

Diseño y planificación de un proceso para la producción de pectina en la industria cítrica

Jonathan Wheeler^{1,2}, José María Santillán¹, Fernando D. Mele^{1,2}

¹ Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología, Universidad Nacional de Tucumán

² Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET)

Resumen. La cáscara deshidratada de limón que se produce en la industria cítrica se exporta para la producción de pectina, un producto de alto valor agregado. En este trabajo se desarrolla un modelo de programación lineal mixto entero (MILP) para diseñar el equipamiento necesario para producir pectina a partir de cáscara de limón y planificar la operación anual de esta producción contemplando la posibilidad de utilizar tanto la cáscara deshidratada como la cáscara húmeda de la fruta. El modelo permite determinar simultáneamente las vías de proceso para el uso de la cáscara, el diseño y costo de los equipos necesarios y la planificación anual de la producción.

1 Introducción

La provincia de Tucumán es la mayor productora de limón del país, aportando aproximadamente el 84% del total de fruta producida. La producción de derivados de limón en esta provincia representa aproximadamente el 40% de la producción nacional de derivados cítricos [1]. Los productos derivados del limón que se comercializan principalmente son el aceite esencial, el jugo concentrado y la cáscara deshidratada. También se producen esencias y pulpa de limón en menor proporción, con un nivel de demanda muy irregular. La cáscara deshidratada es la de menor valor agregado en la cadena de valor del limón y sus derivados, y el producto que más depende del uso de combustibles fósiles. La cáscara deshidratada de limón y de otros cítricos es la materia prima principal de la que se extrae pectina, un producto de alto valor que se comercializa como insumo para la industria alimenticia y farmacéutica. Actualmente el 85% de la pectina que se usa en el mundo es producida a partir de cáscara de cítricos. Las principales plantas productoras de este producto se encuentran en Dinamarca, México, Estados Unidos y Alemania, mientras que la Argentina es uno de los principales exportadores de cáscara seca a dichos países. Sin embargo, en el país no existen plantas productoras de pectina, por lo que se debe importar desde los países productores.

Numerosos estudios dan cuenta de la posibilidad de producir pectina a partir de cáscara húmeda, sin necesidad de deshidratarla previamente [2, 3]. Evitar la deshidratación de la cáscara, un proceso altamente dependiente del gas natural, conllevaría una gran reducción de costos de producción. Por esto, sumado a la posibilidad de reducir ampliamente los gastos logísticos en el manejo de la materia prima y el traslado del pro-

ducto terminado, la producción de pectina a partir de cáscara de limón resulta una oportunidad interesante desde el punto de vista económico. Además produciría adicionalmente una reducción importante del impacto ambiental en la cadena de valor de este producto debido a la reducción del uso de combustibles fósiles tanto en la etapa de secado como en las etapas de transporte de materias primas y del producto terminado. Sumado a estos potenciales beneficios económico y ambiental, implementar plantas productoras de pectina asociadas a las industrias citrícolas generaría puestos de trabajo descentralizados dado que las plantas se encuentran distribuidas geográficamente.

El proceso actual de producción de pectina es costoso debido a los elevados requerimientos de insumos y energía [4]. Además, involucra un conjunto de etapas de procesamiento cuyo equipamiento y costos operativos pueden resultar prohibitivos para las economías de las empresas. El uso de cáscara de limón húmeda podría reducir los costos de la producción de pectina en un proceso integrado para su obtención [5, 6]. Sin embargo, los volúmenes de producción durante el período de cosecha del limón (6 meses) pueden resultar en tamaños de equipamiento inviables para la economía de estas empresas. El uso de cáscara seca, por su parte, puede reducir los volúmenes de producción mensuales, sumado a que la materia prima seca se conserva fácilmente y posee una calidad constante. Debido a esta situación de compromiso resulta de interés analizar de forma integral la producción de pectina a partir de cáscara de limón considerando los procesos con cáscara húmeda y seca, simultáneamente.

En este trabajo se estudia el proceso convencional para producción de pectina a partir de cáscara seca y húmeda, se determinan los equipos necesarios, las vías de proceso que se podrían utilizar para producir pectina. Luego, se desarrolla un modelo de programación lineal mixta entera (MILP) para determinar cuáles son las rutas de transformación de la cáscara de limón que resultan más prometedoras desde el punto de vista económico para la industria, considerando el tamaño y costo de los equipos necesarios y la planificación de la producción anual que depende fuertemente de la disponibilidad de limón.

2 Planteo del problema y metodología propuesta

Conocidas las p etapas productivas del proceso de producción de pectina a partir de cáscara de limón deshidratada, se deben calcular los rendimientos máxicos, requerimientos energéticos y costos de producción considerando el uso de cáscara húmeda y deshidratada. Además se deben obtener ecuaciones de diseño para los equipos y poder cuantificar los costos de inventario de cada etapa. Conocidos los parámetros y ecuaciones de diseño de equipos de cada etapa, y la disponibilidad de materia prima mensual durante un año, se desea determinar las vías de proceso para la cáscara húmeda que permiten otorgarle un mayor beneficio a la industria citrícola.

Los rendimientos y requerimientos energéticos de cada etapa se obtienen a partir de la bibliografía [6,7] y utilizando una herramienta de simulación de procesos (UniSim®, Honeywell). Las ecuaciones de diseño de los equipos se obtienen a partir de relaciones empíricas con los flujos a tratar, de los parámetros característicos de los equipos obtenidos de la simulación o de los datos provistos por los fabricantes [8]. Luego, para

determinar las vías de procesamiento de la cáscara disponible durante un año, se desarrolla un modelo MILP que permite determinar los flujos de materia mensuales a través de cada etapa p para obtener un máximo beneficio [9], dejando establecidos los equipos necesarios, su tamaño y costo, y el esquema de producción anual.

3 Caso de estudio

Una citrícola promedio del NOA tiene la capacidad de procesar alrededor de 1200 toneladas de limón diario, lo que deja aproximadamente 19.800 toneladas de cáscara húmeda por mes durante los seis meses que dura la zafra. Tomando como punto de partida esta capacidad mensual, se plantea la posibilidad de producir pectina utilizando cáscara deshidratada o húmeda.

3.1 La industrialización del limón

La industrialización del limón, posterior al acondicionamiento de la fruta que proviene del campo, incluye una primera etapa en la que se extrae mecánicamente el aceite presente en la cáscara formando una emulsión con agua. Luego, se remueven los sólidos y el aceite se concentra mediante centrifugación, para finalmente purificarse mediante filtración en frío. A continuación de la extracción del aceite, el limón se dirige a otra etapa de extracción mecánica en la que se separa el jugo de la cáscara. El jugo se concentra en evaporadores y la cáscara se trocea para ser enviada al proceso de secado donde se remueve su humedad hasta obtener un producto con 4 a 10% de humedad absoluta. El proceso descrito se muestra esquemáticamente en la Fig. 1.

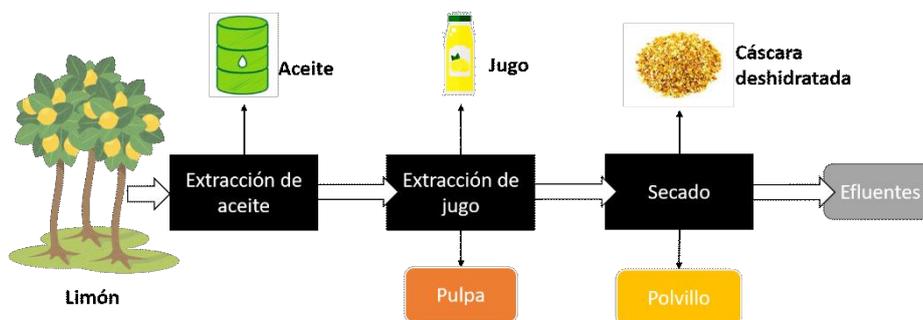


Fig. 1. Proceso de industrialización del limón.

3.2 Proceso de producción de pectina

Durante el proceso de producción de pectina, si se parte de cáscara seca, ésta se hidrata y lleva a un reactor hidrolítico con inyección de vapor que trabaja a alta presión y temperatura. En esta etapa, en la que se utiliza ácido cítrico para lograr la acidez

necesaria, la pectina presente en la cáscara se hidroliza y moléculas de celulosa y hemicelulosa se descomponen en monómeros simples. Luego, el hidrolizado pasa por un proceso de centrifugación, para poder separar los sólidos que no fueron hidrolizados. Una vez separados los sólidos remanentes de la hidrólisis, el material soluble se traslada a un tanque de precipitación donde se precipita la pectina mediante la adición de etanol al 96°. El precipitado se separa por centrifugación y se enjuaga con agua para eliminar los restos de etanol. Debido a las grandes cantidades de etanol empleadas, este se recupera mediante una columna de destilación, y es recirculado de nuevo al proceso de precipitación. Finalmente, la pectina húmeda con etanol se seca en un secadero espray para obtener una humedad aproximada del 5% [10].

3.3 Esquema productivo propuesto para la obtención de pectina

En el esquema propuesto para el procesamiento de la cáscara de limón se puede secar la cáscara, siguiendo el proceso tradicional de producción de pectina, o enviarla húmeda a la etapa de hidrólisis.

Para secar la cáscara, se debe lavarla para remover azúcares solubles que pueden afectar la coloración de la pectina al caramelizarse en los hornos debido a las altas temperaturas. Durante el lavado se producen pérdidas de material sólido que disminuyen el rendimiento en la obtención de pectina. La cáscara seca se puede vender o almacenar y utilizar para producir pectina en los meses en los que no hay disponible materia prima fresca.

La cáscara húmeda no puede almacenarse y por lo tanto sólo se puede procesar los meses en que hay disponibilidad de limón. Debido a que la cáscara húmeda conserva un porcentaje considerable de aceite de limón (limoneno), se considera la posibilidad de extraerlo mediante una expansión a presión atmosférica (*flash*) posterior a la etapa de hidrólisis. Esto permite también reducir el volumen de hidrolizado a procesar en las etapas siguientes. En la Fig. 2 se muestra el esquema descripto, seguido de las etapas para la producción de pectina, mencionadas en la sección anterior.

Dadas las diferencias en los rendimientos máxicos y energéticos provocados por las pérdidas en la obtención de cáscara seca y la extracción del limoneno, los rendimientos de obtención de pectina son diferentes si se utiliza cáscara húmeda o seca. Por lo tanto, los parámetros de las etapas del proceso se deben calcular diferenciadamente como si fuesen etapas distintas, pero los equipos utilizados deben ser los mismos para reducir los costos de inventario.

En la Tabla 1 se muestran las etapas consideradas para el procesamiento de la cáscara de limón, los equipos en los que tendrán lugar estas operaciones y los flujos de entrada y salida asociados. En total se consideran 13 etapas posibles, cada una con rendimientos y requerimientos energéticos diferentes. Sólo para la etapa de secado de pectina los rendimientos son idénticos, independientemente de que se utilice cáscara húmeda o seca, dado que depende exclusivamente de la humedad con la que la pectina abandona la etapa de precipitación.

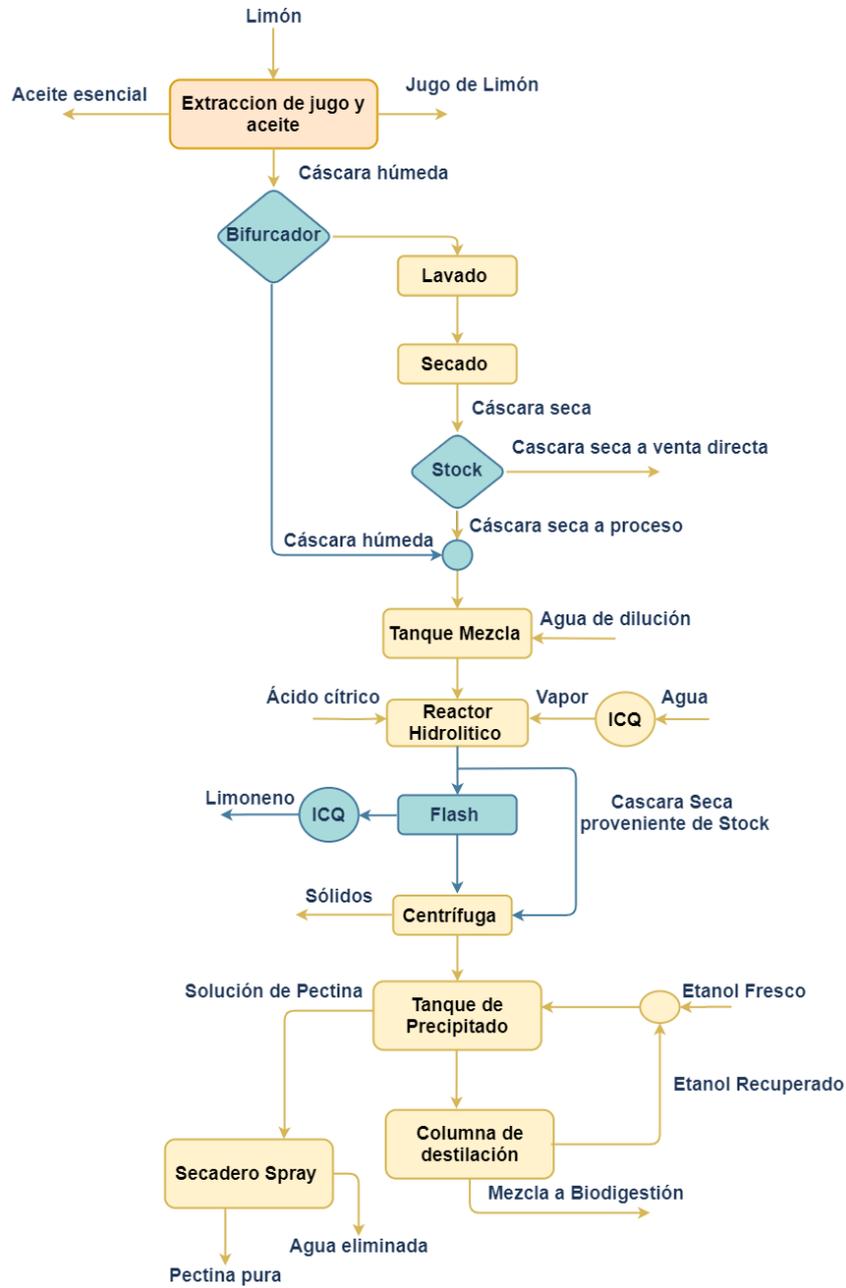


Fig. 2. Diagrama de flujo de las etapas productivas para la producción de pectina a partir de limón incluyendo las vías de la cáscara seca y de la cáscara húmeda. En azul se muestran los bloques que no corresponden a un proceso convencional de extracción de pectina

Tabla 1. Etapas del proceso de obtención de pectina y equipos en los que tienen lugar

Etapas	Detalle	Equipo	Entrada	Salida
1	Lavado y prensado	Tanques de lavado y prensas*	F ₁	F ₂
2	Secado de cáscara	Secaderos rotatorios*	F ₂	FSTK
3	Hidrólisis ácida	Tanque hidrólisis	F ₃	F ₄
4	Separación de sólidos	Centrifugas	F ₄	F ₅
5	Precipitación de pectina	Tanque precipitación	F ₅	F ₆ , F ₇
6	Recuperación de etanol	Columna destilación	F ₆	-
7	Secado de Pectina	Secadero espray	F ₇	PEC ₇
8	Hidrólisis ácida	Tanque hidrólisis	F ₈	F ₉
9	Extracción de limoneno	Tanque <i>flash</i>	F ₉	F ₁₀
10	Separación de sólidos	Centrífuga	F ₁₀	F ₁₁
11	Precipitación de pectina	Tanque precipitación	F ₁₁	F ₁₂ , F ₁₃
12	Recuperación de etanol	Columna destilación	F ₁₂	-
13	Secado de pectina	Secadero espray	F ₁₃	PEC ₁₃

**Estos equipos ya se encuentran disponibles en las cítricos y no se incluyen en el diseño de inventario.*

3.4 Obtención de los parámetros característicos de las etapas del proceso

Las características principales y datos utilizados en los cálculos se detallan a continuación para cada una de las etapas.

Lavado y prensado. Una vez realizada la extracción de aceite y jugo, la cáscara se trocea y se bombea a través de tres tanques de lavado. Luego pasa por un conjunto de prensas que permiten reducirle la humedad antes de que ingrese a los hornos de secado. En esta etapa se producen pérdidas de cáscara de aproximadamente un 2,47% [11]. Los requerimientos eléctricos se estiman a partir de los datos de capacidad instalada de una planta en Tucumán.

Secado. En la etapa de secado, la cáscara lavada que contiene una humedad del 80%, se seca hasta obtener un producto con una humedad del 10%. Los gastos eléctricos y de consumo de gas se obtienen a partir de los datos de una cítrico tipo [11].

Hidrólisis ácida. La cáscara húmeda o seca, se mezcla con agua en el tanque de hidrólisis para alcanzar 85% de humedad (15% de material seco). Se agrega ácido cítrico para obtener una concentración en volumen de 0,5%. A continuación se inyecta vapor a 6 bar y 165°C y se mantiene la temperatura en 150°C durante seis minutos [7].

Extracción de limoneno. La mezcla de cáscara húmeda hidrolizada que se encuentra a 6 bar, se transfiere al tanque de expansión a 1 bar, lo que produce la evaporación instantánea del limoneno, agua y otros compuestos volátiles. Los vapores son separados y condensados para obtener dos fases líquidas, una de las cuales es limoneno con 99% de pureza.

Centrifugación. El material hidrolizado se centrifuga para separar los sólidos que no se han solubilizado durante la hidrólisis. Para calcular los rendimientos de esta etapa, se toma en cuenta una conversión de la celulosa del 49,1% y de la hemicelulosa del 69,5% (materiales resistentes a la hidrólisis), un contenido de lignina y cenizas de

10,8%, y una pérdida de material solubilizado del 5% [6]. El costo eléctrico de esta etapa se calcula en base a los datos del fabricante de la centrífuga seleccionada [8].

Precipitación de pectina. El flujo que contiene la pectina hidrolizada se acidifica hasta a pH 2,2 y se añade el mismo volumen de etanol al 96°GL para producir la precipitación de la pectina en un tiempo de 4 h [6]. Luego la pectina precipitada se separa por filtración y se la envía al proceso de secado, y el material soluble envía a la columna de destilación para la recuperación del etanol. Los gastos eléctricos se desprecian en esta etapa, dado que se deben sólo al bombeo.

Recuperación de etanol. La mezcla etanol-agua que contiene los compuestos solubles de la hidrólisis se destilan para recuperar el etanol. Para esta etapa se realiza una simulación con el objeto de recuperar el mayor porcentaje posible de etanol. La recuperación obtenida es del 99,89% en una columna de 26 platos con relación de reflujo de 2.

Secado de Pectina. La pectina húmeda con etanol se seca a 50°C en un secadero por aspersión, utilizando gases de combustión caliente como medio de secado. La humedad de la pectina en la entrada se estima del 80% y se obtiene un producto con una humedad del 5%.

En la Tabla 2 se muestran los resultados obtenidos para las relaciones de masa entre los flujos de entrada de cada etapa (δ_p) y los requerimientos eléctricos (SE_p) y de gas (SG_p). Los flujos máscicos de entrada a cada proceso p para un dado mes m ($F_{p,m}$), expresados en $t \cdot mes^{-1}$, se pueden relacionar como muestra la Ec. 1.

$$F_{p+1,m} = \delta_p \cdot F_{p,m} \quad p \neq \{3,7,13\}, \forall m \quad (1)$$

Tabla 2. Relaciones de masa δ_p y requerimientos de electricidad (SE_p) y gas (SG_p) obtenidos de los balances de materia y las simulaciones.

Etapa	Entrada	δ_p [t/t]	SE_p [kWh/t]	SG_p [m ³ /t]
1	F ₁	0,978	1,987	0
2	F ₂	0,196	8,204	31,20
3	F ₃	7,575	0	118,85
4	F ₄	0,916	22	0
5	F ₅	1,515	0	0
6	F ₆	0,137	0	619
7	F ₇	-	8,504	27,10
8	F ₈	1,676	0	26,04
9	F ₉	0,884	0	19,58
10	F ₁₀	0,914	22	0
11	F ₁₁	1,495	0	0
12	F ₁₂	0,144	0	619
13	F ₁₃	-	8,504	27,10

Las etapa 7 no se vincula con la 8 ya que es la última del proceso de obtención de pectina. El flujo de salida de la etapa 2 va a almacenamiento (*stock*), y de allí a venta o al proceso 3 como se verá más adelante. Los flujos de pectina ($t \cdot mes^{-1}$) obtenidos en las etapas 7 y 13 se pueden calcular a partir de las Ec. 2 y 3.

$$PEC_{7,m} = 0,150 \cdot F_{7,m} \quad \forall m \quad (2)$$

$$PEC_{13,m} = 0,158 \cdot F_{13,m} \quad \forall m \quad (3)$$

La electricidad ($FE_{p,m}$) y gas ($FG_{p,m}$) mensuales necesarios en cada etapa se pueden calcular como muestran las Ec. 4 y 5 respectivamente.

$$FE_{p,m} = SE_p \cdot F_{p,m} \quad \forall p, m \quad (4)$$

$$FG_{p,m} = SG_{p,m} \cdot F_{p,m} \quad \forall p, m \quad (5)$$

La cantidad de ácido cítrico necesaria en las etapas de hidrólisis (AC_m), expresada en $t \cdot mes^{-1}$, se puede calcular como muestra la Ec. 6.

$$AC_m = 0,072 \cdot F_{3,m} + 0,017 \cdot F_{8,m} \quad \forall m \quad (6)$$

El limoneno obtenido en la etapa 9 en un mes m (LIM_m), expresado en $t \cdot mes^{-1}$, se puede calcular como muestra la Ec. 7.

$$LIM_m = 0,00061 \cdot F_{9,m} \quad (7)$$

El etanol fresco mensual que se necesita reponer en las etapas 6 y 12 (ET_m) se calcula según la Ec. 8 .

$$ET_m = 4,76 \cdot 10^{-4} \cdot F_{6,m} + 4,75 \cdot 10^{-4} \cdot F_{12,m} \quad \forall m \quad (8)$$

3.5 Ecuaciones de diseño y costo de equipos

Para poder diseñar los equipos, se busca la relación entre la dimensión característica y el flujo a procesar. Para ello, se determinan los valores de la dimensión característica para distintos valores del flujo y se analiza la relación existente. A partir de los cálculos realizados se obtuvo una relación lineal, entre la dimensión característica y el flujo, para todos los equipos con un $R^2 > 0,99$. Luego, para determinar los costos de los equipos (en US\$), se realizó un análisis similar relacionando la dimensión característica y el costo. Se obtuvieron también relaciones lineales para todos los equipos con un $R^2 > 0,99$. A continuación se muestran las características de cada equipo y las relaciones obtenidas para cada uno de ellos.

Tanque de hidrólisis. Se asume una operación continua con un flujo FTH que necesita un tiempo de residencia de 6 minutos. Se necesita un tanque de acero inoxidable con sistema de inyección de vapor. El volumen del tanque hidrolítico en m^3 (VTH) y el costo en US\$ (CTH) se pueden expresar como muestran las Ec. 9 y 10.

$$VTH = 1,39 \cdot 10^{-4} \cdot FTH \quad (9)$$

$$CTH = 20500 \cdot VTH + 52683 \quad (10)$$

Tanque flash. Considerando un tanque de acero inoxidable con fondo cónico, de la simulación se obtiene la relación entre el flujo a tratar FTF y el volumen VTF (Ec. 11). La relación entre costo y el volumen se muestra en la Ec. 12.

$$VTF = 0,0709 \cdot FTF + 37,2 \quad (11)$$

$$CTF = 109.VTF + 62433 \quad (12)$$

Centrífuga. El costo de la centrífuga (CCT) se relaciona directamente al flujo a tratar FCT según las características indicadas por el fabricante (Ec. 13) [12]. Así mismo el fabricante indica una capacidad máxima de $7200 \text{ t}\cdot\text{mes}^{-1}$, por lo que se debe tener en cuenta el número de unidades a utilizar (NCT) como muestra la Ec. 14.

$$CCT = 3,06.FCT + 1000.NCT \quad (13)$$

$$FCT \leq NCT.7200 \quad (14)$$

Tanque de precipitación. El volumen del tanque de precipitación (VTP) se determina suponiendo una operación continua de un flujo de entrada FTP y un tiempo de residencia de 4 horas (Ec. 15), mientras que el costo (CTP) se lo calcula considerando un tanque de acero inoxidable (Ec. 16).

$$VTP = 0,00556.FTP \quad (15)$$

$$CTP = 543.VTP + 35500 \quad (16)$$

Columna de destilación. De los datos obtenidos de la simulación (número y eficiencia de platos) y fórmulas empíricas para el cálculo de los costos de columnas [13] se obtiene la relación entre el costo de la columna (CCD) y el flujo a procesar FCD (Ec. 17).

$$CCD = 512.FCD + 171 \quad (17)$$

Secadero spray. El costo del secadero spray (CSP) también se puede asociar directamente al flujo de materia a procesar FSP (Ec. 18) según las características indicadas por el fabricante, y se debe tener en cuenta la capacidad máxima del equipo de $3031 \text{ t}\cdot\text{mes}^{-1}$ (Ec. 19) que determina el número de equipos (NSP).

$$CSP = 3,06.FSP + 1000.NSP \quad (18)$$

$$FSP \leq NSP.3031 \quad (19)$$

Cabe notar que para introducir las ecuaciones de costos en el modelo, es necesario utilizar variables de decisión binarias que indiquen si se utiliza una etapa o no.

3.6 Diseño y optimización del proceso de producción de pectina.

Conocidos los rendimientos y requerimientos de las etapas del proceso y las ecuaciones de diseño y costos de los equipos asociados a cada una, se desea determinar los flujos de materiales mensuales en las etapas del proceso, que permiten obtener mayores beneficios económicos.

El problema de optimización se puede definir formalmente de la siguiente manera: dadas las cantidades de cáscara mensual para un año (m meses), un conjunto de p operaciones para transformarla en productos, los rendimientos máxicos y los requerimientos energéticos de cada operación y sus costos, los insumos necesarios y sus costos, los precios de venta de los productos, un horizonte de tiempo de t años para el análisis económico, las tasas de interés, impuestos y el valor residual, se desea determinar el

valor de los flujos de materiales a través de cada operación p en cada período m y el número de equipos necesarios para maximizar el beneficio económico.

Modelo Matemático. Se modela mediante una formulación MILP y se implementa en GAMS®.

Objetivo. Para cuantificar el beneficio económico, se utiliza el valor actual neto (VAN) de un proyecto de inversión calculado en un período 10 años. El VAN se calcula a partir de los flujos de caja anuales (FCN_t), expresados en US\$ año⁻¹, y una tasa de interés i (Ec. 20).

$$VAN[\$] = \sum_{t=1}^{10} \frac{FCN_t}{(1+i)^t} \quad (20)$$

Los FCN_t se calculan, desde el año 1 al 9, a partir de las ventas de productos anuales VA , costos totales anuales CTA , la depreciación D y la cuota anual correspondiente a la inversión CAI (Ec. 21). En el año 10 se supone un valor residual de CTE (Ec.22). Se considera una tasa de impuestos (TAX) y que la inversión se paga en 10 cuotas (Ec. 23)

$$FCN_t = -CAI + (1 - TAX)(VA - CTA - D) + D \quad t = 1, \dots, 9 \quad (21)$$

$$FCN_t = -CAI + (1 - TAX)(VA - CTA - D) + D + VR.CTE \quad t = 10 \quad (22)$$

$$CAI = \frac{CTE}{10} \quad (23)$$

La depreciación se calcula a partir de la inversión total como muestra la Ec. 24.

$$D = (1 - 0,1) * \frac{CTE}{10} \quad (24)$$

Los ingresos anuales por ventas se calculan a partir de los flujos anuales de los productos (pectina, limoneno y cáscara) y sus respectivos precios de venta (PV_{pec} , PV_{lim} , P_{cas}) (Ec. 25)

$$VA = \sum_m (PEC_{7,m} + PEC_{13,m}) \cdot Pr_{pec} + \sum_m LIM_m \cdot Pr_{lim} + \sum_m CSV_m \cdot Pr_{cas} \quad (25)$$

Los CTA se calculan a partir de los costos de servicios eléctricos y de gas, los costos de insumos (etanol y ácido) y los costos de almacenamiento (Ec.26).

$$CTA = \sum_p \sum_m FE_{p,m} \cdot Pr_{elec} + \sum_p \sum_m FE_{p,m} \cdot Pr_{gas} + \sum_m (ET_m \cdot Pr_{et} + AC_m \cdot Pr_{ac}) + \sum_m (STK_m \cdot C_{stk}) \quad (26)$$

Los *CTE* se calculan a partir de los costos de los equipos (Ec. 9 - 19) y un factor (*FCTE*) para contemplar el costo de las instalaciones auxiliares necesarias (Ec. 27)

$$CTE = (CTH + CTF + CCT + CTP + CCD + CSP) \cdot FCTE \quad (27)$$

Para el diseño de los equipos se toma el máximo valor de flujo mensual a procesar en cada etapa. Por ejemplo, el flujo *FCT* para el diseño de las centrifugas se calcula como muestra la Ec. 28. El flujo a procesar se estima como la suma de los flujos de que deben procesarse en una determinada etapa

$$FCT = \max\{F_{4,1} + F_{10,1}, \dots, F_{4,12} + F_{10,12}\} \quad (28)$$

Restricciones. Se deben cumplir los balances de materia en cada etapa *p* (Ec. 1-8). La cáscara destinada a procesamiento en las etapas 1 y 8 no puede superar a la materia prima disponible mensualmente *FCH_m* (Ec. 29).

$$F_{1,m} + F_{8,m} \leq FCH_m \quad (29)$$

La cáscara producida en el proceso 2 (*FSTK_m*) (Ec. 30), puede pasar a producción de pectina (*F_{3,m}*), quedar en almacenamiento (*STK_m*) o ser vendida (*CSV_m*) (Ec. 31).

$$FSTK_m = \delta_2 \cdot F_{2,m} \quad (30)$$

$$STK_m = STK_{m-1} + FSTK_m - CSV_m - F_{3,m} \quad (31)$$

El *CTE* no puede superar la cantidad máxima disponible a invertir *I_{max}* (Ec. 32)

$$CTE \leq I_{max} \quad (32)$$

3.7 Resultados

Para la resolución del modelo se considera un escenario con total libertad para la toma de decisiones respecto a la producción de pectina dado que las magnitudes de cáscara consideradas (19.800 t·mes⁻¹) no alcanzarían para cubrir la demanda local de pectina. El modelo MILP posee 949 ecuaciones, 813 variables continuas, 2 variables enteras y 4 variables binarias.

El resultado obtenido indica que la mejor estrategia productiva resulta de utilizar las vías de procesamiento de cáscara húmeda y de cáscara seca simultáneamente para la producción de pectina y destinar una parte de cáscara seca a almacenamiento, mientras hay disponibilidad de materia prima, para continuar con la producción en los 6 meses siguientes. En la Tabla 3 se muestra la magnitud de los flujos de materiales para la solución obtenida. No se destina cáscara seca a ventas, evidenciando el potencial económico de la pectina como producto. El *VAN* obtenido es de M\$77,53 (M\$ = millones de pesos) para una producción anual de 5544 t de pectina y 47,4 t de limoneno, realizando una inversión en instalaciones de M\$54,82. Dado que el monto a invertir podría resultar limitante para la economía de la empresa, se analiza la sensibilidad y esquemas productivos obtenidos con limitaciones a la inversión. En la Fig. 3 se puede observar los valores obtenidos para el *VAN* junto con los costos *CTA*, los ingresos por ventas *B*

y la inversión necesaria *CTE*, junto con producción anual de cáscara para venta *CSV*, limoneno *LIM*, y pectina *PEC₇* y *PEC₁₃*.

Tabla 3. Flujos máxicos mensuales.

Flujo	Mes 1-6	Mes 7-12
F ₁	11914	
F ₂	11652	
FSTK	2287	
F ₃	1144	1144
F ₄	8663	8663
F ₅	7936	7936
F ₆	12014	12014
F ₇	1647	1647
PEC ₇	260	260
F ₈	7886	
F ₉	13215	
LIM	7,9	
F ₁₀	12937	
F ₁₁	11872	
F ₁₂	17749	
F ₁₃	2563	
PEC ₁₃	405	

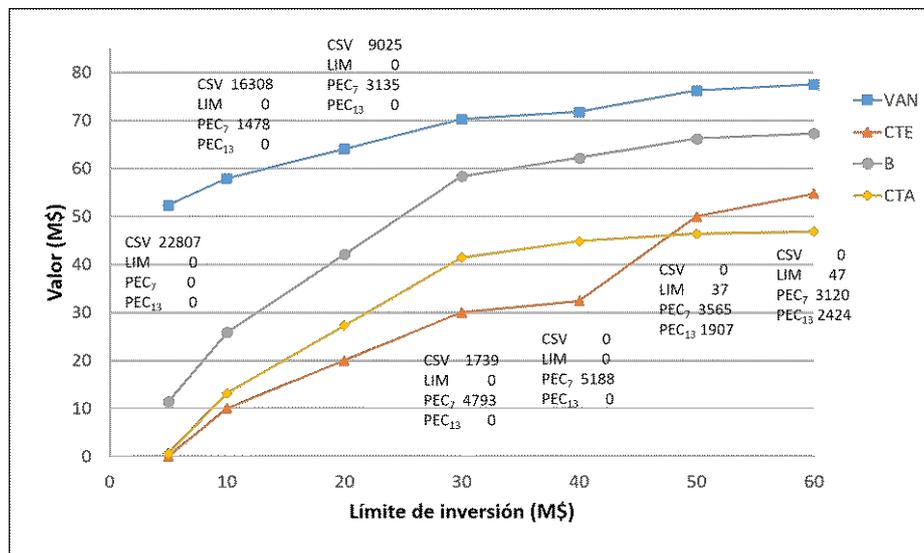


Fig. 3. Resultados obtenidos para la función objetivo (*VAN*), inversión necesaria (*CTE*), beneficios por ventas (*B*) y costos totales (*CTA*), para distinta capacidad de inversión en equipamiento. En recuadros se muestran los caudales de productos obtenidos en cada solución en t.año⁻¹. *CSV*: cáscara vendida, *LIM*: limoneno, *PEC₇* pectina producida a partir de cáscara seca, *PEC₁₃* pectina producida a partir de cáscara húmeda.

Los resultados indican que para una capacidad de inversión menor a M\$5, la producción de pectina no se puede realizar, y entre M\$10 y M\$40 se debe producir pectina a partir de cáscara seca, reduciendo progresivamente las ventas de cáscara a medida que aumenta la de pectina. Para producir pectina a partir de cáscara húmeda, se requiere un aumento importante en la inversión. Esta forma de procesamiento permite maximizar el desempeño económico con inversiones superiores a M\$50. Se observa también que los costos totales aumentan conforme aumenta la producción de pectina. Hasta M\$30 significativamente y luego aumentan levemente dado que sólo se produce el cambio en la forma de procesamiento de la cáscara húmeda, con los gastos adicionales por la producción de limoneno. En la Fig. 4 se muestra el desglose de los costos totales anuales.

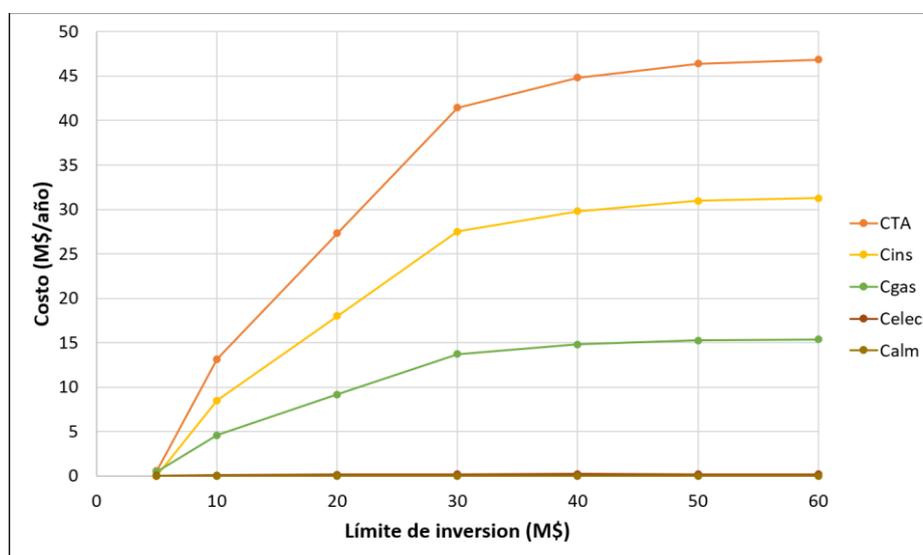


Fig. 4. Desglose de los costos totales para Resultados obtenidos para distintas capacidades de inversión en equipamiento.

Se puede observar que los costos de insumos son los más relevantes para este proceso, seguidos por los costos de gas. Los costos eléctricos y de almacenamiento representan un porcentaje muy bajo de los costos totales. La magnitud del flujo de gas necesario en la solución obtenida es de $13 \cdot 10^6$ m³ por mes en los primeros seis meses y luego disminuye a $5 \cdot 10^6$. Esta cantidad puede resultar restrictiva durante la época invernal. Si se limita el uso de gas hasta un 50% durante los tres meses de frío, la función objetivo sólo sufre una variación del 5%. El esquema productivo se acomoda almacenando mayor cantidad de cáscara seca durante esos meses y procesándola en los meses subsiguientes. Esto demuestra que el esquema con ambas posibilidades de procesamiento le brinda flexibilidad a la producción de pectina.

Conclusiones

En el presente trabajo se desarrolla un modelo que permite determinar el esquema productivo y el equipamiento necesario para la producción de pectina, la cual puede utilizar simultáneamente cáscara húmeda y seca, acoplada a la industria citrícola. La solución obtenida demuestra que la producción de pectina permite maximizar los beneficios cuando se utiliza un esquema productivo que contempla ambas posibilidades productivas, pero realizando considerables inversiones. Además, se puede demostrar que el uso de cáscara seca, *a priori* contra intuitivo, brinda mayor flexibilidad a la producción al servir como pulmón frente a posibles fluctuaciones externas al proceso.

El modelo desarrollado permite analizar de forma sencilla diversas posibilidades para la planificación táctico-estratégica de la producción de pectina en el contexto productivo de la industria citrícola del Noroeste Argentino. Los resultados obtenidos permiten cuantificar en la escala de procesamiento de una planta tipo de la región, el conjunto de inversiones y capacidades productivas que se pueden lograr con la materia prima disponible.

Las soluciones aquí obtenidas se deben someter a un análisis de sensibilidad y de incertidumbre de los parámetros utilizados. Entre éstos se identifican la cantidad de materia prima disponible en el periodo de cosecha, los precios de venta y costos de insumos y servicios. Además, los resultados obtenidos deberían someterse a un análisis desde el punto de vista ambiental para verificar el cambio producido.

Referencias

1. Ministerio de Hacienda. *Informe de Cadenas de Valor: Limón*. (2018) <https://www.economia.gob.ar>. Consultado marzo 2021.
2. Satari, B., Karimi, K. Resources, Conservation & Recycling (2018) 129, 153–167
3. Satari, B., Palhed, J., Karimi, K., Lundin, M., Taherzadeh, M.J., Zamani, A. BioRes (2017) 12, 1706–1722
4. Adentuji L. R., Adekunle A., Orsat V., Raghavan V. Food Hydrocolloids, (2017) 62, 239-250.
5. Ciriminna, R., Chavarría-Hernández, N., Inés Rodríguez Hernández, A., Pagliaro, M. Biofuels Bioprod. Biorefin. (2015) 9, 368–377.
6. Wheeler J., Brun L. E., Machin L. M., Mele F. D. Proceedings Simposio Argentino de Informática Industrial e Investigación Operativa (2019).
7. Pourbafrani, M., Forgács, G., Horváth, I.S., Niklasson, C., Taherzadeh, M.J. Bioresour. Technol. (2010) 101, 4246–4250
8. Matches. <https://www.matche.com/equipcost/Default.html> – Consultado en marzo de 2021.
9. Wheeler J., Machin L. M., Jeger P. M., Salas Tonello I., Mele F. D. Proceedings Simposio Argentino de Informática Industrial e Investigación Operativa (2018).
10. Thakur B. R., Singh R. K., Handa A. K., Rao M. A. Critical Reviews in Food Science and Nutrition (1997) 37:1, 47-73
11. Díaz G. F., Cruz M. C., Feijó E. A., Márquez F. A., Kacharoski W. E., De los Ríos A. G. y Paz D. Rev. Ind. y Agríc. de Tucumán. (2016) 93 (1): 19-30.
12. Jiménez Gutiérrez A. *Diseño de procesos en ingeniería química*. Cap. 8, 149-151. Reverté S.A. (2003)