabo tal proceso.

El equipo utilizado en esta operación es el evaporador, el cual, en esencia, es un aparato que provee calor para que un líquido ebulle separando, posteriormente, el vapor formado del líquido concentrado.

Los sistemas de evaporación industrial consisten principalmente de:

- a) Un intercambiador de calor que provee tanto calor latente como sensible a la alimentación. El medio de calentamiento generalmente utilizado en la industria de alimentos es el vapor saturado.
- b) Un separador en el que la fase líquida concentrada se separa del vapor.
- c) Un condensador para efectuar el cambio de fase del vapor y su eliminación del sistema, el cual puede omitirse si se trabaja a presión atmosférica.

Si las funciones del evaporador son intercambiar calor y separar el líquido del vapor formado, deben considerarse:

- La temperatura máxima que la sustancia a evaporar puede permitir sin sufrir alteraciones.
- Los coeficientes globales de transferencia de calor, los cuales se refieren a la eficiencia en la transferencia de calor de ese sistema.
- La viscosidad del líquido, que aumenta conforme el líquido se concentra y, en general, todas sus propiedades.
- La formación de espuma.

- La cantidad del solvente a separar y solución a evaporar.

Todo esto es de suma importancia, ya que:

- Para evitar daños en los materiales sensibles al calor es recomendable que el tiempo de exposición en el área de calentamiento sea pequeño y que la temperatura de ebullición se mantenga reducida, disminuyendo para eso la presión del evaporador.

- La adhesión de partículas a la superficie de calentamiento reduce el valor del Coeficiente Global de Transferencia de Calor.

- Las viscosidades elevadas disminuyen las velocidades altas y disminuyen las velocidades de circulación, y asimismo, los coeficientes de transferencia.

- La formación de espuma se da cuando la presión es reducida y la columna hidrostática es grande y, para evitarla, se utilizan agentes surfactantes, aunque éstos no son siempre recomendables.

La elección de un evaporador apropiado para un problema de concentración dado, debe estar basado sobre una consideración de la calidad del producto, las características de éste,

la economía de operación y la inversión inicial.

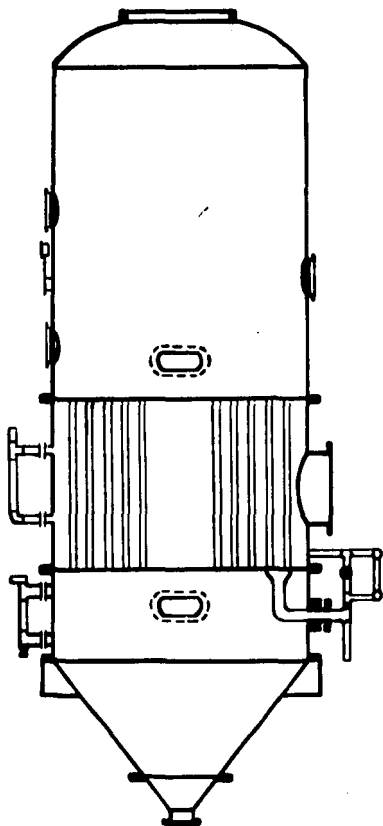
Las técnicas de remoción de agua en la Industria Alimenticia han sido un desafío histórico para los Ingenieros Químicos y los Tecnólogos de Alimentos. El problema es más complejo que para la evaporación de muchos productos químicos y el resultado final no solo está sujeto a las pruebas físicas y biológicas, sino también al análisis sensorial. Tan laborioso como definir parámetros tales como sabor, olor, color y textura, debe ser de primordial importancia la selección del proceso y del equipo, fabricación y operación de éste.

A continuación se presenta una Guía de Selección de evaporadores, de acuerdo con las características de éstos y las propiedades de las sustancias a evaporar.

PRINCIPALES TIPOS DE EVAPORADORES (4)

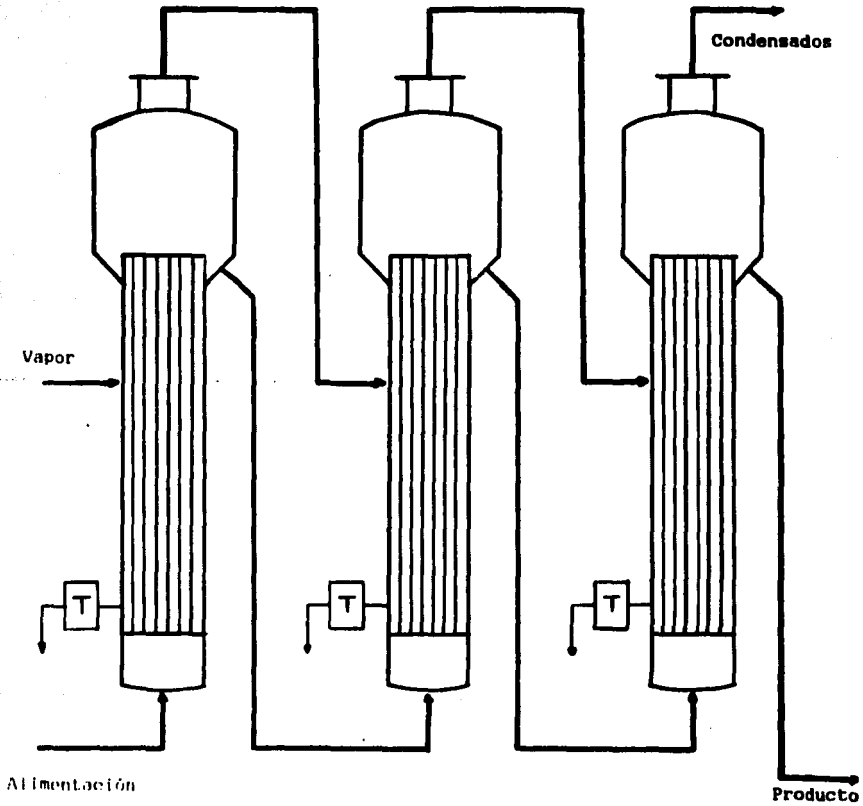
TIPO	CARACTERISTICAS	USOS
1) De charola abierta	- Provisto de una charola en donde el líquido se hace hervir. Esta puede calentarse <u>directamente</u> .	- Concentración de pulpa de tomate, sopa, aderezos, mermeladas.
2) De tubo corto horizontal	- Tubos de calefacción <u>colocados</u> en la parte interior horizontalmente.	- Concentración de líquidos de viscosidad baja.
3) De tubo vertical (Calandria)	- Considerado como "evaporador convencional" <u>por</u> que su transmisión de calor es eficiente	- Concentración de líquidos que pueden formar costras y de viscosidad moderada. Ejs. jugos de frutas, extractos de <u>maíz</u> y soluciones <u>azucaradas</u> .

TIPO	CARACTERISTICAS	USOS
4) De circulación forzada	- Opera a grandes velocidades mantenidas gracias a bombas centrífugas.	- Concentración de líquidos viscosos.
5) Centrífugo	- Ofrece altas velocidades, buena separación y tiempos de residencia cortos.	- Concentración de líquidos viscosos.
6) De Múltiple Efecto	- El vapor generado en cada efecto pasa a los efectos siguientes.	- Concentración de líquidos viscosos.



EVAPORADOR DE TUBO CORTO VERTICAL, (ZARENBA)

EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO



T = Trampa de vapor

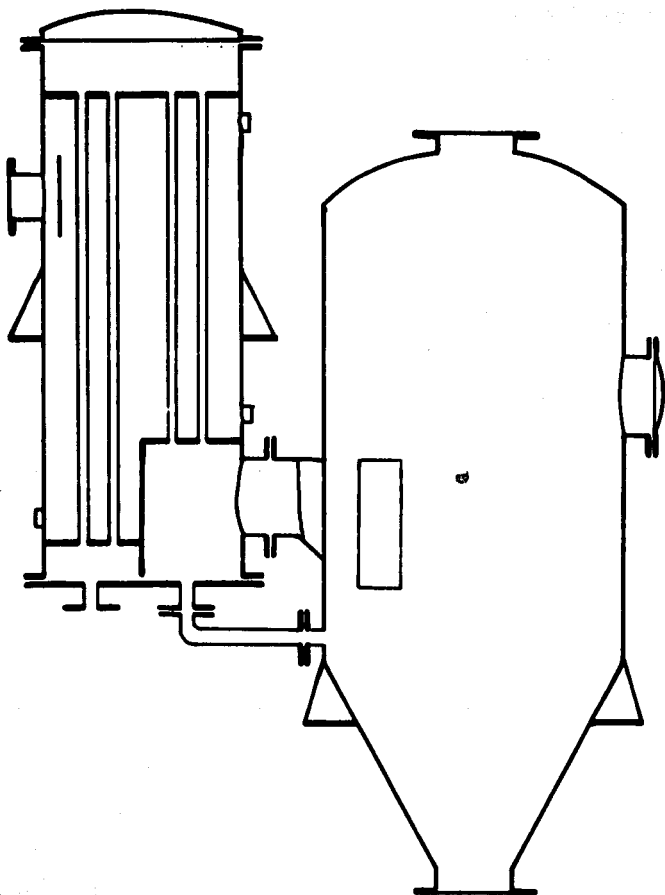
Se dice que un producto alimenticio es frecuentemente - termosensible, es decir, se descompone fácilmente a altas tem peraturas y, aunque el límite de temperatura es usualmente - cuantitativo, éste debe ser definido por un factor tiempo.

Si en un mecanismo de concentración dado existe un flu jo recirculante, ya sea interno o externo, alguna fracción del producto permanecerá en contacto con el medio de transferencia de calor, tanto como el equipo esté en operación. Por tanto, es lógico pensar que un evaporador ideal para concentración - de materiales termosensibles es aquél en el cual no hay recir culación interna o externa.

Los evaporadores típicos comercialmente aceptables para materiales termosensibles representan, cada uno, a una fami-- lia que está siendo usada actualmente en alguna aplicación en la Industria de Alimentos y son los que se presentan en la si guiente Gufa de Selección:

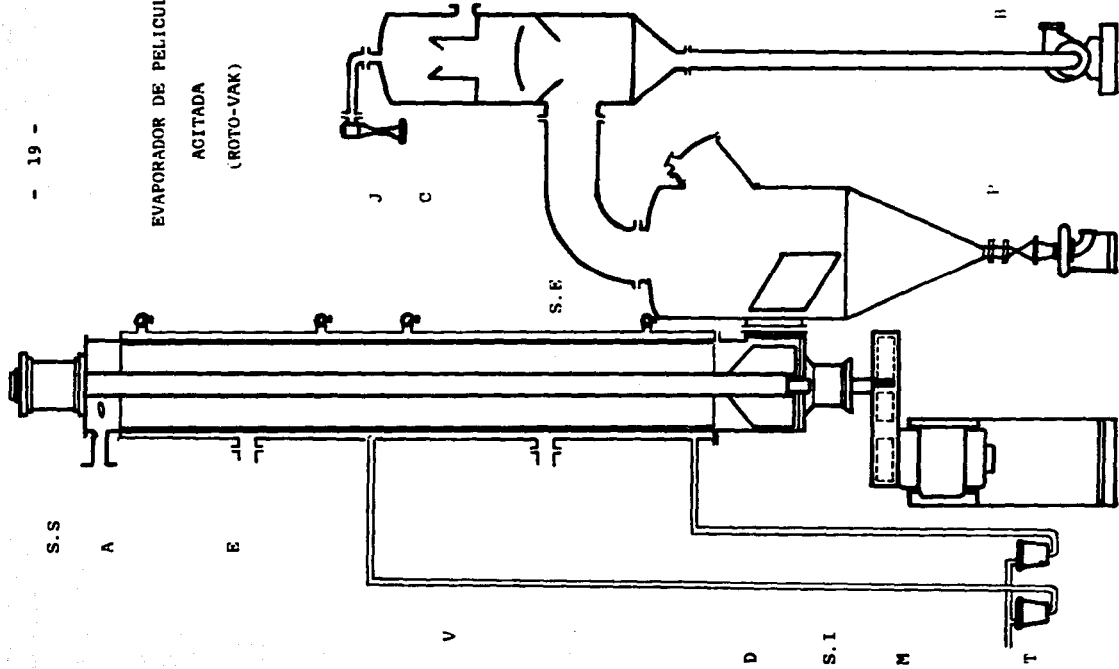
TIPO	CARACTERISTICAS	USOS (4)
a) De tubos largos	- Formado por tubos enchaquetados en una sola superficie vertical.	- Concentración de jugos de frutas.
b) De película ascendente	- Tubos concéntricos de 3-12 m. con diámetro de 1-2 in. Tiempo de exposición corto en la zona de calentamiento. El líquido se introduce por el fondo del tubo central.	- Concentración de líquidos que tienden a formar espuma y líquidos termosensibles.
c) De película descendente	- Tiempo de exposición corto en la superficie calentada. El líquido entra por la parte superior del tubo. <u>Q</u> para a vacío.	- Util para concentrar líquidos termosensibles. Ej. jugos de frutas.

TIPO	CARACTERISTICAS	USOS (4)
d) De película ascendente-descendente	- Concentración del líquido en forma parcial como película ascendente y termina de concentrarse como película descendente.	- Para concentrar líquidos termosensibles.
e) De platos	- Los platos están arreglados en unidades de 4 y el líquido, al abandonarlos, pasa a un separador centrífugo. Tiempos de residencia cortos.	- Evaporación de productos lácteos, jugo de naranja y cerveza.
f) De película agitada	- Evaporador mecánico. La película líquida es continuamente agitada y redistribuida por medio de un rotor.	- Concentración de líquidos con sólidos suspendidos y muy altas viscosidades.



CONCENTRADOR DE PELICULA ASCENDENTE-DESCENDENTE

EVAPORADOR DE PELICULA
ACITADA
(ROTO-VAK)



Nomenclatura.

SopORTE ExTERNO Superior (S.S)
Alimentación (A)
Eje del Rotor (E)
Sección de Evaporación (V)
Descarga Total del Producto (D)
SopORTE ExTERNO Inferior (S.I)
Maniobra Principal (M)
Trampa de Vapor (T)
Eyector de Aire (J)
Condensador (C)
Separador ExTERNO (S.E)
Bomba (B)
Descarga del Producto (P)

Características de los Evaporadores de Película.

Para lograr el menor costo total de evaporación pueden utilizarse en este proceso técnicas variadas para satisfacer los requerimientos de energía y optimizar la remoción de agua en cada aplicación. Para reducir costos las técnicas más importantes son:

- 1.- Evaporación Múltiple o Efecto Múltiple.- El vapor generado en cada efecto pasa a los efectos siguientes, en--

tendiéndose por efecto cada unidad en el proceso de evaporación.

- 2.- Vapor de compresión.- El vapor es comprimido mecánica o térmicamente para reciclar el vapor calentado.
- 3.- Recuperación de calor.- Se utiliza un líquido caliente como medio de transferencia de calor para proporcionar la energía necesaria para la evaporación.

Los vapores de película delgada hacen que el licor pase sobre las superficies de transferencia de calor de una capa turbulenta y fina. El calor se transfiere del vapor al licor y el primero produce la ebullición de la - capa de licor. El calor se transfiere a través de la - capa por convección y conducción. Este tipo de evaporador presenta ventajas porque:

- a) Sus coeficientes de transferencia de calor son altos debido a la baja resistencia térmica de la película delgada del licor y a la alta turbulencia que existe dentro de la película. El espesor de la capa varía con las propiedades del licor, la velocidad de circulación y las condiciones termodinámicas.
- b) Requiere de una diferencia de temperaturas relativamente pequeña, excepto para evaporadores de película ascendente.
- c) Minimiza el tiempo de residencia del licor en contacto con la superficie de calentamiento.

Para que operen efectivamente los evaporadores de capa fina requieren que la distribución del licor sea uniforme sobre la superficie total de calentamiento. Este requerimiento ha propiciado el desarrollo de diferentes configuraciones, tales como el evaporador de película ascendente y el evaporador de película descendente.

Evaporador de Película Ascendente.

Este evaporador usa un tubo vertical de transferencia de calor con vapor condensante en el exterior del tubo. En este caso la alimentación se introduce por el fondo del evaporador y se mantiene como una capa fina por acción centrífuga de un rotor de velocidad.

El producto que abandona el evaporador fluye por gravedad a un tanque receptor.

La alimentación es introducida a una temperatura superior a la de su punto de ebullición.

El calor latente de condensación en el exterior del tubo se transfiere al licor en el interior del tubo y obliga al líquido a ebullición. Conforme la ebullición continúa, una mezcla de licor-vapor permanece en movimiento sobre el tubo. Después, la generación de vapor aumenta la velocidad de la mez-

cia forzando al licor a permanecer en una película fina de alta velocidad.

La principal ventaja de este evaporador es su capacidad para distribuir al licor en el tubo en donde se transfiere calor, así como su distribución simple. No son necesarias las bombas circulantes y se requieren muy pocos controles.

Su uso se ve limitado en algunas áreas por las siguientes desventajas.

- 1.- Los coeficientes de transferencia de calor son difíciles de relacionar, así que deben hacerse pruebas para encontrar el coeficiente adecuado. Este varía enormemente con la longitud del tubo.

El coeficiente para el licor precalentado es mucho menor que aquél cercano al punto de ebullición.

- 2.- Permanece una cantidad de licor mayor dentro del tubo de transferencia de calor que en otros evaporadores de película fina.
- 3.- Una diferencia de temperaturas mayor a la requerida produce la fuerza necesaria para elevar el licor sobre el tubo de transferencia de calor. El licor no hierve ba-

jo la diferencia de temperaturas crítica.

- 4.- La diferencia de temperaturas mínima (delta T) requerida para cada cuerpo en un evaporador de película ascendente limita el número de efectos en un sistema de múltiple -- efecto.
- 5.- Las caídas de presión dentro de los tubos de transferencia de calor reduce la diferencia de temperaturas efectiva, por tanto, aumentan los requerimientos de área de -- transferencia de calor.
- 6.- El evaporador necesita mayor diferencia de temperaturas para mantener las condiciones de ebullición.
- 7.- Los limpiadores químicos requieren ya sea, bombas separadas, o que exista una ebullición mayor para distribuir -- la solución limpiadora a través de los tubos.

Evaporador de Película Descendente.

En él, el licor entra por la parte superior del tubo y -- fluye al tubo de transferencia de calor. Para asegurar la distribución uniforme en dicho tubo se requiere la distribución -- de un dispositivo especial que puede ser un plato perforado sobre el tubo, una boquilla de aspersión o un distribuidor inser

tado en el tubo.

El licor desciende por la pared del tubo y el vapor condensa en el exterior de éste. El calor latente de condensación del vapor se transfiere al licor y lo conduce a ebullición, generando vapor en la superficie del licor. El vapor y el licor descienden juntos y se separan en la parte inferior del tubo.

Es importante el control del vacío para ajustar el flujo de la película descendente del líquido, para recircular parcialmente el licor y para eliminar el destilado del sistema.

El evaporador de película descendente presenta 4 principales desventajas:

- 1.- Necesita un método seguro para que siempre se distribuya el líquido en el tubo de transferencia de calor. Esta distribución es particularmente problemática cuando la solución contiene sólidos suspendidos o fragmentos.
- 2.- El tubo necesita un flujo de licor grande para asegurar una humectancia completa en la superficie interna total. Esto requiere de una mayor altura del evaporador y, posiblemente, de bombas recirculantes, lo cual aumenta el costo y el ca

pital de operación.

3.- El tubo debe estar adecuadamente nivelado para adecuar la velocidad de humectancia y para minimizar los medios de su ciedad, lo cual complica la instalación.

4.- El tubo puede ensuciarse u obstruirse al punto de impedir el flujo del líquido. Las paredes del tubo pueden tener mayor espesor para permitir un tiempo de vida razonable, lo cual aumenta el costo y disminuye la eficiencia de transferencia de calor.

Este tipo de evaporador tiene varias ventajas cuando se compara con el del tipo de película ascendente:

1.- El Coeficiente Global de Transferencia de Calor es mayor, por lo que requiere de una menor área de Transferencia de Calor.

2.- La estabilidad operacional y las características de variación de la carga son mucho mejores porque no es necesaria la diferencia de temperaturas mínima para operar el evaporador.

3.- La cantidad de licor menor dentro del tubo reduce el tiempo de residencia del licor, por lo que es importante para

licores termosensibles.

4.- La caída de presión dentro del tubo de transferencia de calor es menor, disminuyendo la pérdida de la diferencia de temperaturas efectiva, y aumenta la diferencia de temperaturas capaz de transferir calor.

5.- Los limpiadores químicos son mucho más efectivos que con los evaporadores de película ascendente porque la ebullición no requiere la circulación de la solución limpiadora.

Los evaporadores de capa fina pueden combinarse en configuraciones ascendente/descendente o descendente/ascendente para mejorar los requerimientos más adecuados para aplicaciones específicas, por lo que cada combinación sufre alguna de las desventajas de los tipos individuales.

Recomendaciones Generales.

- Es conveniente la construcción de vidrio de la unidad ya que ella permite observaciones de capacidad de humectancia, permanencia de la película, grado de ebullición en la columna y cambios en estas características durante la concentración.

- La carga varía con el grado de concentración desca-

do y el tamaño del receptor de concentrado utilizado. El tiempo requerido para concentrar una carga depende del grado de concentración y del tamaño de la carga.

- La diferencia de temperaturas entre el agua de calentamiento y la película en la columna debe ser tan pequeña como sea posible, de acuerdo con las características de ebullición en la columna. Los valores de esta diferencia de temperaturas son mayores cuando la unidad es de vidrio que aquellos correspondientes cuando el equipo es de acero inoxidable comercial.

- El agua de calentamiento de la chaqueta es calentada por vapor, lo cual puede lograrse si ella pasa a través de un serpentín y detectando su temperatura con un control de temperaturas. Puede utilizarse una bomba centrífuga para recircular el agua caliente a través del tanque.

- Las temperaturas del condensador menores a 32°F se requieren para operar el evaporador a presiones menores a 1 in de Hg., mientras que para poder operar a presiones mayores a ésta, pueden utilizarse en el condensador agua helada, sal u otros medios refrigerantes.

- El tiempo de retención promedio en un proceso de evaporación es calculado dividiendo el volumen de operación en-

tre la velocidad de descarga.

- Para establecer la superficie de transferencia de calor, la cual controla el costo del equipo, debe considerarse que la operación de paso simple proporciona un promedio menor de concentración de líquido que está en contacto con la superficie total de calentamiento, resultando una menor viscosidad promedio y una menor elevación del punto de ebullición promedio.

- El volumen de retención pequeño, el tiempo de retención corto y la permanencia de todo el líquido como una película en la superficie de calentamiento, son enfatizados por la concentración rápida de materiales que son termosensibles o viscosos.

EJEMPLOS DE PRODUCTOS PROCESADOS EN EVAPORADORES DE PELICULA FINA AGITADA (22)

Proceso Producto	Concentraci3n Deshidrataci3n	Destilaci3n Con Vapor	Alta temp.	Rectificaci3n	Despojamiento	Desodo- rizaci3n
Alimentos	Pasta de tomate Caf3, t3 Caramelos Malta Extractos de carne Ext. de tanino Acido cetoglu- t3mico		Benzoatos	Recuperaci3n de aceites vol3tiles Saborizantes	Oleomargarina Extractos de especies Saborizantes	
Productos Farmac3u- ticos	Vitamina A Disoluciones de azúcares Enzimas Ac. asc3rbico Aminoácidos Cloruro de co- lina Disoluciones de hormonas y de bactericidas Comp. de dextra- na	Aceites esenciales	Vitamina C Amino ásti- res Saborizan- tes Aceites esen- ciales	Extracto de sacarina Tocoferol	Extracto de hígado	Aminoáci- dos

Proceso Producto	Concentración Deshidratación	Destilación Con Vapor	Alta temp.	Rectificación	Despojamiento	Desodori- zación
---------------------	---------------------------------	--------------------------	------------	---------------	---------------	---------------------

Grasas y aceites	Gomas Gelatinas	Sebo	Glicerina Ac. grasos Sebo	Glicerina Ac. grasos Sebo	Aceite silfici co Aceite de oliva Aceite de sa- carina Aceites comes- tibles	Aceite de Oliva Sebo Aceites comesti- bles
---------------------	--------------------	------	---------------------------------	---------------------------------	--	---

Plásticos y Resinas	Látex Resina urea- formaldehído Gomas líquidas Polímeros hi- drosolubles	Fosfato de Tricre- silo	Ftalato de diacetil Ftalato de di-isoactil Resinas fe- nólicas	Estireno Adiponitri- lo	Resinas fenó- licas Fosfato de tricresilo Melamina Poliestireno Polímeros de goma	Resinas de cumeno Ftalato de diace- til Ftalato de di-iso- actil Látex Poliesti- reno
------------------------	---	-------------------------------	---	-------------------------------	--	---

Miscelánea	Extracto de tabaco Desechos ató- micos				Barnices	Rayón viscosa (degosi- ficación)
------------	---	--	--	--	----------	---

C A P I T U L O I I

DEFINICIONES

Objetivo: Reafirmar y definir los conceptos básicos - en los cuales se fundamenta el proceso de evaporación, excluyendo la deducción de ecuaciones.

Evaporación.- Operación Unitaria cuyo objetivo es la concentración de una solución para la eliminación del solvente por vaporización para separarlo del sólido. Este solvente es generalmente agua.

En este proceso generalmente importa el soluto, pero ocasionalmente lo que interesa es el solvente, como en el caso de obtención de agua potable a partir de agua de mar.

Efecto.- Se denomina así a cada una de las unidades en el proceso de evaporación, siendo el primer efecto aquél que recibe el vapor vivo necesario para llevar a cabo este proceso.

Calor.- (Q) Porción de energía térmica, la cual es parte de la energía interna de una molécula transferida a través de un sistema, como un resultado de la diferencia de temperaturas entre el sistema y los alrededores.

Calor de Vaporización.- (Qv) Cantidad de calor requerida por peso dado de líquido para que éste puede ser evaporado a una

temperatura determinada.

Mientras las moléculas del líquido están en equilibrio con las moléculas de la atmósfera, las primeras no escapan del líquido; por tanto, para que la evaporación se pueda llevar a cabo, a una temperatura constante, este equilibrio dinámico - que se establece, debe ser destruido.

Calor Latente de Vaporización.- (Q_l) Es una variable que depende de la temperatura y se define como la energía que debe suministrarse por Kg de agua para poder evaporarla a una temperatura determinada.

Punto de Ebullición.- (P_e) Temperatura a la cual las moléculas escapan del líquido por poseer una alta cantidad de energía cinética, produciendo una presión igual a la presión de trabajo por lo que, a una presión determinada, se libera el mayor número de moléculas a la temperatura de ebullición.

Elevación del Punto de Ebullición.- Aumento que sufre una sustancia en su temperatura de ebullición debido al incremento en la cantidad de soluto disuelta en ella durante la evaporación respecto a la temperatura de ebullición del solvente puro.

Entalpía.- (H) Se refiere al contenido de energía de un cuerpo.

po o sustancia y se define por la siguiente ecuación:

$$H = E + PV$$

En donde:

E = Energía interna

P = Presión absoluta

V = Volumen

Energía Interna.- (E) Forma de energía asociada a la estructura atómica y molecular de una sustancia.

Coefficiente Global de Transferencia de Calor.- (U) Es una función del sistema geométrico, propiedades del fluido, velocidad de flujo y diferencia de temperaturas, y se refiere a la eficiencia en la transferencia de calor de ese sistema.

Con líquidos de baja viscosidad los coeficientes de transferencia de calor son bastante altos.

Otros factores que afectan al coeficiente de transmisión de calor son:

- 1) La suciedad de las paredes interna y externa.
- 2) La diferencia de temperaturas (ΔT)
- 3) La resistencia térmica del material de la pared.

Una pequeña acumulación de costras reduce los coeficientes en una fracción mínima respecto de los correspondientes para tubos limpios.

Si en el cálculo de coeficientes de transferencia de calor mediante la fórmula: $Q = UA (\Delta T)$, se asume que el punto de ebullición del licor es igual al del agua, entonces estos valores de transferencia se denominan Coeficientes de Transferencia Aparentes y si se corrigen tomando en cuenta la elevación del punto de ebullición se denominan Coeficientes de Transferencia Corregidos.

Coeficientes Globales Típicos de Evaporadores (5)

<u>Tipo</u>	<u>Coefficiente Global</u> <u>(Kcal/m² hr °C)</u>
- Evaporadores de tubos largos verticales:	
. Circulación forzada	2 000 - 10 000
. Circulación natural	1 000 - 3 000
- Evaporadores de tubos cortos:	
. Tubos horizontales	1 000 - 2 000
. Tipo calandria	750 - 2 500
- Evaporadores de serpentín	1 000 - 2 000

(5) G.G. Brown et. al. Unit Operations p. 484 John Wiley & Sons. New York (1950)

<u>Tipo</u>	<u>Coefficiente Global</u> <u>(Kcal/m² hr °C)</u>
- Evaporadores de película agitada, líquidos newtonianos, viscosidad:	
. 1 centipoise	2 000
. 100 centipoises	1 500
. 10 000 centipoises	600

Presión de Vapor.- (Pv) Presión en la cual se establece el equilibrio entre el líquido y su vapor, en el que la velocidad de evaporación está exactamente balanceada por la velocidad de condensación del vapor sobre el líquido.

En un líquido, al llegar éste a la temperatura de ebullición se propicia el movimiento de sus moléculas a una velocidad determinada. Sin embargo, esta velocidad es distinta para aquellas moléculas que se encuentran cerca de la superficie que para las moléculas que no lo están, por lo que se establece una velocidad promedio, lo cual sucede sólo a una temperatura mayor o igual a la del punto de ebullición.

Presión de Saturación.- (Ps) Presión de vapor establecida que es característica de cada líquido y es constante a una determinada temperatura dada en el equilibrio entre ese líquido y su vapor.

Velocidad de Transferencia de Calor.- (Q) Se encuentra definida como las Kcal/hr que se transmiten desde el medio de calentamiento hasta el líquido a evaporar, en el proceso de evaporación, y puede determinarse mediante la siguiente ecuación:

$$Q = UA (\text{delta } T)$$

En donde:

Q = Velocidad de transferencia de calor (Kcal/hr)

A = Área de transferencia de calor (m^2)

delta T = Diferencia de temperaturas ($T_v - T_{eb}$) ($^{\circ}C$)

T_v = Temperatura del medio de calentamiento (generalmente vapor de agua) ($^{\circ}C$)

T_{eb} = Temperatura de ebullición del licor ($^{\circ}C$)

U = Coeficiente Global de Transferencia de Calor (Kcal/hr m^2 $^{\circ}C$)

Velocidad de Evaporación.- (V_e) Es la relación que existe entre la velocidad de transferencia de calor y el calor latente de vaporización del licor.

$$V_e = \frac{UA}{Q_l} (T_v - T_{eb})$$

En donde:

Q_1 = Calor latente de vaporización.

La velocidad de evaporación también puede definirse como los kilogramos de agua vaporizados por unidad de tiempo.

Economía de Evaporación.- (E_v) Es la relación de los kilogramos de líquido evaporado a los kilogramos de vapor de agua utilizados.

$$E_v = \frac{G_1}{G_{H_2O}}$$

Pérdidas de Calor.- (Q_p) Es la diferencia que existe entre el calor cedido por el fluido de calentamiento y el calor ganado por la solución a evaporar.

$$Q_p = Q_c - Q_g$$

Eficiencia Térmica.- (E_t) Es la relación que existe entre el calor ganado y el calor cedido.

$$E_t = \frac{Q_g}{Q_c}$$

Capacidad de Evaporación.- (C_e) Es la relación que existe entre los kilogramos de vapor vaporizado y el área de transferencia de calor.

$$C_e = \frac{G1}{A}$$

Capacidad de un Evaporador.- (Cv) Se puede determinar por la velocidad de suministro de calor al fluido por el intercambiador de calor, mediante la siguiente fórmula:

$$\frac{q}{t} = UA (\text{delta } T)$$

En donde:

$$q/t = \text{Kcal/hr}$$

CAPITULO III

CALCULOS Y BALANCES

Objetivo: Plantear las ecuaciones básicas necesarias para realizar los balances de materia, calor y energía en un Evaporador de Película Descendente.

Los balances de materia y energía son una herramienta útil en el cálculo de muchos problemas de Ingeniería de Alimentos e Ingeniería Química. Estos balances se basan en las leyes de conservación de masa y energía, las cuales establecen que... "Nada puede hacerse de la nada y es imposible aniquilar nada. Todo lo que pasa en el mundo depende de un cambio de forma y de la mezcla o separación de los cuerpos", o bien,... "Nada puede crearse y en el proceso hay exactamente tanta sustancia presente antes y después que el proceso haya sucedido. Solamente hay un cambio o modificación de la materia".

Definiremos como balance de materia y balance de energía aquellos procesos cuantitativos en los cuales se evalúa la cantidad de materia y energía en forma exacta, tanto a la entrada como a la salida en un determinado proceso, de tal manera que las entradas se equilibren con las salidas. Estos, se establece que cualquier cantidad de masa y energía -- que entre en un sistema en estado estacionario debe asimismo

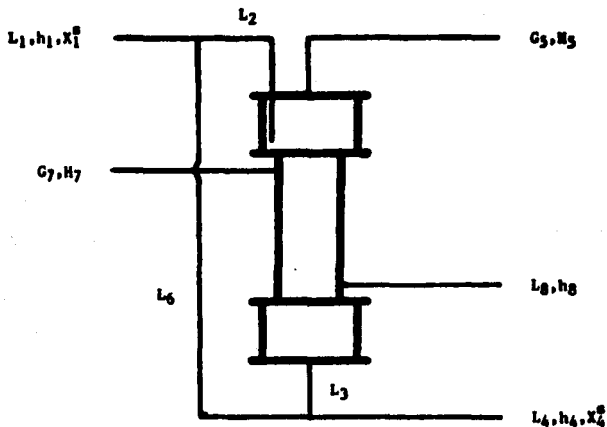
abandonar ese sistema, entendiéndose por sistema cualquier cosa definida por límites y por estado estacionario aquél en el cual no hay acumulación de materia ni de energía en el sistema, aún estando éste en operación continua.

Entre las aplicaciones de los balances mencionados se encuentran:

- a) La evaluación de eficiencias, en cuanto a investigación se refiere.
- b) La determinación, en forma indirecta, de las corrientes que no pueden medirse directamente en la entrada y salida en un proceso unitario.
- c) La resolución de problemas que determinan concentración y velocidad de flujo.
- d) El cálculo de los requerimientos materiales y energéticos para la obtención de un producto.
- e) Porporcionan una idea de la magnitud y maquinaria con los que se elaborará un bien.

Balances de Materia y Energía

Para realizar los balances de materia y energía se utiliza el siguiente diagrama:



Balance total de masa:

$$L_1 + G_7 = L_4 + G_5 + L_8 \quad \dots(1)$$

Balance total del jugo:

$$L_1 = L_4 + G_5 \quad \dots(2)$$

Balance de sólidos:

$$L_1 X_1^S = L_4 X_4^S \quad \dots(3)$$

Balance en las uniones:

$$\text{-Totales} \quad L_3 = L_6 + L_4 \quad \dots(4)$$

$$L_1 + L_6 = L_2 \quad \dots(5)$$

$$\text{-De sólidos} \quad L_3 X_3^S = L_6 X_6^S + L_4 X_4^S \quad \dots(6)$$

$$L_1 X_1^S + L_6 X_6^S = L_2 X_2^S \quad \dots(7)$$

Balance de vapor:

$$G_7 = L_8 \quad \dots(8)$$

Para los evaporadores que utilizan vapor como medio de calentamiento el balance de energía se evalúa de la siguiente forma:

Balance de Entalpías.

$$h_1 + H_7 = h_4 + H_5 + h_8 + Q_p \quad \dots(9)$$

Donde Q_p son las pérdidas de calor.

Se sabe que el flujo de calor tiene unidades de Kcal/hr,

por consiguiente:

$$L_1 h_1 + G_7 H_7 = L_4 h_4 + G_5 H_5 + L_8 h_8 + Q_p \quad \dots (10)$$

Como $G_7 = L_8$ se obtiene:

$$G_7 (H_7 - h_8) = L_4 h_4 + G_5 H_5 - L_1 h_1 + Q_p \quad \dots (11)$$

Si se basa en la suposición de que el vapor de calentamiento llega al condensador como vapor saturado y que el condensado sale a una temperatura de condensación, la ecuación anterior se expresa de la siguiente forma:

$$G_7 (l_{pv}) = L_4 h_4 + G_5 H_5 - L_1 h_1 + Q_p \quad \dots (12)$$

Donde:

$$G_7 (l_{pv}) = \text{calor cedido por el vapor}$$

$$L h + G H - L h = \text{calor ganado por el líquido (jugo)}$$

Para el caso donde se conocieran las pérdidas de calor, despejando de la ecuación 12 se calcula la cantidad de vapor:

$$G_7 = \frac{L_4 h_4 + G_5 H_5 - L_1 h_1 + Q_p}{l_{pv}} \quad \dots (13)$$

La evaluación de las entalpías se lleva a cabo tomando una temperatura de referencia.

3.2 Cálculo del coeficiente de transferencia de calor total.

Los coeficientes de transferencia de calor totales, normalmente se basan, ya sea en el área interna o bien en el área externa. Es importante entender que todos los coeficientes de transferencia de calor total están asociados apropiadamente con una área definida y además, estas dos variables, coeficiente total de transferencia de calor y área asociada, deben usarse juntas, así que sólo la caída de temperatura global está usualmente a nuestra disposición.

Es conveniente observar la ecuación de transferencia de calor en donde se muestra la dependencia del coeficiente total respecto a el área y a la diferencia de temperatura:

$$Q = U_i A_i \Delta T = U_o A_o \Delta T \quad \dots(14)$$

para obtener el llamado coeficiente de transferencia de calor total basado en el área interna, utilizaremos la siguiente ecuación:

$$Q = U_i A_i (\Delta T)_{\text{global}} \quad \dots(15)$$

y para el coeficiente de calor total basado en el área externa:

$$Q = U_o A_o (\Delta T) \text{ global} \quad \dots(16)$$

Al evaluar el coeficiente total de esta forma, se denomina coeficiente total de transferencia de calor corregido, ya que se considera la elevación en el punto de ebullición.

Considerando que el coeficiente total se ve afectado -- por la formación de suciedad en la superficie de transferencia de calor, este coeficiente puede evaluarse mediante las siguientes igualdades:

$$U_1 = \frac{(Q/A)}{LMTD} \quad \dots(17)$$

$$LMTD = \frac{\Delta T \text{ mayor} - \Delta T \text{ menor}}{\ln \frac{\Delta T \text{ mayor}}{\Delta T \text{ menor}}} \quad \dots(18)$$

$$U = \frac{(Q/A)}{T_a} \quad \dots(19)$$

Si suponemos que la velocidad de formación de suciedad es proporcional a la velocidad de evaporación desde el inicio de la corrida, entonces una posible forma de calcular esta velocidad puede ser aplicando la siguiente fórmula:

$$\frac{1}{U^2} = \frac{1}{U_1^2} + ct'$$

en donde c tiene un valor constante.

Para el cálculo del coeficiente total de transferencia de calor cuando se desconoce la superficie A puede obtenerse en forma independiente de la ecuación $Q = UA \Delta T$, en función de las resistencias presentadas en la película del fluido en el tubo, en la pared del tubo, y en la película del fluido en el ánulo:

$$R = \frac{1}{h_i} + \frac{Lm}{Km} + \frac{1}{h_o} \quad \dots(20)$$

donde R es la resistencia total.

Se sustituye R por $1/U$ y refiriendo h_i y h_o a la misma área de flujo de calor o, en otra forma, no coincidirán por unidad de longitud, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2.3D_o}{2Km} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} \quad \dots(21)$$

donde

$$h_{io} = h_i (A_i/A) = h_i (D_i/D_o) \quad \dots(22)$$

despreciando la resistencia de la pared del tubo cuando éste es delgado, la ecuación 21 se simplifica en:

$$U = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} \quad \dots(23)$$

Cuando U ha sido obtenida de los valores de h_{i0} , h_o , Q y delta T son calculados de las condiciones de proceso, la superficie A requerida puede ser computada. El cálculo de A se conoce como de diseño.

3.3 El coeficiente de película de la solución en ebullición

Se evalúa mediante correlaciones relacionadas con evaporadores con circulación forzada, ya que en ellos la ebullición se limita a un mínimo dentro de los tubos, debido a las condiciones de velocidad y presión que predominan en él, de tal forma que la ebullición se efectúa cerca de la salida -- del tubo mediante evaporación instantánea.

La ecuación convencional utilizada para obtener este coeficiente es la ecuación de DITTUS-BOELTER para transferencia de calor con circulación forzada y sin ebullición:

$$\frac{h_L D_i}{K} = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \quad \dots(24)$$

utilizando esta ecuación puede calcularse aproximadamente el coeficiente para evaporación de películas descendentes.

Otra correlación del mismo tipo fue propuesta por -----
BOARTS y Asociados:

$$\frac{h_L D_i}{k} = 0.0278 Re^{0.8} Pr^{0.4} \quad \dots(25)$$

con la que se puede calcular el coeficiente para evaporadores de tubos largos con circulación natural.

En ambas ecuaciones el número de Reynolds y el número de Prandtl, son calculados en función de la temperatura de ebullición:

$$Re = \frac{4 V_p}{v} \quad \dots(26)$$

$$Pr = \frac{C_p v}{k} \quad \dots(27)$$

en la ecuación 25 la constante tan alta 0.0278 se puede explicar considerando la posibilidad de una ebullición incipiente en la capa superficial produciendo burbujas de vapor que se condensan en el seno del líquido.

MCADAMS¹ cita a BAYS² y colaboradores como los que determinaron los coeficientes para agua en flujo de película -

en tubos de 1.5 plg. a 2.5 plg. de D_i y de 0.4 a 6.08 pies - de longitud.

Los coeficientes se dan dentro de $\pm 18\%$ por la ecuación dimensional:

$$h_i = 120 G''^{1/3} \quad \dots(28)$$

Para otros líquidos MCADAMS cita una ecuación dimensional empírica atribuida a T.B. DREW para flujo turbulento:

$$h_i = 0.01 \left[\frac{C_p v}{K} \frac{4 G''^{1/3}}{v_F} \right] \left[\frac{K^3 d^2 g^{1/3}}{v_F^2} \right] \quad \dots(29)$$

donde $G'' = G_v/P_i D_i$, v_F se calcula a la temperatura de la película y K , d y v se calculan a la temperatura promedio de la entrada y salida del líquido.

Para flujo laminar donde el número de Reynolds es menor que 2000, BAYS y MCADAMS³ dan:

$$h_i = 0.67 \left[\frac{K^3 d^2 g}{v_F^2} \right] \left[\frac{C_p v_F^{5/3}}{K L d^{2/3} g^{1/3}} \right] \left[\frac{4 G''^{1/3}}{v_F} \right] \quad \dots(30)$$

Las películas líquidas descendentes se caracterizan por

altas velocidades de transferencia de calor a velocidades de flujo y diferencias de temperatura pequeñas. El flujo en una película líquida descendente puede ser:

- a) Laminar con un espesor constante
- b) Laminar con espesor variable debido a ondas
- c) Turbulento con ondas descendiendo en la interfase

Para una película líquida laminar completamente desarrollada con flujo de calor constante a lo largo de la pared, - las soluciones analíticas se obtienen ^{4,5} introduciendo un - espesor de película derivado por NUSSELT. Cuando todo el calor transferido desde la superficie de calentamiento es absorbido por la película, entonces, el coeficiente de calor - para esa película es:

$$h_L^* = 2.27 \text{ Re}^{-1/3} \quad \dots(31)$$

y cuando la transferencia de calor queda fuera de la película líquida:

$$h_L^* = 1.76 \text{ Re}^{-1/3} \quad \dots(32)$$

Las ecuaciones empíricas derivadas por WILKE ^{6,7} fueron transformadas en relaciones entre h_L y Re usando el espesor de película derivado por NUSSELT para Re = 1600 y dados por -

BRAUER⁸ para Re 1600. Estas relaciones para agua son expresados como:

$$\text{Re } 2460 \text{ Pr}^{-0.646}, h_L = 1.76 \text{ Re}^{-1/3} \quad \dots (33)$$

$$2460 \text{ Pr}^{-0.646} \text{ Re } 1600, h_L = 0.323 \text{Re}^{1/5} \text{Pr}^{0.344}. (34)$$

$$1600 \text{ Re } 3200, h_L = 0.00102 \text{Re}^{2/3} \text{Pr}^{0.344} \quad \dots (35)$$

$$3200 \text{ Re}, h_L = 0.00871 \text{Re}^{2/5} \text{Pr}^{0.344} \quad \dots (36)$$

En el caso de que la película se distorsione (por ejemplo una película con crestas y valles), el espesor de la película está distante de ser uniforme⁹. La distorsión de la película reduce el coeficiente de transferencia de calor. Como el espesor de la película en los valles es muy pequeño, la temperatura del líquido en estas regiones se aproxima a la temperatura de la superficie del tubo. Asimismo, la velocidad de la película descendente es el menor en los valles que en las crestas debido a los gradientes en la tensión superficial y a la densidad de líquido.

La transferencia de calor para una película líquida saturada fue estudiada por SERNAS¹⁰ reportó datos experimentales para la evaporación de película sobre un tubo horizontal y correlacionó estos datos usando grupos adimensionales:

$$\frac{h_L}{K} \left[\frac{v^2}{g} \right]^{-1/3} = C \left[\frac{4 V_p}{v} \right]^{0.24} \left[\frac{v_c}{d_t} \right]^{0.66} \dots (37)$$

donde C = 0.01925 para D = 25 mm y c = 0.01729 para D = 50 mm, esta correlación no esta probada para rangos fuera de -- los datos de SERNAS.

CHUN y SEBAN¹¹ desarrollaron una correlación de transferencia de calor local para evaporación de películas líquidas en tubos verticales, la cual se lee:

a) laminar

$$h_L = 0.821 \left[\frac{v_c^2}{K^3 g} \right]^{-1/3} \left[\frac{4 V_p}{v} \right]^{-0.22} \dots (38)$$

b) turbulento

$$h_L = 3.8 E - 3 \left[\frac{v_c^2}{K^3 g} \right]^{-1/3} \left[\frac{4 V_p}{v} \right]^{0.4} \left[\frac{v_c}{d_t} \right]^{0.65} \dots (39)$$

ambas ecuaciones dan el coeficiente de transferencia de calor local, como una función del número de Reynolds de película, $4 V_p/v$.

En el intervalo de flujo laminar, la ecuación 38 inclu-

ye la influencia de ondas, las cuales tienen el efecto de -- disminuir la transferencia de calor al reducir el espesor -- efectivo de película. Las ecuaciones 38 y 39 se aplican ---- igualmente bien para uno u otro caso, para flujo de calor -- constante o para temperatura de pared constante a las condiciones límite.

En el flujo laminar h_L es esencialmente igual a K/e , -- sin hacer caso de las condiciones límite, en flujo turbulento el funcionamiento es esencialmente similar para aquellos tubos donde es conocido el número de NUSSELT para flujos de calor constante y temperatura de pared constante son aproximadamente igual para $Pr > 0.5$.

Para el punto de transición de una correlación a otra -- se tiene que:

$$\left[\frac{4 V_p}{v} \right]_{tr} = 5800 \left[\frac{v_c}{d_t} \right]^{-1.06} \quad \dots(40)$$

esta ecuación no puede ser considerada como una indicación -- general de la transición de régimen laminar a turbulento.

PENMAN y TAIT en uno de sus artículos sobre transferencia de calor para líquidos en ebullición fluyendo en el inte

rior de los tubos, llegaron a la siguiente ecuación empírica para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor de la película líquida:

$$\frac{h_L}{C_{pL}} \sqrt{\frac{D}{d_L^5}} = 0.012 [v_{cV} \sqrt{\frac{D d_V}{s}}]^{1/2} \dots (41)$$

o en forma adimensional:

$$h_1 = 0.012 C_{pL} v_{cV}^{1/2} d_L^{1/2} d_V^{1/4} s^{1/4} D^{-1/4} \dots (42)$$

Se se considera que las variaciones en la temperatura y la presión a lo largo del tubo son despreciables, la ecuación 41 puede escribirse como:

$$h_L = f v_{cV}^{1/2} \dots (43)$$

en donde:

$$f = 0.012 C_{pL} d_L^{1/2} d_V^{1/4} s^{1/4} D^{-1/4} \text{ constante} \dots (44)$$

la ecuación se aplica sólo a la zona de la película líquida y da el coeficiente de transferencia de calor local.

JESSE F. KEVILLE¹³ trabajando con un evaporador de película descendente para concentrar leche, encontró una correla

ción en la cual considera las propiedades y condiciones que afectan la película descendente, los datos fueron correlacionados por las siguientes ecuaciones:

a) donde el $Re < 7000$

$$\frac{h_L D}{K} = 1.98 E-5 Re^{0.35} Pr^{0.3} \left[\frac{P L}{s} \right]^{0.9} \quad \dots(45)$$

b) donde el $Re > 7000$

$$\frac{h_L D}{K} = 5.40 E-6 Re^{0.5} Pr^{0.3} \left[\frac{P L}{s} \right]^{0.9} \quad \dots(46)$$

donde el número de Reynolds es:

$$Re = \frac{D V_v d}{\nu} \quad \dots(47)$$

los datos obtenidos tuvieron una desviación promedio del 13%.

3.4 El coeficiente de película para vapor condensante.

Puede calcularse por medio de las derivaciones hechas - por NUSSELT¹⁴, las cuales se obtuvieron bajo las siguientes suposiciones:

-El calor desprendido por el vapor es únicamente calor-

latente.

-El drenado de la película de condensado es solamente por flujo laminar, y el calor se transfiere a través de la película por conducción.

-El grueso de la película en cualquier punto es función de la velocidad media de flujo y de la cantidad de condensado que pasa por ese punto.

-La velocidad de las capas individuales de la película es una función de la relación entre las fuerzas de corte friccional y el peso de la película.

-La cantidad de condensado es proporcional a la cantidad de calor transferido que, a su vez, está relacionado al espesor de la película y a la diferencia de temperatura entre el vapor y la superficie.

-La película de condensado es tan delgada que permite un gradiente lineal en la temperatura.

-Las propiedades físicas del condensado se toman a la temperatura media de la película.

-Se supone que la superficie está relativamente lisa y-

y limpia.

-La temperatura en la superficie del sólido es constante.

-Se desprecia la curvatura de la película.

a) Para superficies verticales:

$$h_V = 0.943 \left[\frac{k_F^3 d_F^2 l_{pv} g}{\nu_F L T_F} \right]^{1/4} \quad \dots(48)$$

da el coeficiente promedio entre dos puntos.

b) Para superficies horizontales:

$$h_V = 0.725 \left[\frac{k_F^3 d_F^2 l_{pv} g}{\nu_F D_o T_F} \right]^{1/4} \quad \dots(49)$$

da el coeficiente promedio de 0 a 180° que es la mitad del tubo, la otra mitad es simétrica.

Las propiedades físicas se evalúan a la temperatura de la película y donde la temperatura de la película es:

$$T_F = 1/2 (T_v + T_w)$$

y

$$AT_F = T_F - T_w$$

Otras correlaciones propuestas por NUSSELT:

a) Para tubos verticales

$$h_V = 1.47 \left[\frac{4 G_m}{v_F} \right]^{-1/3} \left[\frac{v_F^2}{(K_F^3 d_F^2 g)} \right]^{-1/3} \quad (51)$$

b) Para tubos horizontales:

$$h_V = 1.51 \left[\frac{4 G_m}{v_F} \right]^{-1/3} \left[\frac{v_F^2}{(K_F^3 d_F^2 g)} \right]^{-1/3} \quad (52)$$

en ambas ecuaciones se considera un flujo de condensado viscoso.

Combinando estas ecuaciones, puede obtenerse una nueva relación que involucra un mínimo de error:

$$h_V = 1.50 \left[\frac{4 G}{v_F} \right]^{-1/3} \left[\frac{v_F^2}{(K_F^3 d_F^2 g)} \right]^{-1/3} \quad (53)$$

convirtiendo las propiedades físicas en unidades comunes y agrupando, posteriormente, se obtiene:

$$h_V = \frac{540 f_s}{(G')^{1/3}} \quad \dots(54)$$

pudiendo obtener el factor f_s mediante la siguiente ecuación:

$$f_s = \frac{k_F (S.G)_F^{2/3}}{2_F^{1/3}} \quad \dots(55)$$

Esta ecuación es la base del método gráfico propuesto - por CHEN y con la cual se construyen las gráficas 1, 2 y 3.

Debido a que se supone un flujo laminar, las gráficas - únicamente son válidas cuando:

$$\frac{4 G_h}{v_F} < 4200 \quad \text{y} \quad \frac{4 G_m}{v_F} < 1800$$

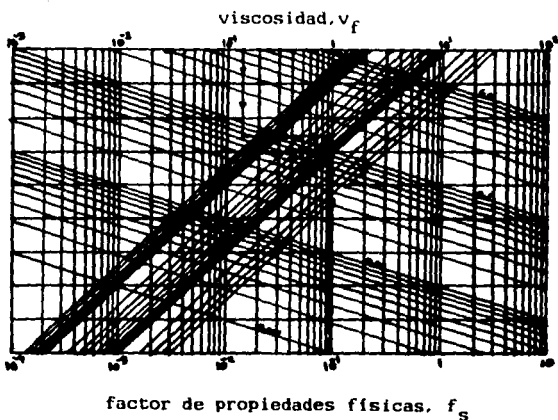
En el caso de manejar un flujo turbulento, es posible - utilizar la correlación KIRKBRIDE y BADGER, de manera que de be cumplirse:

$$\frac{4 G}{v_F} > 1800$$

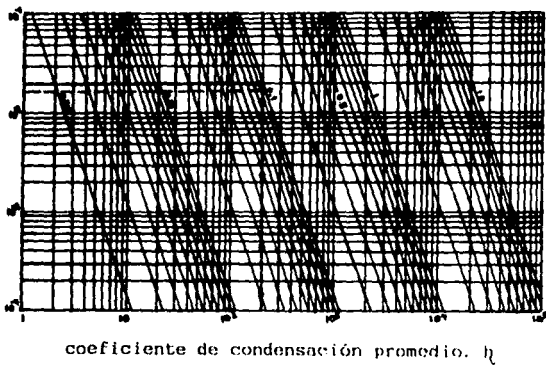
$$h_V = 0.0077 \left[\frac{4 G}{v_F} \right]^{0.4} \left[\frac{v_F^2}{(K_F^3 d_F^2)} \right]^{-1/3} \quad \dots(56)$$

y rearrreglando se obtiene:

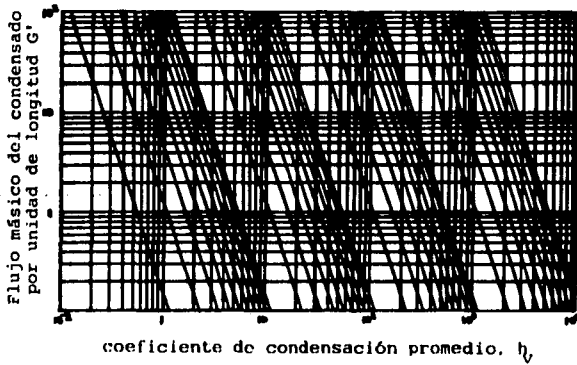
GRAFICA No. 1



GRAFICA No.2



GRAFICA No. 3



$$h_V = 1610 f_t (G')^{0.4} \quad \dots(57)$$

pudiendo evaluar el factor f_t mediante la siguiente ecuación:

$$f_t = \frac{K_F (S.G.)_F^{2/3}}{Z_F^{1.066}} \quad \dots(58)$$

con la ecuación 58 se construyen las gráficas 4 y 5.

El método gráfico se utiliza de la siguiente forma:

Caso I. Flujo laminar.

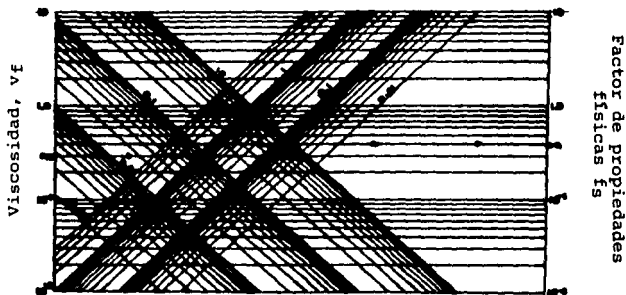
1.- Obtener el factor de propiedades físicas f_s de la gráfica 1, teniendo como datos Z_F , K_F y $(S.G.)_F$.

2.- Obtener el coeficiente de condensación promedio h_V de la gráfica 2, teniendo como datos G' y el valor de f_s obtenido. Cuando $G' > 0.1$ usar la gráfica 3.

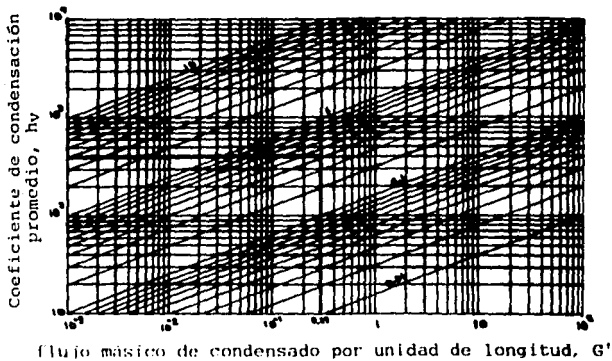
Caso II. Flujo turbulento.

1.- Obtener el factor de propiedades f_t de la gráfica 4 teniendo como datos Z_F , K_F y $(S.G.)_F$.

GRAFICA No. 4



GRAFICA No. 5



2.- Obtener el coeficiente de condensación promedio h_V de la gráfica 4, teniendo como datos G' y el valor de f_t obtenido.

Otra relación localizada para la película de evaporación es:

$$h_V = 570 \left[\frac{k^{0.875}}{v_L^{0.18}} \right] \left[\frac{d_L C_p}{t} \right]^{0.125} \quad \dots(59)$$

3.5 Cálculo del Tiempo de Residencia.

La evaluación de este parámetro nos indica el intervalo de tiempo en el que la película descendente permanece en contacto con la superficie de calentamiento.

$$t_r = \frac{V_m}{G_v} \quad \dots(60)$$

3.6 Cálculo de la Velocidad de Evaporación.

Este valor nos indica que tan rápido se evapora el licor respecto a la velocidad con que se transfiere el calor proporcionado por el vapor a él, a través de la superficie de calentamiento necesaria.

La ecuación que nos proporciona este dato es:

$$V_e = \frac{U\Lambda}{I_{pv}} (T_v - T_{eb}) \quad \dots(61)$$

REFERENCIAS

- 1 McAdams, Op. Cit. Pág. 203
- 2 McAdams, Drew, and Bays, Loc. Cit.
- 3 Bays, G.S., and H. McAdams, Ind. Eng. Chem. 29, 1240-1246 (1937).
- 4 Ueda, T. and Tanaka, T. 1974. Studies of Liquid Film Flow in Two-Phase Annular and Annular-Mist Flow Regimes (Part 1, Downflow in a Vertical Tube), Bull. J.S.M.E., Vol. 17, No. 107, pp 603-613.
- 5 (Part 2, Upflow in a vertical tube), Bull. J.S.M.E., Vol. 17, No. 107, pp 614-624.
- 6 Wilke, W. 1962. Wärmeübergang und Rieselfilme, ForschHft. Ver. Dt. Ing. 490,828.
- 7 Fujita, T. and Ueda, T. 1978. Heat Transfer To Falling Liquid Films and Film. Breakdown - I, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 21, pp. 97-108.
- 8 Braner, H. 1956. Stromung und Wärmeübergang Bei Rieselfilmen, ForschHft. Ver. Dt. Ing. 457,822.
- 9 Ganic, E.N. and Roppo, N.M. 1980 an Experimental Study of Falling Liquid Film Breakdown on a Horizontal Cylinder During Heat Transfer, J, Heat Transfer, Vol. 102, May (1980).
- 10 Sernas, V. 1979 Heat Transfer Correlation for Subcooled Water Films on Horizontal Tubes, J. Heat Transfer, Vol. 101, pp. - 176-178.
- 11 Chun, K.R. and Seban, R.A. 1971 J. Heat Transfer, Vol. 93, - pp 391 - 396.
- 12 Nusselt, W.Z. Ver. Deut. Ing. 60,541,(1916).

NOMENCLATURA

A	Area de Transferencia de Calor, m^2
A_b	Area de la base, m^2
Aflujo	Area de flujo de la película descendente, cm^2
A_i	Area Interna, cm^2
A_l	Area Longitudinal, cm^2
A_o	Area externa, m^2
C_p	Calor específico del líquido a presión- constante, Kcal/Kg $^{\circ}C$
D	Diámetro exterior de la tubería, m
D_i	Diámetro interno, m
D_o	Diámetro externo, m
G	Flujo másico de condensado por unidad - de longitud de tubería horizontal o ver- tical, Kg/m hr
G'	Flujo másico de condensado por unidad - de longitud de tubería horizontal o ver- tical, Kg/m s
G''	Flujo másico de condensado por unidad - de perímetro de tubería vertical.
G_v	Gasto volumétrico del licor, cm^3/s
L	Longitud de la columna, cm
LMTD	Diferencia de temperaturas media loga- rística, $^{\circ}C$

(S.G) _F	Gravedad específica del condensado referida a aquella del agua evaluada a la temperatura de la película, adim.
T _a	Temperatura de salida del licor, °C
T _{eb}	Temperatura de ebullición del licor, °C
T _f	Temperatura de la película, °C
T _v	Temperatura de vaporización, °C
T _w	Temperatura de la pared, °C
U _i	Coficiente Global de Transferencia de Calor basado en el área interna, Kcal/hr m ² °C
U _o	Coficiente Global de Transferencia de Calor basado en el área externa, Kcal/m ² hr °C
U _s	Coficiente Global de Transferencia de Calor sucio, Kcal/hr m ² °C
V	Volumen de la película, cm ³
V'	Volumen en tubería, cm ³
V _c	Velocidad de evaporación, kg/hr
V _m	Volumen muerto o efectivo, cm ³
V _p	Velocidad de la película, Kg/m s
V _v	Velocidad promedio del vapor (velocidad de salida del fondo del tubo/2), Kg/hr
Z _f	Viscosidad del condensado evaluada a la temperatura de la película, cP

a	altura de la tubería, cm
d	densidad del líquido a temperatura promedio, g/cm ³
(delta T) _{global}	gradiente de temperatura entre la temperatura del vapor condensante y la temperatura del líquido en ebullición, °C
(delta T) _f	gradiente de temperatura entre la temperatura de la película líquida y la temperatura de la pared del tubo, °C
d _f	densidad del condensado evaluada a la temperatura de la película, Kg/m ³
d _L	densidad del líquido, Kg/m ³
d _t	difusividad térmica
d _v	densidad del vapor, Kg/m ³
e	espesor de la película, cm
e'	espesor de la pared del tubo, cm
f _s	Factor de propiedades físicas para flujo laminar adim.
g	aceleración gravitacional, m/s ²
g'	aceleración gravitacional, cm/s ²
h ₁	coeficiente de película de la solución en ebullición, Kcal/hr m ² °C
h _L [*]	coeficiente de película de la solución en ebullición introduciendo un espesor de película derivado por Nusselt, adim.
h̄	coeficiente para una película líquida -

	en ebullición sobre un tubo horizontal,- Kcal/m ² hr °C
h_v	coeficiente de película para vapor con-- densante, Kcal/hr m ² °C
k	conductividad térmica del líquido en ebu- llición, Kcal/hr m °C
k_f	conductividad térmica del condensado --- evaluada a la temperatura de la pelícu- la, Kcal/hr m °C
l_{pv}	calor latente de vaporización, Kcal/Kg
r	radio de la base, cm
s	tensión superficial, N/m
t_r	tiempo de residencia, s
t'_r	tiempo de residencia, días
v	viscosidad, Kg/m s
v'	viscosidad del líquido, g/cm s
v'_c	viscosidad cinemática, cm ² /s
v'_{cV}	viscosidad cinemática del vapor, m ² /s
v_d	viscosidad dinámica del líquido, Kg s/- m ²
v_f	viscosidad del condensado evaluada a la temperatura de la película, Kg/hr m
v_L	viscosidad del líquido, Kg/m s
w	perímetro de la columna, cm

CAPITULO IV

CAPITULO IV

CONSTRUCCION Y MONTAJE DEL EQUIPO

Objetivo: Construir un Evaporador de Película Descendente, utilizando recursos disponibles, con características obtenidas en diseños efectuados por diversos investigadores para, posteriormente, utilizarlo en el Laboratorio de Ingeniería Química.

Para poder realizar un modelo adecuado y la posterior construcción de cualquier equipo, se requiere del apoyo bibliográfico, es decir, de las experiencias adquiridas por varios investigadores que con anterioridad se han interesado en el mismo tema.

En el primer capítulo se detallaron algunas de las principales características que debe reunir un Evaporador de Película Descendente tales como: material más adecuado para la construcción, diámetro de la tubería, tipo de condensador y de bomba a utilizar, sustancias y/o productos que pueden concentrarse en él, presión a la cuál puede operarse y Coeficientes Globales e Individuales de Transferencia de Calor que deben obtenerse. De aquí que se tomaran referencias sobre dichos aspectos para la construcción del equipo y se con

sideraran los recursos disponibles para poder utilizarlos en ésta.

Los puntos que se tomaron en cuenta para llegar a un mo
delo definitivo, fueron los siguientes:

- a) Consulta de Bibliografía relacionada con el tema.
- b) Cálculos supuestos fijando un volumen máximo de li-
cor a manejar para establecer las características de
los accesorios a utilizar. (Anexo I)
- c) Cotización de todos los accesorios para encontrar --
los precios más accesibles.
- d) Diseño de un modelo tentativo basado en las caracte-
rísticas que se desean obtener en el producto final-
y en la información bibliográfica, considerando ade-
más el uso óptimo de accesorios.
- e) Discusión del modelo tentativo y, de acuerdo con és-
to, realización del modelo definitivo para, poste--
riormente, llevar a efecto la construcción del equi
po.

Para el Montaje del Equipo se consideraron los siguien-

tes aspectos.

- a) Magnitud del Equipo.
- b) Dimensiones del lugar en donde se colocó.
- c) Construcción de una maqueta de acuerdo al modelo tentativo y discusión de las características de ella, - detallando los inconvenientes.
- d) Cercanía de los servicios auxiliares (agua, vapor, - vacío).
- e) Realización de una prueba hidrostática al equipo para corroborar el funcionamiento adecuado de éste, de tectando las fugas presentes en él.
- f) Caracterización de la bomba y del condensador disponibles para asegurar su funcionamiento necesario para las condiciones de operación requeridas.
- g) Cálculo de la Columna Positiva Neta de Succión (CP--NS), para conocer la distancia necesaria a la cual - debe estar colocada la bomba respecto al equipo y -- que ésta no cavite.

h) Construcción, en el Taller del Laboratorio, de los -
accesorios requeridos en este montaje.

A continuación se detallará la forma en que se realiza-
ron estos aspectos y las características definitivas del --
equipo.

Objetivo General.- Dar a conocer el trabajo realizado -
de caracterización y funcionalidad del evaporador y del equi
po auxiliar, así como la construcción de los accesorios re--
queridos en el montaje de éstos.

1.- Magnitud del Equipo y dimensiones del lugar en don-
de se colocó.

Objetivo Particular.- Caracterizar el Evaporador de Pe-
lícula Descendente y detallar las dimensiones del lugar en -
el que fue colocado.

Para elegir el sitio en donde debía quedar definitiva--
mente el Evaporador, se consideraron las dimensiones de éste,
así como la distancia mínima a la cual debían ir colocados -
los equipos auxiliares, tales como tanques, bomba, condensa-
dor, etc.

Las características del equipo y del lugar seleccionado

se ilustran en el esquema correspondiente a éstos, el cual - se encuentra en el capítulo designado al Diseño de la Práctica.

La caracterización del evaporador se logró simplemente - midiendo éste en forma convencional y, considerando, con anterioridad, las distancias referidas.

2.- Construcción de la Maqueta.

Objetivo Particular.- Construcción, a escala, de una maqueta referente al Evaporador, antes de su montaje, para discutir los inconvenientes de ella y llegar a un modelo definitivo.

La construcción del modelo tentativo a escala se realizó suponiendo la forma mediante la cual se consideró que podría funcionar el equipo adecuadamente.

Este modelo se discutió más tarde y se realizaron algunos cambios para su mejor funcionalidad.

En las fotografías de las páginas siguientes se muestra el modelo inicial del Evaporador.

3.- Cercanía de los servicios auxiliares.

Objetivo Particular.- Instalar el equipo en un lugar -- cercano a los servicios auxiliares requeridos para su operación.

Para que el Evaporador operara en la forma requerida -- fueron necesarios servicios tales como agua, vapor, vacío y electricidad.

El lugar seleccionado, aparte de cumplir con las dimensiones adecuadas, cuenta con la cercanía de estos servicios, excepto el del vacío, el cual tuvo que extenderse mediante tubería, desde su fuente hasta la instalación del equipo. El esquema correspondiente a este último, ya mencionado con --- anterioridad, indica la posición de cada uno de estos servicios.

4.- Realización de una prueba hidrostática al equipo.

Objetivo Particular.- Someter al Evaporador a una prueba hidrostática para detectar posibles fugas en él a la presión de trabajo requerida.

Esta prueba se llevó a efecto acondicionando al equipo un manómetro y aplicando una presión máxima de $5 \bar{\text{kg}}/\text{cm}^2$, que son las condiciones extremas a las que opera la línea de vapor y en las que, en determinado momento, podría operar el -

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

equipo. Al mismo tiempo, se introdujo agua para detectar fugas que pudiese presentar el Evaporador.

Las siguientes imágenes muestran la forma en que se acondicionó el equipo para dicha prueba.

5.- Caracterización de la bomba y del condensador disponibles.

Objetivo Particular.- Proporcionar al lector las características físicas y de operación de la bomba y del condensador disponibles en el Laboratorio, para ser utilizados en el Montaje del Evaporador de Película Descendente.

Las características físicas tanto del condensador como de la bomba utilizados, pueden detectarse objetivamente y se facilita esta información en la descripción del Evaporador.

En cuanto a las características de operación, para la bomba se utilizó un tacómetro para conocer las revoluciones por minuto, asimismo se determinó el tiempo en el cual transportaba un volumen determinado para conocer el flujo volumétrico y finalmente, se realizó un Bernoulli para conocer la potencia a la que opera. En cuanto al condensador, mediante el conocimiento de sus dimensiones físicas, se pudo obtener el área correspondiente a la transferencia de calor y, me---

dian te un balance de calor, la cantidad de vapor que puede condensar, la cual resultó suficiente para los propósitos presentes.

6.- Cálculo de la Columna Positiva Neta de Succión (CPNS).

Objetivo Particular.- Realizar el cálculo del CPNS para conocer la distancia mínima a la cual debe colocarse la bomba y que ésta, al operar, no cavite.

Mediante este cálculo se determinó la distancia a la cual debía colocarse la bomba respecto del evaporador y evitar, con ello, problemas en ésta. Se realizó considerando las condiciones extremas de operación, para una mayor seguridad.

El resultado obtenido fue menor a la distancia con la que realmente se cuenta, siendo por esto suficiente y cumpliendo el objetivo propuesto.

7.- Trabajo realizado en el Taller del Laboratorio.

Objetivo Particular.- Construcción de los accesorios necesarios para el Montaje del Evaporador.

a) Construcción de soportes.

Estas estructuras son necesarias para sostener al evaporador, al cambiador de calor y a los tanques, y mantenerlos firmes, en una posición determinada.

Para tal efecto, se utilizó ángulo de acero y varilla, para los dos primeros, y varilla y tubo de acero para los --terceros, procediendo a su construcción de la siguiente manera:

Se cortó un tramo de ángulo de una longitud igual a la del cuerpo del evaporador y, en este corte, se hicieron dos orificios con el taladro, a los cuales se sujetaron dos tramos de varilla que sirvieron como abrazaderas al evaporador.

Para el cambiador de calor se utilizó un tramo igualmente de longitud similar a él, también de ángulo, y se procedió como en el caso anterior.

En cuanto a los soportes para los tanques, se cortaron tramos de varilla adecuados a cada tanque, soldándolos, posteriormente, en forma circular y, unidos a ella, tramos de tubo que hacen las veces de patas, formando una estructura en forma de tripié.

Finalmente, estos soportes se pintaron de negro como -- convencionalmente se hace en el Laboratorio de Ingeniería -- Química.

b) Construcción de reducciones.

La idea al realizar estos accesorios es, como su nombre lo indica, reducir el diámetro de la tubería. Estas fueron -- necesarias en los siguientes puntos: entrada y salida del -- evaporador, así como a las entradas y salidas de los tanques de alimentación y recepción de concentrado, ya que se disponía únicamente con tubería de acero inoxidable de 1/2 pulgada.

Para su construcción se utilizó un tramo de tubo de acero inoxidable de 1 pulgada de diámetro, pues fue posible obtener un tramo pequeño para este propósito, al cual se le -- realizaron pequeños cortes en uno de sus bordes para reducir, en ese extremo, el diámetro y, para alcanzar el diámetro de 1/2 pulgada se soldó, en dicho extremo, un tramo de tubería de acero inoxidable de 1/2 pulgada, esmerilando, finalmente, para obtener un accesorio uniforme.

c) Construcción de bridas.

Las bridas son auxiliares necesarios en la unión de dos

accesorios.

Puesto que su forma es circular, se determinó cortar -- tramos de 5/16 pulgadas de espesor, a partir de un lingote - de cold rolled. Después se procedió a rebajar dichos tramos - en el torno para obtener accesorios limpios y lisos de 1/4 - de pulgada de espesor.

Enseguida, en la parte central de cada brida y utilizando las brocas necesarias, se formaron orificios del diámetro adecuado, según los accesorios que se pretendía unir.

Los orificios que serían utilizados para la colocación - de los tornillos de unión, se realizaron en el taladro utilizando una broca del diámetro adecuado a ellos.

Al final, para lograr una mejor presión de la brida con el empaque y utilizando nuevamente el torno, se rayaron las bridas por una de sus caras, formando círculos en ellas.

A algunas bridas que serían utilizadas en la unión de - piezas roscadas, se les formó rosca en su parte central utilizando, para ello, un machuelo del diámetro necesario.

d) Elaboración de Empaques.

Se hicieron empaques tanto para los tanques como para las bridas. En el caso de los primeros se utilizó asbesto sobre el cual se trazaron círculos de un diámetro correspondiente al diámetro de las tapas y, dentro de éstos, se trazaron otros círculos más pequeños de tal forma que entre los dos únicamente quedara una tira de asbesto de forma circular de un ancho correspondiente a la medida de la parte superior de los tanques, que es donde se colocaron estos empaques.

Para los empaques de las bridas se utilizó polietileno en el cual se trazaron y, posteriormente, se cortaron, círculos del mismo diámetro de las bridas.

Más tarde, se les redondeó más adecuadamente ayudados por el torno y se finalizó realizando los orificios en la parte central y los correspondientes para los tornillos, como se hiciera para las bridas.

e) Construcción de Niples, Codos y Uniones T.

Son accesorios útiles para unir bridas a algún otro accesorio, en el caso de los primeros, para obtener curvas de un ángulo determinado (45° ó 90°), en el caso de los segundos y para la unión de tres tramos de tubería, en el caso

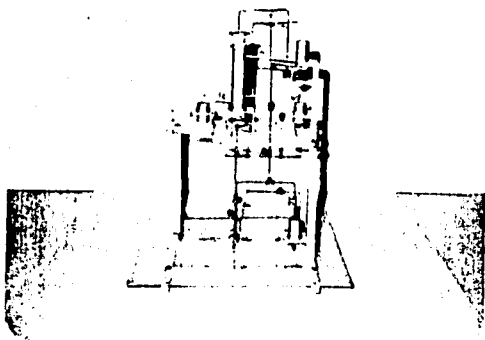
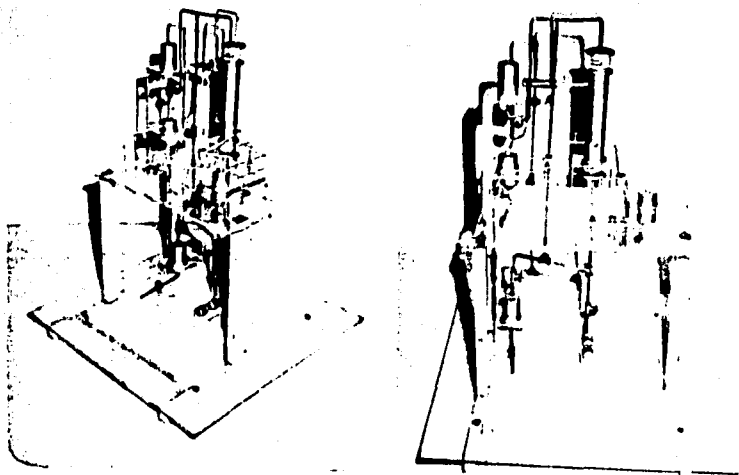
de los terceros.

Para la construcción de los nipples se procedió a cortar tubería, ya fuera de acero inoxidable o al carbón, según fue necesario, del diámetro y la longitud requeridos y, posteriormente, se les formó la rosca en ambos extremos, utilizando la charrasca con muescas del diámetro adecuado.

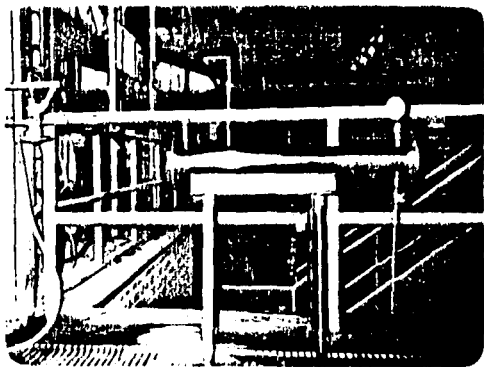
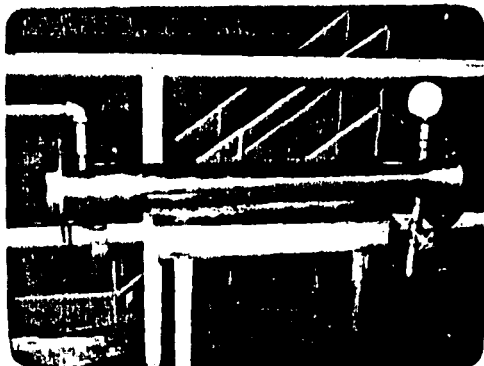
En el caso de los codos, se cortaron tramos de tubería de acero inoxidable de 1/2 pulgada de diámetro de aproximadamente 16 cm. y, utilizando un auxiliar para formar curvas, - también construido en el Taller, se obtuvieron los codos introduciendo los tramos de tubería en la parte central de dicho auxiliar y, enseguida, doblándolos de acuerdo a los grados requeridos.

En cuanto a las uniones T, se cortaron tramos de aproximadamente 7 cm. de longitud a partir de tubería de acero inoxidable de 1/2 pulgada de diámetro y, en la parte central de ellos, se soldaron otros tantos de la misma tubería, pero de 5 cm. de longitud para, posteriormente, ya soldadas ambas piezas, introducir por la parte superior del tramo más pequeño, una broca del mismo diámetro para formar un orificio entre las dos partes unidas y, de esta manera, obtener el accesorio con sus tres salidas.

Finalmente, todos estos accesorios se utilizaron en el montaje del Evaporador, colocándolos en los sitios requeridos y en el caso de no contar con piezas roscadas, se procedió a la formación de un labio a los accesorios y a la tubería que lo necesitaran, para quedar unidos a las bridas y, para este fin, se utilizó una prensa de acero al carbón, así mismo construída en el Taller, la cual presenta una forma rectangular con un orificio en la parte superior de 1/2 pulgada de diámetro, por el cual se introduce la tubería, o el accesorio, y se forma el labio entre ella y la brida.



ESQUEMA DEL EQUIPO A ESCALA



PRUEBA HIDROSTATICA

CAPITULO V

RESULTADOS EXPERIMENTALES

Soluciones Agua-Azúcar

(sin reflujo)

Corrida	X_i (%)	L_1 (l/min)	L_8 (l/min)	$P_{vap.}$ $(\bar{K}g/cm^2)$
1	10	2	0.87	0.7
2	10	3	1.423	0.6
3	10	3	1.375	0.5

Corrida	P_v (mm Hg)	$18^\circ C$ d_i (g/cm ³)	$40^\circ C$ d_f (g/cm ³)	T_1 (°C)
1	160	1.03	1.04	18
2	160	1.03	1.04	18
3	160	1.03	1.04	18

Corrida	T_s (°C)	C_{p1} (Kcal/Kg °C)
1	93	0.94
2	90	0.94
3	90	0.94

Soluciones Agua-Azúcar

(con reflujo)

Corrida	X_i (%)	L_1 (1/min)	L_4 (1/min)	L_8 (1/min)
*4	12	2	1.02	1.636
**5	12	3	1.53	2.250

Corrida	$p_{vap.}$ ($\bar{K}g/cm^2$)	p_v (mm Hg)	d_i 20°C (g/cm^3)	d_f 50°C (g/cm^3)
*4	1.0	150	1.04	1.09
**5	1.0	80	1.04	1.09

Corrida	T_1 (°C)	T_s (°C)	C_{p1} (Kcal/Kg °C)	C_{p4} (Kcal/Kg °C)
*4	20	86	0.925	0.85
**5	20	89	0.925	0.85

*Válvula de recirculación totalmente abierta; válvula del concentrado en posición media.

**Válvula de recirculación en posición media; válvula del del concentrado totalmente abierta.

Soluciones Leche-Agua

(sin reflujo)

Corrida	X_i (%)	L_1 (1/min)	L_4 (1/min)	L_8 (1/min)
1	5	2	0.95	1.818
2	5	3	1.633	2.4

Corrida	$p_{vap.}$ ($\bar{K}g/cm^2$)	p_v (mm Hg)	17°C	42°C
			d_i (g/cm^3)	d_f (g/cm^3)
1	1.5	160	0.99	1.02
2	1.5	160	0.99	1.02

Corrida	T_1	T_s	C_{pl}
	(°C)	(°C)	(Kcal/Kg °C)
1	17	88	0.93
2	17	84	0.93

Solución Leche-Agua

(sin reflujo)

Corrida	X ₁ (%)	L ₄ (l/min)	L ₈ (l/min)	G ₅ (l/min)
3	5	0.87	1.765	0.97

Corrida	p _{vap} (Kg/cm ²)	p _v (mm Hg)	d _f ^{50°C} (g/cm ³)	T ₁ (°C)
3	1.0	160	0.98	18

Corrida	T _c (°C)	T _s (°C)	C _p (Kcal/Kg °C)
3	35	85	0.93

En esta corrida no se fijó el Gasto Volumétrico de alimentación. Sin embargo, se determinaron los gastos de concentrado y evaporado a partir del tiempo y del volumen acumulado en los tanques de concentrado y de condensado del vapor producido.

Detalle para la Primera Corrida:

- Cálculo de Q_v (Calor cedido por el vapor)

$$p_{\text{vap.}} = 0.7 \text{ Kg/cm}^2 = 7000 \text{ Kg/m}^2$$

$$P_{\text{atm.}} = 585 \text{ mm Hg} = 7953.13 \text{ Kg/m}^2$$

$$P_{\text{abs.}} = 14953.13 \text{ Kg/m}^2$$

De Tablas de Vapor Saturado "Crane":

$$T^{\circ} = 110.69^{\circ}\text{C} \sim 111^{\circ}\text{C}$$

vapor

$$i_{\text{pv}} = 531.7 \text{ Kcal/Kg}$$

$$d_s = 957.5 \text{ Kg/m}^3$$

$$L_8 = 0.87 \text{ l/min} = 0.0522 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$L'_{s8} = d_s L_8 = 957.5 \times 0.0522 = 50.0 \text{ Kg/hr}$$

$$L'_8 = G'_7$$

De la Ec. (58) se tiene:

$$Q_v = L'_{s8} i_{\text{pv}} = 50.3 \times 531.7 = 26744.5 \text{ Kcal/hr}$$

- Cálculo de Q_L (Calor ganado por el líquido)

De la Ec. (58) se tiene:

$$Q_L = L_4 h_4 + G_5 H_5 - L_1 h_1$$

$$L'_1 = d_L L_1 = 1.03 \times 120 = 123.6 \text{ Kg/hr}$$

Despejando L_4 de la Ec. (45):

$$L_4' = \frac{\frac{L_1' \times X_1}{X_4}}{\frac{1}{X_4}} = \frac{123.6 \times 0.1}{0.12} = 103 \text{ Kg/hr}$$

Con la d_f encontramos la concentración = $12\% = X_4$

(Ver Apéndice 1)

$$G_5' = L_1' - L_4' = 123.6 - 103 = 20.6 \text{ Kg/hr}$$

$$P_v = 160 \text{ mm Hg} = 2157.2 \text{ Kg/m}^2$$

$$P_{\text{abs.}} = 5777.9 \text{ Kg/m}^2$$

De tablas de Vapor "Crane":

$$T_{\text{eb.}} = 84.5^\circ\text{C}$$

$$l_{\text{Peb.}} = 548.28 \text{ Kcal/Kg}$$

Considerando vapor saturado:

$$h_7 - h_8 = l_{Pv} = 531.7 \text{ Kcal/Kg}$$

$$T_o = 0^\circ\text{C}$$

$$h_1 = C_{p_1} (T_a - T_o) = 0.94 (18) = 16.9 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_4 = C_{p_4} (T_{\text{eb}} - T_o) = 0.94 (84.5) = 79.43 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_5 = C_{p5} (T_{eb} - T_o) + l_{Peb} = 0.94 (84.5) + 548.28$$

$$H_5 = 627.71 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_L = 19\ 023.28 \text{ Kcal/hr}$$

Despejando Q_p de la Ec. (58):

$$Q_p = Q_v - Q_L = 26\ 744.5 - 19\ 023.28 = 7\ 721.22 \text{ Kcal/hr}$$

- Cálculo de $U_{\text{experimental}}$ (U_{limpia})

$$Q_L = U_{\text{exp.}} A_o (\text{delta } T)$$

$$A_o = \text{Pi } D L N = 3.1416 \times 0.0388 \times 0.953 \times 3 = 0.348 \text{ m}^2$$

$$\text{delta } T = T_v - T_{eb.} = 111 - 84.5 = 26.5^\circ\text{C}$$

$$U_{\text{exp.}} = \frac{Q_L}{A_o (\text{delta } T)} = \frac{19\ 023.28}{0.348 \times 26.5}$$

$$U_{\text{exp.}} = 2\ 062.82 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Cálculo del Volumen

1) Volumen en tubos interiores del Evaporador

$$V = e A_1$$

$$L_1 = 120 \text{ l/hr} = 0.120 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$51.3^\circ\text{C}$$

$$v_L (10\%) = 0.72474 \text{ cP} = 2.6091 \text{ Kg/m hr}$$

$$d' = 51.3^{\circ}\text{C} = 981.12 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 127\,137\,600 \text{ m/h}^2$$

$$w = \text{Pi Di} = 0.1052 \text{ m}$$

De la Ec. (1'):

$$e = 4.152 \text{ E-04 m}$$

$$A_1 = \text{Pi Di L} = 3.1416 \times 0.0335 \times 0.983 = 0.1035 \text{ m}^2$$

$$V = 4.297 \text{ E-05 m}^3$$

Para tres tubos:

$$V = 1.289 \text{ E-04 m}^3$$

2) Volumen en el carrito

$$V' = \frac{A}{c} z$$

$$D = 3.88 \text{ cm} = 0.0388 \text{ m}$$

$$z = 3 \text{ cm} = 0.03 \text{ m}$$

$$D_c = 20 \text{ cm} = 0.2 \text{ m}$$

$$V_T = \frac{\text{Pi } D^2}{4} \times z \times N$$

$$V_T = \frac{3.1416 (0.0388)^2}{4} \times 0.03 \times 3$$

$$V_T = 1.064 \text{ E-04 m}^3$$

$$V'_c = \frac{\pi D_c^3}{4} \times z = \frac{3.1416 (0.2)^2}{4} \times 0.03$$

$$V'_c = 9.424 \text{ E-04 m}^3$$

$$V_L = V'_c - V_T = 8.36 \text{ E-04 m}^3$$

- Cálculo del Tiempo de Residencia

De la Ec. (32) se obtiene:

1) Para los tubos interiores del Evaporador:

$$t_r = \frac{4.297 \text{ E-05}}{0.120} = 3.58083 \text{ E-04 hr} = 1.29 \text{ s}$$

2) Para el carrete:

$$t_r = \frac{8.36 \text{ E-04}}{0.120} = 0.006967 \text{ hr} = 25.08 \text{ s}$$

- Cálculo de los Coeficientes Individuales de Transferencia de Calor.

Primera Suposición:

Considerando el Tiempo de Residencia en el carrete y en los tubos interiores, 25.08 y 1.03 segundos, respectivamente, podemos apreciar que primero sufre un calentamiento en el carrete y después, en un tiempo corto, se lleva a cabo la evaporación; por lo tanto, suponemos que:

Temperatura de la Película = Temperatura de Ebullición.

$$Re_m = \frac{4 G}{v_e P}$$

$$G_p = L'_1 \times \frac{1}{w} = 123.6 \times \frac{1}{0.1052} = 1174.9 \text{ Kg/m hr}$$

$$v_e^{84.5^\circ\text{C}} = 0.44475 \text{ cP} = 1.6011 \text{ Kg/m hr}$$

$$Re_m = 2934.04$$

$$Pr = \frac{C_{pl} v}{k_F}$$

$$C_{pl} = 0.94 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$k_F^{84.5^\circ\text{C}} = 0.5585 \text{ Kcal/hr m}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 2.695$$

De la Ec. (15) se evalúa h_L :

$$h_L = 338.747 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Utilizando la Ec. (8), se determina el valor de h_v :

Donde:

$$G_m = 1.1 \times \frac{1}{L} = 50.3 \times \frac{1}{0.953}$$

$$G_m = 52.78 \text{ Kg/hr m}$$

$$d_F^{84.5 \text{ } ^\circ\text{C}} = 962.28 \text{ Kg/m}^3$$

$$h_v = 5894.19 \text{ Kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$$

- Cálculo de los Coeficientes Globales de Transferencia de Calor.

Para una tuberfa de Pared Gruesa:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h \frac{L(A_i/A_o)}{2.3 k_m} \log \frac{D}{D_i}} + \frac{1}{h_v} =$$
$$= \frac{1}{h_L (D_i/D)} + 2.3 \frac{D}{D_i} + \frac{1}{h_v}$$

Usando la simplificación de que la resistencia de la pared del tubo delgado es despreciable:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_L (A_i/A_o)} + \frac{1}{h_v}$$

Si $h_{Lo} = h_L (A_i/A_o) = h_L (D_i/D)$, entonces:

$$U = \frac{h_{Lo} \quad h_v}{\text{teo.} \quad h_{Lo} + h_v}$$

$$h_{Lo} = 338.747 \times (0.0335/0.0388)$$

$$h_{Lo} = 292.475 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_{teo.} = 278.648 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Utilizando la ecuación de Reynolds en función del Diámetro --
equivalente para el cálculo de h_L :

$$Re = \frac{De V d}{\nu}$$

$$V = \frac{L_1}{A_{flujo}}$$

$$A_{flujo} = \frac{\pi Di^2}{4} - \frac{\pi (Di - 2e)^2}{4}$$

$$A_{flujo} = 4.3155 \text{ E-05 m}^2$$

$$V = \frac{0.120}{4.3155 \text{ E-05}} = 2780.65 \text{ m/hr}$$

$$De = 4 r_H = \frac{Di^2 - D_p}{D_p}$$

$$D_p = (0.0335 - 2(4.152 \text{ E-04})) = 0.03267 \text{ m}$$

$$h_p^2 = 1.067 \text{ E-03 m}^2$$

$$De = 1.691 \text{ E-05 m}$$

$$Re = 2\ 826.0$$

Calculando h_L de la Ec. (15):

$$h_L = 328.75 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- Cálculo del Coeficiente Global:

$$h_{Lo} = 328.75 \times (0.0335/0.0388) = 283.84 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_{teo.} = 270.8 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Segunda Suposición:

Suponemos los valores de h_L y h_V .

$$h_V = 7\ 000 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_L = 400 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\bar{T} = \frac{(18 + 84.5)}{2} = 51.25 \approx 51.3$$

$$T_w = \frac{(7\ 000 \times 111) + (400 \times 51.3)}{7\ 000 + 400} = 107.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_f = 111 - 3/4(111-107.8) = 108.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$G_p = 1\ 174.9 \text{ Kg/hr m}$$

$$v_e = 1.6011 \text{ Kg/m hr}$$

$$Re_m = 2\ 935.23$$

$$Pr = 2.695$$

$$h_L = 338.878 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$G_m = 52.78 \text{ Kg/hr m}$$

$$v_F = 1.123 \text{ Kg/m hr}$$

$$k_F = 0.5809 \text{ Kcal/m hr } ^\circ\text{C}$$

$$d_F = 948.59 \text{ Kg/m}^3$$

$$h_V = 6832.678 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Comprobando:

$$h_V (T_v - T_w) = h_L (T_w - \bar{T})$$

$$6832.678 (111 - 107.8) = 338.878 (107.8 - 51.3)$$

$$21364.5696 = 19196.607$$

Debido a que la igualdad no se cumple se deben volver a suponer otros valores para h_L y h_V (se recomienda utilizar los valores obtenidos en cada intento), siguiendo la misma secuencia para calcular nuevos valores, hasta que la igualdad se cumpla.

En este caso particular, después de varias iteraciones, se encontró:

$$h_V = 6845.54 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_L = 338.765 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Re = 2984.4$$

$$Pr = 2.695$$

$$T_w = 108.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_f = 108.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\bar{T} = 51.25 \sim 51.3$$

$$k_F = 0.5811 \text{ Kcal/m hr } ^\circ\text{C}$$

$$k_{eb.} = 0.5585 \text{ Kcal/m hr } ^\circ\text{C}$$

$$v_F = 1.1184 \text{ Kg/m hr}$$

$$v_e = 1.6009 \text{ Kg/m hr}$$

$$d_F = 948.44 \text{ Kg/m}^3$$

$$d_e = 962.28 \text{ Kg/m}^3$$

Comprobando:

$$6 \ 845.54172 \ (111-108.1825796) = 338.7650657(108.18257 \times 51.25)$$

$$1 \ 2986.76889 = 12 \ 986.769$$

De lo anterior se deduce que:

$$h_{Lo} = 292.49 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ y}$$

$$U_{teo.} = 280.505 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Estos últimos valores se obtuvieron con las ecuaciones para h_{Lo} y $U_{teo.}$ anteriormente establecidas.

Resultados de $U_{Exp.}$ para Agua Azúcar

$U_{Exp.} = f$ (Balance de Masa y Energía)

Corrida	L_1	L_4	G_5	X	G_7
	(Kg/hr)	(Kg/hr)	(Kg/hr)	(%)	(Kg/hr)
1	123.6	103.0	20.6	12	50.3
2	185.4	154.5	30.9	12	81.9
3	185.4	154.5	30.9	12	79.1
*4	124.8	66.71	58.09	22.5	94.41
**5	187.2	100.28	86.92	22.4	129.56

Corrida	$P_{vap.}$	$P_{vac.}$	$T_{vap.}$	$i_{vap.}$	$T_{eb.}$
	($\bar{K}g/m^2$)	($\bar{K}g/m^2$)	($^{\circ}C$)	(Kcal/Kg)	($^{\circ}C$)
1	7 000	2 175.2	111	531.7	84.5
2	6 000	2 175.2	109	533.09	84.5
3	5 000	2 175.2	106	534.47	84.5
*4	10 000	2 039.26	116	528.03	85.1
**5	10 000	1 087.61	116	528.03	88.93

Corrida	$i_{cb.}$	h_1	h_4	H_5	($H_7 - H_8$)
	(Kcal/kg)	(kcal/kg)	(kcal/kg)	(Kcal/kg)	(Kcal/kg)
1	548.28	16.9	79.43	627.71	531.7
2	548.28	16.9	79.43	627.71	533.09
3	548.28	16.9	79.43	627.71	534.04
*4	547.91	18.5	72.31	626.60	528.03
**5	545.52	18.5	75.59	627.78	528.03

Corrida	Q_V (Kcal/hr)	Q_L (kcal/hr)	Q_p (Kcal/hr)	delta T (°C)	Exp. (Kcal/hm ² °C)
1	26 744.5	19 023.28	7 721.22	26.5	2062.82
2	43 668.43	28 536.3	15 132.13	24.1	3402.53
3	42 294.75	28 536.3	13 758.45	21.5	3813.99
*4	49 851.69	38 914.19	10 937.5	30.93	3615.32
**5	68 413.96	58 683.6	9 730.3	27.1	6229.44

Resultados de U_{Teo} para Agua-Azúcar

$U_{Teo} = f$ (Coeficientes Individuales)

Corrida	\bar{t} (°C)	$v_{\bar{t}}$ (Kg/m hr)	$d_{\bar{t}}$ (kg/m ³)	e (m)	$V_{Teb.}$ (m ³)
1	51.25	2.6091	981.12	4.152E-4	4.297E-5
2	51.25	2.6091	981.12	4.753E-4	4.919E-5
3	51.25	2.6091	981.12	4.753E-4	4.919E-5
*4	52.54	2.5631	980.44	4.128E-4	4.272E-5
**5	54.47	2.4899	979.32	4.682E-4	4.846E-5

Corrida	$V_{carr.}$ (m ³)	t_r eb. (hr)	t_r carr. (hr)
1	8.36E-4	1.29	25.08
2	8.36E-4	0.98	16.72
3	8.36E-4	0.98	16.72

*4	8.36E-4	1.28	25.08
**5	8.36E-4	0.98	16.72

Primer Suposición: $T_{\text{película}} = T_{\text{ebullición}}$

Ecuaciones empleadas: (24) y (53)

$$Re_m = \frac{4 G_m}{v_F} \quad Pr = \frac{C_p d_F}{k_F} \quad \text{Error: } 1 \times 10^{-3}$$

Corrida	G_m (Kg/hr m)	v_F (Kg/hr m)	d_F (Kg/m ³)	k_F (Kcal/m hr °C)	Re_m (Adim)
1	52.78	1.6009	962.28	0.5585	2934.04
2	85.94	1.6009	962.28	0.5585	4401.65
3	83.00	1.6009	962.28	0.5585	4401.65
*4	99.07	1.5875	961.96	0.5591	2987.86
**5	135.95	1.4999	959.77	0.5634	4743.60

Corrida	Pr (Adim)	h_o (Kcal/m ² hr °C)	h_i (Kcal/m ² hr °C)
1	2.695	5 894.19	338.747
2	2.695	5 008.31	468.570
3	2.695	5 066.76	468.570
*4	2.626	4 794.4	340.580
**5	2.463	4 423.75	484.110

Corrida	h_{io} (Kcal/m ² hr °C)	U_{Teo} (Kcal/m ² hr °C)
1	292.475	278.648
2	404.564	374.323
3	404.564	374.650
*4	294.06	277.070
**5	417.98	381.900

$$Re = \frac{D_{eq} \cdot V \cdot d_F}{\nu_F}$$

Corrida	D_{eq} (m)	V (m/hr)	Re (Adim)	h_o (Kcal/m ² hr °C)
1	1.691E-3	2780.65	2826.00	5 894.19
2	1.691E-3	4171.01	4239.84	5 008.31
3	1.691E-3	4171.01	4239.84	5 066.76
*4	1.691E-3	2780.65	2849.30	4 794.40
**5	1.912E-3	4171.01	5103.10	4 423.75

Corrida	h_{io} (Kcal/m ² hr °C)	U_{Teo} (Kcal/m ² hr °C)
1	283.84	270.80
2	392.67	364.12
3	392.67	364.43
*4	283.07	267.29
**5	443.17	402.82

Segunda Suposición: Se suponen valores de h_o y h_i :

$$Re = \frac{4 G_m}{v_{Teb.}}$$

Corrida	\bar{T} (°C)	t_w (°C)	t_F (°C)	G_m (Kg/m hr)	v_F (Kg/m hr)
1	51.25	108.2	108.9	1 174.9	1.1184
2	51.25	104.62	105.72	1 762.36	1.1718
3	51.25	101.80	102.87	1 762.36	1.2218
*4	52.54	112.74	113.55	1 186.31	1.0440
**5	54.50	110.60	111.90	1 770.47	1.0689

Corrida	k_F (Kcal/m hr °C)	d_F (Kg/m ³)	Re (Adim)	Pr (Adim)
1	0.5811	948.44	2934.4	2.695
2	0.5789	950.24	4401.65	2.695
3	0.5766	951.86	4401.65	2.695
*4	0.5842	945.80	2819.50	2.669
**5	0.5832	946.70	4743.60	2.502

Corrida	h_o (Kcal/m ² hr °C)	h_i (Kcal/m ² hr °C)	h_{io} (Kcal/m ² hr °C)
1	6 845.54	338.765	292.490
2	5 713.46	468.57	404.564

3	5 684.44	468.57	404.564
*4	5 697.36	308.81	266.630
**5	5 081.59	487.24	420.680

Corrida $U_{Teo.}$ No. Iter.
(Kcal/m² hr °C)

1	280.505	4
2	377.810	4
3	377.680	5
*4	254.710	5
**5	388.52	5

Ecuaciones Empleadas: (29) y (48)

$$Re = \frac{4 G_m}{v_F} ; Pr = \frac{C_P v_{\bar{t}}}{k_{\bar{t}}} \quad \text{Error: } 1 \times 10^{-4}$$

Corrida	\bar{t}	t_w	t_F	$v_{\bar{t}}$	v_F
	(°C)	(°C)	(°C)	(Kg/m hr)	(Kg/m hr)
1	51.25	82.94	89.95	2.6106	1.4775
2	51.25	80.21	87.41	2.6106	1.5339
3	51.25	79.16	85.87	2.6106	1.5689
*4	52.54	85.34	93.00	2.5618	1.4126
**5	54.47	84.28	92.21	2.4901	1.4293

Corrida	K_t (Kcal/m hr °C)	k_t (Kcal/m hr °C)	d_t (Kg/m ³)	d_F (Kg/m ³)
1	0.5098	0.5645	981.15	959.19
2	0.5098	0.5618	981.15	960.63
3	0.5098	0.5600	981.15	961.50
*4	0.5121	0.5676	980.42	957.45
**5	0.5154	0.5668	979.32	957.91

Corrida	Re (Adim)	Pr (Adim)	h_o (Kcal/m ² hr °C)	h_i (Kcal/m ² hr °C)
1	3 179.49	4.813	5 470.437	4 844.547
2	4 593.88	4.813	5 372.707	5 341.726
3	4 491.23	4.813	5 430.537	5 222.371
*4	3 357.86	4.700	5 419.475	5 063.977
**5	4 978.00	4.541	5 353.276	5 695.592

Corrida	h_{io} (Kcal/m ² hr °C)	$U_{Teo.}$ (Kcal/m ² hr °C)	No. Iter.
1	4 182.792	2 370.367	5
2	4 612.057	2 481.704	5
3	4 509.006	2 463.526	5
*4	4 372.249	2 419.931	4
**5	4 917.586	2 563.095	4

Ecuaciones empleadas: (39) y (59)

$$Re = \frac{4 V_p}{v}$$

Corrida	\bar{t} (°C)	t_w (°C)	t_F (°C)	v_F (Kg/m hr)	$v_{Teb.}$ (Kg/m hr)
1	51.25	60.88	73.41	1.8840	1.6008
2	51.25	59.55	71.92	1.9264	1.6008
3	51.25	59.09	70.80	1.9578	1.6008
*4	52.50	62.79	76.10	1.8115	1.5892
**5	54.50	63.24	76.43	1.8026	1.4999

Corrida	k_F (Kcal/m hr °C)	$k_{Teb.}$ (Kcal/m hr °C)	d_F (Kg/m ³)
1	0.5445	0.5585	968.57
2	0.5425	0.5585	969.42
3	0.5409	0.5585	970.06
*4	0.5481	0.5590	961.99
**5	0.5486	0.5634	966.86

Corrida	$d_{Teb.}$ (Kg/m ³)	Re (Adim)	h_v (Kcal/m ² hr °C)
1	962.28	2 934.43	678.337
2	962.28	4 401.65	697.035

3	962.28	4 401.65	693.337
*4	961.99	2.894.79	687.638
**5	959.77	4 743.60	713.004

Corrida	h_{Lo} (Kcal/m ² hr °C)	$U_{Teo.}$ (Kcal/m ² hr °C)
1	3 047.029	1 356.674
2	3 583.548	1 394.069
3	3 583.547	1 386.674
*4	3 068.713	1 375.276
**5	3 701.359	1 426.008

Para el cálculo de h_v con la ecuación (59), las propiedades físicas, (viscosidad, densidad y conductividad eléctrica), están en función de la temperatura de ebullición.

Resultados de $U_{Exp.}$ para Leche ($X_i=5\%$)

$U_{Exp.} = f(\text{Balance de Masa y Energia})$

Corrida	L_1	L_4	G_5	X	G_7
	(Kg/hr)	(Kg/hr)	(Kg/hr)	(%)	(Kg/hr)
1	118.8	58.14	60.66	10.22	104.76
2	178.2	99.76	78.44	8.93	138.60
3	108.61	50.96	57.65	10.70	101.86

Corrida	$P_{vap.}$	$P_{vac.}$	$T_{vap.}$	$l_{vap.}$	T. eb.
	(Kg/m ²)	(Kg/m ²)	(°C)	(Kcal/Kg)	(°C)
1	15 000	2 175.2	124	522.83	84.5
2	15 000	2 175.2	124	522.83	84.5
3	10 000	2 175.2	116.3	528.03	84.5

Corrida	$l_{eb.}$	h_1	h_4	H_5
	(Kcal/Kg)	(Kcal/kg)	(Kcal/Kg)	(Kcal/Kg)
1	548.28	15.81	78.59	626.87
2	548.28	15.81	78.59	626.87
3	548.28	16.74	78.59	626.87

Corrida	$(H_7 - h_8)$	Q_v	Q_L	Q_p
	(Kcal/Kg)	(Kcal/hr)	(Kcal/hr)	(Kcal/hr)
1	522.83	54 771.670	40 716.930	14 054.76
2	522.83	72 464.238	54 196.672	18 267.57
3	528.03	53 784.347	38 325.871	15 458.48

Corrida	delta T	$U_{Exp.}$
	(°C)	(Kcal/m ² hr °C)
1	39.5	2 962.093
2	39.5	3 942.720
3	31.75	3 468.718

Resultados de $U_{Teo.}$ para Leche ($X_i=5\%$)

$U_{Teo.} = f$ (Coeficientes Individuales)

Ecuaciones empleadas: (24) y (53)

$$Re = \frac{4 V_p}{v} \quad ; \quad Pr = \frac{C_p V_{\bar{t}}}{k_{\bar{t}}}$$

Corrida	\bar{t} (°C)	t_w (°C)	t_f (°C)	v_f (Kg/m hr)	$v_{\bar{t}}$ (Kg/m hr)
1	50.75	117.33	118.9	0.9639	2.6299
2	50.75	114.44	116.83	0.9951	2.6298
3	51.25	111.01	112.34	1.0631	2.6106

Corrida	k_F (Kcal/m hr °C)	$k_{\bar{t}}$ (Kcal/m hr °C)	d_F (Kg/m ³)
1	0.5873	0.5089	942.71
2	0.5861	0.5089	943.94
3	0.5834	0.5098	946.49

Corrida	$d_{Teb.}$ (Kg/m ³)	Re (Adim)	Pr (Adim)	h_v (Kcal/m ² hr °C)
1	981.43	4 684.54	4.857	5 669.399
2	981.43	6 806.55	4.857	5 104.164
3	981.15	3 883.06	4.813	5 517.347

Corrida	h_l (Kcal/m ² hr °C)	h_{Lo} (Kcal/m ² hr °C)	$U_{Teo.}$ (Kcal/m ² hr °C)
1	568.122	490.517	451.457
2	766.036	661.397	585.525
3	488.005	421.344	391.450

Ecuaciones empleadas: (39) y (59)

$$Pr = \frac{C_p v}{k} \quad ; \quad Re = \frac{4 G'}{v} \quad G' = \frac{w}{\pi i D}$$

Corrida	\bar{t} (°C)	t_w (°C)	t_F (°C)	v_F (Kg/m hr)	$v_{Teb.}$ (Kg/m hr)
1	50.75	87.31	96.50	1.3422	2.6299
2	50.75	84.88	94.66	1.3780	2.6299
3	51.25	85.40	93.05	1.4110	2.6100

Corrida	k_F (Kcal/m hr °C)	$k_{Teb.}$ (Kcal/m hr °C)	d_F (Kg/m ³)
1	0.5710	0.5089	955.480
2	0.5710	0.5089	956.514
3	0.5670	0.5090	957.421

Corrida	$d_{Teb.}$ (Kg/m ³)	Re (Adim)	Pr (Adim)	h_v (Kcal/m ² hr °C)
1	981.43	3 364.14	4.86	5 252.989
2	981.43	4 912.82	4.86	5 126.091
3	981.15	2 924.38	4.81	5 423.651

Corrida	h_L (Kcal/m ² hr °C)	h_{Lo} (Kcal/m ² hr °C)	$U_{Teo.}$ (Kcal/m ² hr °C)
1	5 270.859	4 550.871	2 438.390
2	5 874.146	5 071.749	2 549.387
3	4 856.946	4 193.497	2 364.949

ANALISIS DE RESULTADOS

Los objetivos principales fueron el diseño, construcción y montaje de un equipo de evaporación que nos permitiera concentrar soluciones que son termosensibles al calor.

Los valores presentados en las tablas anteriores son resultado de los balances de materia y energía; y de las correlaciones teóricas presentadas en la literatura por diferentes autores para el cálculo de los coeficientes totales e individuales de transferencia de calor.

Para analizar los resultados, se consideraron los siguientes aspectos:

- Características de los flujos manejados.
- La capacidad de concentrar del evaporador, sin recirculación y con recirculación.
- El tiempo de contacto del fluido con el flujo de calor.
- El coeficiente total de transferencia de calor teórico-comparado con el obtenido experimentalmente.

Soluciones agua-azúcar:

- El número de Reynolds en términos generales nos determinó un flujo turbulento. El número de Prandtl se observó que de crece cuando se incrementa la temperatura.

- Se encontró que cuando el sistema opera sin recirculación, partiendo de una concentración del 10% en sólidos se incrementó a un 12%, obteniéndose así un 20% de eficiencia, con recirculación se obtuvo un incremento del 12% al 22% en sólidos, esto representa un 83% de eficiencia.

- El tiempo de contacto del fluido con el flujo de calor es muy corto, obteniéndose un valor máximo de 1.29 segundos, con esto nos aseguramos de que el fluido no sufre ninguna descomposición por causa del calor.

- Los coeficientes totales de transferencia de calor obtenidos con las ecuaciones (29) y (48) presentadas en el capítulo III, se ajustaron más a los valores obtenidos experimentalmente, se observó que la diferencia es pequeña en relación a los otros valores obtenidos con diferentes ecuaciones en la corrida No. 5- se notó que la diferencia es más grande, analizando los valores leídos experimentalmente se llegó a la conclusión de que la razón pudo haber sido, que el flujo de alimentación es mayor y el vacío alcanzado en el sistema es menor en relación a las demás corridas, esto ocasionó una elevación en la temperatura de ebullición, por consiguiente, el calor que requiere la película líquida es mayor logrando que el coeficiente de transferencia de calor global se incremente, o bien alguna falla en el manejo experimental que nos haya hecho determinar alguna lectura mal, alterando así el resultado.

Leche:

- Las características del flujo son semejantes a las de las soluciones agua-azúcar, a diferencia del número de Prandtl que-- no se observa variación alguna, esto consistió en que los cálculos fueron realizados a la temperatura promedio.

- Se encontró que la eficiencia obtenida sin recirculación-- es mejor que la obtenida con las soluciones agua-azúcar, ya que se obtuvo un valor promedio del 100%.

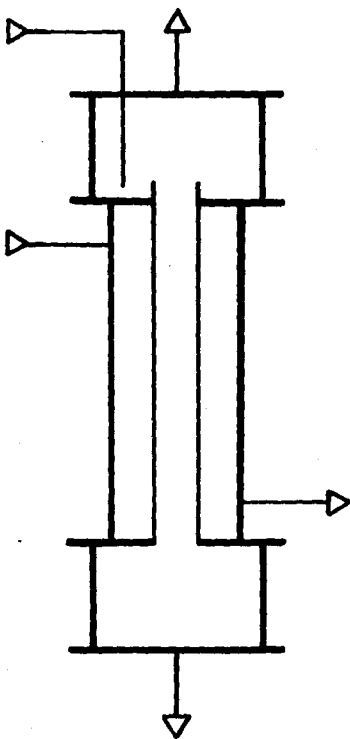
- El tiempo de residencia en el evaporador es muy corto al igual que el de las soluciones agua-azúcar'

- Se determinó que las mismas ecuaciones que resultaron -- acertadas en las soluciones de agua-azúcar, también funcionaron, obteniéndose diferencias pequeñas con relación a los otros valores.

En conclusión, se puede observar en los resultados tabulados que difícilmente se puede encontrar una ecuación que ajuste a los resultados experimentales, esto estriba en que cada ecuación reportada en la literatura tiene como limitante el equipo y las condiciones a las cuales fueron desarrolladas, por consiguiente se debe considerar que los resultados obtenidos que más se acercaron a los valores experimentales tienen un porcentaje de desviación menor en relación a los valores encontrados con otras ecuaciones.

Las pérdidas de calor que se producen en el evaporador son bastante considerables, oscilando entre un 25% a un 35%, esto se debe principalmente a que el sistema no está aislado del medio ambiente.

CAPITULO VI



EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE

CAPITULO VI
DISEÑO DE LA PRACTICA

Objetivos.

- a) Conocer las características de la Evaporación de Película Descendente.
- b) Concentrar un material biológico en un Evaporador de Capa Fina.
- c) Realizar los cálculos de los principales parámetros relacionados con la evaporación citada, en base a los Fundamentos Teóricos y las Ecuaciones proporcionadas.
- d) Interpretar los valores obtenidos y compararlos con los valores esperados.

Fundamentos Teóricos.

Básicamente, la evaporación consiste en la transmisión de calor, desde una superficie de transferencia de calor hasta un licor al cual se desea aumentar la cantidad de sólidos en suspensión, eliminando, total o parcialmente, el agua de disolución.

La Evaporación de tipo Película Descendente es muy útil para la concentración de materiales termosensibles, ya que el tiempo que el licor permanece en contacto con la superficie -

de calentamiento es solamente de unos cuantos segundos y, por efectuarse a vacío, la temperatura de ebullición del licor se reduce.

El número de veces que el material biológico sea reciclado depende de la concentración que se desea obtener, por lo que es fundamental determinar las características del producto final.

Uno de los problemas primordiales que se presentan al utilizar este tipo de evaporador es la formación de costras en la superficie de las paredes internas, lo cual reduce la eficiencia en la transmisión de calor y aumentan los costos de operación, de tal manera que resulta importante la limpieza continua de éste.

Es recomendable utilizar vapor de agua como medio de calentamiento por ser éste el más accesible y el más económico, en comparación con otros.

Ecuaciones.

Cada uno de los parámetros a calcular nos indica alguna característica importante en la Evaporación de Película Descendente. Las principales variables son:

a) Cálculo del espesor de la película.

Permite determinar, en un tiempo dado, que cantidad de -

licor está en contacto con la superficie de calentamiento. -
Para conocer el espesor de la película se utiliza la siguiente fórmula:

$$G_v = \frac{d g' w e^3}{3 v'} \quad \dots (1)$$

Despejando e de la Ecuación (1):

$$e = \sqrt[3]{\frac{G_v 3 v'}{d g' w}} \quad \dots (2)$$

Conociendo el espesor de la película, es posible calcular el área de interfase, mediante la siguiente igualdad:

$$A = (D_i' - 2e) \pi L \quad \dots (3)$$

b) Cálculo de la velocidad de la película.

Es útil para conocer con que velocidad desciende la película a través de la superficie de calentamiento e, indirectamente, la concentración del licor obtenido.

La siguiente relación nos permite conocer este parámetro:

$$v_p' = \frac{e^3 d g'}{3 v_c'} \quad \dots (4)$$

c) Cálculo del volumen.

Mediante este valor podremos determinar la cantidad de líquido ocupado tanto en los tubos interiores como en la tube

ría de transporte para el fluido.

Utilizaremos dos fórmulas para este cálculo. La primera corresponde al volumen de la película y la segunda al volumen de la tubería:

$$1) \quad V = e A_1 N \quad \dots (5)$$

$$2) \quad V' = A_b a \quad \dots (6)$$

Para conocer A_1 y A_b :

$$A_1 = \pi D L \quad \dots (7)$$

$$A_b = \pi r^2 \quad \dots (8)$$

d) Cálculo de los Coeficientes Individuales y Global de Transferencia de Calor.

Diversos investigadores, citados en la literatura, se han ocupado en desarrollar estos Coeficientes, mediante experimentos basados en la Transferencia de Calor tanto para películas líquidas, como para películas de evaporación.

En la bibliografía se han recopilado las siguientes:

1. Para Coeficientes de Película para Vapor Condensante:

$$h_V = 1.50 \left(\frac{4 G}{\nu_F} \right)^{-1/3} \left(\frac{v_F^2}{(k_F^3 d_F^2 g)} \right)^{-1/3} \quad \dots (9)$$

Esta fórmula también puede calcularse utilizando un fac--

tor f_s , obtenido mediante la siguiente igualdad:

$$f_s = \frac{k_F (S.G)_F^{2/3}}{Z_F^{1/3}} \quad \dots (10)$$

Dicho factor también puede obtenerse utilizando la Gráfica número 1.

La ecuación número (9), es únicamente válida para flujo laminar.

Rearreglando la ecuación citada mediante el uso del factor mencionado, se obtiene:

$$h_v = \frac{540 f_s}{(G')^{1/3}} \quad \dots (11)$$

Otra ecuación que también puede ser utilizada en el cálculo de este Coeficiente, es la siguiente:

$$h_v = 570 \left(\frac{k^{0.875}}{v_L^{0.18}} \right) \left(\frac{d_L C_p}{t} \right)^{0.125} \quad \dots (12)$$

2. Para Coeficientes de Película de la Solución en Ebullición:

Convencionalmente se utiliza la ecuación propuesta por Dittus-Boelter, con la cual se calcula aproximadamente el Coeficiente de Evaporación de Películas Descendentes:

$$\frac{h_L D_i}{k} = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \quad \dots (13)$$

Otra correlación también funcional en este caso, es la propuesta por Boarts y asociados:

$$\frac{h_L D_i}{k} = 0.0278 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.4} \quad \dots (14)$$

En ambas ecuaciones (13) y (14), los números de Reynolds y Prandtl se calculan como:

$$\text{Re} = \frac{4 V_p}{v} \quad \dots (15)$$

$$V_p = \frac{G_v}{A_{\text{flujo}}} \quad \dots (15')$$

$$A_{\text{flujo}} = \text{Pi} (D_e - 2e') L \quad \dots (15'')$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p v}{k} \quad \dots (16)$$

Chun y Seban obtuvieron otra relación para Películas Líquidas en Tubos Verticales, y para flujo laminar:

$$h_L = 0.821 \left(\frac{(v_c)^2}{K^3 g} \right)^{1/3} \left(\frac{4 V_p}{v} \right)^{-0.22} \quad \dots (17)$$

En el caso de observar flujo turbulento se realiza la siguiente relación:

$$h_L = 3.8 E^{-3} \left(\frac{v_c^2}{K^3 g} \right)^{-1/3} \left(\frac{4 V_p}{v} \right)^{0.4} \left(\frac{v_c}{d_t} \right)^{0.65} \quad \dots (18)$$

Igualmente, Penman y Tait llegaron a la siguiente ecuación para el cálculo de Coeficientes para Películas Líquidas:

$$\frac{h_L}{C_{PL}} \sqrt{\frac{D}{d_L^3}} = 0.012 \left(v_{CV} \sqrt{\frac{D d_V}{s}} \right)^{1/2} \dots (19)$$

o, adimensionalmente:

$$h_L = 0.012 C_{PL} v_{CV}^{1/2} d_L^{1/2} d_V^{1/4} s^{1/4} D^{-1/4} \dots (19')$$

siendo f:

$$f = 0.012 C_{PL} d_L^{1/2} d_V^{1/4} s^{1/4} D^{-1/4} = \text{constante.}$$

Para líquidos diferentes al agua, Mc Adams cita una ecuación atribuida a T.B. Drew para flujo turbulento que se lee:

$$h_i = 0.01 \left(\frac{C_p v}{K} \frac{4 G''}{v_F} \right)^{1/3} \left(\frac{K^3 d^2 g}{v_F^2} \right)^{1/3} \dots (20)$$

En este caso, $G'' = G_v / \pi D_i$, v_F se calcula a la temperatura de la Película, mientras que K , d y v se calculan a la temperatura promedio entre la de entrada y salida del líquido.

Cuando el Número de Reynolds es menor a 2000 (Flujo laminar), McAdams y Bays proporcionan la siguiente ecuación:

$$h_i = 0.67 \left(\frac{K^3 d^2 g}{v_F^2} \right) \left(\frac{C_p v_F^{5/3}}{K L d^{2/3} g^{1/3}} \right)^{1/3} \left(\frac{4 G''}{v_F} \right)^{1/3} \dots (21)$$

3. Para Coeficientes Globales:

Si se desea obtener al Coeficiente Global en base al área interna, puede utilizarse la ecuación:

$$U_i = \frac{Q}{A_i(\Delta T)_{\text{global}}} \quad \dots (22)$$

y aquél correspondiente al área externa, se calcula por medio de:

$$U_o = \frac{Q}{A_o (\Delta T)_{\text{global}}} \quad \dots (23)$$

Cuando se desconoce la superficie A , el Coeficiente Total de Transferencia de Calor puede obtenerse en función de las resistencias que presentan la Película de fluido en el tubo, en la pared del tubo y en el anillo, por medio de la siguiente igualdad:

$$R = \frac{1}{h_i} + \frac{L_m}{K_m} + \frac{1}{h_o} \quad \dots (24)$$

$$R = \text{Resistencia Total} = 1/U \quad \dots (24')$$

Refiriendo h_i y h_o a la misma área de flujo de calor y -- utilizando la ecuación (24'), se obtiene la ecuación (25):

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{i0}} + \frac{2.3 D_o}{2 K_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} \quad \dots (25)$$

En donde:

$$h_{i0} = h_i (A_i/A) = h_i (D_i/D_o) \quad \dots (26)$$

Si se desprecia la resistencia de la pared del tubo, --

lo cual sucede si éste es delgado, la ecuación (25) se simplifica en:

$$U = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \quad \dots (27)$$

Al obtener el Coeficiente Global mediante esta ecuación, pueden, posteriormente, ser calculados Q y delta T utilizando las condiciones de operación y, con ellos, es posible evaluar la superficie A requerida, conocida como de diseño.

e) Cálculo del Tiempo de Residencia.

Indica el tiempo en el cual la Película Descendente está en contacto con la superficie de calentamiento. Se evalúa mediante la siguiente relación:

$$t_r = \frac{V_m}{C_v} \quad \dots (28)$$

f) Cálculo de la Velocidad de Evaporación.

El valor de ella nos mostrará que tan rápida es la evaporación del licor, dependiendo de la rapidez con la que le es transferido el calor del vapor utilizado como medio para calentamiento.

La ecuación utilizada en este cálculo es la siguiente:

$$V_e = \frac{UA}{I_{pv}} (T_v - T_{eb}) \quad \dots (29)$$

Descripción del Evaporador de Película Descendente.

El equipo consta de:

- Dos tanques de acero inoxidable, de 18 litros cada uno, con tapa plana bridada a los tanques, de manera que son fácilmente desmontables y con medidores de nivel para registrar el flujo del licor.

- Dos tanques de acero al carbón, de 17.3 litros cada uno, también con tapa plana bridada desmontable y medidores de nivel.

- Una coraza formada por un tubo cilíndrico de acero inoxidable, de 4.3 in de diámetro y 38.18 in de longitud. Cuenta con entradas y salidas para líquido y vapor.

- Tres tubos internos de acero inoxidable, tipo 316 (tubing) de 1.53 in de diámetro y 38.7 in de longitud.

- Un carrete de vidrio y otro de acero inoxidable, ambos de 7.87 in de diámetro y 7.1 in de longitud, el primero colocado en la parte inferior y el segundo en la parte superior de la coraza.

- Cuatro espejos de acero inoxidable, de 10.31 in de diámetro, dos de ellos soldados a la coraza y los otros dos desmontables. Todos los espejos poseen un espesor de 0.34 in.

- Una bomba de engranes con tubería de acero inoxidable,

de 1 HP y funciona a 1725 RPM. Cuenta con un motor monofásico, con protección térmica y corriente alterna.

- Válvulas de aguja de acero inoxidable para regular el paso del licor y válvulas de nivel de cobre para regular el paso del líquido de calentamiento, todas ellas de 0.5 in.

- Una trampa para Vapor tipo TDS-52, de 0.5 in. Opera a una presión de $4.3 \bar{\text{kg}}/\text{cm}^2$

- Una válvula reguladora de presión tipo M-200, con una presión de entrada de $17.5 \bar{\text{kg}}/\text{cm}^2$ y una presión de salida de 2.1 a $10.3 \bar{\text{kg}}/\text{cm}^2$, de 5.2 in de longitud.

- Un cambiador de calor de 35.25 in de longitud, formado por una coraza de 2.6 in de diámetro y 0.2 in de espesor, cuatro espejos de 4 in de diámetro y 0.23 in de espesor, y seis tubos internos de 0.5 in de diámetro externo y 0.44 in de diámetro interno. El material de construcción es fierro.

- Tubería de acero inoxidable tipo 316 (tubing) de 0.5 in de diámetro para transportar el licor, tubería de cobre del mismo diámetro para el agua de calentamiento y de condensación y tubería de fierro de 1 in para el vacío, en la parte inicial, y tubería de 1/4 in para el mismo efecto, en la conexión con los tanques.

- El vapor de calentamiento se alimenta por la entrada superior de la coraza y a co-corriente con el flujo del licor,

el cual se alimenta a través de un tubo colocado en el espejo superior e inunda el carrete para, posteriormente, derramarse en los tubos interiores.

Técnica de Operación:

1. Asegurarse que el equipo se encuentre en perfectas -- condiciones higiénicas.

2. Drenar la línea de alimentación, la línea de descarga y la línea de vapor:

a) Para drenar la línea de alimentación, separar la unión que se encuentra antes de la succión, que es la ubicada - en el punto más bajo de la línea.

b) Para drenar la línea de descarga, separar el cuello - de ganso, ya que es aquí en donde se acumula la solución - concentrada.

c) Para la línea de vapor, procedemos a abrir la válvula V-8 y cerrar la válvula reguladora de presión V-R, asimis - mo, abrir la válvula V-9 y V-10, cerrando previamente las válvulas V-13 y V-14 que corresponden a la descarga de -- los tanques de condensado y evaporado, respectivamente, - hasta eliminar completamente el agua de la línea.

3. Preparar la solución a concentrar y medir su tempera - tura y densidad iniciales.

4. Vaciar al tanque de alimentación la solución a concentrar, corroborando previamente que todas las válvulas estén cerradas.

5. Alinear el equipo:

a) Línea de alimentación 1: abrir las válvulas V-2, V-3 y V-6; cerrar las válvulas V-5 y V-7.

b) Línea de vapor 5: cerrar la válvula V-10 y abrir la válvula reguladora de presión hasta fijar el gasto de vapor a una presión deseada, leída en el indicador de presión IP-1 (manómetro), después de haber fijado un gasto constante en la línea de alimentación.

c) Línea de vacío 9: una vez alineada la tubería desde la bomba de vacío hasta el equipo, deberán permanecer cerradas las válvulas V-16 y V-17. En seguida, fijar el gasto de alimentación y el gasto de vapor y, posteriormente, abrir en forma gradual las válvulas V-16 y V-17 hasta obtener un vacío, medido en el indicador correspondiente IV-1 (vacuómetro).

6. Fijar las condiciones de operación, tales como la presión de vacío, que tiene un máximo de 160 mm. Hg, la presión de vapor, que posee un máximo en función de la válvula de seguridad de 2 kg/cm^2 , y el flujo en l/min (de 1 a 5).

7. Arrancar la bomba y abrir la válvula de agua V-4, cerrando gradualmente la válvula de recirculación V-3, hasta --

tener un flujo constante.

8. Alimentar el vapor al evaporador cerrando las válvulas V-12, V-13 y V-14 y abrir la válvula V-11.

9. Abrir moderadamente la válvula de agua de enfriamiento V-15 al condensador.

10. Arrancar la bomba de vacío teniendo cerradas las válvulas V-16 y V-17. En el momento en que las condiciones de operación estén controladas, cerrar la válvula V-6, abrir la válvula V-5 y, gradualmente, abrir las válvulas de la línea de vacío V-16 y V-17 hasta obtener un vacío deseado.

11. Determinar el tiempo de trabajo para que, al final de la corrida, con el volumen del concentrado, su temperatura y su densidad, se determine el gasto másico.

12. Al vaciar el tanque de alimentación o terminar la primera corrida, desconectar la bomba, interrumpir el vacío y el flujo de vapor.

Trabajo posterior a la realización de la práctica.

El alumno deberá entregar al profesor:

- a) La hoja de datos obtenidos en la práctica.
- b) La guía resuelta.
- c) El cálculo de: Coeficientes Globales e Individuales, -
Tiempo de Residencia, Volumen, Espesor de Película, Velocidad-
de Evaporación.
- d) Balances de Materia y Energía.
- e) Conclusiones de los resultados obtenidos.

Guía de Estudio:

1. Defina Evaporación.
2. ¿En qué situaciones es útil la Evaporación?.
3. Mencione las características más importantes de un --
Evaporador de Película Descendente.
4. ¿Cuáles son las aplicaciones de la Evaporación tipo -
película?.
5. ¿Qué nos indica el Tiempo de Residencia?.
6. ¿Qué son los Coeficientes de Transferencia Global e -
Individual y cuáles son sus unidades?.
7. ¿Cómo afecta la acumulación de suciedad en las pare--
des de la superficie de transferencia de calor?.

8. ¿Qué variables deben considerarse para realizar los Balances de Materia y Energía?

9. ¿Por qué disminuye la temperatura de ebullición del licor en el Evaporador de Película Descendente?

10. ¿Qué tipo de errores experimentales pueden cometerse en la práctica?

11. ¿Cómo calcula el Area de Transferencia de Calor en un Evaporador de Película Descendente?

12. ¿Por qué razón el Equipo construído en el Laboratorio tiene los accesorios atornillados?

13. ¿Qué procedimiento llevaría a cabo para limpiar el Evaporador?

14. ¿A qué se debe que la bomba utilizada esté colocada a esa distancia respecto del Evaporador?

15. ¿Qué fórmulas son aplicables en el cálculo de los Coeficientes de Transferencia de Calor en este tipo de Evaporador?

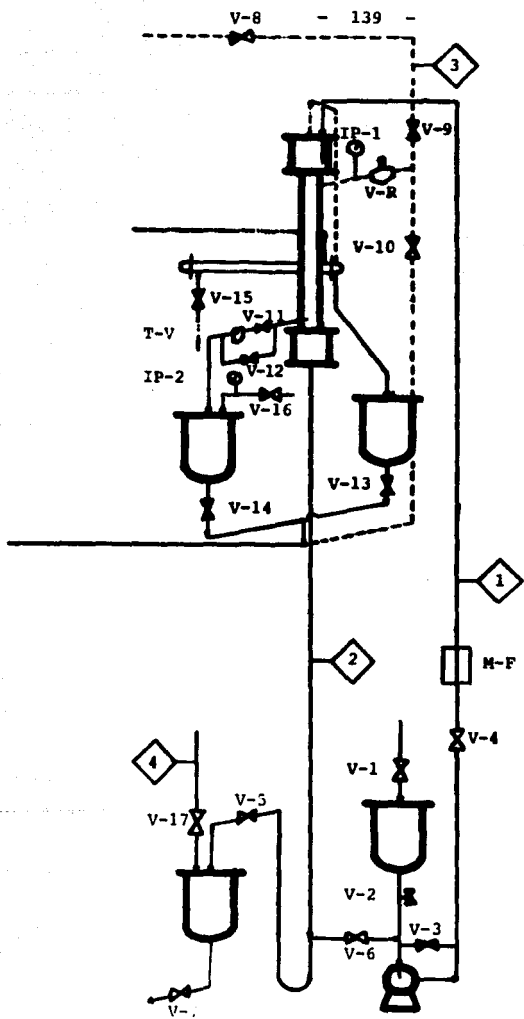


DIAGRAMA DE FLUJO

C A P I T U L O V I I

CONCLUSIONES

- El capítulo correspondiente a las generalidades proporciona, en principio, las características globales de la Evaporación y, más tarde, las ventajas que presenta la Evaporación tipo Película al manejar materiales termosensibles. Asimismo, como un complemento, se muestra en esta fase -- una Guía de Selección de Evaporadores, de acuerdo a las características y usos de cada uno de los modelos recomendados.
- El capítulo III se considera la médula del trabajo desarrollado, ya que en él se dan las ecuaciones fundamentales para el cálculo de los Balances de Materia y Energía, así como de los parámetros que esto involucra, de acuerdo con investigaciones realizadas por varios autores que se han ocupado de la Evaporación de Película Descendente y, de aquí, se han seleccionado las ecuaciones funcionales para el equipo construido en el Laboratorio y, por tanto, para el Diseño de la Práctica.
- La construcción de un equipo con el cual no se contaba en el Laboratorio de Ingeniería Química (Evaporador de Película Descendente) nos permitió conocer los problemas que se presentan al llevar a efecto el Montaje de éste y la determinación de las condiciones ideales de operación.

- Las insuficiencias de construcción del Evaporador fueron debidas principalmente a la falta de recursos disponibles para este propósito, lo cual, como se mencionó en la Introducción, puede mejorarse si se cuenta con los medios necesarios para ello.
- Es importante el conocimiento de las características del producto que se desea concentrar y del producto final que se pretende obtener para fijar las condiciones de operación adecuadas.
- El Diseño de la Práctica se realizó cuando, después de experimentar diversas técnicas de operación, se llegó a una técnica adecuada y se conocieron las ecuaciones que se adaptaban a las características del Evaporador construido, mismas que se proporcionan en este diseño.
- Aunque el trabajo ha resultado extenso, es claro que aún pueden obtenerse más ventajas del Equipo, como lo es derivar una ecuación aplicable y específica para el Evaporador en cuestión, lo cual puede lograrse a partir de las corridas efectuadas en éste. Sin embargo, es tan amplio que puede desarrollarse como un trabajo posterior a la realización de éste.

A N E X O I

Suposiciones hechas en los cálculos de los Equipos Auxiliares.

a) Cálculo del espesor de la película

$$G_V = \frac{d g w e^3}{3 v'}$$

d = Densidad del líquido a temperatura promedio =

$$1.032^{15^\circ\text{C}} \text{ g/cm}^3$$

g = Constante de aceleración de la gravedad = 9.8 m/s^2

w = Perímetro de la columna = $\text{Pi } D_i$

v' = Viscosidad = 2.2 cP

e = Espesor de la película

Pi = 3.1416

D_i = Diámetro interno

Area de interfase:

$$A = (D_i - 2e) \text{ Pi } L$$

L = Longitud de la columna = 92 cm

w = 11.97 cm

v' = 0.022 g/cm s

g = 980 cm/s^2

Si $G_V = 5 \text{ l/min} = 83.33 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$D_i = 3.81 \text{ cm}$$

$$e = 0.0768 \text{ cm}$$

$$A = 1056.80 \text{ cm}^2$$

b) Cálculo de la Velocidad de la Película

$$V_p = \frac{e^3 d g}{3 \nu_c}$$

V_p = Velocidad de Película

ν_c = Viscosidad cinemática

$$V_p = 7.169 \text{ g/cm s}$$

$$V_p = \frac{v'}{d} = 0.0213 \text{ cm}^3/\text{s}$$

Si $G_v = 15 \text{ l/min} = 250 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$e = 0.1108 \text{ cm}$$

$$A = 1037.14 \text{ cm}^2$$

$$V_p = 21529 \text{ g/cm s}$$

Si $G_v = 20 \text{ l/min} = 333.33 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$e = 0.1220 \text{ cm}$$

$$A = 1030.67 \text{ cm}^2$$

$$V_p = 28.739 \text{ g/cm s}$$

Si $G_v = 25 \text{ l/min} = 416.67 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$e = 0.1314 \text{ cm}$$

$$A = 1025.24 \text{ cm}^2$$

$$V_p = 35.90 \text{ g/cm s}$$

Si $G_V = 30 \text{ l/min} = 500 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$e = 0.1396 \text{ cm}$

$A = 1020.50 \text{ cm}^2$

$V_p = 43.058 \text{ g/cm s}$

c) Cálculo de la Potencia de la Bomba

Datos:

$d = 1.032 \text{ g/cm}^3$

$D_i = 0,5 \text{ in} = 1.27 \text{ cm}$

$G_V = 5 \text{ l/min}$

$P_1 = \text{atm.} = 585 \text{ mm Hg} = \text{Presión en el punto 1}$

$P_2 = 400 \text{ mm Hg de Vacío} = \text{Presión en el punto 2}$

$Z = 496.74 \text{ cm} = \text{Diferencia de alturas}$

$v = 2.2 \text{ cP}$

Ecuación de Bernoulli:

$$z_1 \frac{g}{g_c} + \frac{V_1^2}{2 g_c} + \frac{P_1}{d} + W_f = z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2 g_c} + \frac{P_2}{d} + \Sigma F$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2 g_c} + \frac{(P_2 - P_1)}{d} + \Sigma F = W_f$$

Para $G_V = 5 \text{ l/min} = 83.33 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$A = \frac{P_i D^2}{4} = 1.27 \text{ cm}^2$$

$$V = \frac{G_V}{A} = 65.61 \text{ cm/s}$$

$$P_2 = - 544.44 \text{ g/cm}^2$$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 2.196 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$Re = \frac{D V d}{\nu} = 3908.68$$

$$v' = 0.022 \text{ g/cm s}$$

$$f = 0.04$$

Accesorios

L/D

Codos 90°

$$30 \times 3 = 90$$

Válvula

$$340 = \frac{340}{430}$$

$$L/D = 493.50$$

$$\frac{L}{D} \text{ Total} = 923.50$$

$$\Sigma F = 81.12 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$W_f = 1107.6 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$\text{Pot.} = W_f G$$

$$G = G_v d = 85.99 \text{ g/s}$$

$$\text{Pot.} = 95242.53 \bar{g} \text{ cm/s} = 0.013 \text{ HP}$$

$$\text{Para } G_v = 15 \text{ l/min} = 250 \text{ cm}^3/\text{s}:$$

$$V = 196.85 \text{ cm/s}$$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 19.77 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$Re = 11727.25$$

$$f = 0.026$$

$$\Sigma F = 474.7 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$W_f = 1518.77 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$G = 258 \text{ g/s}$$

$$\text{Pot.} = 391842.66 \bar{g} \text{ cm/s} = 0.052 \text{ HP}$$

$$\text{Para } G_v = 20 \text{ l/min} = 333.33 \text{ cm}^3/\text{s} :$$

$$V = 262.47 \text{ cm/s}$$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 35.15 \bar{g} \text{ cm/g}$$

Para $G_v = 25 \text{ l/min} = 416.62 \text{ cm}^3/\text{s}$

$V = 328.08 \text{ cm/s}$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 54.92 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$Re = 19545.22$

$f = 0.025$

$F = 1293.32$

$W_f = 2372.54 \bar{g} \text{ cm/g}$

$G = 430 \text{ g/s}$

$Pot. = 1\ 020\ 200.4 \bar{g} \text{ cm/s} = 0134 \text{ HP}$

Para $G_v = 30 \text{ l/min} = 500 \text{ cm}^3/\text{s}$

$V = 393.70 \text{ cm/s}$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 78.082 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$Re = 23\ 454.54$

$f = 0.0245$

$F = 1789.29$

$W_f = 2892.67 \bar{g} \text{ cm/g}$

$G = 516 \text{ g/s}$

$Pot. = 1\ 492\ 617.7 \bar{g} \text{ cm/s} = 0.196 \text{ HP}$

d) Cálculo de la Presión

De la Ecuación de Bernoulli:

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2 g_c} + \frac{(P_2 - P_1)}{d} + \Sigma F = \cancel{K}^0_f$$

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2 g_c} + \Sigma F) d + P_2 = P_1$$

Para $G_v = 5 \text{ l/min} = 83.33 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$A = 1.27 \text{ cm}^2 \quad V = 65.61 \text{ cm/s}$$

$$P_2 = 408.332 \text{ g/cm}^2$$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 2.196 \text{ g cm/g} \quad Re = 3908.68$$

$$\Sigma Z = 496.74 \text{ cm}$$

$$v' = 0.022 \text{ g/cm s} \quad f = 0.04$$

$$L/D \quad \text{Total} = 923.5 \quad \Sigma F = 81.12 \text{ g cm/g}$$

$$P_1 = 739.83 \text{ mm Hg}$$

Para $G_v = 15 \text{ l/min} = 250 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$A = 1.27 \text{ cm}^2 \quad V = 65.61 \text{ cm/s}$$

$$P_2 = 408.332 \text{ g/cm}^2$$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 19.77 \text{ g cm/g} \quad Re = 11\,727.75$$

$$\Sigma Z = 496.74 \text{ cm}$$

$$v' = 0.022 \text{ g/cm s} \quad f = 0.026$$

$$L/D \quad \text{Total} = 923.5 \quad \Sigma F = 474.7 \text{ g cm/g}$$

$$P_1 = 1051.54 \text{ mm Hg}$$

Para $G_v = 20 \text{ l/min} = 333.33 \text{ cm}^3/\text{s}$:

$$A = 1.27 \text{ cm}^2 \quad V = 262.47 \text{ cm/s}$$

$$P_2 = 408.332 \text{ g/cm}^2$$

$$\frac{V_2^2}{2 g_c} = 35.15 \text{ g cm/g} \quad Re = 15\,636.53$$

$$\Sigma Z = 496.74 \text{ cm}$$

$$v' = 0.022 \text{ g/cm s} \quad f = 0.0265$$

$$L/D \text{ Total} = 923.5 \quad \Sigma F = 859.75 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$P_1 = 1844.50 \bar{g}/\text{cm}^2 = 1355.15 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Para } G_v = 25 \text{ l/min} = 416.17 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$A = 1.27 \text{ cm}^2 \quad V = 328.08 \text{ cm/s}$$

$$P_2 = -408.332 \bar{g}/\text{cm}$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 54.92 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$Re = 19\,545.22$$

$$\Sigma Z = 496.74 \text{ cm}$$

$$v' = 0.022 \text{ g/cm s}$$

$$f = 0.0255$$

$$L/D \text{ Total} = 923.5$$

$$\Sigma F = 1293.32$$

$$P_1 = 2315.35 \bar{g}/\text{cm}^2 = 1698.875 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Para } G_v = 30 \text{ l/min} = 500 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$A = 1.27 \text{ cm}^2 \quad V = 393.70 \text{ cm/s}$$

$$P_2 = -408.332 \bar{g}/\text{cm}^2$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = 79.082 \bar{g} \text{ cm/g}$$

$$Re = 23\,454.54$$

$$\Sigma Z = 496.74 \text{ cm}$$

$$v' = 0.022 \text{ g/cm s}$$

$$f = 0.0245$$

$$L/D \text{ Total} = 923.5$$

$$\Sigma F = 1789.29$$

$$P_1 = 2849.13 \bar{g}/\text{cm}^2 = 2093 \text{ mm Hg}$$

$$P_2 = -408.332 \bar{g}/\text{cm}^2$$

e) Cálculo del Volumen

1) Volumen en tubos interiores:

$$G_v = 30 \text{ l/min} = 500 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$e = 0.1437 \text{ cm}$$

$$w = \text{Pi } D_i = 10.9956 \text{ cm}$$

Volumen = espesor x área logitudinal

$$\text{Area longitudinal} = \text{Pi } D L = 1099.56 \text{ cm}^2$$

$$\text{Volumen } 158.0 \text{ cm}^3 = 0.158 \text{ l}$$

Para tres tubos:

$$\text{Volumen} = 0.474 \text{ l}$$

2) Volumen en Carrete:

Volumen = Area de la base x altura

$$\text{Area de la base} = \text{Pi } r^2 = 274.646 \text{ cm}^2$$

$$r = \text{radio del carrete} = 9.35 \text{ cm}$$

$$D_i = 18.70 \text{ cm}$$

$$\text{Volumen} = 1373.23 \text{ cm}^3 = 1.37 \text{ l}$$

3) Volumen en tubería:

Volumen = Area de la base x altura

$$\text{Area de la base} = \text{Pi } r^2 = 1.267 \text{ cm}^2$$

$$D = 0.5 \text{ in} = 1.27 \text{ cm}$$

$$r = 0.635 \text{ cm}$$

$$\text{Volumen} = 506.708 \text{ cm}^3 = 0.5067 \text{ l}$$

f) Cálculo del Tiempo de Residencia.

$$t_r = \frac{\text{Volumen Muerto}}{\text{Flujo Volumétrico}}$$

1. En Tubos Interiores:

$$t_r = 0.01117 \text{ min} = 0.067 \text{ s}$$

2. En Carrete:

$$t_r = 0.0456 \text{ min} = 2.7 \text{ s}$$

3. En Tuberfa:

$$t_r = 0.01689 \text{ min} = 1.01 \text{ s}$$

A N E X O II

Para evaluar la conductividad térmica, se encontró que la sacarosa a una concentración de 10% y a una temperatura de 0°C, tiene un valor de 0.58 Watt/m °K (International Critical Tables, V.5, p. 216, M.S. Van Dusen). Comparando este valor -- con aquél correspondiente para el agua pura, se tiene una desviación estándar del 5%; por consiguiente, se supuso un comportamiento igual.

<u>T (°K)</u>	<u>K (Watt/m °K)</u>
273	0.552
393	0.685
573	0.540

En la evaluación de la conductividad térmica, se propuso el siguiente Modelo:

$$AT^2 + BT + CK = 1$$

en donde:

$$T = (T - 403)$$

Resolviéndolo por medio de un sistema de ecuaciones y despejando la literal K, la ecuación resultante es:

$$K = \frac{(-9.29 \text{ E-04 } (T-403)^2 + 3.1286 \text{ E-04 } (T-403) + 1)}{1.454} 8.604 \text{ E-01}$$

donde:

8.604 E-01 es un factor de conversión de unidades para obtener K (Kcal/m hr °C)

A N E X O III

Para evaluar la viscosidad en función de la temperatura se tomo como referencia la siguiente Tabla:

Viscosidad en Centipoises de Soluciones de Sacarosa

10% en peso

<u>T (°C)</u>	<u>v (cP)</u>
0	2.797
25	1.299
50	0.760
70	0.546
100	0.371

Se propuso el siguiente Modelo

$$v = A e^{BT}; \text{ donde: } v = \text{c P}; \quad T = ^\circ\text{C}$$

Convirtiendo la igualdad en logaritmos naturales, se tiene la ecuación de una línea recta y resolviendo con el método de una regresión lineal, se obtuvieron las siguientes ecuaciones:

a) $T = 0$ a $T < 50^\circ\text{C}$

$$v = 2.508632 \text{ Exp } (-0.02605968 \times T) \times 3.6$$

b) $T = 50^\circ\text{C}$ a $T = 100^\circ\text{C}$

$$v = 1.541206 \text{ Exp } (-0.0147078 \times T) \times 3.6$$

donde 3.6 es un factor de conversión de unidades para obtener --
v (Kg/m hr)

A N E X O IV

Para evaluar la densidad en función de la temperatura, se tiene que:

<u>T (°C)</u>	<u>d (Kg/m³)</u>
0	999.87
25	997.07
50	988.07
70	977.81
100	958.38
130	935.20
150	917.30

Se propuso resolver el siguiente Modelo:

$$d = A - BT \text{ (Ecuación de una Recta)}$$

Efectuando una Regresión Lineal, la ecuación obtenida es:

$$d = 1010.226 - 0.5673989 \times T$$

con un factor de correlación = -0.98

A N E X O V

Viscosidades de Soluciones de Sacarosa Pura en Centipoises de acuerdo a Bingham y Jackson (3)

Temp. °C.	Gramos de Sacarosa en 100 g. de Solución			
	0	20	40	60
0	1.789	3.804	14.77	238
5	1.516	3.154	11.56	156
10	1.306	2.652	9.794	109.3
15	1.141	2.267	7.468	74.6
20	1.005	1.960	6.200	56.5
25	0.894	1.704	5.187	43.86
30	0.802	1.504	4.382	33.78
35	0.720	1.331	3.762	26.52
40	0.653	1.193	3.249	21.28
45	0.596	1.070	2.847	17.18
50	0.550	0.970	2.497	14.01
55	0.507	0.884	2.219	11.67
60	0.470	0.808	1.982	9.83
65	0.436	0.742	1.778	8.34
70	0.406	0.685	1.608	7.15
75	0.379	0.635	1.462	6.20
80	0.356	0.590	1.334	5.40
85	0.334	0.550	1.221	4.73

Temp. °C.	Gramos de Sacarosa en 100 g. de Solución			
	0	20	40	60
90	0.315	1.123	4.15
95	0.298	1.037	3.72
100	0.282	0.960	3.34

A N E X O VI

Viscosidades de Soluciones de Sacarosa Pura en Centipoises de acuerdo a Landt (3)

Sacarosa por ciento en peso	Grados Centígrados						
	20	30	40	50	60	70	80
60	57.2	33.1	20.6	13.7	9.5	6.9	5.3
61	67.9	38.6	23.8	15.6	10.7	7.7	5.8
62	80.9	45.4	27.5	17.8	12.1	8.6	6.4
63	97.0	53.6	32.0	20.4	13.7	9.6	7.1
64	117	63.6	37.4	23.5	15.6	10.8	7.9
65	143	76.0	44.1	27.2	17.9	12.2	8.8
66	176	91.6	52.2	31.7	20.6	13.9	9.9
67	219	111	62.2	37.2	23.0	15.9	11.2
68	276	137	74.7	44.0	27.9	18.3	12.7
69	354	170	90.6	52.4	32.8	21.2	14.5
70	460	214	111	63.1	38.8	24.8	16.7
71	614	274	138	76.8	46.3	29.2	19.4
72	356	174	94.5	55.9	34.8	22.7
73	470	222	118	68.2	41.8	26.8
74	631	289	149	84.1	50.7	31.9
75	864	381	190	105	62.0	38.4
76	1214	513	246	133	76.8	46.6
77	701	323	171	96.1	57.2
78	980	433	222	122	71.1

Sacarosa por ciento en peso	Grados Centígrados						
	20	30	40	50	60	70	80
79	1430	593	293	156	89.6
80	2160	832	394	204	115
81	1200	546	272	151
82	1800	770	373	200
83	1125	519	270
84	1700	740	376

A N E X O VII

Fórmulas que expresan la relación entre Peso Especifico y Porcentaje en Peso de Sacarosa disuelta (18)

Gerlach ha expresado la relación para peso especifico --

d_{17.5°} mediante la siguiente ecuación:

$$y = 1 + 0.00386571327x + 0.00001414091906x^2 + 0.0000000328794657176x^3$$

En donde:

y = Peso especifico

x = Porcentaje de Azúcar

Scheibler ha recalculado la ecuación de Gerlach para soluciones de azúcar a diferentes temperaturas con los siguientes resultados:

Temperatura

0° $y = 1 + 0.003976844x + 0.0000142764x^2 + 0.000000029120x^3$

10 $y = 1 + 0.003915138x + 0.0000139524x^2 + 0.000000032728x^3$

15 $y = 1 + 0.003884496x + 0.0000139399x^2 + 0.000000033806x^3$

20 $y = 1 + 0.003844136x + 0.0000144092x^2 + 0.000000030912x^3$

Temperatura

$$\begin{aligned} 30 \quad y &= 1 + 0.003796428x + 0.0000145456x^2 + \\ &\quad 0.000000030664x^3 \\ 40 \quad y &= 1 + 0.003764028x + 0.0000143700x^2 + \\ &\quad 0.000000035192x^3 \\ 50 \quad y &= 1 + 0.003722992x + 0.0000148088x^2 + \\ &\quad 0.000000032440x^3 \\ 60 \quad y &= 1 + 0.003683112x + 0.0000155904x^2 + \\ &\quad 0.000000026368x^3 \end{aligned}$$

A N E X O VIII

Peso Especifico de Soluciones de Sacarosa dado por diferentes Autores (18)

Sacarosa, por ciento en peso	Balling- Brix	Gerlach	Gerlach- Scheibler	Comisión Imperial Alemana	
				17.5°	20°
				d 17.5° C	d 4° C
0	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.99823
5	1.01970	1.01969	1.01978	1.01973	1.01785
10	1.04014	1.04010	1.04027	1.04016	1.03814
15	1.06133	1.06128	1.06152	1.06134	1.05917
20	1.08329	1.08323	1.08354	1.08328	1.08096
25	1.10607	1.10600	1.10635	1.10604	1.10356
30	1.12967	1.12959	1.12999	1.12962	1.12698
35	1.15411	1.15403	1.15448	1.15407	1.15128
40	1.17943	1.17936	1.17985	1.17940	1.17645
45	1.20565	1.20559	1.20611	1.20565	1.20254
50	1.23278	1.23275	1.23330	1.23281	1.22957
55	1.26086	1.26086	1.26144	1.26091	1.25754
60	1.28989	1.28995	1.29056	1.28997	1.28646
65	1.31989	1.32005	1.32067	1.31997	1.31633
70	1.35088	1.35117	1.35182	1.35094	1.34717
75	1.38287	1.38334	1.38401	1.38286	1.37897

A N E X O IX

Escala Internacional de Indices de Refracción de Soluciones
de Sacarosa (18)

Por ciento de sacarosa en peso	20 n D	28 n D	Por ciento de sacarosa en peso	20 n D	28 n D
0.0	1.33299	1.33219	4.0	1.33880	1.33795
0.1	1.33313	1.33233	4.1	1.33895	1.33810
0.2	1.33328	1.33248	4.2	1.33909	1.33824
0.3	1.33342	1.33262	4.3	1.33924	1.33839
0.4	1.33357	1.33276	4.4	1.33939	1.33853
0.5	1.33371	1.33291	4.5	1.33953	1.33868
0.6	1.33385	1.33305	4.6	1.33968	1.33883
0.7	1.33400	1.33319	4.7	1.33983	1.33897
0.8	1.33414	1.33333	5.8	1.33998	1.33912
0.9	1.33429	1.33348	4.9	1.34012	1.33926
1.0	1.33443	1.33362	5.0	1.34027	1.33941
1.1	1.33457	1.33376	5.1	1.34042	1.33956
1.2	1.33472	1.33391	5.2	1.34057	1.33971
1.3	1.33487	1.33405	5.3	1.34072	1.33985
1.4	1.33501	1.33420	5.4	1.34087	1.34000
1.5	1.33515	1.33434	5.5	1.34101	1.34015
1.6	1.33530	1.33448	5.6	1.34116	1.34030
1.7	1.33545	1.33463	5.7	1.34131	1.34045

Por ciento de sacarosa en peso	20 n D	28 n D	Por ciento de sacarosa en peso	20 n D	28 n D
1.8	1.33559	1.33477	5.8	1.34146	1.34059
1.9	1.33573	1.33492	5.9	1.34161	1.34074
2.0	1.33588	1.33506	6.0	1.34176	1.34089
2.1	1.33603	1.33520	6.1	1.34191	1.34104
2.2	1.33617	1.33535	6.2	1.34206	1.34119
2.3	1.33631	1.33549	6.3	1.34221	1.34134
2.4	1.33646	1.33563	6.4	1.34236	1.34149
2.5	1.33661	1.33577	6.5	1.34251	1.34163
2.6	1.33675	1.33592	6.6	1.34266	1.34178
2.7	1.33689	1.33606	6.7	1.34281	1.34193
2.8	1.33704	1.33620	6.8	1.34296	1.34208
2.9	1.33719	1.33635	6.9	1.34311	1.34223
3.0	1.33733	1.33649	7.0	1.34326	1.34238
3.1	1.33748	1.33664	7.1	1.34341	1.34253
3.2	1.33762	1.33678	7.2	1.34356	1.34268
3.3	1.33777	1.33693	7.3	1.34371	1.34283
3.4	1.33792	1.33707	7.4	1.34386	1.34298
3.5	1.33807	1.33722	7.5	1.34401	1.34313
3.6	1.33821	1.33737	7.6	1.34417	1.34327
3.7	1.33836	1.33751	7.7	1.34432	1.34342
3.8	1.33851	1.33766	7.8	1.34447	1.34357
3.9	1.33865	1.33870	7.9	1.34462	1.34372

BIBLIOGRAFIA

- 1) American Institute of Chemical Engineers.
5 (36), 759 (1940).
- 2) American Institute of Chemical Engineers.
5 (35), 17 (1938).
- 3) BIRCH, G.G.
Sugar: Science and Technology
London: Applied Science Publishers LTD, 1979.
- 4) BRENNAN, J.G.
Food Engineering Operations
England: Elsevier Publishing Company Limited, 1969.
- 5) BROWN, George Granger
Unit Operations
U.S.A.: John Wiley & Sons, Inc., 1974.
- 6) CHARM, Stanley E.
The Fundamentals of Food Engineering
London, England: The AVI Publishing Company, Inc., 1963.
- 7) Chemical Engineering Progress
55 (9), 55 (1959)
- 8) Chemical Engineering Progress
59 (8), 75 (1963)
- 9) Chemical Engineering Progress
61 (7), 80 (1965)
- 10) Chemical Engineering Progress
54 (10), 83 (1958)

- 11) Chemical Engineering Progress.
59 (2), 87 (1963)
- 12) EARLE, R.L.
Ingenierfa de los Alimentos.
2a. Ed., Vedado, La Habana: Editorial Pueblo y Educación.
Instituto Cubano del Libro, 1974.
- 13) Engineering Process Development.
2 (43), 534 (1951)
- 14) FOUST, Alan S.
Principios de Operaciones Unitarias.
U.S.A.: John Wiley & Sons, Inc., 1962.
- 15) GANIC, E.N.
Fluid Flow in Falling Film. Shell-and-Tube Evaporators.
U.S.A.: Department of Energy Engineering.
University of Illinois at Chicago Circle.
- 16) GEANKOPLIS, Christie J.
Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias.
1a. Ed., México: CECSA, 1982.
- 17) HARPER, John C.
Elements of Food Engineering.
2a. Ed., U.S.A.: The AVI Publishing Company, Inc. 1976.
- 18) HONIG, Pieter
Principles of Sugar Technology.
3a. Ed., New York: Elsevier Publishing Company Inc., Vol.
1, 1962.

- 19) Industrial Engineering Chemical Fundamentals.
6 (3), 83 (1958)
- 20) Industrial and Engineering Chemistry.
22 (7), 710 (1930)
- 21) LONCIN, Macel
Food Engineering Principles and Selected Applications.
New York: Academic Press, 1979.
- 22) MALCZEWSKI, Jerzy
Progresos en la Construcción de Evaporadores de Película Fina Descendente.
La Habana, Cuba: Centro de Información Científica y Técnica. Universidad de la Habana, 1969.
- 23) MC. CABE, Warren L.
Unit Operations of Chemical Engineering.
2a. Ed., U.S.A.: Mc. Graw Hill Book Company, 1967.
- 24) PURON DE LA BORBOLLA, Alejandro
Principios de los Procesos de Ingeniería.
México: Editorial Limusa, Vol. 1, 1974.
- 25) TOLEDO, Romeo T.
Fundamentals of Food Process Engineering.
U.S.A.: The AVI Publishing Company, Inc., 1980
- 26) VALIENTE Barderas, Antonio
Problemas de Balances de Materia.
1a. Ed., México: Alhambra Mexicana, S.A., 1981.

- 27) VALIENTE Barderas, Antonio
Problemas de Balance de Materia y Energía en la Industria Alimentaria.
México: Limusa, 1986.
- 28) VAN, Arsdel
Food Dehydration
2a. Ed., Westport, Connecticut: The AVI Publishing Company, Inc., Vol. 1, 1973.
- 29) Gran Enciclopedia de la Química Industrial
Rumpler, A. y Stolle, F.
Barcelona: Francisco Seix-Editor, Vol. 5, Parte 1, Capítulo XI.
- 30) International Critical Tables.
Bingham & Jackson
Vol. 5 p. 23, BUR. STD BULL. 14, p. 59, 1919.
- 31) KERN, Donald Q.
Procesos de Transferencia de Calor
Barcelona: C.E.C.S.A., 1973.