

32

Fecha de presentación: septiembre, 2021

Fecha de aceptación: octubre, 2021

Fecha de publicación: noviembre, 2021

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

DEL PROCESO DE INCINERACIÓN DE VINAZAS CONCENTRADAS Y GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD

ENERGY INTEGRATION OF THE CONCENTRATED STILLAGE INCINERATION AND ELECTRICITY GENERATION PROCESS

Arletis Cruz Llerena¹

E-mail: arletis.cruz@icidca.azcuba.cu

ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-8113-1592>

Osney Pérez Ones²

E-mail: osney@quimica.cujae.edu.cu

ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-0366-0317>

Lourdes Zumalacárregui de Cárdenas²

E-mail: lourdes@quimica.cujae.edu.cu

ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-6921-737X>

José Luis Pérez de los Ríos²

E-mail: j.lperez@havanaclub.cu

ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-9442-3239>

¹ Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar. La Habana. Cuba.

² Universidad Tecnológica de La Habana "José Antonio Echeverría". Cuba.

Cita sugerida (APA, séptima edición)

Cruz Llerena, A., Pérez Ones, O., Zumalacárregui de Cárdenas, L., & Pérez de los Ríos, J. L. (2021). Integración energética del proceso de incineración de vinazas concentradas y generación de electricidad. *Revista Universidad y Sociedad*, 13(6), 286-294.

RESUMEN

En el presente trabajo se tiene como objetivo mejorar la eficiencia energética de una destilería cubana a partir del diseño óptimo de la red de intercambiadores de calor de la etapa de incineración de vinazas concentradas y generación de electricidad. Para el estudio de las corrientes energéticas se empleó como herramienta de integración de procesos el análisis Pinch. Para la integración energética del modelo de simulación obtenido para el proceso estudiado, se utilizó Aspen Energy Analyser v10.0. Para la construcción de las curvas compuestas y de la gran curva compuesta se seleccionó un $\Delta T_{\text{mín}}$ de 10 oC. Se comprobó que las utilidades satisfacen las necesidades del sistema con un requerimiento mínimo de energía para el calentamiento de 9,977·105 kJ/h. Se estudiaron dos casos con dos diseños de la red de calor para cada uno. Se seleccionó el diseño 1-1 como el más favorable con un costo total de 57 802 USD/año, inferior en un 30,3 % respecto al caso base. El diseño seleccionado es económicamente ventajoso, se obtuvo un VAN de 1 288 476 USD TIR de 25,4 %, PRC de 1,8 años, PRCD de 2,7 años, RSI de 56,2 %.

Palabras clave: Integración energética, análisis pinch, Aspen Hysys.

ABSTRACT

The purpose of this work is to improve energy efficiency of a Cuban distillery using the network optimal design of the heat exchangers included in the concentrated stillage incineration and electricity generation stage. Pinch analysis was used as a process integration tool. Aspen Energy Analyzer software was used for the integration of the simulation model obtained for the studied process. For the construction of the composite curves and the large composite curve, a ΔT_{min} of 10 oC was selected. The utilities were found to satisfy the necessities of the system with a minimum heating requirement of 9.977·105 kJ/h. Two cases were studied with two designs of the heat network. Design 1-1 was selected as the most favorable with a total cost of 57,802 USD/year, 30.3% lower than the base case. The selected design is economically advantageous, a NPV of 1,288,476 USD, IRR of 25.4%, PRC of 1.8 years, PRCD of 2.7 years, RSI of 56.2 was obtained.

Keywords: Energy integration, pinch analysis, Aspen Hysys.

INTRODUCCIÓN

El uso eficiente de la energía en un sistema térmico está determinado tanto por la Primera ley como por la Segunda Ley de la Termodinámica. La información que suministran el primer y el segundo principio de la Termodinámica, junto con el de conservación de la masa, se emplea en la evaluación del uso eficaz de la energía en las instalaciones industriales (Knopf, 2012).

Para mejorar la eficiencia energética en los procesos se debe considerar no solo el consumo eficaz de la energía sino también la capacidad de generar energía del proceso. La optimización del uso de la energía es esencial para lograr su uso eficiente, perfeccionando las configuraciones existentes de las plantas (Zhu, 2014); implementando técnicas de integración de procesos se puede lograr este objetivo.

La integración de procesos (IP) agrupa un conjunto de herramientas que ofrecen al ingeniero un enfoque estructurado mediante el cual se logran identificar ineficiencias en un proceso y se seleccionan las mejores oportunidades para su mejoramiento (Viana, 2008). A partir de la perspectiva de la integración de los recursos, la IP se puede clasificar en integración energética e integración másica (Klemeš, et al., 2011; Lorenzo, et al., 2018).

La integración energética constituye una etapa fundamental en el diseño de una nueva planta o en la optimización de una ya existente, haciendo énfasis en el uso eficiente de la energía y en la reducción de los efectos medioambientales (Martínez, et al., 2015). Con ella se logra incrementar la eficiencia del sistema en estudio al maximizar el uso de la energía producto de la recuperación y minimizar la utilización de portadores energéticos (Anantharaman, 2011; Lorenzo, et al., 2018), empleando alguna de sus dos herramientas fundamentales: el análisis Pinch y la programación matemática.

La Tecnología Pinch presenta una metodología simple para analizar sistemáticamente procesos químicos y sistemas de utilidades circundantes. En la metodología básica de Pinch, los objetivos son los consumos mínimos de utilidades, el número mínimo de unidades de intercambio, el área mínima del intercambiador de calor y el costo total mínimo. A partir de la aplicación de esta metodología es posible identificar los cambios necesarios en las condiciones de operación de un proceso que puedan tener un impacto en el ahorro energético o sea en el uso eficiente de la energía, considerando que estos cambios pueden lograrse con el diseño óptimo de la red de intercambiadores de calor (Aas, 2019).

En este sentido el empleo de las herramientas de los simuladores de procesos juega un papel esencial. A partir del empleo de un simulador se puede estudiar el comportamiento real de un proceso sin realizar cambios en el sistema real. La herramienta Aspen Energy Analyser se puede emplear para el estudio del uso eficiente de la energía a través de optimizar las redes de intercambio de calor del proceso.

Con el aumento de la producción de etanol alrededor del mundo, la preocupación medioambiental sobre su impacto aumenta también. Por consiguiente, el tratamiento y disposición final de los residuos de esta industria, así como la disminución del consumo energético y de agua constituyen una de las premisas principales en la gestión del proceso de producción de etanol.

La aplicación de la integración de procesos en la industria alcoholera ha sido abordada por diversos autores (González, et al., 2016; Fukushima, et al., 2019; Silva, et al., 2019; Hegely & Lang, 2020) con el objetivo de contar con procesos más eficientes. Se han desarrollado trabajos fundamentalmente a partir de la aplicación de la tecnología Pinch y el empleo de simuladores.

En este trabajo se tiene como objetivo optimizar la red de intercambio de calor de la alternativa de tratamiento incineración de vinazas concentradas y generación de electricidad de una destilería cubana.

MATERIALES Y MÉTODOS

Para el desarrollo de la integración de procesos se parte del estudio realizado por Cruz y colaboradores (Cruz, et al., 2021) donde se obtuvo un modelo de simulación validado utilizando el software Aspen Hysys v10.0 para el estudio de incineración de vinazas concentradas como alternativa para disminuir los efectos negativos de este residual.

La vinaza concentrada a 60 °Brix se incinera con una relación másica 20-80 % con petróleo crudo en una caldera para aprovechar la energía liberada producto de la combustión para la generación del vapor que se emplea para producir electricidad en las turbinas de vapor. La etapa de generación de electricidad está constituida por una turbina de extracción-condensación de dos etapas.

La incineración se emplea como tratamiento secundario a la concentración de vinazas (60-65 °Brix). Con esta tecnología se obtienen cenizas potásicas comercializables como fertilizante, la generación de energía y la reducción de los residuales, aspecto que la convierte en una tecnología limpia.

El modelo obtenido está constituido por las áreas de calentamiento de crudo, generación de vapor, generación de electricidad y distribución de vapor (Figura 1).

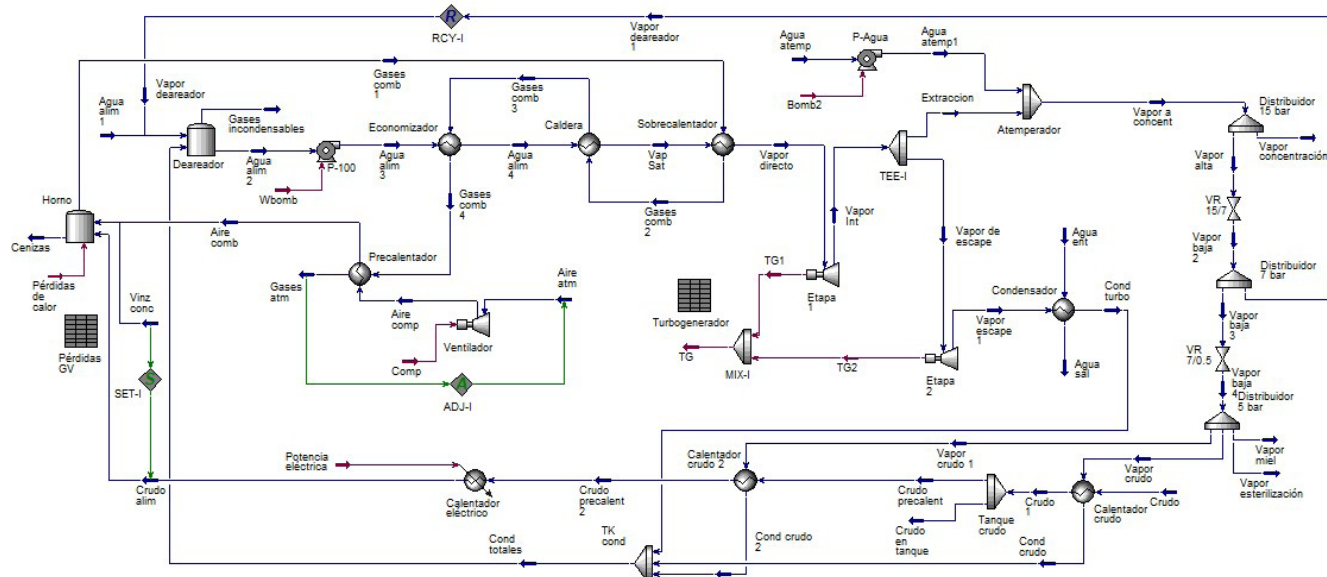


Figura 1. Modelo de simulación de la alternativa incineración de vinazas concentradas y generación de electricidad.

Para el desarrollo de la integración en la etapa de incineración de vinazas concentradas y generación de electricidad se empleó la metodología del análisis Pinch utilizando la herramienta Aspen Energy Analyzer v10.0 (USA. Aspen Technology Inc., 2009; Wei-Jyun & Cheng-Liang, 2017).

Para la aplicación del análisis Pinch se siguió la siguiente metodología (Rokni, 2016; Lorenzo, et al., 2018):

1. Identificación de los requerimientos energéticos del proceso.
2. Establecimiento de la diferencia mínima de temperatura (ΔT_{\min}) entre las corrientes del proceso.
3. Construcción de las curvas compuestas (CCs) y la gran curva compuesta (GCC).
4. Determinación de los requerimientos mínimos de utilidades de calentamiento (UC) y enfriamiento (UE) para la ΔT_{\min} establecida.
5. Planteamiento de una red de máxima recuperación a partir de los resultados anteriores.

Para la extracción de los datos se identificaron las corrientes calientes y frías del proceso, así como las (utilidades requeridas y disponibles vapor de baja presión, vapor de alta presión y agua de enfriamiento). Las variables de entrada de cada una de las corrientes (flujo másico, temperaturas iniciales y finales y capacidades calóricas de flujo) se importan del modelo de simulación. En el caso de los coeficientes individuales de transferencias de calor, se tomaron los valores suministrados por la herramienta Aspen Energy Analyzer v10.0.

En la tabla 1 se muestran las corrientes identificadas con potencialidades para la integración térmica.

Tabla 1. Corrientes calientes y frías del proceso.

Corrientes	Temperatura de entrada (oC)	Temperatura de salida (oC)
Calientes		
Vapor baja-Condensado turbo	127,4	126,9
Gases combustión 1-Gases atmósfera	942,8	160
Frías		

Crudo-Crudo 1	28	60
Crudo precalentado-Crudo alimentación	60	100
Agua alimentación-Vapor	28	256
Cambio de fase del agua	256	257
Vapor saturado-Vapor directo	257	400
Aire atmosférico-Aire combustión	30	150

Para la construcción de las curvas (CCs y GCC) se seleccionó un ΔT_{\min} de 10 °C (Smith, 2016). Se generaron dos diseños de la red de intercambio de calor subdivididos hasta en tres ramales, se realizó un análisis comparativo y se seleccionó el más adecuado a partir de un mejor uso de la energía y el costo de operación. El diseño seleccionado se optimizó considerando como función objetivo minimizar los costos totales.

Se realizó una propuesta de un segundo caso, donde se sustituyó el vapor de baja presión (50 kPa) por vapor de escape (250 kPa). Para cuantificar las implicaciones del cambio propuesto se evaluó en el modelo de simulación obtenido.

Se realizó el análisis económico del diseño propuesto. Para calcular el costo de inversión total por concepto de adquisición de equipamiento tecnológico (CAET) se utilizó el método de Peters (Peters, et al., 2003) con los factores ajustados por Petrides (2015). Como se hizo un análisis de modificación, sólo se consideraron los cambios que el diseño determina en cada uno de los elementos del flujo de efectivo con respecto al caso de estudio.

Para el análisis se calcularon los indicadores económicos dinámicos: valor actual neto (VAN), tasa interna de rendimiento (TIR), plazo de recuperación del capital (PRC), plazo de recuperación del capital al descontado (PRCD), retorno sobre la inversión (RSI) y tasa de rendimiento actualizada (RVAN). Para el cálculo se consideraron los siguientes índices según lo reportado para la agroindustria azucarera cubana: una tasa impositiva de 35 %, una tasa de interés de 12 %, un horizonte de planeación de 5 años y un tiempo de vida útil del equipamiento de 10 años.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En la Figura 2 se muestra el diagrama de rejillas del caso base a integrar. Se puede observar que se presentan posibilidades de mejorar el diseño, ya que hay corrientes energéticamente disponibles que no se utilizan y las utilidades que tienen posibilidad de usarse para el calentamiento no se emplean. Por otra parte, se observa que el enfriamiento se realiza por encima del punto de pliegue al estar este en el extremo más frío. Por tanto, es necesario estudiar nuevos diseños de la red.

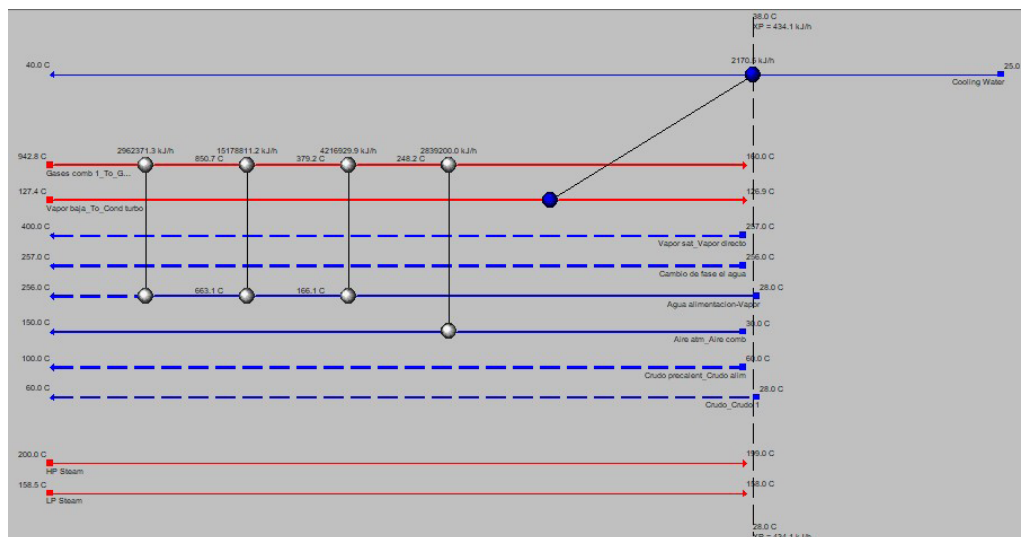


Figura 2. Diagrama de rejillas.

En las Figuras 3 y 4 se muestran las CCs y GCC obtenidas.

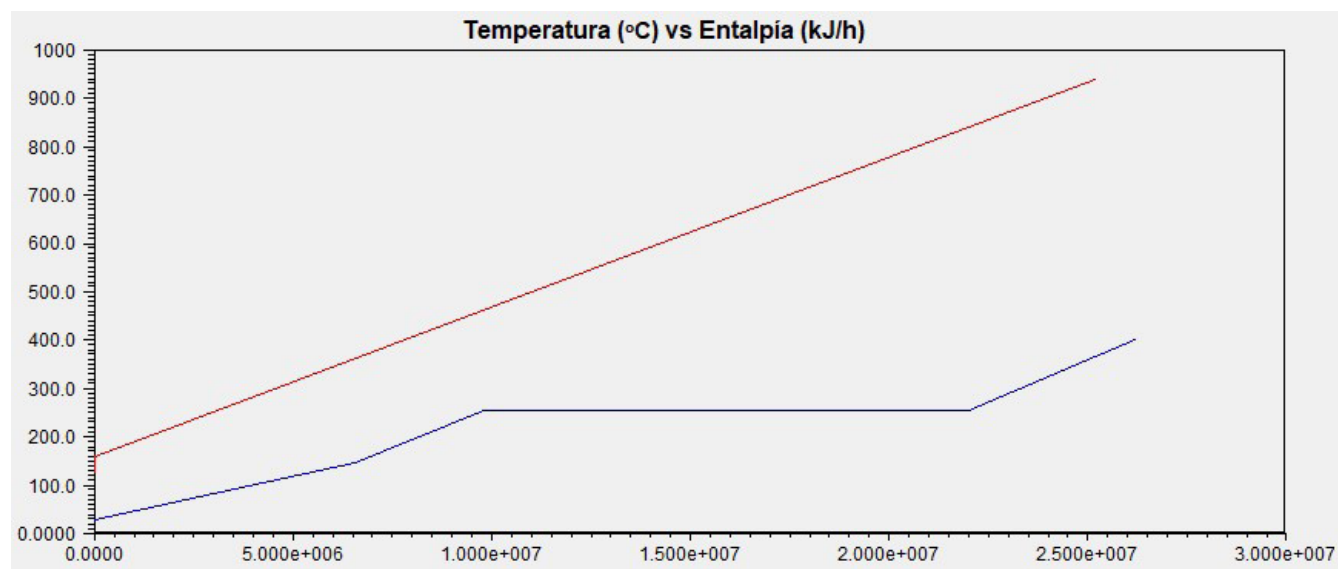


Figura 3. Curvas compuestas.

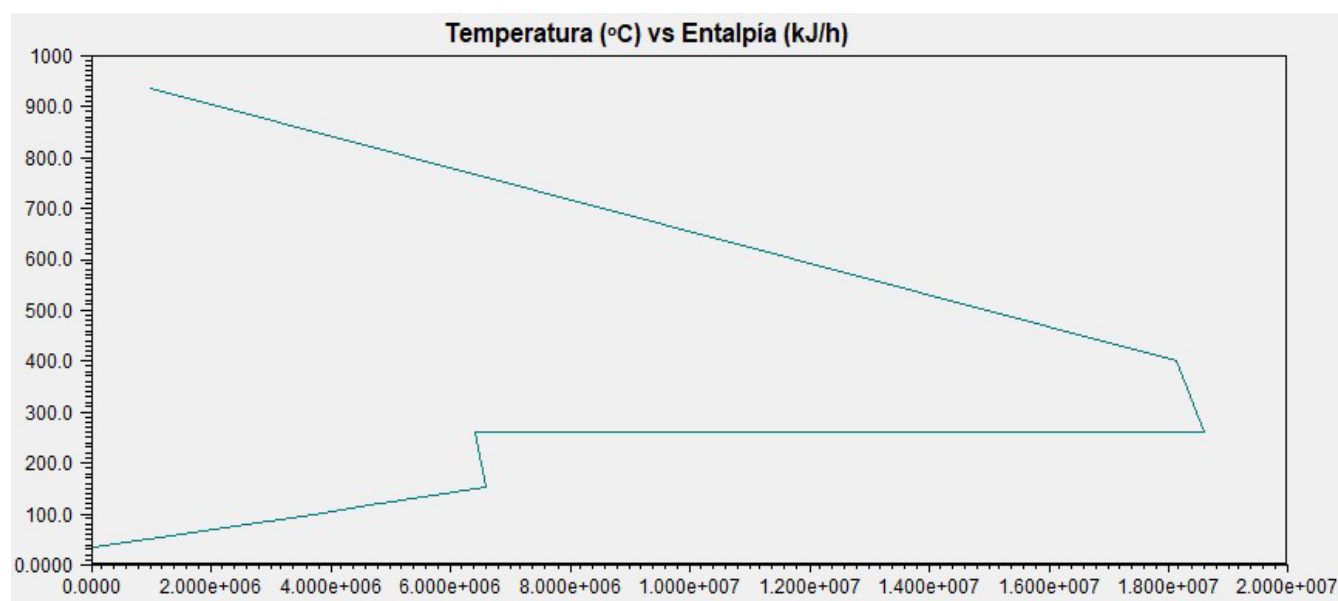


Figura 4. Gran curva compuesta.

El punto Pinch se encuentra en 38 °C para la curva caliente y en 28 °C para la curva fría. El requerimiento mínimo de energía para el calentamiento es de $9,977 \cdot 10^5$ kJ/h (277,14 kW). La herramienta propone un mínimo de ocho intercambiadores para integrar la red de intercambio de calor y para que exista un mínimo requerimiento energético (MRE).

A partir de los resultados obtenidos, con el objetivo de encontrar topologías más eficientes que el caso base y que se acerquen más a la condición de diseño propuesta para el MRE, se generaron dos diseños de la red de intercambio de calor. En la tabla 2 se plantean los resultados obtenidos.

Tabla 2. Comparación de diseños de la red de intercambio de calor para el caso 1.

Diseño	Costos totales (USD/año)	Área (m ²)	Unidades	Corazas	Índice de costos de operación (USD/año)
Diseño 1-1	58 476	369,1	8	10	11 239
Diseño 1-2	62 649	416,3	8	11	
Óptimo	55 780	296,2	8	9	11 210

Fuente: elaboración propia

Con los diseños obtenidos se solucionan las ineficiencias que se tenían en el diagrama base, excepto la de utilizar enfriamiento por encima del punto de pliegue. El diseño obtenido de menor costo y que, por tanto, se acerca más al del MRE, fue el diseño 1. El diagrama de rejillas del diseño 1-1 se muestra en la Figura 5.

En el diseño 1 se proponen ocho unidades, de ellas cuatro manejan intercambio entre corrientes de proceso. La corriente aire atmosférico se precalienta con vapor de baja presión hasta 70,37 °C y posteriormente intercambia con los gases de combustión hasta 150 °C. El crudo se calienta con vapor de baja presión hasta la temperatura requerida para su alimentación (100 °C), el resto de las corrientes se relacionan de manera semejante al caso base. En este caso, el alejamiento en cuanto a la red de intercambio con MRE está dado por el costo total (104,8 %), el costo del capital (106 %), la cantidad de corazas (111,1 %) y por tanto el área total de transferencia (124,6 %).

En el caso del diseño 2, también se proponen ocho unidades, cuatro manejan intercambio entre corrientes de proceso. En este caso la corriente de agua de alimentación se precalienta con vapor de baja presión hasta 59,28 °C y posteriormente con los gases de combustión. Igualmente, en este caso las restantes corrientes se relacionan de forma similar al caso base.

Manejar otras utilidades pudiera hacer que los diseños presentaran mejores indicadores, si se contara en la fábrica con posibilidades para ello.

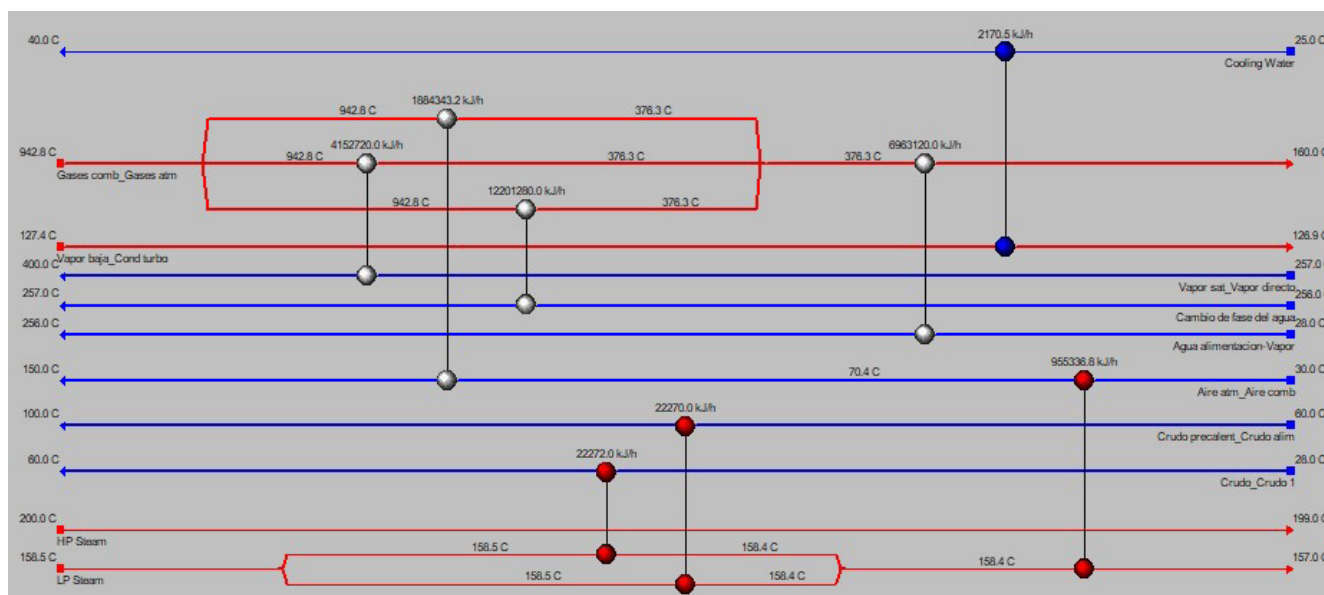


Figura 5. Diagrama de rejillas del caso 1 diseño 1 (Diseño 1-1).

A partir del análisis realizado se selecciona el diseño 1-1 como la mejor distribución obtenida por presentar un costo total menor. Se realizó la optimización para esta configuración, siendo el objetivo minimizar los costos totales. Se reduce el área total a 368 m², se mantiene la misma cantidad de unidades de intercambio (cuatro intercambiadores de calor de tubos y coraza, tres calentadores y un enfriador) y se reduce la cantidad de corazas a nueve. Se obtuvo un

costo total de 57 802 USD/año, inferior en un 30,3 % respecto al caso base y respecto al diseño 1-1 sin optimizar, se reducen los costos en 674 USD/año (1,2 %).

Se determinó que, para este diseño, disminuye por campaña de producción (18 días) el consumo de electricidad en 3 MW y el de agua de enfriamiento en 8 899 m³, lo que representa un incremento de los ingresos por concepto de venta de electricidad de 9 210 USD/año y un ahorro 16 314 USD/año respectivamente. Además, se mejora el proceso de combustión, ya que se realiza el precalentamiento del aire.

Con el objetivo de evaluar otras posibilidades de diseños que pudieran resultar más eficientes, se realizó la sustitución como utilidad del vapor de baja presión por vapor de escape (Caso 2). Se generaron dos diseños de la red de intercambio de calor. En la tabla 3 se plantean los resultados obtenidos.

Tabla 3. Comparación de diseños de la red de intercambio de calor para el caso 2.

Diseño	Costos totales (USD/año)	Área (m ²)	Unidades	Corazas	Índice de costos de operación (USD/año)
Diseño 2-1	68 014	393,3	8	10	18 753
Diseño 2-2	72 006	438,1	8	11	
Óptimo	64 463	315,4	8	9	18 709

En ambos diseños se proponen ocho unidades, de ellas cuatro manejan intercambio entre corrientes de proceso. Aunque con la sustitución del vapor de baja presión por vapor de escape para el calentamiento del crudo, se generan ingresos de 16 028 USD/año, debido al incremento de la producción eléctrica en 13 kWh aproximadamente y al ahorro equivalente por la disminución del consumo de agua de enfriamiento en el condensador en 2 232 m³/año; se considera el caso 1 como mejor opción para el proceso estudiado. El área requerida para el intercambio es superior al caso 1 en 19,2 m². Los costos totales del diseño de MRE ascienden a 64 463 USD/año, superior en 8 683 USD/año al obtenido para el caso 1, razón por la cual, en el caso 2 no se realizó la optimización de los diseños generados.

De la comparación entre los dos casos se seleccionó el diseño 1 del caso 1 como la mejor distribución obtenida por presentar un costo total menor. El alejamiento en cuanto a la red de intercambio con MRE está dado por el costo del calentamiento (166,9 %), el área total de transferencia (124,7 %), los costos totales (105,5 %) y el costo del capital (107,6 %).

A partir de la aplicación de la integración energética se logra disminuir la diferencia de temperatura (ΔT) entre las corrientes del proceso, disminuyendo las pérdidas exergéticas (pérdidas de capacidad de trabajo).

Análisis económico

Se determinaron los ingresos y egresos como parte del análisis económico para el diseño seleccionado. La tabla 4 muestra los indicadores económicos dinámicos calculados. Con respecto al caso base estudiado, se incrementan los ingresos totales a 7 599 793 USD/año (0,11 %) por concepto de venta de electricidad y en el caso del costo de inversión por concepto de adquisición de equipamiento tecnológico se incrementa a 3 675 242 USD (0,62 %).

Tabla 4. Indicadores económicos.

Indicadores	Caso Base	Caso 1 diseño 1	Diferencia	Criterio
VAN (USD)	1 291 782	1 288 476	- 3 306	VAN > 0
TIR (%)	25,5	25,4	- 0,3	TIR > i (12 %)
PRC (años)	1,8	1,8	0	< 3 años
PRCD (años)	2,7	2,7	0	
RSI (%)	56,4	56,2	-0,2	RSI > 33 %

El diseño seleccionado es económicamente ventajoso (VAN > 0). La TIR presenta un valor por encima de la tasa a la cual la empresa puede obtener fondos (tasa de interés: 12%) y el RSI es superior al 33 %, lo que denota que la inversión es atractiva. La inversión se recupera mediante las utilidades netas obtenidas, en un tiempo inferior a tres años, demostrando la gran liquidez de la misma.

CONCLUSIONES

Se realizó la integración energética empleando la metodología del análisis Pinch. Se obtuvo que para contar con un mínimo requerimiento energético se deben emplear ocho unidades de intercambio. Se comprobó que las utilidades satisfacen las necesidades del sistema con un requerimiento mínimo de energía para el calentamiento de $9,977 \cdot 10^5$ kJ/h.

En el caso 1 se determinó el diseño 1 como el más favorable con un costo total de 58 476 USD/año. Se realizó la optimización para minimizar los costos totales. Se obtuvo un costo total de 57 802 USD/año y se redujo el área total a 368 m². Se determinó que disminuye el consumo de electricidad en 3 MW y el de agua de enfriamiento en 8 899 m³ por campaña de producción.

Se evaluó la sustitución del vapor de baja presión por vapor de escape (caso 2) para el calentamiento del crudo. Se determinó que el área requerida para el intercambio es superior al caso 1 en 19,2 m² y los costos totales ascienden a 64 463 USD/año para el diseño óptimo, por lo que con el empleo de vapor de escape no se obtienen mejores resultados.

Se realizó el análisis económico del diseño 1 caso 1, se obtuvo un VAN de 1 288 476 USD, TIR de 25,4 %, PRC de 1,8 años, PRCD de 2,7 años, RSI de 56,2 %.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aas, E. (2019). *Optimization of heat exchanger networks using Aspen Energy Analyzer and SeqHENS*. (Tesis de maestría). Norwegian University of Science and Technology.
- Anantharaman, R. (2011). *Energy efficiency in process plants with emphasis on heat exchanger networks*. (Tesis doctoral). Norwegian University of Science and Technology.
- Cruz, A., Pérez, O., Zumalacárregui, L., & Pérez, J. L. (2021). Techno-economic analysis of vinasse treatment alternatives through process simulation: a case study of Cuban distillery. *Waste and Biomass Valorization*, Preprint. <https://www.researchsquare.com/article/rs-518806/v1.pdf>
- Fukushima, N. A., Palacios-Bereche, M. C., Palacios-Bereche, R. & Nebra, S. A. (2019). Energy analysis of the ethanol industry considering vinasse concentration and incineration. *Renewable Energy*, 140, 1-49.
- González, M., Fariñas, A., Martínez, Y., Castellano, L., & Albernas, Y. (2016). Análisis energético e integración de la destilación de alcohol: método convencional y doble efecto. *Centro Azúcar*, 43(3), 49-65.
- Hegely, L., & Lang, P. (2020). Reduction of the energy demand of a second-generation bioethanol plant by heat integration and vapour recompression between different columns. *Energy*, 208, 118-443.
- Klemeš, J., Friedler, F., Bulatov, I., & Varbanov, P. (2011). Sustainability in the process industry. Integration and optimization. McGraw-Hill.
- Knopf, F. C. (2012). Modeling, analysis and optimization of process and energy systems. John Wiley & Sons.
- Lorenzo, J., Pérez, A., Jiménez, O., Mayo, O., Zumalacárregui, L., & González, M. (2018). Notas sobre la integración de procesos en la industria de la caña de azúcar. Universidad Tecnológica de la Habana "José Antonio Echeverría".
- Martínez, J., Domínguez, O., & Finetti, J. E. (2015). Diseño de redes de intercambio de energía, su enseñanza en diseño de procesos en Ingeniería Química. (Ponencia). VIII Congreso Argentino de Ingeniería Química. Buenos Aires, Argentina.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). Plant design and economics for chemical engineers. McGraw-Hill.
- Petrides, D. (2015). Bioprocess design and economics. Bioseparations science and engineering. Oxford University Press.
- Rokni, M. (2016). Introduction to Pinch Technology. Kgs. Lyngby: Technical University of Denmark (DTU). https://orbit.dtu.dk/files/123620478/Pinch_Tech_1.pdf
- Silva, P. A., Maciel, R., & Posada, J. (2019). Mass and heat integration in ethanol production mills for enhanced process efficiency and exergy-based renewability performance. *Processes*, 7(10).
- Smith, R. (2016). Chemical process design and integration. John Wiley & Sons.
- USA. Aspen Technology Inc. (2009). Aspen™ Energy Analyzer Reference Guide V7.1.

Viana, A. (2008). *Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar*. (Tesis doctoral). Universidade Estadual de Campinas.

Wei-Jyun, W., & Cheng-Liang C. (2017). Simulation and analysis of heat exchanger networks with Aspen Energy Analyzer. En, D. C. Yee Foo, N. Chemmangattualappil, D. K. S. Ng, R. Elyas, C. Chen, R. D. Elms, H. Lee, I. Chien, S. Chong, C. H. Chong, Chemical engineering process simulation. (pp.387-403). Elsevier Inc.

Zhu, F. (2014). Energy optimization for the process industries. John Wiley & Sons.