

Determinación Experimental de Coeficientes de Evaporación

Adriana Pezzutti ⁽¹⁾, María Teresa González ⁽²⁾

⁽¹⁾ *Departamento de Ingeniería Química, Universidad Nacional del Sur
Av. Alem 1253. (8000) Bahía Blanca. e-mail: apezutti@uns.edu.ar*

⁽²⁾ *Planta Piloto de Ingeniería Química (PLAPIQUI)
Camino La Carrindanga Km 7 (8000) Bahía Blanca. e-mail: mtgonzalez@plapiqui.edu.ar*

RESUMEN

La evaporación de un solvente a partir de una solución es práctica corriente en las industrias manufactureras de distintos tipos de alimentos, así como en plantas desalinizadoras.

El problema de la ebullición en película dentro de tubos, si bien ha recibido la atención de numerosos investigadores desde varias décadas atrás, ha producido información muy dispersa, lo que significa un grave problema cuando se encara el diseño o la simulación de este tipo de equipos.

En el Plapiqui se ha montado un evaporador de película descendente a escala piloto, completo y montado sobre un skid junto con todo el equipamiento e instrumentación necesarios para su funcionamiento [1]. El mismo posee la capacidad de trabajar con un rango de caudales que va desde los 0,2-0,3 m³/h para funcionamiento sin recirculación, hasta 1,2 m³/h con recirculación, con una capacidad máxima de evaporación de 240 kg/h.

En el trabajo de [2] se efectuó la determinación experimental y correlación de coeficientes de transferencia de calor de evaporación para una solución de sacarosa en condiciones de bajos caudales.

En el presente trabajo se extiende la experimentación a la zona de flujo de transición y turbulento, utilizando para tal fin la capacidad de recirculación que posee el evaporador. Se alimentaron soluciones de concentraciones crecientes a fin de barrer el rango de los diferentes efectos de un evaporador de múltiple efecto.

Palabras Claves: evaporador, transferencia de calor, coeficiente.

1. INTRODUCCIÓN

El conocimiento del coeficiente global de transferencia de calor resulta crítico tanto para el diseño como para la simulación del proceso de evaporación. La información disponible en la literatura pone de manifiesto la fuerte dependencia del mismo con las propiedades termofísicas de los fluidos calefactores y de proceso, las condiciones operativas y el equipo de evaporación empleado [3 - 5]. Las discrepancias observadas en la estimación del coeficiente de transferencia de calor a través de diferentes correlaciones propuestas en la literatura justifica la determinación experimental del mismo bajo las condiciones operativas de interés para un equipo de evaporación específico.

Continuando con una línea de trabajo iniciada en la determinación experimental de coeficientes de transferencia de calor para evaporación en el interior de un evaporador de película descendente, y que resultó en la obtención de coeficientes en el rango de flujo laminar y de transición [1,2], se ha propuesto un cambio en las condiciones experimentales a fin de obtener valores en la zona de flujo turbulento.

Tanto la mayoría de los trabajos citados como el presente han tenido como objetivo la concentración de soluciones de sacarosa, tendientes a simular el comportamiento de jugos de frutas ante la variación de las condiciones de operación.

El propósito del presente trabajo es la determinación experimental del coeficiente de transferencia de calor en un evaporador de múltiple efecto en condiciones de flujo turbulento, operando el mismo con recirculación del producto.

2. TRABAJO EXPERIMENTAL

2.1 Equipo

El equipo experimental es el mostrado en la fotografía que se reproduce como Figura 1

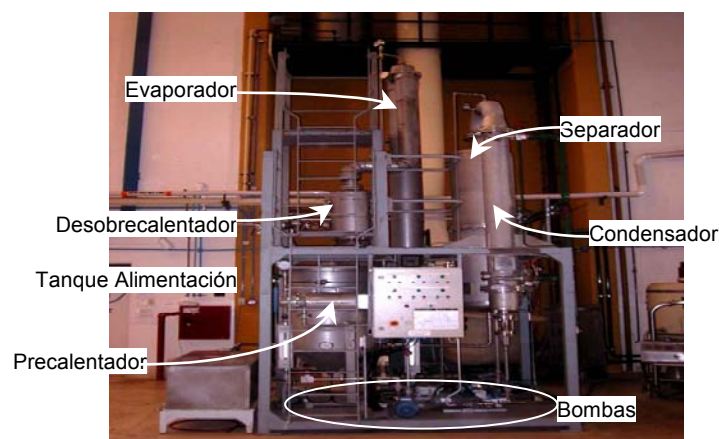


Figura 1. Fotografía del Evaporador Vertical

El evaporador de película descendente está construido en acero AISI 316. El tope y fondo del mismo son fácilmente removibles. La sección de evaporación comprende 12 tubos de 0,0254 metros de diámetro por 3 metros de largo, con una distribución uniforme de la alimentación. Tiene un visor de vidrio del condensado empotrado al cuerpo de la unidad. Todas las conexiones de proceso son del tipo sanitario. Es posible hacer circular fluido de proceso por una cantidad menor de tubos, colocando para tal fin distintos diseños de partidores de caudal en la parte superior de los tubos.

Tiene además un precalentador de la alimentación, que es un intercambiador de calor del tipo casco y tubos, y un separador en el que se obtiene por el tope el vapor producido y por el fondo el producto.

La condensación del vapor se produce en un equipo de casco y tubos enfriado con agua de línea que, por razones de economía y de manejo de efluentes en el CCT Bahía Blanca, se recircula y enfría en la torre de enfriamiento del sistema de aire acondicionado del edificio.

La corriente a procesar proviene de un tanque de alimentación de 500 litros de capacidad. Se agregaron además dos tanques: uno destinado a la preparación de la solución y otro para la recepción del producto.

El evaporador consta de 3 bombas: de recirculación, de alimentación y de producto respectivamente. Posee 10 lecturas de temperatura, 2 de presión y dos de caudal de líquido. Todo el equipamiento es de acero AISI 316, con uniones y curvas de tipo sanitario

Salvo los tanques auxiliares, el conjunto está ensamblado dentro un módulo de acero para proveer un completo empaquetamiento de la unidad. La estructura está construida en acero al carbono y pintada. Las dimensiones aproximadas de la misma son de 2,1 m x 1,5 m x 2,9 m.

2.2 Mediciones experimentales

Se midieron las siguientes variables:

- Caudales: Solución diluida alimentada, solución concentrada producida y caudal de recirculación. Los caudales de solución diluida y recirculación se midieron por medio de sendos rotámetros KDG Morbrey.
- Temperaturas: solución alimentada (antes y después del precalentador y entrada al evaporador), producto, vapor calefactor condensado. Se utilizaron termómetros RotoTherm bimetalicos.
- Presiones: Cámara de evaporación (vapor de caldera, después de la válvula laminadora) y condensador (vapor producido). Se leyeron en manómetros tipo Bourdon.
- Concentración: de la corriente de proceso a la entrada al sistema de evaporación, y del concentrado a la salida.

Esta información permitió establecer los balances de masa y energía, y calcular el calor intercambiado y la diferencia de temperaturas entre el vapor vivo y la solución en ebullición. Se

pudo establecer asimismo si el área de intercambio del evaporador se utiliza en su totalidad para evaporar, o parte de ella es destinada a calentar la solución hasta su punto de ebullición. En la Figura 2 se muestra un diagrama del equipo experimental, en el cual se indican los puntos de lectura de datos y las denominaciones de las corrientes.

2.3 Datos experimentales

En las Tablas 1 y 2 pueden observarse los datos recogidos para diferentes situaciones de procesamiento, que emulan el comportamiento de los dos primeros efectos de un evaporador de triple efecto.

La Tabla 1 corresponde a las condiciones del primer efecto de una cascada de evaporadores en co-corriente, cuando la corriente a concentrar ingresa en paralelo con vapor calefactor a mayor presión y, por consiguiente, mayor temperatura. La Tabla 2 corresponde a situaciones del segundo efecto, con temperatura y presión del vapor calefactor menores que en el primer efecto. En el primer efecto se trabajó con una presión de 2 bar,abs en el fluido calefactor, descendiendo a 1,45 bar,abs en el segundo.

En todos los casos se trabajó con soluciones de sacarosa en agua. Los valores de las temperaturas TI01 a TI05 se midieron en °C, los caudales FM01, FM02 y de solución concentrada en litros / min y las concentraciones en fracción en masa.

Tabla 1. Condiciones del Primer Efecto

TI01	TI02	TI03	TI04	TI05	FM01	FM02	Producto	Conc.alim.	Conc.prod.
17	83	55	72	82	240	400	111,9	0,078	0,139
22	95	74	75	80	250	350	125,7	0,091	0,172
19	90	61	74	80	265	400	125,6	0,093	0,192
23	87	58	74	80	280	530	139,7	0,102	0,195
20	87	57	73	80	250	550	120,3	0,106	0,221
19	88	59	73	80	270	570	138,2	0,111	0,196
23	87	60	75	80	260	500	120,8	0,113	0,230
25	89	60	74	79	270	600	133,6	0,114	0,235
17	88	59	74	79	260	450	118,9	0,119	0,255
27	88	63	75	78	260	320	129,6	0,127	0,244

Tabla 2. Condiciones del Segundo Efecto

TI01	TI02	TI03	TI04	TI05	FM01	FM02	Producto	Conc.alim.	Conc.prod.
34	93	67	63	67	315	525	169,8	0,199	0,367
38	89	63	60	66	300	500	153,4	0,187	0,358
33	94	63	62	66	300	400	145,6	0,203	0,417
27	86	58	61	67	335	400	201,1	0,220	0,371
35	90	63	62	66	300	300	148,5	0,195	0,388

3. CÁLCULOS

Como se puede observar en la Figura 2, el equipamiento experimental no se reduce sólo al evaporador, sino que consta de equipos anexos que permiten complementar las medidas con cálculos que las verifiquen. Para tal fin, se numeraron las corrientes del lado del proceso y del fluido calefactor y se procedió a efectuar cálculos de balances de materia y energía en todos los equipos que componen el conjunto.

A continuación se detallan los mismos, los que fueron implementados en una planilla de cálculo en la que se definieron macros para el cálculo de las propiedades, entalpías, presión de vapor, temperatura de saturación, etc.

Las propiedades de la mezcla agua – sacarosa se calcularon por medio de correlaciones [6]. Para las propiedades del agua pura se correlacionaron datos extraídos de tablas de vapor.

Los caudales de alimentación fresca y recirculación, leídos en sendos flotámetros, fueron corregidos por la densidad del fluido circulante de la siguiente manera:

$$q = q_{\text{leído}} \left[\frac{(\rho_{\text{flotámetro}} / \rho) - 1}{(\rho_{\text{flotámetro}} / \rho_{\text{agua}}) - 1} \right]^{0,5} \quad (1)$$

Balances de materia en los equipos y nodos:

$$\left(\sum_i w_{\text{ent},i} - \sum_j w_{\text{sal},j} \right)_k = 0 \quad (2)$$

$$\left(\sum_i w_{\text{ent},i} x_{\text{ent},i} - \sum_j w_{\text{sal},j} x_{\text{sal},j} \right)_k = 0 \quad (3)$$

Balances de energía en los equipos y nodos:

$$\left(\sum_i w_i h_i - \sum_j w_j h_j \right)_k \pm Q_k = 0 \quad (4)$$

i,j: corrientes de entrada y salida respectivamente

k: equipo. Si el balance se efectúa en un nodo o equipo que no sea un intercambiador de calor, $Q_k=0$. Si se trata de un intercambiador de calor, la ecuación (4) se plantea tanto para el fluido caliente como para el fluido frío. En este caso corresponde el signo (-) para el Q_k del fluido calefactor y el signo (+) para el fluido que recibe calor.

Se realizaron las siguientes suposiciones:

- El agua agregada al desobrecalentador es la necesaria para que el vapor calefactor entre saturado al evaporador. En consecuencia, el caudal de líquido que drena del desobrecalentador es nulo.
- Las corrientes 5a, 5b y 5c son de líquido concentrado de la misma composición, y ésta es la misma de las corrientes 6 y 7.
- La corriente 5 es vapor de agua.

Con los datos experimentales y los cálculos planteados, fue posible verificar que en el evaporador podían plantearse diferentes situaciones para el fluido de proceso y el vapor calefactor:

- 1) El fluido de proceso se calienta y luego se evapora parcialmente, dando lugar de esta manera a dos zonas de diferente comportamiento desde el punto de vista de la transferencia de calor.
- 2) El vapor se condensa parcialmente en el evaporador, terminando el proceso de condensación en el precalentador, o se condensa totalmente y subenfía en el evaporador. Esta última situación daría lugar a dos zonas en el evaporador.

Siguiendo al fluido de proceso desde su ingreso al evaporador hasta su salida del mismo, los procesos que pueden tener lugar son los siguientes:

Zona I: calentamiento del fluido de proceso en los tubos y condensación del vapor calefactor en la carcasa

Zona II: evaporación en los tubos y condensación en la carcasa

Zona III: continúa la evaporación en los tubos, y el agua en la carcasa se subenfía.

Esta última zona puede no estar presente.

Los balances de masa y energía, conjuntamente con las relaciones de equilibrio líquido – vapor de ambas corrientes, establecen los límites de cada zona.

4. RESULTADOS Y CONCLUSIONES

En las Tablas 3 y 4 se presentan los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales. Los calores reportados (en kW) corresponden, respectivamente, al precalentador, y a las tres zonas que se detectaron en el evaporador. El calor total del evaporador es la suma de Q_{cal} , Q_{evap} y Q_{sub} . Como era de esperar, el calor predominante en el evaporador es el correspondiente a la zona de evaporación.

Los productos (UA) en cada zona (en $W / ^\circ C$) se obtuvieron dividiendo cada uno de los calores por la diferencia de temperaturas entre el fluido caliente y el frío.

Tabla 3. Resultados. Condiciones del Primer Efecto

Q_{prec}	Q_{cal}	Q_{evap}	Q_{sub}	(UA) $_{cal}$	(UA) $_{evap}$	% Q_{cal}	% Q_{evap}
10,213	7,028	68,772	0,000	163,282	1798,613	9,272	90,728
14,521	3,239	74,571	0,000	75,847	1852,825	4,162	95,838
12,389	4,276	90,938	0,000	99,004	2259,124	4,491	95,509
10,856	5,186	89,339	0,000	120,109	2219,753	5,487	94,513
10,226	5,906	85,635	0,000	135,271	2127,439	6,452	93,548
11,915	6,271	76,654	0,000	143,655	1904,794	7,562	92,438
10,605	3,977	88,757	0,000	93,126	2204,721	4,289	95,711
10,412	4,536	92,428	0,000	103,779	2240,379	4,678	95,322
12,001	3,672	93,626	0,000	83,974	2268,609	3,774	96,226
10,254	1,787	85,440	0,000	40,830	2021,257	2,048	97,952

Tabla 4. Resultados. Condiciones del Segundo Efecto

Qprec	Qcal	Qevap	Qsub	(UA)cal	(UA)evap	%Qcal	%Qevap
10,998	3,221	92,768	0,000	70,681	2127,690	3,356	96,644
7,974	4,691	91,366	0,000	98,677	2048,606	4,884	95,116
9,495	2,583	101,592	0,000	55,399	2275,227	2,480	97,520
10,851	4,287	90,540	0,000	92,091	2076,194	4,521	95,479
8,897	2,263	98,463	0,000	48,542	2205,413	2,247	97,753

Los resultados obtenidos permiten el cálculo de los coeficientes globales de transferencia de calor en las distintas zonas del evaporador, conduciendo a los coeficientes peliculares para ambas corrientes. Una estimación preliminar arroja valores altos en los coeficientes globales (del orden de 3000 – 3500) de la zona de evaporación - condensación, lo que nos motiva a ser muy prudentes al momento de elegir correlaciones para el cálculo de cualquiera de los coeficientes peliculares. Cuando se experimentó en el régimen laminar [2], la suposición básica fue que la resistencia controlante se hallaba del lado del proceso, y por lo tanto la atención se centraba en su determinación a partir del coeficiente global y el coeficiente pelicular calculado del lado del vapor calefactor. No puede afirmarse lo mismo en este caso, y el procedimiento puede conducir a valores poco realistas del lado del proceso. Se propone continuar con el trabajo experimental agregando instrumentos de medida, en particular de caudales, a fin de poder cruzar datos y determinar la validez de las suposiciones en las que se basaron los cálculos.

Además, como el equipo tiene la facilidad de poder anular tubos, se trabajó circulando el fluido de proceso sólo por tres de ellos a fin de aumentar la velocidad. El vapor calefactor circuló en consecuencia por una carcasa en la que encontró sólo algunos tubos con fluido frío. Esto deberá ser tenido en cuenta al momento de determinar el coeficiente de transferencia de calor del lado del vapor.

6. REFERENCIAS

- [1] J. Prost, "Concentración de jugo clarificado de fruta en un evaporador de película descendente", Tesis de Magíster en Ingeniería Química, UNS, 2003.
- [2] J.S. Prost, M.T. González & M.J. Urbicain: "Determination and correlation of Heat Transfer Coefficients in a Falling Film Evaporator", *Journal of Food Engineering*, 73 (2006) 320-326.
- [3] T.L. Adib y J. Vasseur: "Bibliographic analysis of predicting heat transfer coefficients in boiling for applications in designing liquid food evaporators", *Journal of Food Engineering*, 87 (2008) 149-161.
- [4] V. Miranda y R. Simpson: "Modelling and simulation of an industrial multiple effect evaporator: tomato concentrate", *Journal of Food Engineering*, 66, 2 (2005) 203-210.
- [5] C.R.F. Pacheco y L. S. M. Frioni: "Experimental results for evaporation of sucrose solution using a climbing/falling film plate evaporator", *Journal of Food Engineering*, 64, 4 (2004) 471-480.

[6] K.J. Valentas, E. Rotstein, R.P Singh, *Handbook of Food Engineering Practice*, CRC Press, 1997.

Agradecimientos

Las autoras de este trabajo desean agradecer a la ANPCyT, UNS y CONICET por el soporte brindado al proyecto, al Ing. Julio de Adúriz por su invaluable aporte en las corridas experimentales y en la confección del esquema de las instalaciones en forma electrónica, y al fallecido Ing. Martín Urbicain por su apoyo.