

Generación avanzada de energía a partir de la biomasa residual en plantas de beneficio de aceite de palma*

Advanced Power Generation Using Biomass Wastes from Palm Oil Mills

CITACIÓN: Aziz, M., Kurniawan, T., Oda, T., & Kashiwagi, T. (2018). Generación avanzada de energía a partir de la biomasa residual en plantas de beneficio de aceite de palma (Carlos Arenas trad.). *Palmas*, 39(2), 27-46.

PALABRAS CLAVE: generación de energía, racimo de fruto fresco, efluentes de planta de beneficio, gasificación, digestión, Ciclo Orgánico de Rankine.

KEYWORDS: Power generation, empty fruit bunch, palm oil mill effluent, gasification, digestion, Organic Rankine Cycle.

* Artículo traducido del original *Advanced Power Generation Using Biomass Wastes from Palm Oil Mills*, publicado en la revista *Applied Thermal Engineering*, Número 114 de 2017, disponible en <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.11.031>. Se publica con autorización de los autores, la revista *Applied Thermal Engineering* y la casa editorial Elsevier.

Parte de este trabajo fue presentado en la 4ª Conferencia Internacional sobre Microgeneración y Tecnologías Relacionadas (Microgen iv), llevada a cabo en octubre 28-30 de 2015 en Tokio, Japón, bajo el título original: *Advanced Utilization of Biomass Wastes from Palm Oil Mill for Power Generation*. ID del artículo: 0085.

MUHAMMAD AZIZ

Instituto Tecnológico de Tokio, Japón
aziz.m.aa@m.titech.ac.jp

TEDI KURNIAWAN

Universidad de Malasia Pahang, Malasia

TAKUYA ODA

Instituto Tecnológico de Tokio, Japón

TAKAO KASHIWAGI

Instituto Tecnológico de Tokio, Japón

Resumen

Este trabajo aborda el uso eficiente de los residuos sólidos y líquidos producidos en las plantas de beneficio de aceite de palma; particularmente su utilización para la generación de energía. El trabajo propone la integración de un sistema de generación de energía a partir del uso de tusa de palma de aceite y los efluentes generados en planta de beneficio (POME, en inglés). El sistema propuesto consiste principalmente de tres módulos: gasificación de tusa, digestión de POME y un ciclo orgánico de Rankine (ORC, en inglés) adicional. A través de procesos integrados de secado y gasificación la tusa es convertida en gases de síntesis con alto valor calorífico, mientras que con el POME se produce un biogás para la generación de energía eléctrica. El proceso de cogeneración utiliza motores de biogás para generar electricidad y calor. El excedente de energía térmica no utilizada es recuperado por el módulo ORC y posteriormente empleado para la generación de energía eléctrica. En esta investigación se evaluó la influencia

de tres temperaturas de gasificación (800, 900 y 1.000 °C) en el módulo de gasificación de tusa, así como los fluidos de trabajo y la presión en el módulo ORC. Los resultados señalan que incrementar la temperatura de gasificación de 800 a 1.000 °C permite a su vez incrementar la eficiencia del sistema de 11,2 a 24,6 %. Así mismo, en cuanto a los fluidos de trabajo analizados, el ciclohexano muestra una mayor eficiencia de energía en comparación con el tolueno y el *n*-heptano. Además, se comprueba que altas presiones en el módulo ORC conllevan a una mayor eficiencia energética. Por último, los hallazgos de esta investigación muestran que la cantidad máxima de energía generada por el sistema es de 8,3 MW y con una eficiencia de 30,4 %.

Abstract

This study focuses on the energy-efficient utilization of both solid and liquid wastes from palm oil mills, particularly their use for power generation. It includes the integration of a power generation system using empty fruit bunches (EFB) and palm oil mill effluent (POME). The proposed system mainly consists of three modules: EFB gasification, POME digestion, and additional organic Rankine cycle (ORC). EFB are dried and converted into a syngas fuel with high calorific value through integrated drying and gasification processes. In addition, POME is converted into a biogas fuel for power generation. Biogas engine-based cogenerators are used for generating both electricity and heat. The remaining unused heat is recovered by the ORC module to generate electricity. The influences of three EFB gasification temperatures (800, 900 and 1,000 °C) in EFB gasification module, and working fluids and pressure in the ORC module are evaluated. Higher EFB gasification leads to higher generated electricity and remaining heat for ORC module. Power generation efficiency increases from 11.2 to 24.6% in case of gasification temperature is increased from 800 to 1,000 °C. In addition, cyclohexane shows highest energy efficiency compared to toluene and *n*-heptane in ORC module. Higher pressure in ORC module also leads to higher energy efficiency. Finally, the highest total generated power and power generation efficiency obtained by the system are 8.3 MW and 30.4%, respectively.

Introducción

La producción de aceite de palma y sus subproductos ha incrementado rápidamente durante la última década debido al crecimiento económico y una mayor demanda de los productos de este sector, especialmente en países en vía de desarrollo como China, India y algunas naciones del Sudeste Asiático (Aziz, Oda & Kashiwagi, 2015a). Esta situación ha llevado a la expansión masiva de plantaciones de palma de aceite, ocasionando diversos problemas ambientales relacionados especialmente con el manejo de residuos (Ofori-Boateng & Lee, 2014).

Para la producción de aceite de palma se aprovecha tan solo un 10 % de toda la planta de palma de aceite (Aziz, Budianto & Oda, 2016). Por su parte, los residuos generados en el proceso de extracción de aceite

pueden ser encontrados en fase líquida o sólida. Por lo general, las plantas de extracción de aceite de palma requieren de una gran cantidad de agua y, a su vez, generan grandes volúmenes de aguas residuales conocidos como efluentes de planta de beneficio (POME, en inglés). El POME es el mayor subproducto del procesamiento del fruto de la palma de aceite y no cuenta con una aplicación comercial específica. Este se encuentra conformado aproximadamente por 95 % agua y 5 % residuos sólidos, se caracteriza por un alto nivel de acidez y presenta altos valores de demanda biológica y química de oxígeno (DBO y DQO, respectivamente). Por lo tanto, la descarga de POME sin un tratamiento adecuado representa un alto riesgo ambiental. Como resultado, este tipo de residuo se ha convertido en la principal fuente de contaminación ambiental de la agroindustria de la palma de aceite, considerando las altas emisiones de metano (32,9 kg-CH₄ t-POME) y

los nutrientes sólidos que son vertidos en el agua y el suelo como consecuencia de un manejo inadecuado (Schuchardt, Wulfert, Darnoko & Herawan, 2008).

Durante el proceso de extracción de aceite también se generan residuos sólidos, los cuales están conformados principalmente por tusa (23 %), fibra (12 %) y cuesco (5 %) (Budianto, Aziz, Chayadi & Oda, 2016). Entre estos, por lo general, la tusa tiene el menor valor económico de reutilización, ya que presenta un contenido de humedad relativamente alto (60-70 %) (Aziz, Oda & Kashiwagi, 2015b), una baja densidad aparente y poca uniformidad (Chaivatamaset, Sricharoon, Tia & Bilitewski, 2014), por lo que requiere de un tratamiento especial antes de poder ser utilizado.

El tratamiento de los residuos de planta de beneficio es un asunto importante desde el punto de vista ambiental y económico, puesto que varios países ejercen controles ambientales estrictos en este aspecto. Por lo tanto, la producción de aceite de palma debe desarrollarse de manera ambientalmente sostenible para que las exportaciones de los países productores puedan ser viables. En consecuencia, la implementación de tecnologías amigables con el ambiente representa un aspecto de vital importancia para la agroindustria de la palma de aceite. Algunas alternativas para el uso eficiente de los residuos de esta industria incluyen la cosecha de energía y la producción de material industrial y fertilizantes. No obstante, los altos costos de transporte y de mano de obra asociados a algunos procesos, así como las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), se han convertido en barreras para su implementación (Harsono *et al.*, 2013).

Actualmente, el manejo tanto de POME como de tusa se ha llevado a cabo de manera bastante ineficiente. Como ejemplo, el POME es tratado convencionalmente a través de procesos anaeróbicos y aeróbicos para su conversión a biogás o compostaje. Luego se procede al vertimiento de líquidos residuales en ríos u otros cuerpos de agua. Si bien un porcentaje del biogás producido es utilizado para generar energía, la mayor parte de este es quemado con el propósito de reducir los impactos de los GEI. Por su parte, la tusa es comúnmente desechada en las plantaciones para el reciclaje de nutrientes. Infortunadamente, esta práctica puede resultar en la eutrofización de los suelos y en un aumento en sus niveles de toxicidad (Law *et al.*, 2016).

Teniendo en cuenta que la tusa y el POME representan la mayor porción de los residuos de las plantas de beneficio, el uso eficiente de estos subproductos es esencial para aumentar los beneficios económicos de la palmicultura y reducir al mismo tiempo sus posibles impactos ambientales. En la medida de nuestro conocimiento, existen pocas investigaciones que buscan la integración y el uso eficiente de tusa y POME para la generación de energía *in situ* a pequeña escala. Al respecto, Aziz, Prawisudha, Prabowo & Budiman (2015) propusieron un sistema integrado que consiste de un ciclo de secado, un ciclo de gasificación y un ciclo combinado de ambos, el cual reporta una eficiencia energética relativamente alta; sin embargo, dicho sistema no resulta apropiado para la generación de energía *in situ* a pequeña escala debido a que se debe recolectar la tusa de varias plantas de beneficio para suplir una alta demanda de este producto como combustible fósil. Por otra parte, Luke *et al.* (2013) evaluaron la generación de energía mediante un proceso de secado integrado en calderas utilizando tusa; no obstante, el sistema propuesto por estos autores mostró altas tasas de destrucción de la exergía, resultando en una menor eficiencia energética. Adicionalmente, otros trabajos han estudiado la codigestión de tusa y POME con el fin de simplificar el número de pasos en su tratamiento y reducir los costos de producción (O-Thong, Boe & Angelidaki, 2013); aun así, dado que la tusa presenta una biodegradabilidad muy baja como resultado de su composición rica en lignocelulosa, este trabajo no terminó siendo del todo prometedor.

Considerando lo anterior, este trabajo propone un modelo integrado de generación de energía *in situ* a pequeña escala con una alta eficiencia energética mediante el uso de tusa y efluentes de planta de beneficio. A través del modelado del proceso de generación de energía y la evaluación de su viabilidad en términos de eficiencia, el objetivo del estudio es modelar un sistema integrado de generación de energía a partir de estos residuos. Por lo tanto, al aplicar el sistema propuesto se espera que las plantas de beneficio de aceite de palma puedan incrementar su productividad energética de manera eficiente, así como obtener un mayor desempeño económico y generar menores impactos ambientales. Adicionalmente, dado que las plantas de beneficio de la industria palmera se encuentran generalmente localizadas en áreas rurales o remotas, con

un suministro escaso de electricidad, se espera que la generación de energía a partir de los residuos del procesamiento del fruto permita mejorar el suministro de energía eléctrica en sus zonas de influencia, contribuyendo así a generar un mayor acceso a este recurso en regiones apartadas.

Sistema de generación de energía propuesto

El concepto del sistema de generación de energía propuesto se ilustra en la Figura 1. Este tipo de generación de energía *in situ* puede ser categorizado como de pequeña escala debido a la limitada velocidad en el flujo de los racimos de fruto fresco (RFF), que por lo general varía de 30 a 100 t RFF/h y se estima puede producir hasta 20 MW de energía. El sistema está conformado por dos módulos principales: *i*) un módulo de gasificación de tusa y un módulo de digestión de POME; y *ii*) un módulo adicional de ciclo Rankine con fluido orgánico (ORC).

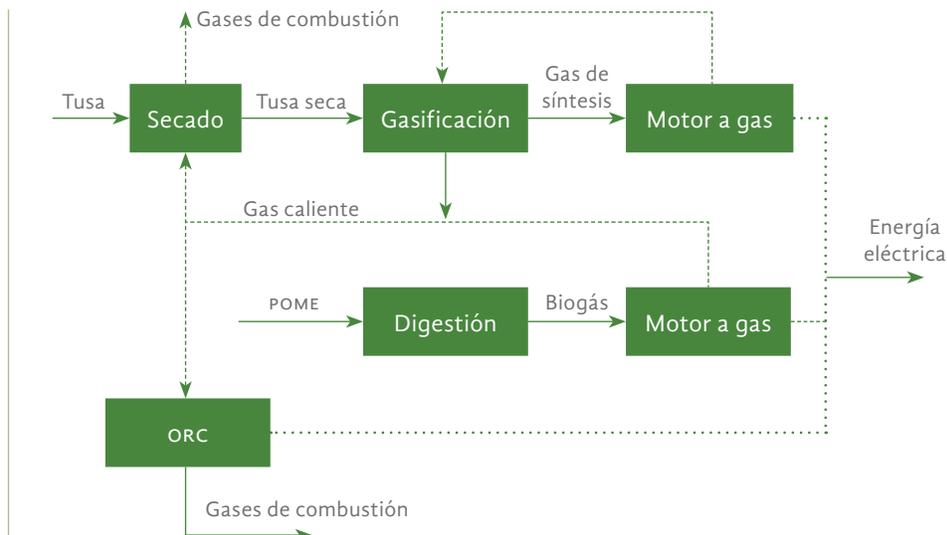
El módulo de gasificación de tusa involucra tres procesos continuos: *i*) secado, *ii*) gasificación y *iii*) generación de energía con motor a gas. Inicialmente, la tusa húmeda es recolectada y dispuesta para secado, con lo cual se incrementa su poder calorífico. La fuente de calor requerida para dicho proceso de secado es el gas de escape liberado por los motores tanto en el módulo de gasificación de tusa como en el módulo de digestión de POME. Posteriormente, la tusa seca fluye hacia el módulo de gasificación donde es convertida en

un gas de síntesis conformado por H_2 , CO , CO_2 y CH_4 . La gasificación es empleada debido a que reporta una mayor eficiencia de conversión de carbono en comparación con tecnologías de conversión como la pirólisis (Harsono *et al.*, 2013). Posteriormente, se procede a realizar una limpieza del gas de síntesis producido, el cual es utilizado como combustible para un motor de combustión interna que genera tanto energía eléctrica como térmica (cogeneración). La temperatura de los gases de combustión oscila entre 300 y 600 °C. Para los objetivos del presente estudio, en el proceso de secado de tusa se utilizó principalmente el calor de los gases de combustión.

Por su parte, el módulo de digestión de POME involucra dos procesos principales: *i*) digestión anaeróbica, y *ii*) generación de energía con motor a gas. Durante la digestión anaeróbica el POME se convierte en biogás, el cual, por lo general, está conformado por gas metano (35 a 60 %); el POME se puede convertir fácilmente a metano con 98 % de biodegradabilidad (O-Thong *et al.*, 2012). Mediante la digestión anaeróbica, los lípidos incluidos en el POME son degradados a glicerol y luego convertidos en gas metano. La secuencia de digestión anaeróbica incluye hidrólisis, acidogénesis y metanogénesis (Ahmad *et al.*, 2011). Seguido, el biogás resultante es sometido a un proceso de limpieza y empleado como combustible para la generación de energía a través del motor a gas. Dado que la composición y el valor calorífico del gas de síntesis producido y el biogás de cada módulo son diferentes (ricos en H_2 y CH_4), en este estudio se instalaron diferentes

Figura 1. Diagrama conceptual de generación integrada de energía a pequeña escala para tusa y POME.

La línea continua representa el flujo de material, la línea discontinua el flujo de calor y la línea punteada el flujo de energía eléctrica.



motores a gas en cada módulo. No obstante, en busca de una disminución de costos económicos, una operación integrada y una mayor eficiencia total (menor pérdida de calor), se sugiere el uso de un solo motor a gas con capacidad de utilizar todos los gases producidos.

En caso de que exista calor residual del gas de combustión, especialmente en el módulo de gasificación de tusa, se puede hacer uso de un sistema ORC adicional con el fin de incrementar la eficiencia total de generación del sistema. El módulo ORC consiste de una bomba, un precalentador, un supercalentador (evaporador) y un condensador.

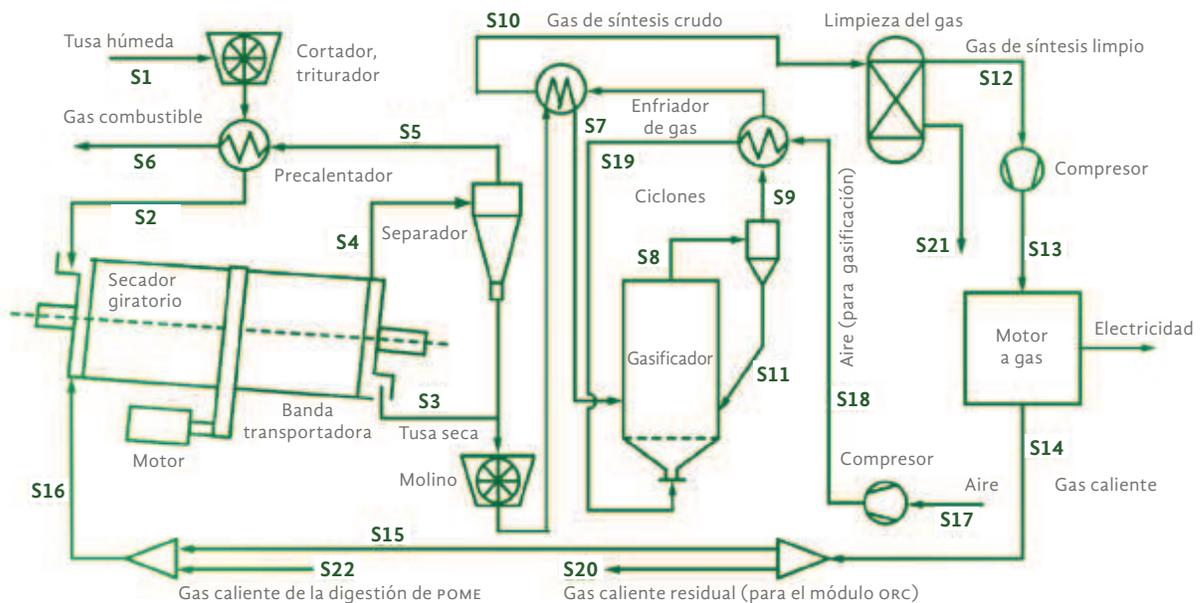
Módulo de gasificación de tusa

La Figura 2 presenta un diagrama de flujo del proceso en el módulo de gasificación de tusa. En primer lugar, la tusa húmeda es cortada y triturada para aumentar su área superficial y así lograr un tamaño uniforme, lo cual mejora la dispersión de humedad, la transferencia de calor y la uniformidad del proceso de secado. Seguido, la tusa triturada ingresa a un secador rotatorio que remueve la humedad restante después de ser precalentada usando gases de combustión. Para esta labor se utiliza un secador rotatorio debido a que este equipo cuenta con una mayor área de transferencia de calor, un gran potencial de operación continua,

mayor facilidad de manejo y un excelente control del secado (Aziz, Oda & Kashiwagi, 2014; Gómez-Cruz *et al.*, 2015), además de favorecer un excelente mezclado de partículas. Este equipo tiene instaladas aletas periféricas en su interior para levantar y distribuir las partículas sólidas, con lo que se favorece un contacto cercano entre los sólidos y el gas caliente. Adicionalmente, el equipo cuenta con un cilindro giratorio inclinado que facilita el movimiento de partículas desde la entrada de material hasta la salida de descargas.

Todos los gases de combustión del módulo de digestión de POME son utilizados como fuente de calor para el proceso de secado. Así mismo, el gas resultante de la gasificación de tusa es empleado principalmente para cubrir el requerimiento de calor para secado. En caso de que exista calor residual, este es utilizado como fuente de calor para el módulo ORC. El intercambio de calor al interior del secador se puede establecer a modo de transferencia de calor en paralelo o por contracorriente, dependiendo de la dirección de flujo tanto de la tusa como del gas de combustión caliente. Teniendo en cuenta que el gas de combustión tiene contacto directo con la tusa, se genera una transferencia de calor por convección que conlleva a una rápida transferencia de calor y humedad. La humedad evaporada y el gas de combustión son descargados en paralelo, fluyendo hacia ciclones para su posterior separación.

Figura 2. Diagrama de flujo del proceso del módulo de gasificación de tusa.



Después de que la tusa ha sido triturada y precalentada (usando el gas de síntesis crudo del proceso de gasificación), esta fluye hacia el gasificador para su conversión. Para el proceso de precalentamiento se utiliza un gasificador de lecho fluidizado debido a su alto nivel de transferencia de calor, mayor tasa de conversión y su carga variable en funcionamiento (Aziz, 2016). Adicionalmente, se utiliza aire como medio de gasificación. En este estudio se optó por la gasificación autotérmica, en la que el calor es suministrado principalmente por aire y tusa precalentada y la combustión de carbono. Consecutivamente, el gas de síntesis producido es removido del gasificador y su calor es recuperando en el precalentamiento del aire de gasificación y la tusa seca. Por último, antes de ser utilizado como combustible para el motor a gas, el gas de síntesis crudo es sometido a una fase de limpieza y refrigeración para la remoción de partículas y la condensación de alquitrán.

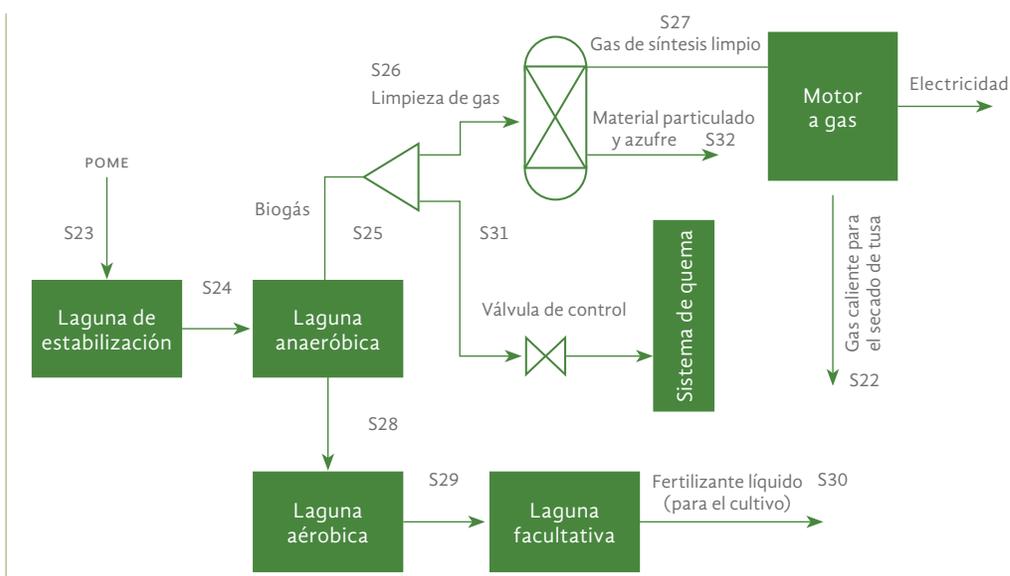
Módulo de digestión de POME

La Figura 3 muestra el diagrama de flujo del módulo de digestión de POME. Por lo general, la descarga de POME hacia las lagunas de estabilización se realiza a temperaturas de 70-90 °C. El flujo de POME es expulsado hacia lagunas de enfriamiento y acidificación, donde su temperatura disminuye aproximadamente a 35 °C y su pH es modificado. El tiempo de retención en estas lagunas es de aproximadamente

1-2 días, después del cual el POME fluye hacia una laguna de digestión anaeróbica en la que se produce biogás durante un periodo de aproximadamente 60 días. El biogás producido es liberado desde el digestor y luego separado en dos torrentes: el torrente principal se mueve hacia el sistema de limpieza de gas y el alterno hacia el sistema de teas, el cual es importante debido a que la cantidad de biogás producida es regularmente variable. En ausencia de teas se requieren instalaciones para el almacenamiento de gas. Como resultado, la cantidad de biogás que fluye hacia el motor de gas es controlada, mientras que el biogás residual es quemado, convirtiendo CH₄ en CO₂.

El biogás que fluye hacia la fase de limpieza se depura aún más para remover H₂S y humedad (secado). Por último, el biogás limpio y seco fluye hacia el motor de gas para la generación tanto de electricidad como de calor. Los gases de combustión son recolectados junto con una parte del gas de combustión del módulo de gasificación de tusa para ser empleados durante la fase de secado. Los residuos líquidos resultantes del proceso de digestión fluyen consecutivamente hacia las lagunas facultativas, las cuales son de gran importancia para reducir aún más el contenido orgánico de este tipo de residuos. El tiempo de retención requerido es de aproximadamente 14 días, durante el cual el DBO se puede reducir a menos de 100 ppm. En este punto los residuos pueden ser utilizados como fertilizante líquido.

Figura 3. Diagrama de flujo del proceso del módulo de digestión de POME.

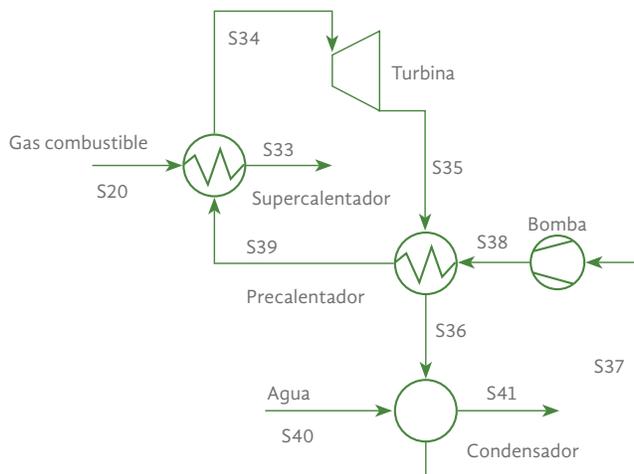


Uso del módulo ORC

El ciclo orgánico de Rankine (ORC, en inglés) es una tecnología apropiada para la recuperación de energía térmica de baja calidad y su posterior conversión a energía eléctrica (Khaljani, Khosbakhti, Saray & Bahlouli, 2015). El uso del ORC puede minimizar aún más la pérdida de energía, particularmente cuando el calor residual no tiene un uso específico. Esta tecnología tiene un principio de funcionamiento similar al de un ciclo Rankine de vapor ordinario. Sin embargo, el ORC utiliza fluidos orgánicos entre los que se incluyen hidrocarburos y refrigerantes, los cuales cuentan con una temperatura específica de vaporización inferior a la del agua. Por tanto, es posible convertir energía térmica de baja calidad en energía eléctrica. Para los efectos de este estudio se hará uso del ORC en caso de que se evidencie calor residual del gas de combustión, particularmente del módulo de gasificación de tusa.

La Figura 4 muestra un diagrama del módulo ORC que puede ser integrado a los dos módulos presentados anteriormente. Si bien se considera que el sistema ORC de doble bucle tiene una mayor eficiencia de generación, se utiliza el sistema básico de un solo bucle debido a que este tiene una estructura más simple y requiere de una inversión económica inicial menor (Jung, Krumdieck & Vranjes, 2014). El gas de combustión restante proveniente del módulo de gasificación de tusa es empleado como la fuente primaria de calor

Figura 4. Diagrama de flujo conceptual del módulo ORC.



del módulo ORC para sobrecalentar el fluido de trabajo. Como resultado, este último se evaporará, produciendo un vapor de alta presión. Posteriormente, el vapor producido fluirá a la turbina para expandirse y generar torque, haciendo girar el generador y, por ende, produciendo electricidad. Dado que el fluido de trabajo de escape de la turbina aún tiene una temperatura relativamente alta durante esta fase del proceso, se instala un precalentador para recuperar dicho calor, el cual, a su vez, es utilizado para precalentar el fluido de trabajo.

La selección del fluido de trabajo es muy importante para el desempeño eficiente del ORC, puesto que las propiedades termodinámicas de este fluido afectarán directamente la eficiencia del sistema (Siddiqi & Atakan, 2012). En el presente estudio se consideran apropiados fluidos de trabajo orgánicos como el tolueno, el octano, el ciclohexano y el heptano (Chacartegui *et al.*, 2009; Jung *et al.*, 2014; Siddiqi & Atakan, 2012). Además, es importante mencionar que se debe procurar mantener la estabilidad del fluido de trabajo para evitar cualquier degradación a una temperatura y presión específica (Siddiqi & Atakan, 2012).

Modelado y simulación del proceso

La Tabla 1 muestra la composición de la tusa, a partir de análisis próximos y elementales realizados en esta investigación con base en estudios anteriores (Mohammed *et al.*, 2011a, 2012). Por lo general, la tusa tiene un alto contenido de químicos volátiles (cerca de 80 % en base seca), lo cual le otorga un alto potencial para su conversión a gas de síntesis (Demirbas, 2004). La Tabla 2 muestra las condiciones de secado y gasificación de tusa y las especificaciones para la digestión de POME. Las especificaciones para la operación del motor a gas se basan en el modelo estándar para un motor a biogás fabricado por la compañía japonesa Yanmar Co., Ltd. (Yanmar Co., Ltd., 2016).

El flujo promedio de RFF que alimenta una planta de beneficio de aceite de palma varía de 45 a 60 t RFF/h. Considerando que la relación de tusa producida a partir de RFF es de 20 %, el caudal de RFF y tusa húmeda utilizados en este estudio se fija en 50 t RFF/h y 10 t EFB/h, respectivamente. Además, con base en las especificaciones de los motores empleados y algunos datos disponibles en la literatura, se asume que la temperatura de entrada del gas que ingresa al secador

giratorio es de 450 °C (Li *et al.*, 2012; Uusitalo, 2016; Wu & Ma, 2016).

El modelado del proceso completo es realizado mediante el simulador comercial de procesos SimSci Pro/II (Schneider Electric Software, LLC), incorporando algunas suposiciones adicionales, tales como: *i*) el máximo contenido de humedad ideal durante el secado es de 5 % peso en base húmeda; *ii*) el gasificador consiste de un mezclador y en un reactor de conversión; *iii*) la temperatura mínima en el intercambiador de calor es 10 °C; *iv*) el POME es obtenido de la producción de aceite de palma crudo (APC) a una tasa de 532 kg/t RFF (Aziz *et al.*, 2015); *iv*) el aire contiene 79 % de nitrógeno y 21 % de oxígeno; *vi*) la temperatura ambiente es de 25 °C y la presión 101,33 kPa; *vii*) el intercambio de calor se lleva a cabo a contracorriente tanto en la secadora como en el intercambiador de calor.

Adicionalmente, considerando que la energía requerida para el triturado de tusa a razón de 10 t/h es de cerca de 75 kW (Zhengzhou Azeus Machinery Co., 2016), y que el consumo de energía de un molino de esfera para el triturado de tusa seca a razón de 4,2 t/h es de 30 kW (Kim Dragon Company, 2016), el consumo total de energía al interior de la planta, sin incluir el motor eléctrico del secador giratorio y el compresor de

aire para fluidización, corresponde a 10 % del total de la energía generada. Por otra parte, en caso de que la temperatura de los gases de combustión del motor a gas resulte insuficiente para suministrar el calor requerido por el proceso de secado, es posible instalar un calentador adicional con el fin de producir gas de síntesis para sobrecalentar el gas de combustión antes de que este ingrese al secador giratorio.

El calor específico de la tusa sólida a presión constante (C_{EFB}) es definido como el compuesto de carbono fijo y las materias volátiles. Esta puede ser expresada de acuerdo con las siguientes ecuaciones (Tsatsaronis & Winhold, 1985):

$$C_{\text{EFB}} = FC_f + V_1C_{v1} + V_2C_{v2}, \quad (\text{Ec. 1})$$

$$C_f = -0,218 + 3,804 \times 10^{-3}T - 1,7558 \times 10^{-3}T^2, \quad (\text{Ec. 2})$$

$$C_{v1} = -0,728 + 3,91 \times 10^{-3}T, \quad (\text{Ec. 3})$$

$$C_{v2} = -2,273 + 2,554 \times 10^{-3}T \quad (\text{Ec. 4})$$

donde, F , V_1 y V_2 son fracciones de masa (% de peso) de carbono fijo, materia volátil primaria y materia volátil secundaria, respectivamente. Dado que la fracción total de masa de materia volátil es su-

Tabla 1. Composición de la tusa.

Componente	Valor
Análisis próximo	
Volátiles (% peso en base seca)	87,08
Carbono fijo (% peso en base seca)	9,27
Ceniza (% peso en base seca)	3,65
Análisis elemental	
C (% peso en base seca)	44,92
H (% peso en base seca)	6,21
N (% peso en base seca)	1,17
S (% peso en base seca)	0,03
O (% peso en base seca)	43,99
Contenido de humedad (% peso en base húmeda)	60

terior a 10 %, se asume que la fracción de masa de material volátil secundaria (V_2) es de 10 %. Por su parte, C_f , C_{v1} y C_{v2} son las capacidades caloríficas (kJ/kg/K) del carbono fijo, la materia volátil primaria y la materia volátil secundaria, respectivamente. De otro lado, la capacidad calorífica de la ceniza (C_{ash}) es aproximada mediante la siguiente ecuación:

$$C_{ash} = K_0 + K_0 T^{-0,5} + K_0 T^{-2} + K_0 T^{-3}, \quad (\text{Ec. 5})$$

donde K_0 , K_1 , K_2 y K_3 son coeficientes para el constituyente de ceniza. Considerando que la cantidad de

ceniza es relativamente pequeña (y para mayor simplicidad en los cálculos), para este estudio la ceniza está principalmente conformada por CaO. Por lo tanto, los valores de K_0 , K_1 , K_2 y K_3 son 58,79; $-1,34 \times 10^{-2}$; $-11,47 \times 10^{-5}$; y $10,34 \times 10^{-7}$, respectivamente (Berman & Brown, 1985). Por su parte, el poder calorífico superior (HHV) de la tusa se calcula con base en la siguiente correlación desarrollada a partir de la fórmula de Dulong (Channiwala & Parikh, 2002):

$$HHV = 0,3941 C + 1,1783 H + 0,1005 S - 0,1034 O - 0,0151 N - 0,021 A, \quad (\text{Ec. 6})$$

Tabla 2. Condiciones de generación de energía para el secado, la gasificación, la digestión de biogás, y otros componentes.

Componente	Valor
Secado de tusa	
Diámetro de partículas (mm)	5
Enfoque de temperatura mínima (°C)	10
Número de ciclos	12
Velocidad de rotación (rpm)	10
Gasificación de tusa	
Temperatura (°C)	800, 900, 1.000
Diámetro medio de partículas (mm)	0,3
Partículas fluidificantes	Arena sílice
Diámetro de partículas fluidificantes (mm)	0,3
Digestión de POME	
Densidad de POME ($\times 10^3$ kg m ⁻³)	0,98
Biogás producido (Nm ³ t/POME)	25
Porcentaje de CH ₄ (%)	55
Valor calórico de CH ₄ (MJ Nm ⁻³)	50
Densidad de CH ₄ (kg Nm ⁻³)	0,66
Relación biogás utilizado/capacidad medida (%)	80
Generación de energía (motor de gas)	
Eficiencia de generación (%)	32
Eficiencia total (%)	84
Temperatura del gas de combustión (°C)	450

donde C, H, S, O, N y A son fracciones de masa de carbono, hidrógeno, azufre, oxígeno, nitrógeno y ceniza, respectivamente. El HHV anterior puede ser convertido a poder calorífico inferior (LHV) utilizando la siguiente ecuación (WBCSD, 2016):

$$LHV = HHV - 0,212 H - 0,0245 MC - 0,008 O, \quad (\text{Ec. 7})$$

Es de mencionar que la cinética del secado de tusa es compleja. El calor del gas combustible caliente del motor de gas es utilizado como energía para superar algunas fuerzas, incluyendo fuerzas capilares, de sorción y de enlaces químicos. La cantidad de agua evaporada de la tusa húmeda que es liberada junto con el gas combustible se puede expresar de la siguiente manera:

$$m_{w, evp} = m_s \left[\frac{MC_i}{1-MC_i} - \frac{MC_f}{1-MC_f} \right] \quad (\text{Ec. 8})$$

donde $m_{w, evp}$, m_s , MC_i y MC_f son el caudal del agua evaporada (kg/h), el caudal de tusa sólida seca (kg/h), el contenido inicial de humedad (% peso), y el contenido final de humedad (% peso), respectivamente.

Teniendo en cuenta que no se presenta pérdida de calor en el sistema, el equilibrio de energía al interior del secador giratorio durante el proceso de secado puede expresarse de la siguiente manera:

$$m_g h_{g, in} + m_s h_{s, in} + \frac{m_s MC_i}{1-MC_i} h_{w, in} = m_g h_{g, out} + \frac{m_s MC_f}{1-MC_f} h_{w, out} + m_{w, evp} h_v, \quad (\text{Ec. 9})$$

Donde m_g , h_g , h_s , h_w , y h_v son el caudal de flujo del gas (kg/h), la entalpía de tusa sólida (J/kg), la entalpía específica del agua (J/kg), y la entalpía específica del vapor (J/kg), respectivamente; los subíndices dentro y fuera representan la entrada y salida, respectivamente.

El calor suministrado por el gas es expresado de la siguiente manera:

$$Q = \frac{m_s MC_f}{1-MC_f} C_w (T_f - T_i) + m_s C_{EFB} (T_f - T_i) + m_{w, evp} C_w (T_f - T_i) + \Delta H_{evp}, \quad (\text{Ec. 10})$$

donde C_w , T_f , T_i y ΔH_{evp} representan la capacidad calorífica del agua (J/kg/K), la temperatura final, la

temperatura de entrada y el calor de evaporación del agua (J/kg), respectivamente. Adicionalmente, el calor intercambiado al interior del secador giratorio se expresa de la siguiente manera (Krokida, Marinos-Kouris & Mujumdar, 2006):

$$Q = U_v V (\Delta t)_m, \quad (\text{Ec. 11})$$

donde Q , U_v , V y $(\Delta t)_m$ representan la tasa de transferencia de calor (J/s), el coeficiente de transferencia volumétrica de calor (J/s/m³/K), el volumen de secado (m³), y la diferencia de temperatura media real (K), respectivamente. Así mismo, considerando que el número de ciclos (n_f) del secador corresponde a 12, la tasa de transferencia en su interior se expresa con la siguiente ecuación (Miller, Smith & Shuette, 1942):

$$Q = 0,228LD \frac{(n_f-1)}{2} G^{0,6} \Delta t_m, \quad (\text{Ec. 12})$$

donde L , D , G y Δt_m corresponden a la longitud del secador (m), el diámetro de su interior (m), el caudal de gas por unidad de área en sección transversal (kg/h/m), y la diferencia logarítmica de temperatura al interior del secador (K), respectivamente.

Por su parte, la cantidad de energía eléctrica consumida por el motor para hacer girar el tambor (W_{mot}) puede ser calculada utilizando la siguiente ecuación (Liu *et al.*, 2014):

$$W_{mot} = \frac{N}{735.499} [4,75Dw + 0,1925(D+2)w_r + 0,33w_r] \quad (\text{Ec. 13})$$

donde N , w y w_r corresponden a la velocidad de rotación (rpm), la carga de material (kg), y la carga total de rotación (kg), respectivamente.

En cuanto a la gasificación de tusa, en la que se utiliza un gasificador de lecho fluidizado, la caída total en la presión al interior del lecho durante la fluidización (ΔP_f) se puede aproximar de la siguiente manera (Liu *et al.*, 2012):

$$\Delta P_f = \Delta P_b + \Delta P_d, \quad (\text{Ec. 14})$$

$$\Delta P_b = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)Hg/c, \quad (\text{Ec. 15})$$

$$\Delta P_d = 0,4\Delta P_b, \quad (\text{Ec. 16})$$

donde ΔP_b , ΔP_d , ϵ_{mf} , ρ_p , ρ_g , H , g y c representan la caída de presión en el lecho (kPa), la caída de presión en el distribuidor (kPa), la fracción de vacío a la velocidad de fluidización mínima (-), la densidad de partículas (kg/m^3), la densidad del gas (kg/m^3), la altura del lecho (m), la aceleración por gravedad (m/s^2) y el factor de conversión ($1 \text{ kg m N}^{-1} \text{ s}^{-2}$), respectivamente.

Con el objetivo de favorecer la mezcla uniforme de partículas y la transferencia de calor al interior del lecho, se utiliza arena sílice como partícula de fluidización, la cual actúa también como portador de calor. Por lo tanto, la velocidad mínima de fluidización de todas las partículas es aproximada de la misma manera en que se aproxima la velocidad mínima de fluidización de la arena sílice. Además, se asume que el gas de síntesis refrigerado y limpio se encuentra a temperatura ambiente antes de ser comprimido para su entrada al motor a gas.

Para medir el efecto de la temperatura de gasificación sobre la eficiencia energética total se observaron tres temperaturas de gasificación: 800, 900 y 1.000 °C. La composición del gas de síntesis producido a diferentes temperaturas de gasificación (excepto el N_2 y el O_2) se basa en resultados experimentales presentados por Mohammed *et al.* (2011b), como se muestra en

la Tabla 3. Además, su eficiencia se calcula con base en el trabajo de Kihedu, Yoshie & Naruse (2016). En general, el rendimiento de la gasificación aumenta con un incremento en la temperatura de gasificación. Por tanto, se logra un mayor poder calorífico inferior (LHV) en el gas de síntesis producido. Nótese que debido a que se utiliza aire como medio de gasificación, los gases sin reaccionar (especialmente N_2) son liberados junto con el gas de síntesis. Teniendo en cuenta que el trabajo de Mohammed *et al.* (2011b) propone un sistema no autotérmico, en la aproximación del sistema se asume que una parte del gas de síntesis producido es quemado (reacciona con aire) con el fin de suministrar el calor adicional requerido para lograr la temperatura de gasificación, además de transportar el calor proporcionado por el aire y la tusa precalentada. Como resultado, la eficiencia real del gas en frío es inferior a la señalada en la Tabla 3. La eficiencia de la gasificación del sistema es de 30,6, 54,2 y 83,3 % para temperaturas de gasificación de 800, 900 y 1.000 °C, respectivamente. Según Kihedu *et al.* (2016), la eficiencia de gas frío de biomasa en un sistema autotérmico puede llegar a ser de 91 % al utilizar aire o aire-vapor como reactante. Estos autores explican que si bien se produce CO_2 en la parte inferior del gasificador debido a la oxidación parcial, también se genera CO y H_2 en las partes media y baja.

Tabla 3. Rendimiento de la gasificación a diferentes temperaturas.

Componente	Temperatura (°C)		
	800	900	1.000
Rendimiento total (%)	68,24	80,05	91,7
LHV (MJ m^{-3})	11,86	13,84	15,55
Eficiencia del gas frío (%)	34,7	58,8	88,5
Composición del gas			
H_2 (vol%)	17,23	27,42	38,02
CO (vol%)	33,35	33,08	36,36
CH_4 (vol%)	11,74	14,29	14,72
CO_2 (vol%)	37,68	25,21	10,90

Fuente: Mohammed *et al.* (2011).

Tabla 4. Especificaciones del módulo ORC y los fluidos de trabajo.

Componente	Valor
Fluido de trabajo	Tolueno, ciclohexano, <i>n</i> -heptano
Eficiencia de la turbina (%)	90
Presión de entrada en la turbina (MPa)	1-4
Eficiencia de la bomba (%)	87
Calidad mínima del vapor (%)	90
Propiedades del tolueno	
Punto de ebullición (°C)	110,60
Temperatura crítica (°C)	318,64
Presión crítica (MPa)	4,11
Propiedades del ciclohexano	
Punto de ebullición (°C)	80,74
Temperatura crítica (°C)	280,45
Presión crítica (MPa)	4,08
Propiedades del <i>n</i>-heptano	
Punto de ebullición (°C)	98,42
Temperatura crítica (°C)	266,98
Presión crítica (MPa)	2,50

Con respecto al ciclo ORC, se utilizaron tres fluidos de trabajo: tolueno (C₇H₈), ciclohexano (C₆H₁₂), y *n*-heptano (C₇H₁₆). Estos fluidos fueron seleccionados para este estudio debido a su estabilidad térmica, baja tasa de degradación en el tiempo, disponibilidad, condiciones operativas y costos favorables (Facao & Olivera, 2009; Prabhu, 2006). La Tabla 4 muestra las especificaciones del módulo ORC aplicado en este estudio. Se observaron presiones de entrada en la turbina desde 1 MPa hasta presiones por debajo del nivel crítico de 0,5 MPa. Adicionalmente, el caudal del fluido de trabajo fue ajustado, logrando con ello la máxima capacidad de generación de energía. Es de anotar que la cantidad de calor y la composición del gas de combustión serán diferentes para cada temperatura de gasificación.

Para observar el desempeño de cada fluido de trabajo al convertir la energía térmica del gas combustible de escape a electricidad se utiliza la eficiencia de generación del ORC (η_{ORC}), la cual se expresa de la siguiente manera:

$$\eta_{ORC} = \frac{W_t - W_p}{Q_{exh}}, \quad (\text{Ec. 17})$$

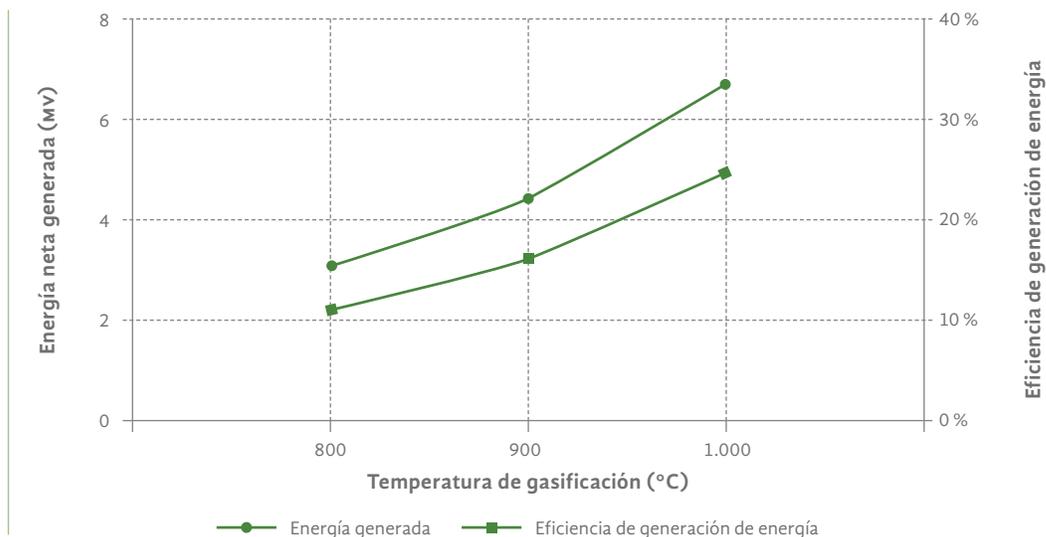
donde W_t , W_p , y Q_{exh} corresponden al trabajo generado por la turbina, el trabajo requerido por la bomba y la cantidad de calor del gas combustible que fluye al módulo ORC, respectivamente.

Resultados y discusión

Módulos integrados de gasificación de tusa y digestión de POME

La Figura 5 muestra la relación entre la energía neta generada, la eficiencia de la generación de energía y la temperatura de gasificación de tusa. Es importante anotar que la energía neta incluye tanto la energía generada por el módulo de gasificación de tusa como por el módulo de digestión de POME. De otro lado, el poder generado por el módulo de digestión de POME no se ve afectado por la temperatura de gasificación

Figura 5. Relación entre la energía neta generada y la temperatura de gasificación de tusa.



y se mantiene constante bajo condiciones estables del caudal de RFF durante el proceso de extracción de aceite de palma. De acuerdo con nuestros resultados, el biogás producido por el módulo de digestión de POME genera aproximadamente 1,18 MW de electricidad. A medida que la temperatura de gasificación aumenta, la energía neta generada igualmente incrementa, particularmente la energía generada por el módulo de gasificación de tusa. Numéricamente, la energía neta generada aumenta de 3,05 MW (temperatura de gasificación de 800 °C) a 7,46 MW (temperatura de gasificación de 1.000 °C). La eficiencia en la generación de energía es de 11,2, 16,3 y 24,6 % para temperaturas de gasificación de 800, 900 y 1.000 °C, respectivamente.

A medida que la temperatura de gasificación aumenta, tanto el LHV como el rendimiento del gas producto de la gasificación de tusa aumentan (Tabla 3). En contraste, la cantidad de carbón, alquitrán y líquidos producidos disminuyen proporcionalmente (Mohammed *et al.*, 2011). Los hallazgos muestran que a mayor temperatura de gasificación los gases producidos por pirólisis pueden experimentar una reacción secundaria, tal como el craqueo del alquitrán y cambios abruptos, lo cual conlleva a un mayor rendimiento del gas (Dai, Zhou, Wu & Chen, 2000). Como resultado se logra una mayor generación tanto de energía como de calor. Por lo tanto, en términos de eficiencia energética total, resulta más conveniente aplicar una mayor temperatura de gasificación.

Por otra parte, el secado de tusa puede llevarse a cabo de manera más ágil mediante el uso del calor

contenido por los gases de combustión liberados por los motores a gas de los módulos de gasificación de tusa y de digestión de POME, haciendo innecesario el uso de calor proveniente de una fuente externa. La Figura 6 muestra la cantidad de calor restante generado por la combustión de gas, el cual puede ser empleado con el propósito recién mencionado. Igualmente, la eficiencia de los sistemas de cogeneración en ambos módulos aumenta a medida que incrementa la temperatura de gasificación. Como prueba, cuando la temperatura de gasificación es de 800 °C el calor residual de la cogeneración en ambos módulos es de tan solo 1,1 MW, mientras que a una temperatura de 1.000 °C la energía producida aumenta a cerca de 8 MW.

Una gran proporción de energía térmica residual puede ser empelada como fuente de calor para crear más procesos de cogeneración. El exceso de calor puede ser utilizado para producir vapor, el cual, a su vez, podría ser suministrado a la planta de beneficio, considerando que los procesos asociados a su operación requieren una gran cantidad de vapor; particularmente las labores de esterilización de la tusa y el secado de las nueces de palma (Aziz *et al.*, 2015). Así mismo, tal excedente de energía térmica puede ser empleado para generar energía adicional a través del módulo ORC. Adicionalmente, los gases de combustión que presentan temperaturas inferiores luego de haber pasado por el secador pueden ser depositados en una laguna de digestión anaeróbica con el fin de mejorar la producción de biogás o acelerar el ritmo de remoción de compuestos COD (Jeong *et al.*, 2014; Yu, Fang & Gu, 2002).

Integración del módulo ORC

La Figura 6 muestra la existencia de una cantidad relativamente alta de energía térmica residual cuando las temperaturas de gasificación llegan a 900 y 1.000 °C. Por tanto, el módulo ORC puede ser operado a estas temperaturas. Las figuras 7 y 8 muestran la relación entre la energía generada, la eficiencia de generación y la presión de entrada a la turbina cuando la temperatura de gasificación alcanza 900 y 1.000 °C, respectivamente. Adicionalmente, las tablas 5 y 6 presentan

las propiedades de las corrientes resultantes del proceso de cálculo para la gasificación de tusa a temperaturas de 900 y 1.000 °C, respectivamente (el fluido de trabajo es ciclohexano y la presión es de 4 MPa). En general, a medida que la presión de entrada de la turbina incrementa, la energía eléctrica generada y la eficiencia de generación aumentan proporcionalmente. Además, bajo la temperatura de la fuente de calor observada (450 °C), el ciclohexano muestra el mayor potencial de energía generada y de eficiencia, seguido por el tolueno y el *n*-heptano.

Figura 6. Relación entre la energía térmica residual y la temperatura de gasificación de tusa.

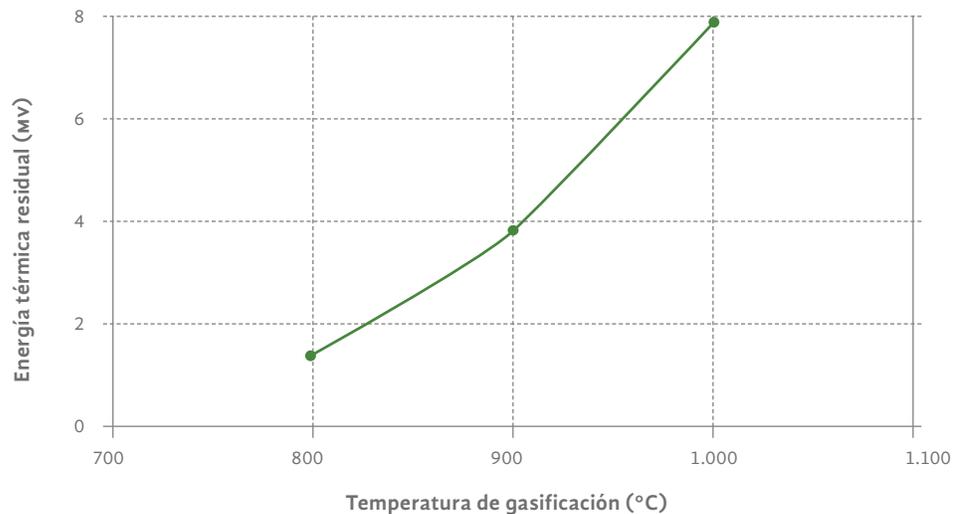


Figura 7. Relación entre la energía generada, la eficiencia de generación de energía y la presión de entrada a turbina en el módulo ORC a una temperatura de gasificación de 900 °C.

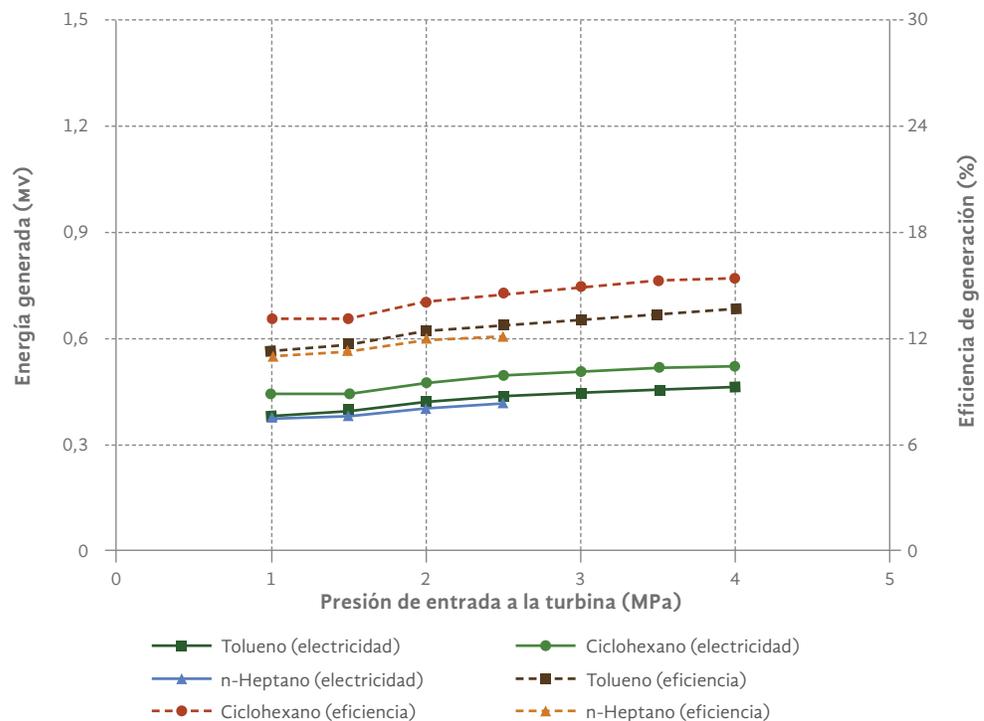


Figura 8. Relación entre la energía generada, la eficiencia de generación de energía y la presión de entrada a turbina en el módulo ORC a una temperatura de gasificación de 1.000 °C.

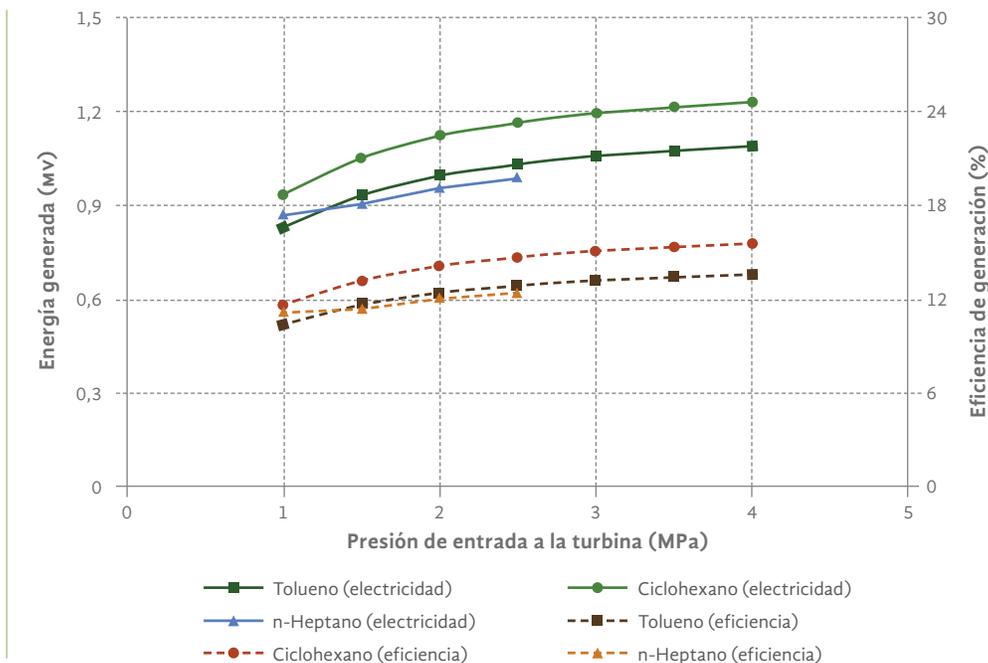


Tabla 5. Propiedades de los caudales a partir de los resultados de los cálculos con temperatura de gasificación de 900 °C (fluido de trabajo y presión: ciclohexano y 4 MPa, respectivamente).

Caudal	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Flujo (kg/h)	Caudal	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Flujo (kg/h)
S1	25	101,33	10.000	S20	450	108,33	37.660
S7	254	101,33	4.212	S22	450	108,33	12.751
S8	900	110,33	3.557	S23	80	101,33	26.600
S10	293	107,33	3.557	S26	35	120,33	633
S14	450	110,33	86.308	S34	281	3.994,33	15.181
S15	450	108,33	21.034	S35	170	107,33	15.181
S16	450	106,33	33.785	S36	82	104,33	15.181
S17	25	101,33	1.605	S37	30	101,33	15.181
S19	890	137,33	1.605	S39	145	3.997,33	15.181

Tabla 6. Propiedades de los caudales a partir de los resultados de los cálculos con temperatura de gasificación de 1.000 °C (fluido de trabajo y presión: ciclohexano y 4 MPa, respectivamente).

Caudal	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Flujo (kg/h)	Caudal	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Flujo (kg/h)
S1	25	101,33	10.000	S20	450	108,33	79.824
S7	283	101,33	4.212	S22	450	108,33	12.751
S8	1.000	110,33	4.075	S23	80	101,33	26.600
S10	485	107,33	3.557	S26	35	120,33	633
S14	450	106,33	148.308	S34	280	3.994,33	36.165
S15	450	108,33	21.034	S35	167	107,33	36.165
S16	450	106,33	33.785	S36	82	104,33	36.165
S17	25	101,33	1.477	S37	30	101,33	36.165
S19	990	137,33	1.477	S39	142	3.997,33	36.165

Como se evidencia, una temperatura de gasificación de tusa de 1.000 °C resulta en una mayor cantidad de energía generada por el módulo ORC, como efecto de una cantidad superior de energía contenida por los gases de combustión liberados por el módulo de gasificación. Numéricamente, al utilizar ciclohexano como fluido de trabajo, la generación de electricidad en el módulo ORC aumenta de 0,42 MW a cerca de 1,23 MW, principalmente cuando la temperatura de gasificación de tusa incrementa de 900 a 1.000 °C. Adicionalmente, la eficiencia de generación es muy similar para cada fluido de trabajo bajo la misma presión de entrada a la turbina. El ciclohexano muestra la mayor eficiencia de generación con cerca de 15,5 % en caso de registrar una presión de entrada a turbina de 4 MPa. Así mismo, el tolueno y el *n*-heptano reportan la mayor eficiencia (13,7 y 12,3 %, respectivamente) con base en el ingreso de calor, es decir, el calor recibido por el módulo ORC proveniente del módulo de gasificación de tusa. Por último, el agua empleada para condensar el fluido de trabajo (el cual es precalentado en un condensador a temperaturas relativamente altas de entre 50-80 °C, dependiendo del caudal) puede ser utilizada para calentar las lagunas de estabilización.

Según la categoría de los fluidos de trabajo del sistema ORC (Bao & Zhao, 2013), el tolueno y el ciclohexano están categorizados como fluidos isentrópicos con curvas de saturación de vapor cercanas en el diagrama de temperatura-entropía. Como resultado, el vapor permanece saturado a lo largo de la expansión de la turbina sin condensarse. Por su parte, el ciclohexano tiene un calor específico mayor en comparación con los otros fluidos, mientras que el *n*-heptano se agrupa como un fluido seco con una curva positiva en el diagrama de temperatura-entropía. Por tanto, el vapor saturado se sobrecalienta tras el proceso de expansión isentrópica. Dado que tanto los fluidos isentrópicos como los secos no requieren de sobrecalentamiento, es posible evitar el choque de las partículas de líquido en la turbina durante la expansión.

Los resultados señalan que al utilizar el ciclo ORC la mayor potencia total generada es de 8,3 MW y la eficiencia de generación es de 30,4 %, lo cual se logra a una temperatura de gasificación de 1.000 °C y con el uso de ciclohexano como fluido de trabajo (flujo de 50 t RFF/h). A manera de ejemplo, la producción total

de APC de Indonesia en 2014 fue de aproximadamente 31 millones de toneladas (Indonesia Investments, 2015), por lo que al suponer una proporción de APC producido por tonelada de RFF de 1:5, el potencial de energía adicional generada por las plantas de beneficio de este país sería cercano a 4,5 GW. A partir de lo anterior, se espera que el potencial de generación de energía de la agroindustria de la palma de aceite contribuya a incrementar la seguridad energética y el acceso a energía eléctrica en las regiones productoras.

Conclusiones

Este trabajo propone y evalúa procesos para la generación de energía eléctrica a partir del uso eficiente de los residuos sólidos y líquidos del proceso de extracción de aceite de palma. Los sistemas propuestos consisten en módulos de gasificación de tusa, digestión de POME y de ORC, dando como resultado un sistema de co-generación que produce tanto energía térmica como eléctrica, así como un gas de síntesis y biogás. Adicionalmente, el excedente de energía térmica del sistema es convertido en electricidad mediante un módulo adicional de ORC.

Con base en las simulaciones efectuadas es evidente que el sistema propuesto es altamente viable en términos de potencial de generación de energía. Se recomienda un nivel de gasificación de tusa a 1.000 °C debido a que puede resultar en una generación neta de energía significativamente superior. Bajo esta condición, la energía total generada es 8,3 MW y la eficiencia de generación es de 30,4 %. Se espera que la aplicación de este sistema contribuya a mejorar el desempeño económico de las plantas de beneficio, así como garantizar el suministro de energía eléctrica en áreas rurales remotas con acceso limitado a este recurso, en donde generalmente se localizan las plantas de beneficio de la industria de aceite de palma.

Agradecimientos

Los autores agradecen a Energy Technology Center (B2TE), Agencia para la Evaluación y la Aplicación de Tecnología de Indonesia (BPPT), por su colaboración con la provisión de información requerida para esta investigación.

Referencias bibliográficas

- Ahmad, A., Ghufran, R., & Wahid, Z. A. (2011). Bioenergy from anaerobic degradation of lipids in palm oil mill effluent. *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.*, *10*, 353-376.
- Aziz, M. (2016). Power generation from algae employing enhanced process integration technology. *Chem. Eng. Res. Des.*, *109*, 297-306.
- Aziz, M., Budianto, D., & Oda, T. (2016). Computational fluid dynamic analysis of co-firing of palm kernel shell and coal. *Energies*, *9*, 137.
- Aziz, M., Oda, T., & Kashiwagi, T. (2014). Advanced energy harvesting from macroalgae – innovative integration of drying, gasification and combined cycle. *Energies*, *7*, 8217-8235.
- Aziz, M., Oda, T., & Kashiwagi, T. (2015a). Design and analysis of energy-efficient integrated crude palm-oil and palm kernel oil processes. *J. Jpn. Inst. Energy*, *94*, 143-150.
- Aziz, M., Oda, T., & Kashiwagi, T. (2015b). Innovative steam drying of empty fruit bunch with high energy efficiency. *Drying Technol.*, *33*, 395-405.
- Aziz, M., Prawisudha, P., Prabowo, B., & Budiman, B. A. (2015). Integration of energy-efficient empty fruit bunch drying with gasification/combined cycle systems. *Appl. Energy*, *139*, 188-195.
- Bao, J., & Zhao, L. (2013). A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle. *Renew. Sustain. Energy Rev.*, *24*, 325-342.
- Berman, R. G., & Brown, T. H. (1985). Heat capacity of minerals in the system Na₂O-K₂O-CaO-MgO-FeO-Fe₂O₃-Al₂O₃-SiO₂-TiO₂-H₂O-CO₂: representation, estimation, and high temperature extrapolation. *Contrib. Mineral. Petrol.*, *89*, 168-163.
- Budianto, D., Aziz, M., Chayadi, & Oda, T. (2016). Numerical investigation of co-firing of palm kernel shell into pulverized coal combustion. *J. Jpn. Inst. Energy*, *95*, 605-614.
- Chacartegui, R., Sanchez, D., Munoz, J. M., & Sanchez, T. (2009). Alternative ORC bottoming cycles FOR combined cycle power plants. *Energy*, *86*, 2162-2170.
- Chaivatamaset, P., Sricharoon, P., Tia, S., & Bilitewski, B. (2014). The characteristics of bed agglomeration/defluidization in fluidized bed firing palm fruit bunch and rice straw. *Appl. Therm. Eng.*, *70*, 737-747.
- Channiwala, S. A., & Parikh, P. P. (2002). A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels. *Fuel*, *81*, 1051-1063.
- Dai, X. W., Zhou, Z. Q., Wu, C. Z., & Chen, Y. (2000). Fast pyrolysis of biomass in CFB reactor. *Energy Fuels*, *14*, 552-557.

- Demirbas, A. (2004). Combustion characteristics of different biomass fuels. *Prog. Energy Combust. Sci.*, 30, 219-230.
- Facao, J., & Oliveira, A. C. (2009). *Analysis of energetic, design and operational criteria when choosing an adequate working fluid for small ORC systems*. In: Proc. ASME 2009, Int. Mech. Eng. Congress Exposition (IMECE 2009), Nov 13–19, Florida, USA.
- Gómez-Cruz, F. J., Casanova-Peláez, P. J., Palomar-Carnicero, J. M., & Cruz-Peragón, F. (2015). Modeling of olive-oil mill waste rotary dryers: green energy recovery systems. *Appl. Therm. Eng.*, 80, 362-373.
- Harsono, S. S., Grundman, P., Lau, L. H., Hansen, A., Saleh, M. A. M., Meyer-Aurich, M., ... & Mohd-Ghazi, T. I. (2013). Energy balances, greenhouse gas emissions and economics of biochar production from palm oil fruit bunches. *Resour. Conserv. Recycl.*, 77, 108-115.
- Indonesia Investments (2015). *Palm Oil*. Accessed from: <http://www.indonesiainvestments.com/business/commodities/palm-oil/item166> in June 2015.
- Jeong, J. Y., Son, S. M., Pyon, J. H., & Park, J. Y. (2014). Performance comparison between mesophilic and thermophilic anaerobic reactors for treatment of palm oil mill effluent. *Bioresour. Technol.*, 165, 122-128.
- Jung, H. C., Krumdieck, S., & Vranjes, T. (2014). Feasibility assessment of refinery waste heat-to-power conversion using an organic Rankine cycle. *Energy Convers. Manage.*, 77, 396-407.
- Khaljani, M., Khosbakhti-Saray, R., & Bahlouli, K. (2015). Comprehensive analysis of energy, exergy and exergo-economic of cogeneration of heat and power in a combined gas turbine and organic Rankine cycle. *Energy Convers. Manage.*, 97, 154-165.
- Kihedu, J. H., Yoshie, R., & Naruse, I. (2016). Performance indicators for air and air–steam auto-thermal updraft gasification of biomass in packed bed reactor. *Fuel Process Technology*, 141, 93-98.
- Kim Dragon Company (2016). *Ball Mill*. Accessed from: <http://www.kvdc1.in/product/grinding/wettype-overflow-ball-mill.html> in August 2016.
- Krokida, M., Marinos-Kouris, D., & Mujumdar, A. S. (2006). Rotary drying. In: Mujumdar, A. S. (Ed.). *Handbook of Industrial Drying* (pp. 151-173). Boca Raton: CRC Press.
- Law, M. C., Liew, E. L., Chang, S. L., Chan, Y. S., & Lwo, C. P. (2016). Modelling microwave heating of discrete samples of oil palm kernels. *Appl. Therm. Eng.*, 98, 702-726.
- Li, H., Chen, Q., Zhang, X., Finney, K. N., Sharifi, V. N., & Swithenbank, J. (2012). Evaluation of a biomass drying process using waste heat from process industries: a case study. *Appl. Therm. Eng.*, 35, 71-80.
- Liu, Y., Aziz, M., Kansha, Y., Bhattacharya, S., & Tsutsumi, A. (2014). Application of the self-heat recuperation technology for energy saving in biomass drying system. *Fuel Process Technology*, 117, 66-74.

- Liu, Y., Aziz, M., Fushimi, C., Kansha, Y., Mochidzuki, K., Kaneko, S., ... & Shinoda, K. (2012). Exergy analysis of biomass drying based on self-heat recuperation technology and its application to industry: a simulation and experimental study. *Ind. Eng. Chem. Res.*, *51*, 9997-10007.
- Luk, H. T., Lam, T. Y. G., Oyedun, A. O., Gebreegziabher, T., & Hui, C. W. (2013). Drying of biomass for power generation: a case study on power generation from empty fruit bunch. *Energy*, *63*, 205-215.
- Miller, C. O., Smith, B. A., & Shuette, W. H. (1942). Factors influencing the operation of rotary dryers. Part 2. The rotary dryer as a heat exchanger. *Trans. AIChE*, *38*, 841-864.
- Mohammed, M. A. A., Salmiaton, A., Wan-Azlina, W. A. K. G., Mohammad, M. S., Amran, (2012). Gasification of oil palm empty fruit bunches: a characterization and kinetic study. *Bioresource Technol.*, *110*, 628-636.
- Mohammed, M. A. A., Salmiaton, A., Wan-Azlina, W. A. K. G., Mohammad-Amran, M. S., Fakhru'l-Razi, A., & Taufiq-Yap, Y. H. (2011a). Hydrogen rich gas from oil palm biomass as a potential source of renewable energy in Malaysia. *Renew. Sustain. Energy Rev.* *15*, 1258-1270.
- Mohammed, M. A. A., Salmiaton, A., Wan-Azlina, W. A. K. G., Mohammad, M. S., Amran, & Fakhru'l-Razi, A. (2011b). Air gasification of empty fruit bunch for hydrogenrich gas production in a fluidized-bed reactor. *Energy Convers. Manage.*, *52*, 1555-1561.
- O-Thong, S., Boe, K., & Angelidaki, I. (2012). Thermophilic anaerobic co-digestion of oil palm empty fruit bunches with palm oil mill effluent for efficient biogas production. *Appl. Energy*, *93*, 648-654.
- Ofori-Boateng, C., & Lee, K. T. (2014). An oil palm-based biorefinery concept for cellulosic ethanol and phytochemicals production: sustainability evaluation using exergetic life cycle assessment. *Appl. Therm. Eng.* *62*, 90-104.
- Prabhu, E. (2006). *Solar through organic Rankine electricity system (STORES) stage 1: Power plant optimization and economics. Subcontract Report NREL/SR-550-39433*. Mission Viejo, California, USA: National Renewable Energy Laboratory (NREL).
- Schuchardt, F., Wulfert, K., Darnoko, D., & Herawan, T. (2008). Effect of new palm oil mill processes on the EFB and POME utilization. *J. Oil Palm Res.*, *20*, 115-126.
- Siddiqi, M. A., & Atakan, B. (2012). Alkanes as fluids in Rankine cycles in comparison to water, benzene and toluene. *Energy*, *45*, 256-263.
- Tsatsaronis, G., & Winhold, M. (1985). Exergoeconomic analysis and evaluation of energy-conversion plants – II. Analysis of a coal-fired steam power plant. *Energy*, *10*, 81-94.
- Uusitalo, A., Uusitalo, V., Gronman, A., Luoranen, M., & Jaatinen-Varri, A. (2016). Greenhouse gas reduction potential by producing electricity from biogas engine waste heat using organic Rankine cycle. *J. Clean. Prod.*, *127*, 399-405.

- World Business Council For Sustainable Development [WBCSD] (2016). *WBCSD Cement Sustainability Initiative (CSI)/ECRA GmbH. Lower and Higher Heating Values (LHV and HHV)*. Accessed from: http://www.cement-co2-protocol.org/en/Content/Internet_Manual/tasks/lower_and_higher_heating_values.htm in August 2016.
- Wu, J., & Ma, Y. (2016). Experimental study on performance of a biogas engine driven air source heat pump system powered by renewable landfill gas. *Int. J. Refrig.*, 62, 19-29.
- Yanmar Co. Ltd. (2016). *Yanmar gas engine CP series*. Accessed from: https://www.yanmar.com/jp/energy/renewable_energy/digestion_gas/products/ in February 2016.
- Yu, H. Q., Fang, H. H. P., & Gu, G. W. (2002). Comparative performance of mesophilic and thermophilic acidogenic upflow reactors. *Process Biochemistry*, 38, 447-454.
- Zhengzhou Azeus Machinery Co. Ltd. (2016). *EFB Shredder*. Accessed from: <http://www.biopelletmachine.com/product/sawdust-making-machine/EFB-shreddercrushing-machine.html> in August 2016.