



Universidad Nacional
SAN LUIS GONZAGA



Reconocimiento-NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional

Esta licencia permite a otras combinar, retocar, y crear a partir de su obra de forma no comercial, siempre y cuando den crédito y licencia a nuevas creaciones bajo los mismos términos.

<http://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0>



UNIVERSIDAD NACIONAL "SAN LUIS GONZAGA"



ESCUELA DE POSGRADO

EVALUACION DE ORIGINALIDAD

CONSTANCIA

El que suscribe, deja constancia que se ha realizado el análisis con el software de verificación de similitud al **BORRADOR DE TESIS** cuyo título es:

"PROPUESTA DE UN MODELO DE PROCESO EN LA HIDRATACIÓN INDIRECTA DE ETILENO PARA LA OBTENCIÓN DE ETANOL CARBURANTE DEL GAS NATURAL DE CAMISEA"

Presentado por:

WONG JURADO CESAR ANTONIO

De la **MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA** mención **ENERGÍA Y MEDIO AMBIENTE**.

Que, se ha recibido del operador del programa informático evaluador de originalidad de la Escuela de Posgrado de la UNICA, el informe automatizado de originalidad, el mismo que concluye de la siguiente manera:

El documento de investigación APRUEBA los criterios de originalidad con un porcentaje de similitud de 1%.

Para dar fe, se adjunta al presente el reporte de similitud de las bases de datos de iThenticate. En Ica 11 de enero de 2024

Atentamente


UNIVERSIDAD NACIONAL "SAN LUIS GONZAGA"
ESCUELA DE POSGRADO
Dr. LUIS ALBERTO PECHO TATAJE
Director (e)

UNIVERSIDAD NACIONAL “SAN LUIS GONZAGA”

VICERRECTORADO DE INVESTIGACIÓN

ESCUELA DE POSGRADO

MAESTRIA: INGENIERÍA MECÁNICA

MENCIÓN: ENERGÍA Y MEDIO AMBIENTE



TESIS:

**PROPUESTA DE UN MODELO DE PROCESO EN LA
HIDRATACIÓN INDIRECTA DE ETILENO PARA LA OBTENCIÓN
DE ETANOL CARBURANTE DEL GAS NATURAL DE CAMISEA**

Línea de Investigación:

Ciencias naturales, ingeniería y tecnologías sostenibles

PRESENTADA POR:

ING. WONG JURADO, CESAR ANTONIO

GRADO A OBTENER: MAESTRO

ASESOR:

DR. CÓRDOVA MENDOZA PEDRO

ICA - PERÚ

2024

DEDICATORIA:

**A mi esposa e hijos
que me acompañan en todo
momento y me inspiraron en la
realización de este trabajo.**

AGRADECIMIENTO:

A mi Asesor y docentes Universitarios que me apoyaron

En la confección de esta Tesis.

INDICE DE CONTENIDO

DEDICATORIA.....	I
AGRADECIMIENTO.....	III
INDICE DE CONTENIDO	IV
INDICE DE TABLAS	VI
INDICE DE FIGURAS	VII
RESUMEN	VIII
SUMMARY	IX
INFORME FINAL DE TESIS:	X
I. INTRODUCCIÓN	1
1.1. SITUACIÓN PROBLEMÁTICA.....	3
1.2. ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN.....	5
1.2.1. Antecedentes a nivel internacional	5
1.2.2. Antecedentes a nivel nacional.....	7
1.2.3. Antecedentes a nivel local.....	7
1.3. BASES TEÓRICAS.....	7
1.3.1. Situación de la matriz energética en el Perú.....	7
1.3.2. Cambio climático	9
1.3.3. Cambio climático, reto mundial: Mario Molina	9
1.3.4. Especificaciones técnicas del etileno.....	10
1.3.5. Producción de etileno.....	12
1.3.6. Hidratación indirecta del etileno	13
1.3.7. Tendencias en el diseño de procesos para la producción de etanol combustible 16	
1.3.8. Especificaciones técnicas del producto terminado	17
1.4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA	18
1.4.1. Problema principal.....	18
1.4.2. Problemas específicos	18
1.5. OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN	19
1.5.1. Objetivo principal.....	19
1.5.2. Objetivos específicos	19
1.6. HIPÓTESIS DE INVESTIGACIÓN	19
1.6.1. Hipótesis principal	19
1.6.2. Hipótesis específicas.....	19
1.7. VARIABLES DE INVESTIGACIÓN.....	20

1.7.1.	Variable independiente.....	20
1.7.2.	Variable dependiente	20
1.7.3.	Operacionalización de variables	21
1.8.	JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA.....	22
1.8.1.	Justificación	22
1.8.2.	Importancia.....	22
1.9.	MARCO CONCEPTUAL.....	24
1.9.1.	Etanol	24
1.9.2.	Carburante.....	24
II.	ESTRATEGIA METODOLOGICA	26
2.1.	ÁREA DE ESTUDIO.....	26
2.2.	LA INVESTIGACIÓN.....	26
2.2.1.	Tipo y nivel de la investigación.....	26
2.2.2.	Población y muestra.....	27
2.2.3.	Marco legal.....	27
2.2.4.	Técnica de recolección de datos.....	29
2.2.5.	Instrumentos de recolección de datos	29
2.2.6.	Técnicas de procesamiento de datos	30
2.2.7.	Análisis e interpretación de los datos.....	30
III.	RESULTADOS	32
3.1.	PROCESO HIDRATACIÓN INDIRECTA DE ETILENO Y LA OBTENCIÓN DE ETANOL CARBURANTE	32
3.2.	EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Y LA OBTENCIÓN DE ETANOL CARBURANTE	34
3.3.	EL PROCESO HIDRATACIÓN INDIRECTA DE ETILENO Y LA EVALUACIÓN ECONÓMICA FINANCIERA	68
IV.	DISCUSIÓN DE RESULTADOS	76
4.1.	PROCESO HIDRATACIÓN INDIRECTA DE ETILENO Y LA OBTENCIÓN DE ETANOL CARBURANTE	76
4.2.	EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Y LA OBTENCIÓN DE ETANOL CARBURANTE	77
4.3.	PROPUESTA DE UN MODELO DE PROCESO HIDRATACIÓN INDIRECTA DE ETILENO Y LA	
	EVALUACIÓN ECONÓMICA FINANCIERA	78
4.3.1.	Valor actual neto	78
4.3.2.	Tasa interna de retorno	79
4.3.3.	Relación beneficio/costo	79
V.	CONCLUSIONES.....	80
VI.	RECOMENDACIONES	82
VII.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	83

INDICE DE TABLAS

Tabla 1 Especificaciones del etanol carburante	17
Tabla 2 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES	21
Tabla 3 “Características del etanol combustible desnaturalizado”[47]	23
Tabla 4 Componentes y flujo molar	35
Tabla 5 Datos para la ecuación de Antoine	36
Tabla 6 Datos para la ecuación de Antoine	36
Tabla 7 Composición de las corrientes de salida	40
Tabla 8 Composición de las corrientes	43
Tabla 9 Componentes y flujo molar	46
Tabla 10 Datos para la ecuación de Antoine	47
Tabla 11 Datos para la ecuación de Antoine	48
Tabla 12 Composición de las corrientes de salida	51
Tabla 13 Composición de las corrientes	54
Tabla 14 Componentes y flujo molar	58
Tabla 15 Datos para la ecuación de Antoine	58
Tabla 16 Datos para la ecuación de Antoine	59
Tabla 17 Composición de las corrientes de salida	62
Tabla 18 Composición de las corrientes	66
Tabla 19 Flujo efectivo corregido	71
Tabla 20 Tasa interna de retorno	72
Tabla 21 Tasa interna de retorno y valor actual neto	73
Tabla 22 Tiempo de recuperación de la inversión	74

INDICE DE FIGURAS

Figura 1 “Bloque de flujo del proceso C2-ODH”[36].	12
Figura 2 “Diagrama de flujo de proceso para la manufactura de etanol por hidratación indirecta de etileno”[41].....	15
Figura 3 Cárdenas, “ruta de los tramos del Proyecto Gasoducto Sur Peruano”[50]	¡Error!
Marcador no definido.	
Figura 4 Ubicación de la provincia de Ilo en la ciudad de Moquegua¡Error!	Marcador no definido.
Figura 5 Ubicación del distrito de Mollendo, provincia de Islay ...	¡Error! Marcador no definido.
Figura 6 Diagrama del proceso hidratación indirecta de etileno.....	33
Figura 7 Columna de Rectificación 1	35
Figura 8 Altura de la columna	42
Figura 9 Columna de Rectificación 2	46
Figura 10 Altura de la columna	53
Figura 11 Columna de Rectificación 3	57
Figura 12 Altura de la columna	65
Figura 13 Tasa interna de retorno y valor actual neto	73
Figura 14 Tiempo de recuperación de la inversión.....	74

RESUMEN

Objetivo, Elaborar una propuesta de modelo de un proceso en la hidratación indirecta de etileno que incide significativamente en la obtención de etanol carburante del gas natural de Camisea. **Material y Métodos**, investigación fue de enfoque cuantitativo, tipo observacional-de corte transversal, nivel aplicado y diseño no experimental. **Resultados**, en el proceso de producción del etanol anhidro se ha seleccionado los flujos de entrada primarios para la materia de base del hidrocarburo que contiene 35-95 por ciento de etileno, metano, y etano; 96-98 por ciento de ácido sulfúrico, y agua, con la disponibilidad de la tecnología en el medio actual. El costo de los intercambiadores de calor para todas las columnas de rectificación, destilación y separación están incluidos en cada uno de esos equipos, costo del sistema de refrigeración para el reactor de absorción se incluye en el costo de equipos accesorios, otros equipos evaporadores al vacío. La investigación está de acorde con la realidad plantea de los 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS). **Conclusiones**, se concluye que el precio de venta del etanol anhidro en la planta de producción llega a ser US\$ 816,14 por tonelada de etanol anhidro. La evaluación económica, según los indicadores de endeudamiento es de tan solamente 1 año 7 meses y se tendrá una máxima exposición de US\$ 14 048 255,25. La viabilidad económica es un TIR de 82,33% para una tasa de descuento de un 14% que se aplica a las instituciones públicas del estado según normas SNIP.

Palabras Claves: *Hidratación indirecta, etanol carburante, gas natural, cambio climático, indicadores económicos.*

SUMMARY

Objective: Develop a model proposal for a process in the indirect hydration of ethylene that has a significant impact on obtaining fuel ethanol from Camisea natural gas. **Material and Methods,** research was of a quantitative approach, observational-cross-sectional type, applied level and non-experimental design. **Results,** in the anhydrous ethanol production process, the primary input streams have been selected for the hydrocarbon feedstock containing 35-95 percent ethylene, methane, and ethane; 96-98 percent sulfuric acid, and water, with the availability of technology in the current environment. The cost of heat exchangers for all rectification, distillation and separation columns are included in each of these pieces of equipment, cost of the cooling system for the absorption reactor is included in the cost of accessory equipment, other vacuum evaporator equipment. The research is in accordance with the reality of the 17 Sustainable Development Goals (SDGs). **Conclusions,** it is concluded that the sale price of anhydrous ethanol in the production plant reaches US\$ 816.14 per ton of anhydrous ethanol. The economic evaluation, according to the indebtedness indicators, is only 1 year 7 months and there will be a maximum exposure of US\$ 14,048,255.25. The economic viability is an IRR of 82.33% for a discount rate of 14% that is applied to public institutions of the state according to SNIP standards.

Keywords: *indirect hydration, fuel ethanol, natural gas, climate change, economic indicators.*

INFORME FINAL DE TESIS:

**Propuesta de un modelo de proceso en la hidratación indirecta
de etileno para la obtención de etanol carburante del gas
natural de Camisea**

LÍNEA DE INVESTIGACIÓN:

Ciencias naturales, ingeniería y tecnologías sostenibles

AUTOR:

ING. CESAR WONG JURADO

ASESOR:

Dr. PEDRO CORDOVA MENDOZA

I. INTRODUCCIÓN

En la actualidad las políticas relacionadas con la innovación tecnológica y la necesidad de difusión es: “estar bien informado sobre las condiciones necesarias para el éxito y la introducción al mercado y penetración de las tecnologías relevantes, incluso cuando se han aprendido muchas lecciones relevantes de intentos anteriores de desarrollar propuestas para tecnologías verdes en general”, *Faiers et al.*, [1] y “combustibles alternativos en particular, *Meléndez*”, [2].

Collantes, [3a] aunque los aumentos en el interés en combustibles alternativos son generalmente provocados por manifestaciones del consumo de petróleo que en la actualidad es muy contaminante al medio ambiente, el proceso por el cual una tecnología particular llama la atención de los formuladores de políticas no ha sido objeto de una investigación exhaustiva. Los beneficios sociales potenciales que un combustible y / o vehículo limpio en particular por propuesta de tecnologías podrían ofrecer normalmente convertirse en la luz guía de la política actividad, con mucha menos atención al valor de la tecnología propuesta como determinante central de la adopción del mercado, *Collantes*, [4b], continua, en el contexto específico de las decisiones regulatorias deben basarse en los posibles beneficios sociales del etanol (en relación con la gasolina E85).

Los procesos de conversión y gestión de energía sostenibles requieren cada vez más un enfoque integrado, especialmente en el contexto de abordar la crisis climática, *Milankovitch and Salomón et al.*, [5], [6], explicaron q los cambios climáticos que estamos viendo ahora no son los primeros en la historia de la Tierra. *Zidanšek et al.*, [7], mientras que las anteriores, como la Edad de Hielo que terminó hace unos 11.500 años, fueron producidas por variaciones en la

órbita de la Tierra (ciclos de Milankovitch) que afectaron la cantidad de luz solar que calienta la Tierra, la actual es de origen antropogénico. Los ciclos anteriores de calentamiento y enfriamiento cambiaron lentamente. Esta vez, el clima está cambiando más rápidamente que antes y está fuera de las variaciones esperadas, la actividad humana es responsable de eso, según el IPCC, la quema de combustibles fósiles (carbón, gas, petróleo), que comenzó con el comienzo de la revolución industrial, que ha aumentado el contenido de gases de efecto invernadero que atrapa el calor en la atmósfera, representa el mayor antropogénico contribución al cambio climático, **Salomón et al.**, [6].

El desarrollo del etanol combustible fue lanzado y guiado por el gobierno central, lo que representa una acción estratégica a nivel de país China, el Consejo de Estado y las principales autoridades gubernamentales emitieron una serie de órdenes administrativas y avisos sobre el fomento de la cadena industrial de producción de etanol combustible y aplicaciones para formular normas industriales esenciales, enmendar regulaciones relacionadas, construir plantas de fabricación de etanol combustible, establecer centros de mezcla y distribución y establecer zonas de aplicación de prueba, **Lu**, [8].

“El etanol ha sido usado como combustible automotor desde el nacimiento de los automóviles, en 1894, mientras Louis Renault, Armand Peugeot, Herbert Austin, Henry Ford, Karl Benz y otros intentaban adaptar el motor de combustión interna recientemente inventado en vehículos”[9], “simultáneamente en Francia y Alemania se investigaba como llevar a cabo la utilización del etanol en estos motores desde entonces y hasta nuestros días, el uso del etanol en vehículos automotores ha tenido un considerable avance”[9], “principalmente porque su uso reduce la dependencia del petróleo, disminuye emisiones contaminantes y

se amplían las fuentes de energía alternativas para uso automotor”, **Córdova**, [9].

En la industria petroquímica, el etanol (C_2H_5OH) se produce a partir de la hidratación catalítica del etileno (C_2H_4), el etanol producido a partir de etileno se conoce como etanol carburante (o petroquímico) **Kirk-Othmer**, [10].

“El Etanol Anhidro que es una propuesta que se elabore en el Perú para uso como carburante, deberá cumplir con las especificaciones internacionales previstas para tal fin, las cuales a su vez deberán ser oficializadas mediante la emisión de la correspondiente Norma Técnica Peruana” [9]. “Las características principales del alcohol desnaturizado para mezcla con gasolina contenidas en la Norma Internacional ASTM designada como: D-4806-03, especificaciones estándar para combustible etanol desnaturizado para mezclas con gasolinas de uso automotor, para motores de combustión interna, incluye el desnaturizante”, **Córdova**, [9].

1.1. Situación problemática

En los últimos años, la escasez de petróleo crudo, el aumento de los precios de los combustibles fósiles y el endurecimiento de las regulaciones ambientales han llevado al desarrollo de la aplicación de combustibles alternativos en motores de combustión interna. El gas natural es uno de esos combustibles disponibles en grandes cantidades en muchas partes del mundo a precios atractivos. Se pronostica que el consumo de gas natural se duplicará entre 2001 y 2025, con el mayor crecimiento de la demanda esperado entre las naciones en desarrollo, la participación de GN ha aumentado progresivamente dentro del mercado energético en las

últimas tres décadas, **Economides and Wood**, [11]. El gas natural es una alternativa potencial a los combustibles líquidos convencionales (es decir, gasolina y diésel) para su uso en motores de automóviles, **Malenshek and Olsen; Ibrahim and Bari; Abdelaal and Hegab**, [12]–[14].

El siglo XXI, exige, competitividad ambiental que permita incorporar una decidida sostenibilidad industrial, en la actividad energética, como es el proceso de hidratación indirecta del etileno donde se busca fomentar la producción de etanol carburante, beneficio que generara un adecuado uso como del recurso energético, siendo esta actividad industrial, en esta parte del continente donde se debe tener su principal atención y discusión entre los responsables políticos y los responsables de la toma de decisiones industriales, **Scordato et al.**, [15].

Varios autores se refirieron recientemente a la sostenibilidad industrial, como es el caso de la actividad energética, **Neri et al.**, [16]. El MTBE que se utiliza en el Perú y en otros países como aditivo mezclado con las gasolinas para elevar el octanaje del producto final, sin embargo conclusiones de estudios formales realizados en Estado Unidos, entre otros, en relación con el uso de ese aditivo reflejan condiciones de contaminación preocupantes, por esto se ha hecho necesario que se busquen fuentes alternativas de recursos energéticos, entre ellos el etanol anhidro, **Yacobucci**, [17].

Del mismo modo que en el pasado, la actual crisis del petróleo nos lleva a la urgente necesidad de buscar alternativas de actividad energética, que cumplan con las exigencias ambientales y el desarrollo sostenible, motivo

por el que dicha propuesta de estudio tiene su fundamento en las normas vigentes relacionados con la investigación que buscan proteger el ambiente.

1.2. Antecedentes de la investigación

1.2.1. Antecedentes a nivel internacional

Según, **Cárdenas-Guerra et al., [18]** ha presentado un estudio de simulación de los efectos del diseño y los parámetros operativos bajo los cuales pueden ocurrir estados estables óptimos y estables en un proceso de destilación reactiva para la síntesis de etanol, el diseño conceptual del proceso de separación reactiva se basa en el concepto de elemento donde se emplea el enfoque de la fuerza motriz reactiva, para validar el diseño propuesto, se realizaron simulaciones de estado estable utilizando el paquete de software ASPEN PLUS®. Continúa **Cárdenas-Guerra et al.,** que: “realizó un análisis de sensibilidad para establecer las condiciones de operación del proceso, los parámetros analizados fueron los siguientes: i) la presión de funcionamiento y ii) la relación de reflujo”[18]; “los resultados mostraron que un nuevo diseño de eficiencia energética con requisitos mínimos de energía puede ser considerada una alternativa tecnológica viable para la síntesis de etanol”[18].

Collantes, indica en su investigación que: “la cual investiga una pregunta que a veces pasan por alto los encargados de formular políticas y los reguladores, a saber, la necesidad de una propuesta

de valor sólida para que las tecnologías verdes ingresen con éxito al mercado”[4]. Continua, **Collantes**, que, en particular, “se estudian los resultados de los modelos de elección del consumidor para desarrollar medidas de aceptación por parte del consumidor de las mezclas de etanol y los vehículos de combustible flexible, un sistema de combustible-vehículo que ha recibido atención en una variedad de políticas federales y estatales. El análisis sugiere que, con los precios de combustible proyectados y dadas las características de los sistemas competidores de vehículos y combustibles, es poco probable que los consumidores sustituyan las mezclas de etanol por gasolina, el análisis también destaca la necesidad de más investigación en esta área, **Collantes**, [4].

Matar and Hatch “Los productos petroquímicos son productos químicos derivados del petróleo crudo, aunque muchos de los mismos compuestos químicos también se obtienen de otros combustibles fósiles como el carbón y el gas natural o de fuentes renovables como el maíz, la caña de azúcar y otros tipos de biomasa”, **Meyers; Speight**; [20]–[22].

La producción petroquímica se basa en el procesamiento multifásico de petróleo crudo y el gas asociado, las materias primas clave en la industria petroquímica incluyen productos de refinación de petróleo crudo (principalmente gases y nafta), los productos petroquímicos incluyen etileno, propileno y benceno; fuente de monómeros para cauchos sintéticos e insumos para carbono

técnico, los productos petroquímicos se utilizan para la producción de varias materias primas y monómeros y precursores de monómeros, los monómeros después del proceso de polimerización crean varios polímeros que son finalmente utilizado para producir geles, lubricantes, elastómeros, plásticos y fibras, **Parkash; Gary, Handwerk, and Kaiser; Speight; Speight; Speight; Hsu and Robinson; [23]–[28].**

1.2.2. Antecedentes a nivel nacional

Gonzales, [29]“estudian las diferentes alternativas posibles para la producción de etanol carburante, una vez analizadas las distintas alternativas se decide decantarse por la vía de la hidratación directa del etileno”, continua **Gonzales** con su aporte científico que: “una vez elegida la ruta que se desea emplear, se establece que la capacidad nominal de la planta será de 200.000 toneladas al año de etanol carburante, se utilizara el software Aspen Plus 2006”**[29].**

1.2.3. Antecedentes a nivel local

Se ha revisado la bibliografía relacionada al tema de investigación y no se han encontrado estudios que tengan relación con la investigación.

1.3. Bases teóricas

1.3.1. Situación de la matriz energética en el Perú

Ocrospoma, “en los últimos 30 años el Perú ha registrado cambios en la oferta de hidrocarburos líquidos, como la reducción de las

reservas y producción de petróleo, bajas en la calidad promedio del crudo nacional”[30] y “el rápido incremento de la participación del diésel en el transporte, este panorama se complementa con el descubrimiento y puesta en explotación de grandes reservas de gas y condensados”[30]. *Ocrospoma* refiere que:

... Actualmente, el Gobierno Peruano se encuentra en el proceso de modificar la matriz energética, mediante el desarrollo de las fuentes primarias que están disponibles en el país, consumiendo gas natural y recursos hídricos, dejando de consumir lo que el país no produce e importa; y promoviendo el desarrollo sostenible de las fuentes renovables de energía: hidroenergía, energía geotérmica, eólica, solar y biocombustibles.[30].

“De esta manera, el Ministerio de Energía y Minas (MINEM) ha promovido las siguientes acciones según ***Ocrospoma***:

- Masificación del uso del gas a nivel nacional,
- Promoción del Gas Natural Vehicular (GNV),
- Promoción de los ductos regionales”[30];
- “Promoción de la Petroquímica Básica,
- Incorporación de nuevas tecnologías: Micro Gas Natural Líquido - LNG, Gas Natural Comprimido - GNC, Gas to Liquids – GTL,
- Desarrollo de fuentes alternativas como los Biocombustibles (etanol y biodiesel)”[30], y
- “Desarrollo de proyectos con energías renovables (hidroelectricidad, energía eólica, energía solar, geotermia)”[30].

1.3.2. Cambio climático

IPCC, “La demanda de energía y de servicios conexos, con miras al desarrollo social, económico, la mejora del bienestar y la salud de las personas, va en aumento, todas las sociedades necesitan de servicios energéticos para cubrir las necesidades humanas básicas”[31] y “para los procesos productivos, desde 1850, aproximadamente, la utilización de combustibles de origen fósil en todo el mundo ha aumentado hasta convertirse en el suministro de energía predominante, situación que ha dado lugar a un rápido aumento de emisiones CO₂” [31].

1.3.3. Cambio climático, reto mundial: Mario Molina

Haug, resalta: “Hay que actuar ya; si tardamos, `más riesgos de desastres habrá`, señala el Nobel y plantea la necesidad de transformar la mentalidad de políticos, científicos y público en general”[32].

Haug, hace alusión al, premio Nobel de Química Mario Molina Pasquel, en la que señaló que el cambio climático “ya ocasiona daños ambientales, con serias repercusiones en la sociedad y la economía, como la escasez de agua, la pérdida de diversidad biológica, desastres ambientales, y advirtió que, si no se adoptan medidas en este momento, la situación será peor”[32].

Haug, continua que para enfrentar este problema global es necesario: “invertir 1% de la producción mundial, así como asumir un pensamiento ético generalizado, ya que, `no podemos dejarles

a las generaciones futuras un entorno más deteriorado del que ya tenemos, y hoy día tenemos la obligación de actuar”[32].

Haug, además durante la conferencia cambio climático sobre el reto ambiental del siglo XXI: “en la Universidad Iberoamericana, detalló que el costo del cambio climático es de alrededor de 1% del producto interno bruto (PIB) mundial, pero si no se adoptan medidas llegará a representar de 10 a 25% de esa producción global” [32].

Haug, advirtió que: “de no establecerse medidas económicas y éticas, los daños que se presentan, continuarán ocurriendo, la situación se pondrá peor, ya que hemos sido testigos del derretimiento de glaciares, lo que afecta la disponibilidad de agua en muchas partes del mundo”.

Haug, agregó que: “en este momento ya han ocurrido cambios importantes en los sistemas ecológicos; se manifiestan en la intensidad de las lluvias y las sequías, lo cual afecta seriamente la economía”[32]. “Los huracanes de gran intensidad y otros fenómenos que estamos viendo, con los cambios que ya hicimos, van a seguir sucediendo por un par de décadas, hagamos lo que hagamos. Si no paramos, esta situación se va a intensificar”[32]..

1.3.4. Especificaciones técnicas del etileno

Agencia Peruana de Noticias, manifiesta que: “El proyecto incluye la construcción del Gasoducto Andino del Sur por parte de la

empresa Kuntur Transportadora de Gas, y de un complejo industrial en la región sur de Perú, que será un marco referencial en el proceso de industrialización del país”[33].

“La iniciativa de Braskem está en línea con su visión estratégica de convertirse en una de las empresas líderes de la química mundial para en 2021, por medio de la combinación de crecimiento en el mercado doméstico” [33], “alternativas de acceso a materia prima competitiva y la búsqueda de oportunidades de internacionalización para el acceso a nuevos mercados, en especial en el eje de América”, dijo su director de Negocios Internacionales para América del Sur, Sergio Thiesen en la **Agencia Peruana de Noticias**, [33].

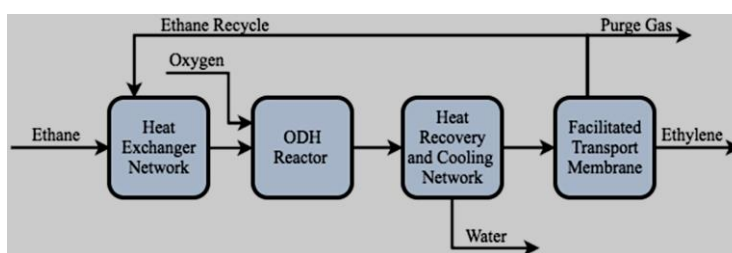
Agencia Peruana de Noticias, hace referencia que por su parte, Petroperú afirmó que: [33] “El memorando de entendimiento es un primer paso para la evaluación de la viabilidad técnico económica y posterior instalación de un complejo petroquímico de etileno y polietileno integrado, teniendo al etano como materia prima”. Donde “El etileno es la sustancia más simple de los alquenos. Es un gas incoloro se obtiene por deshidrogenación del etano. La composición requerida como materia prima es: P.M. 28,0; de estar en la fase gas, es muy inflamable”[33], y “arde muy rápidamente con llama luminosa, debe disolverse en agua a 0°C. Soluble en éter, acetona y benceno, debe tener la pureza de 35-95% y su

almacenamiento debe ser en tanques atmosféricos debidamente revestidos para prevenir la corrosión”[33].

1.3.5. Producción de etileno

McCain; Al-Zegbayer, et al., que los catalizadores de deshidrogenación oxidativa (ODH) para convertir el etano en etileno comenzaron a recibir atención a fines de la década de 1970 después de que Journal of Catalysis publicara un artículo titulado, "La oxidación oxidativa del etano sobre el catalizador que contiene óxido mixto de polibdeno y vanadio seguido de una cantidad prodigiosa, avances en la década de 1980, en parte debido a la importante investigación que se realizó sobre gas natural”[34], [35].

Arnold et al., que: “La selectividad y la conversión a etileno son los dos parámetros comúnmente utilizados para medir la productividad del catalizador, deshidrogenación oxidativa de etano (C2-ODH), figura 2” [36].



Fuente: Gaffney and Mason, “Catalysis Today xxx (2017) xxx–xxx”[37].

Figura 1 “Bloque de flujo del proceso C2-ODH”[36].

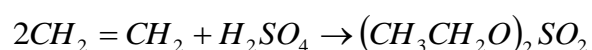
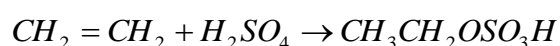
Gaffney and Mason, “El etileno, la olefina más ligera, es un intermedio orgánico utilizado para fabricar muchos productos químicos aguas abajo, como polietileno, etilbenceno, 1,2-

dicloroetano, óxido de etileno, etanol, acetato de polivinilo y muchos productos químicos más importantes” [37].

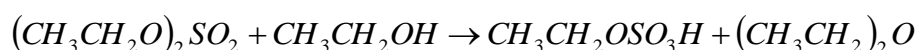
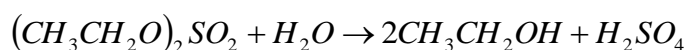
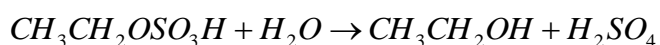
1.3.6. Hidratación indirecta del etileno

Cheremisinoff, “La producción del etanol a partir de etileno usando ácido sulfúrico, es un proceso de hidratación que consiste de tres etapas como se plantea a continuación” [38].

Etap 1. Formación del sulfato monoetil y sulfato dietil por la absorción de etileno en ácido sulfúrico concentrado



Etap 2. Formación de etanol por hidrólisis de sulfato dietil



Etap 3. Reconcentración del ácido sulfúrico

“La corriente de ingreso a la columna de reacción contiene hidrocarburos entre 35 – 95 % etileno, metano, y etano; en cambio el ácido sulfúrico que ingresa debe tener un 96 -98 %y agua”[38].

Casares, explica que: “La absorción es realizada en un reactor a 80°C y 1,3–1,5 MPa de presión donde el etileno alimentado es absorbido generando una reacción exotérmica con el ácido sulfúrico, la columna debe ser enfriada para reducir la temperatura de reacción y para limitar los problemas de corrosión”[39].

Casares; Douglas explican que. “La hidrólisis del sulfato de dietil en la segunda etapa del proceso es realizado usando suficiente agua para producir un 50–60 % de solución de ácido sulfúrico, la mezcla resultante es separada por una columna de rectificación”[39], [40].

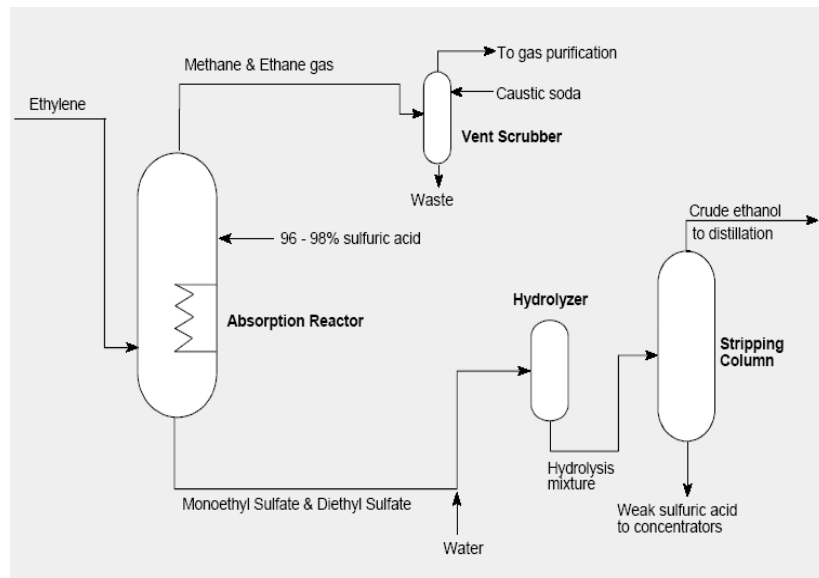
Douglas, “Esta mezcla resultante es separada en una columna de rectificación para producir ácido sulfúrico y una mezcla gaseosa de alcohol, eter, y agua”[40]. “La mezcla gaseosa se mezcla nuevamente con agua y se destila hasta obtener una pureza deseada. Finalmente, el ácido sulfúrico se reconcentra usando un reboiler y un sistema de evaporación al vacío de dos etapas hasta concentrar a un 90%”[40].

KBR, “Las corrientes de salida de productos y subproductos de la reacción son las siguientes”[41]:

- “Etanol (producto);
- Ácido sulfúrico diluido 50 – 60%;
- Lavador del gas de desecho conteniendo el metano y etano no reaccionado también como algunos otros gases presentes;
- Dietil eter (producto secundario)”[41].

KBR, “El etanol como producto final se puede producir de dos formas: Hidratado y anhidro. El etanol hidratado tiene una pureza de 95% que es adecuado para mezclarse con la gasolina y se obtiene una óptima ignición” [41]. “El etanol anhidro se obtiene al refinar el etanol hidratado utilizando un proceso más para llegar a

producir etanol anhidro (100% pureza) para uso en mezcla etanol y gasolina, (Figura 3)”[41].



Fuente: KBR, “Hydrocarbon Processing. Petrochemical Processes” [41]

Figura 2 “Diagrama de flujo de proceso para la manufactura de etanol por hidratación indirecta de etileno”[41]

Llano-Restrepo and Muñoz-Muñoz, menciona que: “La ecuación de estado Peng–Robinson–Stryjek–Vera se combinó con el modelo de coeficiente de actividad UNIQUAC a través de las reglas de mezcla de Wong– Sandler (WS) para correlacionar los datos experimentales disponibles”[42], “el sistema binario de equilibrio vapor-líquido (VL) del sistema etileno-etanol a 200°C a diversas presiones. A esa temperatura, la actividad catalítica exhibe un máximo para la hidratación de etileno, también la región de dos fases del sistema ternario medida experimentalmente es suficientemente amplia” [42]. **Llano-Restrepo and Muñoz-Muñoz** por medio del método reactivo instantáneo, “se determinaron las composiciones de equilibrio químico de la fase líquida y de vapor para varias presiones, y la conversión de equilibrio y la fracción de

vapor se calcularan como funciones de la relación molar de etileno a agua”[42].

1.3.7. Tendencias en el diseño de procesos para la producción de etanol combustible

Cardona and Sánchez, manifiesta que el diseño de proceso rentable para: “la producción de etanol combustible implica la selección de la materia prima más apropiada, la selección y definición de una configuración de proceso adecuada que permita la conversión de materias primas como producto final que cumpla con las especificaciones dadas”[43], **Cardona and Sánchez** continua que la tarea de definir:

... una configuración adecuada del proceso requiere la generación y evaluación de diagrama de flujo de proceso para encontrar el indicador de rendimiento mejorado, este paso del diseño del proceso se llama síntesis del proceso, durante el análisis del proceso, se establece la estructura del diagrama de flujo sintetizado para mejorar el proceso a través de una visión más detallada del mismo, el modelado y la simulación de proceso juega un papel importante aunque con diferentes niveles de detalle (básicamente, modelos de atajo para síntesis y modelos rigurosos para análisis).[43].

Cardona and Sánchez, en su investigación, se destaca la importancia de la materia prima:

... Como factor clave en la economía de los procesos de producción de etanol, las características de síntesis del proceso

para la producción de etanol también se examinan teniendo en cuenta la tendencia utilizada para reducir los costos de producción, además, se enfatizan algunos aspectos que involucran metodologías de análisis de procesos para mostrar cómo pueden contribuir al diseño de tecnologías exitosas en el caso de la producción de etanol combustible. [43].

1.3.8. Especificaciones técnicas del producto terminado

Las principales propiedades del etanol carburante a producir son las que se especifican en la tabla 2.

Tabla 1 Especificaciones del etanol carburante

Característica	Dato numérico
Masa molar (g/mol)	46,07
C (% peso)	52,20
H (%peso)	13,10
O (%peso)	34,70
Densidad (kg/m ³)	794,00
Calor latente de vaporización (kJ/kg)	854
Destilación (°C)	78,40
Valor de calor neto (kJ/kg)	26805
Valor de calor neto (kJ/l)	21285
Razón estequiométrica	8,95
RON	111
MON	92

Esta tabla demuestra que el etanol anhidro tiene algunas características interesantes para utilizar como combustible en los

motores de spark-ignition:

- Un número de octano muy alto, que induce una resistencia fuerte a los golpes y por lo tanto la capacidad de optimizar el motor (el cociente de la compresión, chispear-avanza).
- Una densidad cerca de la gasolina.
- La presencia del oxígeno en la fórmula, que puede proporcionar mezclarse más homogéneo de un fuel/air y por lo tanto una disminución de emisiones incompletas o parcialmente quemadas de la molécula (HC y CO).
- Un alto calor latente de la vaporización permitiendo un "efecto que se refresca" del aire y por lo tanto puede realzar la eficacia que llena.

1.4. Formulación del problema

1.4.1. Problema principal

¿En qué medida el modelo de proceso en la hidratación indirecta de etileno propuesto incide significativamente en la obtención de etanol carburante del gas natural de Camisea?

1.4.2. Problemas específicos

P.E.1: ¿Como el balance de materia y energía influye significativamente en la obtención de etanol carburante del gas natural de Camisea?

P.E.2: ¿Como el proceso en la hidratación indirecta de etileno contribuye significativamente en la evaluación económica financiera del gas natural de Camisea?

1.5. Objetivos de la investigación

1.5.1. Objetivo principal

Elaborar una propuesta de modelo de un proceso en la hidratación indirecta de etileno que incide significativamente en la obtención de etanol carburante del gas natural de Camisea.

1.5.2. Objetivos específicos

O.E.1. Realizar el balance de materia y energía que influye significativamente en la obtención de etanol carburante del gas natural de Camisea.

O.E.2. Estimar que el proceso en la hidratación indirecta de etileno contribuye significativamente en la evaluación económica financiera del gas natural de Camisea.

1.6. Hipótesis de investigación

1.6.1. Hipótesis principal

El modelo de proceso en la hidratación indirecta de etileno propuesto incide significativamente en la obtención de etanol carburante del gas natural de Camisea.

1.6.2. Hipótesis específicas

H.E.1. El balance de materia y energía influye significativamente en la obtención de etanol carburante del gas natural de Camisea.

H.E.2. El proceso en la hidratación indirecta de etileno contribuye significativamente en la evaluación económica financiera del gas natural de Camisea.

1.7. Variables de investigación

1.7.1. Variable independiente

Modelo de proceso en la hidratación indirecta de etileno

Espinoza et al., debido: “Al diseño propuesto sobre la obtención de etileno a partir del etano oxidativo proveniente del gas natural y que la estimación de los costos está regularmente en un 30% en un promedio de (40 €/lb US Gulf Coast)”[44]. *Espinoza et al.*, con este aporte sobre la obtención del etileno: “Ayudaría a que la demanda sea más atractiva y permitiría una evolución significativa en los precios de los últimos años, siendo el objetivo proponer un modelo de proceso que se ajuste a la demanda de la producción del etanol”[44].

1.7.2. Variable dependiente

Etanol carburante

“El etanol tiene un uso generalizado, en química es un solvente esencial y una materia prima para síntesis de otros productos, tiene una larga historia como combustible para el calor y la luz y recientemente como combustible para motores de combustión interna”[30].

1.7.3. Operacionalización de variables

Tabla 2 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES

VARIABLES		DIMENSIONES	INDICADORES
VI: Modelo de proceso en la hidratación indirecta de etileno	Debido al diseño propuesto sobre la obtención de etileno a partir del etano oxidativo proveniente del gas natural y que la estimación de los costos está regularmente en un 30% en un promedio de (40 €/lb US Gulf Coast), con este aporte sobre la obtención del etileno ayudaría a que la demanda sea más atractiva y permitiría una evolución significativa en los precios de los últimos años, siendo el objetivo proponer un modelo de proceso que se ajuste a la demanda de la producción del etanol.	D_{1,1}: Balance de masa y energía	I_{1,1,1}: Temperatura de operación I_{1,1,2}: Volatilidad I_{1,1,3}: Reflujo mínimo I_{1,1,4}: Número mínimo de etapas I_{1,1,5}: Numero de etapas teóricas I_{1,1,6}: Altura de la columna I_{1,1,7}: Diámetro de la Columna I_{1,1,8}: Costo de la columna
VD: Etanol carburante	El etanol tiene un uso generalizado, en química es un solvente esencial y una materia prima para síntesis de otros productos, tiene una larga historia como combustible para el calor y la luz y recientemente como combustible para motores de combustión interna.	D_{D,1}: Evaluación económica financiera	I_{D,1,1}: Indicadores economicos

1.8. Justificación e importancia

1.8.1. Justificación

“La gasolina motor oxigenada con etanol anhidro desnaturalizado, resulta de una mezcla en proporciones definidas de dos componentes; el que participa en mayor proporción se denomina gasolina base”[45] y “cuya especificación corresponde a la empleada en el mercado peruano como gasolina motora en todos los grados, es decir 84, 90, 95 y 97 Octanos”[45]. “El etanol anhidro es el otro componente, se utiliza como mejorador del número de octano y proporciona oxígeno al combustible para cumplir normas sobre emisiones y calidad del aire”[45]. De acuerdo con la **Norma Técnica Peruana (NTP) 321.102-2002**, “la oxigenación de la gasolina puede variar de cero hasta un máximo de 2.7% en peso de oxígeno, lo cual es equivalente a 7.8% en volumen para el caso de etanol anhidro”[45]. **Berlanga et al.**, “Las propiedades del etanol anhidro corresponden a la **Norma ASTM D- 4806-03** referente a especificaciones estándar para combustible etanol desnaturalizado para mezclas con gasolinas de uso automotor y motores de combustión interna por bujías”[46].

1.8.2. Importancia

“El Etanol Anhidro que se elabore en el Perú para uso como carburante, deberá cumplir con las especificaciones internacionales previstas para tal fin, las cuales a su vez deberán ser oficializadas mediante la emisión de la correspondiente Norma

Técnica Peruana”[46]. “En la tabla 1 se muestra, como referencia, las características principales del alcohol desnaturalizado para mezcla con gasolina contenidas en la Norma Internacional **ASTM** designada como: D-4806-03”[46], “Especificaciones estándar para combustible etanol desnaturalizado para mezclas con gasolinas de uso automotor, para motores de combustión interna, incluye el desnaturalizante”[47].

Tabla 3 “Características del etanol combustible desnaturalizado”[47]

Características	Valor
Etanol, % volumen, min.	92,2
Metanol, % volumen, máx.	0,5
Goma lavada-solvente mg/100 ml, máx.	5,0
Contenido de agua, % volumen, máx.	1
Contenido de desnaturalizante, % volumen min. -% volumen máx.	1,96 – 4,76
Contenido de cloruro inorgánico, masa ppm (mg/l) máx,	40 (32)
Contenido de cobre, mg/kg, máx.	0,1
Acidez (como ácido acético, % masa (mg/l), máx.	0,007 (56)
pH	6,5 – 9,0
Apariencia	Visible libre de sólidos suspendidos o contaminantes precipitados claro y brillante

Fuente: “Quality Specification for Fuel Ethanol per ASTM D4806”[47]

1.9. Marco conceptual

1.9.1. Etanol

Nylund, Aakko-Saksa, and Sipilä, [43, p. 70], menciona que: “en los Estados Unidos, hay tres especificaciones relacionadas con el combustible de etanol, la norma ASTM D 5798, especificación estándar para etanol de combustible (Ed75-Ed85) para motores de encendido por chispa automotriz”, “es la especificación clave utilizada en la producción de combustible E85 para vehículos de combustible flexibles con motores de encendido por chispa” [43, p. 70]. **Nylund, Aakko-Saksa, and Sipilä**, continua que: “la norma ASTM D 4814, especificación estándar para combustible de motor de encendido por chispa automotriz, es la especificación para gasolina automotriz y sus mezclas con hasta 10% en volumen de etanol. ASTM D 4806” [48], “especificación estándar para combustible etanol desnaturalizado para mezclar con gasolinas para uso como combustible de motor de encendido por chispa automotriz, es la especificación para el etanol destinado a mezclarse con gasolina en un 1 a 10% en volumen” [48].

1.9.2. Carburante

IDAE-FITSA, [49] “entre los carburantes reformulados cabe destacar los combustibles con niveles bajos de azufre, estos son aquellos cuya composición presenta un máximo de 50 ppm (partes por millón) de azufre, su utilización reduce las emisiones de dióxido

de azufre (SO₂)” y “también, aunque en menor porcentaje, las emisiones de partículas en el caso de los motores diésel” [\[49\]](#).

II. ESTRATEGIA METODOLOGICA

2.1. Área de estudio

a) Delimitación social

El trabajo de investigación, ha permitido que la actividad del etanol como sustituto de la gasolina, es un combustible viable para vehículos ligeros, como autobuses y camiones con la adecuada modificación a sus motores diésel, es un combustible que coadyuva con el medio ambiente, no contamina el ambiente y cuida la salud del trabajador y población en general.

b) Delimitación temporal

Para realizar la presente investigación se ha tomado como referencia el año 2020.

c) Delimitación conceptual

Disposicion referida al conocimiento de aproximar el proceso de producción como propuesta de obtener el etanol a partir del etileno.

2.2. La Investigación

2.2.1. Tipo y nivel de la investigación

“Tipo, de acuerdo al propósito de la investigación es de tipo aplicado, observacional-retrospectivo-transversal, puesto que se aplicó conocimientos previos adquiridos de un aprendizaje teórico, además resolver problemas reales”[\[52\]](#).

“**Nivel**, es descriptivo, ya que se describió la variable y el fenómeno en general pero también se explicó la relación que existe entre dos variables”[53].

“**Diseño**, Por su naturaleza es una investigación no experimental”[52].

2.2.2. Población y muestra

“**Población**: Se tomo en cuenta como población la actividad del uso local del Gas natural en la provincia de Ica.

Muestra: “La muestra considerada para el estudio es etanol carburante, es una muestra no probabilística, se indica la selección muestral de tipo intencional, donde la elección de los elementos no depende de las probabilidades sino de las características que el investigador desea investigar”[54].

2.2.3. Marco legal

“El Perú es signatario de acuerdos internacionales para eliminar el uso del plomo en la gasolina”[55]. Así, se expidió la Resolución Suprema N°057-97-MTC, mediante la cual se constituyó la “Comisión Multisectorial para la Gestión y Coordinación del Programa de Mejoramiento de la Calidad del Aire y Retiro del Plomo de la Gasolina”.

El **Decreto Supremo N°019-98-MTC**, “establece los plazos para cumplir con el retiro del plomo de la gasolina 95 y de la gasolina 84, y a la vez asigna responsabilidades a diversas instancias de la

administración pública para el cumplimiento de la norma indicada”[56]. De acuerdo a lo previsto en el dispositivo mencionado, el retiro total del plomo de la gasolina no podrá exceder del 31 de diciembre del 2004. “También existen acuerdos internacionales sobre la conservación del medio ambiente de los que el Perú es signatario. Por el momento existen las siguientes normas importantes:” [56].

- “Comisión Multisectorial para la Gestión y Coordinación del Programa de Mejoramiento de la Calidad del Aire y Retiro del Plomo de la Gasolina. Resolución Suprema N°057-97MTC.
- Petróleo y Derivados Gasolinas Uso Motor Especificaciones”[45]. **Norma Técnica NTP 321.102.2002** (27.04.2002).

La **Ley N°29690**, [57]“Ley que promueve el desarrollo de la Industria Petroquímica basada en el Etano y el Nodo Energético en el Sur del Perú”.

Modificación del Reglamento de la Ley N°29690 – “Ley que Promueve el Desarrollo de la Industria Petroquímica basada en el Etano y el Nodo Energético en el Sur del Perú. El objeto de la Ley N°29690 es:”[57]

- i) “Declarar de necesidad pública e interés nacional la promoción y desarrollo de la industria petroquímica basada en el etano contenido en el gas natural y priorizar aquella que pueda desarrollarse en las “Zonas Geográficas Determinadas” del sur

del Perú”[57] y

- ii) “Promover el desarrollo descentralizado de sistemas de transporte de hidrocarburos por ductos, incorporando las medidas para la inversión en dicha infraestructura e industrias conexas, bajo criterios de responsabilidad socio-ambiental” [57], competitividad, uso de avanzada tecnología y economías de escala, con el fin de extender los beneficios de la industria del gas natural a todo el país, así como generar la masificación del consumo gas natural.

2.2.4. Técnica de recolección de datos

Castillo et al., “La técnica a emplear es el *análisis documental del estudio de investigación como propuesta*, que es un procedimiento valido que permite al investigar obtener la información necesaria”[58].

2.2.5. Instrumentos de recolección de datos

“Mecanismo que se usa es el *registro de contenido del documento del estudio de investigación como propuesta*, en base a procedimientos y actividades que permiten obtener la información necesaria”[58].

2.2.6. Técnicas de procesamiento de datos

Para la interpretación de los datos se considerará el Excel.

2.2.7. Análisis e interpretación de los datos

Para el procesamiento de los resultados, así como para la interpretación de los mismos se procederá a las siguientes actividades:

- **Clasificación de datos.** “Será la etapa de procesamiento de la información que consiste en clasificar los instrumentos y datos obtenidos, en función de diferentes criterios, de acuerdo a los objetivos específicos de la investigación”[59]..
- **Tabulación.** “La información será ingresada en una base de datos SPSS para consolidar, totalizar en cifras a los resultados obtenidos, generar reportes y cruces de variables para facilitar su posterior análisis e interpretación”[59]..
- **Construcción de tablas o cuadros estadísticos.** “Se elaborarán tablas o cuadros y gráficos estadísticos para darle mayor objetividad y facilitar la comprensión del presente trabajo de investigación, por parte no solo de los investigadores sino de los lectores en general”[59]..
- **Análisis estadístico.** “Proceso de obtención de estadísticos muestrales de posición y dispersión, así como las pruebas de hipótesis necesarias, para la determinación de los parámetros poblacionales”[59].

- **Interpretación de la información.** Será el proceso mediante el cual se explicó: “El análisis, la interpretación y discusión respectiva, trabajando mediante inferencias lógicas de los datos procesados a través del contraste de resultados parciales con las hipótesis específicas planteadas, con la finalidad de validar o rechazar la hipótesis general de trabajo planteada”[59].

III. RESULTADOS

3.1. Proceso hidratación indirecta de etileno y la obtención de etanol carburante

Diagrama del flujo de proceso

El diagrama de flujo del proceso de producción del etanol anhidro se especifica en la figura 7.

Capacidad de la planta de producción

La capacidad del proceso de producción está dada por las operaciones y procesos de producción con una eficiencia del 95% de etanol anhidro. La producción es de 816.14 lb_{mol}/h de etanol por hora, esta se obtiene después de haber realizado el balance de materia en todas las etapas de producción.

Unidades de transferencia de masa

Para determinar el dimensionamiento de los equipos dentro de los límites en el proceso empleado fueron: Flujo molar y composición de alimentación a cada una de las etapas de procesamiento. Las unidades de transferencia de masa han sido integradas por el reactor de absorción, el tanque de hidroxilación y las columnas de separación.

DIAGRAMA DEL FLUJO DE PROCESOS

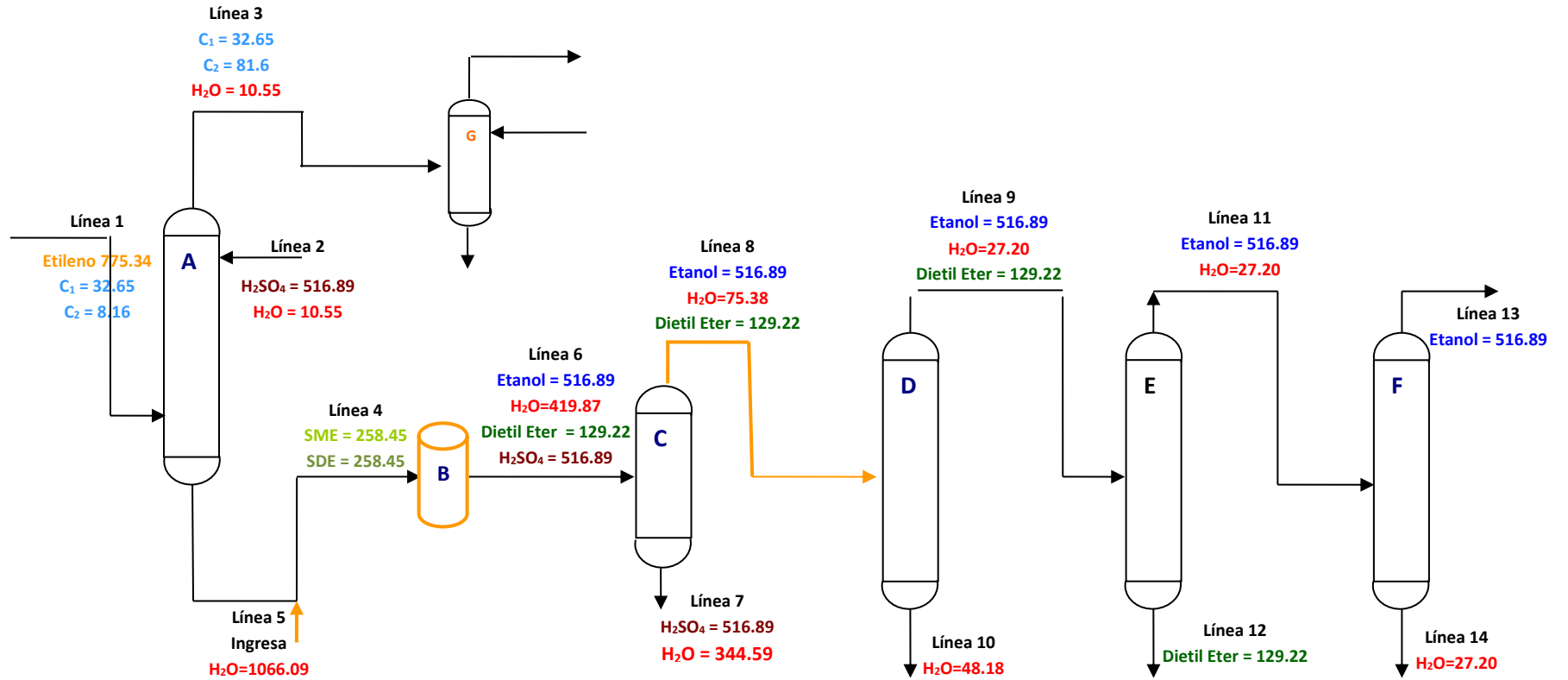


Figura 3 Diagrama del proceso hidratación indirecta de etileno

3.2. El balance de materia y energía y la obtención de etanol carburante

Reactor de Absorción

El reactor de absorción se ha realizado teniendo en cuenta las reglas heurísticas de síntesis de procesos, para ello hemos considerado un reactor tipo flujo pistón, donde la velocidad de reacción está dada por el etileno que es considerado como reactivo limitante, para una temperatura de 500 K y una presión de 5500 mmHg. Para estas condiciones el volumen del reactor de absorción resulta 12 m³, y de los cuales tendrá: 1,37 metros de diámetro y 8,20 metros de largo. El costo total instalado en planta será de US\$ 85 650,00.

Tanque de Hidroxilación

De la misma forma que se dimensionó el reactor de absorción, el diseño del tanque de hidroxilación se ha basado en reglas heurísticas. En cuanto al tanque de hidroxilación será tipo mezcla completa para el comportamiento del fluido, en donde se tendrá un sistema de agitación. La geometría del tanque es cilíndrica y del tipo RCPA. De esta forma el volumen del tanque de hidroxilación es de 18 m³, con un dimensionamiento de 3,25 metros de diámetro por 2,18 metros de altura. El costo del tanque de hidroxilación es de US\$ 25 320,00 dólares americanos.

Columna de Rectificación 1

La columna de rectificación especificado con la letra D, según la figura 7 y especificado con las líneas de corriente se detalla a continuación:

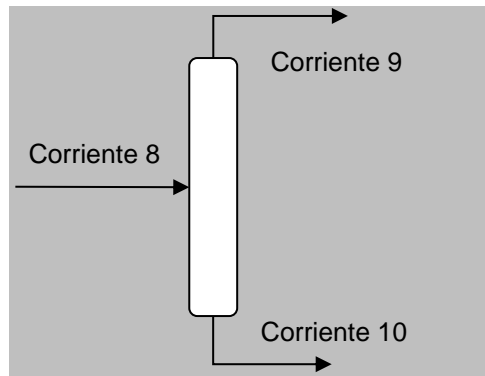


Figura 4 Columna de Rectificación 1

A. Determinar la temperatura de operación

Determinar la temperatura del tope (temperatura de rocío)

Componentes que ingresan a la columna (Línea 8): Los componentes que ingresan a la columna son tres y están detallados en la tabla 5 con sus flujos molares respectivos.

Tabla 4 Componentes y flujo molar

Corriente	Componente	Flujo molar	Fracción mol
8	Dietil Eter	129.22	0,1791
8	Etanol	516.89	0,7164
8	Agua	75.38	0,1044
TOTAL		721.49	1,0000

Presión de operación

Para el proceso de separación del etanol agua se ha propuesto una presión de 7,896 atm.

$$P = 6000,492 \text{ _mmHg} = 800,123 \text{ kPa} = 116 \text{ _Psi}$$

Determinar la temperatura de ebullición

Tabla 5 Datos para la ecuación de Antoine

Componente	ANT A	ANT B	ANT C
Dietil Eter	16,0828	2511,29	-41,95
Etanol	18,9119	3803,98	-41,68
Agua	18,3036	3816,44	-46,13

Calculando temperatura de ebullición

$$T_{eb_Dietil_Eter} = \frac{ANT_B}{ANT_A - \ln(P)} - ANT_C$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior:

$$T_{eb_Dietil_Eter} = \frac{2511,29}{16,0828 - \ln(760)} - (-41,95) = 307,71_K$$

Siguiendo el mismo procedimiento determinamos las temperaturas de ebullición para los demás componentes.

Tabla 6 Datos para la ecuación de Antoine

Componente	Temperatura Ebullición (K)
Dietil Eter	307
Etanol	351
Agua	373

Determinar de la constante de equilibrio

$$K_i = \frac{P_i^{Sat}}{P}$$

Si conocemos la presión de saturación a partir de la ecuación de Antoine, podemos expresar como sigue:

$$P_i^{Sat} = \exp \left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T + ANT - C} \right) \right]$$

Reemplazando la ecuación anterior en la relación matemática K_i de equilibrio se llega a obtener:

$$K_i = \frac{\exp \left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T + ANT - C} \right) \right]}{P}$$

Como necesitamos determinar la temperatura de ebullición, esto se realiza por iteración aplicando el método numérico Interpolación-Extrapolación, considerando que debe verificarse las siguientes relaciones de equilibrio: $\sum Z_i = 1$ y $\sum X_i = 1$. Para ello se ha planteado la siguiente ecuación:

$$T = \frac{1 - \sum X_i \cdot T_{Suposición1}}{\left(\sum X_i \cdot T_{Suposición2} + \sum X_i \cdot T_{Suposición1} \right) (T_{Suposición1} - T_{Suposición2})} + T_{Suposición1}$$

Reemplazando los datos en la ecuación penúltima se determina la temperatura al reemplazar los datos en la ecuación anterior:

$$T = \frac{1 - 1,00089187 \cdot 415,46}{(1,19184276 \cdot 409 + 1,00089187 \cdot 415,46)(415,46 - 409)} + 415,46 = 415,48 \text{ _ } K$$

Determinar la temperatura del fondo (temperatura de burbuja)

Siguiendo el mismo procedimiento anterior se determina la temperatura de la columna del fondo.

$$T = \frac{1 - 1,04580667 \cdot 412}{(1,04061994 \cdot 411,8 + 1,04580667 \cdot 412)(412 - 411,8)} + 412 = 410,23 \text{ _K}$$

B. Determinación de la temperatura de operación

Componentes claves ligeros y pesados

Como se conoce la alimentación a la columna, los componentes han sido ordenados de acuerdo a su punto de ebullición. Seguidamente hemos agrupado en:

- ✓ Componentes livianos → Dietil Eter y Etanol
- ✓ Componentes pesados → Agua

Determinar la volatilidad en el tope: α_T

La volatilidad relativa α_p corresponde a una volatilidad promedio en la columna y como promedio se toma generalmente el promedio geométrico entre el tope y fondo, como sigue:

$$(\alpha_{AB})_{tope} = \frac{P_A^0(T_D)}{P_B^0(T_D)} \qquad (\alpha_{AB})_{fondo} = \frac{P_A^0(T_B)}{P_B^0(T_B)}$$

Entonces:

$$[\alpha_{CL,CP}]_P = \sqrt{\left(\frac{\alpha_{CL}}{CP}\right)_T \left(\frac{\alpha_{CL}}{CP}\right)_B} \qquad \alpha_P = \sqrt{\alpha_T \cdot \alpha_B}$$

Reemplazando los datos para la determinación de la volatilidad en el tope:

$$\alpha_T = \frac{\exp\left[ANT_A - \left(\frac{ANT_B}{T_{Tope} + ANT_C}\right)\right](Clave_ligero)}{\exp\left[ANT_A - \left(\frac{ANT_B}{T_{Tope} + ANT_C}\right)\right](Clave_pesado)}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior

$$\alpha_T = \frac{\exp\left[18,9119 - \left(\frac{3803,98}{415,4901726 + (-41,68)}\right)\right]}{\exp\left[18,3036 - \left(\frac{3816,44}{415,4901726 + (-46,13)}\right)\right]} = 2,148$$

Determinar la volatilidad en el fondo: α_B

Siguiendo los pasos anteriores, determinamos la volatilidad del fondo de la columna de destilación, como sigue:

$$\alpha_B = \frac{\exp\left[18,9119 - \left(\frac{3803,98}{410,23 + (-41,68)}\right)\right]}{\exp\left[18,3036 - \left(\frac{3816,44}{410,23 + (-46,13)}\right)\right]} = 2,1568$$

Determinación de la volatilidad promedio: α_P

$$\alpha_P = \sqrt{2,148 \cdot 2,1568} = 2,1525$$

C. Determinar el reflujo mínimo

Determinar el Rm (Ecuación de Underwood)

Cuando la alimentación de líquido es saturada se dice que, $q = 1$, en estos casos se tiene la siguiente relación:

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_D}{X_F} - \alpha \frac{(1 - X_D)}{(1 - X_F)} \right]$$

En cambio, para mezclas multicomponentes y cuando uno de los claves no se distribuye se considera la relación siguiente:

$$R_m \cong \frac{1}{(\alpha - 1)} \left[\frac{X_{CL,D}}{X_{CL,F}} - \alpha \cdot \frac{X_{CP,D}}{X_{CP,F}} \right]$$

A partir del balance de materia en el programa Excel se tiene la composición de los claves ligeros y pesados determinados para las corrientes (9) y (10), los cuales se encuentran en la siguiente tabla.

Tabla 7 Composición de las corrientes de salida

Componente	$X_{CL,D}$	$X_{CP,D}$
	Destilado	Base
Etanol	0,768	0,10
Agua	0,040	0,90

Reemplazando los datos de la tabla 8, en la ecuación anterior:

$$R_m = \frac{1}{(2,1525 - 1)} \left[\frac{0,768}{0,10} - 2,1525 \frac{0,040}{0,900} \right] = 6,58 \cong 6,6$$

D. Determinar el número mínimo de etapas

Determinación del N_{min} (Ecuación de Fenske)

Una vez determinado las fracciones molares se reemplazan por flujos molares de cada componente en el destilado y fondo considerados en la tabla 8.

$$\begin{aligned} f_{CL} &= FZ_{CL,F} & d_{CL} &= DX_{CL,D} & b_{CL} &= BX_{CL,B} \\ f_{CP} &= FZ_{CP,F} & d_{CP} &= DX_{CP,D} & b_{CP} &= BX_{CP,B} \end{aligned}$$

Reemplazando la conversión de unidades, se logra obtener la ecuación de Fenske.

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{d_{CL}}{b_{CL}} \right) \left(\frac{b_{CP}}{d_{CP}} \right) \right]}{\log \left(\alpha_{CL/CP} \right)_P}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior se determina el número mínimo de platos de la columna (D).

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{0,768}{0,04} \right) \left(\frac{0,1}{0,9} \right) \right]}{\log(2,1525)} = 6,72 \cong 6,7$$

E. Determinar el número de etapas teóricas

Determinación del N (Ecuación de Gilliland)

$$N \cong 2N_m = 2 \cdot \frac{\ln s}{\ln \alpha} = 2 \frac{\ln \left\{ \left[\frac{X_D}{(1-X_D)} \right] \left[\frac{(1-X_w)}{X_w} \right] \right\}}{\ln \alpha}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$N = 2 \cdot N_m = 2 \cdot 6,7 = 13,4$$

F. Determinar el número de etapas reales

Determinación del N_R

$$N_R = \frac{N}{E_0}$$

Considerando una eficiencia en la columna de platos según ERBAR-MADDOX de $E_0 \approx 0.55$ y luego reemplazando los valores en la ecuación anterior.

$$N_R = \frac{13,4}{0,55} = 24,36 \cong 24$$

G. Determinar la altura de la columna

$$H = 1,15 \cdot h \cdot N_{Reales}$$

En la figura 9, la altura de la columna considerando el inventario del líquido y la separación de la fase vapor.

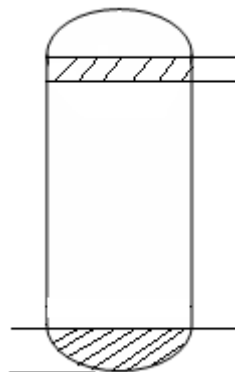


Figura 5 Altura de la columna

Considerando 2 pies de espaciamento entre los platos, y reemplazando los datos en la ecuación anterior hallamos la altura.

$$H = 1,15 \cdot 2 \cdot 24 = 55,2 \text{ _ft}$$

H. Determinar el diámetro de la columna

Diámetro de la columna de platos según la relación matemática:

$$D_c = 0,0252 \left[\left(\frac{PM_G \cdot T}{P} \right)^{1/4} \right] \cdot G^{1/2}$$

Donde:

D = Diámetro de la columna (m)

PM_G = Peso molecular de la mezcla (kg/kmol)

T = Temperatura promedio (K)

G = Flujo (kgmol/h)

Datos para determinar la columna de destilación (D).

Tabla 8 Composición de las corrientes

Componentes	PM (Lb/mol)	Fracción molar	Flujo Tope (Lbmol/h)	Flujo Fondo (Lbmol/h)
Dietil Eter	74	0,18	101,83	0
Etanol	46	0,72	407,33	0
Agua	18	0,10	21,44	37,96
Total			530,60	37,96

Determinación de los parámetros para determinar el diámetro de la columna de destilación:

$$P = 800,123 \text{ _kPa}$$

$$T_P = T_{T\text{ope}} + T_{F\text{ondo}} = 415,490 + 410,233 = 412,86 \text{ _K}$$

$$PM_G = (0,18 * 74 + 0,72 * 46 + 0,10 * 18) = 48,09 \text{ _kg/mol}$$

$$G = 530,60 \frac{\text{Lb} \cdot \text{mol}}{\text{h}} \cdot 0,453592 \frac{\text{kg}}{\text{Lb}} = 240,68 \text{ _kg/mol}$$

Reemplazando los datos en la ecuación anterior logramos obtener el diámetro de la columna:

$$D_C = 0,0252 \left[\left(\frac{48,09 \cdot 412,86}{800,123} \right)^{1/4} \right] \cdot 240,68^{1/2} = 0,87 \text{ _m}$$

$$D_C = 0,46 \text{ _m} = 2,85 \text{ _ft}$$

I. Determinar el costo de la columna

Determinar el costo del plato instalado

La ecuación de Guthrie para determinar el costo del plato instalado está dada por la siguiente expresión matemática:

$$C_C = \left(\frac{M \& S}{280} \right) 4,7(D)^{1,55} H \cdot F_C$$

Donde:

$$F_C = F_S + F_t + F_m$$

F_S = Factor para el espacio entre los platos (2 ft)

F_t = Factor por el tipo de plato

F_m = Factor del material

Datos:

$F_s = 1,0$ (para el espacio entre platos de 2 ft)

$F_t = 1,8$ (Tipo de plato de burbuja)

$F_m = 0,0$ (el material es tipo acero al carbono)

Luego al reemplazar los factores se determina $F_c = 1,0 + 1,8 + 0,0 = 2,8$, finalmente la ecuación del costo total de la columna de destilación es:

$$C_p = \left(\frac{1244,5}{280} \right) 4,7(2,85)^{1,55} \cdot 55,2 \cdot 2,8 = 16347 \text{ _ U S\$}$$

Determinar el costo de la columna instalada

La ecuación de Guthrie para determinar el costo de la columna instalada está dada por la siguiente expresión matemática:

$$C_c = \left(\frac{M \& S}{280} \right) 101,9(D)^{1,066} H^{0,802} (2,18 + F_c)$$

Donde:

$$F_c = F_m \cdot F_p$$

F_m = Factor del material

F_p = Factor de presión

Datos:

$F_m = 1,0$ (para acero al carbono)

$F_p = 1,15$ (Para una presión de 116 Psi)

Luego al reemplazar los factores se determina $F_c = 1,15$ finalmente la ecuación del costo total de la columna de destilación es:

$$C_p = \left(\frac{1244,5}{280} \right) 101,9(2,85)^{1,066} \cdot 55,2^{0,802} (2,18 + 1,15) = 114798 \text{ _US\$}$$

El costo total de la columna número D, asciende a S/. 131145,00 dólares.

Columna de Rectificación 2

El diseño de la columna de rectificación especificado con la letra E, según el anexo a.1 y especificado con las líneas de corriente se detalla a continuación:

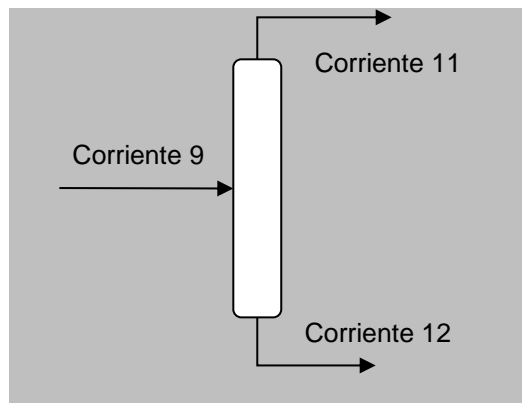


Figura 6 Columna de Rectificación 2

A. DETERMINAR DE LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN

Determinación de la temperatura del tope (temperatura de rocío)

Los componentes que ingresan a la columna son tres y están detallados en la tabla 10, con sus flujos molares respectivos

Tabla 9 Componentes y flujo molar

Corriente	Componente	Flujo molar	Fracción mol
9	Dietil Eter	101,83	0,1919
9	Etanol	407,33	0,7677
9	Agua	21,44	0,0404
Total		530,60	1,0000

Presión de operación

Para el proceso de separación del etanol agua se ha propuesto una presión de 7,896 atm.

$$P = 6000,492 \text{ mmHg} = 800,123 \text{ kPa} = 116 \text{ Psi}$$

Datos para determinar la temperatura de ebullición

Tabla 10 Datos para la ecuación de Antoine

Componente	ANT A	ANT B	ANT C
Dietil Eter	16,0828	2511,29	-41,95
Etanol	18,9119	3803,98	-41,68
Agua	18,3036	3816,44	-46,13

Determinación de la temperatura de ebullición

$$T_{eb_Dietil_Eter} = \frac{ANT_B}{ANT_A - \ln(P)} - ANT_C$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior:

$$T_{eb_Dietil_Eter} = \frac{2511,29}{16,0828 - \ln(760)} - (-41,95) = 307,71 \text{ K}$$

Siguiendo el mismo procedimiento determinamos las temperaturas de ebullición para los demás componentes

Tabla 11 Datos para la ecuación de Antoine

Componente	Temperatura Ebullición (K)
Dietil Eter	307
Etanol	351
Agua	373

Determinación de la constante de equilibrio

$$K_i = \frac{P_i^{Sat}}{P}$$

Si conocemos la presión de saturación a partir de la ecuación de Antoine, podemos expresar como sigue:

$$P_i^{Sat} = \exp \left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T + ANT - C} \right) \right]$$

Reemplazando la ecuación anterior en la relación matemática K_i de equilibrio se llega a obtener:

$$K_i = \frac{\exp \left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T + ANT - C} \right) \right]}{P}$$

Como necesitamos determinar la temperatura de ebullición, esto se realiza por iteración aplicando el método numérico Interpolación-Extrapolación, considerando que debe verificarse las siguientes relaciones de equilibrio: $\sum Z_i = 1$ y $\sum X_i = 1$. Para ello se ha planteado la siguiente ecuación:

$$T = \frac{1 - \sum X_i \cdot T_{Suposición1}}{(\sum X_i \cdot T_{Suposición2} + \sum X_i \cdot T_{Suposición1})(T_{Suposición1} - T_{Suposición2})} + T_{Suposición1}$$

Reemplazando los datos en la ecuación penúltima se determina la temperatura al reemplazar los datos en la ecuación anterior:

$$T = \frac{1 - 0,92412467 \cdot 415,46}{(0,960459583 \cdot 414 + 0,92412467 \cdot 415,46)(415,46 - 414)} + 415,46 = 412,41 \text{ _K}$$

Determinación de la temperatura del fondo (temperatura de burbuja)

Siguiendo el mismo procedimiento anterior se determina la temperatura de la columna del fondo.

$$T = \frac{1 - 1,08934329 \cdot 412}{(1,083963362 \cdot 411,8 + 1,08934329 \cdot 412)(412 - 411,8)} + 412 = 408,68 \text{ _K}$$

B. DETERMINACIÓN DE LAS VOLATILIDADES

Planteamiento de los componentes claves ligeros y pesados

Como se conoce la alimentación a la columna, los componentes han sido ordenados de acuerdo a su punto de ebullición. Seguidamente hemos agrupado en:

- ✓ Componentes livianos → Etanol y agua
- ✓ Componentes pesados → Dietil Eter

Determinación de la volatilidad en el tope: αT

“La volatilidad relativa α_p corresponde a una volatilidad promedio en la columna y como promedio se toma generalmente el promedio geométrico entre el tope y fondo, como sigue:”[43].

$$(\alpha_{AB})_{tope} = \frac{P_A^0(T_D)}{P_B^0(T_D)}$$

$$(\alpha_{AB})_{fondo} = \frac{P_A^0(T_B)}{P_B^0(T_B)}$$

Entonces:

$$[\alpha_{CL,CP}]_P = \sqrt{\left(\alpha_{\frac{CL}{CP}}\right)_T \left(\alpha_{\frac{CL}{CP}}\right)_B}$$

$$\alpha_P = \sqrt{\alpha_T \cdot \alpha_B}$$

Reemplazando los datos para la determinación de la volatilidad en el tope:

$$\alpha_T = \frac{\exp\left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T_{Tope} + ANT - C}\right)\right](Clave_ligero)}{\exp\left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T_{Tope} + ANT - C}\right)\right](Clave_pesado)}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior

$$\alpha_T = \frac{\exp\left[18,9119 - \left(\frac{3803,98}{412,411197 + (-41,68)}\right)\right]}{\exp\left[18,3036 - \left(\frac{3816,44}{412,411197 + (-46,13)}\right)\right]} = 2,153$$

Determinación de la volatilidad en el fondo: α_B

Siguiendo los pasos anteriores, determinamos la volatilidad del fondo de la columna de destilación, como sigue:

$$\alpha_B = \frac{\exp\left[18,9119 - \left(\frac{3803,98}{408,6786 + (-41,68)}\right)\right]}{\exp\left[18,3036 - \left(\frac{3816,44}{408,6786 + (-46,13)}\right)\right]} = 2,1595$$

Determinación de la volatilidad promedio: α_P

$$\alpha_p = \sqrt{2,1532 \cdot 2,1595} = 2,1564$$

c. DETERMINACIÓN DEL REFLUJO MÍNIMO

Determinación del Rm (Ecuación de Underwood)

Cuando la alimentación de líquido es saturado se dice que, $q = 1$, en estos casos se tiene la siguiente relación:

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_D}{X_F} - \alpha \frac{(1 - X_D)}{(1 - X_F)} \right]$$

En cambio, para mezclas multicomponentes y cuando uno de los claves no se distribuye se considera la relación siguiente:

$$R_m \cong \frac{1}{(\alpha - 1)} \left[\frac{X_{CL,D}}{X_{CL,F}} - \alpha \cdot \frac{X_{CP,D}}{X_{CP,F}} \right]$$

A partir del balance de materia en el programa Excel se tiene la composición de los claves ligeros y pesados determinados para las corrientes (11) y (12), los cuales se encuentran en la siguiente tabla.

Tabla 12 Composición de las corrientes de salida

Componente	$X_{CL,D}$	$X_{CP,D}$
	Destilado	Base
Etanol	0,949	0,10
Agua	0,051	0,90

Reemplazando los datos de la tabla 4.9, en la ecuación anterior:

$$R_m = \frac{1}{(2,1564 - 1)} \left[\frac{0,949}{0,10} - 2,1564 \frac{0,051}{0,900} \right] = 8,10 \cong 8,0$$

D. DETERMINACIÓN DEL NÚMERO MÍNIMO DE ETAPAS

Determinación del Nm (Ecuación de Fenske)

Una vez determinado las fracciones molares se reemplazan por flujos molares de cada componente en el destilado y fondo considerados en la tabla 13.

$$f_{CL} = FZ_{CL,F} \quad d_{CL} = DX_{CL,D} \quad b_{CL} = BX_{CL,B}$$

$$f_{CP} = FZ_{CP,F} \quad d_{CP} = DX_{CP,D} \quad b_{CP} = BX_{CP,B}$$

Reemplazando la conversión de unidades, se logra obtener la ecuación de Fenske

Reemplazando los valores en la ecuación anterior se determina el número mínimo de platos de la columna (E)

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{0,949}{0,051} \right) \left(\frac{0,1}{0,9} \right) \right]}{\log(2,1564)} = 6,66 \cong 6,7$$

E. DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS

Determinación del N (Ecuación de Gilliland)

$$N \cong 2N_m = 2 \cdot \frac{\ln s}{\ln \alpha} = 2 \frac{\ln \left\{ \left[\frac{X_D}{(1 - X_D)} \right] \left[\frac{(1 - X_w)}{X_w} \right] \right\}}{\ln \alpha}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$N = 2 \cdot N_m = 2 \cdot 6,66 = 13,33$$

F. DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS REALES

Determinación del N_R

$$N_R = \frac{N}{E_0}$$

Considerando una eficiencia en la columna de platos según ERBAR-MADDOX de $E_0 \approx 0.66$ y luego reemplazando los valores en la ecuación anterior.

$$N_R = \frac{13,4}{0,66} = 20,19 \cong 20$$

G. DETERMINACIÓN DE LA ALTURA DE LA COLUMNA

Determinación de la altura de la columna

$$H = 1,15 \cdot h \cdot N_{Reales}$$

En la figura 11, la altura de la columna considerando el inventario del líquido y la separación de la fase vapor.

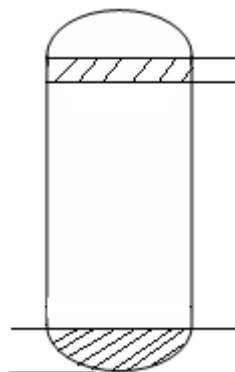


Figura 7 Altura de la columna

Considerando 2 pies de espaciamento entre los platos, y reemplazando los datos en la ecuación anterior hallamos la altura

$$H = 1,15 \cdot 2 \cdot 20 = 46,45 \text{ _ft}$$

H. DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

Determinación del diámetro de la columna

Diámetro de la columna de platos según la relación matemática:

$$D_C = 0,0252 \left[\left(\frac{PM_G \cdot T}{P} \right)^{1/4} \right] \cdot G^{1/2}$$

Donde:

D = Diámetro de la columna (m)

PM_G = Peso molecular de la mezcla (kg/kmol)

T = Temperatura promedio (K)

G = Flujo (kgmol/h)

Datos para determinar la columna de destilación (E)

Tabla 13 Composición de las corrientes

Componentes	PM (Lb/mol)	Fracción molar	Flujo Tope (Lbmol/h)	Flujo Fondo (Lbmol/h)
Dietil Eter	74	0,19	0	101,83
Etanol	46	0,77	407,33	0
Agua	18	0,04	21,44	
Total			428,77	101,83

Determinación de los parámetros para determinar el diámetro de la columna de destilación:

$$P = 800,123 \text{ _} kPa$$

$$T_P = T_{Topo} + T_{Fondo} = 412,411 + 408,678 = 410,54 \text{ _} K$$

$$PM_G = (0,19 * 74 + 0,77 * 46 + 0,04 * 18) = 50,2 \text{ _} kg / mol$$

$$G = 428,77 \frac{Lb \cdot mol}{h} \cdot 0,453592 \frac{kg}{Lb} = 194,49 \text{ _} kg / mol$$

Reemplazando los datos en la ecuación anterior logramos obtener el diámetro de la columna:

$$D_C = 0,0252 \left[\left(\frac{50,2 \cdot 410,54}{800,123} \right)^{1/4} \right] \cdot 194,49^{1/2} = 0,78 \text{ _} m$$

$$D_C = 0,41 \text{ _} m = 2,58 \text{ _} ft$$

I. DETERMINACIÓN DEL COSTO DE LA COLUMNA

Determinación del costo del plato instalado

La ecuación de Guthrie para determinar el costo del plato instalado esta dada por la siguiente expresión matemática:

$$C_C = \left(\frac{M \& S}{280} \right) 4,7 (D)^{1,55} H \cdot F_C$$

Donde:

$$F_C = F_S + F_t + F_m$$

F_S = Factor para el espacio entre los platos (2 ft)

F_t = Factor por el tipo de plato

F_m = Factor del material

Datos:

$$F_s = 1,0 \text{ (para el espacio entre platos de 2 ft)}$$

$$F_t = 1,8 \text{ (Tipo de plato de burbuja)}$$

$$F_m = 0,0 \text{ (el material es tipo acero al carbono)}$$

Luego al reemplazar los factores se determina $F_c = 1,0 + 1,8 + 0,0 = 2,8$, finalmente la ecuación del costo total de la columna de destilación es:

$$C_p = \left(\frac{1244,5}{280} \right) 4,7 (2,58)^{1,55} \cdot 46,45 \cdot 2,8 = 311834 \text{ _US\$}$$

Determinación del costo de la columna instalada

La ecuación de Guthrie para determinar el costo de la columna instalada está dada por la siguiente expresión matemática:

$$C_c = \left(\frac{M \& S}{280} \right) 101,9 (D)^{1,066} H^{0,802} (2,18 + F_c)$$

Donde:

$$F_c = F_m \cdot F_p$$

F_m = Factor del material

F_p = Factor de presión

Datos:

$$F_m = 1,0 \text{ (para acero al carbono)}$$

$$F_p = 1,15 \text{ (Para una presión de 116 Psi)}$$

Luego al reemplazar los factores se determina $F_c = 1,15$ finalmente la ecuación del costo total de la columna de destilación es:

$$C_p = \left(\frac{1244,5}{280} \right) 101,9(2,58)^{1,066} \cdot 46,45^{0,802} (2,18 + 1,15) = 90133 \text{ _US\$}$$

El costo total de la columna número E, asciende a S/. 101 967,00 dólares.

Columna de Rectificación 3

El diseño de la columna de rectificación especificado con la letra F, según el anexo a.1 y especificado con las líneas de corriente se detalla a continuación:

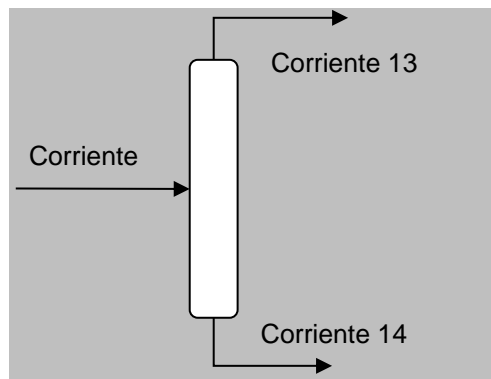


Figura 8 Columna de Rectificación 3

A. DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN

Determinación de la temperatura del tope (temperatura de rocío)

Los componentes que ingresan a la columna son tres y están detallados en la tabla 15 con sus flujos molares respectivos.

Tabla 14 Componentes y flujo molar

Corriente	Componente	Flujo molar	Fracción mol
11	Etanol	407,33	0,950
11	Agua	21,44	0,050
TOTAL		428,77	1,0000

Presión de operación

Para el proceso de separación del etanol agua se ha propuesto una presión de 7,896 atm.

$$P = 6000,492 \text{ mmHg} = 800,123 \text{ kPa} = 116 \text{ Psi}$$

Datos para determinar la temperatura de ebullición

Tabla 15 Datos para la ecuación de Antoine

Componente	ANT A	ANT B	ANT C
Etanol	18,9119	3803,98	-41,68
Agua	18,3036	3816,44	-46,13

Determinación de la temperatura de ebullición

$$T_{eb.\text{-}etanol} = \frac{ANT_B}{ANT_A - \ln(P)} - ANT_C$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior:

$$T_{eb.\text{-}etanol} = \frac{2511,29}{16,0828 - \ln(760)} - (-41,95) = 307,71 \text{ K}$$

Siguiendo el mismo procedimiento determinamos las temperaturas de ebullición para los demás componentes.

Tabla 16 Datos para la ecuación de Antoine

Componente	Temperatura Ebullición (K)
Etanol	351
Agua	373

Determinación de la constante de equilibrio

$$K_i = \frac{P_i^{Sat}}{P}$$

Si conocemos la presión de saturación a partir de la ecuación de Antoine, podemos expresar como sigue:

$$P_i^{Sat} = \exp \left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T + ANT - C} \right) \right]$$

Reemplazando la ecuación anterior en la relación matemática K_i de equilibrio se llega a obtener:

$$K_i = \frac{\exp \left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T + ANT - C} \right) \right]}{P}$$

Como necesitamos determinar la temperatura de ebullición, esto se realiza por iteración aplicando el método numérico Interpolación-Extrapolación, considerando que debe verificarse las siguientes relaciones de equilibrio: $\sum Z_i = 1$ y $\sum X_i = 1$. Para ello se ha planteado la siguiente ecuación:

$$T = \frac{1 - \sum X_i \cdot T_{Suposición1}}{(\sum X_i \cdot T_{Suposición2} + \sum X_i \cdot T_{Suposición1})(T_{Suposición1} - T_{Suposición2})} + T_{Suposición1}$$

Reemplazando los datos en la ecuación penúltima se determina la temperatura al reemplazar los datos en la ecuación anterior:

$$T = \frac{1 - 1,0281496 \cdot 415,46}{(1,06496522 \cdot 414 + 1,02081496 \cdot 415,46)(415,46 - 414)} + 415,46 = 416,19 \text{ _K}$$

Determinación de la temperatura del fondo (temperatura de burbuja)

Siguiendo el mismo procedimiento anterior se determina la temperatura de la columna del fondo.

$$T = \frac{1 - 0,91667399 \cdot 412}{(0,911596529 \cdot 411,8 + 0,91667399 \cdot 412)(412 - 411,8)} + 412 = 415,28 \text{ _K}$$

B. DETERMINACIÓN DE LAS VOLATILIDADES

Planteamiento de los componentes claves ligeros y pesados

Como se conoce la alimentación a la columna, los componentes han sido ordenados de acuerdo a su punto de ebullición. Seguidamente hemos agrupado en:

- ✓ Componente liviano → Etanol
- ✓ Componente pesado → Agua

Determinación de la volatilidad en el tope: αT

La volatilidad relativa α_p corresponde a una volatilidad promedio en la columna y como promedio se toma generalmente el promedio geométrico entre el tope y fondo, como sigue:

$$(\alpha_{AB})_{\text{tope}} = \frac{P_A^0(T_D)}{P_B^0(T_D)} \qquad (\alpha_{AB})_{\text{fondo}} = \frac{P_A^0(T_B)}{P_B^0(T_B)}$$

Entonces:

$$[\alpha_{CL,CP}]_P = \sqrt{\left(\frac{\alpha_{CL}}{CP}\right)_T \left(\frac{\alpha_{CL}}{CP}\right)_B} \qquad \alpha_p = \sqrt{\alpha_T \cdot \alpha_B}$$

Reemplazando los datos para la determinación de la volatilidad en el tope:

$$\alpha_T = \frac{\exp\left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T_{\text{Tope}} + ANT - C}\right)\right](Clave_ligero)}{\exp\left[ANT - A - \left(\frac{ANT - B}{T_{\text{Tope}} + ANT - C}\right)\right](Clave_pesado)}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior

$$\alpha_T = \frac{\exp\left[18,9119 - \left(\frac{3803,98}{416,189096 + (-41,68)}\right)\right]}{\exp\left[18,3036 - \left(\frac{3816,44}{416,189096 + (-46,13)}\right)\right]} = 2,147$$

Determinación de la volatilidad en el fondo: α_B

Siguiendo los pasos anteriores, determinamos la volatilidad del fondo de la columna de destilación, como sigue:

$$\alpha_B = \frac{\exp\left[18,9119 - \left(\frac{3803,98}{415,282195 + (-41,68)}\right)\right]}{\exp\left[18,3036 - \left(\frac{3816,44}{415,282195 + (-46,13)}\right)\right]} = 2,1485$$

Determinación de la volatilidad promedio: α_P

$$\alpha_p = \sqrt{2,147 \cdot 2,148} = 2,1478$$

C. TERMINACIÓN DEL REFLUJO MÍNIMO

Determinación del R_m (Ecuación de Underwood)

Cuando la alimentación de líquido es saturado se dice que, $q = 1$, en estos casos se tiene la siguiente relación:

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_D}{X_F} - \alpha \frac{(1 - X_D)}{(1 - X_F)} \right]$$

En cambio, para mezclas multicomponentes y cuando uno de los claves no se distribuye se considera la relación siguiente:

$$R_m \cong \frac{1}{(\alpha - 1)} \left[\frac{X_{CL,D}}{X_{CL,F}} - \alpha \cdot \frac{X_{CP,D}}{X_{CP,F}} \right]$$

A partir del balance de materia en el programa excel se tiene la composición de los claves ligeros y pesados determinados para las corrientes (13) y (14), los cuales se encuentran en la siguiente tabla.

Tabla 17 Composición de las corrientes de salida

	$X_{CL,D}$	$X_{CP,D}$
Componente	Destilado	Base

Etanol	0,949	0,10
Agua	0,050	0,90

Reemplazando los datos de la tabla 18, en la ecuación anterior:

$$R_m = \frac{1}{(2,1478 - 1)} \left[\frac{0,949}{0,10} - 2,1478 \frac{0,050}{0,900} \right] = 8,16 \cong 8,0$$

D. DETERMINACIÓN DEL NÚMERO MÍNIMO DE ETAPAS

Determinación del Nm (Ecuación de Fenske)

Una vez determinado las fracciones molares se reemplazan por flujos molares de cada componente en el destilado y fondo considerados en la tabla 18.

$$f_{CL} = FZ_{CL,F} \quad d_{CL} = DX_{CL,D} \quad b_{CL} = BX_{CL,B}$$

$$f_{CP} = FZ_{CP,F} \quad d_{CP} = DX_{CP,D} \quad b_{CP} = BX_{CP,B}$$

Reemplazando la conversión de unidades, se logra obtener la ecuación de Fenske.

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{d_{CL}}{b_{CL}} \right) \left(\frac{b_{CP}}{d_{CP}} \right) \right]}{\log \left(\alpha_{CL/CP} \right)_p}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior se determina el número mínimo de platos de la columna (F).

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{0,949}{0,05} \right) \left(\frac{0,1}{0,9} \right) \right]}{\log(2,1478)} = 6,72 \cong 6,7$$

E. DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS

Determinación del N (Ecuación de Gilliland)

$$N \cong 2N_m = 2 \cdot \frac{\ln s}{\ln \alpha} = 2 \frac{\ln \left\{ \left[\frac{X_D}{(1-X_D)} \right] \left[\frac{(1-X_w)}{X_w} \right] \right\}}{\ln \alpha}$$

Reemplazando los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$N = 2 \cdot N_m = 2 \cdot 6,72 = 13,45$$

F. DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS REALES

Determinación del N_R

$$N_R = \frac{N}{E_0}$$

Considerando una eficiencia en la columna de platos según ERBAR-MADDOX de $E_0 \approx 0.95$ y luego reemplazando los valores en la ecuación anterior.

$$N_R = \frac{13,4}{0,95} = 14,16 \cong 14$$

G. DETERMINACIÓN DE LA ALTURA DE LA COLUMNA

Determinación de la altura de la columna

$$H = 1,15 \cdot h \cdot N_{Reales}$$

En la figura 13, la altura de la columna considerando el inventario del líquido y la separación de la fase vapor.

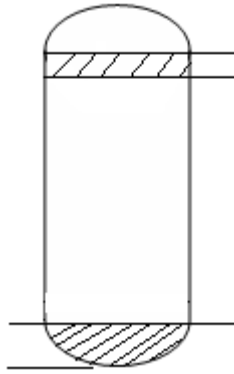


Figura 9 Altura de la columna

Considerando 2 pies de espaciamento entre los platos, y reemplazando los datos en la ecuación anterior hallamos la altura.

$$H = 1,15 \cdot 2 \cdot 14,16 = 32,56 \text{ _ ft}$$

H. DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

Determinación del diámetro de la columna

Diámetro de la columna de platos según la relación matemática:

$$D_c = 0,0252 \left[\left(\frac{PM_G \cdot T}{P} \right)^{1/4} \right] \cdot G^{1/2}$$

Donde:

D = Diámetro de la columna (m)

PM_G = Peso molecular de la mezcla (kg/kmol)

T = Temperatura promedio (K)

G = Flujo (kgmol/h)

Datos para determinar la columna de destilación (F)

Tabla 18 Composición de las corrientes

Componentes	PM (Lb/mol)	Fracción molar	Flujo Tope (Lbmol/h)	Flujo Fondo (Lbmol/h)
Etanol	46	0,95	407,33	0
Agua	18	0,05	0	21,44
Total			407,33	21,44

Determinación de los parámetros para determinar el diámetro de la columna de destilación:

$$P = 800,123 \text{ _} kPa$$

$$T_P = T_{Tope} + T_{Fondo} = 416,1890 + 415,2821 = 415,74 \text{ _} K$$

$$PM_G = (0,95 * 46 + 0,05 * 18) = 44,59 \text{ _} kg/mol$$

$$G = 407,33 \frac{Lb \cdot mol}{h} \cdot 0,453592 \frac{kg}{Lb} = 184,76 \text{ _} kg/mol$$

Reemplazando los datos en la ecuación anterior logramos obtener el diámetro de la columna:

$$D_C = 0,0252 \left[\left(\frac{44,59 \cdot 415,74}{800,123} \right)^{1/4} \right] \cdot 184,76^{1/2} = 0,745 \text{ _} m$$

$$D_C = 0,40 \text{ _} m = 2,45 \text{ _} ft$$

I. DETERMINACIÓN DEL COSTO DE LA COLUMNA

Determinación del costo del plato instalado

La ecuación de Guthrie para determinar el costo del plato instalado está dada por la siguiente expresión matemática:

$$C_c = \left(\frac{M \& S}{280} \right) 4,7(D)^{1,55} H \cdot F_c$$

Donde:

$$F_c = F_s + F_t + F_m$$

F_s = Factor para el espacio entre los platos (2 ft)

F_t = Factor por el tipo de plato

F_m = Factor del material

Datos:

$F_s = 1,0$ (para el espacio entre platos de 2 ft)

$F_t = 1,8$ (Tipo de plato de burbuja)

$F_m = 0,0$ (el material es tipo acero al carbono)

Luego al reemplazar los factores se determina $F_c = 1,0 + 1,8 + 0,0 = 2,8$, finalmente la ecuación del costo total de la columna de destilación es:

$$C_p = \left(\frac{1244,5}{280} \right) 4,7(2,45)^{1,55} \cdot 32,56 \cdot 2,8 = 7651 \text{ _US\$}$$

Determinación del costo de la columna instalada

La ecuación de Guthrie para determinar el costo de la columna instalada está dada por la siguiente expresión matemática:

$$C_c = \left(\frac{M \& S}{280} \right) 101,9(D)^{1,066} H^{0,802} (2,18 + F_c)$$

Donde:

$$F_C = F_m \cdot F_P$$

F_m = Factor del material

F_P = Factor de presión

Datos:

$F_m = 1,0$ (para acero al carbono)

$F_P = 1,15$ (Para una presión de 116 Psi)

Luego al reemplazar los factores se determina $F_C = 1,15$ finalmente la ecuación del costo total de la columna de destilación es:

$$C_P = \left(\frac{1244,5}{280} \right) 101,9(2,45)^{1,066} \cdot 32,56^{0,802} (2,18 + 1,15) = 64116 \text{ _US\$}$$

El costo total de la columna número F, asciende a S/. 71 767,00 dólares

3.3. El proceso hidratación indirecta de etileno y la evaluación económica financiera

Se toma 3 años en construirse una planta, los costos directos, debe colocarse sobre este período de tiempo. Al comienzo, se debe pagar por el terreno, contratar un contratista con su personal, pedir los equipos, preparar el terreno. Comenzar hacer la fijación para los equipos. Después de esto se comienza la instalación de los equipos a medida que se entregan. Así, en un período de tiempo menor a 3 años el costo directo gastado es alrededor de 10 a 15% del total. Durante el período menor a 2 años y menor a un año se gasta aproximadamente de un 40 a 35 % del costo directo cada año y normalmente el último año se gasta el restante 10

a 15%. En cuanto a los gastos de ingeniería y supervisión, imprevistos y salarios se pueden gastar en forma uniforme durante el periodo de construcción. El capital de trabajo y los costos de puesta en marcha se invierten en el tiempo cero, pero hay que recordar que el capital de trabajo se recupera al final del proyecto. De igual manera el valor residual de los equipos, (VR), se puede hacer efectivo al final del proyecto y es alrededor del 10% del costo de compra de los equipos, o aproximadamente un 3% de la inversión de capital fijo.

Técnicas de análisis económico

El análisis de la rentabilidad de la planta industrial ha sido analizado utilizando los dos factores principales, tanto el técnico como el comercial. Los factores técnico y comercial nos indican la viabilidad económica del proyecto a precios de mercado mediante el análisis de los indicadores de endeudamiento como son el “tiempo de repago y la máxima exposición, y los indicadores de rendimiento de capital como son el VAN y TIR”[60].

Indicadores económicos de endeudamiento

“El tiempo de repago y la máxima exposición son excelentes indicadores de endeudamiento y hasta cierto punto miden parte del riesgo del proyecto, dada la relación existente entre endeudamiento y riesgo. Sin embargo, no nos permite conocer el rendimiento del capital invertido” [60]. En el presente trabajo hemos evaluado ambos indicadores para dar respuesta al capital a invertir en la construcción de la planta de producción de etanol anhidro.

a. Tiempo de repago

La planta de producción de etanol anhidro estará endeudada por un período de un año 7 meses. En este sentido la administración de la planta industrial tiene la necesidad de conseguir crédito a largo plazo pagando intereses elevados.

b. Máxima exposición

La máxima cantidad de endeudamiento de la administración de la planta de producción de etanol anhidro asciende a la cantidad de US\$14 048 255,253 dólares americanos resultando bastante elevado para la administración de recursos económicos. Estos indicadores de endeudamiento nos indican que el proyecto es factible; pero, necesita de financiamiento y el riesgo de inversión es bastante bajo.

Tabla 19 Flujo efectivo corregido

Datos:		TREMA = 14%		B/C						
Alternativas	Años	Fechas	Ingresos	Costos	Flujo	Tasa	Ingresos	Egresos	Flujo	
			Totales	Totales	Efectivo	(1+i) ⁻ⁿ	Actualizados	Actualizados	Efectivo Corregido	
P ₀ = -14048255.253	n ₀ = 0	01/01/2019	0.000	14048255.253	-14048255.25	1.000	0.000	14048255.253	-14048255.253	
F ₁ = 9695277.679	n ₁ = 1	02/01/2020	21051990.299	11356712.620	9695277.68	0.877	18466658.157	9962028.614	8504629.543	
F ₂ = 14031987.680	n ₂ = 2	03/01/2021	25388700.301	11356712.620	14031987.68	0.769	19535780.471	8738621.591	10797158.880	
F ₃ = 19262059.942	n ₃ = 3	04/01/2022	30618772.562	11356712.620	19262059.94	0.675	20666799.341	7665457.536	13001341.804	
F ₄ = 25569527.090	n ₄ = 4	05/01/2023	36926239.710	11356712.620	25569527.09	0.592	21863298.250	6724085.558	15139212.692	
F ₅ = 33176332.471	n ₅ = 5	06/01/2024	44533045.091	11356712.620	33176332.47	0.519	23129068.149	5898320.665	17230747.484	
F ₆ = 42350139.759	n ₆ = 6	07/01/2025	53706852.379	11356712.620	42350139.76	0.456	24468119.462	5173965.496	19294153.967	
F ₇ = 53413751.349	n ₇ = 7	08/01/2026	64770463.969	11356712.620	53413751.35	0.400	25884694.800	4538566.224	21346128.576	
F ₈ = 66756466.927	n ₈ = 8	09/01/2027	78113179.547	11356712.620	66756466.93	0.351	27383282.393	3981198.442	23402083.951	
F ₉ = 82847781.914	n ₉ = 9	10/01/2028	94204494.534	11356712.620	82847781.91	0.308	28968630.321	3492279.335	25476350.986	
F ₁₀ = 102253907.788	n ₁₀ = 10	11/01/2029	113610620.408	11356712.620	102253907.79	0.270	30645761.551	3063402.926	27582358.625	
F ₁₁ = 125657695.592	n ₁₁ = 11	12/01/2030	137014408.212	11356712.620	125657695.59	0.237	32419989.851	2687195.549	29732794.302	
F ₁₂ = 153882663.683	n ₁₂ = 12	13/01/2031	165239376.304	11356712.620	153882663.68	0.208	34296936.632	2357189.078	31939747.554	
							307729019.378	78330566.268		

Ecuación para calcular el VAN

$$VAN = P_0 + F_1 * (1 + i)^{-1} + F_2 * (1 + i)^{-2} + F_3 * (1 + i)^{-3} + F_4 * (1 + i)^{-4} + F_5 * (1 + i)^{-5} + F_6 * (1 + i)^{-6} + F_7 * (1 + i)^{-7} + F_8 * (1 + i)^{-8} + F_9 * (1 + i)^{-9} + F_{10} * (1 + i)^{-10} + F_{11} * (1 + i)^{-11} + F_{12} * (1 + i)^{-12} = 0$$

Tabla 20 Tasa interna de retorno

TIR =	0.00%	14.00%	20.00%	30.00%	40.00%	50.00%	60.00%	70.00%	80.00%	82.3296%	90.00%
VAN =	368677737.38	120767765.23	80117240.96	43110194.36	24381870.97	13919871.36	7561112.21	3412647.56	542887.11	0.94	-1539924.12
P ₀ =	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25	-14048255.25
F ₁ =	8504629.54	7460201.35	7087191.29	6542022.73	6074735.39	5669753.03	5315393.46	5002723.26	4724794.19	4664426.15	4476120.81
F ₂ =	10797158.88	8308063.16	7498027.00	6388851.41	5508754.53	4798737.28	4217640.19	3736041.13	3332456.44	3247843.79	2990902.74
F ₃ =	13001341.80	8775535.39	7523924.66	5917770.51	4738098.33	3852249.42	3174155.71	2646314.23	2229311.01	2144947.36	1895515.64
F ₄ =	15139212.69	8963629.25	7300932.05	5300659.18	3940861.28	2990461.77	2310060.53	1812623.49	1442159.42	1369854.92	1161686.35
F ₅ =	17230747.48	8949110.31	6924650.96	4640741.27	3203789.25	2269069.63	1643252.13	1213555.13	911888.19	855102.59	695882.82
F ₆ =	19294153.97	8790157.00	6461573.13	3997289.71	2562462.54	1693862.63	1150021.19	799341.22	567271.17	525149.15	410113.56
F ₇ =	21346128.58	8530709.67	5957312.72	3401853.88	2024989.95	1249339.03	795205.26	520207.57	348667.59	318653.63	238805.27
F ₈ =	66756466.93	23402083.95	15525420.63	8183640.17	4523442.33	2604733.35	1554295.12	956978.04	605777.73	546557.57	393065.15
F ₉ =	25476350.99	7834180.28	4937487.50	2402409.59	1233061.97	662698.35	370729.70	214830.99	128435.38	114399.10	78950.49
F ₁₀ =	27582358.62	7440170.49	4454704.91	2000773.28	953566.63	478320.30	250860.09	136817.67	77251.40	67929.69	44987.87
F ₁₁ =	125657695.59	29732794.30	16912016.14	7011520.62	3102992.30	1452731.12	714281.30	366649.38	195520.16	169730.59	107869.70
F ₁₂ =	31939747.55	6629385.33	3582255.24	1370917.28	563371.73	246170.71	113472.78	54820.68	27609.68	23661.67	14430.73

Tabla 21 Tasa interna de retorno y valor actual neto

TIR	VAN
0%	368,677,737
14%	120,767,765
20%	80,117,241
30%	43,110,194
40%	24,381,871
50%	13,919,871
60%	7,561,112
70%	3,412,648
80%	542,887
82.3296%	0.94
90%	-1,539,924

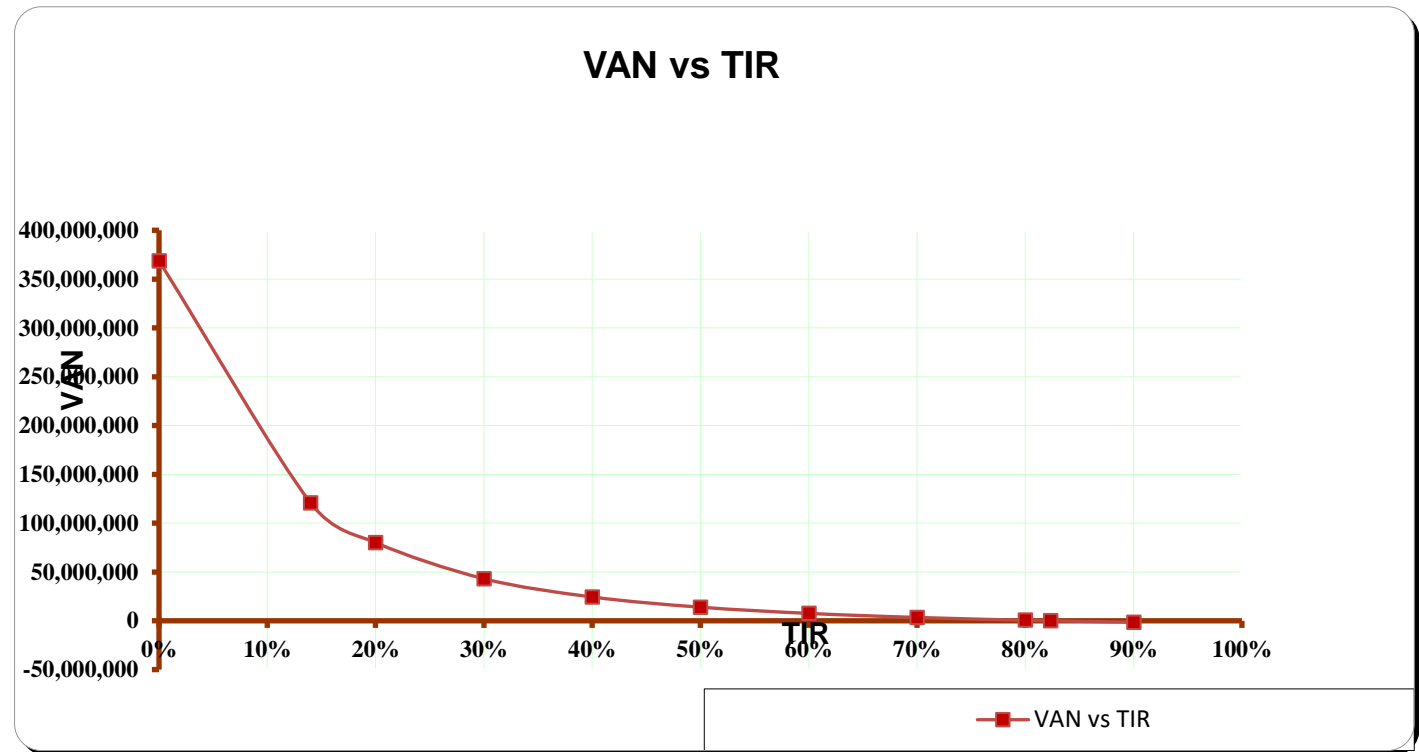


Figura 10 Tasa interna de retorno y valor actual neto

Tabla 22 Tiempo de recuperación de la inversión

AÑO	FNE	FA
0	-14048255.253	-14048255.25
1	8504629.543	-5543625.71
2	10797158.880	5253533.17
3	13001341.804	18254874.97
4	15139212.692	33394087.67
5	17230747.484	50624835.15
6	19294153.967	69918989.12
7	21346128.576	91265117.69
8	23402083.951	114667201.64
9	25476350.986	140143552.63
10	27582358.625	167725911.25
11	29732794.302	197458705.56
197458705.56		

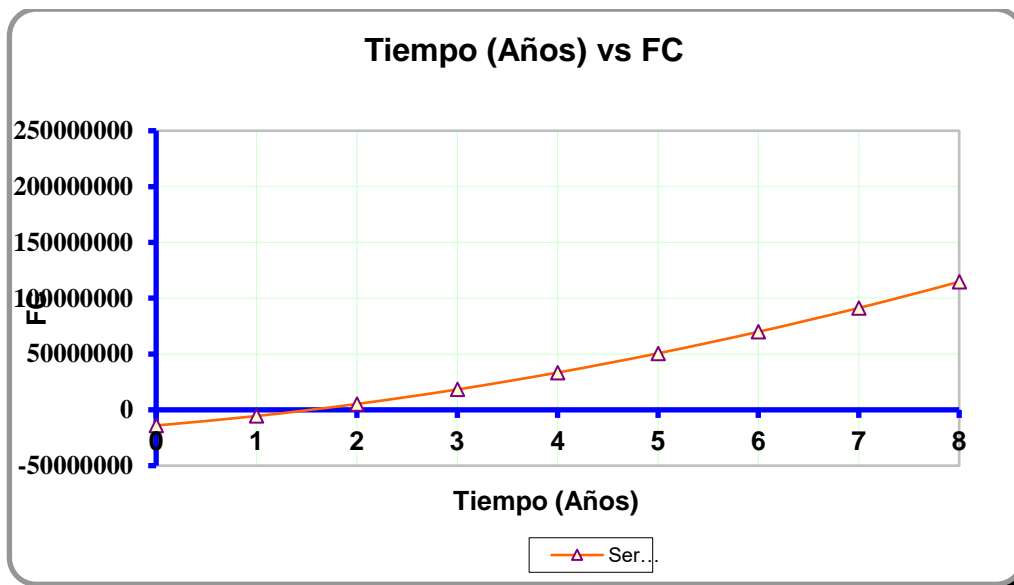


Figura 11 Tiempo de recuperación de la inversión

$$PRI = N - 1 + \left[\frac{(FA)_{N-1}}{(FNE)_N} \right]$$

$$PRI = 2 - 1 + \left[\frac{-(-5543625.71)}{10797158.880.543} \right]$$

$$PRI = 1 + (0,65) \therefore PRI = 1,65 \text{ años}$$

PRI = 1.7

IV. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1. Proceso hidratación indirecta de etileno y la obtención de etanol carburante

En la producción de etileno como lo ha explicado *McCain; Al-Zegbayer, et al.*, que los catalizadores de deshidrogenación oxidativa (ODH) para convertir el etano en etileno comenzaron a recibir atención a fines de la década de 1970 después de que Journal of Catalysis publicara un artículo titulado, [34], [35]. *Arnold et al.*, sobre: “La selectividad y la conversión a etileno son los dos parámetros comúnmente utilizados para medir la productividad del catalizador, deshidrogenación oxidativa de etano (C2-ODH)” [36].

Como en la hidratación indirecta del etileno como lo ha desarrollado *Cheremisinoff*, “La producción del etanol a partir de etileno usando ácido sulfúrico, es un proceso de hidratación que consiste de tres etapas como se plantea a continuación 3 etapas” [38]. *Casares; Douglas* explican que. “La hidrólisis del sulfato de dietil en la segunda etapa del proceso es realizado usando suficiente agua para producir un 50–60 % de solución de ácido sulfúrico, la mezcla resultante es separada por una columna de rectificación” [39], [40].

Luego el proceso de producción del etanol anhidro ha sido seleccionado de tal forma que la producción del producto sea la adecuada. Los flujos de entradas primarios para este proceso son la materia de base del

hidrocarburo que contiene 35-95 por ciento de etileno, metano, y etano; 96-98 por ciento de ácido sulfúrico, y agua.

KBR, “El etanol anhidro se obtiene al refinar el etanol hidratado utilizando un proceso más para llegar a producir etanol anhidro (100% pureza) para uso en mezcla etanol y gasolina, Figura 3”[41].

El proceso de producción que se tendrá en la planta de producción de etanol anhidro ha sido seleccionado por la disponibilidad de la tecnología en el medio actual y porque mejora los resultados económicos. **Gonzales** manifiesta que : “Los procesos para la obtención de etanol a partir de la hidratación indirecta del etileno que se describen en la bibliografía difieren en pequeños detalles, como, por ejemplo, la forma de destilar o el qué hacer con la purga, pero sin embargo todos siguen un mismo esquema general”[29].

4.2. El balance de materia y energía y la obtención de etanol carburante

El costo de los intercambiadores de calor para todas las columnas de rectificación, destilación y separación están incluidos en cada uno de esos equipos. Del mismo modo el costo del sistema de refrigeración para el reactor de absorción se incluye en el costo de este equipo.

Los otros equipos de evaporador al vacío y los otros componentes adicionales no han sido considerados en el presente estudio, por tener un costo bajo comparado con los costos de los otros equipos dimensionados y hallados sus costos, aquí también no están considerados los tanques de

almacenamiento de materias primas, subproductos y producto. La investigación está de acorde con la realidad plantea de los 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) definidos por Naciones Unidas que abordan los mayores retos de la humanidad desde una perspectiva global y transversal, con una visión a futuro hacia el año 2030, que es un tema importante que debe ser considerado también en los países latinoamericanos, como en nuestra realidad nacional. Por otra parte, **González** contribuye con el software aspen plus, que le ha permitido realizar balances de materia y energía de cada una de las corrientes y equipos que componen el proceso de obtención de etanol carburante [29].

4.3. Propuesta de un modelo de proceso hidratación indirecta de etileno y la evaluación económica financiera

Indicadores económicos de rendimiento de capital

Los indicadores económicos nos indican la garantía de la inversión, previo a la toma de decisiones de la ejecución o no del proyecto. Esta evaluación nos proporcionará la información para tomar la decisión de aceptar o rechazar el proyecto.

4.3.1. Valor actual neto

El Valor Actual Neto a fin de período es de US\$72 694 732.6344 dólares americanos para los 12 años de vida del proyecto, lo cual nos indica que el proyecto es aceptable por ser mayor que cero. El VAN positivo a fin de período nos indica que el dinero de la inversión de US\$14 048 255,253 dólares americanos a una tasa de descuento

social de 14% va a rendir una buena rentabilidad.

$$VAN = \sum_{j=0}^n \frac{F.C.}{(1+i)^j}$$

4.3.2. Tasa interna de retorno

La Tasa Interna de Retorno del presente proyecto es de 82.33% para el fin de período indicándonos que el rendimiento es inferior a la tasa de descuento de 14% y en consecuencia el proyecto tiene una baja rentabilidad, esta debe mejorar con el transcurrir de los años de producción y se debe favorecer a este tipo de empresas como beneficios tributarios y otros para lograr su objetivo.

$$VAN = \sum_{j=0}^n \frac{F.C.}{(1+i)^j} = 0$$

4.3.3. Relación beneficio/costo

La ratio beneficio/costo para la producción de etanol anhidro es de 3.9286 la cual nos indica que es mayor el valor actual del beneficio con respecto al valor actual de los costos, por lo tanto, se aceptaría el proyecto ya que la cantidad de dinero que se percibe por cada unidad monetaria utilizada es mayor.

V. CONCLUSIONES

La tecnología seleccionada para la producción del etanol anhidro es por preparación sintética del etanol por hidratación indirecta a partir de etileno y ácido sulfúrico e hidratado dividido en tres etapas.

Para la producción de 516.89 $\text{Lb}_{\text{mol}}/\text{h}$ etanol anhidro al 95% se requiere de los siguientes principales equipos de operaciones y procesos unitarios: Reactor de absorción, tanque de hidrolización y tres columnas de separación.

Al diseñar los equipos se determinaron las siguientes dimensiones y su costo respectivo: Reactor de absorción con un volumen de 12 m^3 cuyo costo es de US\$ 85 650,00; tanque de hidrolización con un volumen de 18 m^3 y un costo de US\$ 25 320,00; columna de rectificación 1, con una altura de 16,8 m. y un diámetro de 0,87 m. y un costo de US\$ 131 145,00; columna de destilación, con una altura de 14,16 m. y un diámetro de 0,78 m. y un costo de US\$ 101 967,00; columna de rectificación 2, con una altura de 9,92 m. y un diámetro de 0,75 m. y un costo de US\$ 71767,00.

El costo de los activos fijos para la producción de etanol anhidro asciende a la suma US\$ 541 279,00 de las cuales el 99% representa la adquisición de equipos de proceso. El costo de puesta en marcha llega a US\$ 3 709 570,80 y que debe durar un período de 4 meses; y finalmente la inversión fija en la planta de producción de etanol anhidro es de US\$ 14 048 255,23.

El costo de las materias primas e insumos: Etileno, metano, etano, ácido sulfúrico y agua suman un total de US\$ 9 277 218,46 y de esta manera el capital de trabajo necesario para la producción de etanol es de US\$ 9 651 568,46 incluyendo los gastos puesta en marcha. El costo unitario de producción es de US\$ 222,34 por tonelada de etanol anhidro.

El precio de venta del etanol anhidro en la planta de producción llega a ser US\$ 816,14 por tonelada de etanol anhidro.

La evaluación económica, según los indicadores de endeudamiento nos indican que el período de repago es de tan solamente 1 año 7 meses y se tendrá una máxima exposición de US\$ 14 048 255,25. Estos indicadores nos manifiestan que el proyecto es viable por tener un endeudamiento corto y baja exposición máxima.

La viabilidad económica está restringida porque solo se logra un TIR de 82,33% para una tasa de descuento de un 14% que se aplica a las instituciones públicas del estado según normas SNIP.

VI.RECOMENDACIONES

Realizar un análisis económico más profundo sobre la producción de etanol anhidro a partir de productos biodegradables, por ser la materia prima más barata y de fácil accesibilidad.

El gobierno central deberá fomentar la producción de este tipo de productos con normas que incentiven la formalización de las empresas productoras de etanol y sus derivados para mejorar la rentabilidad económica.

El estudio de mercado debe mejorarse en cuanto a la relación tamaño-tecnología para tener mejores indicadores del potencial económico y la demanda insatisfecha del producto etanol anhidro.

VII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] A. Faiers, M. Cook, y C. Neame, «Towards a Contemporary Approach for Understanding Consumer Behaviour in the Context of Domestic Energy Use», *Energy Policy*, vol. 35, n.º 8, pp. 4381-4390, 2007, doi: 10.1016/j.enpol.2007.01.003.
- [2] M. Melendez, «Transitioning to a Hydrogen Future : Learning from the Alternative Fuels Experience Transitioning to a Hydrogen Future : Learning from the Alternative Fuels Experience», 2006. [En línea]. Disponible en: <https://www.nrel.gov/docs/fy06osti/39423.pdf>.
- [3] G. Collantes, «Do green tech policies need to pass the consumer test ? The case of ethanol fuel», *Energy Econ.*, vol. 32, n.º 6, pp. 1235-1244, 2010, doi: 10.1016/j.eneco.2010.04.002.
- [4] G. Collantes, «Do green tech policies need to pass the consumer test?. The case of ethanol fuel», *Energy Econ.*, vol. 32, n.º 6, pp. 1235-1244, 2010, doi: 10.1016/j.eneco.2010.04.002.
- [5] M. Milankovitch, «Kanon der Erdbestrahlungen und seine Anwendung auf das Eiszeitenproblem», Belgrado, 1941.
- [6] S. Salomon *et al.*, *Cambio Climatico 2007. The physical science basis. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the IPCC*, vol. 59, n.º 8. New York-USA: Published for the Intergovernmental Panel on Climate Change. University Press Cambridge, 2007.
- [7] A. Zidanšek, R. Blinc, A. Jeglič, S. Kabashi, S. Bekteshi, y I. Šlaus,

- «Climate changes, biofuels and the sustainable future», *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 34, n.º 16, pp. 6980-6983, 2009, doi: 10.1016/j.ijhydene.2008.11.004.
- [8] H. Lu, «China's Fuel Ethanol Market», en *Global Bioethanol: Evolution, Risks, and Uncertainties*, Wayland-EEUU, 2016, pp. 197-208.
- [9] P. Cordova, «Estudio de Inversion Para la Produccion de Etanol Carburante a Partir del Etileno del Gas Natural de Camisea», Universidad Nacional San Antonio Abad, 2012.
- [10] Kirk-Othmer, *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, Index to Volumes 1 - 26*, 5th Editio. New York-USA: John Wiley & Sons, 2007.
- [11] M. J. Economides y D. A. Wood, «The State of Natural Gas», *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 1, n.º 1-2, pp. 1-13, 2009, doi: 10.1016/j.jngse.2009.03.005.
- [12] M. Malenshek y D. B. Olsen, «Methane Number Testing of Alternative Gaseous Fuels», *Fuel*, vol. 88, n.º 4, pp. 650-656, 2009, doi: 10.1016/j.fuel.2008.08.020.
- [13] A. Ibrahim y S. Bari, «A comparison between EGR and lean-burn strategies employed in a natural gas SI engine using a two-zone combustion model», *Energy Convers. Manag.*, vol. 50, n.º 12, pp. 3129-3139, 2009, doi: 10.1016/j.enconman.2009.08.012.
- [14] M. M. Abdelaal y A. H. Hegab, «Combustion and Emission Characteristics of a Natural gas-Fueled Diesel Engine with EGR», *Energy Convers. Manag.*, vol. 64, pp. 301-312, 2012, doi:

10.1016/j.enconman.2012.05.021.

- [15] L. Scordato, A. Klitkou, V. E. Tartiu, y L. Coenen, «Policy mixes for the sustainability transition of the pulp and paper industry in Sweden», *J. Clean. Prod.*, vol. 183, pp. 1216-1227, 2018, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.02.212.
- [16] A. Neri, E. Cagno, G. Di Sebastiano, y A. Trianni, «Industrial sustainability: Modelling drivers and mechanisms with barriers», *J. Clean. Prod.*, vol. 194, pp. 452-472, 2018, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.05.140.
- [17] B. D. Yacobucci, «Fuel Ethanol: Background and Public Policy Issues», 2008. [En línea]. Disponible en: <http://www.lallemandbds.com/fuel-ethanol-products/antimicrobials/>.
- [18] J. C. Cárdenas-Guerra, S. Figueroa-Gerstenmaier, J. A. Reyes-Aguilera, y S. Hernández, «Simulation study of a reactive distillation process for the ethanol production», *Chem. Eng. Trans.*, vol. 69, pp. 613-618, 2018, doi: 10.3303/CET1869103.
- [19] J. D. Poveda Pinilla, «Desarrollo de un sistema de gestión en seguridad y salud ocupacional en p3 carboneras los pinos S.A.S», 2015, [En línea]. Disponible en: <http://repository.unilibre.edu.co/handle/10901/7846>.
- [20] S. Matar y L. Hatch, *Chemistry of Petrochemical Processes*, 2nd Editio. Butterworth-Heinemann, Woburn, Massachusetts, 2001.
- [21] R. A. Meyers, *Manual de procesos de producción de petroquímicos*. New York-USA: McGraw-Hill Handbooks, 2005.
- [22] J. G. Speight, *The Biofuels Handbook*. London: The Royal Society of

- Chemistry, 2011.
- [23] S. Parkash, *Refining Processes Handbook*. Amsterdam, Netherlands: Gulf Professional Publishing, Elsevier, 2003.
- [24] J. G. Gary, G. E. Handwerk, y M. J. Kaiser, *Petroleum Refining: Technology and Economics*, Fifth Edit. Boca Raton, Florida: CRC Press, Taylor & Francis Group, 2007.
- [25] J. G. Speight, *The Chemistry and Technology of Petroleum (Chemical Industries)*, 5th Edició. Boca Raton, Florida: CRC Press, Taylor and Francis Group, 2014.
- [26] J. G. Speight, *Handbook of Petroleum Refining (Chemical Industries)*, 1st Edició. Boca Raton, Florida: CRC Press, Taylor and Francis Group, 2017.
- [27] J. G. Speight, *Natural Gas: A Basic Handbook*, 2nd Editio. Cambridge, Massachusetts: Gulf Publishing Company, Elsevier, 2019.
- [28] C. S. Hsu y P. R. Robinson, *Handbook of Petroleum Technology*. Springer International Publishing AG, 2017.
- [29] G. Gonzales, «Modelado Y Simulación De Una Planta De Producción De Etanol Por Hidratación Directa De Etileno», Departamento de Ingeniería Química y Medioambienta.l Escuela Técnica Superior de Ingenieros. Universidad de Sevilla, 2011.
- [30] D. L. Ocrosopoma Ramirez, *Situación y Perspectiva de los Biocombustibles en el Peru*. Lima - Perú: Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA), 2008.

- [31] IPCC, *Fuentes de energía renovables y mitigación del cambio climático: Resumen para responsables de políticas y resumen técnico*. Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático, 2011.
- [32] G. Haug, «Cambio Climático», vol. 4, n.º 18, pp. 55-64, 2007.
- [33] A. P. de Noticias, «Braskem y Petroperú Analizarán Viabilidad de Proyecto Petroquímico en Sur de Perú», *America Economía*, 2011.
<https://www.americaeconomia.com/negocios-industrias/braskem-y-petroperu-analizaran-viabilidad-de-proyecto-petroquimico-en-sur-de-per>.
- [34] J. H. McCain, «Process for OxyDehydrogenation of Ethane to Ethylene», 85107948.3, 1985.
- [35] Y. S. Al-Zegbayer, S. I. Al-Mayman, y T. A. Al-Smarei, «Oxidative Dehydrogenation of Ethane to Ethylene Over Mo-V-Nb Catalysts: Effect of Calcination Temperature and Type of Support», *J. King Saud Univ. - Eng. Sci.*, vol. 22, n.º 1, pp. 21-27, 2010, doi: 10.1016/S1018-3639(18)30506-3.
- [36] M. L. Stephen Craig Arnold, W. C. Anne Mae Gaffney, W. Ruozhi Song, y E. Chuen Yuan Yeh, «Process for producing ethylene via oxidative dehydrogenation (ODH) of ethane», vol. 1, n.º 19, pp. 1-5, 2010, [En línea]. Disponible en:
<https://patentimages.storage.googleapis.com/3b/c9/82/c283c7b24afe69/US20100019677A1.pdf>.
- [37] A. M. Gaffney y O. M. Mason, «Ethylene Production via Oxidative Dehydrogenation of Ethane Using M1 catalyst», *Catal. Today*, vol. xxx,

- n.º xxx, pp. 159-165, 2017, doi: 10.1016/j.cattod.2017.01.020.
- [38] N. P. Cheremisinoff, *Handbook of Chemical Processing Equipment, Consulting Engineer*, 1a edición. Boston, USA: British Library Cataloguing in Publication Data, 2000.
- [39] C. Casares, «Aspectos Físicos y Químicos, Acondicionamiento y Tratamiento del Gas Natural», Argentina, 2004.
- [40] J. Douglas, *Conceptual Design of Chemical Processes*, 1st Edició. Massashusets: McGraw-Hill Book Company, 1988.
- [41] KBR, *Petrochemical Processes 2010 Petrochemical Processes 2010*. Reino de Arabia Saudita: Petrochemical Licensor Index, 2010.
- [42] M. Llano-Restrepo y Y. M. Muñoz-Muñoz, «Combined Chemical and Phase Equilibrium for the Hydration of Ethylene to Ethanol Calculated by Means of the Peng-Robinson-Stryjek-Vera equation of state and the Wong-Sandler Mixing Rules», *Fluid Phase Equilib.*, vol. 307, n.º 1, pp. 45-57, 2011, doi: 10.1016/j.fluid.2011.05.007.
- [43] C. A. Cardona y Ó. J. Sánchez, «Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities», *Bioresour. Technol.*, vol. 98, n.º 12, pp. 2415-2457, 2007, doi: 10.1016/j.biortech.2007.01.002.
- [44] L. Espinoza, E. Mateo, y J. Marca, «Diseño de una Planta para la produccion de Etileno a partir del acoplamiento oxidativo del metano proveniente del gas natural», Escuela Profesional de Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería Química y Textil. Universidad Nacional de Ingeniería, 2016.

- [45] NTP 321.102:2002, «Revision de la NTP 321.102:2002. Especificaciones de Gasolina Motor», *DGCA - MINAM*. Direccion General de Calidad Ambiental, Lima - Perú, p. 18 Pag., 2013, [En línea]. Disponible en: <http://sumo.dlr.de/>.
- [46] C. Berlanga, M. V. Biezma, y J. Fernández, «Revisión y estado del arte de la corrosividad del etanol y sus mezclas con gasolina», *Rev. Metal.*, vol. 47, n.º 6, pp. 507-518, 2011, doi: 10.3989/revmetalmadrid.1016.
- [47] ASTM D-4806-03, «Quality-Specification-for-Fuel-Ethanol-per-ASTM-D4806.pdf». standard by ASTM International, EEUU, p. 1 Pag, 2003, [En línea]. Disponible en: https://www.researchgate.net/figure/Quality-Specification-for-Fuel-Ethanol-per-ASTM-D4806_tbl1_254545755.
- [48] N. O. Nylund, P. Aakko-Saksa, y K. Sipilä, *Status and outlook for biofuels, other alternative fuels and new vehicles*, Prima Oy,. Finlandia: Technical editing Leena Ukskoski, 2008.
- [49] IDAE-FITSA, *Nuevos Combustibles y Tecnologías de Propulsión: Situación y Perspectivas para Automoción*. Madrid - España: Fundación Instituto Esta publicación ha sido editada por el IDAE y está incluida en su fondo editorial, 2008.
- [50] M. Cárdenas, «Desarrollo de la Industria Petroquímica en el Perú», *OSINERGMIN*, pp. 1-3, 2013.
- [51] WIKIPEDIA, «Mollendo». La enciclopedia WIKIPEDIA, Arequipa, p. 1 Pag., 2021, [En línea]. Disponible en: <https://es.wikipedia.org/wiki/Mollendo>.

- [52] R. Hernandez, C. Fernandez, y P. Baptista, *Metodología de la Investigación*, Sexta Edic. Mexico: Miembro de la Cámara Nacional de la Industria Editorial Mexicana, Reg. Núm. 736, 2014.
- [53] M. Tamayo y Tamayo, *El Proceso de la Investigación Científica. Incluye evaluación y Administración de Proyectos de Investigación*, Cuarta Edi. Mexico - Mexico, 2003.
- [54] D. Oseda, D. Hurtado, L. Zevallos, A. Santacruz, J. Quintana, y C. Zacarías, *Métodos y Técnicas de la Investigación Cualitativa*, 1era Edici. Lima - Perú: Editorial soluciones gráficas, 2018.
- [55] INARPAS, «Legislacion Ambiental Peruana». Dirección General de Normas Ambientales, Lima - Perú, p. 121 Pag., 1997, [En línea].
Disponible en:
https://bvs.ins.gob.pe/insprint/CENSOPAS/leg_ambiental_per1997.pdf.
- [56] Decreto Supremo N°019-98-MTC, «Disponen eliminar del mercado la oferta de Gasolina 95 RON con plomo y reducir el límite máximo de contenido de plomo en la Gasolina 84 RON». Presidente de la Republica, Lima-Peru, p. 2 Pag., 1998, [En línea]. Disponible en:
<http://intranet2.minem.gob.pe/web/archivos/dgh/legislacion/ds019-98-MTC.pdf>.
- [57] B. S. Mózo, «Aprueban Disposiciones Reglamentarias a la Ley 29690- Ley que Promueve el desarrollo de la Industria Petroquímica Basada en el Etano y el Nodo Energetico en el Sur del Peru», 2017. doi:
10.1017/CBO9781107415324.004.

- [58] L. Castillo, «Análisis documental», en *Análisis documental*, 2004, pp. 1-18.
- [59] EPA, «Agencia de Protección del Medio Ambiente», 2005.
- [60] K. J. Garcia Yarihuamán, «Estudio de factibilidad para el abastecimiento de Gas Natural Comprimido (GNC) a la provincia de Palpa», Escuela Profesional de Ingeniería Industrial. Facultad de Ingeniería. Universidad Ricardo Palma, 2018.