

***DISEÑO ÓPTIMO ECONÓMICO DE LA ETAPA DE
CONCENTRACIÓN DE CREMA PARA LA OBTENCIÓN DE
LEVADURA TORULA EN UNA DESTILERÍA DE ETANOL***

***OPTIMAL AND ECONOMIC DESIGN OF THE CONCENTRATION STAGE OF
CREAM FOR THE OBTENTION OF TORULA YEAST
IN ALCOHOL DISTILLERY***

Elizabeth Isaac Pérez¹, Víctor Manuel González Morales^{1},
Juan Esteban Miño Valdés² y Erenio González Suárez¹*

¹ Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas; Carretera a Camajuaní Km 5 ½. Santa Clara, Villa Clara. Cuba

² Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Calle Rosas Nº 325. CP 3360 Oberá, Misiones, Posadas, Argentina.

Recibido: Enero 14, 2015; Revisado: Marzo 19, 2015; Aceptado: Abril 1º, 2015

RESUMEN

El objetivo de este trabajo fue diseñar de forma óptima y económica los equipos que integran la etapa de concentración de la crema, en el proceso de producción de levadura Torula. Se diseñó un intercambiador de calor de tubos y coraza para llevar a cabo la termólisis, además de un múltiple efecto de evaporación, el análisis de alternativa aportó que la temperatura óptima en el caso de salida del intercambiador de calor y entrada a la evaporación fue de 80⁰C; al analizar la cantidad de efectos óptimos, tres fue el resultado concluyente. Estos parámetros determinados decidieron las condiciones óptimas de trabajo de los equipos diseñados en función de la disminución de costos de operación, influyentes en la rentabilidad de las operaciones.

Palabras clave: diseño óptimo económico, crema, levadura Torula, destilería, etanol

ABSTRACT

The work objective was to design in a good and economic way the teams that integrate the stage of cream concentration in the process of Torula yeast production. It was designed an heat exchanger of tubes and shells to carry out the termless, along

Copyright © 2015. Este es un artículo de acceso abierto, lo que permite su uso ilimitado, distribución y reproducción en cualquier medio, siempre que la obra original sea debidamente citada.

* Autor para la correspondencia: Víctor M. González, Email: victorgm@uclv.edu.cu

with a multiple evaporation effect, the alternative analysis contributed that the good temperature in the case of the exit of the heat exchanger and entrance to the evaporation was of 80⁰C. When analyzing the quantity of good effects, three were the conclusive result. These certain parameters decide the good work conditions of the designed teams and they are in function of the decrease of influential operation costs.

Key words: design good economic, cream, yeast *Torula*, distillery, and ethanol.

1. INTRODUCCIÓN

Entre los alimentos alternativos o no convencionales se hallan los microorganismos, pertenecientes a los grupos de las levaduras, bacterias, hongos y algas, que son importantes fuentes de proteínas, vitaminas, minerales y factores que mejoran el crecimiento. Según (Rodríguez y col. 2011) *Torula*, nombre con el que se conoce al hongo levaduriforme de *Candida utilis*, es la levadura más utilizada como suplemento alimenticio animal; se utiliza desecada como fuente de proteínas y puede ser añadida en piensos mixtos para alimentación de cualquier clase de ganado, debido a su gran contenido de vitamina B, minerales y aminoácidos; además si es irradiada produce vitamina D. Esta levadura se presenta concentrada como crema de *Torula* en este trabajo, aunque de esta forma no posee el mismo contenido de nutrientes, Lezcano (2011).

La levadura *Torula* se usa como fuente proteica en todas las especies animales incluido el hombre, es ampliamente utilizada en vacas en período de gestación y lactancia. En Cuba constituyó un renglón exportable y de consumo interno, fundamentalmente, para alimento porcino y la formulación de piensos en la alimentación animal, Lezcano, (2011).

Por lo planteado anteriormente, la levadura desecada puede incluirse en piensos mixtos para toda clase de ganado. Normalmente, el costo elevado limita su empleo y la inclusión de levadura en las raciones se basa principalmente en su valor como suplemento para las deficiencias de aminoácidos y vitaminas de los cereales (Olivera et al., 2002).

La utilización de los residuales industriales resulta siempre una buena alternativa, ya que con su tratamiento se evita que contaminen el medio ambiente, y así un desecho con valor negativo pasa a ser una materia prima, cuyo empleo resulta siempre económicamente ventajoso. Un residual de gran potencialidad en Cuba, en la industria alcoholera, son las vinazas de destilería. Muchos autores como (Almazán et al., 1982), Gómez (1986) e ICIDCA (2009) reportan el uso de este residual para la producción de proteína unicelular.

La satisfacción de muchas demandas industriales requiere del uso de un gran número de intercambiadores de calor. La opción de decidir qué tipo de intercambiador usar depende de las perspectivas operacionales y objetivos técnicos que se anhelan obtener. En el caso del proceso de obtención de levadura en crema se escogió según los requisitos previamente estudiados un intercambiador de calor de tubos y corazas, para la termólisis, Aguirre (2009).

Entre otras ventajas, los intercambiadores de calor de tubo y coraza permiten variaciones de caudal dependiendo de las necesidades. Se pueden utilizar en

aplicaciones en los que están involucrados productos de consumo humano, como alimentos: considerando siempre el material de los tubos como adecuado según el producto a tratar. Su instalación es sencilla y son de fácil mantenimiento. Por lo general trabajan con todo tipo de flujos, teniendo en cuenta el diámetro, el material técnicamente acertado de los tubos y especialmente el proceso en el cual se va a insertar el intercambiador. Son los más baratos en el mercado, en comparación con los servicios que presta, y presentan la opción de fabricarse localmente. Poseen una vida útil entre 25 y 30 años, lo que permite recuperar la inversión inicial, dado que sus costos de mantenimiento son muy bajos, Aguirre (2009).

Los evaporadores químicos son intercambiadores vaporizadores, equipos tubulares no calentados directamente que convierten el calor latente o sensible de un fluido en calor latente de vaporización de otro; se emplean por tanto para concentrar una solución química mediante la evaporación del solvente agua a partir del suministro de calor.

El múltiple efecto es la posibilidad de utilizar la evaporación de un fluido para continuar su calentamiento o para calentar un nuevo fluido, lo que conlleva a una mayor eficiencia de la operación (Espinosa et al., 1990).

Ante la escasez de información tecnológica el problema científico que se planteó fue encontrar la operación óptima y de mínimo costo de la etapa de preparación del concentrado de levadura *Torula*.

Para resolver el problema planteado el objetivo general establecido en este trabajo fue diseñar de forma óptima y económica la etapa de concentración de la crema en el proceso de obtención de levadura *Torula*.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

Para el logro del objetivo propuesto, se aplicaron balances de masa y energía, la metodología de diseño de (Pavlov et al., 1981) para intercambiadores de calor de tubos y corazas, la metodología de (Espinosa et al., 1990) para múltiple efecto de evaporación; los análisis de alternativas de diseño óptimo se realizaron en hojas de cálculo Excel programadas personalmente, los esquemas tecnológicos se realizaron en el Microsoft Visio; se estimaron las propiedades físicas utilizando métodos iterativos y datos experimentales de Peacock (1995), y se determinaron los costos de operación y de inversión según (Peter y Timmerhaus, 1980).

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. Esquema del proceso

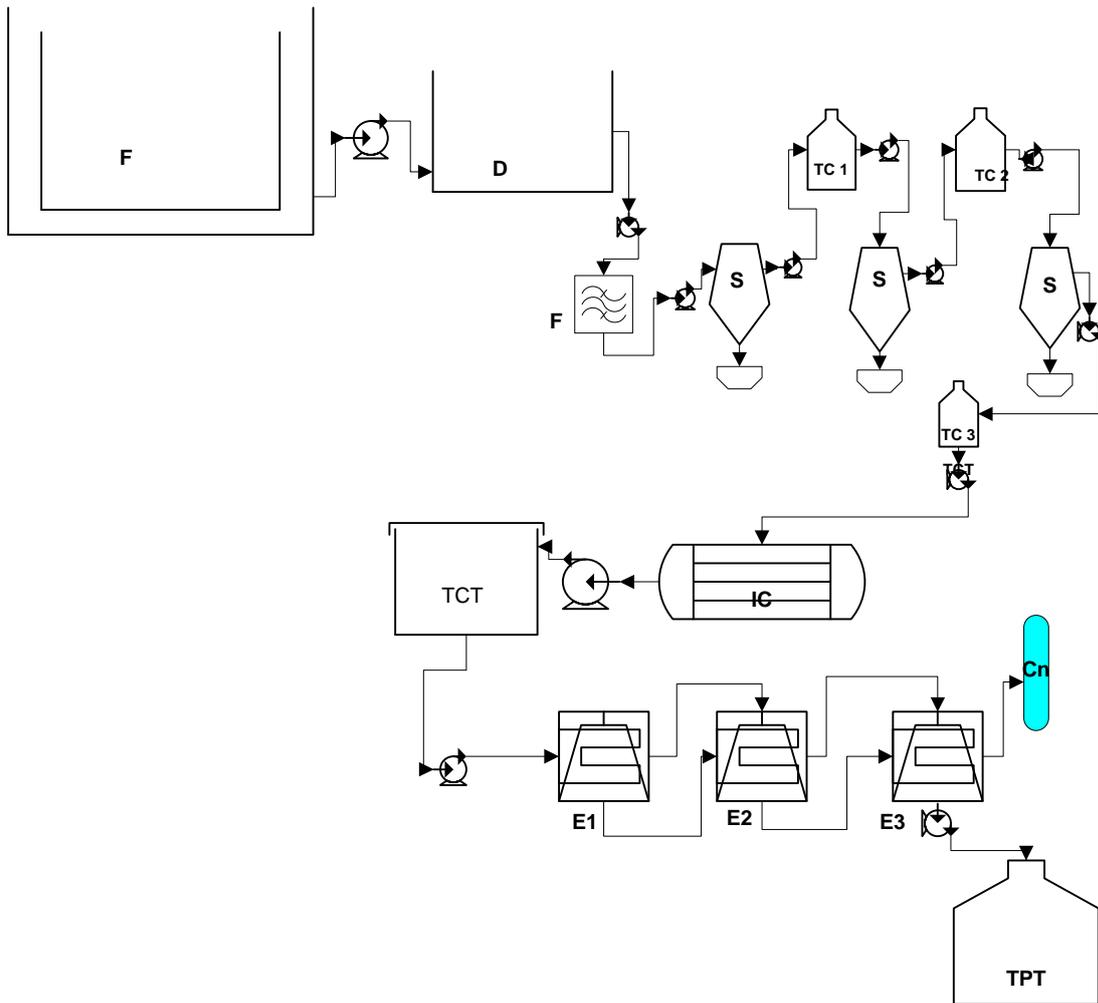


Figura 1. Esquema tecnológico de la etapa concentración de la crema

Leyenda:

F-Fermentador

D-Desemulsor

F'-Filtro

S-Separadoras

TC: Tanque crema

IC-Intercambiador de calor de placas

TCT: Tanque de crema termolizada

E-Evaporador

TPT-Tanque Producto Terminado

3.2. Balances de masa y energía de la etapa de concentración de la crema.

Los balances de masa en la destilería Santa Fe, en la Unidad Empresarial de Base (UEB) “Heriberto Duquesne”, se realizaron sobre la base de su producción de alcohol puro más alta en los últimos años (553 hLap/d). El año 2012 fue el considerado para

diseñar con cobertura suficiente y que en todas las condiciones las vinazas producidas sean asimiladas por la planta de Torula en crema. Manteniendo el % alcohólico promedio de esa campaña en 5,62 % v/v, se obtuvieron de la destilería 943 m³/día de vinazas, con estos valores lograr una producción entre 8,4-9,8 Tn/día de levadura Torula dependiendo este resultado del funcionamiento correcto de la instalación y de la entrega segura de la cantidad de vinaza desde la destilería. Los balances fueron referidos a la capacidad de 8,4 Tn/día, según (González y Miño, 2015).

3.3 Diseño óptimo de los equipos de la etapa de concentración de lacrema.

Determinación de propiedades físicas de la crema de levadura.

Densidad

La determinación de la densidad se realizó mediante mediciones directas en el laboratorio cumpliendo con la definición de la misma; masa/volumen.

Calor específico

El calor específico se determinó por el método aproximado de cálculo a partir de la concentración de la levadura en la crema de levadura, y de la fórmula global de la levadura como microorganismo con las masas molares de cada elemento inorgánico que la conforma. Método según Peacock (1995).

Conductividad térmica

La conductividad térmica se determinó por el método aproximado de cálculo a partir de la concentración de la levadura en la crema de levadura, temperatura como parámetro de trabajo definido según literatura de proceso. Método según Peacock (1995).

Viscosidad

La viscosidad se determinó por el método aproximado de cálculo a partir de la concentración de la levadura en la crema de levadura y de la temperatura de trabajo. Método según Peacock (1995).

Tabla 1. Propiedades Físicas Crema

<i>Calor específico</i>	<i>Densidad</i>	<i>Viscosidad</i>	<i>Conductividad</i>
3,84 kJ/kg	1,32 kg/l	0,37 Cp	0,94 W/m ²⁰ C

3.4. Diseño del intercambiador de calor de tubos y coraza

Metodología de diseño según (Pavlov et al., 1981):

Conocidos el flujo de alimentación, las propiedades físicas (Calor específico, Densidad, Viscosidad, Conductividad térmica), las temperaturas, la presión de vapor y el calor latente del vapor se procedió de la siguiente forma:

1. Se calculó el calor a evacuar como calor sensible de la crema. según (Pavlov et al., 1981)

$$Q=m \cdot C_p \cdot T \quad (4)$$

2. Se supuso el coeficiente global de transferencia de calor (Ud) según las propiedades del fluido y se calcula el área de transferencia de calor.
3. Se calculó el número de tubos (Nt) y en la tabla 9 de Kern (1999) se estandarizó el número de tubos calculados, se especificó el número de pasos (n) y el diámetro interior de la concha. según (Pavlov et al., 1981)

$$N_t = A_{TC} / A_{\text{tubo}} \quad (5)$$

1. Se recalculó el área de Transferencia de Calor y el coeficiente Ud calculado, según (Pavlov et al., 1981)

$$Q=U_d \cdot A \cdot MLDT \quad (6)$$

$$MLDT = (t_2 - t_1) / \ln(t_2 / t_1) \quad (7)$$

$$m_{\text{vapor}} = Q / h_{\text{vapor}} \quad (8)$$

2. Se realizó el rechequeo, calculando los coeficientes peliculares (h_{io} y h_o), coeficiente limpio (U_c), factor de depósitos $R_d \text{ calc}$

4. Se comparó el $R_d \text{ calc}$ con el $R_d \text{ requerido}$, si $R_d \text{ calc} < R_d \text{ requerido}$ el Intercambiador de calor es adecuado y se calculó el porcentaje del área de Transferencia de Calor en exceso, la cual debe estar por debajo del 20%. según (Pavlov et al., 1981)

$$a_t = (N_t \cdot a \cdot t) / (144 \cdot n) \quad (m^2) \quad (9)$$

$$v = m_{\text{crema}} / (a \cdot t) \quad (pie/s) \quad (10)$$

$$\% \text{area en exceso} = (R_d \text{ calc} - R_d \text{ req}) / R_d \text{ req} \cdot 100 \quad (11)$$

$$U_c = (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o) \quad (12)$$

$$Re = (v \cdot d) / \mu \quad (13)$$

$$R_d \text{ calc} = (U_c - U_d) / (U_c \cdot U_d) \quad (14)$$

$$h_i = (jH \cdot K / d) \cdot (Pr^{1/3}) \cdot (\mu / \mu_f)^{0.14} \quad (15)$$

El diseño se realizó mediante el Microsoft Excel programando de manera que se pudiese utilizar como alternativas la temperatura de salida del Termolizador con variación de más menos 2°C de la crema, siendo este parámetro el nexa con la alimentación al evaporador; a continuación se definen las ecuaciones y los resultados para cada una de las alternativas, Espinosa (2015).

Tabla 4. Datos para el Diseño del Intercambiador de calor

<i>Datos</i>	<i>T_s=80°C</i>	<i>T_s=78°C</i>	<i>T_s=82°C</i>
Flujo de crema (m ³ /d) (González y Miño, 2015)	68	68	68
Cp crema (kJ/kg) calculado	3,84	3,84	3,84
Densidad crema (kg/L) calculado	1,32	1,32	1,32
t1 temperatura fluido frío (°C) (González y Miño, 2015)	80	78	82
t2 temperatura fluido frío (°C) (González y Miño, 2015)	30	30	30
tm Temperatura media (°C) calculada	55	54	56
m vapor de agua (kg/h) calculada	327,91	327,91	327,91
P vapor de agua (mPa) (González y Miño, 2015)	0,1	0,1	0,1
Calor latente vapor de agua (kJ/kg) Keenan (1988)	2207	2207	2207
T1 vapor de agua (°C) (González y Miño, 2015)	100	100	100
T2 vapor de agua (°C)	100	100	100

(González y Miño, 2015)

U_D (BTU/h pie ² °F)	71,5	66	50
(50-100) rango (Pavlov et al., 1981)	supuesto		

Tabla 5. Resultados de los Cálculos del Diseño del Intercambiador de Calor

<i>Cálculos</i>	<i>T_s=80°C</i>	<i>T_s=78°C</i>	<i>T_s=82°C</i>
Q (kcal/h)	173137,19	166211,70	180062,68
t1 (°C)	20	22	18
t2 (°C)	70	70	70
MLDT (°C)	39,91	41,47	38,28
A _{TC} (m ²)	12,40	12,41	19,22
A tubo (pie ²)	0,26	0,26	0,26
A tubo (m ²)	0,38	0,38	0,38
Nt	31,87	31,90	49,40
A _{TC} (m ²) calc	12,45	12,45	20,23
m vapor= (kg/h)	327,91	314,80	341,03
Nt de Tabla 9 Kern (1999)	32	32	52
pasos tubos DI concha 10''	2	2	2
Ud calc (kcal/h m ² °C)	348,36	321,86	232,40
Ud calc BTU/h pie ² °F	71,23	65,8	47,52

Tabla 6. Rechequeo de valores obtenidos en el diseño del Intercambiador de Calor

<i>Rechequeo</i>	<i>T_s=80°C</i>	<i>T_s=78°C</i>	<i>T_s=82°C</i>
<i>Ubicación de fluidos</i>			
Tubos	Crema	Crema	Crema
Concha	Vapor	Vapor	Vapor
hio (BTU/h pie ² °F)	1146,03	1146,038	1719,057
ho (BTU/h pie ² °F)	1500	1500	1500
Uc (BTU/h pie ² °F)	649,67	649,672	801,03
Rd req (h pie ² °F/BTU)	0,0005	0,0005	0,0005
Rd req (kcal/h m ² °C)	0,0024	0,0024	0,0024
Rd calc (kcal/h m ² °C)	0,0025	0,0027	0,004
% área en exceso	4,46	14,12	65,45
DI diámetro interno (plg)	0,87	0,87	0,87
DE diámetro externo (plg)	1	1	1
tm(°F)	131	129,2	132,8
at (m ²)	0,001	0,001	0,0013
v crema (pie/s)	1,53	1,54	1,89
Uc crema (BTU/h pie ² °F)	649,67	649,62	801,03
Rd calc (h m ² °C/kcal)	0,0028	0,0029	0,004
Re	37139,54	37139,54	45710,20
hi	1317,28	1317,28	1975,92

Los cálculos muestran que la temperatura que marca un correcto diseño del intercambiador de calor es la de 80°C, la cual se comprueba en la crema alimentada al evaporador mediante el análisis de alternativa buscando las condiciones idóneas de operación.

Para cada alternativa se buscan los costos de inversión, los cuales se buscan según (Peters y Timmerhaus, 1980), y de operación referidos a costos de bombeo y de consumo de vapor.

Tabla 7. Resultados Costos de inversión y operación según alternativas de temperaturas del intercambiador de calor

<i>Temperatura (°C)</i>	<i>78</i>	<i>80</i>	<i>82</i>
Costo inversión Intercambiador de calor (\$)	6665,59	6665,59	8728,75
Costo inversión Bombas (\$)	8166,87	8166,87	10375,95
Costos Inversión (IC+4Bbs) (\$)	14832,48	14832,48	19104,71
Costos Bombeo(electricidad) (\$/año)	4879,41	4879,41	5673,74
Costos Vapor (\$/año)	49560,76	51625,79	53690,83
Total costos de operación (\$/año)	54440,17	56505,21	59364,56

Según los cálculos anteriores la alternativa de menor costo sería la de 78°C pero se debe analizar en conjunto la temperatura idónea para la alimentación al evaporador, pues estamos hablando del nexo, en cuanto a parámetro de operación se refiere, entre los equipos, por tanto es necesario llegar a un consenso entre los dos análisis de alternativas.

3.5. Evaporadores. Metodología de diseño según (Espinosa et al., 1990).

Conocidos a presión del vapor alimentado; (Ps), tipo, cantidad, concentración y temperatura de la solución alimentada (F, XF, TF), concentración final (XF), la presión en el condensador, (Pc).

- 1- Se procedió a aplicar el balance de materiales total y parcial con el objetivo de determinar las corrientes de vapor total y en cada vaso, además de la corriente de condensado.

Balance total de materiales: según (Espinosa et al., 1990)

$$F = B2 + VT \quad (16)$$

$$VT = V1 + V2 \quad (17)$$

$$F = B1 + V1 \quad (18)$$

$$B1 = B2 + V2 \quad (19)$$

$$B2 = B3 + V3 \quad (20)$$

$$B3 = B4 + V4 \quad (21)$$

Balance parcial de sólidos: según (Espinosa et al., 1990)

$$F * XF = B2 * X2 \quad (22)$$

- 2- Se realiza la distribución de temperatura en este caso se considera la elevación del punto de ebullición (EPE) igual a 0 pues se utiliza vapor de agua como medio de calentamiento.

$$\Delta t_{\text{aparente}} = T_s - t_2 \quad (23)$$

$$\Delta t_{\text{útil}} = \Delta t_{\text{aparente}} - \sum EPE \quad (24)$$

$$\Delta t_n = \Delta t_T \sum \frac{1}{U_n} \quad (25)$$

$$\Delta t_T = \Delta t_1 + \Delta t_2 \quad (26)$$

Se conocen: $T_s, t_2, EPE1, \Delta t_1$

3- Se aplica balance de energía para determinar la cantidad de calor que se produce total y por efecto según número de efectos, según (Espinosa et al., 1990)

$$S^*_{v} = F * Cp(t_{b1} - t_f) + V_1^* \quad (27)$$

$$V_1^* = B_1 * Cp(t_2 - t_1) + V_2^* \quad (28)$$

$$V_2^* = B_2 * Cp(t_3 - t_2) + V_3^* \quad (29)$$

$$V_3^* = B_3 * Cp(t_4 - t_3) + V_4^* \quad (30)$$

4- Los coeficientes de transferencia de calor se obtienen de la literatura Kern (1999) según el fluido que se trate.

5- Se determina el calor por efectos según (Espinosa et al., 1990)

$$Q_1 = S^*_{s} \quad (31)$$

$$Q_2 = V_1^* \quad (32)$$

$$Q_3 = V_2^* \quad (33)$$

$$Q_4 = V_3^* \quad (34)$$

6- Se determina las áreas de transferencia de calor por efectos y la total, según número de efectos, según (Espinosa et al., 1990)

$$A_1 = Q_1 / (U_1^* t_1) \quad (35)$$

$$A_2 = Q_2 / (U_2^* t_2) \quad (36)$$

$$A_3 = Q_3 / (U_3^* t_3) \quad (37)$$

$$A_4 = Q_4 / (U_4^* t_4) \quad (38)$$

$$A_t = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 \quad (39)$$

7- Como culminación del diseño se realiza la evaluación donde se determina la economía de trabajo, el coeficiente de evaporación y la eficiencia de evaporación, según (Espinosa et al., 1990).

$$e = Vt/s \quad (40)$$

$$E \text{ evaporación} = (1 - (V_{\text{condensado}}/Vt)) * 100 \quad (41)$$

$$Co \text{ evaporación} = Vt/At \quad (42)$$

Se aplica el diseño para tres alternativas de temperatura usando un doble efecto y posteriormente para la temperatura fija de 80°C se realizan los cálculos para tres efectos y para cuatro efectos.

Tabla 8. Diseño de Evaporadores

<i>Datos</i>		<i>Incógnita</i>	<i>T=80⁰C</i>	<i>T=80⁰C</i>	<i>T=80⁰C</i>
Ps presión vapor alimentación (ata)	2,02	Vt (kg/s)	5,12	5,12	5,12
F Flujo Alimentación (m ³ /h)	12,5	B2 (kg/s)	1,21	1,21	1,21
Xf concentración alimentación	0,001	Cp (j/gk)	3,84	3,84	3,84
X2 concentración salida 2do evaporador	0,006	Cp leve. (j/gk)	1,59	1,59	1,59
TF Temperatura alimentación ⁰ C	80	V2 (kg/s)	2,53	2,53	2,52
Pe 1 presión condensador	-0,49	S (kg/s)	2,70	2,71	2,69
v calor latente vapor saturación (kj/kg) , Keenan (1988)	2207	V1 (kg/s)		2,58	2,59
Ts Temperatura de saturación del vapor de agua (⁰ C)	120	e	1,89	1,88	1,89
Ud1 (W/m ²)	2520	At (m ²)	140,46	140,83	140,00
Ud2 (W/m ²)	1960	Q (j/s)	5972,64	5990,71	5950,3
F Flujo Alimentación (kg/s)	6,33	A1 (m ²)	94,80	95,09	94,44
lev densidad de la crema de levadura (Kg/m ³)	1824	A2 (m ²)	45,66	45,73	45,55
Pe 2 presión de evaporación	-0,78	Co Evap	0,071	0,071	0,072
1 calor latente vapor saturación (kj/kg)	2305,4	E Evap	50,53	50,44	50,64
2 calor latente vapor saturación (kj/kg)	2269,8		1,01	1,01	1,01
Formula Global Levadura	CH _{1,82} O _{0,47} N _{0,19}		1,04	1,048	1,03
M Lev (g/l)	24	B1 (kg/s)	9,912	9,91	9,90
Cp(agua) (J/gK)	4,18	Q2 (j/s)	5966,3	5976,69	5952,88
EPE1	0	Vt (m ³ /h)	10,110	10,11	10,11
tb1=t1	80				
tb2=t2	95				
t aparente	25				
t util	25				
t 1	40				
t 2	15				
t tot	55				

En consenso con el valor óptimo de la temperatura del intercambiador de calor se determinó como alternativa 80°C, este fue el parámetro nexo entre los dos equipos diseñados.

Tabla 9. Resultados de Costos de los Evaporadores doble efecto para 3 Alternativas de Temperatura

<i>Temperaturas</i>	<i>78⁰C</i>	<i>80⁰C</i>	<i>82⁰C</i>
Costos Inversión (1er efecto+2do efecto)	111177,8	111177,75	111177,75
Costos Vapor	263561	262573,92	262376,5

Según los costos de las alternativas planteadas se verifica la decisión de adoptar 80°C como temperatura de trabajo para la entrada del evaporador y consecuentemente salida del Termolizador.

A continuación se procede con el análisis de las alternativas de múltiples efectos a la temperatura escogida.

3.5.1 Alternativas según el Número de efectos

Utilizando los Balances de materiales en forma de sistemas de ecuaciones se llegó a las ecuaciones de diseño según el Número de efectos, con auxilio de cálculo en el Microsoft Excel. A continuación se reportan los resultados que definen el diseño del evaporador.

Tabla 10. Alternativas de Evaporadores

<i>Incógnita</i>	<i>2 efectos</i>	<i>3 efectos</i>	<i>4 efectos</i>
e	1,92	2,52	3,26
S (kg/s)	2,66	2,03	1,57
Co Evaporación	0,08	0,14	0,24
E Evapo %	50,53	67,00	75,01

Del análisis de alternativas de efectos calculados se pudo inferir que no es necesario implementar cuatro efectos, debido a la distribución de temperatura, pues el rango no es lo suficiente para implementar la elevación del punto de ebullición (EPE) como dato supuesto como se debe según literatura consultada, (Espinosa et al., 1990) es decir se adoptó EPE 4°C en cada caso, por lo que se decide la utilización de tres efectos solamente, esto cumple con las condiciones de operación y además disminuye el consumo de vapor respecto a los dos efectos que se encuentran instalados en todas las fábricas de Torula del país.

Tabla 11. Resultados de los Costos de inversión y operación de los Evaporadores según número de efectos

<i>No efectos</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>
Costos Inversión (\$)	111177,75	161579,9	217304,4
Costos Vapor (\$/año)	262573,92	200385,4	154977,8

Los costos de operación verifican que el consumo de vapor disminuye con el aumento del número de efectos pues existe un mejor aprovechamiento del mismo, pero en consecuencia con el costo de inversión y con lo anteriormente planteado la decisión se ratifica al usar tres efectos de evaporación.

Costos de Operación de la etapa trabajada referida a bombeo y consumo de vapor: 263586,99 \$/año.

Tabla 12. Costos de inversión por concepto de equipamiento

<i>Equipos</i>	<i>Cantidad</i>	<i>Costos de Adquisición (\$)</i>
Fermentador	1	587120,77
Desemulsor	1	27005,47
Filtro autolimpiante	1	18751,21
Separadora centrífuga	3	104094,56
Evaporadores	3	161579,91
Tanque efluente	3	43335,82
Termolizador	1	6665,59
Tanque crema termolizada	3	174405,98
Bomba	30	45916,39
Compresor	2	4615,47
Sopladores	2	26393,64
Cultivador		11188,97
Total		1 230 640,06

La metodología de optimización aplicada permitió encontrar la temperatura óptima a la salida del Termolizador y para alimentar la crema al evaporador siendo la misma de 80°C, además se determinó que serían tres efectos los idóneos para la operación de evaporación, y con dichos valores óptimos se obtuvieron los menores costos de operación de la etapa de concentración de crema.

4. CONCLUSIONES

- 1- Se obtuvo el diseño óptimo y económico de los equipos en la etapa de concentración de crema: el termolizador como un intercambiador de calor de tubos y coraza, trabajando a una temperatura de salida de la crema de 80°C, la cual sería la de entrada del evaporador y se decidió según las características de la evaporación de la crema y sus parámetros de trabajo trabajar el triple efecto de evaporadores.
- 2- El costo de inversión de la etapa diseñada son de \$1 230 640,06 y los de operación por concepto de bombeo y consumo de vapor son de 263 586,99 \$/año

5. RECOMENDACIONES

- 1- Aplicar la optimización a futuros proyectos similares para mejorar la concepción de procesos en lo que se refiere a montaje y operación de los mismos.
- 2- Continuar la investigación a partir de los balances de masa para cada etapa del proceso, para lograr la integración óptima global del proceso de producción de levadura Torula.

REFERENCIAS

- Aguirre, E. M. E., Selección de la mejor alternativa en lo que respecta al estudio de los Intercambiadores de Calor., Artículos de Tesis de Grado-FIMCP, 2009.
- Almazán, O., Klibansky, M., Otero, M.A., Producción de proteína unicelular a partir de subproductos de la industria azucarera., Revista ICIDCA, Vol. 16, No.1, 1982, pp. 3-5.
- Espinosa, R., Machado, S., Reymond, A., Carrillo, M.J., y Priadko, N.A., Sistemas de utilización del calor en la Industria Azucarera., Capítulos IV y V, Ediciones ENPES, 1990, La Habana, pp. 162-281.
- Espinosa, R., Valores del área de transferencia de calor de una placa para intercambiadores de calor., Comunicación Personal, 2015.
- Estévez, R. E., Manual de Operaciones de las plantas de levadura de Vinazas, La Habana, Cuba. 2009.
- Gómez, R., Levadura forrajera., En la industria de los derivados de la caña de azúcar y Editorial Científico- Técnica, La Habana, 1986, pp. 304-340.
- González, E., y Miño J., Vías para la gestión de conocimientos con apoyo de la comunidad científica para contribuir a la mitigación del impacto ambiental de la industria química y fermentativa, Capítulo 7, Ed. Universidad Nacional de Misiones, Argentina, 2015, pp.147-157.
- Hidalgo, L., Influencia del proceso de fermentación de levadura en el consumo energético de la fábrica de Torula “Antonio Sánchez” de Cienfuegos., Ingeniería Mecánica, Universidad Carlos Rafael Rodríguez de Cienfuegos, 2009.
- ICIDCA, Complementación de la vinazas de destilerías para su utilización más eficiente en la producción de levadura Torula, ICIDCA, 2009.
- Rodríguez, B., Canela, A., Mora, L.M., Motta, W.F., Lezcano, P., Composición mineral de levadura Torula (*Cándida utilis*), desarrollada a partir de vinaza de destilería. Revista Cubana de Ciencia Agrícola, Instituto de Ciencia Animal Cuba, Vol. 45, 2011, pp. 151-153. Disponible en: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=193022245009>
- Keenan, J. H., Steam Tables, Cuba, Edición Revolucionaria, 1988, pp 5-8.
- Kern, D., Procesos de transferencia de Calor., Capítulo 6, Ed. Continental SA, México, 1999, pp. 131-143.
- Lezcano, P., Composición mineral de levadura Torula (*Candida Utilis*), Desarrollada a partir de vinaza de destilería., Revista Cubana de Ciencia Agrícola, Vol. 39, 2011, pp. 459-468.
- Olivera, M.A., Martínez, L., Palacios, C.A., Sunflower seed meal as a protein source in diets for Tilapia rendalli., Aquaculture Research, Vol. 33, 2002, pp 223-229.
- Pavlov, K. F., Romankov, P.G., Noskov, A.A., Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química., Tomos I y II, Editorial MIR Moscú, 1981.
- Peters, M. and Timmerhaus, K.D., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Chapter 1, Ed. Mc Graw -Hill, Singapore, Chemical Engineering Series, 1980, pp. 464-466.
- Peacock, S.D., Selected physical properties of sugar factory process streams., University of Natal King George V Avenue, Durban 4001, may 1995.