

## Evaluación técnico-económica de una planta de gasificación de biomasa residual del cultivo del limón para el abastecimiento energético de una citrícola de Tucumán. Parte I

Gisela F. Diaz\* y Dora Paz\*

### RESUMEN

La industria citrícola reviste de gran importancia para la provincia de Tucumán. En la industrialización del limón, el secado de la cáscara es el proceso que requiere el mayor consumo de gas natural de la fábrica, combustible que en época de zafra entra en déficit. Asimismo, el cultivo del limón genera grandes cantidades de biomasa residual no aprovechada. La gasificación es un proceso termoquímico de conversión de un sólido o líquido en un gas combustible mediante una combustión incompleta. El objetivo de este trabajo es realizar un análisis teórico, evaluando técnica y económicamente una planta de gasificación de residuos biomásicos del cultivo del limón para abastecer energéticamente el secado de cáscara de una citrícola ubicada en Lules, provincia de Tucumán, que procesa 50 t/h de limón. En este artículo se presenta la primera parte del trabajo correspondiente al análisis técnico. Se analizó la disponibilidad de la biomasa residual, la demanda energética a cubrir y el procesamiento de la materia prima (biomasa). Como resultado se determinaron dos centros logísticos de biomasa de 1,3 hectáreas cada uno, con una capacidad total de 8.639 t/mes de biomasa al 50% de humedad. La planta de gasificación anexa a la fábrica procesa 3.960 kg / h de chips al 15% de humedad, con una generación de 9.900 Nm<sup>3</sup>/h de gas pobre. El dimensionamiento del secador rotatorio de astillas integrado energéticamente con los secadores de cáscara resultó en un diámetro de 3 m y una longitud de 11,8 m. En conclusión, desde el punto de vista técnico el proyecto es viable. La biomasa residual obtenida por la actividad citrícola supera los requisitos de la planta de gasificación, pudiendo esta generar suficiente cantidad de gas pobre para abastecer los secaderos y representar un ahorro de 1.043 Nm<sup>3</sup>/h de gas natural.

**Palabras clave:** gas pobre, poda de limón, renovaciones de plantas, centros de logística de biomasa.

### ABSTRACT

#### Technical and economic evaluation of a gasification plant of residual biomass of the lemon cultivation for the energy supply of a lemon company in Tucumán. Part I

The citrus industry is of great importance in Tucumán. In the lemon processing, peel drying has the highest consumption of natural gas. This fuel comes into deficit at harvest time. Large amounts of biomass waste are generated from lemon cultivation, which is not being exploited. Gasification is a thermochemical conversion process of a solid or liquid fuel into a gas by incomplete combustion. The aim of this study is to carry out a theoretical analysis, evaluating technically and economically a gasification plant of biomass residues from lemon harvest. The resultant gas of the gasification plant supply energy to the lemon peel drying of a 50 t/h factory located in Lules (Tucumán, Argentina). This article presents the first part of the work: the technical analysis. Availability of residual biomass was analyzed, and energy demand and processing of the raw material were determined. As a result, two biomass logistics centers of 1.3 hectares each are determined, with a total capacity of 8,639 t / month of biomass with 50% humidity. The gasification plant attached to the factory process 3,960 kg / h of chips at 15% moisture, with a generation of 9,900 Nm<sup>3</sup> / h of lean gas. Sizing of the rotary dryer chip, which is heat integrated with peel driers, results in a diameter of 3 m being 11.8 m long. In conclusion, from the technical point of view, the project is viable. The residual biomass obtained by the citrus activity exceeds the requirements of the gasification plant. This can generate enough lean gas to supply drying and it represents savings for 1,100 Nm<sup>3</sup> / h of natural gas.

**Key words:** lean gas, lemon pruning, tree renewal, biomass logistics centers.

*Artículo recibido: 16/11/16 y Aceptado: 31/08/17*

---

\* Sección Ingeniería y Proyectos Agroindustriales, EEAOC, [gdiaz@eeaoc.org.ar](mailto:gdiaz@eeaoc.org.ar)

## INTRODUCCIÓN

La Argentina es un gran consumidor de combustibles de origen fósil, situación que hace a la economía muy sensible a las variaciones de la oferta y demanda del petróleo. Desde el año 2001, con la ratificación del Protocolo de Kyoto, nuestro país está promoviendo el desarrollo de fuentes de energía renovables (Ley 26.190/2006; Ley 27.191/2016).

La industria citrícola de Tucumán ocupa los primeros puestos a nivel mundial (Paredes *et al.*, 2013). Uno de los productos obtenidos del procesamiento del limón es la cáscara seca, cuyo proceso requiere el mayor consumo de gas natural de la fábrica (Cárdenas *et al.*, 2003), seguido por la concentración de jugo. Este combustible entra en déficit en época de zafra, ocasionando cortes en el suministro a las industrias. Una solución a esta problemática es el aprovechamiento de la biomasa residual generada por el propio cultivo del limón a través de las actividades de poda y renovación de plantaciones. Esta biomasa de origen leñosa se genera en grandes cantidades y puede ser aprovechada energéticamente mediante gasificación: un proceso termoquímico de conversión de un sólido o líquido en gas combustible mediante combustión incompleta (Silva Lora *et al.*, 2014). La gasificación presenta una serie de ventajas con respecto a la biomasa original que justifican el procesamiento (Del Val Gento & Giraldo, 2009):

- Los gases pueden ser quemados más eficientemente
  - Produce menos emisiones
  - La llama del gas es más fácilmente controlada
  - El gas puede ser utilizado para operar motores de generación de energía y calor
    - El gas producido es más versátil y se puede usar para los mismos propósitos que el gas natural
      - Puede emplearse para alimentar turbinas de gas para generar electricidad
        - Produce un combustible gaseoso relativamente libre de impurezas y causa menores problemas de contaminación al quemarse
          - No contribuye al efecto invernadero, ya que la combustión de la biomasa tiene un efecto neutro en el medio ambiente, restituyendo a la atmósfera la misma cantidad de CO<sub>2</sub> absorbida en el proceso de crecimiento
            - No contribuye a las lluvias ácidas, habiendo un bajo nivel de azufre

El objetivo de este trabajo fue evaluar técnica y económicamente una planta de gasificación de residuos biomásicos del cultivo del limón para abastecer energéticamente el secado de cáscara de una citrícola que procesa 50 t/h de limón ubicada en el departamento de Lules, provincia de Tucumán, Argentina. En este artículo se presenta la primera parte del trabajo,

correspondiente al análisis técnico. En un segundo artículo se presentará la evaluación económica del proyecto.

## MATERIALES Y MÉTODOS

### Cuantificación de la biomasa residual

Se analizó la disponibilidad y el potencial energético de la biomasa residual producida por las fincas que proveen de fruta a una citrícola que procesa 50 t/h de limones. Se considera una superficie de 3.800 ha de fincas con una densidad de plantación de 300 plantas/ha (Secretaría de Planeamiento, 2006). Se estima la biomasa potencial, biomasa total generada en el área de estudio, teniendo en cuenta un índice de poda estimado de 30 kg de biomasa residual por planta (Agencia Extremeña de la Energía, 2013), un peso total por árbol de 450 kg y una extracción de 3,5% de las plantas para renovar la producción<sup>1</sup>. El índice de poda adoptado, es un valor conservador corroborado por la experiencia del Doctor Ingeniero Hernán Salas.

Para estimar el potencial energético de la biomasa se tienen diferentes métodos que pueden combinarse. Para residuos agrícolas y residuos forestales (biomasa de tipo seca) se utilizan métodos que emplean índices combinados con los que usan modelos matemáticos. Las Ecuaciones 1 – 4 presentan la metodología utilizada para el cálculo de la biomasa potencial (Posluszny, 2012).

$$BP_{Sr} = A * R * X \tag{Ec. 1}$$

$$BP_{Sp} = A * P * X \tag{Ec. 2}$$

$$R = x * \rho * \eta \tag{Ec. 3}$$

$$P = (1 - x) * \rho * I_p \tag{Ec. 4}$$

donde:

$BP_{Sr}$ : Biomasa potencial del residuo seco proveniente de renovaciones, en t/año

$BP_{Sp}$ : Biomasa potencial del residuo seco proveniente de podas, en t/año

$A$ : Área cultivada, en ha/año

$R$ : residuo húmedo obtenido por renovaciones de plantas por superficie cultivada, en t/ha

$P$ : residuo húmedo obtenido por poda de plantas por superficie cultivada, t/ha

$X$ : relación másica entre residuo seco (con humedad de 15%) y residuo húmedo (con humedad de 50%), en t/t.

<sup>1</sup>Dr. Ing. Hernán Salas, coordinador del Programa Citrus de la EEAO, comunicación personal, 10 de diciembre de 2014.

$x$ : Fracción de plantas destinadas a renovación  
 $\rho$ : densidad de plantación, en planta/ha  
 $\eta$ : Rendimiento de biomasa, t/planta  
 $lp$ : Índice de residuos de poda, residuo obtenido por poda de cada planta, en t/planta.

Como datos de entrada se tienen los siguientes valores de parámetros:

$A=3.800$  ha/año  
 $X=0,588$   
 $x=0,035$   
 $\rho=300$  plantas/ha  
 $\eta=0,450$  t/planta  
 $lp=0,030$  t/planta

La estimación de la disponibilidad de un recurso puede hacerse considerando, de manera simplificada, que de la cantidad total de este debe descontarse la cantidad asignada a otros usos. Para el cálculo de la biomasa disponible proveniente de poda  $BD_{sp}$  se supone que se deja en suelo un 20%<sup>2</sup> de la biomasa residual como abono y para la conservación de la humedad del suelo, ya que no existen otros usos actuales para la misma (Ecuación 5). Para el caso de las renovaciones no existe un uso actual, por lo que toda la biomasa potencial es considerada como biomasa seca disponible ( $BD_{sr}$ ) (Ecuación 6) (Posluszny, 2012).

$$BD_{sp}=0,80*BP_{sp} \quad \text{Ec. 5}$$

$$BD_{sr}=1,00*BP_{sr} \quad \text{Ec. 6}$$

donde:

$BD_{sp}$ : Biomasa disponible del residuo seco proveniente de podas, en t/año

$BD_{sr}$ : Biomasa disponible del residuo seco proveniente de renovaciones, en t/año

Asimismo, para el cálculo de la biomasa utilizable seca  $BU_s$  se supone en general una pérdida de 10%<sup>3</sup> de la biomasa debido a la cadena de logística (transporte, almacenamiento, carga y descarga) y a la preparación de la biomasa (secado, astillado, etc.). La Ecuación 7 muestra el cálculo de la biomasa utilizable en base a estos supuestos.

$$BU_s=0,90*[BD_{sr}+BD_{sp}] \quad \text{Ec. 7}$$

La cantidad total de recurso utilizable multiplicada por su poder calorífico inferior (a la humedad final de utilización de la biomasa) permite conocer la cantidad de

energía disponible a la entrada del sistema de valorización: el potencial de energía (Ecuación 8). En caso de contar con el valor del poder calorífico superior es posible calcular el poder calorífico inferior a través de la Ecuación 9 según la norma UNE 164001 (Posluszny, 2012).

$$PE=BU_s * PCI_{bh} * 1000 \quad \text{Ec. 8}$$

$$PCI_{bh}=\frac{[PCS_{bs} * 1000*(1-ws) - 11,27 * ws * 100 - 1322]}{1000} \quad \text{Ec. 9}$$

### Elección del tipo de gasificador para el abastecimiento de energía de secaderos

Teniendo en cuenta una demanda de energía térmica de los secaderos de cáscara de 200 kWh por tonelada de fruta fresca (Cárdenas *et al.*, 2003) durante siete meses de operación anual, se calculó la potencia de la planta de gasificación necesaria para cubrir los requerimientos.

Se analizaron las ventajas y desventajas (Tabla 1), las características de los gases generados (Tabla 2) y las características técnicas de operación (Tabla 3) de diferentes tipos de gasificadores.

Como resultado de este análisis se eligieron gasificadores de tipo Downdraft, ya que producen un gas limpio y prácticamente sin contenido de alquitrán, con bajo contenido de particulados y un alto poder calorífico, operando a presión atmosférica. Se seleccionó una planta de gasificación llave en mano de la potencia calculada y se calculó la biomasa necesaria para su operación. La planta es de la empresa india Ankur Scientific Energy Technologies Pvt. Ltd. (Ankur, 2015), que tiene un gasificador operando con residuos de la industria maderera en la provincia de Chaco. La planta seleccionada consta de dos reactores del tipo Down Draft modelo WBG-2200 e incluye el proceso de limpieza y acondicionamiento de los gases generados.

### Descripción general del sistema

Se definió el procesamiento de la materia prima que incluye: transporte de la biomasa de fincas a centros de acopio, pre-acondicionamiento (secado natural y astillado), transporte a la fábrica, secado de las astillas, gasificación y limpieza del gas pobre, combustión del gas pobre en las cámaras de secaderos y transferencia de masa y energía en secaderos de cáscara (Figura 1). Se determinó la superficie necesaria de acopio y la ubicación de los centros logísticos de biomasa (CLB). Se adoptó una cítrica situada en el departamento de Lules, considerando que las fincas proveedoras de fruta fresca se encuentran a su alrededor. Se consideró una región circular con centro en la cítrica adoptada con un radio tal que abarca las fincas necesarias para satisfacer la demanda de la planta. Para la

<sup>2</sup>Dr. Ing. Hernán Salas, coordinador del Programa Citrus de la EEAOC, comunicación personal, 10 de diciembre de 2014.

<sup>3</sup>Dr. Augusto Uasuf, uno de los autores de El uso de la biomasa de Origen Forestal con destino a bioenergía en Argentina (Uasuf & Hilbert, 2012), comunicación personal, 18 de diciembre de 2014.

Tabla 1. Ventajas y desventajas de tipos de gasificador.

Tipo de gasificador	Ventajas	Desventajas
Lecho fijo	Flujo ascendente (Updraft)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Necesidad de separación de líquidos condensados que contienen alquitranes por operaciones de depuración del gas</li> <li>• Posibilidad de que se produzcan canalizaciones en el lecho combustible, necesidad de parrillas de movimiento automático</li> </ul>
	Flujo descendente (Downdraft)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mayor beneficio ambiental debido al menor contenido de orgánicos en el líquido condensado</li> <li>• Requiere combustible sólido en gránulos y de baja humedad</li> <li>• Generación de mayor cantidad de cenizas que en el lecho de flujo ascendente</li> </ul>
	Flujo transversal	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Económicamente viables en muy pequeñas escalas (capacidad inferior a 10 kW)</li> <li>• Presencia de cenizas en el gas</li> <li>• Baja capacidad de transformación del alquitrán.</li> <li>• Cuidado de la calidad del carbón, debe ser excelente</li> </ul>
		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Simplicidad de diseño y construcción</li> <li>• Alta proporción de carbón vegetal quemado</li> <li>• Intercambio interno de calor que implica temperaturas bajas de salida de gas</li> <li>• Alta eficiencia del sistema</li> <li>• Aptitud para operar con diversos tipos de combustibles como aserrín</li> <li>• Obtención de gas sin alquitrán, apropiado para uso en motores de combustión interna</li> </ul>
Lecho fluidizado	Burbujeante	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mejor contacto gas-sólido</li> <li>• Uniformidad en temperatura y conversión</li> <li>• Alta capacidad específica.</li> <li>• Apta para unidades de gran tamaño</li> <li>• Importante arrastre de sólidos</li> <li>• Contenido medio de alquitrán en el gas de salida</li> </ul>
	Circulante	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mejor contacto gas-sólido y mayor uniformidad en temperatura y conversión que en el lecho burbujeante</li> <li>• Mayor desgaste en equipos debido a la mayor velocidad de los sólidos</li> <li>• Importante arrastre de sólidos</li> <li>• Contenido medio de alquitrán en el gas de salida</li> </ul>

Fuente: (Posluszny, 2012), elaboración propia

definición de este radio se recurrió a profesionales de la Sección Sensores Remotos de la EEAOC, quienes utilizaron herramientas SIG para el procesamiento de los datos recopilados, teniendo en cuenta la distribución del

cultivo de cítricos en Tucumán (Fandos *et al.*, 2014).

#### Logística de la biomasa

Se estudiaron los tiempos de disponibilidad de la materia prima a lo largo del año, de manera de identificar

**Tabla 2. Composición del gas generado por diferentes gasificadores.**

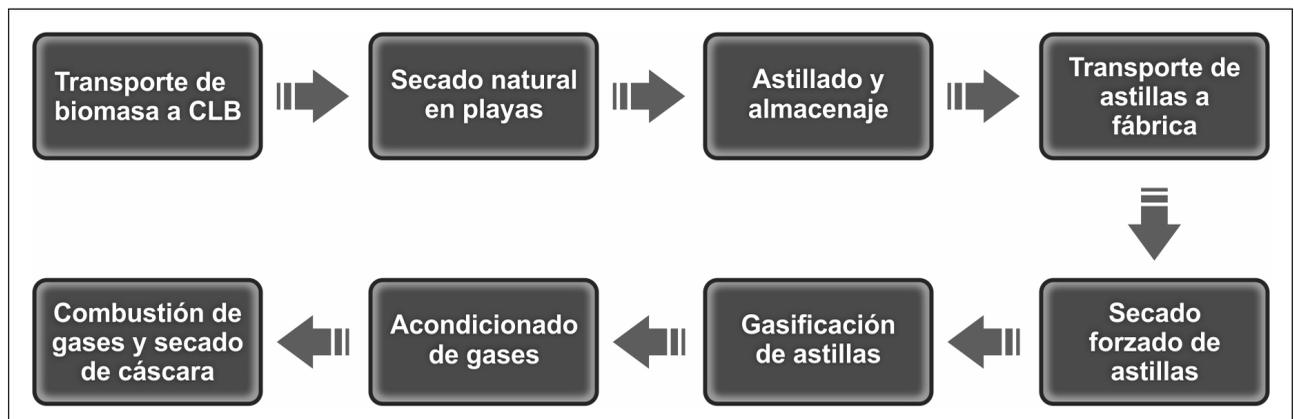
Parámetros	Unidad	Co-corriente (Downdraft)	Contra corriente (Updraft)	Lecho fluidizado
Humedad del combustible	masa %	6 - 25	No determinado	13 - 20
Particulados	mg/Nm <sup>3</sup>	100 - 8000	100 - 3000	8000 - 100000
Alquitrán	mg/Nm <sup>3</sup>	4 - 6000	10000 - 150000	2000 - 30000
Poder calorífico superior	MJ/Nm <sup>3</sup>	4,0 - 5,6	3,7 - 5,1	3,6 - 5,9
H <sub>2</sub>	vol. %	15 - 21	10 - 14	15 - 22
CO	vol. %	10 - 22	15 - 20	13 - 15
CO <sub>2</sub>	vol. %	11 - 13	8 -10	13 - 15
CH <sub>4</sub>	vol. %	1 - 5	2 - 3	2 - 4
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	vol. %	0,5 - 2	No determinado	0,1 - 1,2
N <sub>2</sub>	vol. %	Resto	Resto	Resto

Fuente: (Silva Lora, García-Pérez, & Lesme Jaén, Procesos Termoquímicos, 2014).

**Tabla 3. Características técnicas de diferentes tipos de gasificadores.**

Gasificadores	Capacidad Térmica [MW]	Capacidad [t/día]( b.s.)	Presión [bar]	Costos específicos [USD/kW]
Downdraft	0,001 - 1	< 10	Atmosférica	400 - 600
Updraft	1,1 - 12	< 15	Atmosférica	400 - 600
Lecho burbujeante	1 - 50	-	1 - 30	360 - 540
Lecho circulante	10 - 200	-	ene-19	360 - 540

Fuente: (Silva Lora, García-Pérez, & Lesme Jaén, Procesos Termoquímicos, 2014).



**Figura 1. Esquema del proceso propuesto para el aprovechamiento energético de la biomasa como combustible.**

períodos de exceso o carencia de biomasa para el abastecimiento de la fábrica. En Tucumán las actividades de poda y renovación de plantas de citrus se llevan a cabo de forma anual durante el invierno, luego del término de la cosecha -por lo que puede variar año a año-, comenzando por lo general en el mes de junio y finalizando en el mes de

septiembre, mientras que la actividad de la fábrica comienza en el mes de abril y concluye en el mes de octubre. En base a los resultados obtenidos de este estudio se planificó la logística de la biomasa. De este estudio se reconocen los meses de desabastecimiento y se calcula la cantidad necesaria a almacenar para cubrir el

faltante.

Se debe tener un stock en el depósito de la planta de astillas secas. Este stock se estima que debe ser equivalente al requerido por la planta para un mes, más un stock de seguridad de medio mes de operación. Se calcula que el espacio de almacenamiento para una tonelada de biomasa leñosa astillada (al 30% de humedad) es de aproximadamente de 2 m<sup>2</sup> (AVEBIOM, 2012), por lo que la superficie necesaria para el stock de seguridad en la planta  $Sup_{pl}$  se determina

$$Sup_{pl} = [B_{rm} + S_{seg}] * 2 \tag{Ec. 10}$$

mediante la Ecuación 10, expresada en m<sup>2</sup>.

donde,

$B_{rm}$ : biomasa requerida mensual por la planta

$S_{seg}$ : stock de seguridad de astillas

A partir de la capacidad de almacenamiento de biomasa húmeda  $C_{alm,h}$  se calcula la superficie total requerida para el almacenamiento y preparación de la

$$Sup_{total,CLB} = C_{alm,h} * 2 \tag{Ec. 11}$$

materia prima  $Sup_{total,CLB}$  empleando la Ecuación 11.

**Equipos y maquinaria necesarios para el proyecto**

Se identificaron y cuantificaron los equipos y rodados requeridos para el procesamiento y transporte de la biomasa. Se resolvió un sistema de ecuaciones provenientes de balances de masa y energía, y ecuaciones de diseño de los secaderos para el abastecimiento energético del secado de cáscara de limón y el dimensionamiento del secadero de astillas. La cáscara de limón se seca en tres etapas a través de tres secaderos rotatorios en serie, comenzando con una humedad del 85% y finalizando con una humedad de 8%. Actualmente este secado se realiza en secadores rotatorios alimentados con los gases calientes (entre 250°C y 400°C) provenientes de la mezcla de aire con gases de combustión de quemadores de gas natural. Para finalizar la preparación de la materia prima del gasificador se deben llevar las astillas de 30% al 15% de humedad en un secador rotatorio integrado energéticamente con los secaderos de cáscara.

**Secado de cáscara de limón**

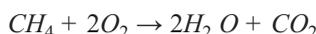
Como datos se tiene el caudal volumétrico total de gas producido para ambos gasificadores de 9.900 Nm<sup>3</sup>/h en condiciones normales de presión y temperatura, y la composición molar informados por el fabricante del gasificador (Tabla 4).

Para calcular el oxígeno teórico necesario para la combustión se emplean las relaciones estequiométricas que surgen de las siguientes reacciones:

**Tabla 4. Composición molar del gas pobre informado por el fabricante del gasificador**

Gas Pobre		
Componentes(j)	Composición molar ( $x_{jGP}$ , %)	Peso molecular (PM <sub>j</sub> )
CO	0,21	28
CO <sub>2</sub>	0,08	44
N <sub>2</sub>	0,50	28
H <sub>2</sub>	0,18	2
CH <sub>4</sub>	0,03	16

Fuente: ANKUR, 2015



Para el cálculo del aire teórico se considera que la combustión es completa (Ecuación 12) y que la relación entre N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> en el aire es constante y vale 3,76 (Ecuación 13). La humedad absoluta del aire atmosférico, obtenido de cartas psicrométricas (Perry, 1984), es de 0,0118 kg/kg de aire seco, para una temperatura media de 21,4°C y una humedad relativa de 74%, condiciones promedio obtenidas de la estación meteorológica de la EEAOOC ubicada en Lules (EEAOOC, 2015). Para el cálculo del aire real se considera un factor de dilución de 15, que tiene en cuenta el aire secundario para enfriar los gases; este factor es el que se emplea actualmente en los secadores (Ecuaciones

$$O_{2Ti} = (2 * x_{CH_4,GP} + \frac{1}{2} x_{CO,GP} + \frac{1}{2} x_{H_2,GP}) * GP'_i \tag{Ec. 12}$$

$$\frac{x_{N_2,a}}{x_{O_2,a}} = \frac{0,79}{0,21} = 3,76 \tag{Ec. 13}$$

$$x_{N_2,a} + x_{O_2,a} + x_{H_2O,a} = 1 \tag{Ec. 14}$$

$$\overline{PM}_a = \sum(x_{ja} * PM_j) \tag{Ec. 15}$$

$$w_a = Y_a / (1 + Y_a) \tag{Ec. 16}$$

$$y_{H_2O,a} = \frac{PM * w_a * PM_a}{PM_{H_2O}} \tag{Ec. 17}$$

$$A'_{Ti} = \frac{O_{2Ti}}{y_{O_2,a}} \tag{Ec. 18}$$

$$A'_i = A'_{Ti} * \lambda_d \tag{Ec. 19}$$

12 - 20).

$$A_i = \frac{A'_i \overline{PM}_a}{1000} \quad \text{Ec. 20}$$

siendo:

$GP'_i$ : caudal molar de gas pobre del secador  $i$ , en mol/h

$O_{2T_i}$ : oxígeno teórico del secador  $i$ , en mol/h

$Y_a$ : humedad absoluta del aire atmosférico, en kg de agua/kg de aire seco

$w_a$ : humedad del aire en base húmeda, en kg de agua/kg de aire húmedo

$y_{H_2O_a}$ : fracción molar del aire en base húmeda

$x_{ja}$ : composición molar de la especie  $j$  en aire húmedo

$PM_j$ : peso molecular de la especie  $j$ , en g/mol

$\overline{PM}_a$ : peso molecular medio del aire atmosférico, en g/mol

$A'_{T_i}$ : aire teórico calculado para el secador  $i$ , en mol/h

$A'_i$ : aire real suministrado al secador  $i$ , en mol/h

$A_i$ : aire real suministrado al secador  $i$ , en kg/h

$\lambda_d$ : coeficiente de dilución

Se parte de las relaciones estequiométricas que surgen de las ecuaciones ya planteadas de la combustión completa para determinar la composición y caudal de los gases producidos.

Para todos los componentes  $j$  se realiza la conversión de las composiciones molares a base seca. Luego se determina el caudal de gas seco (sin humedad)  $V_j$  a partir de la Ecuación 21.

$$V_i \left( \frac{kg}{h} \right) = G_{ei} \left( \frac{kg}{h} \right) * (1 - w_{H_2O,ei}) \quad \text{Ec. 21}$$

siendo:

$G_{ei}$ : caudal másico total de los gases a la entrada del secador de cáscara  $i$ , en kg/h

$w_{H_2O_a}$ : fracción másica de agua de los gases a la entrada del secador de cáscara  $i$

Se determina el caudal de cáscara seca a través del rendimiento  $r$  de producción de cáscara seca por fruta fresca procesada de la cítrica (Ecuación 22). Se calcula el caudal de materia seca correspondiente a la corriente de cáscara seca (Ecuación 23) y se determinan las fracciones de sólidos de entrada y salida en base seca. Se asume un valor conservador de rendimiento de 50 kg de cáscara seca por tonelada de fruta fresca (Diaz *et al.*, 2016).

$$CS = r * FF$$

$$W = CS * (1 - w_{H_2O,s3}) \quad \text{Ec. 22}$$

siendo:

$r$ : rendimiento de cáscara seca (8% de humedad en base húmeda), en kg de cáscara seca/t de fruta fresca.

$CS$ : cáscara de limón seca (8% de humedad en base húmeda), en kg/h.

$FF$ : fruta fresca (limones enteros), en t/h.

$W$ : caudal de sólidos secos, en kg/h.

$w_{H_2O,s3}$ : humedad en base húmeda de la corriente de sólidos de salida del secador 3.

Se toman valores de humedades de cáscara experimentales de 85%, 70% y 50% en base húmeda correspondientes a la cáscara de entrada de los secaderos 1, 2 y 3, respectivamente, con una humedad final de salida de 8% en base húmeda. Estos valores se extraen de ensayos realizados en cítricos de Tucumán por equipos de la Sección Ingeniería y Proyectos de la EEAOC.

Se calcula el caudal de agua evaporada de la cáscara  $Ag_i$  expresada en kg/h, a través de la Ecuación 24, con  $X_{ei}$  y  $X_{si}$ , humedades en base seca de los sólidos a la entrada y salida del secador  $i$ , respectivamente.

$$Ag_i = W * (X_{ei} - X_{si}) \quad \text{Ec. 24}$$

Seguidamente se procede al cálculo de la composición y caudal de la corriente de salida de los gases húmedos, incorporando el agua evaporada a los gases producto de la combustión.

Para realizar los balances de energía se tienen en cuenta, por un lado, los procesos que experimentan la corriente sólida; y por otro, el agente de secado. Se supone que los calores específicos y el calor latente de vaporización son constantes y que la vaporización transcurre a una temperatura constante. El calor recibido por la cáscara de limones se puede expresar como la suma del calor sensible para el calentamiento de los sólidos, el calor latente necesario para evaporar el agua de los sólidos junto con el calor sensible destinado al calentamiento de este vapor a la temperatura media de los gases, y la energía requerida para el calentamiento del agua remanente en la cáscara seca a la temperatura de salida de la misma (Ecuaciones 25 - 29).

$$Q_{s,i} = q_{s1,i} + q_{s2,i} + q_{s3,i} \quad \text{Ec. 25}$$

$$q_{s1,i} = W * c_{p_s} * (t_{si} - t_{ei}) \quad \text{Ec. 26}$$

$$q_{s2,i} = Ag_i * [\lambda(t_{ei}) + c_{p_{H_2O,v}} * (T_{mi} - t_{ei})] \quad \text{Ec. 27}$$

$$\lambda(t_{ei}) = (604,83 + 0,659 * t_{ei}) * 4,184 \quad \text{Ec. 28}$$

$$q_{s3,i} = W * X_{si} * c_{p_{H_2O,l}} * (t_{si} - t_{ei}) \quad \text{Ec. 29}$$

donde:

$Q_{s,i}$ : calor recibido por el sólido en el secador  $i$ , en kJ/h

$q_{s1,i}$ : calor sensible para el calentamiento del sólido a la temperatura de salida, en kJ/h

$q_{s2,i}$ : calor latente necesario para evaporar el agua de los sólidos que se transfiere junto con el calor sensible destinado al calentamiento de este vapor a la temperatura media de los gases, en kJ/h

$q_{s3,i}$ : calor sensible para el calentamiento del agua remanente del sólido a la temperatura de salida del mismo, en kJ/h

$cp_s$ : calor específico de los sólidos, en kJ/(kg°C)

$t_{si}$ : temperatura de los sólidos a la salida del secador  $i$ , en °C

$t_{ei}$ : temperatura de los sólidos a la entrada del secador  $i$ , en °C

$T_{mi}$ : temperatura media de los gases del secador  $i$ , en °C

$\lambda(t_{ei})$ : calor latente de vaporización del agua a la temperatura de entrada del sólido del secador  $i$ , en kJ/kg

$cp_{H_2O,v}$ : calor específico del agua en estado gaseoso, en kJ/(kg°C)

$cp_{H_2O,l}$ : calor específico del agua en estado líquido, en kJ/(kg°C).

Por otro lado, el calor entregado por los gases es la suma de la energía consumida para enfriar los gases secos y el agua que ingresa con estos (Ecuaciones 30 – 33).

$$Q_{g,i} = q_{1g,i} + q_{2g,i} \quad \text{Ec. 30}$$

$$q_{1g,i} = V_i * cp_{g,i} * (T_{ei} - T_{si}) \quad \text{Ec. 31}$$

$$q_{2g,i} = V_i * Y_{W_{H_2O,ei}} * cp_{H_2O,v} * (T_{ei} - T_{si}) \quad \text{Ec. 32}$$

$$cp_{g,i} = cp_{CO_2} * Y_{CO_2,i} + cp_{CO_2} * Y_{O_2,i} + cp_{N_2} * Y_{N_2,i} \quad \text{Ec. 33}$$

donde:

$Q_{g,i}$ : calor cedido por el gas en el secador  $i$ , en kJ/h

$q_{1g,i}$ : calor cedido para el enfriamiento del gas seco en el secador  $i$ , en kJ/h

$q_{2g,i}$ : calor cedido para el enfriamiento del vapor contenido en el gas en el secador  $i$ , en kJ/h

$cp_{g,i}$ : calor específico de los gases secos, en kJ/(kg.°C)

$Y_{ji}$ : fracción másica exenta del componente  $j$  en el secador

El calor entregado por los gases es recibido en parte por la cáscara; la otra parte se pierde ( $p$ ) hacia el medio ambiente (Ecuación 34).

$$Q_{g,i} = Q_{s,i} * (1+p) \quad \text{Ec. 34}$$

### Secadero de astillas

La biomasa que llega a la planta ingresa en un secadero rotatorio alimentado con gases del gasificador donde se seca hasta una humedad del 15%. El secadero es alimentado con parte de los gases húmedos provenientes del secado de cáscara. Se tendrá en cuenta que a partir de una temperatura de 200°C a 250°C se puede producir un proceso de pirólisis, que en presencia de oxígeno podría derivar en la combustión de las astillas (Fondo Social Europeo y Centre Tecnològic Forestal de Catalunya, 2013). El porcentaje de derivación de gases provenientes de secaderos de cáscara se determina minimizando la longitud resultante del secadero de astillas.

Los balances de masa y energía se especifican en base seca. Las humedades de astillas se calculan en base seca. Mediante balances de masa se determina el caudal de astillas, el caudal de agua evaporada y la humedad de los gases de salida (Ecuaciones 35 – 39).

$$X_{as} = \frac{W_{H_2O,as}}{1 - W_{H_2O,as}} \quad \text{Ec. 35}$$

$$X_{ae} = \frac{W_{H_2O,ae}}{1 - W_{H_2O,ae}} \quad \text{Ec. 36}$$

$$W_a = \frac{B_{rm}}{t_{dia} * t_{mes}} * (1 - W_{H_2O,as}) * 1000 \quad \text{Ec. 37}$$

$$V' * (Y_{H_2O,ae} - Y_{H_2O,as}) = W_a * (X_{as} - X_{ae}) \quad \text{Ec. 38}$$

$$A_{ga} = W_a * (X_{ae} - X_{as}) \quad \text{Ec. 39}$$

siendo:

$W_a$ : caudal de astillas en base seca, en kg/h

$X_{as}$ : humedad de astillas a la salida del secador de astillas en base seca

$X_{ae}$ : humedad de astillas a la entrada del secador en base seca

$W_{H_2O,as}$ : humedad de astillas a la salida del secador en base húmeda

$W_{H_2O,ae}$ : humedad de la corriente de sólidos de astillas a la entrada del secador en base húmeda

$Y_{H_2O,ae}$ : humedad de humos a la entrada del secador de astillas en base seca, kg H<sub>2</sub>O/kg sólido seco

$Y_{H_2O,as}$ : humedad de humos a la salida del secador de astillas en base seca, kg H<sub>2</sub>O/kg sólido seco

$V'$ : caudal de humos en base seca, en kg/h

$t_{dia}$ : Horas de operación diarias, en h/día

$t_{mes}$ : Días de operación por mes, en día/mes

$B_{rm}$ : Biomasa requerida mensual para la operación de la planta de gasificación (15% humedad), en t/mes

$Ag_a$ : caudal de agua evaporada en el secadero de astillas, en kg/h

Mediante balances de energía se determinan la temperatura y la humedad de salida de los humos. Se emplean las Ecuaciones 25 a 34, particularizadas para las corrientes del secadero de astillas. Para este estudio se considera que la biomasa de poda y arranques de plantas tienen propiedades similares. Para determinar el calor específico de las astillas se emplea la Ecuación 40 (Alamia *et al.*, 2015).

$$c_{p\text{madera}} = 4,206 * T - 37,7 \quad \text{Ec. 40}$$

siendo:

$c_{p\text{madera}}$ : calor específico de la madera, en J/(kg K)  
 T: temperatura, en K

### Dimensionamiento del secadero de astillas

Se tiene en cuenta las dimensiones de las astillas más pequeñas que acepta el gasificador de 10 mm de lado, considerando una forma de cubo, y se calcula el diámetro equivalente  $D_P$  (Ecuación 41). Se calcula la velocidad de transporte de las astillas  $v_t$  mediante la ecuación correspondiente a valores del número adimensional de Reynolds ( $N_{Rep}$ ) de partícula entre 500 y 200.000 (Ecuación 42). De esta manera, la velocidad de los humos de secado debe ser menor a la correspondiente a la velocidad de transporte de las partículas más pequeñas, para asegurar que las astillas no sean arrastradas con los humos. La densidad de la biomasa de 770 kg/m<sup>3</sup> se extrajo de estudios sobre las características de astillas de origen forestal (Fondo Social Europeo y Centre Tecnològic Forestal de Catalunya, 2013).

$$D_P = \sqrt[3]{\frac{6*V_P}{\pi}} \quad \text{Ec. 41}$$

$$v_t = \sqrt{\frac{3*D_P*(\rho_s - \rho_g)*g}{\rho_g}} \quad \text{Ec. 42}$$

Donde:

$D_P$ : diámetro equivalente de la partícula, en m.

$V_P$ : Volumen de la partícula, en m<sup>3</sup>.

$v_t$ : velocidad de transporte, en m/s.

$g$ : aceleración de la gravedad, en m/s<sup>2</sup>.

$\rho_g$ : densidad del gas en kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_s$ : densidad del sólido en kg/m<sup>3</sup>.

Se elige un secadero de tipo rotatorio y se dimensiona en función del número de unidades de transferencia de calor que contiene. Una unidad de

transferencia de calor es la sección o zona del equipo en la que se logra una variación de temperatura de los gases igual a la fuerza impulsora (diferencia de temperatura entre el medio secante y la interfase) media en dicha sección. El producto de las unidades de transferencia con la longitud de las unidades de transferencia resulta en la longitud total del secadero (Ecuación 43) (McCabe *et al.*, 1991).

$$z = H * N \quad \text{Ec. 43}$$

siendo:

$z$ : longitud total del secadero, en m.

$H$ : longitud de unidad de transferencia de calor del secadero, en m.

$N$ : número de unidades de transferencia de calor del secadero.

En el caso del secadero de astillas de madera, existen estudios que presentan humedades críticas de alrededor de 23% en base húmeda (30% b.s.) (Fondo Social Europeo y Centre Tecnològic Forestal de Catalunya, 2013). Debido a que las astillas en nuestro proceso se secan naturalmente hasta una humedad de aproximadamente 30% base húmeda y se quiere obtener una humedad final de 15% b.h. en el secadero, entonces se tendrá una fase de secado en el período de velocidad constante y otra fase en el período de velocidad decreciente.

Según los criterios de selección de secaderos, se selecciona un secador de tipo continuo, ya que el caudal de astillas secas a producir es mayor a 200 kg/h. Para un secadero continuo, el número de unidades de transferencia del secadero para los períodos de velocidad constante y decreciente viene dado por las Ecuaciones 44 y 45 (McCabe *et al.*, 1991).

$$N_{PVC} = \ln\left(\frac{Y_{bh} - Y_c}{Y_{bh} - Y_{H_2O,as}}\right) \quad \text{Ec. 44}$$

$$N_{PVD} = \frac{X_c - X^*}{\frac{V}{W_a} * (Y_{bh} - Y_{H_2O,ae}) + (X_{as} - X^*)} * \ln\left[\frac{(Y_{bh} - Y_{H_2O,ae}) * (X_c - X^*)}{(Y_{bh} - Y_c) * (X_{as} - X^*)}\right] \quad \text{Ec. 45}$$

siendo:

$N_{PVD}$ : número de unidades de transferencia de un secadero para el período de velocidad decreciente.

$N_{PVC}$ : número de unidades de transferencia de un secadero para el período de velocidad constante.

$X^*$ : humedad de equilibrio de las astillas en base seca.

$X_c$ : humedad crítica de las astillas en base seca.

$Y_c$ : humedad de los humos en contacto con el sólido de humedad crítica en base seca.

$Y_{bh}$ : humedad de los humos a la temperatura de

bulbo húmedo en base seca.

La humedad de equilibrio se tomó de estudios de secado de madera en hornos de 3,5% en base seca (Viscarra, 1998).

Tanto para el período de velocidad constante como para velocidad decreciente, la longitud de una unidad de transferencia para el sistema aire-agua viene dado por la Ecuación 46, calculando el calor específico del gas húmedo mediante la Ecuación 47 y la humedad de salida de los humos por medio de la Ecuación 48 (McCabe *et al.*, 1991). El coeficiente de transferencia de calor por convección adoptado fue tomado de estudios de secaderos rotatorios de cáscara de limón de alrededor de 836,8 kJ/(h m<sup>2</sup> °C), en el que el medio de secado son humos de combustión (Golato *et al.*, 2005). En estudios posteriores se podrá verificar este valor.

$$H = \frac{V' * cp_h}{B * h_c} \tag{Ec. 46}$$

$$cp_h = cp_g + \overline{Y}_{H_2O} * cp_{H_2O,v} \tag{Ec. 47}$$

$$V' * (Y_{H_2O,ae} - Y_{H_2O,as}) = W_a * (X_{as} - X_{ae}) \tag{Ec. 48}$$

donde,

$cp_h$ : calor específico del gas húmedo, en kJ/(kg °C).

$h_c$ : coeficiente de transferencia de calor por convección, en kJ/(h m<sup>2</sup> °C).

$Y_{H_2O}$ : humedad media del gas en el secadero.

$B$ : longitud característica del secadero, en m.

Para el cálculo del ahorro de gas natural que resulta al emplear gas pobre en los quemadores se utiliza la Ecuación 49 de energía isocalórica, teniendo en cuenta un poder calorífico inferior del gas natural de 9.900 Kcal/ Nm<sup>3</sup> (41.422 kJ/Nm<sup>3</sup>).

$$GN = \frac{GP * PCI_{GP}}{PCI_{GN}} \tag{Ec. 49}$$

donde:

$GN$ : caudal volumétrico de gas natural que se ahorra en quemadores, en Nm<sup>3</sup>/h.

$GP$ : caudal volumétrico total de gas pobre alimentado a quemadores, en Nm<sup>3</sup>/h.

$PCI_{GP}$ : poder calorífico inferior del gas pobre, en kJ/Nm<sup>3</sup>.

$PCI_{GN}$ : poder calorífico inferior del gas natural, en kJ/Nm<sup>3</sup>.

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### Cuantificación de la biomasa residual

Del análisis de cuantificación de la biomasa residual (Ecuaciones 1 a 7) resulta un total de 29.919 t anuales de biomasa seca (al 15% de humedad) de biomasa residual potencial. Considerando el porcentaje de biomasa residual proveniente de la poda que se deja en suelo, se calcula 26.049 t por año (al 15% de humedad) de biomasa disponible. Finalmente, considerando las pérdidas de biomasa debido a la cadena de logística y a la preparación de la biomasa, se tiene 23.444 t/año de biomasa utilizable. Se calculó un PCI de 13,760 MJ/kg empleando la Ecuación 9, teniendo en cuenta un valor de PCS de 17,942 MJ/kg y una humedad del 15% en base húmeda.

### Requerimientos para el abastecimiento de energía de secaderos

Como resultado de los cálculos, una citrícola que procesa 50 t/h de limones requiere 10.000 kW de energía durante siete meses de operación anual.

Para cubrir esta demanda se seleccionó una planta de gasificación que produce 12.657 kW, a partir de 3.900 kg/h de biomasa al 20% de humedad, generando 9900 Nm<sup>3</sup>/h de gas pobre con PCI mayor a 4.602,4 kJ/Nm<sup>3</sup>. Calculando las horas de operación anual, la biomasa requerida anual resulta ser 18.295 t/año, inferior a la biomasa utilizable calculada. La biomasa requerida mensual es de 2.614 t/mes.

### Descripción general del sistema

La biomasa residual proviene de dos actividades de poscosecha: la poda y el arranque de plantas. Estas actividades ya forman parte del proceso actual de la actividad citrícola, aunque la biomasa residual obtenida hoy en día es acumulada en los extremos de los callejones para ser quemada sin dañar las plantaciones. Es en esta última parte donde interviene el proyecto, siendo la primera actividad la recolección de la biomasa y el transporte a CLB, ya que es necesario almacenar la biomasa durante los meses de lluvia en la región. En estos almacenes se lleva a cabo la preparación de la biomasa, que comprende el secado natural por aproximadamente dos meses en playas de secado sin cubierta y el astillado de la biomasa. Así, la densidad aparente de la biomasa aumenta, disminuyendo los costos de transporte y de almacenamiento en fábrica. En la fábrica las astillas se secan en un secadero industrial alimentado con parte de los gases de salida de los secaderos de cáscara, y el material presecado se alimenta a la planta de gasificación. El gas pobre resultante se limpia de manera de extraer el

contenido de polvos y alquitranes. Luego es enfriado y transportado a los secaderos de cáscara. Para disminuir las pérdidas de masa y energía por transporte, la planta de gasificación y el secadero de astillas se ubicarán en las cercanías de los secaderos de cáscara de limón.

**Logística de la biomasa**

Analizando los tiempos de disponibilidad de la biomasa para ser suministrada a la planta de gasificación, se concluye que el tiempo de secado natural de la biomasa de dos meses es una actividad crítica que demora el proceso. Esto se traduce en que en el primer año, si se comienza a recolectar la biomasa en junio, se la tendrá lista recién en agosto. En la Tabla 5 se observan los

valores de biomasa excedente o faltante para cada mes considerando la recolección de la totalidad de la biomasa utilizable.

Debido a la menor densidad aparente de la biomasa proveniente de renovaciones, y con el fin de minimizar la superficie de almacenamiento se decide recolectar como mínimo el 100% de la biomasa arrancada y solo el 63% de la biomasa útil generada por la poda comenzando en el mes de junio. Estos valores surgen de minimizar la cantidad de biomasa almacenada. De esta manera se tiene un déficit de 10.454 t en los meses de abril a julio (al 15% de humedad), que se traduce en 12.695 t al 30% de humedad que debe ser almacenada en los CLB desde el año anterior. La superficie necesaria

Tabla 5. Excedente y déficit de biomasa mensual.

Condición [t/mes]	E	F	M	A	M	J	J	A	S	O	N	D	Total
Requerida	0	0	0	2.614	2.614	2.614	2.614	2.614	2.614	2.614	0	0	18.295
Utilizable	0	0	0	0	0	0	0	5.861	5.861	5.861	5.861	0	23.444
Excedente	0	0	0	-2.614	-2.614	-2.614	-2.614	3.248	3.248	3.248	5.861	0	5.150



Figura 2. Distancias máxima de fincas a la planta. Fuente: Sección Sensores Remotos y SIG – EEAOC.

para el almacenamiento de las astillas en los centros de acopio es de 25.390 m<sup>2</sup>, y 7.841 m<sup>2</sup> para el stock de astillas secas en fábrica.

La determinación de la ubicación de los CLB resulta en una distancia máxima de fincas a la planta de 10 km (Figura 2). Debido a que esta distancia es corta, se cree más conveniente tener dos centros de acopio, cada uno con 12.695 m<sup>2</sup>, ubicados a media distancia hacia el norte y hacia el sur (Figura 3).

**Equipos y maquinaria necesarios para el proyecto**

Luego de caracterizadas las salidas de humos de los secaderos de cáscara, se eligió utilizar como medio de secado para las astillas los gases correspondientes al segundo secador, debido a su temperatura y caudal. El proceso de secado de las astillas pasa por una etapa de secado a velocidad constante y culmina en la etapa de velocidad decreciente. El dimensionamiento del secadero de astillas de tipo rotatorio resultó con un diámetro de 3 m y una longitud de 11,8 m.

La Figura 4 muestra los resultados de los balances de masa y energía de los secaderos de cáscara y de astilla. Como se puede ver, se alimentan los quemadores de los secaderos con un caudal total de gas pobre de 10,7 t/h que representa un ahorro de 1.043 Nm<sup>3</sup>/h de gas natural con el nuevo esquema. Asimismo, se observa que los humos de la combustión generados con el gas pobre son utilizados no solo en el secado de la cáscara de limón sino que también se recupera parte de su energía residual para el secado de las astillas.

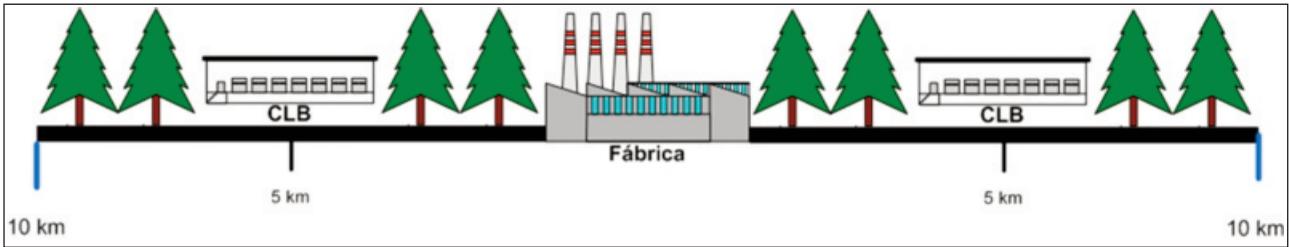


Figura 3. Ubicación de CLB a lo largo de la franja de fincas de cítricos.

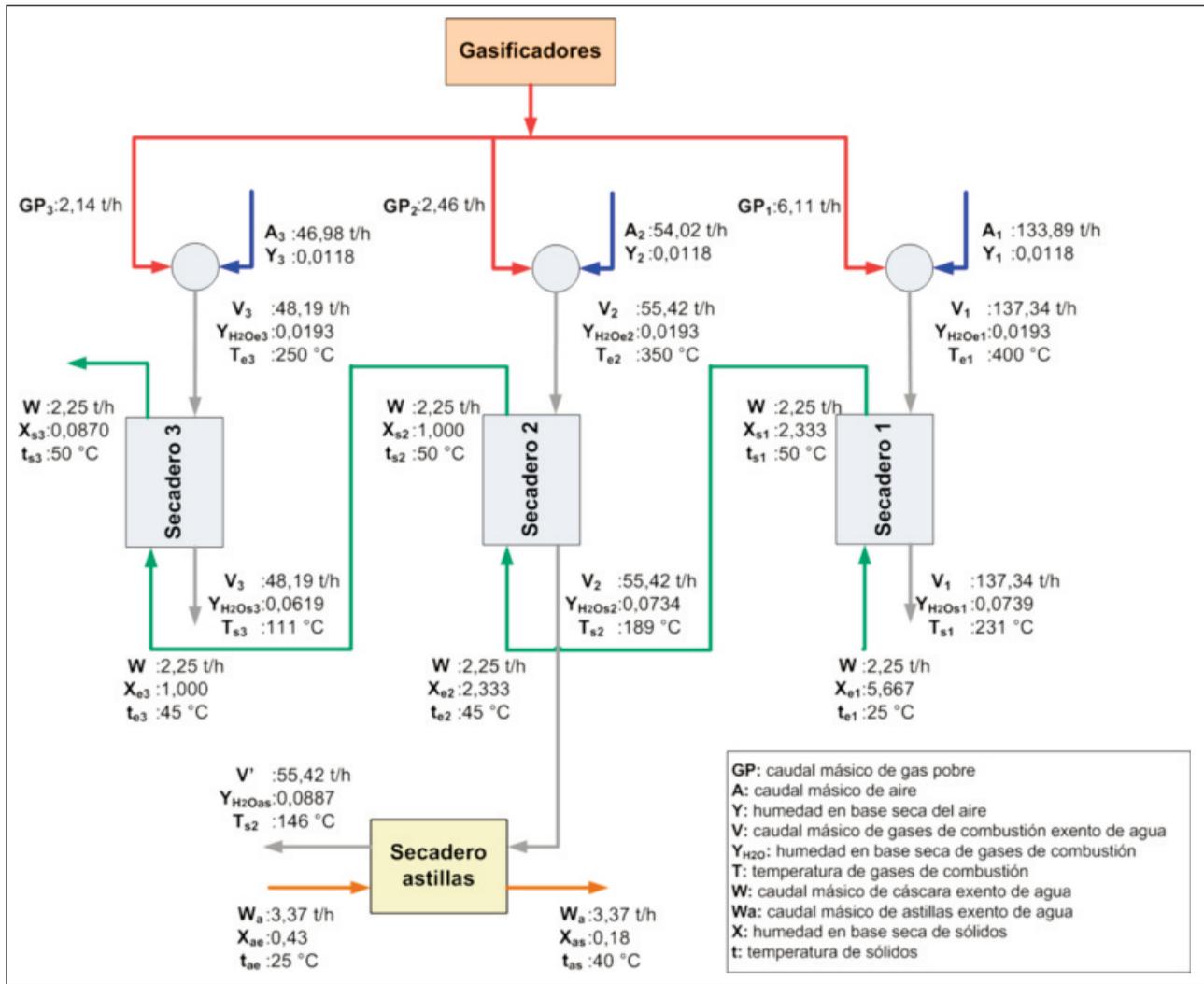


Figura 4: Resultado de balances en secaderos de cáscara de limón y astillas.

Los rodados y equipos necesarios para la operación del proyecto se detallan en la Tabla 6.

### CONCLUSIONES

En conclusión, desde el punto de vista técnico el proyecto es viable. La industria cítrica genera en la etapa agrícola su propia materia prima como biomasa residual para llevar a cabo este proyecto. La biomasa residual generada supera los requisitos de la planta de

gasificación, pudiendo tomar como materia prima toda la biomasa útil proveniente de arranques de plantas y sólo el 63% de la generada por la poda. Teniendo en cuenta los diferentes tiempos de requerimiento de la biomasa vegetal para satisfacer las necesidades de secado de cáscara y la disponibilidad de esta biomasa residual, se pueden planificar una logística de transporte, preparación y aprovisionamiento de la materia prima. Con este nuevo esquema, el ahorro en gas natural sería de 1.043 Nm<sup>3</sup>/h. Asimismo, aunque no existe aún en la

región un desarrollo avanzado de la tecnología de gasificación de esta biomasa, es posible importarla como planta llave en mano.

### AGRADECIMIENTOS

Los autores manifiestan un agradecimiento al personal de las secciones de la EEAOC: Ingeniería (LEMI), Fruticultura, Malezas, Sensores Remotos y SIG, Zoología y Mantenimiento por su colaboración en este trabajo.

### BIBLIOGRAFÍA CITADA

- Agencia Extremeña de la Energía. 2013.** Los residuos agrícolas de poda. [En línea] Disponible en <http://www.agenex.net/images/stories/deptos/residuos-agricolas-de-poda.pdf> (consultado el 25 de noviembre de 2014).
- Alamia, A.; H. Ström and H. Thunman. 2015.** Design of an integrated dryer and conveyor belt for woody biofuels. *Biomass and Bioenergy* 77: 92-109.
- ANKUR. 2015.** Ankur Scientific Energy Technologies Pvt. Ltd. [En línea] Disponible en <http://www.ankurscientific.com/thermal.htm> (consultado el 15 de enero de 2015).
- ASTM D 2015-96. 1996.** Standard Test Method for Gross Calorific Value of Coal and Coke by the Adiabatic Bomb Calorimeter. ASTM International, 100 Barr Harbor Drive, PO Box C700, West Conshohocken, PA 19428-2959, United States.
- AVEBIOM. 2012.** Biomass Trade Centre2 – EE.UU. Manual de Combustibles de Madera. [En línea] Disponible en [www.biomassstradecentre2.eu/scripts/download.php?file=/data/pdf](http://www.biomassstradecentre2.eu/scripts/download.php?file=/data/pdf) (consultado el 05 de Marzo de 2015).
- Cárdenas, G. J.; D. Paz y G. Aso. 2003.** Resultados preliminares del proyecto PIEEP en Tucumán. *Avance Agroindustrial* 24 (2): 4-6.
- Del Val Gento, V. y G. A. Giraldo. 2012.** Planta de cogeneración mediante gasificación de biomasa residual. [En línea] Disponible en [http://www.eis.uva.es/energiasrenovables/trabajos\\_07/Cogeneracion-Biomasa.pdf](http://www.eis.uva.es/energiasrenovables/trabajos_07/Cogeneracion-Biomasa.pdf).
- Díaz, G. F.; M. Cruz; E. Feijóo; F. Márquez; W. Kacharoski; A. De Los Ríos y D. Paz. 2016.** Propuesta para la evaluación del procesamiento industrial del limón. *Rev. Ind. y Agríc. de Tucumán* 93 (1): 19-30.
- EEAOC. 2015.** Datos meteorológicos. [En línea]. Disponible en <http://www.eeaoc.org.ar/agromet/graficos.php?opcion=1&estacn=2049&desde=01/01/2000&hasta=01/01/2000> (consultado el 15 de julio de 2015).
- Fandos, C.; P. Scandaliaris; J. I. Carreras Baldrés y F. Soria. 2014.** Área implantada con cítricos en Tucumán en 2014 y comparación con años anteriores. Reporte Agroindustrial - Relevamiento satelital de cultivos en la provincia de Tucumán 97.
- Fondo Social Europeo y Centre Tecnològic Forestal de Catalunya. 2013.** Proyecto INTRADER (2008-2010). Estudio de las características de la astilla forestal y buenas prácticas para su aplicación energética. [En línea]. Disponible en [http://afib.ctfc.cat/wp-content/uploads/2013/05/Estudio\\_pilas\\_astilla\\_buena\\_s\\_practicas\\_INTRADER\\_CTFC.pdf](http://afib.ctfc.cat/wp-content/uploads/2013/05/Estudio_pilas_astilla_buena_s_practicas_INTRADER_CTFC.pdf) (consultado el 10 de marzo de 2015).
- García, R.; C. Pizarro; A. G. Lavín y J. L. Bueno. 2012.** Characterization of Spanish biomass wastes for energy use. *Bioresource Technology* 103: 249-258.
- Golato, M.; M. Ruiz; J. D'Angelo; G. Aso y D. Paz. 2005.** Determinación del coeficiente global de transferencia de calor en secaderos rotativos de cáscara de limón. *Rev. Ind. y Agríc. de Tucumán* 82 (1-2): 27-35.
- McCabe, W. L.; J. C. Smith y P. Harriot. 1991.** Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. España: Mc Graw Hill/ Interamericana.
- Paredes, V.; D. Pérez; G. Rodríguez; D. Figueroa y H. Salas. 2013.** Estadísticas y márgenes de cultivos tucumanos. Producción y comercialización del limón de Tucumán en el año 2012. Reporte agroindustrial. Boletín N° 82.
- Perry, R. H. 1984.** Perry's Chemical Engineers' Handbook - Sixth Edition. New York: McGraw-Hill.
- Posluszny, J. A. 2012.** Curso Biomasa I, Maestría en Energías Renovables. Salta, Argentina.
- Secretaría de Planeamiento - Dirección de estadística-Gobierno de Tucumán. 2006.** Censo Cítricola Provincial.
- Silva Lora, E. E.; M. García-Pérez y R. Lesme Jaén. 2014.** Procesos Termoquímicos. En: Rincón Martínez, J. M. y E. E. Silva Lora (Eds.). *Bioenergía: Fuentes, conversión y sustentabilidad*. Bogotá, Colombia: Charlie's Impresores Ltda, pp.179.
- Silva Lora, E. E.; R. Vieira Andrade; C. G. Sánchez; E. Olivares Gómez e C. Vilas Bôas de Sales. 2014.** Gaseificação. En: Barbosa Cortez, L. A. ; E. E. Silva Lora & E. Olivares Gómez (Eds.). *Biomassa para energia Campinas: UNICAMP*, pp. 241-332.
- Viscarra, S. 1998.** RITIM Red de Instituciones de Desarrollo Tecnológico de la Industria Maderera. Guía para el secado de la madera en hornos. Proyecto de Manejo Forestal Sostenible BOLFOR. En línea: <http://ritim.org.ar/espanol/Descargas/i007.pdf> (consultado el 24 de julio de 2015).