



Identificación del Trabajo	
Área:	Ingeniería de Procesos, Biotecnología y Tecnología de Alimentos
Categoría:	Alumno
Regional:	Rosario

Optimización de un proceso de recuperación de compuestos bio-activos de subproductos de la industria vitivinícola.

Ignacio BAHR, Eugenio M. SAVINO, Monica BONFIGLI

CAIMI (E. Zeballos 1346, Rosario), Facultad Regional Rosario, UTN

E-mail de autores: ignaciobahr@gmail.com, eugenio.m.savino@gmail.com, mbonfigli@frro.utn.edu.ar

Este trabajo ha sido realizado bajo la dirección del Dr. Nicolás Scenna y la Dra. Sonia Benz, en el marco del proyecto "Estrategias de Diseño de Procesos de Bioingeniería Sustentables. Aplicaciones a Casos de Estudio en el marco de la bioeconomía". (2019 -2022)

Resumen

En este trabajo, se presenta un modelo matemático para la optimización de un proceso de recuperación de compuestos bio-activos de subproductos de la industria vitivinícola.

Los resultados se presentan a través de diferentes alternativas, maximizando rendimiento y minimizando el uso de solvente. Además, se realiza un estudio paramétrico para analizar la influencia del volumen total de los tanques de lixiviación en las variables mencionadas.

Las soluciones de las alternativas analizadas representan satisfactoriamente las relaciones entre las variables de interés (rendimiento total de extracción y solvente requerido), observándose un incremento del consumo de solvente con el aumento del rendimiento de extracción.

Palabras Claves: Optimización; GAMS; Extracción de bio-compuestos; Bioeconomía

1. Introducción

El orujo de uva es generado durante el proceso de vinificación y es el principal residuo sólido obtenido luego de la fermentación y la maceración. Pueden representar hasta el 25% del peso de las uvas destinadas a la producción de vino (Dwyer et al., 2014). Es rico en compuestos fenólicos, dentro de los cuales se encuentran las antocianinas. Se ha reportado que los polifenoles tienen efectos beneficiosos para la salud en diferentes sistemas biológicos como antioxidantes, anti-inflamatorios, anti-carcinogénicos, entre otros (Fontana et al., 2013), lo cual habilita una oportunidad para agregar valor a tales desechos.

Por otra parte, debido al gran volumen de componentes orgánicos y bioactivos contenidos en este residuo su tratamiento previo a la disposición final puede resultar costoso (Farías-Campomanes et al., 2013). La elevada producción anual de orujo de uva debido a la intensa actividad vitivinícola en el país, junto con sus citados beneficios, evidencian la necesidad de explorar un mercado emergente con un importante potencial comercial (Dwyer et al., 2014). El estudio de procesos eficaces para la recuperación de bio-compuestos de forma eficiente representa un punto clave para la revalorización de los sub-productos de la uva (Galanakis, 2017), un concepto central de la bioeconomía.

El modelado de procesos relativos a la industria alimenticia es un instrumento fundamental para comprender los fenómenos fisicoquímicos que ocurren durante la fabricación de los mismos, así como para diseñar posibles nuevos procesos u optimizar los existentes (Perrot et al., 2011).

En este contexto, el objetivo de este trabajo es modelar el proceso de recuperación de antocianinas a partir de orujos tintos y optimizar dos variables de interés a) rendimiento total de extracción y b) el flujo de solvente fresco requerido a partir de la definición de diferentes funciones objetivo.

2. Metodología

En función del estado del arte (Dwyer et al., 2014; Galanakis, 2017; Vieira et al., 2013) y las características regionales y de mercado de nuestro país, se realiza un modelo matemático que representa una configuración típica para el proceso de extracción por solvente (etanol-agua 50% v/v) de bio-compuestos a partir de orujos tintos.

- Se modela el sistema de recuperación de solvente y los sistemas divisores y otros módulos necesarios que representan el proceso esquematizado en la Figura 1. Es preciso destacar que el modelo de la cinética de extracción de antocianinas, previamente desarrollado por los autores (Bonfigli et al., 2017), es extendido aquí, para modelar el proceso global.
- Se definen diferentes funciones objetivo, relacionadas con la mejora del rendimiento de la extracción y la minimización del consumo de solvente.
- Se analizan los resultados obtenidos a través de diferentes alternativas propuestas.

Planteado de esta manera, el modelo aquí presentado no pretende decidir la alternativa óptima (síntesis), sino optimizar las distintas variables operativas frente a distintos escenarios de optimización, cumpliendo las restricciones propuestas (estudio paramétrico).

3. Descripción del proceso

El proceso modelado consiste en tres tanques de lixiviación (extractores) conectados en serie, dos intercambiadores de calor (un condensador y un calentador), un sumador y un evaporador que realiza la concentración final del producto (Figura 1). Este esquema corresponde al de recuperación de solvente en contra-corriente, siendo idéntico en el caso sin recuperación, con la salvedad del condensador, que cierra el ciclo.

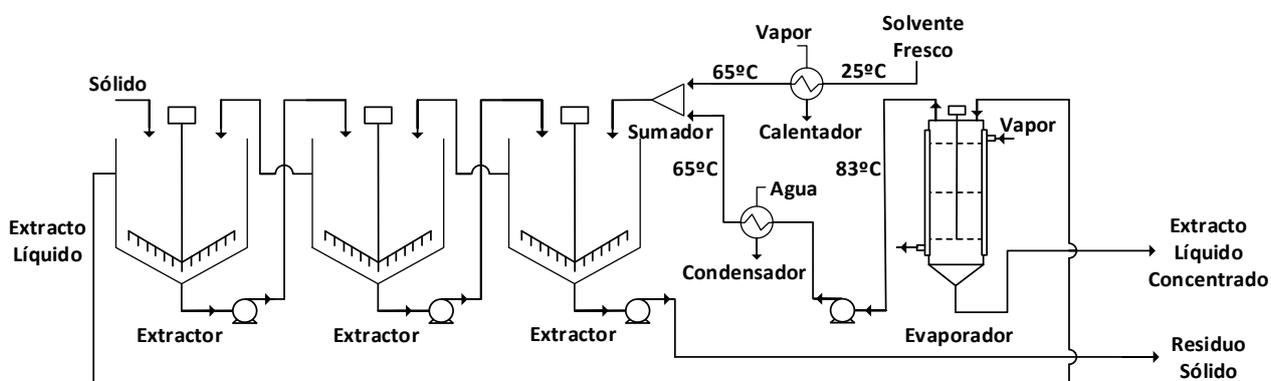


Figura 1. Configuración contracorriente del proceso

Los sólidos ingresan al proceso en la primera etapa de extracción y el solvente fresco en la tercera. La extracción es llevada a cabo a 65°C, durante no más de 30 minutos. De la extracción se obtienen dos corrientes: un extracto líquido y el sólido residual con componentes que no se pudieron extraer.

El extracto líquido obtenido es concentrado en un evaporador de película descendente que opera a 85°C. La función de este equipo es obtener una mayor concentración de los componentes extraídos, preservando en la mayor medida posible sus propiedades funcionales, además de recuperar etanol para reutilizarlo en el solvente de extracción.

4. Hipótesis y modelo matemático

En este apartado se presenta el modelo constituido por las ecuaciones que describen la cinética de extracción y los distintos equipos que conforman el proceso, los cuales podrían arreglarse de forma de representar las distintas configuraciones típicas para este tipo de procesos (co-corriente, contra-corriente, distintos reciclos, etc). En dicho modelo, los parámetros adoptados se expresan en minúscula mientras que las variables de optimización en mayúscula.

De acuerdo a lo sugerido en Vieira et al. (2013), se asume que la unidad de lixiviación a escala industrial tiene el mismo comportamiento cinético que el observado a escala laboratorio cuando las condiciones de operación se mantienen constantes (fracción volumétrica de solvente, temperatura, presión, tiempo de lixiviación, porosidad y densidad de la materia prima).

Modelo de la cinética de extracción

Para la recuperación de antocianinas de orujos tintos, Bonfigli et al. (2017) asumen una serie de hipótesis, así como la existencia de las siguientes etapas:

- Entrada, penetración y difusión del solvente dentro de la matriz sólida. Las partículas son esféricas y su radio se determina experimentalmente. Su tamaño, forma y densidad no se modifica durante el proceso de extracción.
- Solubilización del componente soluble, siendo que las antocianinas presentan una concentración inicial uniforme dentro de las partículas.
- Transporte del soluto a la superficie de la matriz sólida por difusión, de acuerdo a la segunda ley de Fick en una dimensión radial, donde el coeficiente de difusión no varía con el tiempo.
- Migración convectiva del soluto extraído desde la superficie externa hasta el seno de la solución.
- La concentración de antocianinas en la interfase se asume en equilibrio con la concentración en el seno del solvente, donde la misma es homogénea (mezcla perfecta).

Basándose en las suposiciones expresadas arriba, la transferencia de masa se describe según la segunda ley de Fick en coordenadas esféricas, de acuerdo con la Ecuación 1, donde $C_{a,\beta}$ es la concentración de antocianinas dentro de la partícula, $d_{a,\beta}$ es el coeficiente de difusividad de las antocianinas, ε es la fracción volumétrica de solvente, R es la coordenada radial de la partícula, T es el tiempo y r es el radio de la partícula.

$$\frac{(1-\varepsilon)}{d_{a,\beta}} \frac{\partial C_{a,\beta}(R,T)}{\partial T} = (1 - \varepsilon) \frac{\partial^2 C_{a,\beta}(R,T)}{\partial R^2} + \frac{2}{R} \frac{(1-\varepsilon) \partial C_{a,\beta}(R,T)}{\partial R}, \quad 0 < R < r \quad (1)$$

Las Ecuaciones 2 a 6, indican las condiciones iniciales y de contorno. La Ecuación 2 asume concentración inicial $c_{a0,\beta}$ homogénea de antocianinas en la partícula. La Ecuación 3 corresponde

a la condición de contorno en el centro de cada esfera donde no hay transferencia de masa. La Ecuación 4 representa el flujo en la interfase de antocianinas, donde $d_{a,\gamma}$ y $k_{a,\gamma}$ son el coeficiente de difusividad y el coeficiente global de transferencia de masa en la fase solvente, $C_{a,\gamma}$ es la concentración en el seno del solvente, y $C_{a,\gamma,i}$ es la concentración de antocianinas en la interfase sólido - líquido.

$$C_{a,\beta}(r, t) = c_{a0,\beta} , 0 \leq R \leq r , T = 0 \quad (2)$$

$$\frac{\partial C_{a,\beta}(R,T)}{\partial R} = 0 , R = 0 , T > 0 \quad (3)$$

$$-d_{a,\gamma} \frac{\partial C_{a,\beta}(R,T)}{\partial R} = k_{a,\gamma} (C_{a,\gamma,i}(T) - C_{a,\gamma}(T)) , R = r , T > 0 \quad (4)$$

Se utilizan modelos macroscópicos como simplificación para la transferencia de masa en ambas fases (Geankoplis, 1993), como se describe en la Ecuación 5 de acuerdo a Bonfigli et al. (2017), donde $\langle C_{a,\beta} \rangle$ es la concentración media de antocianinas en la partícula y T_f el tiempo final de extracción.

$$(1 - \varepsilon) \frac{d\langle C_{a,\beta} \rangle(T)}{dT} = -\varepsilon \frac{dC_{a,\gamma}(T)}{dT} , 0 < T < T_f \quad (5)$$

En el equilibrio, la concentración de antocianinas en la interfase, asumiendo solución diluida, se expresa según la Ecuación 6, donde k es la constante de distribución.

$$C_{a,\gamma,i}(T) = k C_{a,\beta}(R, T) , R = r , T > 0 \quad (6)$$

Se utilizó la correlación de (Wilke and Chang, 1955) para estimar el coeficiente de difusión de las antocianinas en la fase solvente $d_{a,\gamma}$, mientras que el coeficiente global de transferencia de masa $k_{a,\gamma}$ se calculó utilizando la correlación de Geankoplis (1993).

Considerando que el modelo está formado por ecuaciones diferenciales parciales, se debe utilizar un método de discretización para implementar el modelo en GAMS. Las ecuaciones a derivadas parciales (Ecuaciones 1, 3, 4 y 5), se transformaron en ecuaciones algebraicas mediante el método de discretización de diferencias finitas centrales. Se utilizó el método implícito simple, incondicionalmente estable y convergente, que conlleva un error de primer orden en el tiempo y segundo orden en el espacio.

Se definieron el número de intervalos para el espacio y el tiempo, siendo $m=6$ y $n=6$ respectivamente. A su vez la magnitud de cada intervalo viene dado por la Ecuación (7), donde $\theta_{\gamma,Ei}$ corresponde al tiempo de residencia del solvente en la etapa de extracción Ei , y es equivalente al tiempo final de extracción (T_f):

$$\delta = \frac{r}{m} , \Delta T = \frac{T_f}{n} = \frac{\theta_{\gamma,Ei}}{n} \quad (7)$$

Las ecuaciones algebraicas obtenidas fueron las siguientes:

$$\frac{(1-\varepsilon)(C_{a,\beta}(R,T+1)-C_{a,\beta}(R,T))}{d_{a,\beta}\Delta T} = (1-\varepsilon) \left(\frac{C_{a,\beta}(R-1,T+1)-2C_{a,\beta}(R,T+1)+C_{a,\beta}(R+1,T+1)}{\delta^2} + \frac{C_{a,\beta}(R+1,T+1)-C_{a,\beta}(R-1,T+1)}{2\delta} \right), 0 < R < r; 0 < T < T_f \quad (8)$$

$$\frac{-3C_{a,\beta}(R,T)+4C_{a,\beta}(R+1,T)-C_{a,\beta}(R+2,T)}{2\delta} = 0, R = 0, T > 0 \quad (9)$$

$$d_{a,\gamma} \frac{C_{a,\beta}(R-2,T)-4C_{a,\beta}(R-1,T)+3C_{a,\beta}(R,T)}{2\delta} = k_{a,\gamma} (C_{a,\gamma,i}(T) - C_{a,\gamma}(T)), R = r, T > 0 \quad (10)$$

$$(1-\varepsilon) \frac{\langle C_{a,\beta} \rangle^{(T+1)} - \langle C_{a,\beta} \rangle^{(T)}}{\Delta T} = -\varepsilon \frac{C_{a,\gamma}^{(T+1)} - C_{a,\gamma}^{(T)}}{\Delta T}, 0 < T < T_f \quad (11)$$

Tanques de lixiviación

Los balances de materia en los tanques de lixiviación están dados por las Ecuaciones 12 y 13. Se incluyen, además, restricciones de concentración y flujos entre etapas (Ecuaciones 14 a 17).

$$M_{\beta,E_i} + M_{\gamma,E_i} = M_{\text{ext_liq},E_i} + M_{\beta,\text{rem},E_i}, E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (12)$$

$$\frac{\langle C_{a,\beta} \rangle_{E_i} M_{\beta,E_i}}{\rho_{\text{or}}} = \frac{C_{a,\gamma,E_i} M_{\text{ext_liq},E_i}}{\rho_{\text{solv}}} + \frac{\langle C_{a,\beta} \rangle_{E_i} M_{\beta,\text{rem},E_i}}{\rho_{\text{or}}}, E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (13)$$

$$\langle C_{a,\beta,\text{salida}} \rangle_{E_i} = \langle C_{a,\beta,\text{entrada}} \rangle_{E_{i+1}}, E_i = E_1, E_2 \quad (14)$$

$$M_{\beta,E_i} = M_{\beta,\text{rem},E_{i-1}}, E_i = E_2, E_3 \quad (15)$$

$$M_{\gamma,E_i} = M_{\gamma,\text{cal},E_i}, E_i = E_3 \quad (16)$$

$$M_{\gamma,E_i} = M_{\text{ext_liq},E_{i+1}}, E_i = E_1, E_2 \quad (17)$$

Donde M_{β} es el flujo másico de sólido que ingresa a cada tanque de extracción (para la etapa $E_i = E_1$, M_{β} es la cantidad de orujo molido que ingresa al proceso). Mientras que M_{γ} , $M_{\gamma,\text{cal}}$, $M_{\text{ext_liq}}$ y $M_{\beta,\text{rem}}$ son los flujos másicos de solvente, solvente caliente, extracto líquido y orujo agotado que sale de cada tanque y ρ_{or} y ρ_{solv} son las densidades del orujo molido y el solvente respectivamente.

Por otro lado, las Ecuaciones 18 a 22 representan restricciones de diseño.

El tiempo de residencia en cada etapa de lixiviación para el líquido θ_{γ,E_i} se computa de acuerdo a la Ecuación 18, donde Q_{γ,E_i} es el flujo volumétrico del solvente.

$$\theta_{\gamma,E_i} = \frac{V_{\gamma,E_i}}{Q_{\gamma,E_i}}, E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (18)$$

Durante el proceso, el volumen operativo de cada tanque (V_{op,E_i}) está constituido por el del sólido V_{β,E_i} y el de la mezcla solvente V_{γ,E_i} .

$$V_{op,Ei} = V_{\beta,Ei} + V_{\gamma,Ei} , E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (19)$$

La fracción volumétrica del líquido se calcula como sigue:

$$\varepsilon_{\gamma,Ei} = \frac{V_{\gamma,Ei}}{V_{op,Ei}} , E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (20)$$

Se considera que el volumen operativo de cada tanque de lixiviación ($V_{op,Ei}$) es el 75% del volumen del tanque individual ($V_{TK,Ei}$) seleccionado para el proceso y $V_{TK,T}$ es el volumen total. Este nivel de llenado se adopta como medida de seguridad y flexibilidad operativa.

$$V_{op,Ei} = 0.75 V_{TK,Ei} , E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (21)$$

$$V_{TK,T} = \sum_{Ei=1}^3 V_{TK,Ei} \quad (22)$$

Evaporador

Los balances de materia están dados por las Ecuaciones 23 y 24, respectivamente:

$$M_{ext_liq,E1} = M_{ext_conc} + M_{\gamma_evap} \quad (23)$$

$$C_{ss,ext_liq,E1} \frac{M_{ext_liq,E1}}{\rho_{solv}} = X_{ss,ext_conc} M_{ext_conc} \quad (24)$$

La relación entre la concentración de antocianinas y solidos solubles, está dada como sigue:

$$C_{ss,ext_liq,Ei} = 3 C_{a,\gamma,Ei} , E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (25)$$

Donde M_{ext_liq} y M_{ext_conc} son los flujos máxicos del extracto líquido que ingresa al evaporador y del flujo máxico del líquido concentrado y M_{γ_evap} es el flujo máxico de vapor que se desprende como solvente puro. Según Vieira et al. (2013) $0.2 \leq X_{ss,ext_conc} \leq 0.4$. C_{ss,ext_liq} es la concentración de sólidos solubles en el extracto líquido y X_{ss,ext_conc} la fracción de sólidos en el concentrado.

El balance de energía viene dado por:

$$H_{evap} = M_{vap} \lambda_{vap} = M_{ext_liq} C_{p\gamma}(t_{eb} - t_{ext}) + M_{ext_conc} \lambda_{\gamma} \quad (26)$$

Aquí, H_{evap} es el calor transferido en el evaporador, λ_{vap} y λ_{γ} los calores latentes del vapor de agua y la mezcla solvente, $C_{p\gamma}$ el calor específico para la mezcla solvente, t_{ext} y t_{eb} las temperaturas de extracción y ebullición de la mezcla solvente, respectivamente.

Equipos de intercambio de calor y mezclado

El flujo de solvente recuperado por evaporación y el flujo de solvente fresco que ingresan al proceso, son llevados hasta la temperatura de extracción en el condensador y el intercambiador de

calor, respectivamente. Estas corrientes de solvente puro son mezcladas en el sumador antes de ingresar al proceso.

Rendimientos de extracción

El rendimiento total del proceso de extracción de las antocianinas Y_{total} se define como la relación entre la cantidad de antocianinas recuperadas respecto de la cantidad disponibles en la materia prima, según la Ecuación 27.

$$Y_{total} = \frac{c_{a0,\beta} - \langle C_{a,\beta,salida} \rangle_{Ei=3}}{c_{a0,\beta}} 100 = \frac{\langle C_{a,\beta,entrada} \rangle_{Ei=1} - \langle C_{a,\beta,salida} \rangle_{Ei=3}}{\langle C_{a,\beta,entrada} \rangle_{Ei=1}} 100 \quad (27)$$

El rendimiento en cada etapa está dado por:

$$Y_{Ei} = \frac{\langle C_{a,\beta,entrada} \rangle_{Ei} - \langle C_{a,\beta,salida} \rangle_{Ei}}{\langle C_{a,\beta,entrada} \rangle_{Ei}} 100, \quad E_i = E_1, E_2, E_3 \quad (28)$$

5. Definición de las diferentes alternativas de operación.

En primer lugar, es sabido que la configuración contracorriente es conveniente, desde el punto de vista termodinámico, con respecto a la co-corriente. Luego, se optimiza el proceso según las etapas de extracción configuradas de ambas maneras. Como era de esperarse, para la opción contra-corriente la cantidad requerida de solvente es menor, para un rendimiento dado de la extracción. Si la relación sólido-solvente a emplearse en la extracción es lo suficientemente elevada, se obtiene un rendimiento similar entre un caso y otro.

Tomando el arreglo contracorriente, se analizan tres alternativas. Para el análisis de distintas alternativas del proceso se plantean distintas FO para evaluar estrategias operativas para diferentes escenarios.

La **Alternativa I** consiste en la siguiente función objetivo:

FO-I: maximizar Y_{total}

Sujeto a: $\begin{cases} \text{Cinética de extracción: Ecuaciones 2, 6-11} \\ \text{Proceso de extracción: Ecuaciones 12-28} \end{cases}$

En este caso se observa que la maximización del rendimiento requiere una gran cantidad de solvente que contribuye a los altos costos de operación. Por lo tanto, la minimización de los requerimientos de solvente es esencial para una operación de bajo costo. Para este propósito, la **Alternativa II** propone minimizar el flujo másico de solvente que ingresa al tren de extracción:

FO-II: minimizar $M_{\gamma,E3}$

Sujeto a: $\begin{cases} \text{Cinética de extracción: Ecuaciones 2, 6-11} \\ \text{Proceso de extracción: Ecuaciones 12-28} \end{cases}$

Finalmente, en la **Alternativa III**, se realiza un análisis paramétrico del rendimiento mínimo

requerido por etapa ($60 \leq Y_{Ei} \leq 85\%$) y el volumen total de los tanques de extracción ($8 \leq V_{TK,T} \leq 14m^3$).

El modelo NLP (non linear programming), implementado en el software GAMS, se resolvió utilizando el resolvidor CONOPT basado en el algoritmo del gradiente reducido generalizado (Drud, 1996). El modelo que describe el proceso completo consta de 391 restricciones (igualdad y desigualdad) y 280 variables. El tiempo de resolución es de 0.392 s.

Finalmente, en la Tabla I se listan los parámetros de entrada al modelo.

Tabla I. Datos de entrada al modelo.

Parámetros cinéticos			Otros parámetros		
Parámetro	Unidades	Valor	Parámetro	Unidades	Valor
$d_{a,\beta}$	m ² /s	9.784x10 ⁻¹²	r	m	1.300x10 ⁻⁴
$d_{a,\gamma}$	m ² /s	9.016x10 ⁻¹⁰	$c_{a0,\beta}$	kg/m ³	10.71
$k_{a,\gamma}$	m/s	6.332x10 ⁻⁴	m_{orujo}	kg/s	1100
k	-	0.618	$\varepsilon_{\gamma,Ei}$	-	0.95

6. Análisis de Resultados

En la Tabla II se presentan los resultados óptimos de las **Alternativas I y II**.

Tabla II. Valores óptimos de las principales variables

Variable	Unidades	Alternativa I		Alternativa II	
		Sin recuperación de solvente	Con recuperación de solvente	Sin recuperación de solvente	Con recuperación de solvente
$V_{op,E1}$	m ³	3.23	3.23	4.19	5.00*
$V_{op,E2}$	m ³	3.37	3.38	4.19	2.30
$V_{op,E3}$	m ³	3.40	3.40	1.32	2.34
$V_{op,T}$	m ³	10.00	10.00*	9.70	9.64
$\theta_{\gamma,E1}$	s	735	735	1800*	850
$\theta_{\gamma,E2}$	s	769	769	1800*	391
$\theta_{\gamma,E3}$	s	773	773	567	398
$\theta_{\gamma,T}$	s	2277	2277	4167	1640
Y_{E1}	-	83.53	83.53	75.00**	88.12
Y_{E2}	-	85.03	85.03	78.00	75.00**
Y_{E3}	-	86.54	86.54	75.00**	76.96
Y_{total}	-	99.67	99.67	98.62	99.32
$M_{\gamma,E3}$	kg/s	2.83	0.03	1.50	0.01
$Q_{\gamma,E3}$	m ³ /s	3.13 x10 ⁻³	0.03 x10 ⁻³	1.66 x10 ⁻³	0.01 x10 ⁻³
H_{evap}	kJ/s	4878	4880	2557	6582

* Valores óptimos que alcanzaron su límite superior. ** Valores óptimos que alcanzaron su límite inferior

Se observa que, al maximizar el rendimiento para un determinado límite máximo de capacidad de los tanques de lixiviación, se obtiene como resultado etapas de volumen y tiempos de

residencia no uniformes pero similares. El volumen de los tanques aumenta levemente en cada etapa. Al determinar las condiciones óptimas de operación para minimizar el consumo de solvente y garantizar un mínimo rendimiento de extracción, los resultados indican una mayor dispersión del volumen de las etapas y tiempos de residencia, disponiéndose el mayor volumen en la primera etapa. En la **Alternativa II**, en el caso de no recuperarse solvente, se utiliza un mayor tiempo de residencia (83% mayor) respecto de la **Alternativa I** y un flujo másico de solvente fresco de 1.50 kg/s (53% menor). Si se recupera el solvente ocurre lo contrario. En ambos casos el rendimiento total de la extracción disminuye ligeramente (1.05% sin recuperación y un 0.35% con recuperación).

Finalmente, en la **Alternativa III** se analiza la influencia del volumen total de tanques $V_{TK,T}$ y la exigencia mínima de rendimiento de extracción por etapas Y_{Ei} en el requerimiento mínimo de solvente.

La Figura 2 representa puntos óptimos que relacionan, para un volumen total dado (8, 10, 12 y 14 m³), el consumo de solvente mínimo imponiendo rendimientos mínimos de extracción por etapa del 40 al 85%. De la Figura 2, se pueden deducir:

- Para Y_{Ei} mínimo exigido, en el intervalo de 40% a 75 %, el valor $V_{TK,T}$ tiene un efecto despreciable en el consumo de solvente.
- En contraste con esto, desde $Y_{Ei} = 75\%$, se observan diferencias en el requerimiento mínimo de solvente. Los valores mínimos aumentan exponencialmente con el aumento de Y_{Ei} .
- Los volúmenes totales más altos resultan en tiempos de residencia más altos y menores consumos de solvente. Aquí, se observa una relación de compromiso entre el consumo de solvente y el volumen requerido.
- Para obtener un mismo rendimiento el consumo de solvente disminuye a medida que aumenta el volumen total.
- Respecto al consumo de energía para recuperar solvente no se observa una diferencia sustancial en la **Alternativa I**, mientras que en la **Alternativa II** se necesita una cantidad de energía 2.57 veces mayor.

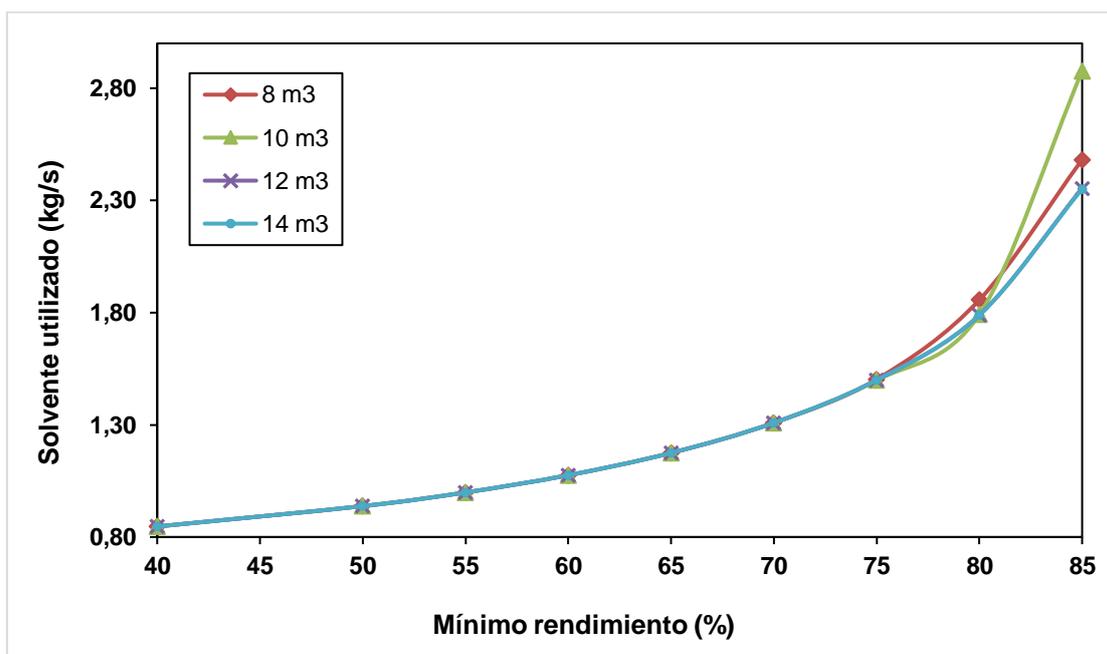


Figura 2. Consumo mínimo de solvente fresco para diferentes rendimientos de extracción

7. Conclusiones

El modelo de optimización se resolvió para distintas alternativas con el objetivo de explicar el efecto de distintas disposiciones y diversas condiciones de operación y volumen de cada tanque de lixiviación para alcanzar un porcentaje dado de extracción de antocianinas con un mínimo requerimiento de solvente. Las soluciones de las alternativas analizadas representan satisfactoriamente las relaciones entre las principales variables de interés (rendimiento total de extracción y solvente requerido). El modelo se mejorará en trabajos posteriores incorporando una superestructura para describir el espectro de alternativas de interés, y variables económicas relevantes en la FO para seleccionar las configuraciones operativas óptimas, con el fin de encontrar el diseño y el modo de operación más apropiado considerando el costo operativo y de inversión.

Reconocimientos

Los autores agradecen el apoyo financiero de la Universidad Tecnológica Nacional (UTN) y el Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET) y a las doctoras Ana Arias y Patricia Mores por su valioso aporte al presente trabajo.

Bibliografía

- Bonfigli, M., Godoy, E., Reinheimer, M.A., Scenna, N.J., 2017. Comparison between conventional and ultrasound-assisted techniques for extraction of anthocyanins from grape pomace. *Experimental results and mathematical modeling. Journal of Food Engineering* 207, 56–72.
- Drud, A.S., 1996. CONOPT, ARKI Consulting and Development A/S, Bagsvaerd, Denmark.
- Dwyer, K., Hosseinian, F., Rod, M., 2014. The Market Potential of Grape Waste Alternatives. *Journal of Food Research* 3, p91.
- Fariás-Campomanes, A.M., Rostagno, M.A., Meireles, M.A.A., 2013. Production of polyphenol extracts from grape bagasse using supercritical fluids: Yield, extract composition and economic evaluation. *The Journal of Supercritical Fluids* 77, 70–78.
- Fontana, A.R., Antonioli, A., Bottini, R., 2013. Grape pomace as a sustainable source of bioactive compounds: extraction, characterization, and biotechnological applications of phenolics. *J. Agric. Food Chem.* 61, 8987–9003.
- Galanakis, C.M., 2017. *Handbook of Grape Processing By-Products: Sustainable Solutions*. Academic Press.
- Geankoplis, C.J., 1993. *Transport Processes and Unit Operations*. PTR Prentice Hall.
- Perrot, N., Trelea, I.C., Baudrit, C., Trystram, G., Bourguine, P., 2011. Modelling and analysis of complex food systems: State of the art and new trends. *Trends in Food Science & Technology* 22, 304–314.
- Vieira, G.S., Cavalcanti, R.N., Meireles, M.A.A., Hubinger, M.D., 2013. Chemical and economic evaluation of natural antioxidant extracts obtained by ultrasound-assisted and agitated bed extraction from jussara pulp (*Euterpe edulis*). *Journal of Food Engineering* 119, 196–204.
- Wilke, C.R., Chang, P., 1955. *A. Z. Ch. E. J.* 1, 264.