

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencia e Ingeniería

**Estudio de prefactibilidad para una planta de etileno a partir de
bioetanol de caña de azúcar en el Ecuador**

Martín Nicolás Zurita Narváez

Ingeniería Química

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito
para la obtención del título de
Ingeniería Química

Quito, 20 de Diciembre de 2021

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

**Estudio de prefactibilidad para una planta de etileno a partir de bioetanol
de caña de azúcar en el Ecuador**

Martín Nicolás Zurita Narváez

Nombre del profesor, Título académico

Juan Diego Fonseca, PhD.

Quito, 20 de Diciembre de 2021

© DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en la Ley Orgánica de Educación Superior del Ecuador.

Nombres y apellidos: Martín Nicolás Zurita Narváez

Código: 00201160

Cédula de identidad: 1720598448

Lugar y fecha: Quito, 20 de Diciembre de 2021

ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN

Nota: El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETHeses>.

UNPUBLISHED DOCUMENT

Note: The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETHeses>.

RESUMEN

Actualmente, el etileno es el producto intermedio más consumido en el mundo. Se lo produce comúnmente por craqueo catalítico de gas licuado de petróleo. Sin embargo, la producción de etileno a partir de etanol biobasado ha sido propuesto como una alternativa sustentable a fuentes fósiles. En este proyecto se analizó la prefactibilidad de una planta de producción de etileno bio-basado, con una capacidad de 1000 ton/año con una pureza del 99.9% usando una serie de reactores adiabáticos de lecho fijo que operan a 350 °C y 40 atm. El catalizador es gamma-alúmina en forma de pellets esféricos de 1cm de diámetro. La planta será localizada en la provincia del Guayas, Ecuador. Las principales conclusiones del presente trabajo son que para producir esa cantidad de etileno se necesitan 1810 toneladas de etanol anualmente. La planta requiere un coste de inversión de capital fijo de 3.4 millones de dólares y el costo de capital de trabajo de 116 mil dólares. Para un precio de etanol de 490 USD/ton, se obtuvo un valor presente neto positivo de 1,350,100 USD y una Tasa Interna de Retorno (TIR) de 35%, por lo tanto, se recupera la inversión en 4 años. Sin embargo, utilizando bioetanol a precio nacional, 888 USD/ton, la TIR fue negativa y el VAN obtenido fue de de -2.896.126 USD, por lo tanto, el proyecto no resulta rentable.

Palabras clave: Bioetileno; Bioetanol; deshidratación catalítica; biomasa; química verde

ABSTRACT

Ethylene is currently the most consumed intermediate product in the world. Its main production method is by cracking naphtha. However, the production of ethylene from renewable bioethanol has been proposed as a sustainable alternative to fossil sources. In this project, the pre-feasibility of a bio-based ethylene production plant was analyzed, with a capacity of 1000 tons / year with a purity of 99.9% using a series of adiabatic fixed-bed reactors operating at 350 °C and 40 atm. The catalyst is gamma-alumina in the form of spherical pellets of 1 cm in diameter. The plant will be in the Guayas province, Ecuador. The main conclusions of the present work are that 1810 tons of ethanol are needed annually to produce that amount of ethylene. The plant requires a fixed capital investment cost of \$ 3.4 million and a working capital cost of \$ 116,000. For an ethanol price of 490 USD per ton, the Internal Rate of Return (IRR) has a value of 35%, higher than the interest rate, and a positive net present value (NPV) of 1,350,100 USD, therefore, in 4 years the investment is recovered. However, using bioethanol at a national price, 888 USD per ton, the IRR has a negative value, lower than the interest rate, and a NPV of - 2,896,126 USD, therefore the project is not profitable.

Keywords: Bioethylene; Bioethanol; catalytic dehydration; biomass; green chemistry

TABLA DE CONTENIDO

| | |
|---|----|
| 1. Introducción..... | 10 |
| 1.1 Antecedentes del proyecto..... | 10 |
| 1.2 Justificación para la implementación del proyecto..... | 11 |
| 1.3 Objetivos del proyecto..... | 12 |
| 1.3.1 Objetivo general | 12 |
| 1.3.1 Objetivos específicos..... | 12 |
| 1.4 Resultados esperados..... | 13 |
| 2. Bases del diseño..... | 13 |
| 2.1 Descripción del producto..... | 13 |
| 2.2 Descripción de materias primas..... | 14 |
| 2.3 Ubicación de la planta de producción..... | 15 |
| 2.4 Limitaciones y normas..... | 17 |
| 2.5 Terminología especializada | 17 |
| 3. Diseño del proceso..... | 17 |
| 3.1 Caudal de producción | 17 |
| 3.2 Selección del proceso | 17 |
| 3.2.1 Producción de etileno a partir de craqueo de nafta..... | 17 |
| 3.2.2 Producción de etileno a partir de bioetanol | 18 |
| 3.3 Descripción del proceso a ser implementado | 19 |
| 3.3.1 Diagrama de bloques | 19 |
| 3.3.2 Diagrama de flujo | 20 |
| 3.3.3 Balance de masa | 22 |
| 4. Diseño de la planta de producción de bioetileno..... | 23 |
| 4.1 Selección de los equipos..... | 23 |
| 4.1.1 Reactores de lecho fijo | 23 |
| 4.1.2 Bombas centrifugas | 23 |
| 4.1.3 Intercambiador de calor y hornos | 24 |
| 4.1.4 Destilación flash | 24 |
| 4.1.5 Columna de destilación | 25 |
| 4.1.6 Columna de adsorción | 25 |
| 4.1.7 Compresor de etapas múltiples..... | 25 |
| 4.2 Dimensionamiento de los equipos..... | 26 |
| 4.3 Consumo energético de los equipos | 27 |

| | |
|---|----|
| 5. Análisis económico..... | 29 |
| 5.1 Estimación de costos de la planta de producción | 29 |
| 5.2 Inversión de capital fijo | 30 |
| 5.3 Inversión de capital de trabajo..... | 31 |
| 5.4 Estimación de ingresos del proyecto | 32 |
| 5.5 Análisis de recuperación..... | 33 |
| 6. Conclusiones..... | 33 |
| 7. Referencias bibliográficas | 35 |
| Anexo A: Introducción | 38 |
| Anexo B: Bases del diseño | 40 |
| Anexo C: Dimensionamiento de equipos | 42 |
| Anexo E: Análisis económico | 45 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | |
|---|----|
| Tabla 1. Especificaciones del bioetanol de acuerdo a normas internacionales | 15 |
| Tabla 2. Equipos necesarios proceso de deshidratación de etanol para obtener etileno . | 21 |
| Tabla 3. Dimensionamiento de los equipos principales y cotizaciones..... | 26 |
| Tabla 4. Resumen balance de energía del proceso a ser implementado | 28 |
| Tabla 5. Resumen costos de la planta..... | 29 |
| Tabla 6. Resumen de la inversión de capital fijo..... | 30 |
| Tabla 7. Resumen costos de materia prima para la producción de etileno biobasado con precio de bioetanol internacional..... | 30 |
| Tabla 8. Resumen costos de materia prima para la producción de etileno biobasado con precio de bioetanol nacional | 30 |
| Tabla 9. Resumen de los costos de producción | 31 |
| Tabla 10. Resumen de la inversión de capital de trabajo | 31 |
| Tabla 11. Resumen de estimación de ingresos | 32 |
| Tabla 12. Resumen de los resultados obtenidos del análisis de recuperación para bioetanol a precio internacional..... | 32 |
| Tabla 12. Resumen de los resultados obtenidos del análisis de recuperación para bioetanol a precio nacional | 32 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1. Diagrama de la producción de etileno a partir de biomasa | 10 |
| Figura 2. Diagrama de bloque de la producción de etileno a partir de bioetanol | 19 |
| Figura 3. Diagrama de flujo de la producción de etileno a partir de bioetanol | 20 |
| Figura 4. Resumen del balance de masa del proceso de producción de etileno a partir de bioetanol | 22 |

ÍNDICE DE TABLAS ANEXOS

| | |
|---|----|
| Tabla 1A. Propiedades del Etileno | 38 |
| Tabla 2.A Propiedades físicas del Bioetanol | 39 |
| Tabla 1.B Comparación técnica de los métodos a considerar | 40 |
| Tabla 1D. Estimación del capital de inversión por medio de factores de recarga para el precio referencial | 46 |
| Tabla 2D. Estimación del capital de inversión por medio de factores de recarga para el precio referencial | 47 |
| Tabla 3D. Cálculo de los costos de personal y relacionados | 47 |

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes del proyecto

El etileno es un producto básico que millones de personas utilizan a diario. Desde botellas de agua de plástico hasta adhesivos, el etileno juega un papel importante en la vida moderna. Se estima que la demanda mundial de etileno supera los 141 millones de toneladas, con un crecimiento anual de 3.5% (Becerra et al., 2018) . Actualmente, la gran mayoría del etileno se produce a partir de combustibles fósiles. La producción de etileno a partir de etanol ha ganado un interés creciente como alternativa ambiental a los combustibles fósiles. La producción de bioetanol a partir de maíz y caña de azúcar en Estados Unidos y Brasil, respectivamente, ha tenido éxito en los últimos años (Rossetti et al., 2017).

Tradicionalmente, el etileno se ha producido mediante el craqueo de combustibles fósiles. Sin embargo, para que este proceso sea competitivo en comparación con las refinerías de petróleo actuales, se deben realizar mejoras considerables. Los beneficios económicos ayudarían a impulsar un método de producción de bioetileno que pueda desarrollarse como una alternativa ecológica atractiva. La Figura 1 muestra una secuencia de procesamiento que podría proporcionar etileno verde.

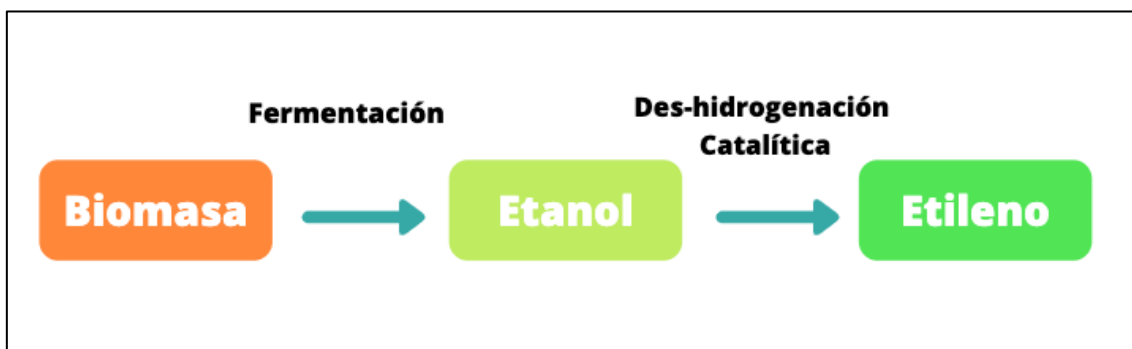


Figura 1. Diagrama de la producción de etileno a partir de biomasa.

El bioetanol se seguiría produciendo a partir de la fermentación de subproductos agrícolas como la caña de azúcar o el maíz. Luego se someterá a una deshidratación catalítica para producir etileno verde, que es una pequeña parte de reemplazo al etileno producido por petróleo.

Grandes cantidades de caña de azúcar y maíz permiten la producción a escala industrial de bioetileno. El bioetileno es idéntico en estructura química y reactividad al etileno petroquímico. Esto lo convierte en un sustituto directo, lo que significa que las empresas no necesitan alterar sus procesos o equipos actuales antes de comenzar a usar bioetileno. La producción y el uso de bioetileno contribuye a mitigar el efecto invernadero, con una capacidad alta de conversión de carbono atmosférico a carbono orgánico (Cursi et al., 2021).

1.2 Justificación para la implementación del proyecto

Mediante la ejecución de este proyecto de producción de etileno a partir de bioetanol se conseguirá satisfacer la demanda interna de etileno en el Ecuador, la cual es de 80 toneladas por mes de etileno (Económicas, 2020), sustituyendo importaciones de Corea del Sur y Estados Unidos. Además, se incentivará a la industria agrícola para producir un producto petroquímico de valor agregado y no depender de la industria de combustibles en su totalidad para satisfacer la oferta.

Otra motivación importante para este proyecto es el desarrollo de la química verde, la cual consiste en el diseño de productos y procesos químicos que reducen o eliminan el uso o generación de sustancias peligrosas (*Basics of Green Chemistry* | US EPA, n.d.). Por lo tanto, este proyecto beneficiará al medio ambiente y al mismo tiempo reactivará la industria agrícola del país.

La producción de etileno de fuentes renovables en nuestro país debe ser abordado no solo para reducir la contaminación causada en su producción por craqueo de nafta, sino también para rectificar el déficit económico que causa la importación de este producto.

1.3 Objetivos del proyecto

1.3.1 Objetivo general

Analizar la factibilidad tecno-económica de la implementación de una planta de producción de etileno a partir de etanol elaborado con caña de azúcar en Ecuador.

1.3.1 Objetivos específicos

Se plantean los siguientes objetivos específicos, los cuales se desarrollarán en los capítulos 3, 4 y 5 respectivamente, para alcanzar el objetivo específico.

1. Definir la tecnología adecuada para el proceso de obtención de etileno a partir de bioetanol.
2. Diseñar la planta de producción de etileno.
3. Realizar un análisis económico para determinar la rentabilidad del proyecto.

1.4 Resultados esperados

El proceso de producción de etileno por deshidratación de bioetanol necesita menos energía, produce menos productos secundarios contaminantes y tiene una mayor conversión de etileno comparado con el proceso clásico del craqueo de nafta. Sin embargo, el limitante del costo y la disponibilidad del bioetanol, así como el consumo energético necesario para alcanzar los niveles de pureza deseados puede llegar a afectar la implementación del proyecto en la vida real.

Por lo que una opción viable para llevar a cabo el proyecto sería crear una planta que produzca el bioetanol y hacer este procedimiento parte de todo el proceso para mantener control sobre los costos y la disponibilidad de la materia prima, además esto reduciría el riesgo que conlleva almacenar altas cantidades de un combustible relativamente peligroso por un largo periodo de tiempo (Al-Megren & Xiao, 2016).

2. BASES DEL DISEÑO

2.1 Descripción del producto

El etileno, C_2H_4 , es un gas altamente inflamable, incoloro y no corrosivo con un olor dulce. Se enciende fácilmente y una llama puede regresar fácilmente a la fuente de la fuga. Bajo una exposición prolongada al fuego o al calor, los contenedores pueden romperse violentamente y dispararse. Puede provocar una explosión. Los vapores que surgen del líquido en ebullición son más ligeros que el aire. El etileno no es tóxico, pero es un simple asfixiante (Tripodi et al., 2019).

El etileno es uno de los productos intermedios petroquímicos más importantes y es materia prima para diversos productos de uso diario. Los productos finales elaborados con etileno incluyen envases de alimentos, películas, juguetes, envases de alimentos, botellas, tuberías, anticongelante, alfombras, aislamiento, artículos para el hogar, etc. Los productos químicos que se fabrican con etileno para producir estos productos finales son polietileno, dicloruro de etileno, etileno. óxido, etilbenceno y acetato de vinilo.

2.2 Descripción de materias primas

El combustible de bioetanol tiene un papel importante en el campo de la conservación del medio ambiente al mitigar el calentamiento global y conservar los combustibles fósiles. Es un alcohol compuesto de carbohidratos mediante un proceso de fermentación. La producción de bioetanol a partir de biomasa o residuos es una forma de reducir tanto el consumo de petróleo crudo como la contaminación ambiental (Krishnan et al., 2020). También se están desarrollando biomásas lignocelulósicas (maíz, azúcar, melaza, etc.) derivadas de fuentes no alimentarias como pastos y árboles como materia prima para la producción de etanol. Las características físicas y químicas del bioetanol son similares al etanol; solo requieren diferentes recursos para la producción. El bioetanol en su forma más pura es un líquido transparente incoloro con un olor característico suave que hierve a 78 ° C y se congela a 112 ° C.

A continuación, se describen de manera general algunas de las propiedades más importantes que determinan la calidad del bioetanol a utilizar.

Tabla 1. Especificaciones del bioetanol de acuerdo a normas internacionales (Sasso & Lynam, n.d.)

| Propiedad | Unidad | Límites | | Norma |
|----------------------|-----------|---------|--------|-------------|
| | | Mínimo | Máximo | |
| Contenido de Etanol | % Volumen | 92.1 | - | ASTM D-6730 |
| Contenido de Agua | % Volumen | 0.5 | 1.0 | ASTM D-203 |
| Contenido de Metanol | % Volumen | - | 0.5 | ASTM D-5501 |
| Acidez | % Masa | | .007 | ASTM D-664 |

2.3 Ubicación de la planta de producción

Se propone ubicar a la planta de producción de etileno a partir de bioetanol en la provincia del Guayas, en la costa ecuatoriana. Esto es, debido a su ubicación geográfica y la reducción de costos de transporte. Guayas es la provincia con mayor superficie de cultivos de caña de azúcar y el ingenio San Carlos que representa el 85% de la producción total de bioetanol en el Ecuador (Castillo et al., 2018). También posee vías de comunicación como el puerto de Guayaquil por donde ingresa el 83% de las importaciones, por lo que es un lugar estratégico para importar los equipos necesarios y distribuir el producto en todo el país

2.4 Limitaciones y normas

Actualmente existen varias barreras para un amplio uso de bioetileno. La producción actual de bioetileno a partir de la caña de azúcar en Brasil proporciona una buena

plataforma sobre la que construir. En Brasil (y en los Estados Unidos), los costos ya han bajado significativamente (Hulea, 2018), y se espera que esta tendencia continúe con mayores rendimientos (por ejemplo, debido a la modificación genética de cultivos).

Sin embargo, las condiciones de producción brasileñas son difíciles de replicar en otras áreas. Por ejemplo, la producción de sacarosa o materia prima con almidón lo suficientemente grande como para suministrar bioetanol para la producción de bioetileno a gran escala es difícil de obtener en otras áreas. Además, la conversión de plantaciones de alimentos a la producción de bioetanol puede aumentar los precios de los alimentos con un impacto dramático en los países en desarrollo (Frosi et al., 2021).

La abundancia de recursos de biomasa son clave para aumentar la producción y reducir los costos de bioetanol, y muchos proyectos comerciales basados en etanol a partir de biomasa están respaldados actualmente por incentivos políticos y préstamos gubernamentales en muchos países.

2.5 Terminología especializada

- Nafta: Crudo de petróleo
- Zeolitas: Microporos cristalinos que contienen aluminio, silicón y oxígeno.
- Bioetanol: Etanol producido por plantas como caña de azúcar o maíz.
- Conversión: Cantidad de reactivo consumido por cantidad de reactivo que ingresó
- Selectividad: Cantidad de reactivo consumido en la reacción 1 por la cantidad total de reactivo consumido.
- Biomasa: Material orgánico renovable que viene de plantas y animales.

- **Reactividad:** La velocidad a la que una sustancia química tiende a someterse a una reacción química.

3. DISEÑO DEL PROCESO

3.1 Caudal de producción

El caudal de producción que sirve como base de cálculo para este proyecto fue establecido como la demanda de etileno en el Ecuador que es de 1000 toneladas al año (Económicas, 2020), importadas desde Corea del Sur y Estados Unidos. En base a esto, se fija el caudal de alimentación de etanol al proceso que es de 1810 toneladas al año. Se estima que el etanol contiene un porcentaje de agua del 30% en peso (Gobério Soares Santos Maia et al., 2018).

3.2 Selección del proceso

3.2.1 Producción de etileno a partir de craqueo de nafta

Actualmente el proceso más empleado para la producción de etileno a nivel mundial es el craqueo térmico de la nafta, un derivado del crudo. El craqueo térmico en fase de vapor dentro de una planta está integrado por múltiples hornos de craqueo idénticos que sirven como corazón del proceso, por lo que son lo más importante de la planta. Estos procesos térmicos presentan inconvenientes por la necesidad de operar a elevadas temperaturas alrededor de 850 °C, con altos costos energéticos y la presencia de reacciones secundarias indeseadas. Sobre todo, los costos energéticos constituyen el 70% de los costos de producción de una planta típica de olefinas a partir de nafta.

Adicionalmente, la cantidad de energía que se requiere y los subproductos obtenidos conllevan un gran impacto ambiental. Sin embargo, este proceso es el proceso de preferencia para las empresas debido a que una parte de los subproductos obtenidos también generan ganancias y esto aumenta la rentabilidad con respecto a costos de operación y de materia prima.

3.2.2 Producción de etileno a partir de bioetanol

La producción de etileno por deshidratación de bioetanol es considerada uno de los procesos más prometedores en la industria (Becerra et al., 2018). Este ocurre por medio de catálisis ácida, usando alúmina, zeolitas o silicato de aluminio. Las temperaturas de operación están entre 200-500 °C y la conversión y selectividad dependen de las condiciones de operación. La importancia de este proceso es la capacidad de obtener etileno de una forma amigable para el ambiente (Santos-Panqueva et al., 2017).

El bioetanol obtenido de la biomasa ofrece muchos beneficios como fuente química, incluyendo sostenibilidad, desarrollo regional, crecimiento de estructura social y reducción de emisiones de gases de efecto invernadero. En Sudamérica el bioetanol es un derivado de la industria de la caña de azúcar mientras que en Estados Unidos se obtiene del maíz. Para determinar cuál de los procesos es más viable, es necesario realizar un análisis de los aspectos técnicos de cada uno Tabla 1B, y a partir del mismo se selecciona el proceso que se seguirá para la planificación de la planta.

3.3 Descripción del proceso a ser implementado

3.3.1 Diagrama de bloques

En la figura 2, se muestra el diagrama de bloque, que sirve como una breve introducción al proceso.

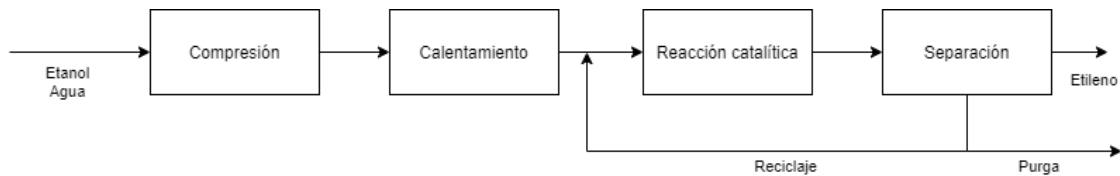


Figura 2. Diagrama de bloque de la producción de etileno a partir de bioetanol

Primero, el etanol almacenado es bombeado a alta presión, vaporizado y pasa través de tres reactores de lecho fijo, que se ha simplificado en un solo bloque de reacción. Después, los productos de la reacción pasan por un intercambiador de calor y son enfriados, para finalmente entrar a la separación, diseñada para purificar el etileno a un grado de pureza de 99,9%.

3.3.2 Diagrama de flujo

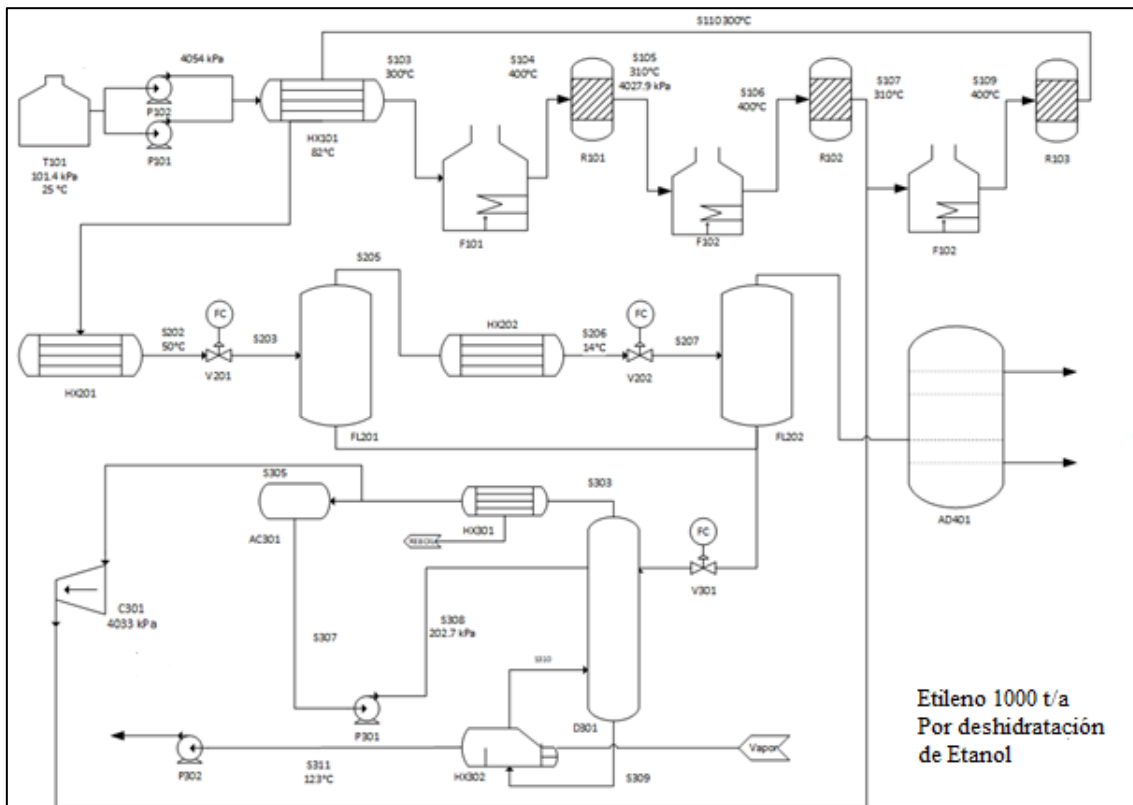


Figura 3. Diagrama de flujo de la producción de etileno a partir de bioetanol

En el diagrama de flujo, figura 3, se puede apreciar con mayor detalle los equipos y las condiciones de operación necesarias. El proceso se puede dividir en 4 etapas, la primera consiste en 3 reactores catalíticos de lecho fijo en serie en donde reacciona el etanol para producir agua, etileno, dietil-eter, metano y otros productos secundarios, y la incorporación de 3 hornos necesarios para precalentar la alimentación a 400°C.

Después, está la etapa de evaporación, donde se reduce la presión de la corriente y entra a los tambores de expansión para remover los componentes de punto de ebullición altos. La etapa de destilación es donde se remueve la mayor cantidad de agua en el proceso, y el etanol que no reaccionó puede ser reciclado sin causar que el volumen del reactor

aumente. Finalmente, la etapa de adsorción es donde se remueve cualquier resto de etanol y agua para obtener la pureza de etileno deseada.

Tabla 2. Equipos necesarios proceso de deshidratación de etanol para obtener etileno

| Código | Descripción |
|---------------|---|
| T101 | Tanque de almacenamiento de bioetanol |
| P101 | Bomba centrífuga |
| P102 | Bomba centrífuga |
| HX101 | Intercambiador de calor de tubo y carcaza |
| F101 | Horno |
| F102 | Horno |
| R101 | Reactor catalítico de lecho fijo |
| R102 | Reactor catalítico de lecho fijo |
| R103 | Reactor catalítico de lecho fijo |
| FL201 | Tambor de expansión |
| FL202 | Tambor de expansión |
| V201 | Válvula de estrangulamiento |
| V202 | Válvula de estrangulamiento |
| V301 | Válvula de estrangulamiento |
| HX201 | Intercambiador de calor de tubo y carcaza |
| HX202 | Intercambiador de calor de tubo y carcaza |
| HX301 | Intercambiador de calor de tubo y carcaza |
| AC301 | Acumulador de reflujo |
| C301 | Compresor de etapas múltiples |
| P301 | Bomba centrífuga |
| P302 | Bomba centrífuga |
| HX302 | Hervidor de agua |
| AD401 | Torre de adsorción |

3.3.3. Balance de masa

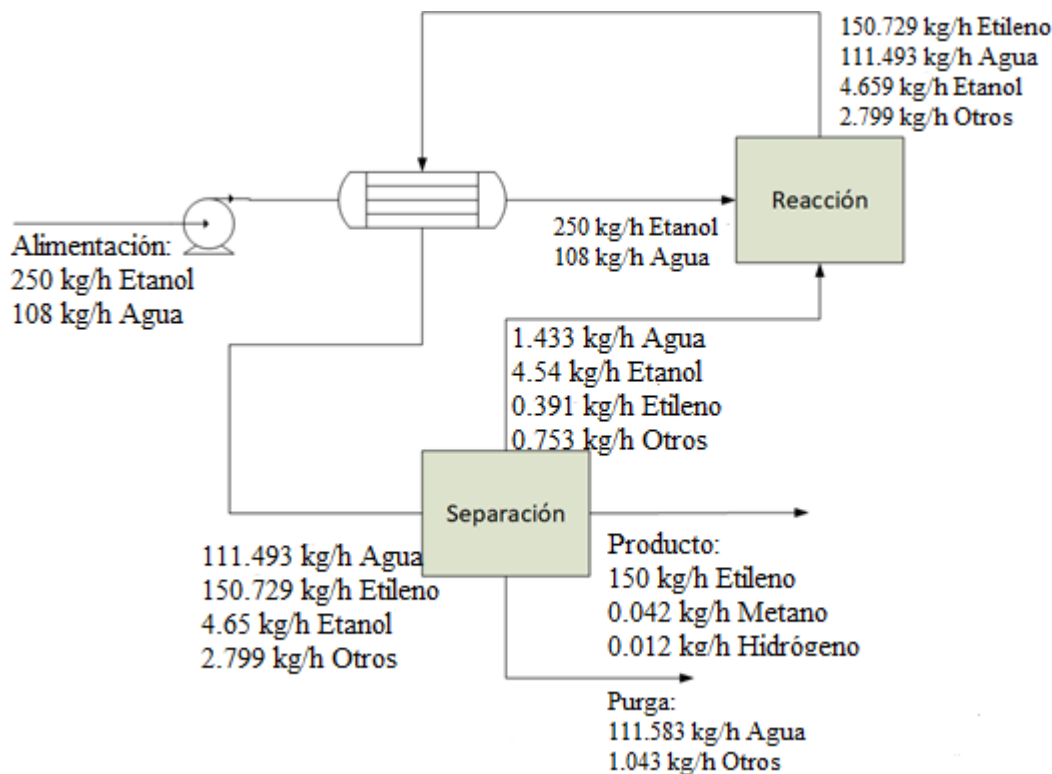


Figura 4. Resumen del balance de masa del proceso de producción de etileno a partir de bioetanol

Tomando en cuenta la estequiometría de la reacción se realizó el balance de masa con purga y recirculación para aprovechar el etanol que no reaccionó, y evitar acumulación de agua y contaminación de la corriente en los reactores. En la figura 4. Se puede apreciar que la alimentación de etanol debe ser de 250 kg/h, mientras que la cantidad de etileno al salir de los tres reactores en serie es de 150.73 kg/h. Sin embargo, para alcanzar la pureza deseada la corriente pasa por el proceso de separación, donde se obtiene una cantidad de etileno de 150 kg/h, pero con una pureza del 99.9% y una corriente de purga obtenida de 111.58 kg/h de agua.

4. DISEÑO DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOETILENO

4.1 Selección de los equipos

4.1.1 Reactores de lecho fijo

R101 es un reactor adiabático horizontal, hecho de acero al carbono, con una longitud de 1.8 metros y un diámetro de 0.58 metros. El espesor de la pared es de 4.67 cm, con un volumen total del reactor de 1.5 metros cúbicos. Se utilizan 1.63 kg de gránulos de gamma alúmina de 1 cm de diámetro como catalizador para convertir el etanol en etileno. El flujo de entrada de 358 kg/h entra a 400°C y 42 atm y sale a 310°C y 35.9 atm

El catalizador se reemplaza cada 90 días. La elección de utilizar tres reactores es asegurar una conversión adecuada de etanol en etileno, logrando una conversión requerida del 98%. Debido a la naturaleza endotérmica de la reacción de deshidratación del etanol, la temperatura es un factor claro en la cinética de la reacción. La capacidad de recalentar los reactivos antes de ejecutar los reactivos catalizados asegura una alta velocidad de reacción antes de que se alcance un estado de equilibrio. Además, la corriente de reciclado se alimenta antes del reactor final para reducir la carga térmica de los hornos de los dos reactores anteriores.

4.1.2 Bombas centrifugas

P101 y P102 son bombas idénticas de hierro fundido de tres etapas. Cada bomba proporciona un incremento de presión de 40 atm. Por seguridad, es necesario utilizar

2 bombas en paralelo para aumentar su presión; solo una bomba grande habría tenido que ser demasiado grande.

4.1.3 Intercambiador de calor y hornos

HX101 es un intercambiador de calor de carcasa y tubos que se utiliza para enfriar simultáneamente S110 (efluente del reactor) mientras se calienta S102 (entrada del reactor). El intercambiador de calor está hecho de acero al carbono con calor área de transferencia de 30 m².

F101 es un calentador que se usa para calentar la corriente S103 desde una temperatura de entrada de 300°C a la temperatura deseada de 400°C antes de ingresar a R101. Debido al hecho de que la alimentación está esencialmente a temperatura ambiente, se debe utilizar una cantidad relativamente grande de calor para alcanzar la temperatura de alimentación del reactor antes mencionada.

4.1.4 Destilación flash

FL201 es un destilador flash que se utiliza para eliminar el agua y el etanol de la corriente de producto. La corriente S203, es el producto de la sección del reactor a una temperatura y presión de 50°C y 39 atm, se alimenta al destilador. Esta corriente contiene aproximadamente un 55,6% de etileno, con cantidades significativas de agua y etanol, así como trazas de éter, etano, acetaldehído, metano y ácido acético. Después de la separación, el producto de cabeza, la corriente S205, consta de 98,2% de etileno en peso junto con trazas de los otros componentes. Los fondos, la corriente S204, contiene un 3,8% de etanol y un 95,2% de agua junto con otras impurezas.

4.1.5 Columna de destilación

D301 es la columna de destilación responsable de la corriente de reciclaje. Su propósito es tomar los productos de fondo de ambos destiladores flash, corriente S302 y separar el etanol del agua y otros componentes. La torre está hecha de acero al carbono y mide 2 metro de alto con 6 bandejas espaciadas a 0.3 metro de distancia y un diámetro de 0.8 metros. Se opera a 50°C y 2 atm, lo que da como resultado una corriente rica en etanol como producto principal.

4.1.6 Columna de adsorción

AD401 es una columna de adsorción que se alimenta con la corriente de producto superior rica en etileno de la serie de destiladores flash (S210). Contiene un relleno de zeolita esférica de 3 mm cuyo propósito es absorber el resto del agua y el etanol, así como todos los demás condensables que obstruirían el destilador criogénico. La columna está hecha de acero al carbono y requiere 0.21 m³ de relleno de zeolita. El eluyente es 21.77 kg/h de nitrógeno a 175°C. La alimentación de la corriente de etileno entra a 15.2 kg/h con un tiempo de residencia de 22 segundos y un tiempo de ruptura de 24 h.

4.1.7 Compresor de etapas múltiples

El C401 es un compresor de etapas múltiples que envía el nitrógeno a la columna de adsorción que no está en funcionamiento como una purga que se utiliza para limpiar

esa torre. El nitrógeno debe condensarse para elevar la temperatura y lograr una limpieza óptima.

4.1 Dimensionamiento de los equipos

Tabla 3. Dimensionamiento de los equipos principales y cotizaciones

| Código | Descripción | Dimensiones | Detalle | Material | Proveedor | Precio cotizado [USD] |
|---|--------------------------|-----------------------|--|-----------------|-----------|-----------------------|
| T-101 | Tanque de almacenamiento | 3 m ³ | Tanque de almacenamiento de techo flotante | Acero | SERVIMET | 58000 |
| P-101 | Bomba centrífuga | 30 l/min | 329.84 HP | Hierro fundido | Alibaba | 1200 |
| P-102 | Bomba centrífuga | 30 l/min | 329.84 HP | Hierro fundido | Alibaba | 1200 |
| HX-101 | Intercambiador de calor | 1.40 m ² | Intercambiador de calor de tubo y carcaza | Acero | Alibaba | 3000 |
| R-101 | Reactor | 1.8 m ³ | Reactor catalítico de lecho fijo | Acero35x x | EMERSON | 5400 |
| R-102 | Reactor | 1.5 m ³ | Reactor catalítico de lecho fijo | Acero35x x | EMERSON | 5900 |
| R-103 | Reactor | 1 m ³ | Reactor catalítico de lecho fijo | Acero35x x | EMERSON | 6600 |
| F-101 | Horno | 13.1 kg/h | Calentador de combustión | Acero35x x | JHENTEN | 2300 |
| FL-201 | Destilador Flash | 1.5 m ³ | Tambor de expansión | Acero de carbón | JHENTEN | 6430 |
| FL-202 | Destilador Flash | 1.5 m ³ | Tambor de expansión | Acero de carbón | JHENTEN | 6430 |
| D-301 | Columna de destilación | 1 m ³ | Torre de destilación con bandeja de tamiz, | Acero de carbón | Alibaba | 200000 |
| C-301 | Compresor | 0.3 m ³ /h | Compresor de etapas múltiples | Acero | Alibaba | 3000 |
| S-201 | Tanque de almacenamiento | 2 m ³ | Tanque de almacenamiento del producto | Acero de carbón | SERVIMET | 35000 |
| AD-401 | Columna de adsorción | 2 m ³ | Capacidad máxima: 3320 kg Tiempo de residencia: 22 s | Acero de carbón | Alibaba | 98000 |
| Suma costos de equipos principales | | | | | | 432460 |

Todas las fórmulas y cálculos empleados para el dimensionamiento de equipos más importantes están expuestas en la sección Anexo C: Dimensionamiento de los equipos

A continuación, se muestra en resumen las dimensiones de los equipos empleados en la planta y sus cotizaciones. El código representa la ubicación y el número de tanque en el diagrama de flujo.

4.2 Consumo energético de los equipos

Los principales requisitos de calentamiento de la planta de procesamiento de etanol se encuentran principalmente en los tres calentadores encendidos (F101, F102 y F103) colocados intermitentemente entre los tres reactores adiabáticos. Juntos, estos tres hornos suman 512.87 kW. Las diversas bombas y compresores necesarios para mover las corrientes de líquido / vapor a través del proceso contribuyen relativamente poco a los requisitos generales de energía del proceso. Los otros requisitos importantes de calefacción / refrigeración se encuentran en los intercambiadores de calor. HX301 y HX302 funcionan como condensador y hervidor de la columna de destilación D301, respectivamente.

La Tabla 4 muestra un resumen de las utilidades que son necesarias. Se necesita agua de enfriamiento, vapor de baja presión, gas natural y propileno para lograr el calentamiento y enfriamiento adecuados dentro del proceso.

Tabla 4. Resumen balance de energía del proceso a ser implementado

| Código | Descripción | Trabajo [kW/h] | Fuente |
|---------------|-------------------------|-----------------------|----------------------|
| F101 | Horno de calentamiento | 184.96 | Gas natural |
| F102 | Horno de calentamiento | 162.81 | Gas natural |
| F103 | Horno de calentamiento | 162.81 | Gas natural |
| P101 | Bomba centrífuga | 2.45 | Electricidad |
| P102 | Bomba centrífuga | 2.45 | Electricidad |
| HX201 | Intercambiador de calor | -79.17 | Agua de enfriamiento |
| HX301 | Intercambiador de calor | -117.16 | Agua de enfriamiento |
| AD401 | Columna de adsorción | 0.33 | Electricidad |
| C301 | Compresor | 8.60 | Electricidad |
| Total | | 311.48 | |

Por medio del balance de energía, se determina que el consumo energético mensual que requiere la planta es de 224,265.6 kW. Ya que se tiene la selección y las características de los equipos se puede realizar la estimación de costos de la planta.

5 ANÁLISIS ECONÓMICO

En esta sección se mostrarán los resultados de la estimación del costo total de la planta, como son: capital fijo, de trabajo, costos de producción y los ingresos esperados. Con ello se estimará la rentabilidad de la planta y el tiempo de recuperación.

5.1 Estimación de costos de la planta de producción

Para la estimación de los costos de la planta es necesario tener en cuenta el dimensionamiento de los equipos en la sección 4.2. Esta estimación calcula los costos ISBL en base al costo de los equipos, por lo tanto, se utilizaron los métodos de Lang, Hand y factorial detallado, El método de Hand considera el tipo de equipo y material del que este hecho, mientras que el método de Lang consiste en un análisis del tipo de procesamiento que van a realizar los equipos. Por último, el método factorial detallado utiliza los factores específicos mixtos del proceso (Sinnott & Towler, 2018). En la tabla 6 se muestra un resumen de los costos de la planta obtenidos para los equipos que se utilizaran.

Tabla 5. Resumen de los costos de la planta

| Método utilizado | Costo de la planta | Unidad |
|----------------------------|---------------------------|---------------|
| Método de Lang | 1,957,184 | USD |
| Método de Hand | 1,845,214 | USD |
| Método factorial detallado | 2,580,373 | USD |
| Promedio | 2,127,590 | USD |

A partir de estos costos, se calculó un margen del $\pm 30\%$ del costo promedio para obtener el costo *Inside Battery Limits* (ISBL) de la planta.

5.2 Inversión de capital fijo

Una vez calculado el valor de ISBL de la planta, se determinaron los costos de inversión de capital fijo como se muestra en la tabla 6.

Tabla 6. Resumen de la inversión de capital fijo

| Costos | Valor | Unidad |
|------------------------|--------------|---------------|
| ISBL | 1,824,274 | USD |
| OSBL | 652,147 | USD |
| Costos de ingeniería | 682,785 | USD |
| Gastos por imprevistos | 304,874 | USD |
| Total | 3,464,080 | USD |

5.3 Inversión de capital de trabajo

Para calcularla inversión de capital de trabajo se utilizaron los costos de materia prima utilizadas en el proceso y los costos de producción

Tabla 7. Resumen costos de materia prima para la producción de etileno biobasado con precio de bioetanol internacional

| Materia Prima | Consumo Anual [ton/año] | Precio [USD/ton] | Costo Anual [USD/año] |
|----------------------|------------------------------------|-----------------------------|------------------------------|
| Bioetanol | 1810 | 490 | 886900 |
| Total | | | 886900 |

Tabla 8. Resumen costos de materia prima para la producción de etileno biobasado con precio de bioetanol nacional

| Materia Prima | Consumo Anual [ton/año] | Precio [USD/ton] | Costo Anual [USD/año] |
|----------------------|------------------------------------|-----------------------------|------------------------------|
| Bioetanol | 1810 | 888 | 1,607,280 |
| Total | | | 1,607,280 |

Los costos de producción se calcularon a partir de la suma de los costos fijos y variables que se resumen a continuación:

Tabla 9. Resumen de los costos de producción

| Costo | Valor | Unidad |
|--------------|--------------|---------------|
| Variable | 188,456 | USD/año |
| Fijo | 84,719 | USD/año |
| Total | 273,175 | USD/año |

El costo de la inversión de capital de trabajo se detalla en la tabla 10.

Tabla 10. Resumen de la inversión de capital de trabajo

| Costo | Valor [USD] |
|-----------------------------|--------------------|
| Materias primas | 3253.6 |
| Inventario de etileno | 6554.3 |
| Cuentas por cobrar | 49,313 |
| Efectivo en caja | 8231.4 |
| Creditos cuentas pendientes | 49,157 |
| Total | 116,509.3 |

5.4 Estimación de ingresos del proyecto

Para determinar los ingresos de la planta se utilizaron los siguientes parámetros resumidos a continuación:

Tabla 11. Resumen de estimación de ingresos

| | | |
|-----------------------------------|-----------|---------|
| Margen de producción bruto | 1,584,271 | USD/año |
| Beneficio Bruto | 1,350,100 | USD/año |
| Beneficio Neto | 1,214,529 | USD/año |

5.5 Análisis de recuperación

Para realizar el análisis de recuperación es necesario calcular el número de años que se va a necesitar para la recuperación usando la inversión total inicial y el beneficio neto.

Se planeo un año de construcción de la planta con una tasa de interés del 14% un periodo de recuperación de la inversión de 10 años.

Tabla 12. Resumen de los resultados obtenidos del análisis de recuperación para bioetanol a precio internacional

| | | |
|-------------------------------|-----------|------|
| Tasa de interés | 14 | % |
| VAN | 1,350,100 | USD |
| TIR | 41 | % |
| Tiempo de recuperación | 4.1 | años |

Los resultados muestran que para un precio de etanol de 490 USD/ton, se obtuvo un valor presente neto positivo de 1,350,100 USD y una Tasa Interna de Retorno de 35%, por lo tanto, se recupera la inversión en 4 años.

Tabla 13. Resumen de los resultados obtenidos del análisis de recuperación para bioetanol a precio nacional

| | | |
|-------------------------------|-------------|------|
| Tasa de interés | 14 | % |
| VAN | -2,896,126 | USD |
| TIR | Negativa | % |
| Tiempo de recuperación | No rentable | años |

En cambio, utilizando bioetanol a precio nacional, 888 USD/ton, la tasa interna de retorno fue negativa y el valor presente neto obtenido fue de de -2.896.126 USD, por lo tanto, el proyecto no resulta rentable.

6 CONCLUSIONES

El proceso de producción de etileno por deshidratación de bioetanol necesita menos energía, produce menos productos secundarios contaminantes y tiene una mayor conversión de etileno comparado con el proceso clásico del craqueo de nafta. Sin embargo, el requerimiento de una pureza del 99.9% del etileno para ser comercializado, lo hace menos rentable, ya que se necesitan varios equipos de separación como torre de destilación, tambores de expansión y columna de adsorción para llegar a obtener la pureza deseada.

En cuanto al análisis económico, se concluy que la planta requiere un coste de inversión de capital fijo de 3.4 millones de dólares y el costo de capital de trabajo de 116 mil dólares. Usando el precio del bioetanol internacional, se obtuvo un valor presente neto positivo de 1,350,100 USD y una Tasa Interna de Retorno de 35%, por lo tanto, se recupera la inversión en 4 años. Sin embargo, utilizando bioetanol a precio nacional, 888 USD/ton, la tasa interna de retorno fue negativa y el valor presente neto obtenido fue de de -2.896.126 USD, por lo tanto, el proyecto no resulta rentable.

Por lo tanto, una opción para llevar a cabo el proyecto de una mejor manera sería desarrollar una planta que produzca el bioetanol y hacer este procedimiento parte de todo el proceso para mantener control sobre los costos y la disponibilidad de la materia prima,

además esto reduciría el riesgo que conlleva almacenar altas cantidades de un combustible relativamente peligroso por un largo periodo de tiempo (Becerra et al., 2018).

A pesar de lo establecido en el análisis económico, este proceso se presenta como una oportunidad importante para la producción etileno ya que la demanda mundial de plásticos procedentes de polietileno aumenta de manera acelerada y el proceso empleado actualmente requiere de un recurso no renovable, el crudo, el cual se estima que un futuro se reduzcan considerablemente sus reservas, por lo que, es evidente que en algún momento el cambio de proceso tenga que llegar y quizás ahí los costos y la innovación se presente de manera más clara, sin embargo, sigue siendo una buena opción continuar con el desarrollo del mismo para que el cambio sea progresivo y poder satisfacer nuestra demanda de plásticos de una forma sostenible.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Al-Megren, H., & Xiao, T. (2016). Petrochemical catalyst materials, processes, and emerging technologies. *Petrochemical Catalyst Materials, Processes, and Emerging Technologies*, 1–539. <https://doi.org/10.4018/978-1-4666-9975-5>
- Basics of Green Chemistry | US EPA*. (n.d.). Retrieved December 22, 2021, from <https://www.epa.gov/greenchemistry/basics-green-chemistry>
- Becerra, J., Quiroga, E., Tello, E., Figueredo, M., & Cobo, M. (2018). Kinetic modeling of polymer-grade ethylene production by diluted ethanol dehydration over H-ZSM-5 for industrial design. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 6(5), 6165–6174. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.09.035>

- Castillo, R. O., Mendoza, J., Silva, E., Aucatoma, B., Salazar, M., & Avellaneda, C. (2018). *Carta Informativa CINCAE N°20, 2018*. www.cincae.com
- Cursi, D. E., Hoffmann, H. P., Barbosa, G. V. S., Bressiani, J. A., Gazaffi, R., Chapola, R. G., Fernandes Junior, A. R., Balsalobre, T. W. A., Diniz, C. A., Santos, J. M., & Carneiro, M. S. (2021). History and Current Status of Sugarcane Breeding, Germplasm Development and Molecular Genetics in Brazil. *Sugar Tech*, 1–22. <https://doi.org/10.1007/S12355-021-00951-1/TABLES/6>
- Frosi, M., Tripodi, A., Conte, F., Ramis, G., Mahinpey, N., & Rossetti, I. (2021). Ethylene from renewable ethanol: Process optimization and economic feasibility assessment. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 104, 272–285. <https://doi.org/10.1016/J.JIEC.2021.08.026>
- Gobério Soares Santos Maia, J., Brandão Demuner, R., Resende Secchi, A., Albuquerque Melo, P., Werneck do Carmo, R., Sabença Gusmão, G., & Albuquerque Melo Junior, P. (2018). *Process Modeling and Simulation of an Industrial Scale Plant for Green Ethylene Production*. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b00776>
- Green, D. W., & Perry, R. H. (2008). Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 2400. <https://www.accessengineeringlibrary.com/content/book/9780071422949>
- Hu, Y., Bassi, A., & Xu, C. C. (2020). Energy From Biomass. *Future Energy: Improved, Sustainable and Clean Options for Our Planet*, 447–471. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102886-5.00021-9>
- Hulea, V. (2018). Toward Platform Chemicals from Bio-Based Ethylene: Heterogeneous Catalysts and Processes. *ACS Catalysis*, 8(4), 3263–3279. <https://doi.org/10.1021/ACSCATAL.7B04294>

- Krishnan, S., Ahmad, M. F., Zainuddin, N. A., Din, M. F. M., Rezanian, S., Chelliapan, S., Taib, S. M., Nasrullah, M., & Wahid, Z. A. (2020). Bioethanol production from lignocellulosic biomass (water hyacinth): a biofuel alternative. *Bioreactors*, 123–143. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-821264-6.00009-7>
- Rossetti, I., Compagnoni, M., Finocchio, E., Ramis, G., Di Michele, A., Millot, Y., & Dzwigaj, S. (2017). Ethylene production via catalytic dehydration of diluted bioethanol: A step towards an integrated biorefinery. *Applied Catalysis B: Environmental*, 210, 407–420. <https://doi.org/10.1016/J.APCATB.2017.04.007>
- Santos-Panqueva, Y., Guerrero-Fajardo, C. A., Cuevas-Rodriguez, E. O., Picos-Corrales, L. A., Silva, C. M., & Contreras-Andrade, I. (2017). Production of Bioethylene From Wastes of Microalgae to Biodiesel Biorefinery. *Waste and Biomass Valorization*, 10(2), 377–386. <https://doi.org/10.1007/s12649-017-0064-1>
- Sasso, P., & Lynam, K. (n.d.). *Detailed Hydrocarbon Analysis in Spark Ignition Fuels by ASTM D6730-1 with an Agilent Inert Flow Path Authors*.
- Sinnott, R. K., & Towler, G. (2018). Chemical Engineering Design. *Chemical Engineering Design*. <https://doi.org/10.1016/C2009-0-61216-2>
- Tripodi, A., Belotti, M., & Rossetti, I. (2019). Bioethylene Production: From Reaction Kinetics to Plant Design. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 7(15), 13333–13350. <https://doi.org/10.1021/ACSSUSCHEMENG.9B02579>

ANEXO A: Introducción

Tabla 1A. Propiedades del Etileno (Green & Perry, 2008)

| Propiedad | Valor | Unidad |
|-------------------------------------|--------------|----------------------|
| Temperatura de autoignición | 723 | K |
| Punto de ebullición | 169 | K |
| Densidad crítica | 7.63 | MPa |
| Temperatura crítica | 283.4 | K |
| Volumen crítico | 131 | cm ³ /mol |
| Densidad | 40.6 | mol/m ³ |
| Entalpía de combustión | -1411 | kJ/mol |
| Entalpía de formación | 52.4 | kJ/mol |
| Entalpía de evaporación | 13.6 | kJ/mol |
| Capacidad calorífica, Cp (gas) | 42.6 | J/mol K |
| Potencial de ionización | 10.5 | eV |
| Punto de fusión | 104.15 | K |
| Peso molecular | 28.054 | g/mol |
| Energía libre de Gibbs de formación | 68 | kJ/mol |
| Solubilidad en agua | 0.131 | mg/mL |
| Gravedad específica | 0.978 | - |
| Volumen específico | 0.0247 | m ³ /mol |
| Viscosidad dinámica | 0.0103 | cP |
| Viscosidad cinemática | 9.05 | cSt |

Tabla 2A. Propiedades física del Bioetanol (Hu et al., 2020)

| Propiedad | Valor | Unidad |
|-------------------------------------|--------------|----------------------|
| Temperatura de autoignición | 636 | K |
| Punto de ebullición | 351.39 | K |
| Densidad crítica | 5.91 | mol/L |
| Temperatura crítica | 513.9 | K |
| Volumen crítico | 169 | cm ³ /mol |
| Densidad | 17046 | mol/m ³ |
| Entalpía de combustión | 1336.8 | kJ/mol |
| Entalpía de formación | -234 | kJ/mol |
| Entalpía de evaporación | 42.32 | kJ/mol |
| Capacidad calorífica, Cp (gas) | 118 | J/mol K |
| Conductividad térmica | 0.167 | W/ mK |
| Punto de fusión | 159.01 | K |
| Peso molecular | 46.069 | g/mol |
| Energía libre de Gibbs de formación | -168 | kJ/mol |
| Gravedad específica | 1.59 | - |
| Volumen específico | 0.0000587 | m ³ /mol |
| Viscosidad dinámica | 1.074 | cP |
| Viscosidad cinemática | 1.36 | cSt |

ANEXO B: Bases del diseño

Tabla 1B. Comparación técnica de los métodos a considerar.

| Método | Nafta | Bioetanol |
|---|---|--|
| Reacción | $C_2H_6 \leftrightarrow C_2H_4 + H_2$ <ul style="list-style-type: none"> • Reacción de primer orden • Endotérmica • Energía de activación: $E = 136.5 [KJ mol^{-1}]$ | $CH_3CH_2OH \leftrightarrow CH_2CH_2 + H_2O$ <ul style="list-style-type: none"> • Reacción de orden 0 • Endotérmica • $\Delta H_{rxn} = 932.726 [kJ/kg]$ |
| Materias primas | <ul style="list-style-type: none"> • Gasóleo • Nafta • Keroseno • Gas Natural: <ul style="list-style-type: none"> ○ Etano ○ Propano ○ Butano | <ul style="list-style-type: none"> • Bio-etanol <ul style="list-style-type: none"> ○ Maíz ○ Caña de azúcar ○ Celulosa ○ Desechos de la agricultura • Catalizador: <ul style="list-style-type: none"> ○ Ácido sulfúrico concentrado ○ Ácido fosfórico concentrado ○ Al_2O_3 |
| (Rendimiento, cantidad para 100 kg de materia prima) | Disponibilidad de materia prima: <ul style="list-style-type: none"> • Alta Precio materia prima <ul style="list-style-type: none"> • \$341.54/T (19-06-2020) Para 100 kg de etileno: <ul style="list-style-type: none"> • 200 kg de nafta Selectividad de etileno: 30% | Disponibilidad de materia prima: <ul style="list-style-type: none"> • Media Precio materia prima en Ecuador 2018: <ul style="list-style-type: none"> • 0.83 USD/L de bioetanol Para 100 kg de etileno: <ul style="list-style-type: none"> • 173 kg de etanol Conversión: 98% Selectividad de etileno: 98% |
| Equipos | <ul style="list-style-type: none"> • Horno de craqueo • Enfriador de aceite • Enfriador de agua • Compresores • Secadora • Fraccionador | <ul style="list-style-type: none"> • Tanque de almacenamiento • 4 Bombas centrifugas • 3 Reactores fixed-bed en serie • 2 Intercambiador de calor de tubo y coraza • 3 Hornos • Columna de adsorción • Compresor • Columna de destilación • Condensador |

| | | |
|--|--|--|
| <p>Consumo energético</p> | <ul style="list-style-type: none"> • Proceso intensivo, altamente endotérmico, requiere de altas cantidades de energía para el craqueo de los enlaces carbono-carbono. • Requerimiento energético: aproximadamente 40 GJ por tonelada de etileno, que representa alrededor de 11.111,11 KWh. Con un precio promedio de \$0.10/KWh se puede establecer un costo de \$1,111.00 por tonelada de etileno. | <ul style="list-style-type: none"> • Hornos requieren: 51804.14 kW • Bombas requieren 507.85 kW • Intercambiadores de calor: 21654.87 kW • Compresores 947.24 kW • Columna de adsorción 86.59 kW • Energía total requerida del proceso: 324219.91 kW |
| <p>Productos secundarios y subproductos</p> | <p>Subproductos:</p> <p>De mayor valor agregado:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Etano • Propeno • Butano • Butileno • Benceno <p>Otros:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Carbón • Aceites pesados • Acetileno • Monóxido de carbono • Dióxido de carbono • Metano • Propano | <p>Subproductos:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Agua <p>Productos Secundarios:</p> <ul style="list-style-type: none"> • $(C_2H_5)_2O$ • H_2 • C_4H_8 • CH_4 |
| <p>Condiciones de operación</p> | <ul style="list-style-type: none"> • Temperatura máxima: 835°C • Presión máxima: 35 atm | <ul style="list-style-type: none"> • Tanque de almacenamiento requiere temperatura y presión constante • Reactores fixed-bed: T= 400-310 °C P= 4033 kPa • Intercambiador de calor T= 300°C • Hornos T= 400°C |

ANEXO C: Dimensionamiento de los equipos

Cálculos para el dimensionamiento de la columna de destilación (D301)

Densidad líquida ponderada (ρ_L)

$$\rho_L = \sum (\rho_i)(MassFrac_i) \quad (1)$$

Donde, ρ_i = densidad de cada componente en la corriente.

$MassFrac_i$ = fracción másica de cada componente en la corriente.

$$\rho_L = (1000 \text{ kg/m}^3 \text{ H}_2\text{O}) (\sim 1.0) = 1000 \text{ kg/m}^3$$

Densidad ponderada del gas

$$MW = \sum (MW_i)(MassFrac_i) \quad (2)$$

Donde, MW= peso molecular ponderado de la corriente de gas.

$MassFrac_i$ = fracción másica de cada componente en la corriente.

$$P_g = \frac{MW * P}{RT} \quad (3)$$

Donde P = presión en la bandeja superior

R = constante del gas ideal

T = temperatura absoluta en cada etapa

$$MW = 0.034 \text{ kg/mol}$$

$$P_g = 18.5 \text{ kg/m}^2$$

Correlación de inundación (F_{LG})

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \left(\frac{p_G}{p_L} \right)^{0.5} \quad (4)$$

Donde, L = velocidad del líquido

G = velocidad del gas

$$F_{LG} = 0.250$$

Factor de tensión superficial (F_{ST})

$$F_{ST} = \left(\frac{\sigma}{\rho L} \right)^{0.20} \quad (5)$$

σ = tensión superficial 0.022 Nm.

$$F_{ST} \approx 1$$

Factor de formación de espuma (F_F)

$$F_F = 1$$

Factor Área – Agujero (F_{HA})

1 para:

$$\frac{A_h}{A_T} \geq 0.1 \quad (6)$$

Donde, A_h = área total de agujero en la bandeja.

A_a = área actica de la bandeja.

Factor de capacidad

$$C = C_{SB} F_{ST} F_F F_{HA} \quad (7)$$

$$C = (0.03 \text{ m/s}) (1) (1) (1) = 0.02 \text{ m/s}$$

Velocidad de inundamiento

$$U_f = C \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (8)$$

$$U_f = 1.58 \text{ m/h}$$

Ratio A_d/A_T para ($0.1 \leq F_{LG} \leq 1.0$)

$$\frac{A_d}{A_T} = 0.1 + \frac{F_{LG} - 0.1}{9} \quad (9)$$

$$\frac{A_d}{A_T} = 0.1 + \frac{0.250 - 0.1}{9} = 0.117 \quad (10)$$

Diámetro de la torre (D_T)

$$D_T = \sqrt{\frac{4G}{(fU_f)\pi\left(1 - \frac{A_d}{A_t}\right)\rho_G}} \quad (11)$$

$$D_T = 0.81 \text{ m} \quad (12)$$

Altura de la torre (H)

$$U_f = H = (N_{trays} - 1) * \text{espaciado} + 0.2 + 0.3 \quad (13)$$

$$H = (6 - 1) * 0.3 + 0.2 + 0.3 = 2 \text{ m} \quad (14)$$

Cálculo del costo del reactor (R101)

$$P_d = \exp \{0.60608 + 0.911615[\ln(P_o)] + 0.015665[\ln(P_o)^2]\} \quad (15)$$

$$P_d = \exp \{0.60608 + 0.911615[\ln(40)] + 0.015665[\ln(40)^2]\} \quad (16)$$

$$P_d = 46 \text{ atm} \quad (18)$$

$$t_s = \frac{P_d D_i}{2 * S * E - 1.2 * P_d} \quad (19)$$

$$t_s = 0.017 \text{ m} \quad (20)$$

$$W = \pi(D_i + t_s)(L + 0.8D_i) * t_s + \rho \quad (21)$$

$$W = 0.07 \text{ kg} \quad (22)$$

$$C_V = \exp \{8.9552 - 0.2330[\ln(W)] + 0.0433[\ln(W)]^2\} \quad (23)$$

$$C_V = \exp \{8.9552 - 0.2330[0.07] + 0.0433[\ln(0.07)]^2\} \quad (24)$$

$$C_V = \$5040 \quad (25)$$

$$C_p = F_M * C_V + C_{PL} \quad (26)$$

$$C_p = (1.2) * (5040) + 0 \quad (27)$$

$$C_p = \$6048 \quad (28)$$

$$C_{BM} = F_{BM} * C_p \quad (29)$$

$$C_{BM} = (3.05)(6048) \quad (30)$$

$$C_{BM} = (3.05)(6048) = 18.466 \quad (31)$$

ANEXO D: Análisis Económico

La suma de los costos de los equipos más importantes fue de 432460 USD. Con esto, los demás costos se pueden estimar con factores de recarga, como se muestra en la Tabla 1D

Tabla 1D. Estimación del capital de inversión por medio de factores de recarga para el precio referencial

| | Valor estimado | Factor de recarga | Margen de fluctuación |
|--|----------------|-------------------|-----------------------|
| | [USD] | [-] | [-] |
| Posiciones principales: | | | |
| Equipos y máquinas | 432460 | 1 | |
| Posiciones secundarias directas | | | |
| Montaje de equipos | 43246 | 0.1 | 0.1-0.25 |
| Tuberías y accesorios | 86492 | 0.2 | 0.4-1.00 |
| Instrumentación y control | 129738 | 0.3 | 0.2-1.00 |
| Electrotecnia | 43246 | 0.1 | 0.10-0.30 |
| Obra civil (edificación, fundamentos, estructuras) | 129738 | 0.3 | 0.3-1.00 |
| Varios (aislación, protección contra incendios, conexiones eléctricas) | 43246 | 0.1 | 0.10-0.25 |
| Subtotal | 908166 | 2.1 | |

Tabla 2D. Estimación costos de producción por tonelada de etileno

| Clasificación | Requerimiento | | Precio unitario (USD/unidad) | | \$/ ton Etileno |
|--------------------------------|---------------|-------------------------------------|------------------------------|-----------|-----------------|
| | | | | | |
| A) Material: | | | | | |
| Bioetanol (M1 = 46.07 kg/kmol) | 168,000 | ton/a | 1050 | USD/ton | 1,724.54 |
| B) Demanda de Energía | | | | | |
| Electricidad | 679.2 | kWh/d | 0.09 | USD / kWh | 61.13 |
| Agua de enfriamiento | 6.3 | m ³ /d agua enfriamiento | 0.035 | USD / m3 | 0.2205 |
| Vapor | 7 | ton/d vapor (3.44 bar) | 9 | USD / ton | 63 |
| | | | | | |
| C') Personal y relacionados | | | | | |
| | 434,700 | USD/a | 434,700 | USD/a | 4.3125 |
| E') Capital y relacionados | | | | | |
| | 20% | USD/a | 80,2073.8 | USD/a | 7.96 |
| H) Varios | | | | | |
| | 3% | de A+B+C'+E' | | | 55.83 |
| Costos de producción | | | | | 1,916.99 |

Tabla 3D. Cálculo de los costos de personal y relacionados.

| Requerimientos de personal | Sueldo incl. Recargos y costos generales (\$/a) | \$/a |
|-------------------------------------|---|---------|
| 5 turnos con 2 operarios cada turno | 22,680 | 226,800 |
| 1 jefe de planta | 75,600 | 75,600 |
| 2 especialistas | 37,800 | 75,600 |
| 1 técnicos de mantenimiento | 56,700 | 56,700 |
| Total: | | 434,700 |