

CREACIÓN DE HERRAMIENTA COMPUTACIONAL PARA LA SIMULACIÓN DE PROCESOS DE CONVERSIÓN DE BIOMASA

A.I. Torres*¹, P. Ures¹, C. Philippi¹, R. Kreimerman², S. Gutiérrez¹

¹Grupo de Ingeniería de Sistemas Químicos y de Procesos ²Departamento de Proyecto Industrial, Instituto de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, Universidad de la República

Resumen

Este trabajo presenta una herramienta computacional que busca facilitar la creación y evaluación de distintas rutas de procesamiento de biomasa uruguaya. Esta herramienta utiliza como base el programa de simulación Aspen Plus, y el concepto de bio-refinería entendiéndose por esto que la estructura conceptual de los procesos de conversión de biomasa debe imitar lo más posible la de una refinería de petróleo. Los alcances actuales de herramienta y metodología de análisis se presentan mediante la evaluación de dos alternativas de proceso para la obtención de glucosa a partir de residuos de eucaliptus y la estimación del costo de separación de proteínas y lactosa del suero de queso.

1. Introducción

La biomasa, representa la única fuente renovable de carbono y es por lo tanto el recurso renovable con mayor potencial de sustitución de los combustibles y químicos actualmente producidos a partir de hidrocarburos. Uruguay, en su condición de economía basada en la explotación de recursos naturales y rico en diversas fuentes de biomasa, se ha beneficiado por una tendencia mundial que impulsa la investigación y el desarrollo de procesos de conversión de biomasa en combustibles y más recientemente (productos) químicos de mayor alto valor agregado. Mediante la realización de análisis tecno-económicos se pueden identificar cuáles combinaciones de productos/procesos son viables en el país y los “cuellos de botella” de aquellos procesos que no lo son. El uso de simuladores de procesos facilita enormemente la realización de dichos análisis y la consideración de distintos escenarios, tanto en lo que respecta a alternativas de procesos como a la realización de análisis de sensibilidad respecto a diferentes variables de diseño y/o parámetros. Además, establecer una sistemática basada en el modelado, simulación y evaluación tecno-económica de procesos en etapa de propuesta, permite establecer prioridades en cuanto a investigación dado que se evidencia el impacto que las propuestas sugeridas tendrán en el proceso visto como un todo.

Dada la relativa escasa experiencia del medio local en la utilización de simuladores, se considera pertinente realizar una breve descripción de los aspectos más fundamentales de los mismos, previo a la discusión de la visión de bio-refinería que utilizaremos en este artículo.

* e-mail: aitorres@fing.edu.uy

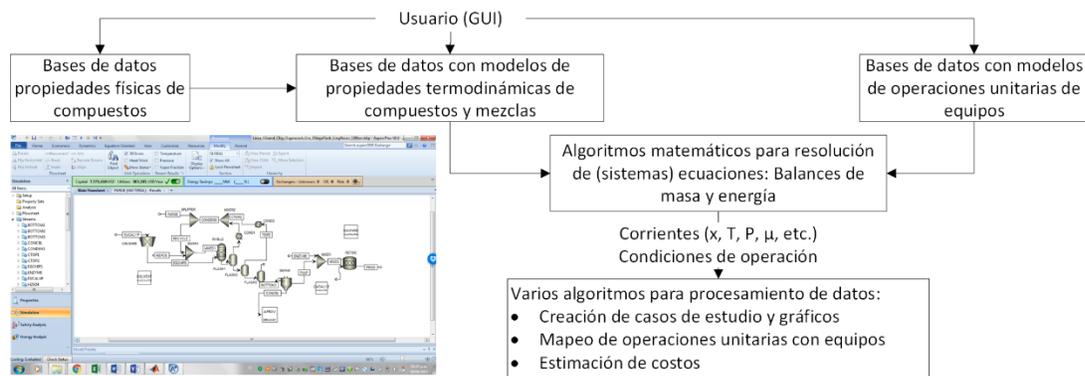


Ilustración 1: Arquitectura básica de los simuladores de procesos químicos e interfaz gráfica de Aspen Plus.

Simuladores de procesos químicos

Como se muestra en la Ilustración 1, un simulador de procesos químicos posee distintas bases de datos de (i) compuestos y propiedades físicas, (ii) modelos de propiedades termodinámicas, (iii) modelos de operaciones unitarias de equipos tanto versiones “shortcut” como rigurosas (a modo de ejemplo reactores basados en rendimiento y cinéticos); una interfaz gráfica permite seleccionar de forma sencilla las opciones que desea el usuario. Diversos algoritmos matemáticos toman como entradas las bases de datos y modelos anteriores, realizan los balances de masa y energía y devuelven las especificaciones de las corrientes de salida. Luego, algoritmos de post-procesamiento de datos permiten realizar análisis de sensibilidad, crear gráficos y formular problemas de optimización, entre otros. Algunos softwares poseen también bases de datos de costos de capital de los equipos, esta estimación de estos costos se realiza luego de mapear las distintas operaciones unitarias a los equipos reales incluidos en las bases de datos.

Existen dos tipos fundamentales de simuladores de procesos, los orientados a ecuaciones (EO) y los modulares secuenciales (SM). La diferencia entre ellos es en la forma en que se combinan y resuelven las ecuaciones que representan las operaciones unitarias presentes en el proceso. En el primer caso, EO, todas las ecuaciones de todas las operaciones unitarias presentes en la hoja de proceso son combinadas y resueltas de forma conjunta, utilizándose en este caso algoritmos para resolución de sistemas de ecuaciones no lineales. En el segundo caso, SM, las ecuaciones de cada operación unitaria son resueltas con algoritmos específicos a esa operación, utilizándose luego algoritmos de iteración para resolver la hoja de proceso completa. Esta diferenciación, lejos de ser una cuestión de interés puramente teórico, tiene implicaciones fundamentales a la hora de resolver una hoja de procesos dada. A modo de ejemplo, los simuladores tipo EO al resultar en sistemas de ecuaciones no lineales requieren de un buen punto inicial (o sea una estimación de cuál será el resultado final) para converger a una solución, mientras que esto no es necesario para los del tipo SM. Esto sin dudas es una desventaja de los EO que se ve compensada por una (mucho) mayor velocidad de convergencia y

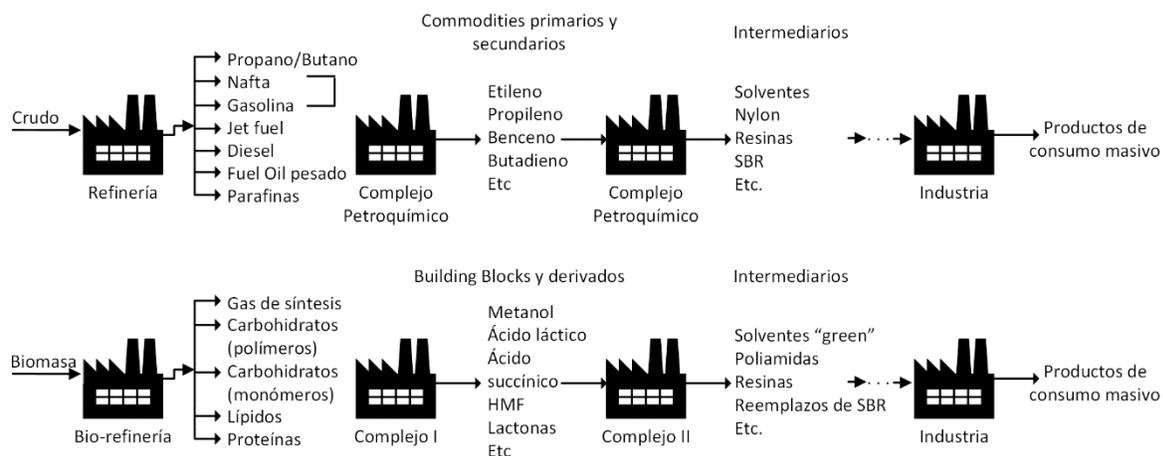


Ilustración 2: Cadena de Valorización del petróleo y análogo propuesto para biomasa. (en base a datos en [10])

la posibilidad de optimizar matemáticamente el proceso, ambas dificultosas en los simuladores SM debido a su condición de iterar entre operaciones unitarias.

En este trabajo utilizamos el simulador de procesos Aspen Plus del grupo AspenTech para desarrollar prototipos de hojas de proceso para los diversos procesos involucrados en la conversión de biomasa en productos de mayor valor agregado. Aspen Plus es el líder mundial en simuladores de procesos químicos y actualmente el Instituto de Ingeniería Química de la Universidad de la República dispone de licencias para su uso en enseñanza e investigación. Es un simulador del tipo SM, aunque también dispone un modo avanzado EO que toma como punto inicial el resultado de convergencia de la hoja de procesos resuelta mediante SM.

1.1. Fundamentación de la herramienta en desarrollo

La herramienta que estamos desarrollando se basa en el concepto de bio-refinería introducido en [1]), el cual considera que estructuralmente una refinería de biomasa debe ser análoga a una refinería de petróleo. La Ilustración 2 resume la cadena de valorización de petróleo y la propuesta análoga basada en biomasa. En una refinería el crudo se separa en distintas fracciones por ejemplo gasolina, nafta, queroseno, etc., a los cuales se les denomina cortes. Algunos de estos cortes son luego utilizados para producir commodities primarios (ej. benceno, xileno) los cuales son utilizados por la industria petroquímica como materia prima para producir commodities secundarios (ej. butadieno), esto a su vez son el punto de partida de una serie de productos químicos intermediarios (ej. nylon, SBR) los cuales son finalmente utilizados para la producción de artículos de consumo. En definitiva, la cadena de valor basada en petróleo está distribuida entre varios actores, cada uno especializándose en uno o más eslabones de la misma. De esta forma en [1] y [2] se propone que la producción de químicos a partir de biomasa debe analizarse teniendo en cuenta que existirán actores especializados en el fraccionamiento de la biomasa en compuestos intermediarios claves (a los que denominaremos intermediarios primarios), otros en la conversión (“upgrade”) de estos intermediarios

primarios a otros intermediarios secundarios, y así sucesivamente hasta productos de consumo final.

Esta descomposición en varios eslabones y actores, además de resultar natural, permite mayor flexibilidad a la hora de analizar distintos escenarios para definir qué productos, qué rutas de proceso y la cantidad de eslabones a tomar por cada actor para que todos los participantes sean viables.

Como primer aproximación [1] propone que se tome como intermediarios primarios de una bio-refinería a las fracciones ricas en celulosa, hemicelulosa, glucosa, lípidos, lignina, y proteínas. O sea se propone que el primer actor de la bio-refinería, al que llamaremos *proveedor* de intermediarios, abarque las etapas de acondicionamiento, recuperación de productos de alto valor agregado, pretratamiento e hidrólisis de carbohidratos poliméricos en sus correspondientes monómeros², y que actores separados, a los que llamaremos *consumidores* de intermediarios, consideren la conversión de estos en productos más especializados. La ventaja de esta interpretación del problema de síntesis de bio-refinerías se divide en (al menos) dos sub-problemas acoplados por una cantidad acotada de intermediarios. Por lo tanto permite por un lado calcular el costo de estos intermediarios para diversas rutas, y por otro el costo del “upgrade” a otros productos.

2. Descripción y status actual de la herramienta

A la fecha de presentación de este manuscrito, el trabajo se ha focalizado en el modelado de biomásas que son relevantes para el Uruguay y distintos procesos por los cuales estas biomásas se convierten en intermediarios primarios.

Para el modelado de las biomásas hemos recabado datos de composición³ de: materias primas forestales (*Eucalyptus Grandis*, *Eucalyptus Globulus* y *Pinus Taeda*), residuos sólidos urbanos, residuos de la industria láctea (suero de queso), residuos de la industria azucarera (bagazo, cachaza), rastrojos (arroz, cáscara de arroz, paja de trigo, avena, cebada, maíz, soja, girasol, sorgo). La Ilustración 4 muestra los resultados en cuanto a composición mayoritaria (en base seca)⁴. Las biomásas se modelan en Aspen Plus como corrientes conteniendo los componentes de cada materia prima. Aspen Plus tiene

² Esta suposición está basada en los diagramas de productos a producir a partir de la biomasa realizados por el Departamento de Energía de los Estados Unidos [10] y debe ser tomada como una forma de iniciar y simplificar el análisis. No implica necesariamente que un actor dedicado a estas etapas no considere la incorporación de alguno de los productos/procesos (eslabones en la mirada de cadenas de valor) aguas abajo de los intermediarios primarios, si esa incorporación resulta más viable que la comercialización de sólo los intermediarios.

³ Para los datos de composición se priorizaron estudios de composición realizados en Uruguay. En caso de no disponerse de datos nacionales, se buscaron datos obtenidos en la región (Argentina, Brasil). Se utilizaros datos obtenidos en otros países en caso de no encontrar bibliografía del Mercosur. La base de datos actual será modificada a medida de que se cuente con mayores datos de composición química de estas materias primas que sean específicos a las especies y variantes presentes en el país. Los autores reciben y agradecen cualquier aporte que pueda enriquecer la base de datos.

⁴ Se tienen datos también de algunos componentes minoritarios. Estos por una cuestión de espacio no fueron incluidos en el gráfico.

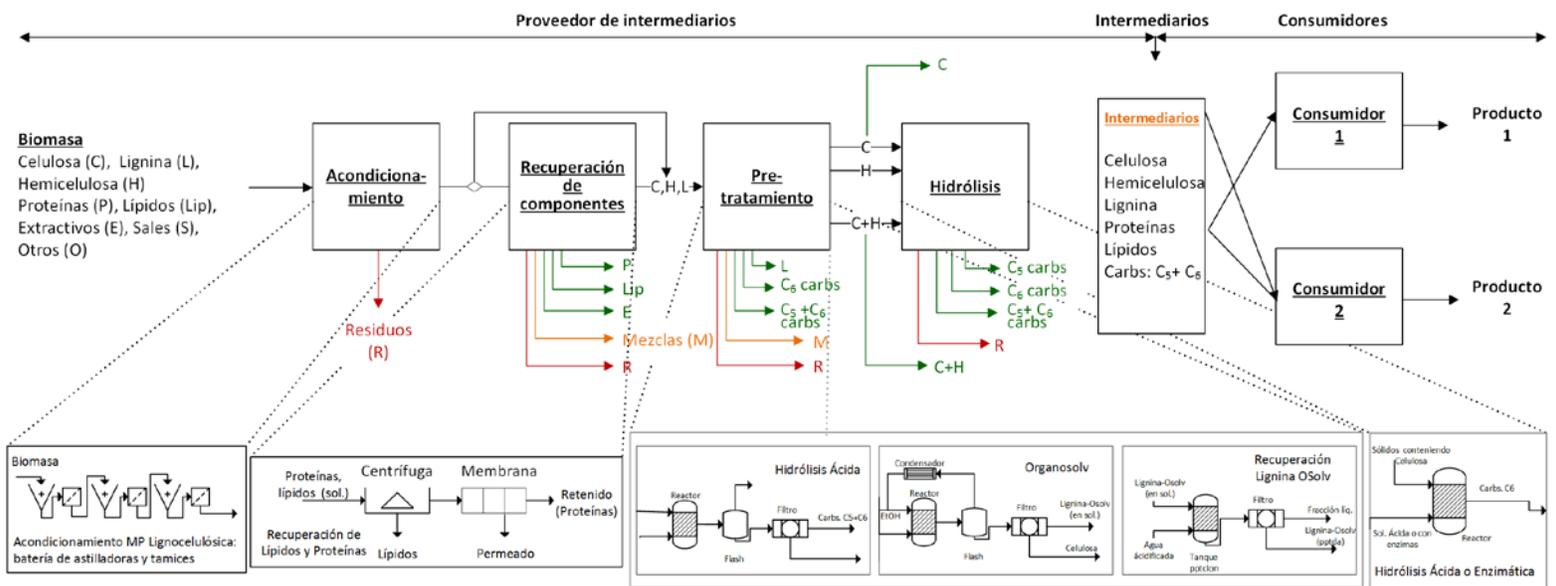


Ilustración 3: Esquema de implementación de la herramienta.

precargada una base de datos con propiedades fisicoquímicas de una gran cantidad de componentes. Sin embargo muchos de los componentes presentes en la biomasa no están incluidos allí. Tomando como referencia documentos elaborados por el Laboratorio de Energías Renovables de los EE.UU. [3] y técnicas basadas en grupos de contribución, hemos agregado los componentes (y sus propiedades fisicoquímicas) a la base de datos incluida por defecto que son relevantes a las biomásas que estamos considerando.

Para el fraccionamiento de la biomasa en intermediarios primarios nos hemos basado en el esquema propuesto en [1]. Como se muestra en la Ilustración 3, se consideran aquí las etapas de acondicionamiento, recuperación de productos de alto valor agregado, pretratamiento e hidrólisis de carbohidratos poliméricos en sus correspondientes monómeros. El objetivo es disponer de una serie de hojas de proceso con diagramas de flujos representativos de las distintas opciones que se pueden considerar en cada etapa. Estos diagramas de flujos son creados de forma de ser auto consistentes, con el fin de que puedan ser combinados tal cual “bloques de armar” y así permitir rápidamente la creación de trenes de fraccionamiento y su evaluación en cuanto a rendimiento y calidad de las fracciones resultantes y los costos asociados.

Al momento se han elaborado las siguientes hojas:

- Para la etapa de *Acondicionamiento* hemos incluido astilladoras de madera capaces de proveer astillas de tamaño apto para la etapa de Pre-tratamiento, una o más astilladoras en serie pueden ser necesarias dependiendo del tamaño inicial de la biomasa y el requerido por los distintos tipos de pretratamiento. Este bloque es necesario en caso de biomásas lignocelulósicas, en caso de que el tamaño con que estas llegan a la planta supere al admitido en las etapas posteriores (ej. pre-tratamiento).
- Para la etapa de *Recuperación de componentes* específicos hemos trabajado fundamentalmente en lo concerniente a residuos de la industria láctea. Es así que incluimos la separación de grasas mediante el uso de centrifugas y la utilización de

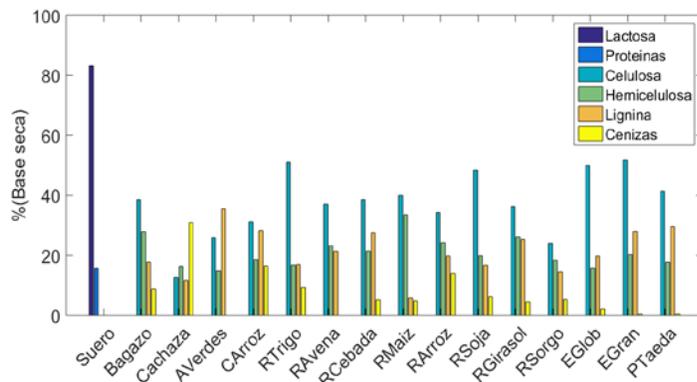


Ilustración 4: Composición de las materias primas (% m/m en base seca)

Tabla 1: Valores usados en las simulaciones

Parámetros económicos

Tasa de impuesto (t, %)	25
Tasa de retorno (r, %)	14
Valor residual (% FCI)	20
Vida del proyecto (años)	20
Depreciación lineal	

Precios y costos

Eucaliptus (USD/ton)	12,5
Ác. Sulfúrico (USD/ton)	130
Etanol (USD/ton)	480
Enzimas (USD/ton)	3000
Electricidad (USD/kWh)	0,114
Disposición de efluentes (USD/ton DQO)	12,2

membranas para la recuperación de proteínas. Cabe destacar aquí que Aspen Plus no dispone por defecto de la operación unitaria membrana; esta operación unitaria fue creada e introducida por nosotros en la herramienta.

- Para la etapa de *Pre-tratamiento* hemos considerado las opciones de pretratamiento ácido y organosolv. Se crearon diversas hojas de procesos utilizando reactores basados en rendimiento así como basados en cinéticas rigurosas. Esto responde al hecho de que la mayor parte de las publicaciones con datos experimentales de pre-tratamiento presentan datos finales de composición de las corrientes sólidas y líquidas, no incluyendo usualmente datos suficientes para formular un modelo cinético. Para cálculos rápidos de orden de magnitud se utilizarán las hojas basadas en reactores de rendimiento, pero para cálculos más rigurosos y optimización de las condiciones (temperatura, presión, tiempo de residencia) de operación del reactor se recomienda contar con medidas experimentales que permitan formular modelos cinéticos adecuados. En ambos casos (reactores basados en rendimientos o cinéticos) se pre-ingresó el set de reacciones químicas que se esperan para los procesos de pre-tratamiento. Este set de reacciones químicas se describe en [4]. Luego del reactor las hojas de proceso consideran opciones para: la separación de las corrientes sólidas de las líquidas, la reutilización del solvente utilizado en la reacción, así como etapas de recuperación de la lignina. En la sección casos de estudio se discutirá más sobre alguna de las opciones incluidas.

- Para la etapa de *Hidrólisis* se han preparado hojas de proceso para hidrólisis ácida y enzimática. La operación fundamental de esta etapa es la reacción de hidrólisis en sí. Para ambos casos se ingresaron las reacciones químicas que describen estas etapas.

En todas las hojas mencionadas anteriormente se han incluido las utilidades (agua de procesos, vapor, electricidad, etc.) necesarias para las operaciones unitarias y bloques que permiten automatizar el cálculo de distintos insumos (ejemplo cantidad de solvente requerida por el proceso organosolv, cantidad de enzima requerida para hidrólisis) dada la capacidad de procesamiento de materia prima. Los valores utilizados en cada caso

corresponden al estado del arte actual, y pueden ser fácilmente modificados para considerar otras situaciones. Se ha procurado también incluir estimaciones de datos de costos de insumos y utilidades en el mercado uruguayo. Las hojas comentadas aquí han sido testeadas y su convergencia comprobada.

3. Ejemplo de utilización de la herramienta

3.1. Estimación del costo de una corriente de glucosa obtenida a partir de residuos de eucaliptus mediante un proceso organosolv

Este caso de estudio supone la siguiente situación: se desean obtener productos de alto valor agregado a partir de los residuos de eucaliptus del Uruguay. Dado que la mayoría de estos productos tienen como base a la glucosa se define que esta será la corriente intermediaria principal. Se explora un proceso organosolv ya que mediante este es posible obtener lignina de alta calidad (esto es lignina reactiva). De acuerdo a nuestro esquema de bio-refinerías esta corriente de lignina de ser recuperada también se considera como un intermediario primario.

En base a lo predefinido en la sección anterior, se crea un diagrama de flujos del proceso residuos de eucaliptus a glucosa conectando: (i) la hoja conteniendo un único astillador de madera (ii) la hoja de pretratamiento organosolv utilizando reactor de rendimientos (iii) la hoja de hidrólisis enzimática (ver Ilustración 5). Algunos comentarios sobre la selección realizada y las operaciones incluidas: un único astillador es suficiente ya que el mismo permite un tamaño de chip de entre 5 y 10 cm, lo cual es adecuado para el reactor de pretratamiento. Para los rendimientos del reactor se utilizaron los valores y condiciones experimentales reportados en [5]. Debido a la alta P y T a las que ocurren estos procesos y al hecho de que la etapa de hidrólisis enzimática requiere una corriente de entrada a presión y temperaturas menores, las hojas para procesos organosolv deben incluir tanques de flasheo. Según se desprende de los datos en [6] no es posible llegar a valores de temperatura y presión requeridas por el proceso utilizando un solo tanque; tres en serie son necesarios para nuestro caso. Se eligen las condiciones de operación intermedias de manera maximizar la recuperación de etanol, el cual es reciclado y reutilizado en el reactor.

Como criterio económico se utilizó en este trabajo el precio mínimo de venta estimado de la corriente, MESP por sus siglas en inglés. El MESP representa el precio al que se debería vender la corriente conteniendo al intermediario para que el valor actual neto del proceso sea cero. Es usual considerar el MESP como criterio de comparación entre procesos alternativos o productos análogos y en forma más general, como forma de estimar el precio de productos para los cuales no hay mercados desarrollados. Matemáticamente:

$$MESP = \$_{intermediario} / VAN = \sum_{i=0}^n \frac{C_i}{(1+r)^i} = 0 \quad (1)$$

Aquí C_i representa el flujo de caja en el año i , r es la tasa de retorno elegida por el inversionista y n la vida en años del proyecto. Para el cálculo de C_i se siguió la metodología presentada en [7], utilizando Aspen Process Economics Analyzer para la

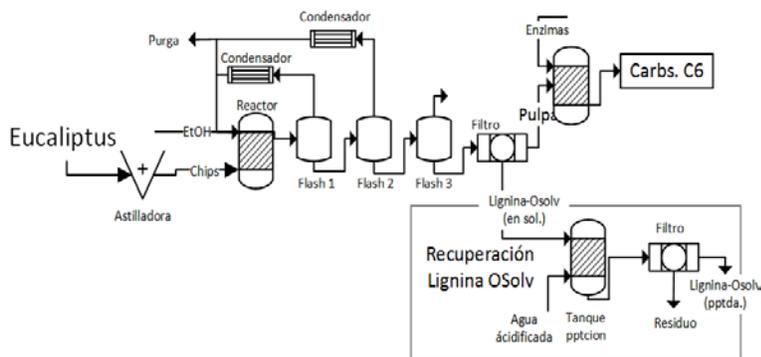


Ilustración 5 : Hoja de proceso casos de estudio 1 y 2.

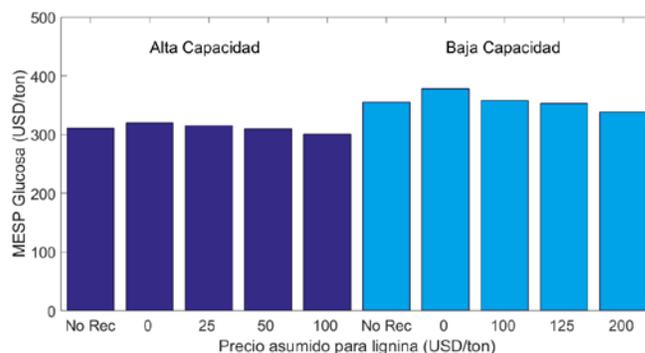


Ilustración 6 : MESP de la glucosa para distintos escenarios (No Rec refiere al MESP de la glucosa obtenido para el caso de estudio 1)

/año y 15 MUSD/año. Se concluye de este estudio que procesos, aguas abajo, que propongan la conversión de glucosa en otros compuestos deben ser capaces de tolerar un costo de la materia prima (glucosa) correspondiente a los MESP calculados para cada capacidad.

3.2. Variación del proceso anterior con agregado de operaciones para recuperación de la lignina

Como se mencionó anteriormente la lignina organosolv es una lignina reactiva, plausible de ser utilizada por ejemplo como precursor de monómeros aromáticos. Para ello debe ser recuperada de la corriente líquida a la salida del separador. La Ilustración 5 muestra uno de los métodos que permite esta recuperación: su precipitación de la de la solución mediante agregado de agua y posterior separación de la misma. Agregar estas unidades al proceso anterior tiene un costo de capital instalado de 2,5 MUSD y 1,1 MUSD (alta y baja capacidad respectivamente). En la Ilustración 6 se presenta la variación del MESP de la glucosa para distintos precios (asumidos) de la lignina organosolv. De este gráfico

⁵ Capacidad de procesamiento considerada por NREL [11]

⁶ Capacidad de procesamiento relevante para el Uruguay (Comunicación personal)

⁷ Los costos operativos (en todo el manuscrito) incluyen: materias primas e insumos, utilidades, personal y mantenimiento, calculados siguiendo la metodología en [7].

se concluye que esta recuperación es viable si se puede asegurar un precio de venta de la corriente de lignina mayor a 50 USD/ton (proceso de alta capacidad) o 150 USD/ton (proceso de baja capacidad). Otra interpretación es que procesos aguas abajo que propongan la conversión de la lignina organosolv en otros compuestos deben ser capaces de tolerar los valores indicados en el párrafo anterior como precio piso.

3.3. Estimación de costo de separación de proteínas y lactosa de suero de queso y costo admisible para procesos de purificación

La valorización del suero es un problema recurrente de la industria láctea. El suero es un líquido acuoso conteniendo principalmente lactosa, proteína soluble y grasas; disponer del mismo es costoso debido a su alta carga contaminante. Una posible forma de valorización es su secado y venta como aditivo para alimentos. Otra, es la separación de sus componentes y posterior valorización de cada componente por separado. Se desea evaluar aquí el costo de dicha separación y el margen disponible para proponer procesos de purificación.

Siguiendo el concepto de bio-refinería discutido en la Sección 2, el suero es nuestra biomasa y en principio tanto la lactosa, las proteínas y los triglicéridos son considerados como intermediarios principales. Ejemplos de operaciones para este tipo de compuestos se encontrarán en el Bloque 2, *Recuperación de componentes*. El diagrama de flujo para este caso de estudio es el correspondiente a este bloque en la Ilustración 3: la corriente de suero ingresa a una centrífuga de disco para separar los lípidos, el resto de la corriente se envía a una membrana de ultrafiltración de donde se obtiene un retenido rico en proteínas y un permeado rico en lactosa. Realizando la simulación para una capacidad de procesamiento de suero de 1135 ton/día, se obtiene que es posible separar 9,9 ton/día de proteínas y 52,1 ton/día de lactosa. Siguiendo la metodología en [7] se estima un costo de capital (FCI) de 380.000 USD, y un costo de operación de 4,33 MUSD/año⁸ para este proceso. Cabe mencionar aquí que en los cálculos se despreció el costo del suero, lo cual es válido en un escenario de industria quesera en el cual el suero si no se aprovecha tiene un costo de disposición. Bajo estas hipótesis el costo anualizado del proceso se calcula como:

$$\text{Costo anualizado (TAC)} = \text{Costos operativos} + r * \text{Costo de capital (FCI)} \quad (2)$$

y por lo tanto TAC=4,39 MUSD. Este costo corresponde al costo de las corrientes de proteínas y lactosa, separadas pero aún en solución diluida. El margen disponible para proponer procesos de purificación de las mismas puede calcularse restando el TAC a los ingresos obtenidos por las ventas de estos compuestos. Tomando como referencia los precios en [9] (6435 USD/ton proteína y 900 USD/ton lactosa), se estima un margen de aprox. 30 MUSD/año. Por lo tanto deben buscarse procesos de purificación para ambas corrientes cuyo TAC combinado sea menor a los 30 MUSD.

4. Comentarios finales

Se presentó aquí una herramienta computacional que está siendo construida por el grupo de Ingeniería de Sistemas Químicos y de Procesos del Instituto de Ingeniería Química

⁸ Para el cálculo del costo de los equipos se estimó el costo de la membrana en base a [12] y para la centrífuga se consideró 150000 USD (comunicación personal).

UdelaR. El objetivo de dicha herramienta es contar con una base de datos de modelos de biomasa, relevantes para el Uruguay, y de hojas de procesos de las etapas involucradas en la conversión de estas biomasa en productos de mayor valor agregado. Se busca que la herramienta sea flexible para que las diversas hojas de procesos puedan ser combinadas para crear procesos más complejos introduciendo cambios mínimos en las mismas. La herramienta se fundamenta en una concepción de bio-refinería que considera al proceso biomasa-producto final como una cadena de valor que debe ser desacoplada en eslabones apropiados, cada uno de los cuales deberá ser analizado/evaluado/optimizado independiente de los otros. La herramienta se construye sobre el software de simulación Aspen Plus, y en paralelo a las hojas de simulación, está en desarrollo una sistemática para automatizar los cálculos de costos de capital y operación de los procesos, adaptando lo ya incluido en el software, al Uruguay. Vislumbramos que la herramienta pueda ser utilizada para obtener rápidamente estimaciones tecno-económicas a nivel de proceso conceptual de los distintos eslabones de la cadena. En particular: estimación del precio del (de los) producto(s) obtenido con el proceso y restricciones de costos de procesos en desarrollo. Los casos de estudio presentados buscan ejemplificar estos objetivos.

Agradecimientos

La investigación que da origen a los resultados presentados en la presente publicación recibió fondos de ANII, FSE_1_2015_1_109976, y es administrada por la Fundación Ricaldoni.

Bibliografía

- [1] A. I. Torres, I. Cybulska, C. J. Fang, M. H. Thomsen, J. E. Schmidt y G. Stephanopoulos, *Computer Aided Chemical Engineering*, vol. 37, pp. 1175-1180, 2015.
- [2] A. I. Torres y G. Stephanopoulos, *AIChE Journal*, vol. 62, pp. 3369-3391, 2016.
- [3] R. J. Wooley y V. Putsche, NREL/TP-425-20685,» 1996.
- [4] A. I. Torres, M. T. Ashraf, T. Chaturvedi, J. E. Schmidt y G. Stephanopoulos, «Hydrothermal Processing in Biorefineries,» H. A. Ruiz, M. Hedegaard Thomsen y H. L. Trajano, Edits., Springer International Publishing, 2017, pp. 207-235.
- [5] M. Yáñez-S, J. Rojas, J. Castro, A. Ragauskas, J. Baeza y J. Freer, *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, vol. 88, pp. 39-48, 2013.
- [6] «Spirax Sarco, FV Flash Vessel TI-P404-03,» 2015.
- [7] A. I. Torres, R. Kreimerman y S. Gutiérrez, «Evaluación Económica de Proyectos de Inversión- Rev. 1,» 2017.
- [8] G. P. Towler y R. K. Sinnott, *Chemical Engineering Design, Second Edition: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, Butterworth-Heinemann, 2012.
- [9] *CLAL-II mercato del latte*, 2017.
- [10] T. Werpy, G. Petersen, A. Aden, J. Bozell, J. Holladay, J. White, A. Manheim, D. Elliot, L. Lasure, S. a. G. M. Jones, K. Ibsen, L. Lumberg y S. Kelley, «Top Value Added Chemicals from Biomass Volume I—Results of Screening for Potential Candidates from Sugars and Synthesis Gas,» 2004.
- [11] D. Humbird, R. Davis, L. Tao, C. Kinchin, D. Hsu, A. Aden, P. Schoen, J. Lukas, B. Olthof, M. Worley, D. Sexton y D. Dudgeon, NREL/TP-5100-47764,» 2011.
- [12] J. Ruiz, G. Olivieri, J. de Vree, R. Bosma, P. Willems, J. H. Reith, M. H. M. Eppink, D. M. M. Kleinegris, R. H. Wijffels y M. J. Barbosa, *Energy & Environmental Science*, vol. 9, nº 10, pp. 3036-3043, 2016.