

**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS**

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**CARRERA DE INGENIERÍA PETROLERA**



**DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN  
CATALÍTICA DE METANOL PARA LA PRODUCCIÓN DE  
DIMETIL ÉTER PARA SU USO COMO COMBUSTIBLE  
EN EL PARQUE AUTOMOTOR**

**Proyecto de grado presentado para optar el título de  
Licenciatura en Ingeniería en Petróleo, Gas y Procesos**

**POSTULANTE: MARIA LIZETH HUAYCHO ANDRES**

**TUTOR: ING. JUAN FERNANDO CUEVAS BANDA**

**LA PAZ - BOLIVIA**

**2024**



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS  
FACULTAD DE INGENIERIA**



**LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.**

**LICENCIA DE USO**

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

**TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.**

## DEDICATORIA

A mis padres; Mariano Huaycho y Luisa Andres por el amor y apoyo incondicional, que me impulsa a ser una mejor persona cada día.

A mis hermanos; Cristian, Kevin y Beimar quienes siempre me apoyaron y me dieron el aliento a seguir adelante.

A mis primas; Olga Apaza y Eva Bautista por el apoyo constante, la paciencia y energía que me brinda para culminar con cada meta que me proponga.

A mis abuelitos; Teodoro Huaycho y Felipa Mamani que desde el cielo estuvieron a mi lado guiándome y protegiéndome.

A mi angelito en el cielo.

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios y mi familia por permitirme cumplir este objetivo e impulsarme a concretar cada meta que me proponga.

A la Facultad de Ingeniería de la Universidad Mayor de San Andrés y a todos los docentes que conforman esta casa superior de estudios que se convirtió en mi segundo hogar, donde adquirí muchos conocimientos y aprendí a crecer tanto personal como profesionalmente.

A los docentes; Ing. Rodolfo Mauricio Álvarez Velasco, Ing. Álvaro Paolo Copa Olivarez e Ing. Lizeth Mercedes Molina Herrera por compartir sus conocimientos, brindar su tiempo para poder desarrollar y culminar el proyecto.

A mi tutor; Ing. Juan Fernando Cuevas Banda por compartir sus conocimientos y tiempo para poder concluir este proyecto.

A mis amigos y compañeros por haber hecho de esta etapa un trayecto lleno de vivencias y anécdotas memorables.

## RESUMEN

El proyecto inicia con el estudio de la viabilidad técnica y económica de la deshidratación catalítica de metanol para producir dimetiléter a nivel de pre factibilidad. Se presentó una evaluación del mercado de DME a nivel nacional e internacional, enfatizando la oferta y demanda del combustible a producir.

Se describen las propiedades y características de DME, así como las alternativas tecnológicas para el proceso productivo mediante síntesis indirecta y directa. Se elige la tecnología indirecta y se considera el proceso adecuado basado en las condiciones del proyecto. Después de determinar la tecnología, se evaluó la capacidad instalada de la planta tomando en cuenta la disponibilidad de materia prima y la tecnología.

El FEED inició con la propuesta del diagrama de flujo, la descripción de la reacción, las etapas de almacenamiento, los balances de masa y energía del proceso y el dimensionamiento de los equipos principales, que incluyen un reactor catalítico de lecho fijo, una columna de destilación primaria multi-componente y una columna de destilación secundaria binaria.

Se realizó una simulación de las condiciones de operación utilizando el software de simulación AspenHYSYS V11, corroborando los cálculos realizados manualmente obteniendo resultados satisfactorios.

Finalmente, se llevó a cabo la evaluación económica, en la que se calculó la inversión inicial fija y el flujo de caja. Además, los indicadores económicos de factibilidad; Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR) los cuales dieron resultados favorables mostrando una alta rentabilidad y un retorno de inversión en 4 años de funcionamiento.

## ABSTRACT

The project begins with the study of the technical and economic feasibility of the catalytic dehydration of methanol to produce dimethylether at a pre-feasibility level. An evaluation of the DME market at national and international level was presented, emphasizing the supply and demand of the fuel to be produced.

The properties and characteristics of DME are described, as well as the technological alternatives for the production process by means of indirect and direct synthesis. The indirect technology is chosen and the appropriate process is considered based on the project conditions. After determining the technology, the installed capacity of the plant was evaluated taking into account the availability of raw material and technology.

The FEED started with the proposal of the flow diagram, the description of the reaction, the storage stages, the mass and energy balances of the process and the sizing of the main equipment, which includes a fixed bed catalytic reactor, a multi-component primary distillation column and a binary secondary distillation column.

A simulation of the operating conditions was carried out using the simulation software AspenHYSYS V11, corroborating the calculations performed manually and obtaining satisfactory results.

Finally, the economic evaluation was carried out, in which the initial fixed investment and cash flow were calculated. In addition, the economic feasibility indicators; Net Present Value (NPV) and the Internal Rate of Return (IRR) gave favorable results showing a high profitability and a return on investment in 4 years of operation.

# CONTENIDO

ÍNDICE DE TABLAS .....	viii
ÍNDICE DE FIGURAS .....	x
GLOSARIO DE TÉRMINOS .....	xiii
CAPÍTULO 1 - GENERALIDADES.....	1
1.1. INTRODUCCIÓN .....	1
1.2. ANTECEDENTES.....	2
1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	7
1.3.1. Identificación del Problema .....	7
1.3.2. Formulación del Problema .....	9
1.4. OBJETIVOS.....	9
1.4.1. Objetivo General .....	9
1.4.2. Objetivos Específicos .....	9
1.5. JUSTIFICACIÓN.....	10
1.5.1. Justificación Técnica .....	10
1.5.2. Justificación Económica .....	10
1.5.3. Justificación Ambiental.....	11
1.6. ALCANCES .....	11
1.6.1. Alcance Temático.....	11
1.6.2. Alcance Geográfico.....	12
CAPÍTULO 2 – MARCO TEÓRICO .....	13
2.1. INTRODUCCIÓN .....	13
2.2. APLICACIÓN DEL DIMETIL ÉTER Y SUS APLICACIONES .....	13
2.2.1. Descripción del Producto.....	13
2.2.1.1. Dimetil Éter.....	13
2.1.1.2. Metanol .....	17
2.3. PROCESOS DE PRODUCCIÓN DIMETIL ÉTER .....	19
2.3.1. Método Directo a partir del Gas de Síntesis .....	20
2.3.2. Método Indirecto a partir de la Deshidratación del Metanol .....	21
2.3.3. Otros Métodos de Producción de Dimetil Éter .....	22
2.3.4. Selección del Método .....	23
2.4. TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER.....	24
2.4.1. Tecnologías de Producción de DME Mediante Método Directo .....	24

2.4.1.1. Proceso J.F.E. Holdings Company .....	24
2.4.1.2. Proceso Air Products & Chemicals .....	25
2.4.1.3. Proceso Haldor Topsoe .....	25
2.4.1.4. Proceso Korean Gas Corporation (KOGAS) .....	25
2.4.2. Tecnologías de Producción de DME Mediante Método Indirecto .....	26
2.4.2.1. Proceso Mitsubishi Gas Chemical Company (MGC) .....	27
2.4.2.2. Proceso Toyo Engineering Corporation (TEC) .....	27
2.4.2.3. Proceso Lurgi & AirLiquide .....	29
2.4.2.4. Proceso Haldor Topsoe .....	30
2.4.3. Selección de Tecnología .....	35
2.5. REACTOR CATALÍTICO .....	35
2.5.1. Tipos de Reactores .....	35
2.5.1.1. Reactores de Medio Gaseoso con Catalizador Solido .....	36
2.5.2. Selección del Tipo de Reactor .....	49
1.6. CATALIZADORES .....	51
2.6.1. Catalizadores para la Producción de DME .....	51
2.6.2. Selección de Catalizador .....	56
2.6.3. Vida Útil del Catalizador .....	56
2.7. ALMACENAMIENTO DEL DIMETIL ÉTER .....	57
2.7.1. Almacenamiento a Alta Presión .....	57
2.7.2. Contenedores .....	58
2.7.3. Transporte Terrestre .....	58
2.7.4. Instalaciones de llenado para Tanques de DME .....	59
CAPÍTULO 3 – LOCALIZACIÓN Y TAMAÑO .....	60
3.1. INTRODUCCIÓN .....	60
3.2. FACTORES QUE DETERMINAN EL TAMAÑO DE LA PLANTA .....	60
3.2.1. Competencia .....	60
3.2.2. Tecnología .....	60
3.3. DETERMINACIÓN DEL TAMAÑO .....	60
3.4. LOCALIZACIÓN DEL PROYECTO .....	61
3.4.1. Macro Localización .....	61
3.4.1.1. Disponibilidad de Materia Prima y Zonas Industriales .....	61
3.4.1.2. Ubicación y Tamaño del Mercado Consumidor .....	61
3.4.1.3. Elección de la Macro Localización .....	63
3.4.2. Micro Localización .....	64

CAPÍTULO 4 – APLICACIÓN PRÁCTICA.....	65
4.1. ESTUDIO DE MERCADO.....	65
4.1.1. Mercado del Metanol.....	65
4.1.1.1. Escenario Mundial.....	65
4.1.2. Mercado del Diésel.....	68
4.1.2.1. Escenario Mundial.....	68
4.1.2.2. Escenario Nacional.....	72
4.1.3. Mercado del Dimetil Éter.....	77
4.1.3.1. Potencial de DME en otros Mercados.....	80
4.1.3.2. Panorama Competitivo del DME.....	80
4.1.4. Variación de Precios.....	81
4.1.4.1. Diferencial de Precios.....	81
4.1.4.2. Dimetil Éter.....	82
4.2. DISEÑO DE LA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN CATALÍTICA DE METANOL ..	84
4.2.1. Descripción del Proceso.....	84
4.2.2. Balance de Materia y Energía.....	85
4.2.2.1. Balance de Materia.....	86
4.2.2.2. Balance de Energía.....	95
4.2.2.3. Diseño de Equipos.....	101
4.3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN CATALÍTICA.....	138
4.3.1. Secuencia de Simulación del Proceso de Destilación.....	141
4.3.2. Ambiente de Simulación del Proceso de Destilación.....	145
4.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA PLANTA.....	158
4.4.1. Análisis de Costos.....	158
4.4.1.1. Inversión Inicial.....	158
4.4.1.2. Costos de Operación.....	164
4.4.1.3. Precio de Venta.....	165
4.4.1.4. Análisis Económico del Proyecto.....	166
4.4.1.5. Indicadores Financieros de Rentabilidad.....	167
CAPÍTULO 5 - CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	170
5.1. CONCLUSIONES.....	170
5.2. RECOMENDACIONES.....	172
BIBLIOGRAFÍA.....	173
ANEXOS.....	178

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Propiedades del Dimetil Éter (DME).....	14
Tabla 2. Potenciales Cantidades de Impacto Ambiental .....	15
Tabla 3. Comparación de Propiedades entre Dimetil Éter y Diésel .....	15
Tabla 4. Propiedades del Metanol .....	18
Tabla 5. Comparación de Propiedades entre Metanol y Dimetil Éter .....	19
Tabla 6. Comparación de Métodos de Obtención de DME .....	23
Tabla 7. Comparación de Tecnologías del Método Directo.....	26
Tabla 8. Comparación de Tecnologías de Producción de DME por el Método Indirecto .....	33
Tabla 9. Tabla Comparativa de los Reactores .....	50
Tabla 10. Cinética de Reacción para Formación de DME y Distintos Catalizadores ....	56
Tabla 11. Comercialización de Diésel a Nivel Nacional Enero a Septiembre 2023 .....	62
Tabla 12. Evolución de las Importaciones de Diésel y Gasolina (Millones de dólares).75	
Tabla 13. Variables del Precio del Diésel en Bolivia 2010-2023.....	81
Tabla 14. Precios del Diésel en Países Sudamericanos .....	82
Tabla 15. Comparación de Costos de Producción de DME .....	83
Tabla 16. Resultados Balance de Materia General .....	92
Tabla 17. Balance de Materia .....	93
Tabla 18. Valores de Coeficientes a, b, c y d.....	96
Tabla 19. Valores de Calor Específico .....	97
Tabla 20. Especificaciones para la Producción.....	109
Tabla 21. Constantes A, B, C de Antoine.....	112
Tabla 22. Constantes de Antoine.....	114
Tabla 23. Propiedades de Alimentación, Destilado y Fondo .....	118
Tabla 24. Fracciones Molares y Constantes de Equilibrio de la Reacción .....	123
Tabla 25. Composición por Placa de Cada Componente.....	128
Tabla 26. Viscosidad del Producto de la Destilación.....	130
Tabla 27. Parámetros Obtenidos de la Columna de Destilación 1 .....	132
Tabla 28. Parámetros Obtenidos de la Columna de Destilación 2 .....	132
Tabla 29. Valores de K Metanol y Agua.....	133
Tabla 30. Composición de Metanol y Agua.....	134
Tabla 31. Constantes Obtenidas de la Simulación.....	136

Tabla 32. Datos de la Columna de Destilación 2.....	137
Tabla 33. Datos de la Columna de Destilación Primaria .....	151
Tabla 34. Datos de la Columna de Destilación Secundaria.....	153
Tabla 35. Tabla Comparativa Reactor DME.....	157
Tabla 36. Tabla Comparativa Columna de Destilación Primaria .....	157
Tabla 37. Tabla Comparativa Corriente de Producto DME .....	157
Tabla 38. Tabla Comparativa Columna de Destilación Secundaria.....	157
Tabla 39. Factores de Lang para el cálculo de inversión de Capital Fijo.....	160
Tabla 40. Costo de Equipos de la Planta .....	160
Tabla 41. Costo Total Inversión Fija Directa .....	162
Tabla 42. Costo Inversión Fija Total.....	163
Tabla 43. Costo Salarios Personal de la Planta .....	164
Tabla 44. Costo de Materia Prima, Insumos y Servicios .....	165
Tabla 45. Flujo de Caja Proyectado para la Planta .....	166

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Bus Volvo con DME de Combustible .....	5
Figura 2. Molécula de Dimetil Éter .....	13
Figura 3. Principales Productos Obtenidos del Dimetil Éter .....	16
Figura 4. Molécula de Metanol.....	17
Figura 5. Diferentes Procesos de Produccion de Dimetil Eter.....	20
Figura 6. Diagrama del Proceso Directo de Producción de Dimetil Éter.....	21
Figura 7. Diagrama de Bloques del Proceso Indirecto de Producción de Dimetil Éter..	22
Figura 8. Diagrama de Proceso JFE de Síntesis Directa de Obtención de DME.....	24
Figura 9. Diagrama proceso MGC para la Producción de DME .....	27
Figura 10. Diagrama del Proceso TEG para la Obtención de DME.....	28
Figura 11. Diagrama del Proceso Lurgi para la Obtención de DME .....	29
Figura 12. Diagrama de Flujo del Proceso Topsoe para la Producción de DME .....	34
Figura 13. Reactor de Contacto con el Catalizador en Forma de Rejilla .....	36
Figura 14. Reactor de Lecho Fijo.....	38
Figura 15. Reactor con Lecho Filtrante sin Intercambiador de Calor.....	38
Figura 16. Reactor de Contacto sin Intercambio de Calor en Procesos Exotérmicos ...	39
Figura 17. Esquema de Contacto en Escalones Múltiples con Intercambiadores Exteriores .....	40
Figura 18. Conversión en Función del Tiempo para un Reactor de Tres Etapas .....	41
Figura 19. Conversión en Función de Temperatura para reactor de Tres Etapas con Refrigeración Intermedia.....	42
Figura 20. Reactor de Contacto de Soleras con Intercambiadores de Calor Exteriores .....	43
Figura 21. Reactor de Contacto de Soleras con Intercambiadores de Calor entre Lechos .....	44
Figura 22. Reactor de Contacto con Refrigeradores de Agua entre los Lechos de Catalizador .....	44
Figura 23. Reactor de Contacto Tubular con Catalizadores en los Tubos.....	45
Figura 24. Reactor de Lecho Fluidizado de Catalizador.....	47
Figura 25. Esquema Reactor de Craqueo Catalítico con Flujo de Suspensión de Catalizador en polvo .....	48
Figura 26. Esquema de Canales de la Zeolita ZSM-5.....	52

Figura 27. Selectividad Según los Estados de Transición.....	54
Figura 28. Comparación de Estabilidad y Selectividad del Catalizador ZSM-5 y ZSM-5/MCM41 .....	55
Figura 29. Tanque de Almacenamiento Esférico (adaptado de la tecnología del GLP)58	
Figura 30. Comercialización Interna de Diésel (%) .....	62
Figura 31. Macro Localización del Proyecto.....	63
Figura 32. Micro Localización del Proyecto.....	64
Figura 33. Mercado Global del Metanol por Derivados .....	66
Figura 34. Índice de Crecimiento del Mercado del Metanol por Región .....	68
Figura 35. Demanda Mundial de Diésel 2024 .....	71
Figura 36. Evolución de la Producción y Comercialización Interna de Diésel periodo 2006-2023 .....	72
Figura 37. Evolución de las Importaciones de Diésel periodo 2005-2020 (Toneladas y Millones de dólares).....	74
Figura 38. Países de Importación de Diésel.....	74
Figura 39. Volúmenes de Importación de Combustibles 2021-2023 .....	75
Figura 40. Visión del Mercado de Dimetil Éter .....	78
Figura 41. Taza de Crecimiento del Mercado de DME por Región 2022-2027.....	79
Figura 42. Diagrama de Proceso de Obtención de DME.....	85
Figura 43. Diagrama de Flujo Balance de Materia .....	86
Figura 44. Diagrama Global del Proceso (Ton/día).....	94
Figura 45. Diagrama Global del Proceso con Datos Obtenidos del Balance .....	94
Figura 46. Balance de Energía del Proceso Reactivo .....	97
Figura 47. Balance del Proceso Reactivo .....	99
Figura 48. Balance de Energía Aplicando el Diseño del Reactor Químico .....	101
Figura 49. Cálculo de Número de Etapas por Método McCabe-Thiele.....	123
Figura 50. Esquema de Columna de Destilación - Zona de Agotamiento .....	124
Figura 51. Esquema de Columna de Destilación - Zona de Rectificación .....	126
Figura 52. Correlación de Gilliland en Coordenadas Lineales.....	134
Figura 53. Esquema General de Simulación de la Planta – Parte 1 .....	139
Figura 54. Esquema General de Simulación de la Planta - Parte 2.....	140
Figura 55. Selección de Componentes para la Simulación .....	142
Figura 56. Selección del Paquete de Fluidos .....	142
Figura 57. Elección del Tipo de Reacción .....	144

Figura 58. Estequiometria de la Reacción .....	144
Figura 59. Paquete de Reacción.....	145
Figura 60. Composiciones Molares en el Flujo de Alimentación .....	145
Figura 61. Presión, Temperatura y Flujo de Alimentación del Proceso .....	146
Figura 62. Características de la Bomba P-100.....	146
Figura 63. Datos de las Corrientes de Ingreso y Salida de la Bomba.....	147
Figura 64. Corrientes de Ingreso al Mixer .....	147
Figura 65. Datos de las Corrientes del Mixer .....	148
Figura 66. Corrientes de ingreso al Intercambiador de Calor .....	148
Figura 67. Datos de las Corrientes del Intercambiador de Calor .....	149
Figura 68. Corrientes de Ingreso del Horno .....	149
Figura 69. Datos de las Corrientes del Horno .....	150
Figura 70. Corrientes de Ingreso al Reactor .....	150
Figura 71. Datos de las Corrientes del Reactor .....	151
Figura 72. Características de la Torre de Destilación 1.....	152
Figura 73. Parámetros de la Columna de Destilación 1 .....	152
Figura 74. Datos de las Corrientes de la Torre de Destilación 1 .....	153
Figura 75. Características de la Torre de Destilación 2.....	154
Figura 76. Parámetros de la Torre de Destilación 2 .....	154
Figura 77. Datos de las Corrientes de la Torre de Destilación 2 .....	155
Figura 78. Corrientes de ingreso a la Bomba P-101 .....	155
Figura 79. Corrientes de Ingreso al Recirculador .....	156
Figura 80. Datos de las Corrientes del Recirculador .....	156

## GLOSARIO DE TÉRMINOS

DME: Dimetil Éter

MeOH: Metanol

GLP: Gas Licuado de Petróleo

GEI: Gases de Efecto Invernadero

INE: Instituto Nacional de Estadísticas

RNI: Reservas Internacionales Netas

GtCO<sub>2</sub>: Giga toneladas de dióxido de carbono equivalente

TPA: Toneladas por Año

TPD: Toneladas por Día

MTPA: Millones de Toneladas por Año

AIE: Agencia Internacional de Energía

MMBD: Millones de Barriles por día

IBCE: Instituto Boliviano de Comercio

IEHD: Impuesto Especial de los Hidrocarburos

PIB: Producto Interno Bruto

LK: Componente clave Liviano

HK: Componente clave Pesado

LLK: Componente Volátil no clave

HKK o HNK: Componente Pesado no clave

ATR: Autotérmico

OVHD: Sobre cabeza

HP: Alta Presión

LP: Baja Presión

NO<sub>x</sub>: Óxidos de Nitrógeno

ANH: Agencia Nacional de Hidrocarburos

# CAPÍTULO 1 - GENERALIDADES

## 1.1. INTRODUCCIÓN

Uno de los principales objetivos de la ingeniería petrolera y petroquímica es mejorar los procesos convencionales de obtención de nuevos productos para que puedan ser optimizados, y lograr así un desarrollo económico, ambiental y sostenible. Por tanto, el desarrollo del proceso no termina cuando se encuentra la forma de obtener el producto deseado, sino que muchas veces se trata de encontrar una mejora que permita obtener el mismo producto de una forma más eficiente, asegurando aspectos técnicos y económicos más eficientes. Un ejemplo llamativo es el proceso de obtención de Dimetil éter.

El éter dimetílico o dimetil éter (DME) generalmente se obtiene mediante un proceso químico basado en la reacción, la separación y recirculación. La principal reacción que ocurre en este proceso es la deshidratación del metanol para formar DME y agua según la reacción:



La posible aplicación que podría tener este compuesto como combustible alternativo al diésel, así como su respeto por el medio ambiente, han hecho que en los últimos años haya aumentado el interés por él. Como consecuencia, también ha aumentado el número de publicaciones sobre las propiedades y aplicaciones del DME, así como posibles mejoras del método obtenido.

Dado que es una fuente de energía moderna y segura en comparación con otras fuentes de energía, ha comenzado a atraer más la atención del mercado energético mundial. La producción global actual de DME es de 150.000,000 toneladas por año (Ohno, et al., 2019). Se está comenzando a utilizar como una alternativa de energía limpia al GLP o la gasolina. Este combustible se puede mezclar con GLP para aplicaciones de calefacción y cocina. Esta mezcla puede cubrir hasta el 20% del volumen de DME y no requiere modificación del equipo ni de la red de distribución.

Existen numerosos proyectos en marcha, ya que la demanda de combustibles respetuosos con el medio ambiente está aumentando el interés por las mezclas que utilizan DME producido a partir de materiales renovables en los países desarrollados ( du Bourg , 2018).

En comparación con el gasóleo y el diésel, el DME tiene una viscosidad insuficiente y carece de lubricidad, pero tiene una buena calidad de combustión y un elevado número de cetanos. Puede utilizarse como combustible en motores de gasolina, turbinas de gas y motores diésel (30% DME, 70% GLP). Puede almacenarse en fase líquida a 0,5 MPa, que es una presión relativamente baja, como el GLP para los motores de gasolina. Mack, Nissan, Shanghai Diesel, Volvo e Isuzu han desarrollado vehículos pesados con motores diésel que funcionan con DME. ( Odil ugli & Narmatovich, 2021)

Las tecnologías de bajo costo para el DME han sido llevadas a cabo principalmente por el Grupo JFE (Japón), Haldor Topsoe (Dinamarca) en Europa, Air Products and Chemicals en Estados Unidos y otros. El uso del DME como combustible alternativo será crucial en China, un país con índices de contaminación tan elevados, en un futuro próximo. (Bozga, Apan, & Bozga, 2013)

El presente proyecto tiene como objetivo realizar el diseño de una planta de deshidratación catalítica de metanol para la producción de dimetil éter para usarlo como combustible alternativo, así poder reducir los volúmenes de importación de diésel como también reducir la contaminación ambiental emitido por los gases de efecto invernadero producido por el uso de los combustibles convencionales.

## **1.2. ANTECEDENTES**

En los últimos años se ha ido adoptando una mentalidad más ecológica. Somos más conscientes de que los niveles de contaminación son elevados y que el calentamiento global es un hecho que estamos viviendo todos.

Uno de los factores que contribuyen a la contaminación ambiental es la emisión de gases de efecto invernadero, y por este motivo cada vez se van tomando más medidas para controlar este problema mundial. (Ahlgren, y otros, 2017)

Es por ello que la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático estableció en 1997 el Protocolo de Kioto, que es un acuerdo internacional cuyo objetivo

es reducir la emisión de seis gases de efecto invernadero (GEI) que causan el calentamiento global, en un porcentaje aproximado de al menos un 5%, dentro del periodo que va de 2008 a 2012, en comparación a las emisiones de 1990. Estos son: Dióxido de carbono, Metano, Óxido nitroso, Hidro-fluoro-carbonos, Perfluoro-carbonos y Hexafluoruro de azufre.

En 1990, los programas se extendieron a otros combustibles y, debido al crecimiento de los combustibles convencionales y los no convencionales, el programa finalmente se denominó en 1998 como "Advanced Motor Fuels Performance Agreement" (AMF). (Chica Perez, 2018)

El objeto de este acuerdo es la producción, uso, impacto ambiental y comercialización de estos combustibles "avanzados". Ha sido firmado por once países y sus empresas. El trabajo del proyecto específico se ha incluido en el cronograma del acuerdo; El Apéndice XIV es un apéndice del DME.

El proyecto de este anexo se desarrolló entre 1997 y 2000. Canadá, Dinamarca, Finlandia, Francia, Japón, Países Bajos, Noruega, Suecia y Estados Unidos participaron en este programa con un aporte total de \$800.000, al igual que muchas empresas y organizaciones de estos países, tales como: Haldor Topsoe, Akzo Nobel, IFP, Universidad Técnica de Dinamarca, Renault, Volvo Truck, Amoco, Statoil, NKK Corporation, AVL Powertrain Engineering, etc. De hecho, los daneses han estado experimentando con DME desde 1990. (Catarina, 2016)

Los principales objetivos del trabajo fueron establecer un estándar de calidad compatible con costos de producción aceptables, recopilar información sobre los aspectos ambientales de distribución y de seguridad del vehículo, y producir instrucciones para la instalación del vehículo. El "órgano ejecutivo", o coordinador responsable de este Anexo XIV, es TNO (Toegepast Natuurwetenschappelijk Onderzoek), el Instituto de Investigación de Vehículos de Carretera de los Países Bajos, una organización que trabaja con las autoridades y las empresas para poner en práctica los conocimientos tecnológicos. (Van Zeebroeck, 2002)

Vinculado al Anexo XIV, se lanzó un nuevo Anexo XX "DME como Combustible Automotor II" para el período 2000-2001, con un presupuesto de \$150.000. TNO sigue siendo un agente activo. En esta ocasión participaron como "patrocinadores" Dinamarca,

Finlandia, Japón, Suecia, Estados Unidos, Italia y Francia y varias empresas. Los objetivos son: proporcionar una plataforma de lanzamiento para proyectos participativos, coordina actividades en todo el mundo a través de talleres y aumenta el interés público y público a través de boletines. Una de las tareas principales fue estudiar la abrasión producida por DME y su compatibilidad con los polímeros. (Semelsberger, Borup y Greene, 2000)

A principios del 2001, se fundó y puso en marcha la Asociación Internacional de DME (IDA), que en la actualidad cuenta con 17 miembros y asociados (fabricantes de automóviles, instituciones de investigación, empresas químicas y petroquímicas, organizaciones, etc.). Su objetivo principal es promover el interés del DME entre el público. (Prensa de la Academia Nacional, 2001)

Una ciudad que se destaca es Växjö en el sur de Suecia, que decidió en 1993 convertirse en una ciudad piloto para eliminar por completo el uso de combustibles fósiles (gasolina y diésel). En 1998, recibió 97 millones del gobierno sueco para un programa de investigación de 3 años destinado al desarrollo sostenible de fuentes de bioenergía, incluido el bio-DME hecho de biomasa (residuos de madera). (Växjö kommun, 2000)

En el año 2000, la Unión Europea aprobó un ambicioso proyecto de desarrollo y demostración de DME, AFFORD-DME (Alternative Fuels for Diesel Engines), presentado por un consorcio de once participantes, que posteriormente dio origen al proyecto AFFORHD (Alternative Fuels for Heavy Vehicles), cuyo programa acababa de comenzar y duraría los próximos tres años. Fabricantes de automóviles europeos (Volvo, Renault, Peugeot), centros de investigación (TNO, IFP Technical University of Denmark), la empresa BP, la ciudad de Växjö, etc., se han unido al consorcio para una o más partes o fases del programa. (Instituto de Investigación de Vehículos de Carretera TNO, 2000)

Se han realizado y se siguen realizando un gran número de pruebas con DME en motores y vehículos diésel en los distintos países del mundo. ( Mondal & Yadav, 2019)

- **Europa**

En virtud del acuerdo de la AIE mencionado anteriormente, un grupo de organizaciones y empresas escandinavas, incluidas la Universidad Técnica de Dinamarca, Haldor

Topsoe, Volvo y Statoil, han llevado a cabo con éxito pruebas con autobuses Volvo con motor DME (Figura 1).

El nuevo motor diésel es desarrollado por las filiales Volvo Trucks y Volvo Buses. El tanque de combustible está bajo la presión suave necesaria para que el DME permanezca líquido y el líquido se inyecta directamente en el cilindro. Los componentes de potencia y del motor son los mismos que para los motores de gasolina o diésel correspondiente. Las emisiones contaminantes son mucho más bajas que las necesarias para 2005/2006. (Van Zeebroeck, 2002)

**Figura 1. Bus Volvo con DME de Combustible**



*Fuente - Volvo Trucks y Volvo Buses*

- **Japón**

En Japón, NKK Corporation probó el pequeño camión diésel Isuzu Elf de 2 toneladas con el nuevo combustible DME con algunas modificaciones. Se instaló una bomba de inyección en línea DME similar a las bombas de diésel y gasolina. Se evidencio que no produce humo negro y se ha observado una reducción del 25% de NOx en comparación con las emisiones de la combustión diésel.

El rendimiento del motor se mantiene sin cambios. También en Japón, en el marco del programa “ACE” (Proyecto de Vehículo de Energía Limpia Avanzada) del Ministerio de Comercio e Industria de Japón y NEDO (Organización de Desarrollo de Tecnología Industrial y Nuevas Energías) período 1997 a 2003, Hino Motors Ltd. desarrollo de

motores diésel DME para autobuses. Se necesitan modificaciones significativas en el sistema de inyección. (Catarina, 2016)

En otro proyecto japonés impulsado por el Ministerio de Transporte, JARI (Japan Automotive Research Institute), Isuzu y Nissan construyeron un motor de 5 litros para vehículos de reparto. Uno con inyección atmosférica, para pruebas en 1999, y otro con turbocompresor, para 2000. (Van Zeebroeck, 2002)

### **Estados Unidos**

En Estados Unidos, existe un ambicioso proyecto de PNGV (Partnership for New Generation Vehicles), una asociación de entidades públicas del gobierno de Estados Unidos y entidades privadas, como Daimler Chrysler, Ford y General Motors, para aumentar la competitividad de Estados Unidos a través del desarrollo de vehículos de última generación. Se ha desarrollado el sistema de inyección directa de combustible DME con bomba de caudal variable. Muy bajas emisiones contaminantes manteniendo el rendimiento del motor. Está en marcha una segunda fase de pruebas para lograr la producción de prototipos de automóviles de pasajeros para 2004, antes de pasar a la producción comercial. (Semelsberger, Borup y Greene, 2000)

Actualmente se está llevando a cabo un proyecto en la Universidad Estatal de Pensilvania para estudiar la durabilidad de los motores diésel, utilizando una mezcla de DME y combustible diésel (Kumar, Cho, Park y Moon, 2013). Las pruebas se realizaron en autobuses universitarios con un turbodiésel Navistar de 7,3 litros modificado para uso mixto. El combustible se inyecta a una presión de unos 6 kg/cm<sup>2</sup> para mantener el combustible líquido. El proyecto fue financiado en gran parte por el Departamento de Energía de EE. UU. y DME fue proporcionado por Air Products and Chemicals Inc. (APCI). (Chica Perez, 2018)

Según AVL Commercial Powertrain Systems, con el mismo tamaño de tanque, un vehículo con DME solo puede alcanzar una distancia de 42 % de un motor diésel. Sin embargo, de los combustibles obtenidos del syngas (GTL, "Gas To Liquid"), el DME es el más eficiente. Aun así, afirman que el ahorro de combustible (en términos de energía equivalente) es un 30% mayor en los motores diésel con DME que en los motores de gasolina. AVL estima que el costo de un camión con DME es menor que el de un motor diésel (el mayor costo del tanque de combustible se compensa con el menor costo del

sistema de inyección y por un sistema de catalizador más simple para eliminar las partículas contaminantes y los NOx en el humo).

Por el contrario, el costo de los automóviles de pasajeros que usan DME parece ser más caro que usar gasolina. Desde 1999, el DME ha atraído la atención mundial debido a su potencial como combustible alternativo y como materia prima para la producción de productos químicos. El uso de pequeñas cantidades de DME en China como alternativa al GLP se ha informado anteriormente. Además, en la década de 1980, Japón intentó utilizar ampliamente el DME como intermediario en la producción de gasolina a partir de gas natural o carbón. (Pérez, Del Pozzi y Cavagnola, 2018)

DME es un producto potencial interesante que puede reemplazar los combustibles existentes. Hoy en día, se utiliza principalmente como propulsor en la industria cosmética y para controlar la combustión de gasolina y diésel. DME tiene un potencial significativo en tres mercados clave: Primero en generación de energía, donde ha sido homologado por fabricantes como Mitsubishi.

Por otro lado, como alternativa al gas licuado del petróleo (GLP) de uso doméstico, y en última instancia al carburante de automoción, por su alto índice de cetanos, superior a 55, al tiempo que reduce las emisiones de NOx y partículas respecto al gasóleo convencional, lo que lo convierte en una alternativa a los motores alimentados con este combustible. (Chica Perez, 2018)

Es un compuesto miscible con la mayoría de los disolventes orgánicos y además tiene una gran solubilidad en agua. El uso de DME como aditivo para motores diésel se debe a su alta volatilidad y esto se debe a que no existe puente de hidrógeno intermolecular, lo que lo hace mejor de usar que el alcohol, que mejora el arranque en frío. El DME se obtiene por deshidratación de metanol, que previamente puede ser producido a partir de biomasa o por gas de síntesis, y su aplicabilidad directa como combustible supone un producto prácticamente libre de metanol y/o agua. (Miii & Uchida, 2015)

### **1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

#### **1.3.1. Identificación del Problema**

La subvención a los hidrocarburos y la consecuente escalada en la demanda de combustibles por parte del parque automotor están provocando una cadena de efectos

colaterales preocupantes en la economía de nuestro país. Esta situación crítica está impulsando la búsqueda urgente de alternativas energéticas que puedan no solo satisfacer las crecientes necesidades internas, sino también ser más sostenibles y respetuosos con el medio ambiente.

Bolivia produce mayormente gas natural y solo un menor porcentaje petróleo, lo que significa que se obtienen cantidades pequeñas de gasolina, diésel, fuel oil y una gran cantidad de gas. Estos volúmenes obtenidos no alcanzan a cubrir la demanda interna del parque automotor y la industria. Para poder cumplir con todo esto el gobierno se ve obligado a importar combustibles de otros países dando como resultado un enorme gasto al estado, por otra parte, la subvención de los hidrocarburos existente que, según datos del Instituto Nacional de Estadísticas, (INE) revelan que el valor de las compras externas de diésel (70,7%) y gasolina (29,2%) hasta el tercer trimestre de la gestión 2023, el país importó combustibles por un valor de US\$ 2.059,3 millones: US\$ 723,9 millones en gasolina y US\$ 1.335,3 millones en diésel. (La Razón, 2023)

En el proyecto del Presupuesto General del Estado (PGE) 2024, el Ministerio de Economía y Finanzas Públicas prevé destinar aproximadamente US\$ 3.596 millones (Bs 24.666 millones) para la importación de combustibles, una cifra histórica. El año pasado se erogó US\$ 2.999 millones. (La Razón, 2023)

La importación de combustibles creció en 132% comparando con los periodos enero-julio de 2021 y 2023, de acuerdo el Instituto Nacional de Estadísticas (INE). El aumento, de 729 millones de dólares a 1.689 millones, representa un alto costo para las arcas del país, que podría agravarse con el incremento del precio del petróleo por los conflictos bélicos.

La tendencia en la balanza energética cambió drásticamente de un superávit a un déficit que se agranda desde 2022, debido a la menor producción de hidrocarburos y la caída de las exportaciones de gas natural. (Correo del Sur, 2022)

Existen dos condiciones que llevan a este panorama: la caída de la producción de gas por la falta de exploración y el aumento del precio del barril de petróleo. Este se encontraba en \$us 60 en 2021 y en 2022 subió a \$us 90 por la guerra en Ucrania, actualmente está bordeando ese mismo monto por el conflicto bélico en Palestina.

Si la balanza energética ya registra un déficit de 432 millones de dólares a julio de la gestión 2023 y de mantenerse el mismo panorama, en 2030 esa cifra sobrepasará los 5.000 millones. (Los Tiempos, 2023)

Las razones que llevaron a la introducción de los combustibles alternativos han cambiado a lo largo de los años, pero entre las más importantes debemos destacar:

- Estrategias para reducir la dependencia del petróleo importado.
- La mejora de la calidad del aire al reducir las emisiones de efecto invernadero.
- Actuaciones contra el cambio climático, como la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero.

### **1.3.2. Formulación del Problema**

A raíz de la creciente demanda de importación de diésel y gasolina, y la poca producción de estos combustibles en el país nos vemos obligados a buscar nuevos combustibles que aporten significativamente a cubrir con la demanda interna y por otra parte a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.

Por lo tanto, podemos formular la siguiente pregunta:

¿Se reducirían los volúmenes de importación de diésel al implementar una planta de destilación catalítica de dimetil éter?

## **1.4. OBJETIVOS**

### **1.4.1. Objetivo General**

Diseñar una planta de deshidratación catalítica de metanol para la producción de dimetil éter, a través de la ingeniería básica.

### **1.4.2. Objetivos Específicos**

- Elaborar un estudio de mercado para el Dimetil éter.
- Describir las características conceptuales del proceso de obtención del dimetil éter.
- Analizar las características técnicas de los equipos para el diseño una planta de deshidratación catalítica de metanol para la producción de dimetil éter.

- Realizar una simulación del proceso mediante el Simulador Aspen Hysys 11 para el diseño de los equipos y el balance de materia.
- Evaluar la factibilidad técnica-económica de la construcción de una planta de deshidratación de metanol.

## **1.5. JUSTIFICACIÓN**

### **1.5.1. Justificación Técnica**

Con la creciente demanda de combustibles y el incremento del parque automotor todas las dependencias técnicas, operacionales y administrativas dentro de la industria petrolera, deberían de encaminar sus esfuerzos para desarrollar nuevos combustibles sintéticos que sean más amigables con el medio ambiente y ayuden a reducir la emisión de gases de efecto invernadero.

Contar con un nuevo combustible que pueda a cumplir con la demanda interna y reducir los volúmenes de importación de diésel, beneficiara mucho a nuestro sector ya que no solo se estaría sacando al mercado un nuevo combustible, también se estaría ayudando de gran manera a la reducción de la contaminación por emisiones de CO<sub>2</sub>.

### **1.5.2. Justificación Económica**

Con la implementación de este nuevo combustible se obtendrá un beneficio muy importante para el país, lo que se verá reflejado en el crecimiento económico debido a que el volumen de importación de este combustible se verá disminuido. El subsidio de los combustibles comenzó el 2004 y en la última década ha representado para las arcas del Estado la suma de Bs 47.300 millones (\$us 6.796 millones), monto equivalente al 15% del Producto Interno Bruto (PIB)<sup>1</sup> nominal del país.

Con la implementación de este nuevo combustible se busca crear nuevas oportunidades de empleo y la diversificación de la matriz energética nacional, la cual muestra cómo a lo largo de los años se manifiesta una marcada dependencia del consumo directo del petróleo y el gas como fuente de energía, lo cual podría disminuirse convirtiendo estas formas de energía, en fuentes de energía alternativas.

---

<sup>1</sup> Datos obtenidos de “Delta Financiero” a noviembre 2023

### **1.5.3. Justificación Ambiental**

En marco al protocolo de Kioto que pone en funcionamiento la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático compromete a los países a limitar y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero generados por los automóviles e industrias que son causadas por el uso de los combustibles fósiles. Según las proyecciones en el 2019, y por tercer año consecutivo, las emisiones mundiales de gases de efecto invernadero (GEI) volvieron a aumentar y se situaron en un máximo histórico: 52,4 GtCO<sub>2</sub>e (rango de  $\pm 5,2$ ) sin computar las emisiones derivadas del cambio de uso de la tierra, y 59,1 GtCO<sub>2</sub>e (rango de  $\pm 5,9$ ). (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

Las emisiones fósiles de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), que se producen a partir de combustibles fósiles y carbonatos, representan el grueso de las emisiones totales de GEI con el cambio de uso de la tierra (65%) y, por consiguiente, de la escalada de las emisiones de gases de efecto invernadero. Los datos preliminares apuntan a que las emisiones fósiles de CO<sub>2</sub> alcanzaron en el 2019 un nivel sin precedentes: 38 GtCO<sub>2</sub>e (rango de  $\pm 1,9$ ). (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

Este proyecto de grado diseñará y evaluará la obtención de dimetiléter a partir de metanol. A través de los resultados se buscará reducir el nivel de contaminación debido a los gases que emiten los combustibles tradicionales en todo el país, ayudando así a disminuir los efectos del cambio climático y el impacto ambiental negativo que estos producen.

## **1.6. ALCANCES**

### **1.6.1. Alcance Temático**

El proyecto a ser desarrollado será adecuado a las asignaturas de la carrera de Ingeniería Petrolera, tales como: Petroquímica Básica, Operaciones Unitarias, Termodinámica y Modelos de Simulación y Laboratorio, tomando como base los datos e informes de producción de metanol a nivel internacional.

Para efectos de este trabajo se tomarán como ejemplo experiencias de los procesos ejecutados en otros países para recopilar información más cercana a la realidad sobre el procesamiento.

El diseño conceptual de una unidad de deshidratación de metanol, involucra todos los procesos necesarios desde el ingreso de la materia prima a la planta pasando por su deshidratación y posterior conversión en dimetiléter.

Para el diseño conceptual se realizarán todos los cálculos de los procesos necesarios, como también los cálculos del balance de materia de cada uno de ellos.

### **1.6.2. Alcance Geográfico**

Se plantea el desarrollo del proyecto en el departamento de Cochabamba, por lo que se analiza el mercado de la región y se evalúa su localización dentro de ella.



## CAPÍTULO 2 – MARCO TEÓRICO

### 2.1. INTRODUCCIÓN

En este capítulo abordaremos los conceptos fundamentales del dimetil éter, sus aplicaciones, propiedades y características.

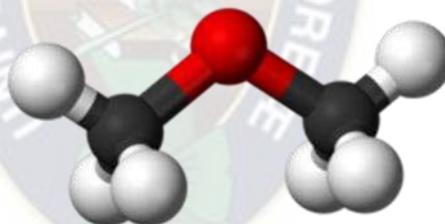
### 2.2. APLICACIÓN DEL DIMETIL ÉTER Y SUS APLICACIONES

#### 2.2.1. Descripción del Producto

##### 2.2.1.1. Dimetil Éter

El dimetil éter (DME), es un gas incoloro, no es tóxico, tiene un olor fuerte a éter y un color azul en su combustión. Este compuesto es el éter más simple, su fórmula es  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ . Se lo obtiene fundamentalmente de carbón, gas natural, gas de síntesis, biomasa, entre otros. Se lo puede representar de la siguiente manera.

Figura 2. Molécula de Dimetil Éter



*Nota. - Extraído de (Pérez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018).*

El compuesto posee dos grupos metilos que están unidos a un átomo de oxígeno. Este, presenta una estructura angular similar a la del agua. El átomo de oxígeno con hibridación  $\text{sp}^3$  le da forma de un ángulo de enlace casi tetraédrico, aunque a diferencia del agua, la estructura voluminosa que presentan los grupos metilo hacen que el ángulo de enlace sea mayor a  $110^\circ$  a diferencia de los  $104.5^\circ$  del agua. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018).

Sánchez (2017), nos dice que: “El dimetil éter tiene una baja relación C/H y es incoloro en condiciones atmosféricas estándar (0.1 MPa y 298 K). En estado gas es más denso que el aire y en estado líquido tiene una densidad aproximadamente  $2/3$  la del  $\text{H}_2\text{O}$ . Su

presión de vapor es similar a la de los gases licuados del petróleo (GLP: propano y butano), por lo que su almacenamiento y transporte pueden realizarse de manera similar a la de los gases transportables de uso doméstico. Para su almacenamiento y distribución debe tenerse en cuenta que es incompatible con la mayoría de los plásticos. El politetrafluoroetileno (PTFE) es uno de los pocos polímeros que no se disuelven en DME. (Bozga, Apan, & Bozga, 2013)

Las propiedades del dimetil éter se muestran en la Tabla 1.

**Tabla 1. Propiedades del Dimetil Éter (DME)**

<b>PROPIEDADES</b>	
Peso molecular (g/mol)	46
Contenido de oxígeno (% masa)	34,8
Contenido de hidrógeno (% masa)	13
Contenido de carbono (% masa)	52,2
Relación carbono/hidrógeno	0,337
Viscosidad (Kg/m*s)	0,125
Presión crítica (MPa)	5,37
Temperatura crítica (K)	400
Temperatura de ignición (K)	508
Límite de explosividad (% vol aire)	3,4 - 17
Solubilidad	Agua y disolventes
Punto de fusión (K)	134,5
Punto de ebullición (K)	249,3
Densidad crítica (Kg/m <sup>3</sup> )	259
Densidad del líquido (Kg/m <sup>3</sup> )	667
Densidad relativa del gas (aire = 1)	1,59
Índice de cetano	>55
Potencia calorífica inferior (MJ/Kg)	28,6
Capacidad calorífica del gas KJ/Kg*K	2,99

*Fuente. - Extraído de (Arcoumanis et al., 2018)*

El dimetil éter no es tóxico y su tiempo de vida en el medio ambiente es relativamente corto. El impacto ambiental es mucho menor comparado con el CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y N<sub>2</sub>O. Si se llegara a tener concentraciones superiores al 10% no representan peligro alguno sobre

la salud, presentan un efecto aturdirador como los narcóticos si es que se está expuesto a largos periodos de tiempo. citado por (Pérez et al, 2018). El tiempo de vida y las concentraciones se representan en la Tabla 2.

**Tabla 2. Potenciales Cantidades de Impacto Ambiental**

Compuesto	Horizonte de tiempo		
	20 años	100 años	500 años
DME (%)	1.2	0.3	0.1
CO <sub>2</sub> (%)	1	1	1
CH <sub>4</sub> (%)	56	21	6.5
N <sub>2</sub> O (%)	280	310	170

*Fuente. - Extraído de (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)*

Desde la década de 1960, el DME se ha utilizado como propulsor en aerosoles y como producto intermedio en la producción de dimetilfurano, acetato de metilo y olefinas ligeras. Actualmente, el 65 % del DME producido a nivel mundial, se utiliza como combustible doméstico, reemplazando al gas natural. En Asia, especialmente en China, se combinan con GLP para uso invernal.

Hasta el momento se han seleccionado nuevas aplicaciones, una de ellas es la sustitución del combustible diésel debido a que el número de cetano en el mismo es superior al especificado. Hoy en día hay camiones que usan solo DME. Volvo en Suecia está produciendo 10 camiones móviles y se están probando para comprobar su rendimiento y niveles de contaminación. (Pérez, Del Pozzi y Cavagnola, 2018)

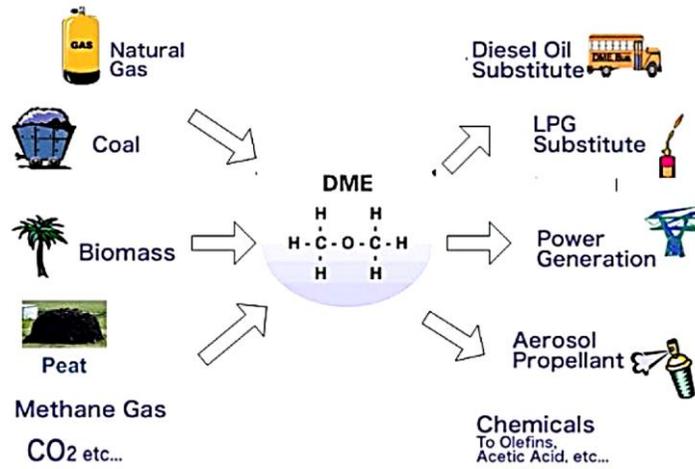
**Tabla 3. Comparación de Propiedades entre Dimetil Éter y Diésel**

Propiedad	DME	Diesel
Densidad a 20 °C (Kg/L)	0.67	0.83
Valor mínimo de calor	28.4	43.1
Número de cetano	60	50
Equivalencia de combustible	0.59	1
GHG (g CO <sub>2</sub> eq/MJ)	5:7	-----
Poder Calorífico (KJ/Kg)	28,620	42,600
Punto Flash (°C)	235	54,4
Estado de la materia	Gas Licuado	Liquido

*Fuente. - Extraído de (Ahlgren, y otros, 2017)*

El DME es usado en menor proporción para la generación de energía eléctrica y la elaboración de pilas de combustibles para automóviles.

Figura 3. Principales Productos Obtenidos del Dimetil Éter



Fuente. - Extraído de IDA, 2019

Cerca de los años 80 en el oeste de Europa se produjeron más de cincuenta mil toneladas de DME. Por otra parte, en 1992 los rusos empezaron a utilizar el DME como un sustituto del diésel debido al interés creciente de reducir la contaminación.

Dos años más tarde, se utilizó como combustible en otros países como Austria y USA Dinamarca y Rusia. Estos países comenzaron a probar algunos automóviles, cambiando el combustible diésel por autobuses que funcionen con DME en el periodo comprendido entre 1997 y 2000. Para el comienzo del siglo XXI, surgió una nueva tecnología de producción para sintetizar directamente DME del gas natural, así poder reducir los costes de producción y generar mayor eficiencia. (Sánchez Uria, 2017)

En febrero de 2022 una empresa conjunta entre SHV Energy y UGI International fue creada para promover la producción y el uso de dimetiléter de carbono (DME) renovable y reciclado, un gas líquido sostenible con bajas emisiones de carbono con sede en Leiden, Países Bajos.

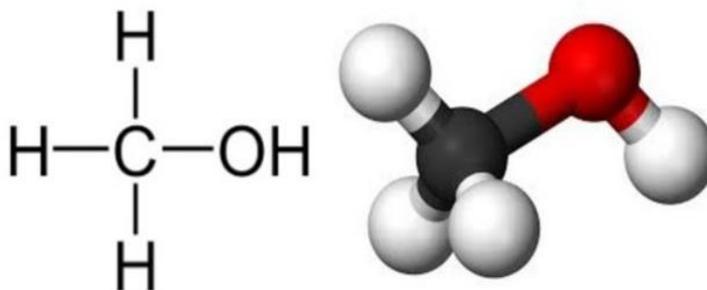
DIMETA se compromete a liderar la tecnología DME de carbono reciclado y renovable, acelerando la transición del mercado energético fuera de la red a energía sostenible con bajas emisiones de carbono y ayudando a crear una economía sin emisiones de carbono. (PR Newswire, 2023)

En 2022, DIMETA anunció que su primera planta comercial, la primera planta de DME de conversión de residuos del Reino Unido, estaría operativa en 2025 y produciría más de 50.000 toneladas de DME sostenible elaborado a partir de residuos. Se están desarrollando oportunidades adicionales en Europa y Estados Unidos. (PR Newswire, 2023)

### 2.1.1.2. Metanol

El metanol tiene la fórmula molecular  $\text{CH}_3\text{OH}$ , es un compuesto orgánico, es el más sencillo de la familia de los alcoholes. También es conocido como alcohol metílico, metil alcohol, carbinol, hidroximetano, metilol, monohidroximetano o alcohol de madera. Tiene en su estructura un átomo de carbono unido a tres átomos de hidrógeno y un grupo hidroxilo (OH), ver en la figura 4. Como el átomo de oxígeno presenta una hibridación  $\text{sp}^3$  y pertenece al grupo de los metilos volviéndolo más voluminoso que el hidrógeno, llegando a tener un ángulo mayor que el agua con un valor de  $108,9^\circ$ .

Figura 4. Molécula de Metanol



Fuente. - Extraído de Revista RD energía, 2021

En condiciones normales se presenta en estado líquido, de aspecto incoloro, volátil y altamente tóxico para la salud, tiene un aroma a alcohol en estado puro. Es miscible en agua, alcoholes, ésteres, cetonas y otros solventes. Pero, es poco soluble en aceites y grasa. Se lo obtienen principalmente mediante la síntesis del gas natural como la combinación de óxidos de carbono e hidrógeno. (Guadarrama Ramírez, 2020)

El metanol presenta las siguientes características:

**Tabla 4. Propiedades del Metanol**

<b>Propiedad</b>	
Peso molecular	32,04 g/ml
Densidad	786,3 Kg/m <sup>3</sup>
Temperatura de saturación	65 °C
Presión de saturación	0,1657 bar
Calor específico	2,535 KJ/Kg*K
Viscosidad	0,5455 cp
Soluble en agua	Si

*Fuente. - Extraído de (Guadarrama Ramirez, 2020)*

Inicialmente, el metanol se producía por destilación de restos de madera en ausencia de aire. Actualmente, la mayor parte del metanol se sintetiza mediante la reacción catalítica de monóxido de carbono con hidrógeno (gas de síntesis) a alta presión y temperatura. El metanol es uno de los solventes industriales más comunes porque es económico, menos tóxico que los solventes halogenados y disuelve una gran cantidad de sustancias polares y no polares. También es la materia prima para la obtención de una variedad de compuestos orgánicos como éteres metílicos, ésteres metílicos, plásticos, medicamentos y otros productos industriales. (Ahlgren, y otros, 2017)

El metanol es un buen combustible para los motores de combustión interna. Tiene un alto octanaje de bajas emisiones y menor inflamabilidad que la gasolina; sin embargo, tiene un contenido energético o poder calorífico menor que la gasolina y el diésel requiriendo un 70% más para lograr la misma energía. (Catarina, 2016)

Otros efectos adversos del metanol como combustible son que, al ser un buen solvente, ataca las juntas, sellos y partes plásticas del sistema de combustible del motor provocando además que la llama sea casi imperceptible, por lo que puede provocar un peligroso incendio sin la posibilidad de ser detectado.

En la Tabla 5 se presenta una comparación de las propiedades de los dos compuestos. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

**Tabla 5. Comparación de Propiedades entre Metanol y Dimetil Éter**

<b>Propiedad</b>	<b>Metanol</b>	<b>Dimetil Éter</b>
Apariencia (25°C)	Líquido	Gas Licuado
Color	Incoloro	Incoloro
Peso molecular	32.04 g/mol	46.068 g/mol
Punto de fusión	-97.8 °C	-141.49 °C
Calor latente de fusión (1,013 bar a punto de fusión)	----	107.168 KJ/Kg
Densidad relativa del líquido	----	0.73
Densidad del líquido (1,013 bar a punto de ebullición)	0.7918 g/cm <sup>3</sup>	735.2 kg/m <sup>3</sup>
Punto de ebullición	64.5 °C	-24.81 °C
Calor latente de vaporización (1,013 bar a punto de ebullición)	37.43 KJ/Kg	461.55 KJ/Kg
Presión de vapor (20°C o 68 °F)	12.3 KPa	5.0924 bar
Temperatura crítica	240 °C	127.15 °C
Presión crítica	73.76 bar	53.4 bar
Densidad del gas (1,013 bar al punto de ebullición)	----	2.3622 Kg/m <sup>3</sup>
Factor de compresibilidad (1,013 bar y 15°C)	0.224	0.97735
Gravedad específica	0.7915	1.59
Volumen específico (1,013 bar, 15 °C)	-----	0.5207 m <sup>3</sup> /Kg
Capacidad calorífica a presión constante (1,013 bar, 25 °C)	81.08 J/K*mol	0.0681 KJ/K*mol
Capacidad calorífica a volumen constante (1.013 bar, 25 °C)	----	0.0588 KJ/K*mol
Viscosidad (1.013 bar, 0°C)	0.808 mPa-s	8.2865*10-05 Poise
Conductividad térmica (1.013 bar, 15°C)	200 mW/m*K	15.616 mW/m*K

Fuente. - Extraído de IDA

### 2.3. PROCESOS DE PRODUCCIÓN DIMETIL ÉTER

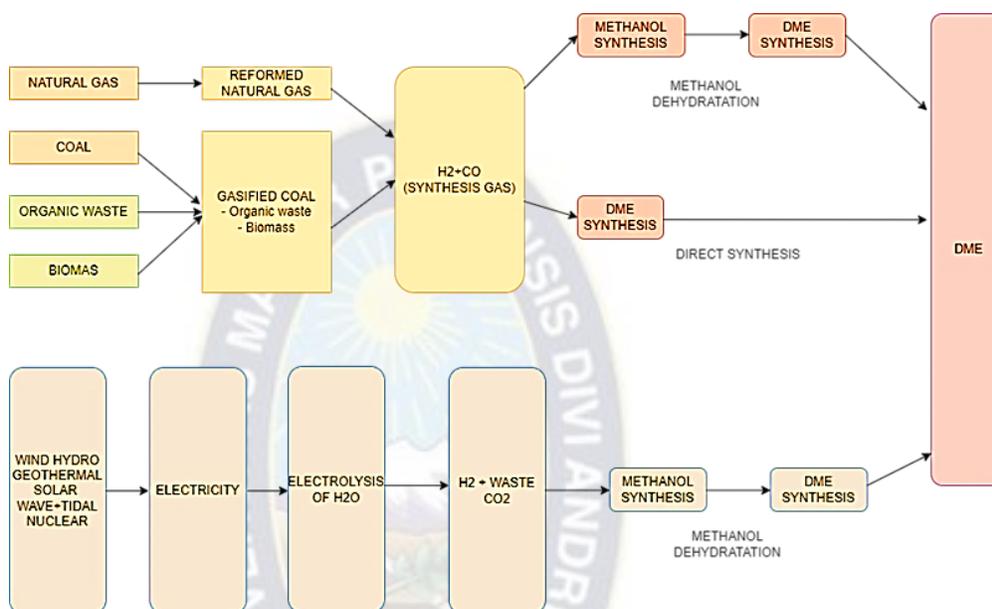
Para que el DME se utilice como combustible, debe producirse en grandes cantidades y a bajo costo. Actualmente, el DME se produce mediante dos procesos diferentes y a partir de cinco materias primas diferentes, que son:

- Metanol
- Carbón
- Gas natural
- Residuos orgánicos
- Biomasa

El dimetil éter se puede producir de dos maneras: ya sea por formación directa a partir de gas de síntesis o por deshidratación de metanol.

La siguiente figura muestra las principales rutas de producción de DME. (Ramos Rodríguez, 2015)

**Figura 5. Diferentes Procesos de Producción de Dimetil Eter**



Fuente. - Extraído de IDA

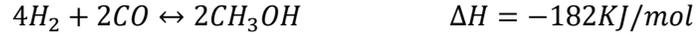
### 2.3.1. Método Directo a partir del Gas de Síntesis

El método directo refiere a una reacción de un solo paso del gas de síntesis producido a partir de una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono obtenida de la recuperación de gas natural, la gasificación del carbón, la biomasa o los residuos orgánicos.

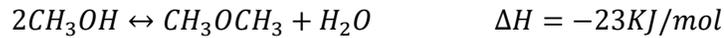
En este proceso, la formación de DME se obtiene mediante dos reacciones catalíticas distintas realizadas simultáneamente en el mismo reactor: la hidrogenación del monóxido de carbono para formar metanol y su deshidratación para formar DME. (Catarina, 2016)

Para que ocurran ambas reacciones, se emplea un reactor de lecho fluidizado con un catalizador multifuncional, que es válido tanto para la conversión de gas de síntesis a metanol como para su deshidratación a DME. Las reacciones involucradas en este proceso son:

- Reacción de formación del metanol:



- Reacción de deshidratación del metanol



- Reacción de conversión agua-gas

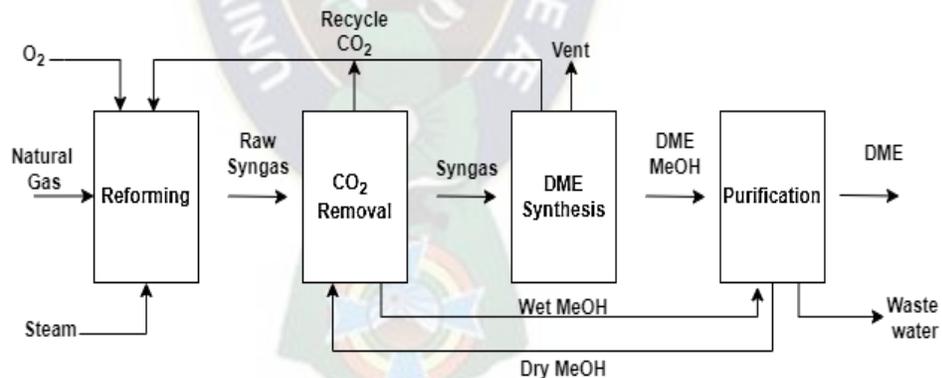


Por lo tanto, puede resumirse en la siguiente ecuación:



Debido a la cantidad de reacciones que ocurren durante la formación de DME a partir de gas de síntesis y los diferentes reactivos y productos presentes en cada uno, la corriente resultante tiene una composición compleja en la que ocurren todos estos compuestos y tratar de purificar el producto deseado sea difícil. (Bozga, Apan, & Bozga, 2013) citado por (Ramos Rodriguez, 2018)

**Figura 6. Diagrama del Proceso Directo de Producción de Dimetil Éter**

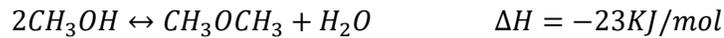


Fuente. - Extraído de DME Handbook

### 2.3.2. Método Indirecto a partir de la Deshidratación del Metanol

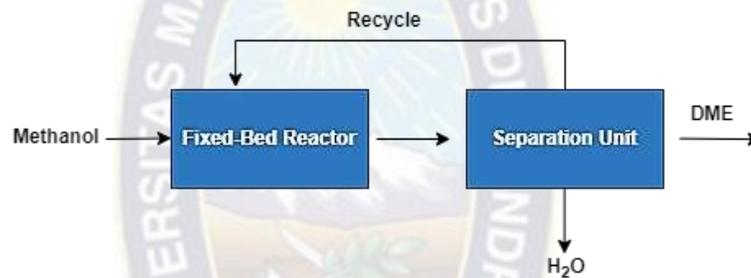
La formación de DME se lleva a cabo a partir de metanol como materia prima, este último producido por deshidratación del segundo bajo la acción de un catalizador ácido. Los alcoholes primarios se protonan bajo la acción de un catalizador ácido, capaz de ser atacado por otra molécula de alcohol, formando así un éter.

La reacción se puede llevar a cabo en un sistema de lecho fluidizado o en un sistema de lecho estacionario. El lecho fluidizado tiene una mayor transferencia de masa y calor, pero es más caro y complejo. Por otro lado, los lechos estacionarios son más fáciles de diseñar y operar, y también tienen un costo menor. La reacción química que ocurre con este método es:



En este caso, los únicos productos que salen de la superficie del catalizador son el dimetil éter y el agua, obteniéndose así una corriente con productos mucho más sencillo de purificar. (Bozga, Apan, & Bozga, 2013)

**Figura 7. Diagrama de Bloques del Proceso Indirecto de Producción de Dimetil Éter**



*Fuente. - Extraído de DME Handbook*

### 2.3.3. Otros Métodos de Producción de Dimetil Éter

- **A partir de Metano**

El metano se utiliza como precursor para la producción de DME mediante un proceso sintético de dos pasos. Primero, el metano se convierte en haluros de metilo ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ,  $\text{CH}_3\text{Br}$ , etc.) por reacción con haluros de hidrógeno a través de reacciones de halogenación oxidativa, y luego los haluros de metilo se convierten en hidrocarburos superiores como DME por hidrólisis o carbonilación. (Mondal y Yadav, 2019, p.302).

- **Por Hidrogenación de  $\text{CO}_2$**

Solomon (2017, p.26) nos dice que:

“La hidrogenación de  $\text{CO}_2$  es un método innovador que se ha desarrollado para la producción de metanol a partir de la hidrogenación de  $\text{CO}_2$  utilizando un catalizador homogéneo o heterogéneo. El hidrógeno necesario para la reacción se puede obtener

de la electrólisis del agua utilizando energía renovable y el CO<sub>2</sub> utilizado se puede obtener de los escapes de plantas industriales (plantas de cemento, centrales eléctricas, etc.) o de fuentes naturales como el CO<sub>2</sub> en gas natural o de pozos geotérmicos. Además de estos, el CO<sub>2</sub> también podría capturarse de la atmósfera. La reacción se puede ver en la siguiente ecuación:



Mondal y Yadav (2019, p.303) indican que:

Utilizar CO<sub>2</sub> para la producción de DME puede ser una excelente alternativa ambiental para prevenir la acumulación de gases de efecto invernadero en el ambiente. Sin embargo, la tecnología actual no está lo suficientemente madura como para convertir CO<sub>2</sub> en DME con mayor tasa de conversión y selectividad.

### 2.3.4. Selección del Método

En el presente proyecto se tiene al metanol como materia prima y dado que la cantidad de reacciones secundarias que ocurren durante la formación de DME a partir del gas de síntesis, los distintos reactivos, y productos que están presentes en cada uno de ellos generan una corriente resultante con una composición compleja que puede dificultar la purificación del producto deseado generando mayores gastos.

Debido a todo lo anterior mencionado, se ha seleccionado al método indirecto como método de producción de DME.

**Tabla 6. Comparación de Métodos de Obtención de DME**

MÉTODO DIRECTO	MÉTODO INDIRECTO
Reacciones simultaneas	Única reacción
Formación del metanol: $4H_2 + 2CO \leftrightarrow 2CH_3OH$	
Deshidratación del metanol: $2CH_3OH \leftrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$	Deshidratación de metanol
Conversión agua-gas $CO + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO_2$	$2CH_3OH \leftrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$
Formación de DME $3H_2 + 3CO \leftrightarrow CH_3OCH_3 + CO_2$	
Reactor de lecho fluidizado	Reactor de lecho con catalizador estacionario
Composición resultante compleja	Composición resultante de DME y agua
Purificación difícil	Purificación sencilla

Fuente. – *Elaboración propia en base a* (Bozga, Apan, & Bozga, 2013)

## 2.4. TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER

### 2.4.1. Tecnologías de Producción de DME Mediante Método Directo

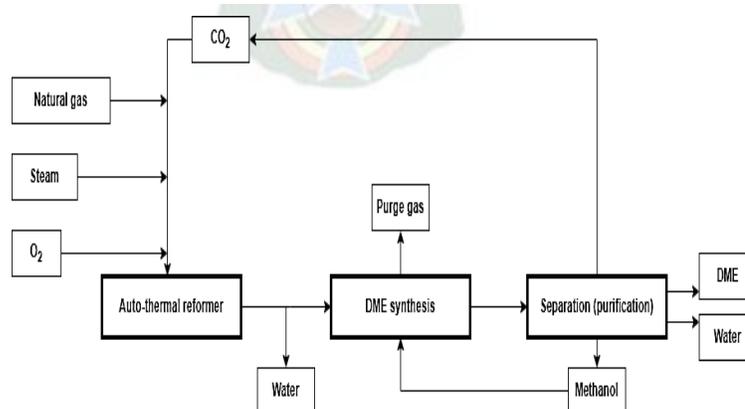
#### 2.4.1.1. Proceso J.F.E. Holdings Company

El proceso JFE Holdings Company es uno de los más destacados en cuanto a la síntesis del DME, este proceso fue implementado en Japón en una planta perteneciente a la empresa Ohno. La tecnología del reactor fue probada durante cinco años en una planta piloto en Hokkaido con una capacidad de 5 toneladas por día. En vista de la notable eficiencia y productividad el 2002 se montó una planta de mayor capacidad (100 TPD) en la misma localidad. (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

Como resultado de estas pruebas, se determinó que el procedimiento use como tecnología para la obtención de gas de síntesis al reformado autotérmico (ATR). Posteriormente, las reacciones que se generan en el reactor de lecho en suspensión (slurry) con un catalizador de síntesis, que es desarrollado por el grupo JFE que a su vez es activo y selectivo para las reacciones del CO y con una relación de CO:H<sub>2</sub> de 1 a 1 respectivamente.

El DME y los subproductos producidos se enfrían y separan como líquidos, en esta separación el DME actúa como disolvente para remover el CO<sub>2</sub> del gas de síntesis que queda sin reaccionar para ser reciclado en el reactor. Finalmente se recicla el metanol y el CO<sub>2</sub> obteniendo la optimización del proceso y el DME es purificado, como se observa en la Figura 8. (JFE Holdings Company, 2006) citado por (Rivera Claire, 2022)

Figura 8. Diagrama de Proceso JFE de Síntesis Directa de Obtención de DME.



Fuente. - Extraído de (JFE Holdings Company, 2016)

#### **2.4.1.2. Proceso Air Products & Chemicals**

Air Products ofrece un proceso análogo a la síntesis de metanol en fase líquida. El proceso es denominado LPMeOH para la producción directa de DME o también denominado proceso de DME en fase líquida. Se diferencia del resto de los procesos por que utiliza un disolvente de lavado que comprende una mezcla de DME y metanol para la separación de DME y CO<sub>2</sub> del gas de síntesis sin convertir en una columna de purificación, además posee mejoras adicionales en la purificación y el respectivo reciclaje de productos. (Patente N° US6458856B1, 2002) citado por (Rivera Claire, 2022).

#### **2.4.1.3. Proceso Haldor Topsoe**

La empresa danesa Haldor Topsoe es una de las más conocedoras de tecnologías para procesos "Feed to X" a gran escala. En este caso, el proceso utiliza un reactor de lecho fijo para su conversión; sin embargo, los volúmenes producidos fueron muy bajos por lo que se detuvo las pruebas pasando así a las tecnologías de dos etapas o el método indirecto. A pesar de las limitaciones encontradas no se abandonó la idea, ya que el 2020 se firmó un convenio global con Air Products & Chemicals para implementar colectivamente procesos directos a gran escala para la producción de amoníaco, metanol y DME. (Haldor Topsoe, 2017) citado por (Rivera Claire, 2022)

#### **2.4.1.4. Proceso Korean Gas Corporation (KOGAS)**

KOGAS en Korea desde el 2005 ha venido desarrollando el proyecto de producción de DME utilizando una planta de demostración con un volumen de producción de 10 TPD. Este proyecto conto con la participación de tres empresas y cuatro institutos de investigación. En mayo del 2008 se empezó con la producción de DME por nueve meses llegando a constituir un gran éxito.

Esta empresa desarrollo un proceso en el que el gas de síntesis es producido a partir de gas natural en un reformador autotérmico (ATR) para luego ser convertido en DME en un reactor de lecho fijo. Posteriormente pasa a la corriente de enfriamiento criogénico. Finalmente, el producto pasa por un tren de columnas de purificación que se encarga de separar los respectivos productos. (KOGAS, 2018) citado por (Rivera Claire, 2022).

Tabla 7. Comparación de Tecnologías del Método Directo

TECNOLOGÍAS MÉTODO DIRECTO						
Proceso	Materias primas	Condiciones de operación		Tipo de reactor	Conversión (%)	Relación H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>
		Temperatura (°C)	Presión (MPa)			
JFE	Carbón y gas natural	240 - 280	5 - 6	Fase en suspensión (slurry)	55 - 60	1
Air Products & Chemicals	Carbón	250 - 280	5 - 10	Fase en suspensión (slurry)	33	0,7
Haldor Topsoe	Gas natural	210 - 290	7 - 8	Lecho fijo	18	2
KOGAS	Gas natural	200 - 300	5 - 6	Lecho fijo	20	1 - 1,2

Fuente. - Extraído de (DME,2018)

#### 2.4.2. Tecnologías de Producción de DME Mediante Método Indirecto

La complejidad que presenta el proceso indirecto podría llegar a ser considerado una desventaja debido a que se requiere un número mayor de equipos, lo que implica un mayor costo para el proceso de producción. Sin embargo, este método permite un mejor aprovechamiento de la materia prima ya que ocurre en diferentes etapas y reactores, por lo que cualquier obstrucción o anomalía en la alimentación o en cualquier unidad del proceso podría ser subsanado fácil y rápidamente.

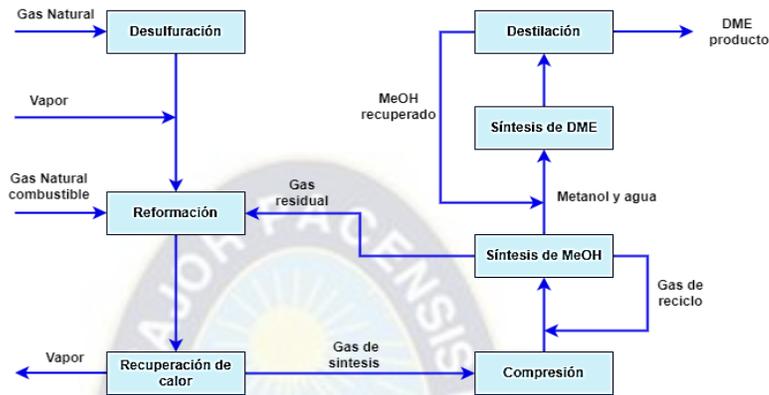
Un claro ejemplo de esto es que debido a que por su naturaleza altamente exotérmica presenta altas temperaturas lo que afecta significativamente a la actividad y regeneración del catalizador. ( Mondal & Yadav, 2019)

A través de los años, el desarrollo de nuevas tecnologías enfocadas en el método indirecto ha llevado a que se hagan estudios para mejorar la eficiencia de este proceso mediante la eliminación efectiva del calor la reacción. También se consiguió ampliar las capacidades del proceso de manera considerable. Entre las empresas que desarrollaron sus tecnologías y tienen licencia se encuentran Uhde, Toyo Engineering Corporation (TEC), Mitsubishi Gas Chemical Company (MGC), Haldor Topsoe y Lurgi&Air Liquide; siendo las dos últimas las más desarrolladas tanto en tecnología como en aplicabilidad de la misma, puesto que fueron aplicadas y puestas en marcha en plantas a escala industrial en diversas partes del mundo con resultados muy alentadores. (Lizano Villalobos , Zúñiga Arias, & Castro Vega, 2016)

### 2.4.2.1. Proceso Mitsubishi Gas Chemical Company (MGC)

El proceso está constituido por tres pasos: la producción de gas de síntesis, la síntesis de metanol y la síntesis de DME con posterior destilación.

Figura 9. Diagrama proceso MGC para la Producción de DME



Fuente. - Extraído de la base de datos obtenido de Mitsubishi Gas Chemical Co, 2012

En la primera sección de producción de gas de síntesis, el gas natural es mezclado con el vapor suministrado al reformador dando como producto  $H_2$ ,  $CO$  y  $CO_2$ , que componen el gas de síntesis.

Posteriormente, en la sección de la síntesis de metanol, el gas de síntesis obtenido en la sección anterior es llevado a un compresor donde se incrementa la presión, para luego ser introducido en el reactor que es encargado de realizar la síntesis del metanol. El metanol producido es condensado y separado de la fase gaseosa en las columnas de destilación.

En la sección de síntesis de DME y la destilación, el vapor de metanol gaseoso es enviado al reactor de lecho fijo donde sucede la reacción de deshidratación del metanol. El metanol no convertido a DME en el reactor es recuperado y utilizado otra vez como materia prima de la reacción como se observa en la Figura 9. (Mitsubishi Gas Chemical Co, 2008) citado por (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

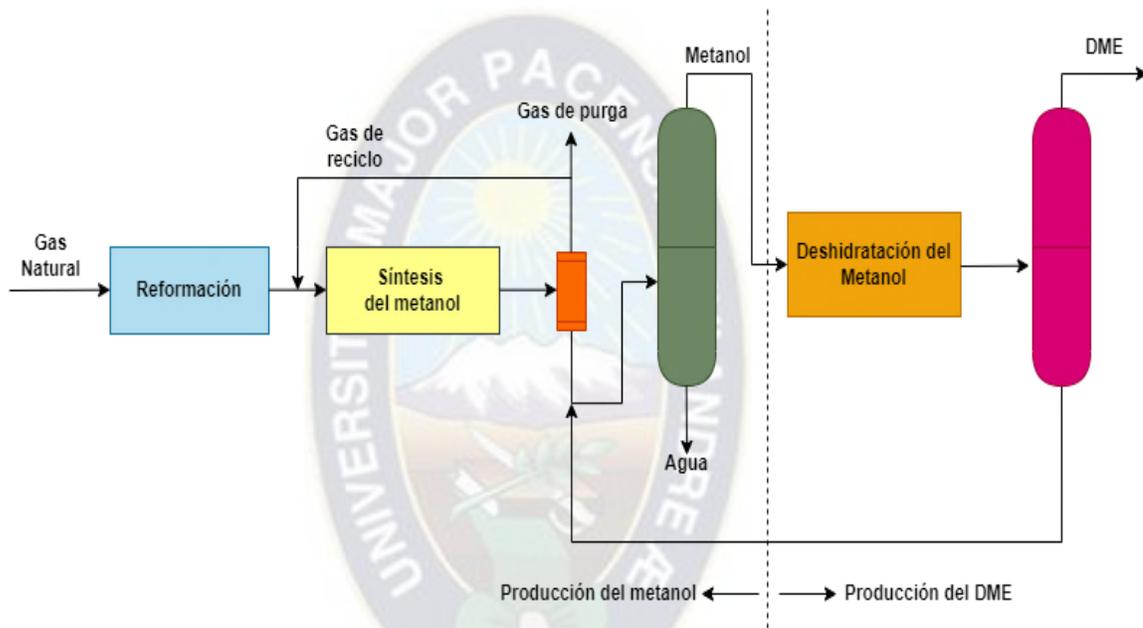
### 2.4.2.2. Proceso Toyo Engineering Corporation (TEC)

Este proceso de producción de DME está constituido por tres pasos y con reacciones elementales. En la primera etapa el metanol se produce a partir de gas de síntesis que

es obtenido mediante la reformación del gas natural, posteriormente el agua es eliminada del producto resultante del reactor.

En la segunda etapa, sucede la síntesis del metanol. En la tercera etapa el metanol es purificado y pasa a otro reactor para producirse la deshidratación del metanol. El producto que se obtiene del reactor se purifica con la ayuda de columnas de destilación en el que se obtienen el producto final DME. (Van Zeebroeck, 2002)

**Figura 10. Diagrama del Proceso TEG para la Obtención de DME**



*Fuente. - Extraído de DME Handbook*

Entre las ventajas del proceso se pueden nombrar la producción flexible de DME y metanol en varias proporciones según el requerimiento del mercado debido a que el reactor tiene condiciones de operación óptimas y la cantidad de calor eliminado eficientemente. El reactor de lecho fijo patentado por TEG llamado MRF-Z<sup>®</sup> tiene características específicas para un enfriamiento indirecto multi-etapa y además permite construir una unidad con una capacidad de 6000 TPD. Esta tecnología se ha llegado a implementar en una planta de DME de gran capacidad (3500 TPD). (Peters, Timmerhaus, Wes, & Peters, 2002)

Actualmente, el TEG tiene bastante experiencia en la implementación de plantas de DME. Por ejemplo, en Luzhou, China se construyó una planta de DME con una capacidad de 110,00 toneladas producidas por año (TPA), siendo uno de los precursores

en la incursión del DME en el mercado de combustibles en China, que fue denominado Jumbo DME. (TEC, 2021).

### 2.4.2.3. Proceso Lurgi & AirLiquide

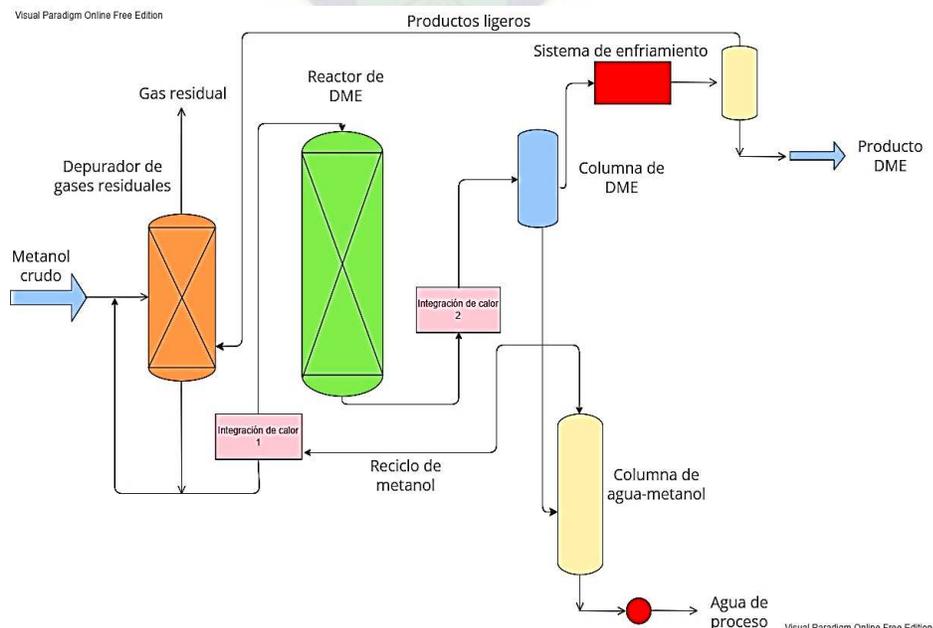
El proceso DME de Lurgi & Air Liquide para la producción de DME es indirecto porque se basa en la deshidratación del metanol, como se puede ver en la Figura 11. La conversión de metanol fresco en el reactor de lecho fijo de Lurgi es de alrededor del 70 % en cada atapa.

El metanol crudo producido en la síntesis de metanol se envía a la columna depuradora de gases residuales, donde las impurezas se eliminan en la corriente de gas residual.

El metanol puro, combinado con el metanol reciclado de la columna agua-metanol, es primero vaporizado y luego enviado al reactor de deshidratación. Posteriormente, la corriente del efluente del reactor de deshidratación es enfriada en un intercambiador de calor, para luego ser enviada a la columna de DME. (Ahlgren, y otros, 2017)

La corriente de DME se extrae como producto principal de cabeza, y luego el metanol que no ha reaccionado es enviado a la columna agua-metanol. El agua es removida como producto de fondo, y la corriente del metanol recuperado es recirculada al reactor de deshidratación. (Ramos Rodriguez, 2018)

**Figura 11. Diagrama del Proceso Lurgi para la Obtención de DME**



Fuente. - Extraído de DME Handbook

#### **2.4.2.4. Proceso Haldor Topsoe**

El proceso Haldor Topsoe está diseñado para operar a baja presión y se utiliza para producir metanol a partir de diversas corrientes de alimentación, siendo el gas natural la materia prima seleccionada para la generación de metanol en este proceso.

Una vez obtenido el gas de síntesis mediante el reformador auto-térmico para posteriormente obtener DME. (Ohno, y otros, 2016)

- **Síntesis Combinada de Metanol y DME**

El gas de síntesis de la unidad de reformación ingresa al compresor de gas de síntesis y se comprime a 110 kg/cm<sup>2</sup>g. El gas reciclado del recirculador se mezcla con gas de síntesis comprimido.

La síntesis de metanol y DME se realiza en una combinación de metanol y los catalizadores de función dual en un circuito de síntesis que consta de dos etapas de reactor. La reacción de gas de síntesis a DME es una reacción secuencial en la que el metanol participa como producto intermedio.

La primera parte de la reacción, desde el gas de síntesis a el metanol, es altamente exotérmica y alcanza el equilibrio a una temperatura bastante baja. Por lo tanto, en esta sección de la reacción se agita continuamente y el equilibrio alcanza las condiciones óptimas. La segunda parte de la reacción de metanol a DME, es mucho menos exotérmica y el equilibrio se alcanza a una temperatura más alta. Entonces, esta parte de la reacción se lleva a cabo en un reactor adiabático fijo. (Ohno , y otros, 2019)

Por lo tanto, la configuración del reactor de dos pasos permite que ambas mitades de la reacción secuencial se desarrollen en condiciones óptimas, mientras que, al mismo tiempo, la sección de síntesis se parece a un bucle de síntesis de metanol convencional. La única diferencia importante entre la síntesis de metanol y DME y la síntesis de metanol es que, en la segunda etapa, el reactor adiabático, se carga con un catalizador de doble función. ( Mii & Uchida, 2015)

El gas que sale del reactor es enfriado por el intercambiador de carga/agua residual, en el enfriador de aire y en el enfriador de agua. Las aguas residuales de salida se transfieren al separador HP (High Pressure /Alta Presión), donde se separan la fase de vapor y la fase líquida. La fase de vapor se separa en dos corrientes. La corriente

principal se recicla en el circuito de síntesis de DME a través de un compresor de circulación. La corriente más pequeña se filtra a través de la membrana para recuperar el hidrógeno. La columna de lavado de purificación está ubicada en la parte superior de la membrana.

El gas de purga de alta presión se enfría mediante un intercambiador de gas de purga antes de ingresar a la columna donde el gas de purga se filtra con metanol frío para recuperar casi por completo el DME generado. El gas de escape generado se utiliza como combustible en el horno. (Martin Mendez, 2016)

La relación estequiometría en el gas de reciclaje requerida para la síntesis de DME se logra controlando la velocidad a la que se recicla el hidrógeno de la membrana al gas reciclado.

La serie de DME de alta presión/metanol crudo se despresuriza en un separador de LP (baja presión) y el vapor encendido se usa como combustible.

El metanol, DME/metanol se alimenta al separador LP y luego al tanque de almacenamiento de producto crudo. El propósito de este almacenamiento es insertar un grado de libertad de acción entre la síntesis y el destilado en caso de falla y el tiempo requerido para llevar el producto a la especificación. Para reducir las pérdidas, el separador de LP está equipado con un sistema de lavado superior (OVHD/overhead), con una pequeña cantidad de aire que es descargada por los tanques de producto. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

- **Separación del Producto y Purificación**

La etapa de purificación en el proceso directo de DME se puede considerar como una combinación de la fracción de destilación de metanol y la fracción de refinación de DME convencional basada en la deshidratación de metanol DME/metanol contiene aproximadamente un 20 % en peso de agua, un 57 % en peso de gases disueltos y una pequeña cantidad de subproductos, principalmente éteres y alcoholes más pesados.

La destilación fraccionada del producto crudo se realiza en tres columnas, una columna de estabilización, una columna DME y una columna MeOH. (Ahlgren, y otros, 2017)

Los gases disueltos se eliminan del DME crudo en una columna de estabilización, antes del tratamiento. Además, se agrega una corriente de efluentes del reactor de deshidratación aguas abajo a la parte superior de la columna estabilizadora y, para reducir las pérdidas por destilación, se instala un filtro de cabeza de columna (OVHD) en la corriente de gas OVHD de la columna de estabilización.

El producto crudo estabilizado del fondo de la columna estabilizadora sale de la columna DME, donde el DME de alimentación se extrae del tanque de reflujo de la columna DME, que se enfría en el enfriador de producto DME. (Catarina, 2016)

Posteriormente, la corriente de la columna DME es enviada a la columna MeOH. La corriente de metanol de la columna de MeOH se recicla a las columnas de lavado. Después de este período, las corrientes de metanol se combinan, se evaporan y se sobrecalientan a aproximadamente 290-300 °C antes de ingresar a un reactor de deshidratación de metanol (MTD), donde el metanol se convierte en DME y agua, y algunos alcoholes más pesados, por ejemplo, las aguas residuales del reactor, se enfrían en los intercambiadores de calor y reciclado es enviado para estabilizar (OVHD).

El exceso de agua de la columna de MeOH se lleva a la sección de preparación de DME, donde el sodio del neutralizador de ácido orgánico se elimina en el intercambiador de iones.

Los costos de inversión y operación de la etapa de preparación del gas de síntesis son relativamente altos en comparación con otras etapas. El consumo de energía y la tasa de generación de vapor también son altos. Por lo tanto, la elección de la tecnología de producción de gas de síntesis tiene una gran influencia en la economía no solo de las plantas de DME, sino también de las plantas de metanol y GTL, debido a que la selección de la tecnología de preparación para la síntesis tendrá un efecto menor. (Catarina, 2016)

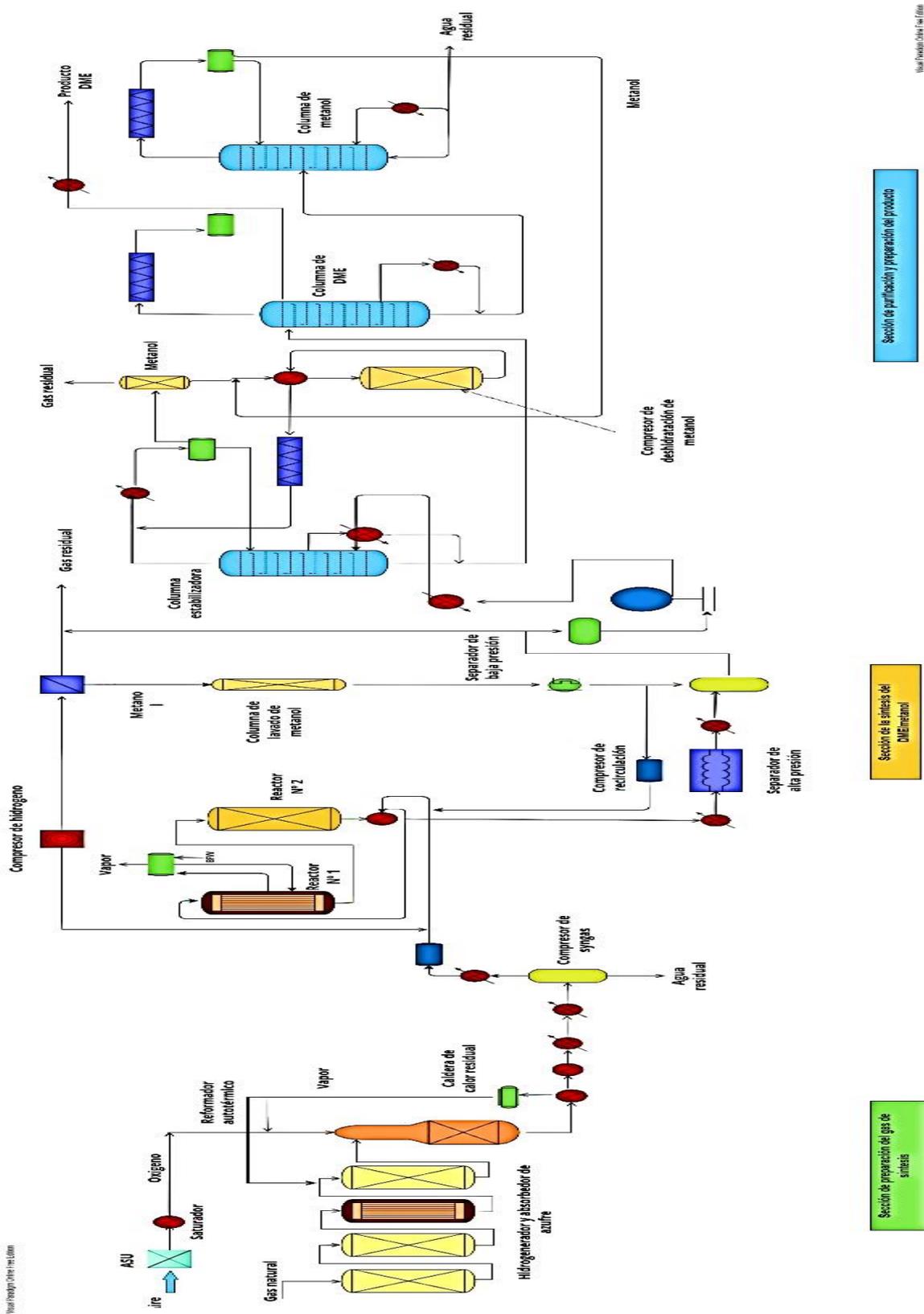
Por lo tanto, es importante evaluar minuciosamente la preparación de gas de síntesis en términos de proceso y costo. En la evaluación económica del proceso es necesario tener en cuenta no solo el costo de la renovación de los equipos, sino también los costos de capital y operativos de los sistemas de separación de aire y generación de vapor y otros equipos, dependiendo de la capacidad deseada de la planta. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

Tabla 8. Comparación de Tecnologías de Producción de DME por el Método Indirecto

TECNOLOGÍAS MÉTODO INDIRECTO						
Proceso	Materia s primas	Condiciones de operación		Tipo de reactor	Conversió n (%)	Relació n H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>
		Temperatur a (°C)	Presió n (MPa)			
<b>Mitsubishi Gas Chemical (MGC)</b>	Carbón y gas natural	240 - 280	5 - 6	Fase en suspensió n (slurry)	55 - 60	1
<b>Toyo Engineering Corporation (TEC)</b>	Carbón	250 - 280	5 - 10	Fase en suspensió n (slurry)	33	0,7
<b>Haldor Topsoe</b>	Gas natural	210 - 290	7 - 8	Lecho fijo	18	2
<b>Lurgi&amp;AirLiquid e</b>	Gas natural	200 - 300	5 - 6	Lecho fijo	20	1 - 1,2

Fuente. - Extraído de (DME,2018)

Figura 12. Diagrama de Flujo del Proceso Topsoe para la Producción de DME



Fuente. - Extraído de DME Handbook

Uso: Investigación y desarrollo

Sección de purificación y preparación de producto

Sección de la síntesis del DME/metanol

Sección de preparación del gas de síntesis

### **2.4.3. Selección de Tecnología**

El Gas Natural producido en nuestro país es usado como materia prima para la obtención de Metanol y dimetil éter. Puesto que se trata de un hidrocarburo ligero se deben optimizar los costos de operación. Después de la revisión bibliográfica se encontró que el proceso indicado es Lurgi & Air Liquide.

## **2.5. REACTOR CATALÍTICO**

### **2.5.1. Tipos de Reactores**

La reacción de deshidratación de metanol para la formación de DME es una reacción catalítica heterogénea, por lo tanto, el siguiente estudio se centrará en los diferentes tipos de reactores heterogéneos disponibles en los que se puede llevar a cabo la reacción.

Los reactores destinados a llevar a cabo reacciones catalíticas heterogéneas son específicos y variados, deben operar continuamente y asegurar un modo de proceso óptimo, es decir, un régimen térmico óptimo. Al mismo tiempo, se deben cumplir los siguientes requisitos:

- Resistencia hidráulica mínima.
- Estructura sencilla.
- Fácil manejo.

Según (Pérez et .al, 2018), Estos reactores se pueden clasificar según los estados de las fases de los reactivos, y se pueden dividir en cuatro grupos:

1. Medio reaccionante gaseoso, catalizador sólido.
2. Medio reaccionante líquido, catalizador sólido.
3. Las sustancias reaccionantes son gases y líquidos, y el catalizador es un líquido o una suspensión de un sólido en un líquido.
4. Las sustancias reaccionantes son líquidos inmiscibles y el catalizador es un líquido.

El proceso catalítico que se está analizando se encuentra dentro del primer grupo y, por lo tanto, el estudio se centrara en estos.

## 2.5.1.1. Reactores de Medio Gaseoso con Catalizador Solido

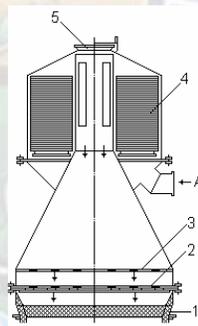
### a) Reactor de contacto superficial

Los reactores de contacto superficial son reactores en los que el catalizador se encuentra en tubos o rejillas a través de las cuales pasa el gas; se utilizan con menos frecuencia que los reactores de lecho filtrante o los reactores de suspensión de catalizador.

En contacto superficial, la superficie activa del catalizador no es grande. Por esta razón, estos reactores se utilizan únicamente para las reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles que tienen lugar en presencia de un catalizador altamente activo que asegura rendimientos cercanos al rendimiento teórico. Por lo tanto, en estas condiciones, no se requiere que el contactor reciba una gran cantidad de catalizador.

En la Figura 13. Se muestra un reactor de contacto superficial con un catalizador en forma de rejillas.

Figura 13. Reactor de Contacto con el Catalizador en Forma de Rejilla



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

Pueden apreciarse las siguientes partes:

1. Anillos.
  2. Rejillas formadas por el catalizador.
  3. Rejillas de distribución.
  4. Filtro de cartón.
  5. Válvula de seguridad.
- A. Admisión de gas en el aparato.

Al cuerpo del reactor se fijan horizontalmente unas rejillas (paquetes de rejilla) de metal activo o aleación para la reacción considerada.

El calentamiento del gas hasta la temperatura de ignición se realiza principalmente en la propia unidad a costa del calor liberado por las rejillas calentadas.

El tiempo de contacto del gas con la superficie de la malla es de una milésima a diezmilésimas partes de segundo. Dichos reactores son de construcción simple y altamente eficientes. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

#### **b) Reactores de contacto con lecho filtrante de catalizador**

Estos reactores se utilizan para reacciones catalíticas de todo tipo. En este, uno o más lechos de catalizador se fijan sobre un soporte de rejilla (calentador), o se cargan en tubos y se deja pasar la mezcla de gases reactivos a través del catalizador estacionario con un comportamiento cercano al flujo.

Cuanto mayor sea la clase de catalizador, más débil será la influencia de la dispersión axial del gas y más aplicable será el modelo de comportamiento ideal para los cálculos del reactor.

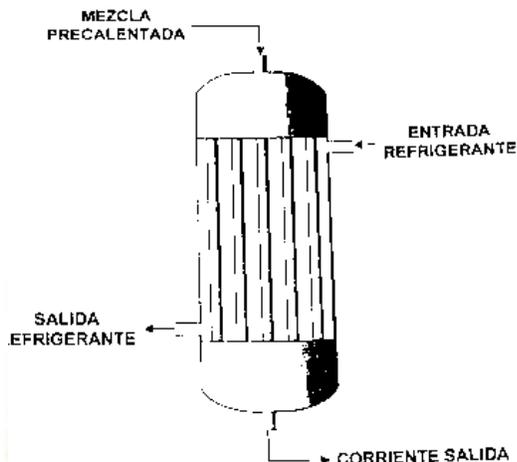
El catalizador suele estar en forma de partículas de diferentes tamaños, pero por regla general, el diámetro no es inferior a 4 o 5 mm, porque si las partículas son inferiores a la resistencia hidráulica del catalizador aumenta considerablemente y provoca fácilmente aglomeraciones. (Chica Perez, 2018)

La cantidad de catalizador cargado, altura, número de etapas y su disposición en el reactor depende de la actividad del catalizador, las características de la reacción catalítica y las condiciones de intercambio de calor. Cuanto más activo sea el catalizador y mayores sean los valores de conversión de equilibrio y la velocidad de reacción, menos masa de contacto debe cargarse en el dispositivo y menor será la altura de la capa de catalizador.

Las características estructurales del reactor de contacto dependen principalmente de la forma estructural del intercambiador de calor. Al diseñar un reactor de contacto, la tarea más compleja es mantener el régimen de temperatura óptimo, ya que para muchos procesos catalíticos es necesaria una buena regulación del régimen de temperatura para evitar reacciones adversas.

Por ejemplo, en el caso de una reacción exotérmica, se debe suministrar calor a la región catalítica, mientras que en el caso de una reacción exotérmica se debe asegurar que el asegure una disipación de calor fuerte y desigual, en todo el dispositivo, el calor en la región de catálisis. (Chica Perez, 2018)

**Figura 14. Reactor de Lecho Fijo**



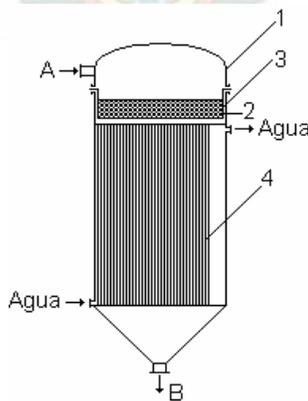
Fuente. - Extraído de (Catarina, 2016)

**c) Reactores con lecho filtrante sin intercambiadores de calor**

Estos reactores tienen una estructura más simple. Operan en régimen adiabático y el régimen de temperatura está regulado únicamente por la variación de la composición del gas inicial y su temperatura. Dichos reactores se pueden utilizar:

- i. Para reacciones exotérmicas irreversibles que se efectúan en un lecho fino de catalizador muy activo. Figura 15.

**Figura 15. Reactor con Lecho Filtrante sin Intercambiador de Calor**



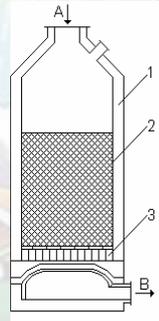
Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

En este reactor se puede identificar los siguientes:

1. Cuerpo del aparato.
  2. Rejilla.
  3. Catalizador.
  4. Refrigerador.
- A. Gas Inicial.  
B. Productos.

Al ser pequeña la actividad del catalizador la cantidad a ser utilizada es muy grande, por consiguiente, la altura del lecho llega a medir muchos metros. En estos reactores, operan en modo adiabático; por lo tanto, en los procesos exotérmicos, la temperatura de los gases que reaccionan en el lecho del catalizador aumenta en proporción al grado de cambio. (Chica Perez, 2018)

**Figura 16. Reactor de Contacto sin Intercambio de Calor en Procesos Exotérmicos**



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

En este reactor se puede identificar:

1. Cuerpo del aparato (revestido).
  2. Catalizador.
  3. Parrilla.
- A. Gas Inicial.  
B. Producto.

El reactor sin intercambiador de calor tiene la ventaja de una estructura simple. Sin embargo, no garantizan completamente el régimen de temperatura óptimo y, por lo tanto, se reemplazan por otros más eficientes equipados con intercambiadores de calor. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

#### d) Reactores con lecho filtrante con intercambiadores de calor

Existen varios procesos de intercambio de calor en los reactores de contacto; en este caso, los tipos de construcción, con respecto a la eliminación de calor, al volumen de reacción y al suministro de calor, son los mismos para realizar reacciones endotérmicas y exotérmicas.

#### e) Reactores de contacto con suministro y evacuación discontinuos de calor

Se utilizan específicamente para reacciones catalíticas endotérmicas. Por regla general, son de un solo lecho.

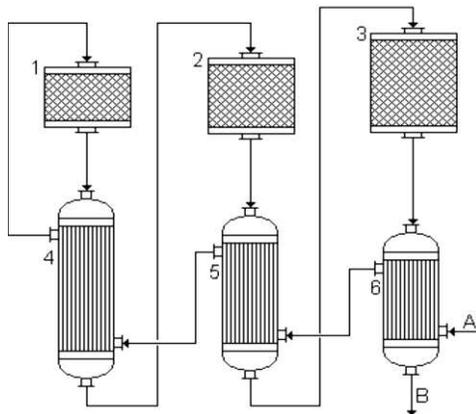
En el exterior están revestidos con una capa de aislamiento. Su principio de funcionamiento es que los reactivos y los agentes de transferencia de calor se introducen alternativamente. El agente de transferencia de calor calienta el lecho del catalizador, la rejilla y el revestimiento a la temperatura de reacción, después de lo cual se permite que la mezcla de reacción pase de nuevo.

Los reactores de este tipo tienen baja eficiencia y ahora están siendo reemplazados por reactores de contacto con catalizador más adecuados y más eficientes. (Chica Perez, 2018)

#### f) Reactores de contacto con catalizador móvil

En estos reactores, el intercambio de calor tiene lugar entre las etapas de contacto para mantener un régimen de temperatura casi óptimo.

Figura 17. Esquema de Contacto en Escalones Múltiples con Intercambiadores Exteriores



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

En este tipo de reactor se puede identificar:

- 1,2 y 3. Reactores de contacto.
- 4,5 y 5. Cambiadores de calor.
- A. Alimentación.
- B. Productos.

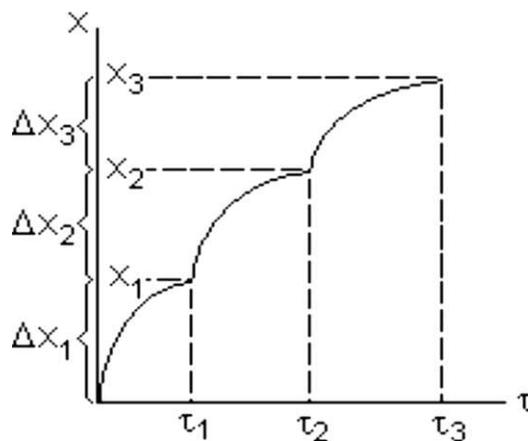
Este tipo de reactor se usa comúnmente para desarrollar reacciones exotérmicas reversibles. El gas fresco se calienta en el intercambiador de calor 6 a costa del calor de los productos de reacción que han pasado por las etapas de contacto y luego pasan por los espacios entre los tubos del intercambiador de calor 5 y 4 calentándose hasta alcanzar la temperatura inicial de la reacción catalítica.

El gas luego pasa a través de los lechos de catalizador de los reactores de contacto hacia los tubos de los respectivos intercambiadores de calor, respectivamente, aumentando el rendimiento del producto.

Según las leyes de la cinética, durante la catálisis, el rendimiento del producto aumenta a medida que transcurre el tiempo de contacto.

Sin embargo, el grado de conversión en cada uno de los dispositivos 1, 2 y 3, analizados individualmente decrece consecutivamente, esto corresponde a la ley de acción de masas, las curvas que la representan se muestran en la Figura 18. (Martin Mendez, 2016)

**Figura 18. Conversión en Función del Tiempo para un Reactor de Tres Etapas**

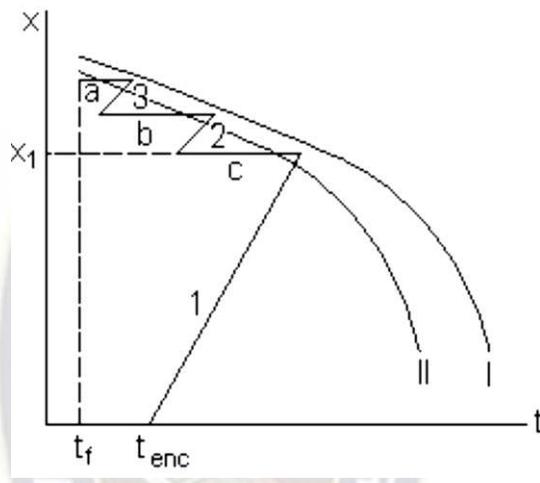


Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

Donde  $\Delta X_1$ ,  $\Delta X_2$  y  $\Delta X_3$ , representan el grado de transformación en los reactores de contacto 1, 2 y 3 y  $X_1$ ,  $X_2$  y  $X_3$  representan la conversión total para el tiempo  $t_1$ ,  $t_2$  y  $t_3$ .

El efecto térmico del proceso y la cantidad de calor que debe liberarse de cada lecho disminuye. Las variaciones de temperatura y grado de conversión que ocurren con la exposición de múltiples etapas se muestran en la Figura 19.

**Figura 19. Conversión en Función de Temperatura para reactor de Tres Etapas con Refrigeración Intermedia**



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

Donde la curva (I) representa la curva de equilibrio, la curva (II) es la curva óptima, 1, 2 y 3 representan el aumento de temperatura adiabático del gas en cada período, y las curvas a, b y c representan el enfriamiento del gas entre cada paso.

Si el aislamiento térmico del reactor es bueno, se produce un proceso adiabático en cada capa de catalizador con un aumento de temperatura proporcional al aumento de la tasa de conversión, aspecto que se muestra en la Figura 15. mediante las curvas 1, 2 y 3. El enfriamiento de gases en los intercambiadores de calor está representado por las líneas horizontales a, b y c.

El grado de conversión en cada capa de catalizador está limitado por la intersección de la línea adiabática con la curva de equilibrio.

Cuanto mayor sea el número de pasos de contacto, mayor será la productividad del producto y más cerca estará la velocidad de funcionamiento de la óptima.

En los reactores de contacto modernos, el intercambio de calor tiene lugar en los intercambiadores ubicados entre los fondos del lecho del catalizador. (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

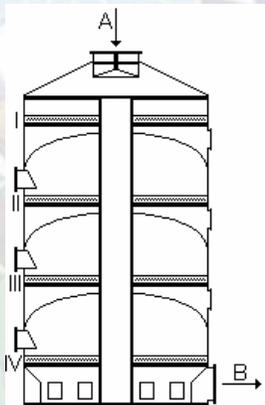
**g) Reactores de contacto provistos de soleras con intercambiadores de calor exteriores**

Conforman uno de los tipos más comunes de reactores y cuentan con todas las capas de catalizador dentro de la misma carcasa.

El gas, al pasar por cada etapa, sale del reactor y se alimenta a los respectivos intercambiadores de calor, donde se enfría y se devuelve al reactor.

Un diagrama esquemático de este tipo de reactor se muestra a continuación en la Figura 20. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

**Figura 20. Reactor de Contacto de Soleras con Intercambiadores de Calor Exteriores**



*Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)*

Donde:

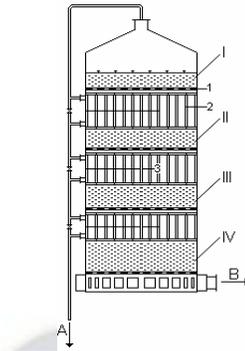
I-IV son los lechos de la masa en contacto

A representa la entrada de gas y B la salida de productos.

**h) Reactores de contacto con cambiadores de calor entre soleras**

Estos reactores se diferencian de los anteriores únicamente por el tipo de enfriamiento del gas entre los lechos del catalizador que da lugar en el mismo contactor. Los esquemas de estos reactores de contacto se muestran a continuación. (Semelsberger, Borup, & Greene, 2012)

Figura 21. Reactor de Contacto de Soleras con Intercambiadores de Calor entre Lechos



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov, 2021)

En este tipo de reactor se puede identificar:

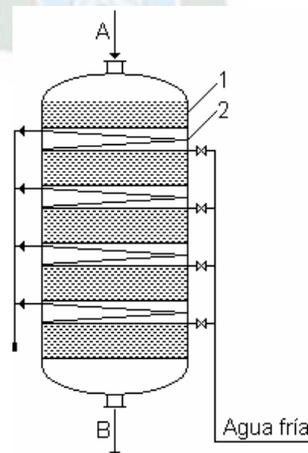
1. Rejillas.
2. Intercambiador de calor interno.
3. Tabique.
- I-V. Lechos del catalizador.

**i) Reactores de contacto con refrigeración entre soleras introduciendo adicionalmente sustancias reaccionantes fijas.**

Se logra un enfriamiento intermedio entre las etapas de contacto, a veces colocando un refrigerante entre los lechos de catalizador como se muestra en la Figura 22.

En ciertos procesos catalíticos, se puede lograr un enfriamiento intermedio agregando uno de los reactivos entre las etapas de contacto. (Lee, 2017).

Figura 22. Reactor de Contacto con Refrigeradores de Agua entre los Lechos de Catalizador



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov, 2021)

En este tipo de reactor se puede identificar las siguientes partes:

1. Lecho de catalizador.
  2. Refrigerador.
- A. Gas alimentación.  
B. Productos.

**j) Reactores de contacto tubulares provistos de intercambiadores de calor exteriores**

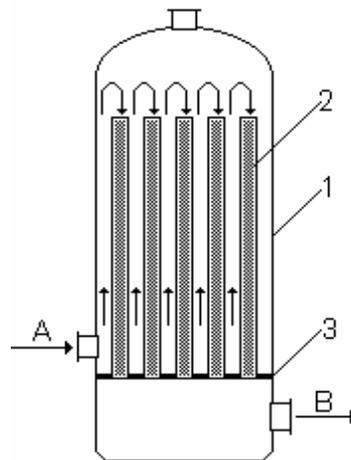
En este tipo de reactor, el intercambio de calor se produce de forma continua y simultánea a la reacción catalítica.

Los reactores con el catalizador en los tubos también son utilizados para las reacciones endotérmicas y exotérmicas.

En las reacciones exotérmicas en reactores tubulares, tiene lugar un intercambio de calor entre el catalizador y el gas refrigerante que no ha reaccionado. El catalizador se encuentra en tubos sumergidos en gas frío o en el espacio entre tubos.

El diagrama del dispositivo de contacto con el catalizador en los tubos se muestra en la Figura 23. El gas fresco sube y lava los tubos del catalizador y viaja hacia ellos, pasando a través de un lecho de catalizador de arriba a abajo, en sentido opuesto a la corriente, con respecto al refrigerante. (Chica Perez, 2018)

**Figura 23. Reactor de Contacto Tubular con Catalizadores en los Tubos**



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

En este tipo de reactor se puede identificar:

1. Cuerpo.
  2. Tubos del catalizador.
  3. Rejillas de los tubos.
- A. Gas de alimentación.  
B. Productos.

La eliminación del calor de la reacción se realiza de forma continua durante el reactor. Aun así, los regímenes de temperatura en tales reacciones siguen siendo bajos y, a menudo, menos favorables que en los reactores de solera.

Para reducir la temperatura suavemente a medida que continúa el contacto, se necesita eliminar el calor de manera desigual a través del lecho del catalizador, es decir, solo se elimina más calor en la parte superior del lecho que al final, debido a la velocidad de reacción y, por lo tanto, la evolución del calor de la reacción disminuye a medida que aumenta el grado de conversión.

Esta distribución de transferencia de calor no se logra en los reactores tubulares y, por lo tanto, la parte superior de los tubos, especialmente su parte media, se sobrecalienta mientras que la parte inferior se enfría a una temperatura en la que la sustancia catalizadora no es muy activa. (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

#### **k) Reactores de lecho fluidizado de catalizador**

El lecho fluidizado de las partículas de catalizador se forma en la corriente de reactivos en estado gaseoso o líquido. Para ello, se hace pasar el gas a través de una rejilla en la que se coloca el catalizador a tal velocidad que sus partículas se desplazan y todo el lecho de gas pasa de un lecho estacionario a uno fluidizado.

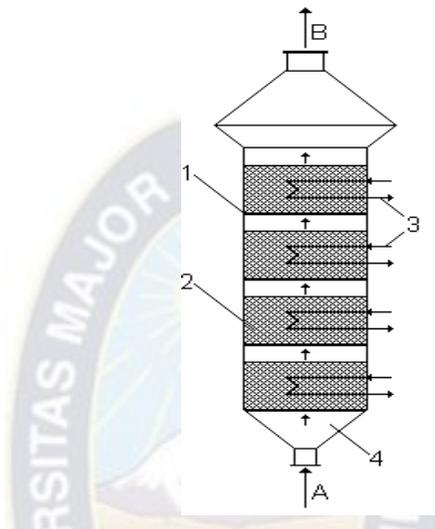
En el lecho fluidizado, los granos de catalizador se mueven en todas las direcciones, de modo que se acelera la difusión de los reactivos desde el núcleo de la corriente hasta las partículas de catalizador. Desde el exterior, el lecho parece un líquido espumoso hirviendo (por eso también se le llama "lecho hirviendo"). ( Mondal & Yadav, 2019)

En estos reactores se utiliza un catalizador de grano fino con partículas de 0,5 a 2 mm de diámetro.

La eliminación del calor del catalizador se logra usando un enfriador de agua ubicado dentro del lecho. Tal intercambio de calor puede hacer que escape con fuerza y regular la intensidad de su escape en los lechos. ( Lee, 2012)

El diagrama esquemático de este tipo de dispositivo se muestra en la Figura 24.

**Figura 24. Reactor de Lecho Fluidizado de Catalizador**



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

En este tipo de reactor se puede identificar:

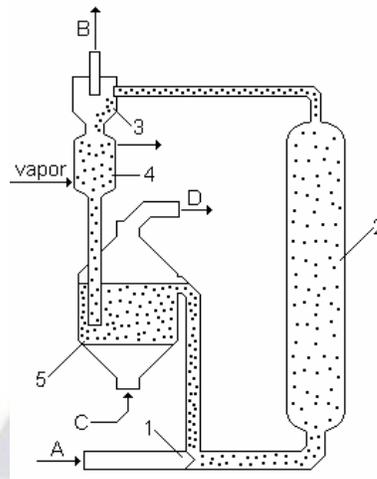
1. Rejillas.
  2. Lecho de catalizador suspendido.
  3. Enfriador de agua.
  4. Cono distribuidor del gas.
- A. Gas de alimentación.  
B. Productos.

### I) Reactores con catalizador móvil

Se utilizan a gran escala para el craqueo de productos petrolíferos en fase vapor, pero también se pueden utilizar en otros procesos catalíticos donde se requiera una circulación continua del catalizador entre el reactor y el regenerador. En este caso compiten con los reactores de lecho fluidizado. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018).

Como ejemplo de un diagrama esquemático de este tipo de reactor se tiene:

**Figura 25. Esquema Reactor de Craqueo Catalítico con Flujo de Suspensión de Catalizador en polvo**



Fuente. - Extraído de (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

En este tipo de reactor se puede identificar los siguientes componentes:

1. Eyector.
  2. Contactor con catalizador en movimiento.
  3. Separador.
  4. Recipiente para separación de fracciones livianas con vapor.
  5. Regenerador (reactor con lecho suspendido).
- A. Vapores de materia prima procedentes del horno tubular.  
B. Mezcla de vapor y gas para rectificación.  
C. Aire.  
D. Gases de combustión hacia la caldera de vapor.

La velocidad de la mezcla gas-vapor es tal que la fuerza de fricción del gas contra las partículas del catalizador supera el peso del catalizador. Como resultado, el catalizador triturado aumenta con el flujo de gas, se separa de los reactivos en el separador ciclónico y pasa al regenerador donde se queman con sustancias carbonosas, eliminándolos de la superficie del catalizador.

El catalizador caliente regenerado se mezcla con el vapor de materia prima y retorna al reactor mediante un eyector.

La desventaja de los dispositivos equipados con catalizadores móviles es que es difícil separar completamente el catalizador de la corriente de gas. En estas instalaciones, los

colectores de polvo de catalizador, los ciclones y los electro-filtros representan grandes volúmenes. (Chica Perez, 2018)

### **2.5.2. Selección del Tipo de Reactor**

Dado que uno de los factores más importantes para determinar la eficiencia económica general de un proceso es la selección y el diseño del tipo de reactor, en esta sección se realizará un análisis de las ventajas y desventajas de los diferentes tipos de reactores mencionados en la sección anterior.

Existe una clasificación de reactores vinculándolos a reacciones catalíticas en fases homogéneas y heterogéneas. Como se vio anteriormente, la reacción de deshidratación analizada fue heterogénea debido a que el medio de reacción era gaseoso y el catalizador utilizado estaba en estado sólido.

Como resultado, la selección se reduce a cuatro posibles tipos de reactores de contacto:

- **Reactores de Contacto Superficial**

Estos reactores son menos utilizados que los reactores con lecho filtrante o fluidizado de catalizador debido a que la superficie del catalizador no es grande. Es más aconsejable emplearlo para reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles. Por lo tanto, se descarta este tipo de reactor.

- **Reactores de Lecho Fluidizado**

A pesar de ofrecer muchas ventajas como la simplificación de su estructura, fácil evacuación de los reactivos, la fácil eliminación de calor de los lechos por intercambiadores de calor de menor tamaño, mayor producción de DME y aumentar la eficiencia del catalizador dando como resultado la disminución del tamaño de los granos y obtener una gran aproximación a la temperatura óptima.

- **Reactores con Catalizador Móvil**

No se sugiere su uso para la deshidratación catalítica de metanol debido al carácter de "polvo" del catalizador y la dificultad de separar el polvo catalítico de la corriente de gas. Además, en este caso no se requiere una circulación constante del catalizador entre el reactor y el regenerador, que es cuando estos reactores resultan realmente útiles.

- **Reactores de Catalizador Fijo o Estacionario**

Es el tipo de reactor más utilizado en la industria de procesos. En los casos en que la corriente de fluido corresponde a un gas y en el proceso no se genera una desactivación rápida del catalizador. El líquido refrigerante es el agua y opera de forma adiabática. El tipo más usado y el recomendado por la tecnología Air&Liquid es el reactor de lecho fijo del tipo BWR.

**Tabla 9. Tabla Comparativa de los Reactores**

<b>Tipo de Reactor</b>	<b>Características</b>	<b>Ventajas y Desventajas</b>
Reactor de contacto superficial	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Menos utilizado.</li> <li>• Superficie del catalizador pequeña.</li> </ul>
Reactor de lecho fluidizado	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Catalizador en polvo.</li> <li>○ Reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fácil evacuación de reactivos.</li> <li>• Fácil eliminación de calor.</li> <li>• Disminuye el tamaño de catalizador.</li> <li>• Perdida de carga.</li> <li>• Disminución de fuerza motriz.</li> </ul>
Reactor con catalizador móvil	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Opera en régimen adiabático.</li> <li>○ Catalizador en polvo.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cantidad de catalizador alta.</li> <li>• Dificultad en separación del catalizador en polvo del gas.</li> </ul>
Reactor con catalizador de lecho fijo	<ul style="list-style-type: none"> <li>○ Reacciones catalíticas de todo tipo.</li> <li>○ Opera en régimen adiabático.</li> <li>○ Catalizador altamente activo.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Buena regulación de temperatura.</li> <li>• Altamente eficiente.</li> <li>• Construcción simple.</li> </ul>

*Fuente. – Elaboración propia en base a los datos obtenidos de (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)*

En este proyecto el reactor que será utilizado de acuerdo a la tecnología seleccionada es el que tiene catalizador de lecho estacionario del tipo BWR. Dimensionar el lecho de catalizador y seleccionar la condición de operación apropiada, así como seleccionar el aislamiento apropiado, será suficiente para lograr la conversión requerida dentro del lecho del catalizador, manteniéndolo adiabático y un leve aumento de temperatura debido a la reacción exotérmica que eleva la temperatura del lecho en la medida en que puede afectar el proceso de reacción. (Chica Perez, 2018)

## **1.6. CATALIZADORES**

Para una reacción en fase gaseosa catalizada por un sólido, el sólido suele estar en forma de partículas de diferentes formas y tamaños. Tales partículas son generalmente porosas, con un área superficial mucho mayor dentro de los poros que el área superficial exterior del grano.

Los requisitos esenciales para un catalizador excelente son alta actividad, alta selectividad y desactivación lenta.

La reacción de deshidratación del metanol a la formación de dimetil éter es, como se mencionó, una reacción exotérmica. Sin embargo, a baja temperatura, la velocidad de reacción es baja, por lo que es necesario el uso de un catalizador, que es mejor si la temperatura de trabajo es más baja. (Ohno, y otros, 2016)

De hecho, la temperatura óptima de funcionamiento implica un compromiso entre la velocidad de reacción y los equilibrios.

Generalmente, para esta reacción se utilizan catalizadores del tipo zeolita, que requieren una temperatura de operación inferior a 400°C para evitar una inactivación severa de esta última, la velocidad de reacción es considerable y las reacciones secundarias son insignificantes. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

### **2.6.1. Catalizadores para la Producción de DME**

Los principales factores que afectan la actividad y selectividad del catalizador en la reacción de deshidratación del metanol son el grado de acidez y las características estructurales del tamaño y distribución de los poros.

Normalmente, la actividad aumenta con mayor acidez, sin embargo, si el nivel es demasiado alto, esto conducirá a la conversión del DME formado a otros hidrocarburos, por lo que se debe encontrar un catalizador adecuado, que arroje los mejores resultados en términos de actividad y selectividad.

Inicialmente, se usaba ácido sulfúrico o ácido fosfórico como medio ácido para la reacción de deshidratación, lo que generaba un producto gaseoso que constaba del éter, agua, alcohol y ácido sulfúrico formados. Años después fueron reemplazados por

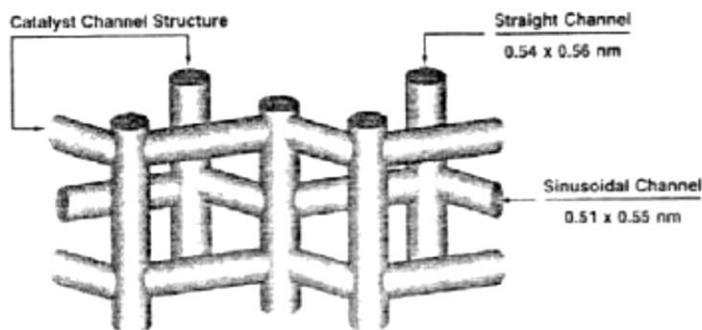
catalizadores sólidos. En general, la deshidratación del metanol se realiza sobre catalizadores como la zeolita y alúmina o la sílice alúmina, siendo la primera la más utilizada y la de mejores resultados. (Ahlgren, y otros, 2017)

Desde la década de 1980, se introdujo el uso de zeolitas ZSM-5 en procesos heterogéneos en fase vapor, ya que tienen mejores propiedades que los catalizadores utilizados hasta la fecha, que son reproducibles, selectivas, no corrosivas y fáciles de manipular.

En concreto, el catalizador utilizado sería la zeolita pentasil ZSM-5, que se utiliza comúnmente en la reacción de metanol con hidrocarburos.

Este es un catalizador micro poroso con la fórmula estructural  $\text{Na}_n\text{Al}_n\text{Si}_{96-n}\text{O}_{192}\text{H}_2\text{O}$ , con  $n < 27$ , normalmente con valores cercanos a 3. Las superficies son variables según el método y las variables compuestas. Sin embargo, los valores habituales se acercan a los  $400 \text{ m}^2/\text{g}$  de catalizador. (Chica Perez, 2018)

Figura 26. Esquema de Canales de la Zeolita ZSM-5



Fuente. - Extraído de Study of ZSM-5

Son considerados los mejores catalizadores ácidos por su gran área superficial, alta capacidad de adsorción, estabilidad térmica e hidrotérmica, alta acidez, estructura que permite la generación de sitios activos y tienen buena selectividad.

Estos catalizadores consisten en tetraedros de  $\text{SiO}_4$  y  $\text{AlO}_4$ , de modo que los dos tetraedros de  $\text{AlO}_4$  nunca están conectados directamente. El origen de la acidez radica en el desequilibrio de carga creado por la sustitución isoelectrónica del silicio cuaternario

por aluminio trivalente, lo que resulta en una carga negativa en toda la red. (Chica Perez, 2018)

Para lograr la electronegatividad, se introducen cationes en la red, lo que compensa la carga negativa asociada con el tetraedro de aluminio. En principio, se puede cada átomo de aluminio en la red cristalina habrá un catión de carga compensada de +1. Los cationes utilizados suelen derivar de elementos de los grupos I y II de la tabla periódica, que también utilizan el catión amonio. (Tavan, Hossein Hosseini, Ghavipour, Khosravi Nikou , & Shariati , 2013)

La relación Si/Al de las zeolitas es un indicador de su acidez. En la mayoría de las zeolitas, a medida que aumenta la relación Si/Al, los sitios ácidos disminuyen, pero la fuerza ácida específica de cada uno aumenta.

Este hecho se produce con un valor de relación Si/Al de 10 y se debe a la descompensación de la carga generada al aumentar la distancia entre los aluminios de la red. Para valores superiores a 10 en la relación Si/Al, la acidez global de la zeolita disminuye a medida que disminuye la cantidad de aluminio. En el caso de la zeolita ZSM-5 mostró que el aumento de aluminio se asoció con una mayor actividad de forma lineal, con la intensidad relativa de cada centro activo sin cambios. (Catarina, 2016)

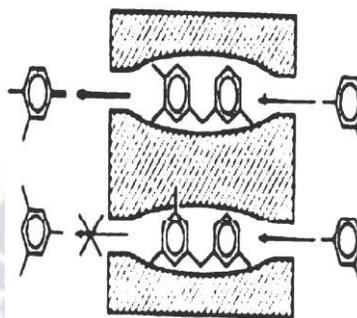
Esta relación Si/Al también afecta la selectividad de la zeolita y la estabilidad catalítica de la zeolita. El tiempo de actividad catalítica estable aumenta con la relación Si/Al en la zeolita ZSM-5, alcanzando un pico cuando la relación está entre 175 y 225. Si reducimos aún más la cantidad de Al entonces el tiempo de operación, la estabilidad del catalizador disminuye gradualmente. Con respecto a la cantidad de sodio, se encontró que a una mayor composición de sodio resultó en una vida útil más corta.

Una de las propiedades más importantes de las zeolitas es su capacidad para actuar como tamices moleculares, ya que sus ranuras tienen un tamaño similar al orden de las moléculas. En general, se pueden distinguir tres tipos de selectividad: para reactivos, productos y estados de transición. (Chica Perez, 2018)

Las zeolitas con un microporo de tamaño mediano, como ZSM-5, son conocidas por su selectividad de estado de transición, es decir, la ausencia de espacios vacíos en los poros no permite la formación de estados. El estado de transición es muy voluminoso,

lo que en nuestra reacción evita un poco la selectividad para productos como compuestos aromáticos con más de dos anillos o alquil-naftalenos, un precursor del coque, el principal desactivante en la reacción del metanol con los hidrocarburos. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

**Figura 27. Selectividad Según los Estados de Transición**



Fuente. - Extraído de Study of ZSM-5 zeolite

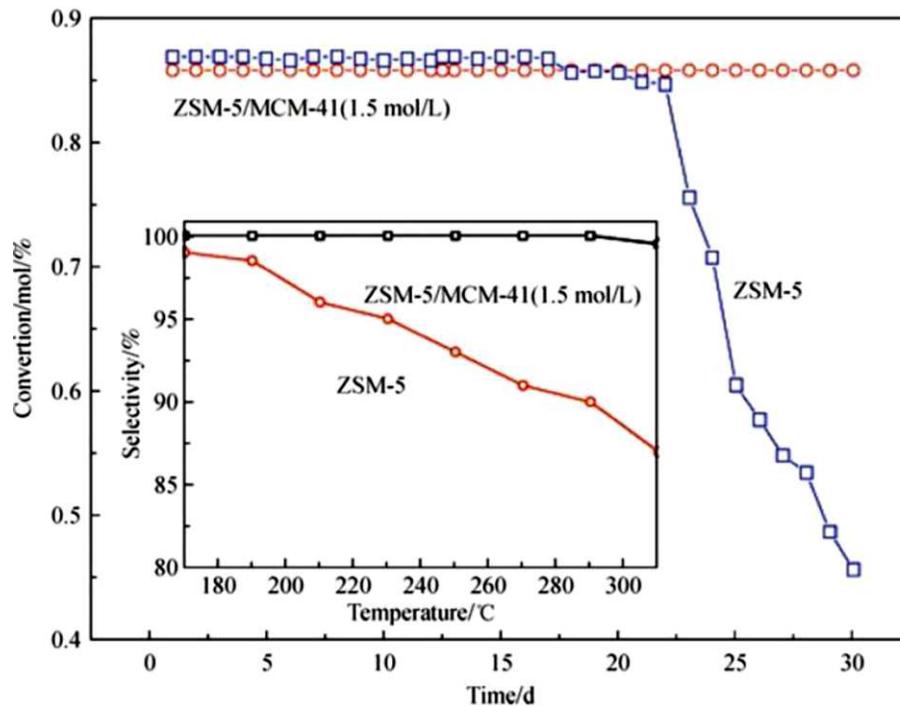
La selectividad para la formación de DME disminuye en un 100% al aumentar la temperatura, formando hidrocarburos y coque, cuya deposición también provoca una rápida inactivación del catalizador.

Esta baja selectividad se debe a dos factores: por un lado, su superficie es demasiado ácida, por otro lado, su estructura microporosa, que está formada por poros profundos y estrechos con dimensiones según el orden de Å, haciendo que su interior difusión muy lenta y demasiado expuesta a la acidez del catalizador. (Chica Perez, 2018)

Para resolver este problema, se puede utilizar zeolita neutra (con un tamaño de poro de 2-50 nm), de modo que la alta acidez y la estabilidad hidrotérmica de la zeolita microporosa se combinan con la rápida transferencia de masa de los materiales neutros, lo que da como resultado una reacción catalítica mejorada.

Estas zeolitas neutras se pueden obtener modificando las zeolitas anteriores, obteniéndose zeolitas del tipo ZSM-5/MCM-41, con actividad similar a ZSM-5 y 100% de selectividad en la formación de DME, muy superior a la zeolita ZSM-5. La comparación entre los dos se muestra en la Figura 28. (Chica Perez, 2018)

Figura 28. Comparación de Estabilidad y Selectividad del Catalizador ZSM-5 y ZSM-5/MCM41



Fuente. - Extraído de *Catalytic dehydration of methanol to dimethyl ether over micro-mesoporous ZSM-5/MCM-41 composite molecular sieves* por (Tang, y otros, 2012)

Sin embargo, en el pasado se han utilizado otros catalizadores líquidos tales como ácidos sulfúricos.

De lo anterior se puede concluir que la mejor elección de catalizador para este tipo de procesos es con zeolitas, por lo que se estudiará su mecanismo de reacción.

Una vez seleccionado el catalizador a utilizar, es importante conocer su cinética de reacción para orientar el diseño del reactor en el que se lleva a cabo el proceso de deshidratación. La cinética de estas reacciones está bien estudiada en la literatura, ya que son ampliamente utilizadas en la industria por varias empresas. Comúnmente se usa una amplia gama de catalizadores para este propósito, y es posible realizar estudios comparativos para cada uno de estos catalizadores. La figura muestra una tabla que resume las velocidades de reacción en función del catalizador utilizado. Aunque no se observa la cinética del catalizador ZSM-5/MCM-41, solo cambian los valores constantes de adsorción para el metanol y el agua en el modelo, por lo que se les aplicará la cinética del HZSM-5 catalizado por ácido. (Tavan et. al 2013)

Tabla 10. Cinética de Reacción para Formación de DME y Distintos Catalizadores

MODELOS CINÉTICOS		
Ecuación	Catalizador	Referencia
$-r_M = \frac{k_1 P_M^{1/2}}{P_M^{1/2} + k_2 P_W}$	$Al_2O_3$	Kallo & Knozinger 1967
$-r_M = \frac{k K_M P_M^{1/2}}{1 + K_M P_M^{1/2} + K_W P_W}$	$Al_2O_3$	Figueras et al. 1971
$-r_M = \frac{k K_M P_M}{[1 + 2(K_M P_M)^{1/2} + K_W P_W]^2}$	Resina de Intercambio de Acidificación	Klusacek and Selmeider, 1982
$-r_M = \frac{k K_M^2 [P_M^2 - (P_D P_W / K_{eq})]}{[1 + 2(K_M P_M)^{1/2} + K_W P_W]^4}$	$\gamma - Al_2O_3$	Bercie & Levee, 1992
$-r_M = \frac{k [P_M^2 / P_W - (P_D / K_{eq})]}{(1 + K_M P_M + K_W P_W)^2}$	HZSM-5	Lu et al., 2004
$-r_M = \frac{k P_M [1 - (P_D P_W / K_{eq} P_M^2)]}{1 + K_M P_M + P_W / K_W}$	$\gamma - Al_2O_3$	Mollavali et al. 2008

Fuente. - Extraído de (Lizano Villalobos , Zúñiga Arias, & Castro Vega, 2016)

### 2.6.2. Selección de Catalizador

En el presente proyecto, la reacción de deshidratación del metanol se realizará bajo un lecho catalizador formado por partículas esféricas de 6 mm de diámetro. La porosidad de la capa de catalizador será de 0,58. Algunas de las principales propiedades del catalizador utilizado son:

- Área superficial: 450 m<sup>2</sup>/g.
- Densidad aparente: 1,21 g/cm<sup>3</sup>
- Densidad real: 2,53g/cm<sup>3</sup>

### 2.6.3. Vida Útil del Catalizador

La vida útil del catalizador se debe principalmente a sus funciones antienviejamiento, ensuciamiento y envenenamiento.

Dentro de las condiciones de operación del método bajo el cual se obtendrá el DME, se encuentran las siguientes ventajas sobre las anteriormente mencionadas: En dicho método (Lurgi), no existe reacción química lateral y el material del que se parte debe cumplir con las especificaciones de calidad definidas anteriormente en este capítulo. Por lo tanto, el catalizador no es susceptible de contaminación y depósitos. El reactor, por

su parte, opera en condiciones de temperatura y presión que no pueden inducir la sintetización de la zeolita.

Con base en los resultados anteriores y en base a datos experimentales, se determina que el catalizador tiene una vida útil aproximada de 4400 horas sin pérdida significativa en su rendimiento.

## **2.7. ALMACENAMIENTO DEL DIMETIL ÉTER**

Según el tipo de producción identificado, se almacenará el DME para cumplir con la demanda del diésel en cuanto al parque automotor, los cambios del mercado y más.

### **2.7.1. Almacenamiento a Alta Presión**

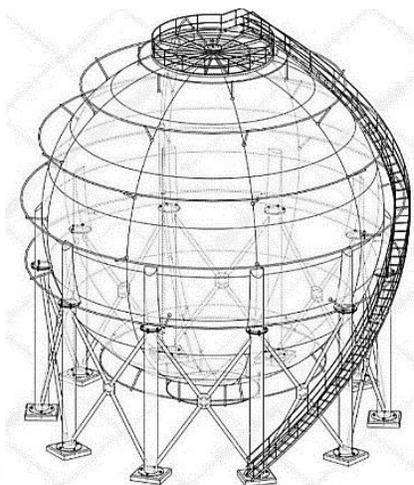
El método de almacenamiento de DME a temperatura normal en condiciones presurizadas se denomina almacenamiento a alta presión (temperatura normal). El almacenamiento a alta presión se utiliza con cantidades de almacenamiento desde unas pocas toneladas hasta varios miles de toneladas. Existen tanques de almacenamiento sobre el suelo y tanques subterráneos de alta presión.

Los tanques de almacenamiento esféricos y cilíndricos (tipo horizontal y tipo vertical) se utilizan para el almacenamiento sobre el suelo, y los tanques de almacenamiento cilíndricos horizontales se utilizan para el almacenamiento subterráneo. (Ramos Rodriguez, 2018)

Los tanques de GLP para DME se pueden usar en condiciones de presión, donde la presión de vapor de DME se encuentra entre las presiones de vapor de propano y butano. La densidad del DME en estado líquido se encuentra en una relación de 1,3 veces la densidad del propano. Por lo tanto, la capacidad de almacenamiento de la columna puede estar limitada en términos de la resistencia de la columna y la base o la distancia de mantenimiento.

Los tanques cilíndricos tienen la ventaja de ahorrar mano de obra en el sitio, ya que todos los procesos de fabricación, prueba e inspección se realizan internamente y el ensamblaje se envía e instala en el sitio. (Sanchez Uria, 2017)

**Figura 29. Tanque de Almacenamiento Esférico (adaptado de la tecnología del GLP)**



Fuente. – Extraído de Diseño de tanque de almacenamiento esférico (Docplayer)

Para el almacenamiento del DME, solo se pueden usar tanques de propano debido a la presión de vapor. Además, la capacidad de almacenamiento puede estar limitada en términos de la estructura de soporte, la resistencia de la base y la distancia de separación, ya que la densidad del líquido DME es mayor que la del propano.

Para DME, la política básica de selección de materiales es la misma que para GLP. Es poco probable que las impurezas corrosivas, como el sulfuro de hidrógeno, se mezclen con el DME durante su fabricación y, por lo tanto, el DME tiene la ventaja de la corrosión por presión. (Ramos Rodriguez, 2018)

### **2.7.2. Contenedores**

El DME es un gas licuado de baja presión de vapor equivalente al GLP a temperaturas normales.

Las mismas especificaciones se aplican al equipo de proceso del DME como gas general de alta presión y la presión de diseño de 1,6 MPa, superior al butano e inferior al propano. (Palamatic Process, 2018)

### **2.7.3. Transporte Terrestre**

Los camiones cisterna son uno de los principales medios de transporte de GLP. Las cisternas pueden reducir los costos de inversión para la primera etapa de llevar DME al mercado y es más probable que suministren DME a otros vehículos. Se han desarrollado

camiones cisterna (para DME) que se pueden llenar en las estaciones de servicio de gas. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

#### **2.7.4. Instalaciones de llenado para Tanques de DME**

El DME debe transportarse del camión cisterna al tanque por medio de un dispositivo de transporte como una bomba o un compresor. La bomba se utiliza para llenar un recipiente con gas a alta presión, con el fin de evitar la influencia del nivel de la superficie del líquido en la operación de llenado.

Las instalaciones de GLP pueden ser utilizadas para DME, sin embargo, las tuberías, materiales de sellado, conductos, plásticos, que utilicen caucho, deben ser reemplazados por un material adecuado a las propiedades físicas del equipo de DME. (Rivera Claire, 2022)



## **CAPÍTULO 3 – LOCALIZACIÓN Y TAMAÑO**

### **3.1. INTRODUCCIÓN**

Este capítulo se divide en dos secciones principales, en primer lugar, el tamaño y segundo la localización de la planta. El tamaño de un proyecto es determinado como la capacidad que tiene este y es expresado en unidades de producción anual. Existen otras medidas indirectas que nos ayudan a medir el tamaño de un proyecto. Por ejemplo, el valor de la inversión, el impacto en la economía de un país, etc.

Determinar el tamaño de un proyecto es de fundamental importancia ya que afecta directamente el nivel de la inversión y costo del proyecto, así como el nivel de riesgos por ventas y/o pérdidas.

### **3.2. FACTORES QUE DETERMINAN EL TAMAÑO DE LA PLANTA**

#### **3.2.1. Competencia**

El combustible Diésel es el competidor directo ya que puede ser reemplazado directamente por DME para uso en el parque automotor con motores de combustión a diésel. Sin embargo, el objetivo de este proyecto no es sustituir este combustible, sino complementar la demanda insatisfecha de diésel en el país.

#### **3.2.2. Tecnología**

Determinar la tecnología a utilizar es un factor muy importante para definir el tamaño de la planta ya que tiene un gran impacto en el cálculo de la rentabilidad del proyecto, así como en los costos de inversión y operación. Como se analizará más adelante en el Capítulo 4 sobre Ingeniería de procesos, el tamaño mínimo definido por la tecnología es el tamaño correspondiente a la producción de 500.000,00 toneladas/año de DME.

### **3.3. DETERMINACIÓN DEL TAMAÑO**

Del análisis de los factores anteriores, los aspectos limitantes son los materiales y la tecnología. Dado que el DME es un producto a introducir en el sistema energético de Bolivia, se prevé iniciar con un tamaño mínimo determinado por la disponibilidad combinada de materias primas y tecnología, con posibilidad de expansión futura.

### **3.4. LOCALIZACIÓN DEL PROYECTO**

El propósito de la investigación de la localización es encontrar la mejor ubicación para la implementación de una planta, este debe incluir los requerimientos del proyecto, ayudando a minimizar tanto los costos de capital como de operación. En primer lugar, se analizó la macro localización, es decir, un área con ciertas características que hacen atractiva la instalación de un proyecto de inversión.

A continuación, se seleccionaron las áreas industriales más cercanas a la fuente de materia prima y se examinaron los factores clave de ubicación en cada una de esas áreas. Finalmente, se utilizó un método de puntuación cualitativa de toda la información recopilada para determinar la mejor micro localización según criterio.

#### **3.4.1. Macro Localización**

La macro localización está definida como a la ubicación general del proyecto. Esto se refiere al área total en la que se instalará el dispositivo. En el análisis inicial de la posición macro se tendrán en cuenta principalmente tres aspectos:

- Disponibilidad de materia prima para el proceso
- Ubicación y tamaño del mercado consumidor
- Disponibilidad de zonas industriales

##### **3.4.1.1. Disponibilidad de Materia Prima y Zonas Industriales**

La materia prima necesaria para la obtención del Dimetil Éter es el metanol, nuestro país cuenta con la Planta de Fertilizantes en Bulobulo que produce urea. La materia prima para la urea es la misma que para el dimetil éter, por consiguiente, es una excelente ubicación para la instalación de nuestra planta.

El complejo petroquímico en Bulobulo es uno de los más importantes para este proyecto, YPFB tienen proyectos de construcción para una planta de metanol para los próximos años. La proximidad de esta planta con la planta de destilación de Dimetil Éter hace que este sector sea el más adecuado para la construcción de la planta de Metanol.

##### **3.4.1.2. Ubicación y Tamaño del Mercado Consumidor**

De enero a julio del 2023, los volúmenes de importación de diésel y gasolina se mantuvieron dentro de los parámetros registrados en el período comparable de 2022,

aunque con ligeras fluctuaciones. Las importaciones de diésel aumentaron ligeramente, pasando de 1.092 millones a 1.102 millones de metros cúbicos.

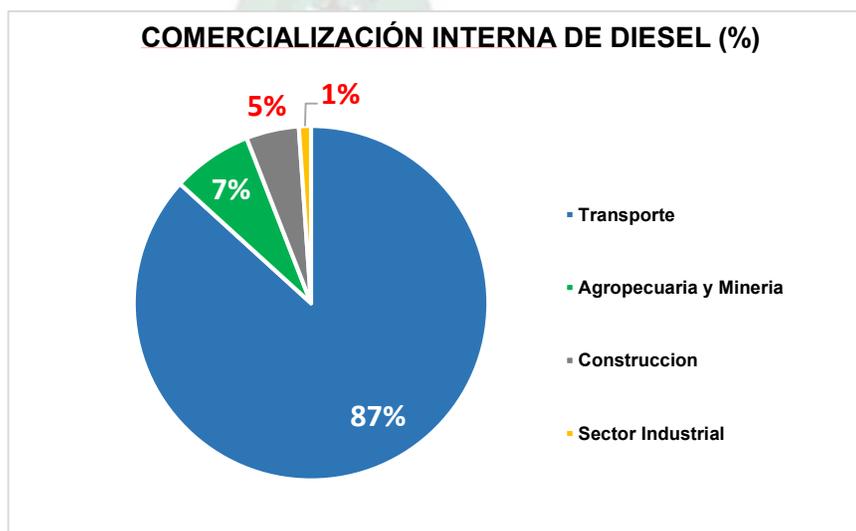
El diésel es el combustible de mayor demanda en el mercado interno. El departamento de Santa Cruz consume el 39%, seguido de La Paz (22%), Cochabamba (16%), Potosí (6%), Oruro (5%), Tarija (4%), Beni (4%), Chuquisaca (3%) y Pando (1%). (Lazcano, 2023)

**Tabla 11. Comercialización de Diésel a Nivel Nacional Enero a Septiembre 2023**

Departamento	Total (MML)	Porcentaje [%]
<b>Santa Cruz</b>	581	39
<b>La Paz</b>	328	22
<b>Cochabamba</b>	234	16
<b>Tarija</b>	66	4
<b>Potosí</b>	87	6
<b>Oruro</b>	79	5
<b>Beni</b>	54	4
<b>Chuquisaca</b>	43	3
<b>Pando</b>	9	1
<b>TOTAL</b>	1,480	

Fuente. – Extraído de YPFB

**Figura 30. Comercialización Interna de Diésel (%)**



Fuente. – Elaboración propia con datos extraídos de YPFB

El sector agrícola del departamento de Santa Cruz se sitúa como el mayor consumidor de diésel a nivel nacional con un total de 200 Millones de litros por mes entre abril a diciembre de 2023, volumen que representa 56,73 % de todos los sectores.

La compra de combustibles es un proceso de planificación muy complejo que involucra la producción de diversos productos en plantas y refinerías nacionales, y la importación de diésel y gasolina desde más de 10 puntos de origen al país a través de diferentes canales. El aumento de la demanda es paralelo al crecimiento del parque automotor que funciona a diésel. Para este 2024 está previsto que la demanda se incremente hasta un 5%. (elPotosi, 2024)

### 3.4.1.3. Elección de la Macro Localización

El presente proyecto sitúa como una excelente ubicación para la implementación de una planta de deshidratación catalítica de metanol para obtener Dimetil éter el municipio de Entre Ríos, ubicado en la Provincia Carrasco del departamento de Cochabamba.

Figura 31. Macro Localización del Proyecto



Fuente. – Googlemaps

### 3.4.2. Micro Localización

Para definir la localización de la planta se tomó en cuenta la ubicación de la planta de fertilizantes.

La planta de amoníaco y urea se encuentra ubicada en la localidad de Bulu Bulu del municipio de Entre Ríos en el departamento de Cochabamba (Km 197 de la Ruta Nacional 4), desde donde abastece de urea a los 9 departamentos del territorio nacional y al mercado externo en países como Brasil, Argentina, Paraguay, Uruguay y Perú principalmente.

La producción de amoníaco y urea se lleva a cabo en dos plantas con licencia de Kellogg Brown & Roots y Toyo Engineering Co. (YPFB, 2020)

Figura 32. Micro Localización del Proyecto



Fuente. – Googlemaps

## **CAPÍTULO 4 – APLICACIÓN PRÁCTICA**

En este capítulo se realizará el diseño de la planta tomando en cuenta la ingeniería conceptual y básica del proyecto como también se presentará la viabilidad y factibilidad del proyecto.

### **4.1. ESTUDIO DE MERCADO**

El estudio del mercado puede ocupar diversos compuestos obtenidos a partir de la materia prima y en función de los usos que se los dará.

Con el fin de facilitar el estudio del mercado se decidió dividir el análisis en los diferentes compuestos que intervienen en el proceso, el metanol, DME y el diésel. Por lo que se presentan los escenarios internacionales y nacionales de los diferentes mercados que abarcan los compuestos ya mencionados, con especial énfasis en el mercado nacional.

#### **4.1.1. Mercado del Metanol**

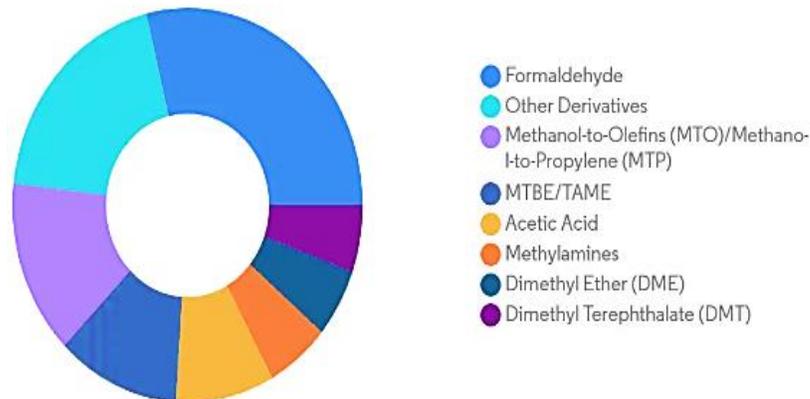
En el presente proyecto el DME se obtendrá a partir de la deshidratación catalítica del metanol, se ha observado de importancia realizar un estudio de dicho mercado.

##### **4.1.1.1. Escenario Mundial**

La industria mundial del metanol ha experimentado cambios importantes en los últimos 15 años. Estos cambios incluyen el desarrollo de nuevos usos y la aparición de nuevos centros de producción.

Según la revista Mordor Intelligence, “El mercado de metanol está segmentado por Derivados (formaldehído, metanol a olefinas/metanol a propileno, metil ter-butil éter/amil metil éter terciario, dimetil tereftalato, ácido acético, dimetil éter, metacrilato de metilo, metilaminas y otros derivados), industria del usuario final (directa e indirecta) y geografía (Asia-Pacífico, América del Norte, Europa, América del Sur y Medio Oriente y África)”. (Mordor Intelligence, 2022)

**Figura 33. Mercado Global del Metanol por Derivados**



Fuente. - Extraído de MordorIntelligence, 2022

Antes de la pandemia se preveía que la capacidad mundial de metanol aumente significativamente para 2030, pasando de 148,44 millones de toneladas/año (MTPA) en 2019 a 310,9 MTPA en 2030, con un crecimiento general del 109 %. Se espera que Rusia, Irán y Estados Unidos se conviertan en países que promuevan la expansión de la capacidad durante el período de pronóstico. Juntos, los tres países contribuirán con alrededor del 59% a la expansión de la capacidad de producción mundial de metanol, según la firma de análisis de datos GlobalData. (Mordor Intelligence, 2022)

El informe Global Methanol Capacity and CapEx Outlook to 2030 de Global Data muestra que Rusia tiene la mayor expansión de capacidad con 40,35 mtpa para 2030. La adición de mayor capacidad provendrá de Sherwood Energy Maysky planta de Metanol con una capacidad de 7,20 MTPA para 2030.

Global Data ha identificado a Irán como el segundo país con mayor capacidad de expansión con una capacidad de 29,39 mtpa para 2030. La expansión de capacidad más importante provendrá de la planta de metanol Mahan Chemical Zagros Petrochemical Eslamabad-e-Gharb con una capacidad de 1,85 MTPA para 2030. (Mordor Intelligence, 2022)

Estados Unidos es el tercer país más grande en términos de expansión de capacidad, con una capacidad de 23,7 MTPA para 2030 y 3,60 MTPA para 2030.

Sherwood Energy, IGP Methanol y NW Innovation Works Inc. serán los tres principales a nivel mundial en términos de adiciones de capacidad planificadas y anunciadas durante el período de pronóstico.

Dayanand Kharade, analista de petróleo y gas de Global Data, dijo: "La abundante fuente de materias primas baratas en Rusia e Irán, junto con la ventaja del gas de esquisto en los Estados Unidos, son las principales razones que impulsan el aumento de la capacidad de metanol en estos países". (Roca, 2020)

Se espera que el mercado de metanol alcance una tasa compuesta anual de más del 4,87% durante el período de pronóstico 2022-2027. La pandemia de COVID-19 ha tenido un impacto negativo en la economía mundial, lo que dificulta predecir el futuro de los mercados debido a las incertidumbres que rodean a la pandemia. El brote ha planteado muchos desafíos para varias industrias. Como la mayoría de los países productores de petróleo están cerrados debido a la pandemia, muchas incertidumbres han plagado el mercado petroquímico, mientras que Arabia Saudita, China y otros países productores de petróleo importantes se han visto muy afectados. La industria petroquímica juega un papel importante en la producción de varios productos, incluido el metanol. Sin embargo, debido al cierre de estas industrias, el mercado del metanol se ha visto muy afectado. (Mordor Intelligence, 2021)

A corto plazo, uno de los principales impulsores del mercado de metanol podría ser la creciente demanda de combustibles elaborados a partir de metanol. Se prefiere el metanol a la gasolina convencional para reducir las emisiones de monóxido de carbono, óxidos de nitrógeno e hidrocarburos. Por lo tanto, el metanol se utiliza como alternativa al combustible convencional en América del Norte y Europa.

El gobierno indio está promoviendo el uso de metanol como combustible en vehículos y cocina para promover el desarrollo sostenible con menos daño al medio ambiente.

Bajo el programa de ahorro de metanol de NITI Aayog, se espera que la capacidad de producción de metanol aumente a 20 toneladas por año para 2025, utilizando carbón, gas y biomasa con alto contenido de cenizas de la India. (Mordor Intelligence, 2022)

**Figura 34. Índice de Crecimiento del Mercado del Metanol por Región**



*Fuente. - Extraído de MordorIntelligence, 2022*

## **4.1.2. Mercado del Diésel**

### **4.1.2.1. Escenario Mundial**

A principios de 2022, tanto la OPEP como las agencias gubernamentales estimaron que la demanda mundial de petróleo superaría los 100 millones de barriles por día. Este es un nivel histórico que refleja la recuperación post-COVID de la economía mundial, con una tasa de crecimiento estimada de 4,2 puntos este año.

Por lo tanto, en enero la OPEP estimó la demanda mundial de petróleo en 100,9 MB, la Agencia Internacional de Energía (AIE) y la Administración de Información Energética de EE.UU. (EIA) estimaron el petróleo en 100,6 millones de barriles día (MMBD), esta última en línea con sus expectativas. (PR Newswire, 2023)

El conflicto en Ucrania ha hecho subir los precios del crudo en el mercado internacional. Sin embargo, después de la guerra, la producción de diésel siguió disminuyendo. Lo que más preocupa a los expertos es que el alza en los precios de los destilados se deba a una escasez mundial de diésel, que aseguran será difícil de revertir en el corto plazo.

Por ejemplo, en el Monthly Oil Market Report o Informe Mensual del Mercado Petrolero MOMR de mayo, la OPEP pronostica que la demanda mundial de petróleo será de 100,3 MMBD, una disminución de 600 MMBD con respecto a una estimación de principios de este año. En su reporte mensual del 10 de mayo, la AIE revisó la baja demanda para este año en 1 MMBD, dejándola en 99.6 MMBD. (PR Newswire, 2023)

La AIE en el informe de mayo pronostica que la demanda para 2022 será de 99,4 MMBD, una revisión a la baja de 1,2 MMBD en comparación con las estimaciones anteriores a la guerra.

A pesar de las tensiones geopolíticas y las incertidumbres económicas y del mercado petrolero, las previsiones de la demanda mundial de petróleo siguen siendo sólidas y en niveles históricos, ya sea debido a la falta de inversión en preocupaciones y riesgos del suministro de petróleo. Los embargos y sanciones a Irán y Rusia siempre han sugerido que se deben a la reducción de la capacidad de producción de petróleo. Más de \$ 100 o 110 por barril, la banda continuará elevando los precios en un estado alcista o estable. (PR Newswire, 2023)

Desde principios de este año, luego de la recuperación económica post-COVID, ha habido una demanda insatisfecha, y es claro que los precios del gas y el carbón, así como el petróleo, han aumentado desde mediados de 2021. Los combustibles fósiles aún ocupan el puesto 83 en la matriz energética global y continúan siendo la fuerza impulsora de la economía global.

La Guerra de Ucrania y el embargo de petróleo de Rusia están exacerbando la tendencia alcista de los precios al introducir un riesgo de oferta en el mercado petrolero, donde la demanda de petróleo es fuerte.

Según los datos de la OPEP del Informe Mensual del 12 de mayo (MOMR), la producción mundial de petróleo, líquidos y condensados en abril fue de 98,7 MMBD, una disminución de 800 MMBD por mes. (Ramírez, 2022)

Esta escasez de combustible provoca problemas de movilidad en lugares dispersos como Sri Lanka, Yemen y varios países africanos. El aumento de los precios del diésel también ha provocado protestas de comunidades indígenas y agricultores en Ecuador.

Europa es otra región donde la crisis ha causado gran preocupación y es que a diferencia de lo que sucede en muchas otras partes del mundo en el viejo continente, muchos conductores de turistas usan diésel, porque es una fuente de energía más eficiente y menos contaminante que la gasolina. (BBC News Mundo, 2022)

Antes de que Rusia atacara a Ucrania, Europa importaba alrededor de dos tercios del crudo diésel refinado del primer país. Sin embargo, tras las sanciones económicas

impuestas por Occidente a Moscú, Europa se ha vuelto en gran medida dependiente del combustible diésel estadounidense. Si bien esto ha evitado la escasez, el impacto en los bolsillos es notorio, con precios récord a ambos lados del Atlántico.

Mientras que los británicos pagan hoy más de 100 libras esterlinas (125 dólares) para llenar sus coches, con un valor de alrededor de 2,30 dólares el litro, los camioneros estadounidenses pagan 1,50 dólares el litro, el valor más alto jamás registrado en el país.

Al otro lado del continente, la falta de diésel está causando más turbulencias. En las rutas del centro y norte de Argentina, largas filas de camiones esperan que se cargue este combustible. En muchos lugares, las ventas están limitadas a 20 litros por vehículo (una pequeña porción de la carga). (BBC News Mundo, 2022)

Según una encuesta realizada por la Asociación Argentina de Empresas de Transporte de Carga (FADEEAC) a principios de junio, 19 de los 23 estados argentinos tienen problemas de abastecimiento. Pero la invasión de Rusia no es la única razón por la que falta el diésel. Incluso antes de que Vladimir Putin ordenara un ataque a finales de febrero, la demanda mundial de diésel superaba la oferta.

Según los expertos, la razón principal de este desajuste fue la pandemia del coronavirus. La parálisis económica provocada por las cuarentenas de 2019 y 2020 provocó un desplome en el consumo de combustibles y llevó a las refinerías a reducir la producción de diésel.

Algunos han optado por cambiarse a la refinación de combustibles renovables como parte de la transición hacia fuentes más limpias y ecológicas en el sector energético, mientras que otros han cerrado sus puertas de forma permanente. (BBC News Mundo, 2022)

Los problemas con las principales rutas comerciales del mundo, los cierres de petróleo y el aumento de la demanda están elevando los precios mundiales del petróleo y confundiendo los pronósticos antes de las elecciones presidenciales de Estados Unidos. La inflación es el factor principal.

En la última gestión el crecimiento en la demanda de ambos combustibles ha superado al del petróleo en algunos de los mercados más importantes del mundo. Los futuros de

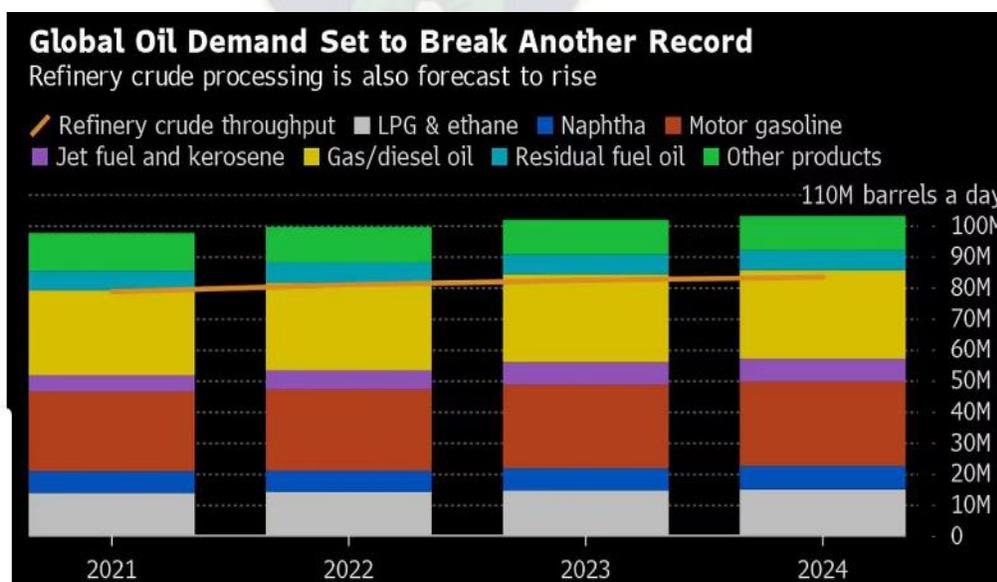
los precios del petróleo y el diésel en EE.UU. han aumentado en las últimas semanas, en parte debido a un cambio en los precios del petróleo en el verano, y han aumentado más de una quinta parte la pasada gestión. (Wittels, Low , & Joshua, 2024)

Los precios del diésel en Europa han aumentado un 10%. Los beneficios de las refinerías estuvieron por encima de los promedios anuales en muchas regiones, una señal de escasez de suministro a medida que se acerca la temporada de viajes de verano.

Las interrupciones en la producción de combustible, la combinación de cortes repentinos y ataques con drones a las refinerías rusas hicieron que se incrementen los precios de estos hidrocarburos. Llegando a contribuir en la subida de precios en los costos de transporte causados por los ataques de los Houthi en el Mar Rojo y la sequía en el Canal de Panamá, así como a los problemas en la cadena de suministro causados por las sanciones occidentales contra el Kremlin. (Wittels, Low , & Joshua, 2024)

Los márgenes de los productos petrolíferos serán inferiores a los del año pasado, pero superiores a los niveles históricos. Esto se debe a la lenta puesta en marcha de nuevas instalaciones y a las ineficiencias de refinación creadas por el desvío de petróleo crudo y productos petrolíferos rusos. (Wittels, Low , & Joshua, 2024)

Figura 35. Demanda Mundial de Diésel 2024



Fuente. - Extraído de Bloomberg Línea. 2024

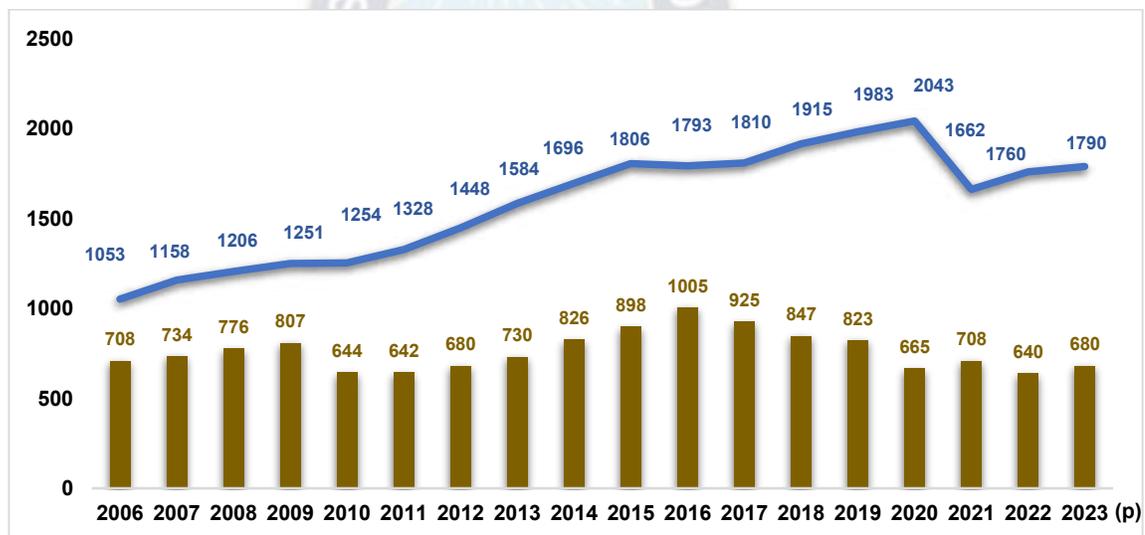
#### 4.1.2.2. Escenario Nacional

- **Demanda**

Bolivia es un país que produce principalmente gas y en menor cantidad petróleo, por lo tanto, las refinerías no operan a su totalidad debido a que la materia prima es escasa en comparación con otros países. Dicho factor afecta principalmente a la obtención de los derivados de este, obteniendo volúmenes bajos de diésel y gasolina en comparación con la demanda interna del mercado dejando como consecuencia la importación de grandes cantidades de estos combustibles.

El Instituto Boliviano de Comercio Exterior con base a los datos proporcionados por el Ministerio de Hidrocarburos de Bolivia elaboró la siguiente gráfica:

**Figura 36. Evolución de la Producción y Comercialización Interna de Diésel periodo 2006-2023**



Fuente. – Extraído de IBCE Boletín Electrónico Bimensual - Bolivia, 2024 en Millones de Litros

El IBCE en su Boletín anual reportó que el abastecimiento de la demanda interna de diésel por parte de las refinerías se redujo notablemente entre las gestiones 2005 y 2020, pasando de cubrir el 67% en 2005 al 43% el 2020 y al 30% hasta 2023. En función a los datos liberados el primer semestre del 2023 la tendencia va disminuyendo. (IBCE, 2023)

De acuerdo al Ministerio de Hidrocarburos, en el 2019, el principal consumidor de diésel en Bolivia fue el sector de transporte con el 86,5% seguido del sector agropecuario y minería con el 7,3%, construcción 4,8%, y sector industrial 1,1%), estos datos se ven

reflejados en la Figura 35. Por otra parte, la comercialización interna de diésel se duplicó entre los años 2005 y 2019 pasando de 1.053 a 2.043 millones de litros. (IBCE, 2023)

En el 2020, la producción de diésel registró un crecimiento del 7%, mientras que la comercialización en el mercado interno bajó un 19%, respecto al 2019, debido a la cuarentena derivada de la pandemia por el COVID-19 y al evidente parón de actividades registrado en el país debido al confinamiento y cierre de fronteras. Debido al retorno de actividades normales, esta gestión a lo largo del país se registró un crecimiento significativo con respecto al 2020. (IBCE, 2023)

La falta de exploración y explotación de hidrocarburos tiene consecuencias para el mercado interno, pues según datos de YPF, la producción de hidrocarburos líquidos cayó de 63,000 barriles día (B/d) a 37,000 barriles día (B/d) entre 2014 y 2022, es decir que hubo una disminución de 26,000 B/d.

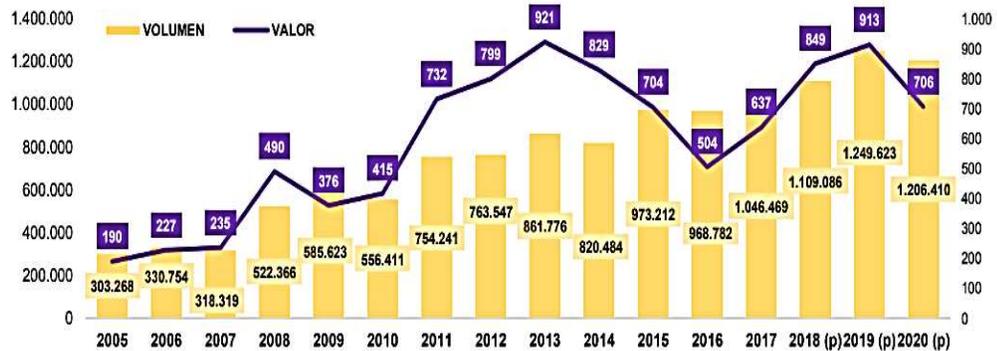
Hasta diciembre de 2023 la producción diésel oíl sufrió una disminución de 59.193 m<sup>3</sup>/mes a 34.207 m<sup>3</sup>/mes. YPFB estimó que la demanda de este combustible aumentaría de 159 a 225 millones de litros (MMlt) entre septiembre de 2023 a marzo de 2024. ( Chipana Mamani., 2023)

- **Oferta**

Las refinerías del país no producen la cantidad suficiente de diésel para satisfacer la demanda interna, año tras año esta problemática fue aumentando hasta el punto de caer dando como resultado que las instancias competentes se vean forzadas a importar este combustible de otros países. Sin embargo, durante el 2020 las importaciones de combustibles en general, con especial énfasis el diésel cayó un 43% con relación al 2019 debido a las medidas impuestas por el gobierno debido al Covid-19. Estas medidas paralizaron casi en su totalidad las actividades económicas del país, situación que se vio afectada también por el cierre de fronteras de la mayoría de los países de la región.

Entre el 2005 y 2020 la importación de diésel sumó aproximadamente 9.528 millones de dólares, logrando su pico máximo la gestión 2013 con 921 millones de dólares. (IBCE, 2023). La Figura 37 muestra la evolución de las importaciones de diésel en dichas gestiones.

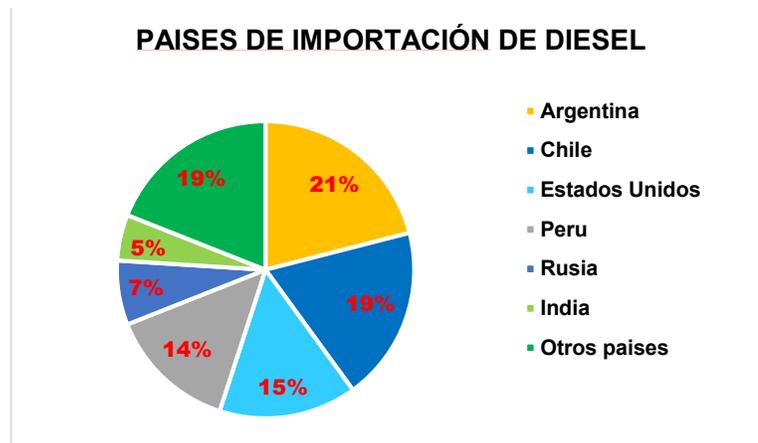
**Figura 37. Evolución de las Importaciones de Diésel periodo 2005-2020 (Toneladas y Millones de dólares)**



Fuente. – Extraído de IBCE Boletín Electrónico Bimensual No. 949 - Bolivia, 2021

Las importaciones de diésel en la gestión 2020 representaron el 81% sobre el total de los combustibles importados, recordando que Bolivia adquirió el carburante de 13 países: Argentina 21%, Chile 19%, Estado Unidos 15%, Perú 14%, Rusia 7%, India 5% y el 19% restante de otros países. Evidentemente el diésel destaca como el producto de mayor importación de Bolivia. (IBCE, 2021)

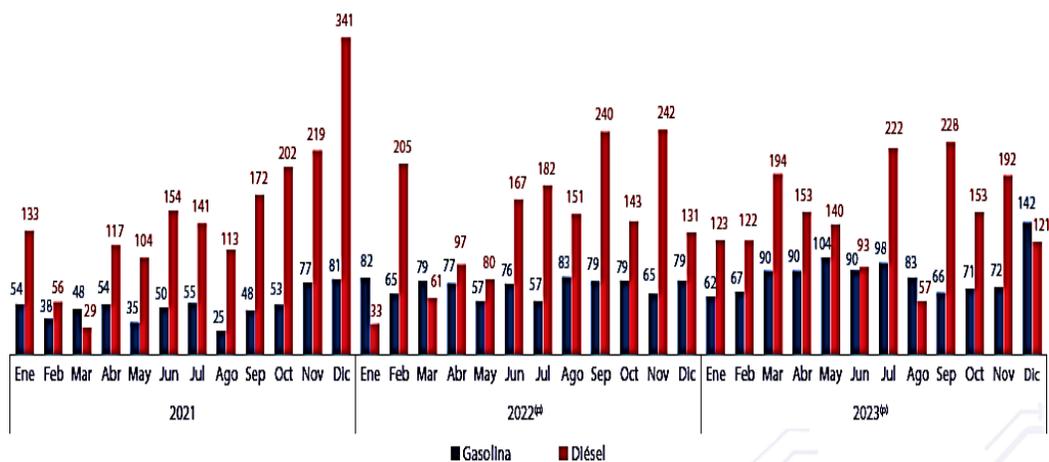
**Figura 38. Países de Importación de Diésel**



Fuente. – Elaboración propia con datos extraído de IBCE Bolivia, 2021

En diciembre de 2023, el volumen importado de diésel alcanzó a 121 mil metros cúbicos, presentando una disminución con relación a la gestión anterior, debido a una menor demanda de los sectores productivos como son: la minería, transporte, construcción y principalmente la agroindustria.

**Figura 39. Volúmenes de Importación de Combustibles 2021-2023<sup>2</sup>**



Fuente. – Instituto Nacional de Estadísticas-Aduana Nacional (BOLETÍN SECTORIAL DE HIDROCARBUROS N° 02/24)

Bolivia ha transitado a ser un país netamente importador de combustible, en la gestión 2023 se llegó a importar cerca a los 1.400 millones de dólares entre gasolina y diésel. La empresa estatal YPFB importa 2.400 millones de dólares y vende el combustible en menos de la mitad de precio, lo que genera solamente 1.200 millones de dólares, lo que significa que esta institución depende mucho del TGN o el Ministerio de Economía y Finanzas para importar combustible oportunamente.

Entre las proyecciones, se tiene que en los años 2029-2030, al paso que va el país, se va a importar 5.500 millones de dólares en hidrocarburos. (Opinion, 2023)

**Tabla 12. Evolución de las Importaciones de Diésel y Gasolina (Millones de dólares)**

Año	Importación de gasolina	Precio por Tonelada	Importación de diésel	Precio por Tonelada
2010	140.818.017	1.075	415.477.338	747
2011	169.294.254	1.180	731.559.303	970
2012	272.994.799	1.270	799.169.389	1.047
2013	217.529.388	1.239	921.073.571	1.069
2014	281.046.241	1.174	828.865.814	1.010
2015	284.062.891	877	704.342.696	724
2016	155.834.358	697	504.358.628	521
2017	218.934.847	820	637.304.090	609

<sup>2</sup> Volumen en miles de metros cúbicos

<b>2018</b>	308.559.742	932	849.003.962	765
<b>2019</b>	568.472.801	785	878.358.328	737
<b>2020</b>	157.880.525	628	706.374.615	586
<b>2021</b>	622.725.823	842	1.500.452.215	744
<b>2022</b>	267.081.856	975	394.820.526	1.036
<b>2023 (p)<sup>3</sup></b>	298.621.816	1.689	466.926.564	1.750

*Fuente. – Extraído de INE, elaborado por IBCE. Los datos son al mes de julio de 2023*

Los analistas de la Fundación Jubileo, Raúl Velásquez estimaron que el aumento de las importaciones de combustibles iba en aumento debido al aumento de las flotas de vehículos y una disminución del 10% en la producción de hidrocarburos líquidos (2015-2022).

El número de flotas de vehículos alcanzó los 2,1 millones en 2020 y solo 961.000 en 2010. “Si seguimos aumentando nuestra flota con autos pequeños, el estado sufrirá un daño financiero. Hoy hasta los autos de lujo se están beneficiando de esta política, por lo que se deben reajustar los subsidios. Se debe terminar con la amnistía del auto”. Velásquez recordó que el presupuesto general del Estado se proyectó a un precio de \$ 50, 7 por barril de petróleo. Ayer terminó en \$ 109,1. Agregó que esto es el doble del presupuesto, lo que significa que los costos de importación y los subsidios a los combustibles son altos. La PGE 2022 estimó el gasto del subsidio a los combustibles es de 79 ,6 millones de bolivianos. (Los Tiempos, 2023)

La analista del sector Susana Anaya señaló que:

“A mayor precio de importación, mayor costo de los subsidios y mayor salida de divisas para el país. Dijo también que la reducción de la oferta encareció internacionalmente el diésel por el crudo más pesado de Rusia y los mayores rendimientos en la refinación de este combustible ". La solución para reducir los costos estatales es eliminar los subsidios, lo que no fue posible en 2010.

De esa manera se puede ver, por ejemplo, cómo focalizar los subsidios en el transporte público, la intersectorialidad y los sectores de bajos ingresos”, dice Anaya.

---

<sup>3</sup> (p) cifra preliminar

El exministro de Hidrocarburos Mauricio Medinaceli señala que a nivel internacional los precios de la gasolina, el diésel y el GLP de Bolivia son los más bajos de la región en un estudio de “Precios y Subsidios del Hidrógeno en Bolivia 1986-2025”. PIB, el país tiene el índice más alto. “En ese sentido, las políticas de abolición de los subsidios de Bolivia deben tener en cuenta que Bolivia sigue siendo un país de nivel económico moderado. Por lo tanto, estas políticas son para los más pobres, incluidos los de ingresos medios.

Debe ir acompañada de medidas de mitigación en los hogares”. se precisó. Agregó que la introducción de incentivos por parte del Fondo de Promoción de Inversiones para la exploración y desarrollo de hidrocarburos no condujo a un aumento significativo de la inversión en exploración y desarrollo. Esto puede deberse a que no se realizó el pago.

Según Medinaceli, el aumento de la demanda de combustibles líquidos ha contribuido a aumentar la presión financiera y los costos de importación para compensar las deficiencias de la oferta y la demanda, creciendo gradualmente hasta niveles en los que es probable que el endeudamiento a corto plazo sea insostenible. (Belmonte, 2022)

#### **4.1.3. Mercado del Dimetil Éter**

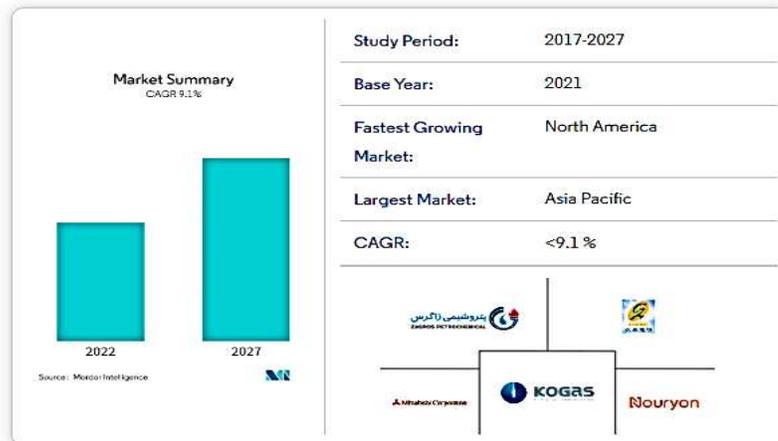
El mercado de dimetil éter (DME) está dividido por fuente (gas natural, carbón y productos de base biológica), aplicación (propulsor, mezclas de GLP, combustibles y otros) y geografía (Europa, Asia, América del Norte, América del Sur, Oriente Medio y África). Para cada segmento, el tamaño del mercado y el pronóstico se dan en función del volumen (kilo toneladas).

Actualmente, este proceso es realizado a pequeña escala alrededor del 150.000 Ton métricas son producidas por año, llegando a ser utilizado principalmente como propelente de aerosoles en la industria cosmética. (Mordor Intelligence, 2021)

El DME es un gas limpio, por lo que es más fácil de licuar y transportar. Por esta razón, tiene un notable potencial como combustible para la generación de potencia en los usos domésticos o como combustible potencial para los vehículos a diésel.

Se estima que el mercado de dimetil éter (DME) alcanzó los 3.797 kilotonnes en la gestión 2021 y se espera que se experimente una tasa de retorno anual de menos del 9,10 % durante el período de pronóstico (2022-2027). (Mordor Intelligence, 2021)

**Figura 40. Visión del Mercado de Dimetil Éter**



Fuente. – Extraído de (Mordor Intelligence, 2021)

El DME es un compuesto que es miscible con la mayoría de los solventes orgánicos y también es altamente soluble en agua. El uso de DME como aditivo para el combustible diésel se debe a su alta volatilidad, lo que mejora la capacidad de arranque en frío del motor y su alto índice de cetano.

El Dimetil éter (DME) se puede usar para mezclar gas licuado de petróleo (GLP), como combustible para el transporte y la generación de energía, y como combustible para pulverizadores de pintura y otros. Considerando el escenario de la pandemia, la demanda de combustible GLP a base de DME del segmento automotriz ha disminuido debido a la baja frecuencia de llegadas de turistas. (Mordor Intelligence, 2021)

A corto plazo, se espera que la creciente demanda de aplicaciones de mezcla de GLP impulse el crecimiento del mercado. Por región geográfica, Asia-Pacífico representa la mayor parte, de la cual se espera que América del Norte registre la CAGR más alta durante el período de pronóstico (2022-2027).

Es probable que una mayor investigación sobre el uso de DME como combustible alternativo cree oportunidades de mercado en los próximos años. (Mordor Intelligence, 2021)

**Figura 41. Taza de Crecimiento del Mercado de DME por Región 2022-2027**



*Fuente. – Extraído de (Mordor Intelligence, 2021)*

En los últimos meses, Enerkem la primera empresa del mundo en producir biometanol a partir de residuos mixtos a escala comercial y Dimeta una empresa conjunta han completado con éxito los estudios de viabilidad del proyecto de obtención de DME y ahora están entrando en la fase de factibilidad con el objetivo de comenzar la ingeniería y el diseño inicial (FEED) el próximo año.

Se espera que los proyectos estén ubicados en el noroeste de Europa y la costa del Golfo de EE. UU., y se espera que cada proyecto produzca aproximadamente 165.000 toneladas de DME por año. El impacto del dimetil éter de estos dos proyectos, cuando se mezcla con GLP, equivale a una reducción significativa en la huella de carbono de más de un millón de hogares calentados con GLP y la reducción del volumen de consumo de combustibles fósiles en los automóviles. (PR Newswire, 2023)

Además de la planta comercial a escala de demostración que opera en Alberta, Canadá, Enerkem participa actualmente en el desarrollo y construcción de nuevas plantas comerciales de conversión de residuos en metanol en Canadá y Europa. Enerkem utilizará el diseño y desarrollo de estas instalaciones como base para el desarrollo de estos nuevos proyectos e integrará un paso adicional de síntesis de metanol-DME al final del proceso. Ambos proyectos DME con Enerkem se basan en el anuncio de una planta DME, la primera de su tipo, que convierte residuos, que será operada por Dimeta en el Reino Unido y que estará operativa en 2025.

El proyecto con Enerkem es una parte importante para lograr el objetivo de DIMETA de crear más de 1.000.000 toneladas de capacidad de producción sostenible de dimetiléter para 2027. (PR Newswire, 2023)

#### **4.1.3.1. Potencial de DME en otros Mercados**

##### **❖ Sustituto del GLP domestico**

El DME se puede mezclar con el GLP a una proporción del 15 al 20 % sin ningún cambio en los equipos o las redes de distribución, tal vez para que sea una estructura de precios más atractiva en general que el GLP.

La aplicabilidad directa del combustible incluye lograr productos que estén virtualmente libres de metanol y agua. Compañías como Mitsubishi Gas Chemical y NKK Corporation creen que DME tiene el potencial de reemplazar el GLP y el diésel como combustible principal en algunos vehículos y generadores. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

#### **4.1.3.2. Panorama Competitivo del DME**

En esencia, el mercado del Dimetil éter está parcialmente consolidado, con las cinco principales empresas representando alrededor de 40-45 % de capacidad de producción. Algunos de los principales actores en el mercado (sin ningún orden en particular) incluyen KOREA GAS CORPORATION, Zagros Petrochemical Company, Jiutai Energy Corporation, Mitsubishi Corporation y Nouryon. (Mamatkulov Murodjon & Khasilov , 2021)

En enero de 2021, Mitsubishi Corporation ha anunciado que Caribbean Gas Chemical Limited (CGCL), una empresa conjunta entre las empresas del grupo Mitsubishi, incluyendo Mitsubishi Gas Chemical Company (MGC), Mitsubishi Corporation (MC), y Mitsubishi Heavy Industries Engineering (MHIENG), y la National Gas Company de Trinidad, comenzó la producción comercial de dimetil éter (DME) a partir del 18 de diciembre de 2020 con una capacidad de producción anual de 20 kilotonnes de DME.

En mayo de 2020, Air Products Inc. y Haldor Topsoe A/S han anunciado la firma de acuerdos para desarrollar proyectos potenciales que involucran plantas de amoníaco, metanol y/o DME a gran escala. Según los términos del acuerdo, Air Products Inc. utilizará tecnología desarrollada por Haldor Topsoe A/S para construir plantas para la producción de metanol, DME y amoníaco. (Sabiduría de Mordor, 2021)

#### 4.1.4. Variación de Precios

Para determinar el precio del diésel, en el país se usa una metodología de cálculo en función al precio del petróleo WTI, el cual es otro indicador, en este caso para medir el precio del crudo. Posteriormente, la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH) mensualmente se encarga de emitir informes del precio internacional del petróleo en el país, y con ello calcula el precio final al consumidor por medio de la denominada alícuota de diésel Impuesto Especial a los Hidrocarburos (IEHD).

##### 4.1.4.1. Diferencial de Precios

Al 19 de marzo del 2023 el precio internacional promedio del diésel se encontró en 8,97 Bs/L. El mayor volumen de diésel importado proviene de los países vecinos (ver punto 3.1.2.2.). Razón por la que la ANH como ente regulador maneja la variable “diferencial de precios”. Esta variable es equivalente a la diferencia entre el precio internacional y el precio final al consumidor reportado cada mes. De esta manera se tiene una medida de la subvención de diésel por parte del estado cada mes en función al consumo del combustible estipulado. (ANH, 2023)

La Tabla 13. ilustra los datos históricos conjuntamente las variables a las cuales se encuentra sujeto el precio de diésel en el territorio nacional.

Tabla 13. Variables del Precio del Diésel en Bolivia 2010-2023

<b>Año</b>	<b>Precio Internacional (Bs/L)</b>	<b>Precio Final al Consumidor (Bs/L)</b>	<b>Diferencial de precios</b>
<b>2010</b>	7,56	3,72	3,52
<b>2011</b>	9,23	3,72	5,51
<b>2012</b>	9,55	3,72	5,83
<b>2013</b>	9,34	3,72	5,62
<b>2014</b>	8,88	3,72	5,16
<b>2015</b>	8,88	3,72	5,16
<b>2016</b>	8,88	3,72	5,16
<b>2017</b>	8,88	3,72	5,16
<b>2018</b>	8,88	3,72	5,16
<b>2019</b>	8,88	3,72	5,16
<b>2020</b>	8,88	3,72	5,16

<b>2021</b>	8,88	3,72	5,16
<b>2022</b>	9,97	3,72	6,22
<b>2023</b>	8,88	3,72	5,16

*Fuente. – Extraído de la página de la ANH. Los datos son al mes de octubre 2023*

Desde el 2014 existe un comportamiento constante en las variables planteadas por lo que es de esperarse que se mantenga dicho comportamiento durante un tiempo más. Por tal motivo se manejarán el valor de diferencial de precios y el precio final al consumidor constante para los análisis posteriores. (ANH, 2023)

#### ❖ **Precios en la Región**

En el estudio de los diversos mercados existentes para el combustible planteado, se evidencio que cada país vecino tiene un precio diferente de diésel siendo objeto de modificaciones por muchos factores entre los que se destacan:

- i. Producción propia del país
- ii. Importaciones (según sea el caso)
- iii. Impuestos y demás agregados tributarios

Dado que los países seleccionados para el estudio regional para el diésel, tenemos la siguiente tabla de resumen que engloba el precio de venta del combustible en cada territorio para el consumo en el mercado interno.

**Tabla 14. Precios del Diésel en Países Sudamericanos**

<b>País</b>	<b>Precio de venta</b>
	<b>\$us</b>
<b>Argentina</b>	1,205
<b>Brasil</b>	1,170
<b>Paraguay</b>	1,060
<b>Perú</b>	1,101

*Fuente. – Globalpetrolprices. Los datos son al mes de marzo del 2024*

#### **4.1.4.2. Dimetil Éter**

El precio del DME es muy fluctuante y varía en función a la región en la cual se consuma. China es uno de los países asiáticos que más consume el DME, pero en mezclas con

GLP para usos principalmente domésticos. Por otra parte, Estados Unidos y Canadá consumen el DME como combustible para vehículos y maquinaria con motor de inyección diésel o en motores de combustible a gasolina por medio de adaptaciones en tanques con una mezcla de propano.

La Tabla 15. muestra las variaciones de precios que existen en los principales mercados de consumo y el precio sugerido por la empresa para la producción.

**Tabla 15. Comparación de Costos de Producción de DME**

<b>Región o Variable</b>	<b>Precio (\$us/TM)</b>
China	540
Estados Unidos	190
Contrato EPC (Lurgi & Air Liquide)	98

*Fuente. – (Markets Insider, 2021)*

Existe una variación notable en los precios del DME entre China y los demás países, como se observa en la Tabla 15. Esta diferencia se debe principalmente a la fuente de la materia prima que es utilizada para su obtención, en este caso el carbón. Lo que significa que se necesita un proceso de gasificación con un consumo energético elevado, siendo justificado el elevado costo de producción del producto.

En el caso de EEUU la materia prima es el gas natural convencional, extraído de los pozos gasíferos o de las reservas no convencionales como el shale gas, siendo así un indicador más acorde con el proceso que se plantea para su producción. (Rivera Claure, 2022)

Por lo tanto, se utilizará un valor promedio adicional para el análisis de escenarios entre el valor proporcionado por la empresa y el mercado de EEUU el cual se adecuaría mucho más a las condiciones reales que se pudiese obtener, siendo dicho valor 144 \$us/TM.

## 4.2. DISEÑO DE LA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN CATALÍTICA DE METANOL

Como se definieron los detalles más importantes en el capítulo anterior, ahora queda realizar el diseño de la planta, para esto se tomará en cuenta la Ingeniería conceptual y básica del proyecto en cuestión.

### 4.2.1. Descripción del Proceso

El dimetil éter se produce por deshidratación catalítica de metanol en un catalizador ácido de zeolita como HZSM-5.

La reacción principal es la siguiente:



El metanol de la alimentación del proceso se combina con una corriente de reciclaje de la segunda columna de destilación. Esta corriente de recirculación contiene la mayor parte del metanol sin reaccionar y una pequeña cantidad de agua sin reaccionar, y el éter dimetílico se puede separar en una columna de destilación. Después de la vaporización de la corriente mixta, se suministra al reactor catalítico de lecho fijo. Los reactores catalíticos de lecho fijo operan adiabáticamente entre temperaturas de aproximadamente 250°C a 360°C y presiones de al menos 15 bar para evitar reacciones secundarias. (Sanchez Uria, 2017)

Para evitar una desactivación grave del catalizador, la temperatura no debe superar los 400 °C. Dentro del rango de temperatura de funcionamiento del reactor, los efectos de la desactivación catalítica, así como la presencia de reacciones secundarias, son insignificantes.

Además, en este rango de temperatura, la velocidad de reacción de la deshidratación del metanol (síntesis del éter dimetílico) se describe mediante la ecuación de Naccache-Bondiera. Discutiremos esta ecuación con más detalle más adelante. ( Mondal & Yadav, 2019)

El reactor funciona de forma adiabática, lo que da como resultado una conversión del 80 % por paso del reactor. Para alcanzar una temperatura mínima de 250°C, los gases que

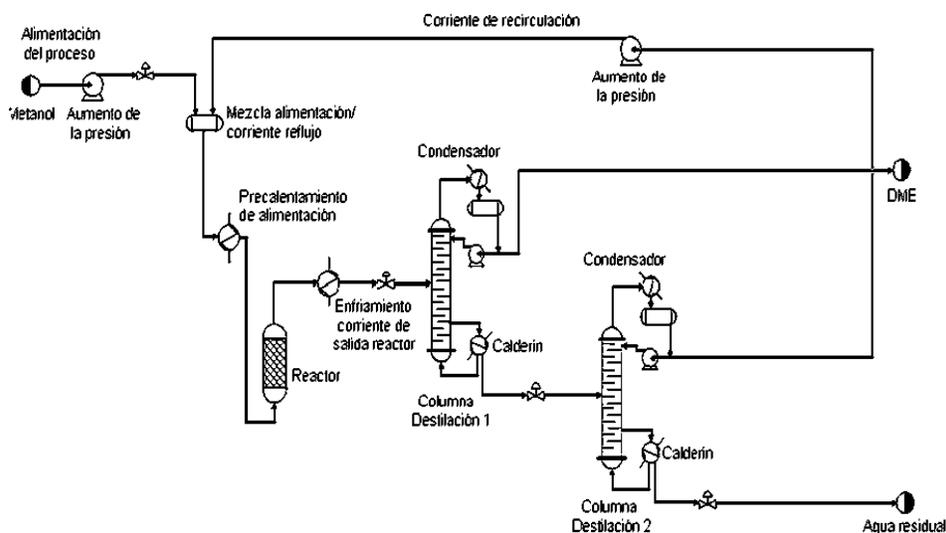
salen del reactor se pueden utilizar para precalentar la alimentación utilizando su calor. El efluente gaseoso que sale del reactor debe enfriarse para efectuar la vaporización de la mezcla resultante. Antes de enviar este efluente a la columna de destilación para obtener la pureza deseada de dimetil éter, se debe reducir la presión a unos 10 bar mediante una válvula de alivio.

Por lo tanto, el producto de cabeza de la primera columna de destilación es DME, y el producto inferior de esta primera columna se envía a la segunda columna de destilación, donde el metanol sin reaccionar se separa del agua. (Tang, y otros, 2012)

El proceso de tratamiento de aguas residuales elimina los residuos de compuestos orgánicos que puedan estar contenidos en la corriente.

El metanol obtenido en la parte superior de la segunda columna de destilación se recircula y se mezcla con una nueva alimentación de metanol al inicio del proceso. Se almacena metanol fresco a 25 °C (temperatura ambiente) y 1 bar (presión atmosférica). (Chica Perez, 2018)

**Figura 42. Diagrama de Proceso de Obtención de DME**



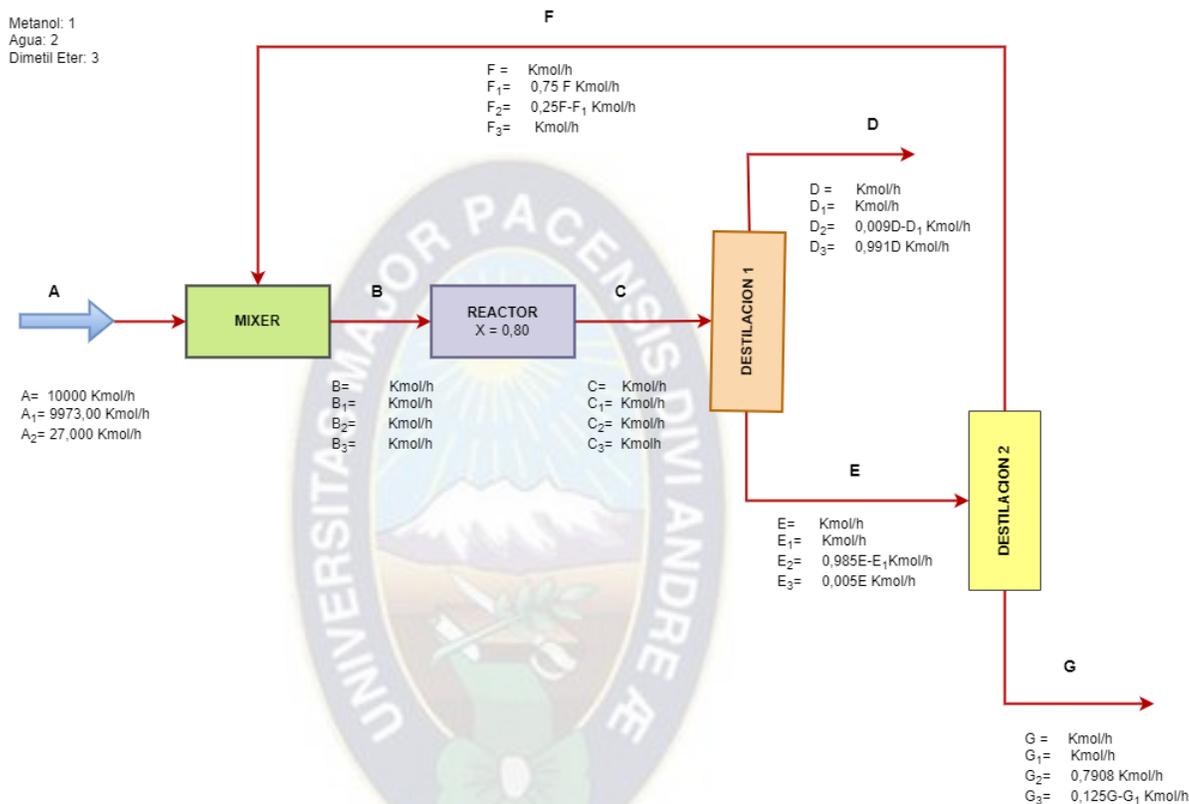
Fuente. – (Chica Perez, 2018)

#### 4.2.2. Balance de Materia y Energía

El balance de masa del proceso que se muestra a continuación se calcula a un flujo de alimentación de 10.000,00 Kmol/h para cambiar el tamaño de las corrientes de material después de la sedimentación para generar un flujo de elevación del proceso de

500,000.00 toneladas de DME por año. La razón por la cual el equilibrio ocurre en flujos molares en lugar de másicos radica en la mayor simplicidad de realizar los cálculos, además de que se conoce su estequiometría.

Figura 43. Diagrama de Flujo Balance de Materia



Realizando el balance de materia por procesos.

Para un cálculo más eficaz se asume un flujo de entrada de 10.000,00 Kmol/h.

#### 4.2.2.1. Balance de Materia

- **Balance para la Alimentación o punto de mezcla:**

La composición de la corriente A de alimentación se tiene una fracción molar ( $X_{\text{metanol}}$ ) es de 0.9973 (dicha composición molar corresponde con una composición másica de un 99,84% de acuerdo al metanol comercial).

La composición de la corriente F de recirculación ( $X_{\text{metanol}}$ ) es de 0,750. Es el valor considerado para fines de cálculos y, dentro de márgenes razonables, estamos interesados en recuperar y reciclar grandes cantidades de metanol en el proceso para hacer un mejor uso de los reactivos.

No existe reacción química en el punto de mezcla, también se considera que se ha alcanzado el estado estacionario, por lo que el valor de los términos de acumulación, producción y consumo es cero y el balance mencionado queda en la forma:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$A + F = B \dots \dots (1)$$

Metanol

$$997,3 + 0,75 F = B_1 \dots \dots (2)$$

Agua

$$2,7 + 0,25 F - F_3 = B_2 \dots \dots (3)$$

DME

$$F_3 = B_3 \dots \dots (4)$$

- **Balance de materia para el reactor**

En este punto, se produce una reacción química. Aunque el período de acumulación sigue siendo cero para el estado estacionario, debe tenerse en cuenta cuando se genera o consume cualquier componente. La estequiometría de la reacción química es muy importante, así como la conversión al pasar por el reactor.

La reacción que se llevara a cabo en el reactor es:



El balance de materia es el siguiente:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$B = C \dots \dots (5)$$

Metanol

$$B_1 = C_1 + 0,8B_1 \dots \dots (6)$$

Agua

$$B_2 + 0,4B_1 = C_2 \dots \dots (7)$$

DME

$$B_3 + 0,4B_1 = C_3 \dots \dots (8)$$

(Por 0,8 mol de metanol, se producen 0,4 Kmol de DME y 0,4 Kmol de agua, dejando 0,2 Kmol de metanol sin reaccionar).

- **Balance de materia para la columna de destilación primaria o 1**

La composición molar de la corriente D ( $X_{DME}$ ) es de 0.9910 que corresponde con una composición másica de un 99,50% en DME, según especificación del proyecto.

El término de acumulación en esta etapa también será cero debido a la consideración de estado estacionario. El balance resultante es:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$C = D + E \dots \dots (9)$$

Metanol

$$C_1 = D_1 + E_1 \dots \dots (10)$$

Agua

$$C_2 = D_2 + E_2$$

$$C_2 = 0,09D - D_1 + 0,985E - E_1 \dots \dots (11)$$

DME

$$C_3 = D_3 + E_3$$

$$C_3 = 0,991D + E \dots \dots (12)$$

- **Balance de materia de la columna de destilación secundaria o 2**

La composición de la corriente C:  $X_{DME} = 0,005$ . Valor considerado a efectos de cálculo (especificación del requerimiento del proyecto), debido a que nos interesa que se pierda la menor cantidad del producto DME, dentro de unos márgenes razonables.

La ecuación de equilibrio es la siguiente:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$E = F + G \dots \dots (13)$$

Metanol

$$F_1 = 0,75E_1 + G_1 \dots \dots (14)$$

Agua

$$0,985E - E_1 = 0,25F - F_3 + 0,790G \dots \dots (15)$$

DME

$$0,005E = F_3 + 0,125 G - G_1 \dots \dots (16)$$

- **Resolución de las ecuaciones del balance**

Número de ecuaciones independientes planteados para el balance: 16 (4 fórmulas para cada etapa del proceso).

Número de variables: 14 ( $A_1, A_2, A_3, F, F_3, C_1, C_2, C_3, E, E_1, D, D_1, G$  y  $G_1$ ). Entonces hay dos grados de libertad en este equilibrio, y le damos valores consistentes para poder llevar a cabo su solución. Las composiciones de entrada de metanol y agua al reactor se eligen como grados de libertad,  $B_1$  y  $B_2$ .

Las ecuaciones del balance de materia realizados previamente se resolverán manualmente para luego compararlos con los balances realizados con el simulador AspenHYSYS V11.

Los grados de libertad asumidos para la resolución son de  $B_1=11000$  Kmol/h y  $B_2 = 360$  Kmol/h, se resuelve el balance de materia para obtener los siguientes valores de las incógnitas (pueden ser comprobados con los valores obtenidos de las ecuaciones se cumplen perfectamente y todos los balances cuadran).

- **Para el punto de mezcla:**

Reemplazando  $B_1=1100$  Kmol/h y  $B_2=36$  Kmol/h

En (2)

$$0,75F = B_1 - 997,3$$

$$F = \frac{(1100 - 997,3)Kmol/h}{0,75}$$

$$F = 1369,333 \text{ Kmol/h}$$

De (3)

$$F_3 = 2,7 + 0,25F - B_2$$

$$F_3 = (2,7 + 0,25 * 136,9333 - 36)Kmol/h$$

$$F_3 = 9,333 \text{ Kmol/h}$$

En (4)

$$B_3 = 9,333 \text{ Kmol/h}$$

Para el Reactor:

En (6)

$$B_1 = C_1 + 0,80B_1 \rightarrow C_1 = 0,2B_1$$

$$C_1 = 0,2 * 11000 \text{ Kmol/h}$$

$$C_1 = 2200 \text{ Kmol/h}$$

En (7)

$$B_2 + 0,4B_1 = C_2$$

$$C_2 = 36 + 0,4(11000) \text{ Kmol/h}$$

$$C_2 = 4760 \text{ Kmol/h}$$

En (8)

$$C_3 = B_3 + 0,4B_1$$

$$C_3 = (9,333 + 0,4 * 11000) \text{ Kmol/h}$$

$$C_3 = 4409,333 \text{ Kmol/h}$$

- **Para la Columna de destilación 1:**

De (9)

$$C = D + E \rightarrow E = C - D$$

$$E = C_1 + C_2 + C_3 - D$$

$$E = (220 + 476 + 440,4918 - 441,9333) \text{ Kmol/h}$$

$$E = 6955,588 \text{ Kmol/h}$$

De (13)

$$E = F + G \rightarrow G = E - F$$

$$G = 5586,255 \text{ Kmol/h}$$

De (15)

$$E_1 = 0,985 * E - 0,25 * F + F_3 - 0,790 * G$$

$$E_1 = [(0,985 * 695,5588) - (0,25 * 136,9333) + 0,9333 - (0,790 * 558,6255)] \text{ mol/h}$$

$$E_1 = 2105,112 \text{ Kmol/h}$$

$$E_2 = 0,985 * E - E_1$$

$$E_2 = [(0,985 * 6955,588) - 2105,112]Kmol/h$$

$$E_2 = 4746,142 Kmol/h$$

$$E_3 = 0,005 * E$$

$$E_3 = 0,005 * 6955,588 Kmol/h$$

$$E_3 = 34,778 Kmol/h$$

$$D_1 = C_1 - E_1$$

$$D_1 = 14,888 Kmol/h$$

$$D_3 = 0,991 * D$$

$$D_3 = 0,991 * 4404,918 Kmol/h$$

$$D_3 = 4365,257 Kmol/h$$

$$D_2 = D - D_1 - D_3$$

$$D_2 = 4404,918 - 14,888 - 4365,274$$

$$D_2 = 24,756 Kmol/h$$

Columna de Destilación 2:

De (16)

$$G_1 = F_3 - 0,005 * E + 0,125 * G$$

$$G_1 = [9,333 - (0,005 * 6955,588) + (0,125 * 5586,255)]mol/h$$

$$G_1 = 672,837 Kmol/h$$

$$G_3 = 0,125G - G_1$$

$$G_3 = [(0,125 * 5586,255) - 672,837]mol/h$$

$$G_3 = 25,445 Kmol/h$$

$$G_2 = G - G_1 - G_3$$

$$G_2 = (5586,255 - 672,837 - 25,445)Kmol/h$$

$$G_2 = 4887,973 Kmol/h$$

En la siguiente tabla se presentan los resultados obtenidos después de la resolución de las ecuaciones anteriores.

**Tabla 16. Resultados Balance de Materia General**

	(Kmol/h)	$X_i$
<b>A</b>	10000	
<b>A<sub>1</sub></b>	9.970,3000	0,9973
<b>A<sub>2</sub></b>	27,000	0,0027
<b>B</b>	11.369,333	
<b>B<sub>1</sub></b>	11.000,000	0,9660
<b>B<sub>2</sub></b>	360,000	0,0310
<b>B<sub>3</sub></b>	9,3333	0,0010
<b>C</b>	11.360,933	
<b>C<sub>1</sub></b>	2.200,000	0,1940
<b>C<sub>2</sub></b>	4.760,000	0,4190
<b>C<sub>3</sub></b>	4.409,333	0,3970
<b>D</b>	4.404,918	
<b>D<sub>1</sub></b>	14,888	0,0060
<b>D<sub>2</sub></b>	24,756	0,0030
<b>D<sub>3</sub></b>	4.365,257	0,9910
<b>E</b>	6.955,58	
<b>E<sub>1</sub></b>	2.105,112	0,3130
<b>E<sub>2</sub></b>	4.746,142	0,6820
<b>E<sub>3</sub></b>	34,778	3,4600
<b>F</b>	1.369,333	
<b>F<sub>1</sub></b>	1.027,800	0,7500
<b>F<sub>2</sub></b>	333,000	0,2400
<b>F<sub>3</sub></b>	8,533	0,0100
<b>G</b>	5.586,255	
<b>G<sub>1</sub></b>	672,827	0,2060
<b>G<sub>2</sub></b>	4.887,973	0,7900
<b>G<sub>3</sub></b>	25,445	0,0050

*Fuente. – Elaboración Propia*

El siguiente paso es expresar el flujo másico en toneladas anuales. Deben considerarse los pesos moleculares de los tres componentes: 18 Kg/Kmol para el agua; 32 Kg/Kmol para el metanol y 46 Kg/Kmol para el DME.

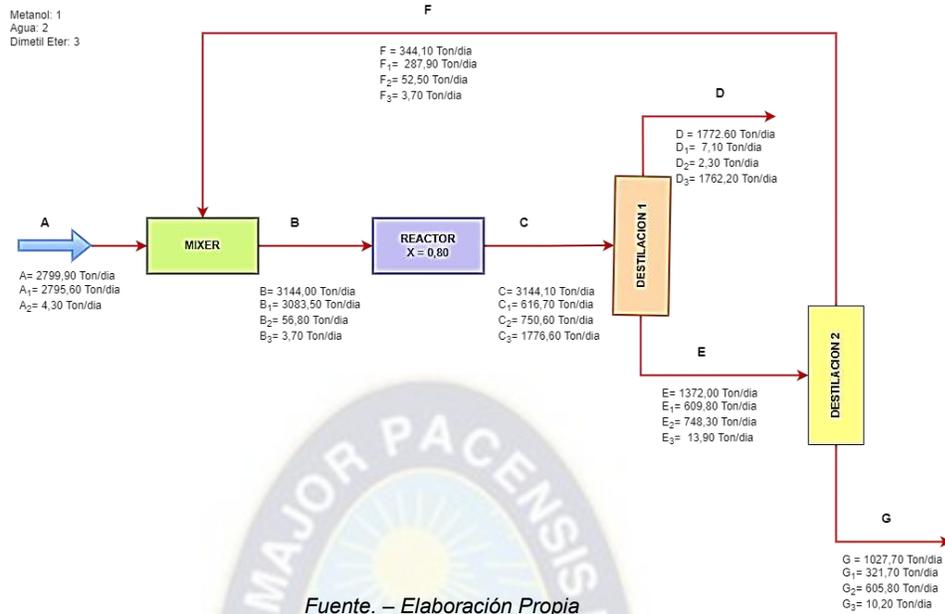
Para expresar estas cantidades en Toneladas/año, también debemos considerar el factor de conversión.

Tabla 17. Balance de Materia

Variable	Flujo molar (Kmol/h)	Flujo másico Ton/día	Flujo másico Ton/año
A	10000,00	2789,90	787128,99
A <sub>1</sub>	9973,00	2785,60	785915,81
A <sub>2</sub>	27,00	4,30	1213,18
B	22378,67	3144,00	887033,07
B <sub>1</sub>	11369,33	3083,50	869963,89
B <sub>2</sub>	11000,00	56,80	16025,28
B <sub>3</sub>	9,33	3,70	1043,90
C	11369,33	3144,10	887061,28
C <sub>1</sub>	2200,00	616,70	173992,78
C <sub>2</sub>	4760,00	750,80	211827,11
C <sub>3</sub>	4409,33	1776,60	501241,39
D	4404,90	1772,20	500.000,00
D <sub>1</sub>	14,89	7,10	2003,16
D <sub>2</sub>	24,76	2,30	648,91
D <sub>3</sub>	4365,26	1762,80	497347,93
E	6886,03	1372,00	387089,49
E <sub>1</sub>	2105,11	609,80	172046,04
E <sub>2</sub>	4746,14	748,30	211121,77
E <sub>3</sub>	34,78	13,90	3921,68
F	1368,30	344,10	97082,72
F <sub>1</sub>	1027,00	287,90	81226,72
F <sub>2</sub>	333,00	52,50	14812,10
F <sub>3</sub>	8,30	3,70	1043,90
G	5585,70	1027,70	264558,18
G <sub>1</sub>	1147,80	321,70	90762,89
G <sub>2</sub>	4412,70	605,80	170917,50
G <sub>3</sub>	25,40	10,20	2877,78

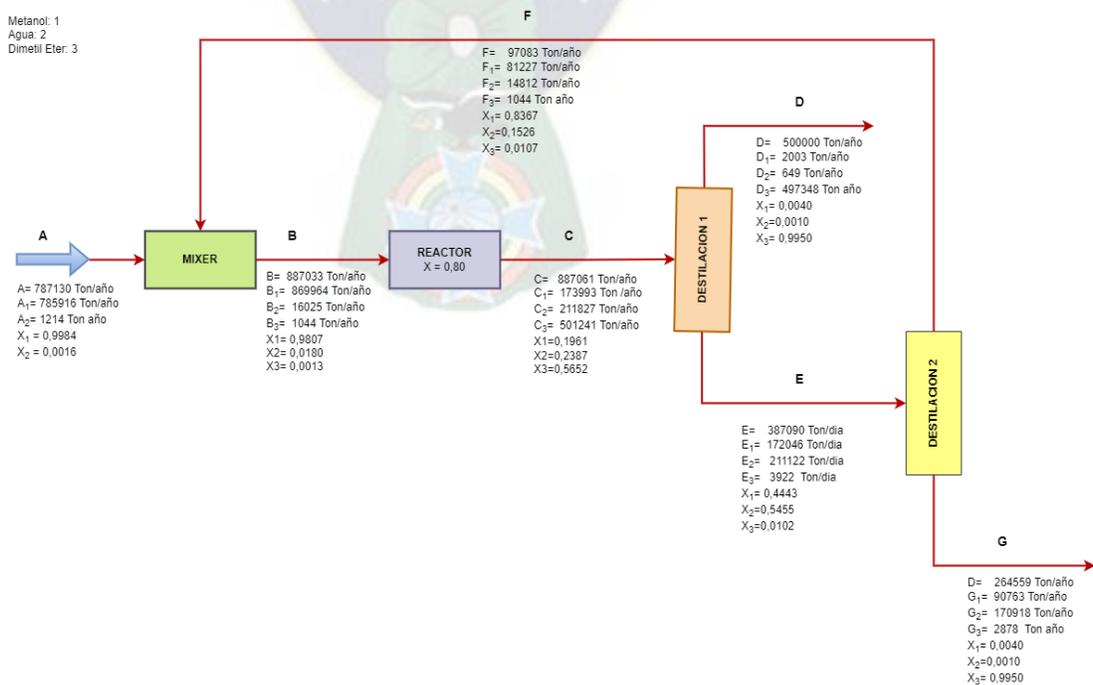
Fuente. – Elaboración Propia

Figura 44. Diagrama Global del Proceso (Ton/día)



Una vez determinados todos los flujos expresados en toneladas por año y todas las composiciones expresadas en forma molar, todos los flujos deben multiplicarse por un factor de escala para que el resto se calcule de acuerdo con las especificaciones del proyecto para 500.000,00 toneladas de producto por año. Este factor de escala es:  $\epsilon = 500.000/1772,2 = 282,352$ .

Figura 45. Diagrama Global del Proceso con Datos Obtenidos del Balance



#### 4.2.2.2. Balance de Energía

En cuanto al balance energético de todo el proceso y de acuerdo al alcance de este proyecto, el estudio se enfoca en el reactor químico y las condiciones necesarias para procesar la corriente de entrada al reactor, que consiste en el precalentamiento de la alimentación hasta 250 °C y presurizarlo hasta los 15 bares necesarios para el funcionamiento óptimo del reactor.

Por lo tanto, esta sección se centra en el balance de energía del reactor químico, que es un paso clave en el proceso.

- **Reactor**

El reactor químico opera adiabáticamente donde se produce una reacción exotérmica, la cual eleva la temperatura en su interior que afecta la velocidad de reacción, por lo que los efectos térmicos determinan ésta y por ende la estructura del reactor. relacionado con una reacción química. Una vez establecido el balance energético de este dispositivo, es posible conocer el aumento de temperatura que se produce en todas las secciones como consecuencia de la energía liberada en la reacción de deshidratación del metanol. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018).

Como se mencionó anteriormente en la sección de balance de masa, ocurre una reacción exotérmica:



La entalpía de reacción estándar del DME es  $\Delta H^{\circ}_R = -23,40$  kJ/mol.

Si la entalpía de reacción estándar se relaciona con la cantidad de metanol consumido en lugar de la cantidad de DME producido, entonces se obtiene  $(\Delta H^{\circ}_R) = -23,40$ , kJ/mol de metanol. Para fines de cálculo, asumimos que ocurren dos equilibrios dentro del reactor. Uno para procesos reactivos (relacionado con las reacciones químicas que ocurren en esta etapa) y el otro para procesos no reactivos.

Esto se debe al hecho de que el agua y el DME de la corriente de recirculación del proceso están presentes en la corriente de alimentación del reactor y no participan en las reacciones químicas anteriores. Se considera una temperatura estándar de 25°C.

Las variaciones en las energías cinética y potencial y las pérdidas de calor a priori también se suponen despreciables. (Ramos Rodriguez, 2018)

$$\Delta H = [(\Delta H^{\circ}_R)]/V_m + H_{Total\ salida} + H_{Total\ entrada} = 0$$

Además, para realizar el balance de energía del reactor, necesitamos conocer las ecuaciones que relacionan las capacidades caloríficas de los tres componentes a presión constante con la temperatura. Esta fórmula viene dada por:

$$C_p(T) = 0,01(a + bT + cT^2 + dT^3)KJ/mol^{\circ}C$$

donde la temperatura se expresa en °C y los valores de a, b, c, y d se dan en la siguiente tabla.

**Tabla 18. Valores de Coeficientes a, b, c y d**

<b>Compuesto</b>	<b>a</b>	<b>b*10<sup>-2</sup></b>	<b>c*10<sup>-5</sup></b>	<b>d*10<sup>-9</sup></b>
Metanol	21,15	7,0920	2,5870	-2,8520
Agua	31,94	0,1436	2,4320	-1,1760
Dimetil Éter	17,02	17,9100	-5,2340	-0,1918

*Fuente. - Extraído de Reklaitis.*

En cada caso, la capacidad calorífica de cada componente en cada rango de temperatura se estima como la media aritmética de la capacidad calorífica en los dos extremos del rango. Se sabe que la temperatura de entrada al reactor debe ser de 250 °C y la temperatura de salida no debe exceder los 400 °C para evitar reacciones secundarias y desactivación severa del catalizador.

Los calores específicos de los componentes de la corriente de suministro se promedian entre la salida de calor a una temperatura constante de 25 °C y la temperatura de la corriente de suministro de 250 °C. De manera similar, los calores específicos de los componentes de la corriente de salida se estiman como el promedio de la capacidad calorífica a temperatura constante y la temperatura a 400 °C. (Ohno, y otros, 2016)

Los valores de los calores específicos medios se dan en la siguiente tabla.

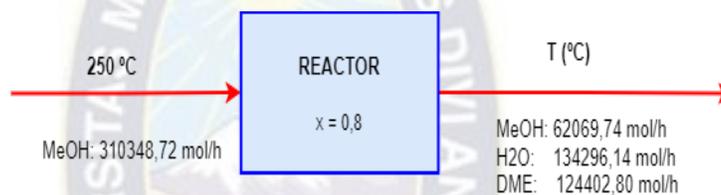
Tabla 19. Valores de Calor Especifico

T (°C)	Cp *10 <sup>-2</sup> (KJ/mol°C)		
	Metanol	Agua	Dimetil Éter
25 – 250	5,2575	3,5940	8,0895
25 – 400	6,1465	3,7280	8,9495

Fuente. - Extraído de Reklaitis.

Primero, veamos el balance de energía del proceso reactivo, ilustrado en la figura siguiente. En este caso, la corriente de entrada consta de solo materia prima de metanol, mientras que la corriente de salida consta de los componentes agua y éter dimetílico o dimetil éter, productos de reacción y metanol sin reaccionar.

Figura 46. Balance de Energía del Proceso Reactivo



Fuente. – Elaboración propia con datos obtenidos del balance de materia

#### Corriente de alimentación al reactor:

$$H_{i(entrada)} = Cp_{i(entrada)}(T - 25)_{entrada}$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en KJ/mol°C y las unidades de las temperaturas están en °C.

Metanol:

$$H_{i,e} = 5,2575 * 10^{-2} KJ/mol^{\circ}C * (250 - 25)^{\circ}C$$

$$H_{i,e} = 11,8294 KJ/mol$$

$$H_{entrada} = (F_m * H_m)_{entrada}$$

$$H_{entrada} = 310348,72 mol/h * 11,8294 KJ/mol$$

$$H_{entrada} = 3671239,148 KJ/h$$

#### Corriente de salida del reactor:

$$H_{i(salida)} = Cp_{i(salida)}(T - 25)_{salida}$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en KJ/mol°C y las unidades de las temperaturas están en °C.

Metanol:

$$H_{i,m} = 6,1465 * 10^{-2} KJ/mol^{\circ}C * (T - 25)^{\circ}C$$

Agua:

$$H_{i,a} = 3,7280 * 10^{-2} KJ/mol^{\circ}C * (T - 25)^{\circ}C$$

DME:

$$H_{i,d} = 8,9495 * 10^{-2} KJ/mol^{\circ}C * (T - 25)^{\circ}C$$

Corriente de salida:

$$H_{salida} = (F_m H_m + F_a H_a + F_d H_d)_{salida}$$

Reemplazando:

$$\begin{aligned} H_{salida} &= 62069,74 \text{ mol/h} * 6,1465 * 10^{-2} (T - 25) \text{ KJ/mol} + 134296,14 \text{ mol/h} \\ &* 3,7280 * 10^{-2} (T - 25) \text{ KJ/mol} + 124402,80 \text{ mol/h} \\ &* 8,9495 * 10^{-2} (T - 25) \text{ KJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{salida} &= 3815,117 (T - 25) \text{ KJ/h} + 5006,560 (T - 25) \text{ KJ/h} \\ &+ 11133,428 (T - 25) \text{ KJ/h} \end{aligned}$$

$$H_{salida} = 19955,105 (T - 25) \text{ KJ/h}$$

Factor de reacción:

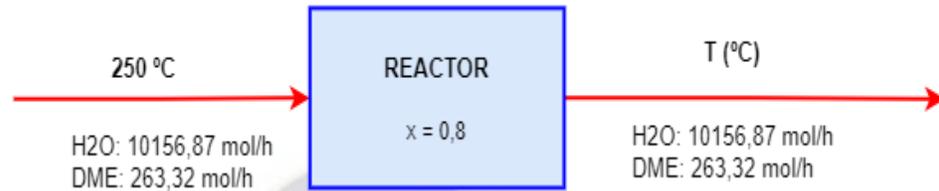
$$R = [(\Delta H^{\circ}_R) * X * F_m] / V_m$$

$$R = \frac{\left(-\frac{23,40 \text{ KJ}}{\text{mol}} * 0,80 * 310348,72 \frac{\text{mol}}{\text{h}}\right)}{2}$$

$$R = -2904864,02 \text{ KJ/h}$$

Después de calcular los términos de energía que corresponden al balance del proceso reactivo, necesitamos calcular aquellos que afectan el balance del proceso no reactivo, como se muestra en la siguiente figura.

Figura 47. Balance del Proceso Reactivo



Fuente. – Elaboración propia con datos obtenidos del balance de materia

Para la corriente de entrada al reactor:

$$H_{i(entrada)} = C p_{i(entrada)} (T - 25)_{entrada}$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en KJ/mol°C y las unidades de las temperaturas están en °C.

Agua:

$$H_{a,e} = 3,5940 * 10^{-2} KJ/mol^{\circ}C * (250 - 25)^{\circ}C$$

$$H_{a,e} = 8,0865 KJ/mol$$

DME:

$$H_{d,e} = 8,0895 * 10^{-2} KJ/mol^{\circ}C * (250 - 25)^{\circ}C$$

$$H_{d,e} = 18,2017 KJ/mol$$

$$H_{entrada} = (F_a H_a + F_d H_d)_{entrada}$$

$$H_{entrada} = 10156,87 mol/h * 8,0865 KJ/mol + 263,32 mol/h * 18,2014 KJ/mol$$

$$H_{entrada} = 86926,32 KJ/h$$

Para la corriente de salida al reactor:

$$H_{i(salida)} = CP_{i(salida)}(T - 25)_{salida}$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en KJ/mol°C y las unidades de las temperaturas están en °C.

Agua:

$$H_{a,s} = Cp_{a,s}(T - 25)^\circ\text{C}$$

$$H_{a,s} = 3,5940 * 10^{-2}(T - 25)^\circ\text{C}$$

DME:

$$H_{d,s} = Cp_{d,s}(T - 25)^\circ\text{C}$$

$$H_{d,s} = 8,0895 * 10^{-2}(T - 25)\text{KJ/mol}$$

$$H_{salida} = (F_a H_a + F_d H_d)_{salida}$$

$$H_{salida} = 10156,87 \text{ mol/h} * 0,035940(T - 25)\text{KJ/mol} + 263,32 \text{ mol/h} * 0,080895(T - 25)\text{KJ/mol}$$

$$H_{salida} = 386,34(T - 25)\text{KJ/h}$$

Balance completo:

Considerando un proceso adiabático ( $Q=0$ ), el balance de energía del reactor es:

$$H_{entrada} = R + H_{salida}$$

$$H_{entrada} = (3671239,148 + 86926,32)\text{KJ/h} =$$

$$R = -2904864,02 \text{ KJ/h}$$

$$H_s = 19955,105(T - 25) + 386,34(T - 25)$$

Reemplazando en la ecuación:

$$\begin{aligned} & (3671239,148 + 86926,32)\text{KJ/h} \\ & = -2904864,02 \text{ KJ/h} + [19955,105(T - 25) + 386,34(T - 25)] \end{aligned}$$

$$3758165,468 \text{ KJ/h} = -2904864,02 \text{ KJ/h} + [20341,445(T - 25)] \text{ KJ/h}$$

$$T = \frac{(3758165,468 + 2904864,02) \text{ KJ/h}}{20341,445 \text{ KJ/h}} + 25$$

$$T = 352,559 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para la obtención comercial de DME se utilizan catalizadores ácidos sólidos, principalmente zeolitas del tipo HZSM,  $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y otros metales; Zeolita se utiliza más para reacciones en fase gaseosa.

Cada uno de ellos tiene acidez que es una propiedad adquirida durante el proceso de elaboración. Esta es una característica importante para obtener los productos mencionados.

#### 4.2.2.3. Diseño de Equipos

- **Reactor químico - Parámetros de diseño**

Producción: 500.000,0 Ton/año

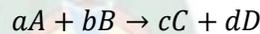
Composición: 99,5% en peso

Porcentaje de conversión: 80%

Reacción:



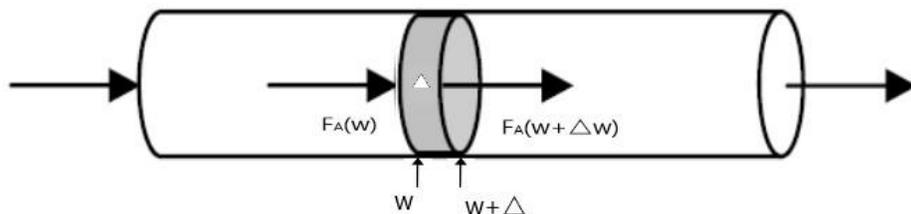
Dado el tipo de reacción



Aplicando el siguiente balance general de materiales al segmento de tubería se tiene:

$$\text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generacion} = \text{Acumulacion}$$

**Figura 48. Balance de Energía Aplicando el Diseño del Reactor Químico**



Fuente. - Extraído de Fogler, Perez et al.

El balance de materia se calcula considerando el estado estacionario y la siguiente ecuación:

$$F_{A(W)} - F_{A(W+\Delta W)} + r_A \Delta W = 0$$

Dividiendo la ecuación anterior por  $\Delta W$  y aplicando un límite cuando  $\Delta W$  tiende a cero, se obtiene:

$$\frac{dF_A}{dW} = r'_A$$

Cambiando las variables para la posterior integración.

$$W = 0 ; \quad W = W \quad y \quad F_A = F_{A0} ; \quad F_A = F_A$$

$$\int_{F_{A0}}^{F_A} \frac{dF_A}{r_A} = \int_0^W dW \rightarrow W = \int_{F_{A0}}^{F_A} \frac{dF_A}{-r_A}$$

Lo que corresponde a la ecuación de diseño del reactor.

Las ecuaciones de diseño deben expresarse como transformaciones basadas en los datos disponibles. Si los reactivos ingresan al reactor con un volumen de  $0 \text{ m}^3$  o un peso de catalizador de  $0 \text{ Kg}$ , la conversión será cero, pero a medida que los reactivos se muevan a través del reactor, la conversión aumentará.

La conversión se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$X = \frac{N^\circ \text{ moles del componente A reaccionados}}{N^\circ \text{ de moles del componente A inicial}}$$

Donde:

$$A = F_{A0} - F_A \rightarrow N^\circ \text{ de moles del componente A reaccionados}$$

Entonces:

$$X = F_{A0} - F_A / F_{A0}$$

$$F_A = F_{A0} - XF_{A0}$$

Derivando:

$$dF_A = -F_{A0}dX$$

Por lo tanto, la ecuación de diseño se expresa como:

$$\frac{-F_{A0}dX}{dW} = r'_A \rightarrow \frac{dX}{dW} = -\frac{r_A}{F_{A0}}$$

Donde:

$r_A \rightarrow$  velocidad de reacción o tasa de consumo de A

Para reacciones irreversibles de primer orden, la velocidad se expresa en función de la temperatura y la concentración convertida del reactivo A.

La relación entre caudal y concentración viene dada por la siguiente ecuación:

$$C_A = \frac{F_A \text{ (Flujo másico)}}{F_{vA} \text{ (Flujo volumétrico)}}$$

Con base en la estequiometría de las reacciones químicas, las concentraciones de reactivos y productos se pueden expresar como:

*Velocidad de entrada al reactor – Reaccion dentro del reactor = Velocidad de Salida*

$$F_A = F_{A0} - XF_{A0}$$

Factorizando:

$$F_A = F_{A0}(1 - X)$$

De manera similar, los otros reactivos y productos de reacción se representan como:

$$F_B = F_{A0}(F_{B0}/F_{A0} - b/a X)$$

$$F_C = F_{A0}(F_{C0}/F_{A0} + c/a X)$$

$$F_D = F_{A0}(F_{D0}/F_{A0} + d/a X)$$

La suma de las ecuaciones anteriores da el caudal total ( $F_T$ )

$$F_T = F_{T0} + (d/a + c/a - b/a - 1)F_{A0}X$$

Donde:

$$(d/a + c/a - b/a - 1) = \delta$$

Dividiendo la ecuación anterior por  $F_{T0}$ :

$$F_T/F_{T0} = F_{T0} + \delta(F_{A0}/F_{T0})X$$

Donde:

$$F_T/F_{T0} \rightarrow \text{Fracción molar del componente A}(Y_A)$$

Por lo tanto, la ecuación anterior se convierte en:

$$F_T/F_{T0} = F_{T0} + \delta Y_{A0}X = 1 + \varepsilon X$$

Dónde:

$$\varepsilon = Y_{A0}X$$

En esta ecuación podemos sustituir los diferentes caudales para obtener las concentraciones asociadas con la reacción.

Es de gran importancia recordar que la tasa de flujo volumétrico es constante para la fase líquida y algunas reacciones en fase gaseosa donde el número total de moles reaccionados es igual al número total de moles producidos.

En este caso, el número de moles que reaccionan y el número de moles producidos son diferentes, por lo que la velocidad de flujo cambia a medida que avanza la reacción. Por lo tanto, necesitamos expresar la tasa de flujo volumétrico en función de la rotación.

Esto se logra aplicando la ley de los gases ideales al estado inicial en el tiempo  $t = 0$  que ingresa al reactor y al estado en el tiempo  $t = t$ .

$$PV = Z * n_T RT$$

Para  $t = 0$

$$F_T/F_{V0} = CA_0 = n/V = P/ZRT$$

Para  $t = t$

$$F_T/F_V = CA = n/V = P/ZRT$$

Con referencia a la ecuación anterior, el caudal volumétrico en cualquier momento, sin considerar otros cambios en el factor de compresión ( $Z$ ), viene dado por:

$$F_V = F_{V0} \left( \frac{F_T}{F_{T0}} \right) P_0/P(T/T_0)$$

Reemplazando en la ecuación anterior el valor de  $(F_T/F_{T0})$  se obtiene:

$$F_V = F_{V0}(1 + \varepsilon X)P_0/P(T/T_0)$$

Los términos  $(P_0/P)$  y  $T/T_0$  son iguales a 1 si las reacciones que ocurren en el reactor son isobáricas e isotérmicas.

- **Caída de presión**

Sustituir la concentración en la ecuación de velocidad y luego en la ecuación de diseño requiere una ecuación que relacione la caída de presión con el peso del catalizador.

El autor Fogler recomienda usar la ecuación de Ergun para derivar ecuaciones para el peso del catalizador y la caída de presión.

La fórmula final es:

$$\frac{dY}{dW} = -\frac{\alpha}{2Y} (1 + \varepsilon X) \frac{T}{T_0}$$

Donde:

$$\alpha = \frac{2\beta_0}{A_c \rho_c (1 - \varphi) P_0}$$

$$\beta_0 = \frac{G(1 - \varphi)}{g_c \rho_0 D_p \varphi^3} \left[ \frac{150(1 - \varphi)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

- **Velocidad de reacción en términos de conversión**

La concentración es necesaria para la transformación, por lo que, al sustituirla en la ecuación de velocidad, podemos obtener la velocidad de reacción de la especie A para la transformación.

$$-r_A = 1,21 * 10^6 e^{(-80 \text{ KJ/mol/RT})} P_A$$

Donde:

$$-r_A = -r_A/\rho_b$$

De la ecuación del gas ideal se tiene:

$$P_A = C_A RT$$

$$-r_A = 1,21 * 10^6 e^{(-80 \text{ KJ/mol/RT})} C_A RT (1/\rho_b)$$

Donde:

$$C_A = C_{A0} \frac{(1 - X) P}{(1 + \varepsilon X) P_0} \left( \frac{T_0}{T} \right)$$

Reemplazando  $C_A$ :

$$-r_A = 1,21 * 10^6 e^{(-80 \text{ KJ/mol/RT})} RT (1/\rho_b) \left[ C_{A0} \frac{(1 - X) P}{(1 + \varepsilon X) P_0} \left( \frac{T_0}{T} \right) \right]$$

Reordenando la ecuación anterior:

$$-r'_A = 1,21 * 10^6 e^{(-80 \text{ KJ/mol/RT})} P_{A0} (1/\rho_b) \left[ \frac{(1 - X) P}{(1 + \varepsilon X) P_0} \left( \frac{T_0}{T} \right) \right]$$

Por lo tanto, el diseño del reactor debe resolver simultáneamente las siguientes reacciones de acuerdo con la ecuación de velocidad, el balance de masa y el balance de energía:

$$-r'_A = 1,21 * 10^6 e^{(-80 \text{ KJ/mol/RT})} P_{A0} (1/\rho_b) \left[ \frac{(1 - X) P}{(1 + \varepsilon X) P_0} \left( \frac{T_0}{T} \right) \right]$$

$$\frac{dX}{dW} = -\frac{r_A}{F_{A0}}$$

$$\frac{dY}{dW} = -\frac{\alpha}{2Y}(1 + \varepsilon X)\frac{T}{T_0}$$

Para la resolución analítica de reactores isotérmicos ( $T_0/T=1$ ) e isobáricos ( $P/P_0=1$ ), primero es necesario asegurarse de que no haya fluctuaciones de volumen. Esto se demuestra calculando el coeficiente de variación fraccional de volumen ( $\varepsilon$ ).

$$\varepsilon = \frac{2 - 2}{2} = 0$$

La otra forma de demostrar este resultado es:

$$\delta = (d/a + c/a - b/a - 1) = \frac{1}{2} + \frac{1}{2} - 1 = 0$$

Entonces:

$$\varepsilon = \delta Y_{A0} = 0$$

Como  $\varepsilon = 0$ , se puede despreciar el término ( $\varepsilon X$ ) y obtenemos:

$$\frac{dY}{dW} = -\frac{\alpha}{2Y} ; \quad Y = \frac{P}{P_0}$$

Entonces se tiene:

$$\frac{dY}{dW} = -\frac{\alpha}{2Y} \rightarrow -\alpha = \frac{2d\left(\frac{P}{P_0}\right)}{P_0 dW}$$

Integrando con los límites  $P = P_0$  y  $W = 0$

$$\frac{P}{P_0} = (1 - \alpha W)^{1/2}$$

Considerando:

$$\text{Peso del catalizador} = \text{Volumen solidos} * \text{Densidad del catalizador solido}$$

$$W = (1 - \varphi)A_c Z * \rho_c$$

$$\frac{P}{P_0} = [1 - \alpha(1 - \varphi)A_c Z \rho_c]^{1/2}$$

Reemplazando  $\alpha$  en la ecuación anterior:

$$\frac{P}{P_0} = \left[ 1 - \frac{2\beta_0}{A_c \rho_c (1 - \varphi) P_0} (1 - \varphi) A_c Z \rho_c \right]^{1/2}$$

Por lo tanto, la caída de presión en función de la longitud del reactor (Z) viene dada por:

$$\frac{P}{P_0} = \left( 1 - \frac{2\beta_0 Z}{P_0} \right)^{1/2}$$

$$\beta_0 = \frac{G(1 - \varphi)}{g_c \rho_0 D_p \varphi^3} \left[ \frac{150(1 - \varphi)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

La fórmula de la ecuación de velocidad es:

$$r'_A = 1,21 * 10^6 e^{(-80 \text{ KJ/mol/RT})} P_{A0} (1/\rho_b) (1 - X)$$

En este punto, todo lo que tenemos que hacer es reemplazar los valores de las variables y parámetros que componen las ecuaciones anteriores para darle una solución al reactor.

- **Parámetros para resolver las ecuaciones del reactor**

$$F_{A0} = 9973 \text{ Kg de MeOH/h}$$

$$F_T = 10126 \text{ kg/h}$$

$$C_p = 6,05 * 10^{-2} \text{ KJ/molK}$$

$$\rho_b = 2530 \text{ Kg/m}^3$$

$$r \text{ (radio del lecho catalítico)} = 0,375 \text{ m}$$

$$A_c = 0,4118 \text{ m}^2$$

$$K_0 = 1,21 * 10^9 \text{ mol/hm}^3 \text{ KPa}$$

$$E_a = 80,48 \text{ KJmol}$$

$$R = 8,314 * 10^{-3} \text{ KJ/molK}$$

$$G=6,379 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$\Phi = 0,68$$

$$D_p = 6 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$\rho_0 = 11,017 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu \text{ (promedio entrada y salida del reactor)} = 1,894 \cdot 10^{-5} \text{ Kg/ms}$$

$$T_0 = 523 \text{ K}$$

$$P_0 = 1600 \text{ KPa}$$

De esta forma obtenemos las dimensiones del lecho del catalizador necesarias para nuestras condiciones de operación:

$$\text{Longitud del lecho (z)} = 5.124 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro} = 0,75 \text{ m}$$

$$\text{Caída de presión del lecho} = 0,3 \text{ bar}$$

$$\text{Masa Total del catalizador} = 2406 \text{ Kg}$$

- **Diseño de la columna de destilación primaria (multi-componente)**

Las siguientes especificaciones se utilizan para obtener la producción especificada para este proyecto.

**Tabla 20. Especificaciones para la Producción**

<b>Especificaciones</b>	
Temperatura (°C)	90 - 100
Presión absoluta alimentación (bar)	15,5
Presión absoluta condensador (bar)	10,4
Presión absoluta rehervidor (bar)	7,4
Caudales máxicos (Kmol/h)	
DME	130
Metanol	65
Agua	133

*Fuente. – Elaboración Propia con datos obtenidos del balance*

Las presiones del rehervidor y del condensador se estimaron dado el grado de separación deseado.

- **Cálculo de número de etapas**

En general, se requiere una columna de fraccionamiento X-1 para producir un flujo de salida X de cierta calidad. Primero se debe especificar la calidad del producto. Esto significa elegir dos componentes a utilizar para la caracterización (componentes primarios) y verificar la viabilidad de la separación (determinar el área de productos posibles).

Para el diseño, es esencial considerar las condiciones de operación y las características de la mezcla que se procesa para definir los constituyentes críticos y su distribución entre el destilado y los residuos. Dos componentes para los que se especifica la separación se denominan componentes clave. Los componentes clave ligeros son los más volátiles y los componentes clave pesados son los menos volátiles. (Ahlgren, y otros, 2017)

Los componentes clave livianos (LK) y los componentes clave pesados (HK) generalmente se eligen como los más livianos (más volátil) dado al residuo y dado al destilado más pesado (menos volátil). Los componentes más volátiles que LK se denominan componentes volátiles no clave (LLK o LNK) y los componentes menos volátiles que HK se denominan componentes pesados no clave (HHK o HNK).

Puede haber componentes de volatilidad intermedia entre LK y HK. Un componente se considera distribuido si está presente simultáneamente en el destilado y el residuo. Si hay componentes de volatilidad intermedios entre los componentes de volatilidad LK y HK, se distribuyen. (Bozga, Apan, & Bozga, 2013)

Los componentes LK y HK y otros componentes divididos aparecen tanto en los productos de encabezado como en los de cola. El componente LLK está contenido casi en su totalidad en el producto superior (destilado), mientras que el componente HHK está contenido en el producto posterior (residuo). Los componentes presentes solo en el destilado o solo en el residuo se denominan componentes que no se reparten. Los perfiles LK y HK pasan por un máximo antes de llegar al condensador y caldera respectivamente. (Ahlgren, y otros, 2017)

Esto se debe a que la columna siempre separa los componentes más y menos volátiles. El componente LK es el componente menos volátil de la mezcla, ya que solo los

componentes LK y LLK están realmente presentes cuando llega al condensador y este asciende por la columna y su concentración disminuye.

Se puede hacer una consideración similar para el caso de HK y HHK cerca de la caldera, donde HK es el componente más volátil de la mezcla.

Todos los componentes están presentes en cantidades significativas cerca del lecho de alimentación. El perfil de temperatura aumenta gradualmente desde el condensador hasta la caldera, pero es más rápido cerca de la caldera, el condensador y las bandejas de alimentación debido a que las concentraciones de subproductos cambian más rápido. (Ohno, y otros, 2016)

En este caso, se considera que la clave pesada es metanol y la clave ligera es DME, el destilado da solo DME y metanol (la cantidad de agua es insignificante), y el residuo de DME contiene metanol y agua. (Ahlgren, y otros, 2017)

La primera suposición que se debe considerar es que las cabezas no tienen claves secundarias pesadas, solo colas ( $X_{HNK}$ )  $D = 0$ , y las colas no tienen claves secundarias ligeras, solo cabezas ( $X_{LNK}$ )  $L = 0$ . Esto comienza a funcionar porque todo  $x \neq 0$ .

Se realizan una serie de balances de materia para determinar los caudales y las composiciones de cada bandeja, antes de utilizar los datos brutos para obtener otras variables necesarias. (Catarina, 2016)

La cantidad de DME obtenido por cabeza es de 500.000,00 Ton/año y la pureza es del 99,5% (p/p) por lo tanto se obtienen 5707,76 Kg/h. Dado que la pureza es del 99,5%, la adquisición per cápita de DME es en realidad:

$$57077,625 * 0,995 = 56792,237 \text{ Kg/h}$$

y dividido por el peso molecular de DME 46 Kmól/Kg dando como resultado un flujo de 1234,614 Kmól/h.

Para determinar la cantidad de metanol presente, sabiendo que el 0,05% de 57077,6 Kg/h es metanol, procediendo de la misma manera que en el caso anterior se obtiene 0,891 kmól/h de metanol por cabeza de columna. Sumando las cantidades de los dos productos da  $D = 1235,505 \text{ Kmól/h}$  por cabeza.

Las fracciones molares de DME y metanol en el destilado se calculan dividiendo el Kmol de n por el Kmol total, donde:

$$X_{DME} = \frac{1234,614 \text{ Kmol}}{1235,505 \text{ Kmol}} = 0,9998 \quad ; \quad X_{MET} = \frac{0,8910 \text{ Kmol}}{1235,505 \text{ Kmol}} = 0,00072$$

Las fracciones molares de DME y metanol en la fase gaseosa se calculan mediante la ley de equilibrio:

$$Y_{DME} = 0,9997 \quad ; \quad Y_{MET} = 3,1637 \times 10^{-4}$$

La ecuación de Antoine es:

$$\log_{10} P \text{ saturación (mmHg)} = A - B / (T + C)$$

donde A, B y C son constantes, para DME y agua estas constantes son:

**Tabla 21. Constantes A, B, C de Antoine**

Constantes	A	B	C
DME	7,4050	1120	0
Agua	8,0713	1730,63	233,426

*Fuente. – (Ohno, y otros, 2016)*

En cuanto a la alimentación sabemos los caudales molares que entran de cada sustancia con lo que es muy simple calcular las fracciones molares:

En lo que respecta a la alimentación, conociendo el flujo molar entrante de cada sustancia, es muy fácil calcular la fracción molar.

$$\text{DME} = 1300 \text{ Kmol/h}$$

$$\text{Metanol} = 650 \text{ Kmol/h}$$

$$\text{Agua} = 1330 \text{ Kmol/h}$$

Estos suman  $F = 328 \text{ kmol/h}$ . Al dividir la cantidad de cada sustancia por el total se obtiene la fracción molar, por lo que:

Fracción molar del DME:

$$n_T = (1300 + 650 + 1330 \text{Kmol/h}) = 3280 \text{ kmol/h}$$

$$X_{DME} = \frac{1300 \text{Kmol/h}}{3280 \text{Kmol/h}} = 0,3963$$

Fracción molar del Metanol:

$$X_{Metanol} = \frac{650 \text{Kmol/h}}{3280 \text{Kmol/h}} = 0,1982$$

Fracción molar del agua:

$$X_{Agua} = \frac{1330 \text{Kmol/h}}{3280 \text{Kmol/h}} = 0,4055$$

La temperatura de entrada de alimentación es de 90 °C (datos de diseño), lo que corresponde a 363 K. Para conocer la cantidad (W) y la composición que se recupera del fondo, necesitamos realizar un balance de masa.

El balance de masa resultante es:

$$F = D + W$$

$$3280 \text{Kmol/h} = 1300,70 \text{Kmol/h} + W$$

$$W = (3280 - 1300,70) \text{Kmol/h}$$

$$W = 1979,30 \text{Kmol/h}$$

Una vez que tenemos esta información, podemos calcular las fracciones molares de diferentes sustancias:

$$F * X_{DME(F)} = D * X_{DME(D)} + W * X_{DME(W)}$$

$$F * X_{MET(F)} = D * X_{MET(D)} + W * X_{MET(W)}$$

Las dos incógnitas son  $X_{MET(W)} = 0,32$  y  $X_{DME(W)} = 0,0043$ , así que, para encontrar la fracción molar del agua, se restan los dos números anteriores a 1, lo que da como resultado 0,6717.

Con esta información, podemos encontrar los Kmol de cada sustancia multiplicándolos por la cantidad total (W), lo que da como resultado 0.86 Kmol/h de DME, 6.067 Kmol/h de metanol y 133,003 Kmol/h de agua.

Para averiguar a qué temperatura está el recipiente, se realiza el mismo procedimiento que para el destilado (usamos las leyes de equilibrio para representar la temperatura como la fracción molar de metanol, que es la más volátil, e ignoramos la cantidad restante. DME, que está presente porque es muy pequeño), se da en este caso la temperatura es 150,0639 °C (23,0639K).

Las constantes de Antoine usadas para este caso son:

**Tabla 22. Constantes de Antoine**

Constantes	A	B	C
Metanol	8,08097	1582,271	239,726
Agua	8,07131	1730,63	233,426

*Fuente.* – (Ohno, y otros, 2016)

- **Número de etapas de equilibrio**

El número mínimo de platos de equilibrio se logra cuando la columna proporciona la separación deseada en condiciones de reflujo perfectas. Para una derivación precisa del número mínimo de etapas, solo se necesita usar el valor de la constante de equilibrio (k) y considerar fracciones molares iguales entre etapas (gráficos de mezclas binarias de Ponchon-Savarit o McCabe-Thiele). ( Odil ugli & Narmatovich, 2021)

En operación de estado estable, la entrada de calor al rehervidor y la salida de calor al condensador son iguales (asumiendo que no ocurren pérdidas de calor), y del balance de masa, los flujos de vapor y líquido que pasan entre las dos etapas tendrán el mismo flujo aumentar la tasa y composición. Sin embargo, las tasas de flujo de vapor y líquido son diferentes para cada etapa a menos que se cumpla una condición de tasa de flujo molar constante. Esto se verifica fácilmente equilibrando el material y los componentes generales entre la parte superior o inferior de la columna y las etapas intermedias. (Chica Perez, 2018)

Para el componente i en la etapa n (etapa final = caldera)

$$Y_{i,N} = k_{i,N} * X_{i,N}$$

Y para las corrientes que se cruzan entre las etapas:

$$Y_{i,j} = X_{i,j-1}$$

Entonces:

$$X_{i,N-1} = k_{i,N} * X_{i,N}$$

Del mismo modo en la etapa N-1:

$$Y_{i,N-1} = K_{i,N-1} * X_{i,N-1} = k_{i,N} * k_{i,N-1} * X_{i,N}$$

Llegando a una ecuación general de la forma:

$$Y_{i,1} = k_{i,N} * k_{i,N-1} \dots \dots k_{i,2} * k_{i,1} * X_{i,N}$$

El plato 1 es el primer plato de la columna (dentro de la cabeza), excluyendo el condensador. Estableciendo expresiones similares para los componentes j y divididos entre sí se tiene:

$$\frac{Y_{i,1}}{Y_{j,1}} = \alpha_n * \alpha_{n-1} \dots \dots * \alpha_2 * \alpha_1 \left( \frac{X_{i,n}}{X_{j,n}} \right)$$

O de la siguiente manera:

$$\left( \frac{X_{i,0}}{X_{i,n}} \right) \left( \frac{X_{j,n}}{X_{j,0}} \right) = \prod_{k=1}^{n_{min}} \alpha_k$$

Dado que  $y_{i1} = x_{i0}$  (donde  $x_{i0}$  es la composición del líquido que pasa a través del vapor  $V_1$ , el reflujo y la composición del destilado líquido extraído de la columna cuando el condensador está completo).  $\alpha_k = K_{ik}/K_{jk}$  es la volatilidad relativa entre los componentes i y j en la etapa k.

Aunque la ecuación anterior es precisa, no se usa comúnmente en la práctica, ya que necesitamos conocer las condiciones de cada etapa para calcular la serie de volatilidades relativas. Sin embargo, si la volatilidad relativa es constante se tiene:

$$\left(\frac{X_{i,0}}{X_{i,n}}\right)\left(\frac{X_{j,n}}{X_{j,0}}\right) = \alpha^{n_{min}}$$

Y la ecuación:

$$n_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{X_{i,0}}{X_{i,n}}\right)\left(\frac{X_{j,n}}{X_{j,0}}\right)\right]}{\log(\alpha_{i,j})_m}$$

La ecuación de Fenske nos indica que; i es el componente LK y j es el componente HK, la influencia (si la hay) de los componentes principales en el valor de la volatilidad relativa es tal que el número mínimo de niveles de equilibrio está influenciado solo por componentes clave. Por otra parte, N incluye los platos teóricos y calderas. Los condensadores no se tuvieron en cuenta al derivar la ecuación (lo que dio como resultado la etapa 0).

Una vez que se completa el condensador,  $X_{oi} = X_D$  y la ecuación de Fenske generalmente se formula relacionando la composición de los componentes principales del destilado ( $X_D$ ) y el residuo ( $X_B$ ). Si el condensador es parcial, se puede conservar la misma formulación de la ecuación de Fenske para obtener la composición del destilado ( $Y_D$  en este caso), pero el número de piso calculado requiere el procesamiento. Considerando el condensador parcial incluido como otra etapa de equilibrio. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

La ecuación de Fenske proporciona una estimación rápida del número mínimo de etapas de equilibrio. Una forma más conveniente de expresión generalmente se obtiene reemplazando el producto de las relaciones de fracción molar con el producto equivalente de las relaciones de distribución molar en función de las velocidades de flujo de los componentes d y b del destilado y los fondos, respectivamente. La volatilidad según la media geométrica de los valores correspondientes en las fases de sobrecarga y cola:

$$n_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{d_i}{d_j}\right)\left(\frac{b_j}{b_i}\right)\right]}{\log \alpha_m}$$

$$\alpha_m = [(\alpha_{i,j}) * n * (\alpha_{i,j}) * 1]^{3/2}$$

Por lo tanto, el número mínimo de etapas de equilibrio depende del grado de separación de los dos componentes principales y su volatilidad relativa, pero no del estado de fase de la alimentación. (Semelsberger, Borup, & Greene, 2012)

La aplicación de la ecuación de Fenske requiere una estimación previa de la composición y volatilidad de los principales componentes del destilado y el residuo. Suponiendo que se calcula  $n_{\min}$  y se trabaja con el valor operativo de la relación de reflujo, generalmente necesitamos aproximadamente el doble de la cantidad mínima teórica de niveles, y también asumimos la eficiencia por platos (por ejemplo, 70%, que es un valor común en la industria petrolera), se puede estimar el número real de lechos.

Para aplicar la ecuación de Fenske, combinamos los datos de volatilidad relativa proporcionados por Aspen HYSYS y las referencias con los principales datos de fracción molar para componentes livianos y pesados. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

Calculando  $\alpha$  para:

Alimentación:

$$\alpha_{Alimentación} = \frac{7,882}{0,2593} = 30,397$$

Destilado:

$$\alpha_{Destilado} = \frac{1,006}{0,02016} = 49,9$$

Fondo:

$$\alpha_{Fondo} = \frac{17,32}{0,5379} = 32,19$$

$$\alpha_{(LK-HK)} = \sqrt[3]{\alpha_{Alimentación} * \alpha_{Destilado} * \alpha_{Fondo}}$$

$$\alpha_{(LK-HK)} = \sqrt[3]{30,397 * 49,9 * 32,19} = 36,55$$

Tabla 23. Propiedades de Alimentación, Destilado y Fondo

Propiedades	Alimentación		Destilado		Fondo	
T(K)	412,15		319,97		412,25	
P (bar)	15,3		10,4		7,4	
Componentes	DME	Agua	DME	Agua	DME	Agua
K (valor)	7,882	0,2593	1,006	0,02016	17,32	0,5379
$\alpha_{LK-HK}$	30,937		49,9		32,5	
$\alpha_{(LK-HK)}$			36,55			

Fuente. – Elaboración propia con datos obtenidos de los cálculos

Fracciones molares obtenidas del balance de materia:

$$X_{D1} = 0,99283$$

$$X_{W1} = 0,0043$$

$$X_{W2} = 0,324$$

$$X_{D2} = 0,00717$$

Reemplazando los datos anteriores en la ecuación de Fenske:

$$n_{min} = \frac{\ln\left(\frac{\frac{x}{x_1 - 1}}{\frac{x}{x_2 - 1}}\right)}{\ln(\alpha_{LK-HK})}$$

$$n_{min} = \frac{\ln\left(\frac{0,993}{1 - 0,993} \cdot \frac{0,0017}{0,0017}\right)}{\ln(36,55)} = 6,33$$

$$n_{min} = 6,33 \cong 7$$

$$n_{min} = 7 \text{ platos}$$

- **Reflujo mínimo**

El reflujo mínimo se puede calcular gráficamente, por aproximación o por métodos exactos. El método estrictamente gráfico se aplica solo a la combinación binaria. La

mayoría de los métodos gráficos y de aproximación dan buenos resultados si se puede aplicar la suposición de caudal molar constante o si se modifica el método para incluir el balance de energía. (Catarina, 2016)

- **Selección del método para el cálculo del reflujo mínimo**

El método de Colburn solo considera la separación entre claves como si fueran mezclas binarias. Éste supone una velocidad de flujo molar constante y una volatilidad relativa constante.

El método Underwood propone resolver ecuaciones que relacionan la composición, el estado de fase de los alimentos y la volatilidad relativa a la temperatura promedio con los coeficientes utilizados en la segunda ecuación. También asume una cierta cantidad de volatilidad relativa.

El método Gilliland requiere que las concentraciones de todos los ingredientes sean las mismas en un cierto número de platos por encima o por debajo del plato, y que las proporciones clave a clave sean las mismas en ambas zonas de composición constante con un reflujo mínimo. (Chica Perez, 2018)

Otros métodos, como el método de Brown y Martin, suponen que la relación clave a clave del líquido en la zona de composición constante es aproximadamente igual a la relación esencial de la porción líquida en el momento en que se calcula el reflujo mínimo. En este método, los cálculos de temperatura y relación de reflujo para zonas de composición constante están relacionados con la volatilidad relativa.

El método Underwood para separaciones de Clase 1 a menudo no es aplicable a mezclas de varios componentes. Esto se debe a que las concentraciones inaccesibles suelen ser muy diferentes de las de los alimentos, lo que puede dar lugar a grandes errores en el valor calculado de  $(R^\infty)_{\min}$ . (Catarina, 2016)

El método de Underwood para la separación de clase 1 utilizando la aproximación de Colburn a la composición de la zona de contacto puede arrojar valores de  $(R^\infty)_{\min}$  cercanos a los calculados por métodos más precisos. Este no siempre es el caso y debe usarse con precaución, reconociendo que es solo una aproximación. (Chica Perez, 2018)

Si la volatilidad no varía significativamente a lo largo de la columna, el método Underwood produce consistentemente valores de  $(R_{\infty})_{\min}$  que son aproximadamente los mismos que el método Colburn para separaciones de Clase 2. La desventaja de este último es que es más complejo y propenso a errores aritméticos. El método de Underwood para la separación de clase 2 proporciona valores suficientemente precisos de  $(R_{\infty})_{\min}$  para la mayoría de los problemas de diseño, siempre que la suposición de volatilidad relativa constante sea buena.

El método de Gilliland, que requiere aproximadamente el mismo tiempo de cálculo que el método de Underwood para la separación de clase 2, generalmente arroja valores  $(R_{\infty})_{\min}$  más altos que los otros métodos. Tiene la ventaja de usar una sola ecuación, no requiere prueba y error. (Chica Perez, 2018)

El método de Colburn es probablemente el más exacto. En cualquier caso, se debe tener cuidado de que los cálculos posteriores utilicen siempre una relación de reflujo superior al valor mínimo.

El número de etapas requeridas para separar la mezcla al grado especificado depende de la relación de reflujo que se debe elegir para mantener el costo total de destilación lo más bajo posible.

La relación de reflujo real generalmente surge de consideraciones económicas y se especifica como un múltiplo del reflujo mínimo. A partir de esto, el número correspondiente de pasos teóricos se determina mediante procedimientos analíticos o gráficos o mediante ecuaciones empíricas. (Chica Perez, 2018)

En la práctica, las separaciones de etapa alta están diseñadas para tener un  $R/R_{\min}$  de aproximadamente 1,10, mientras que las separaciones de etapa baja están diseñadas para tener un  $R/R_{\min}$  de aproximadamente 2,0. Para incidentes, típicamente  $R/R_{\min} = 1,30$ .

El método de elección es la Clase 2 de Underwood 1 no es adecuado para mezclas de varios componentes, por lo que sus ecuaciones se pueden expresar como:

$$\frac{(\alpha_{12}x_1)A}{\alpha_1 - \theta} + \frac{(\alpha_{22}x_2)A}{\alpha_2 - \theta} + \frac{(\alpha_{32}x_3)A}{\alpha_3 - \theta} = 1 - q$$

Donde A se refiere a la alimentación, los subíndices 1, 2 y 3 se refieren a los tres componentes (DME, metanol y agua), y q son los datos de diseño, igual a 0,7743.  $\alpha$  se ha calculado previamente.

En este caso, tenemos que:

$$\alpha_{12} = \frac{k_1}{k_2}; \quad \alpha_{22} = \frac{k_2}{k_2}; \quad \alpha_{32} = \frac{k_3}{k_2}$$

$$X_{DME} = 0,3963; \quad X_{Metanol} = 0,1981; \quad X_{agua} = 0,40545$$

A partir de esta primera ecuación, iteramos hasta calcular un valor de  $\theta$  igual a 2,6284 y se utiliza este valor para eliminar la siguiente ecuación  $(L_D/D)_{min}$  igual a 0,25.

$$\frac{(\alpha_{12}x_1)}{\alpha_1 - \theta} + \frac{(\alpha_{22}x_2)}{\alpha_2 - \theta} + \frac{(\alpha_{32}x_3)}{\alpha_3 - \theta} = \left(\frac{L_D}{D}\right)_{min} + 1$$

$$R_{min} = \frac{L_{min}}{D} = 0,25$$

**Reflujo mínimo = 0,25**

En este caso D se refiere al destilado y la cantidad de agua es prácticamente despreciable, por lo que el tercer término puede considerarse cero.

$$X_{DME} = 0,99283 \quad ; \quad X_{metanol} = 0,0017$$

### **Composición de la columna de destilación plato a plato**

La composición de la columna de destilación de plato a plato a reflujo total se muestra a continuación. Si bien las condiciones de contorno son reales, se debe aclarar que este análisis solo se realiza para confirmar la dinámica interna de la columna para llegar al diseño final.

En la sección de concentración, la pendiente L/V de la línea operativa se denomina relación de reflujo interno y esta relación puede relacionarse con la relación de reflujo externo.

Calculando el valor de la razón de reflujo externo:

$$R_{\min} = \frac{L}{D} = 0,20678$$

$$\frac{L}{V} = \frac{L_{n+1}}{V_n} = \frac{R * D}{(1 + R) * D} = \frac{R}{R + 1}$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 0,17135$$

$$\frac{L}{V} = 2 * \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 0,343$$

$$0,343 = \frac{R}{R + 1}$$

$$R = 0,52136$$

**Relacion de reflujo = 0,5214**

Conociendo el valor de R, podemos calcular L (caudal de líquido en la sección de concentración) y V (caudal de vapor en la sección de concentración) porque sabemos que:

$$L = D * R$$

$$L = 130,07 * 0,5214 = 67,8139 \frac{Kmol}{h}$$

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{R + 1} \rightarrow V = \frac{L(R + 1)}{R}$$

$$V = \frac{67,8139(0,52136 + 1)}{0,52136} = 197,885 \text{ Kmol/h}$$

$$V = 197,885 \text{ Kmol/h}$$

Calculando L' y V':

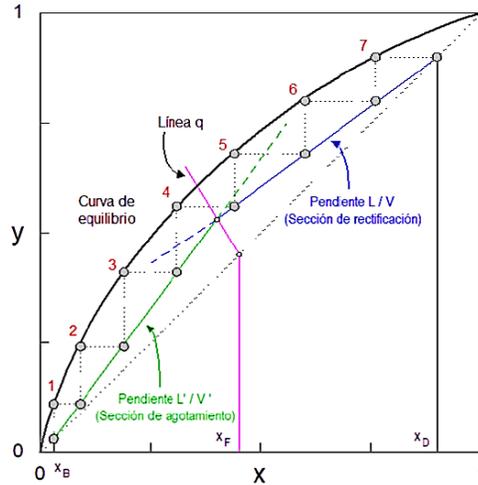
$$L' = L + q - F$$

$$L' = 321,7843 \text{ Kmol/h}$$

$$V' = V - (1 - q) * F$$

$$V' = 123.8553 \text{ Kmol/h}$$

Figura 49. Cálculo de Número de Etapas por Método McCabe-Thiele



Fuente. – Extraído de McCabe

Después de obtener las tasas de flujo de placa a placa, la composición y la temperatura de cada placa se calculan utilizando las leyes de equilibrio y las condiciones de operación. Usando las fracciones molares del líquido en el rehervidor y las constantes de equilibrio previamente calculadas, podemos encontrar la composición del vapor, porque  $y_i = k_i * x_i$ .

Tabla 24. Fracciones Molares y Constantes de Equilibrio de la Reacción

Fracción molar	Constantes de equilibrio
$X_{DME} = 0,0043$	$K_{DME} = 17,0308$
$X_{MET} = 0,324$	$K_{MET} = 1,7809$
$X_{AGUA} = 0,6171$	$K_{AGUA} = 0,5185$

Fuente. – Elaboración propia

Entonces, la composición de la fracción molar del vapor es:

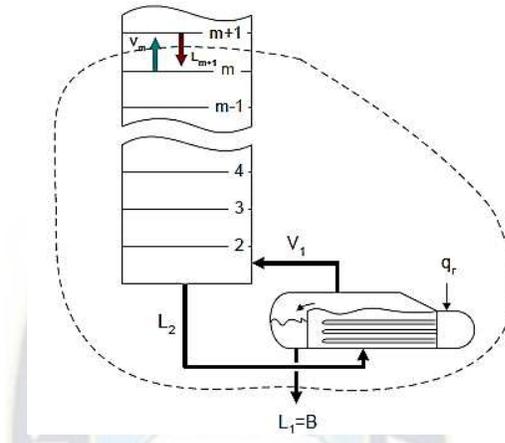
$$Y_{DME} = 0,0732$$

$$Y_{MET} = 0,5770$$

$$Y_{AGUA} = 0,3199$$

La nomenclatura utilizada es: Asignando el número 1 a DME, metanol 2 y agua 3. Las placas están numeradas de abajo hacia arriba, por lo que el número de placa de la caldera es 1. Después de todo,  $x_2$  y  $y_1$  son condiciones de operación. Una línea de trabajo que calcula el balance de materia en la parte superior de la columna.

**Figura 50. Esquema de Columna de Destilación - Zona de Agotamiento**



Fuente. – Extraído de McCabe

La siguiente ecuación representa la zona de agotamiento:

$$Y_m = (L'/V') * X_{m+1} - (B * N_B/V')$$

Donde  $Y_m$  es  $Y_{11}$  para DME,  $Y_{21}$  para metanol,  $Y_{31}$  para agua y  $X_{m+1}$  es  $X_{12}$  para DME,  $X_{22}$  para metanol,  $X_{32}$  para agua.

Calculado anteriormente, por lo que al sustituir DME, metanol y agua se obtienen valores  $X_{12}$ ,  $X_{22}$  y  $X_{32}$ . Los datos obtenidos son:

$$X_{12}=0,0314$$

$$X_{22}=0,4214$$

$$X_{32}=0,5472$$

Las condiciones de equilibrio anteriores son utilizadas para calcular la composición del vapor.

$$Y_{12} = K_{12} * X_{12}$$

$$Y_{12} = 11,0738 * 0,0314 = 0,3477$$

$$Y_{22} = K_{22} * X_{22}$$

$$Y_{22} = 1,0772 * 0,4214 = 0,4539$$

Se sigue el mismo procedimiento para calcular las constantes de equilibrio y temperatura de las demás fases, resultando 407,5680 K la temperatura donde se encuentra la placa 2.

Continuando con las condiciones de operación calculo  $X_{13}$ ,  $X_{23}$  y  $X_{33}$  utilizando la anterior línea de trabajo para toda la sección de drenaje, pero en este caso, etc. es  $Y_{11}$  para DME,  $Y_{21}$  para metanol y  $Y_{31}$  para agua  $Y_{xm+1}$  es  $X_{13}$  para DME,  $X_{23}$  para metanol y  $X_{33}$  para agua, entonces se sustituye y obtiene:

$$X_{13} = 0,1365$$

$$X_{13} = 0,3740$$

$$X_{13} = 0,4895$$

Aplicando la ley de equilibrio para la composición del vapor:

$$Y_{13} = K_{13} * X_{13}$$

$$Y_{13} = 5,7971 * 0,1365 = 0,7912$$

$$Y_{23} = K_{23} * X_{23}$$

$$Y_{23} = 0,4377 * 0,3740$$

$$Y_{33} = K_{33} * X_{33}$$

$$Y_{33} = 0,1637 * 0,4895 = 0,0541$$

La temperatura de la placa 3 es 371.137 K.

Para calcular la composición de la placa, nuevamente usamos las condiciones de operación, en cuyo caso  $Y_m$  es  $Y_1$  para DME,  $Y_2$  para metanol,  $Y_3$  para agua, y  $X_{m+1}$  es  $X_1$  para DME,  $X_2$  para metanol y  $X_3$  para agua, reemplazando:

$$X_{14}=0,3720$$

$$X_{24}=0,2623$$

$$X_{34}=0,4305$$

Después de aplicar la ley de equilibrio:

$$Y_{14} = K_{14} * X_{14}$$

$$Y_{13} = 2,9899 * 0,3072 = 0,79184$$

$$Y_{24} = K_{24} * X_{24}$$

$$Y_{23} = 0,2028 * 0,2623 = 0,0532$$

$$Y_{34} = K_{34} * X_{34}$$

$$Y_{33} = 0,0659 * 0,4305 = 0,0284$$

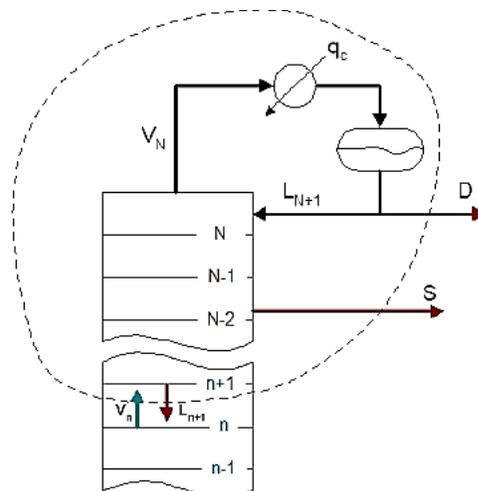
En el plato 4 se tiene una temperatura de 353,6573 K

El flujo de alimentación se introduce en una etapa de composición estrecha, pero para usar la línea operativa superior debe cumplirse lo siguiente:

$$\left( \frac{X_{LK,n}}{X_{HK,n}} \right)_{inferior} < \left( \frac{X_{LK,n}}{X_{HK,n}} \right)_{superior}$$

Como se muestra en la siguiente figura:

**Figura 51. Esquema de Columna de Destilación - Zona de Rectificación**



Fuente. – Extraído de MacCabe

Donde la fórmula de la zona de rectificación es:

$$Y_n = \left(\frac{L}{V}\right) * X_{n+1} + \left(\frac{D * X_D + S * X_S}{V'}\right)$$

El valor S y X es cero, lo único que tenemos que resolver es  $X_{n+1}$ , y las demás variables son conocidas, por lo que para verificar la configuración del plato 5,  $Y_n$  a  $Y_{14}$ ,  $Y_{24}$ ,  $Y_{34}$  debe dividirse por  $X_{15}$ ,  $X_{25}$  y  $X_{35}$ .

La temperatura de la placa 5 es 345,3735 K.

Para calcular la composición de la placa 6, siga el mismo procedimiento que la placa anterior. Pero en este caso las variables a calcular son  $X_{16}$ ,  $X_{26}$  y  $X_{36}$ .

$$X_{16}=0,7961$$

$$X_{26}=0,1826$$

$$X_{36}=0,0210$$

Después de aplicar la condición de equilibrio:

$$Y_{16} = K_{16} * X_{16}$$

$$Y_{16} = 1,2357 * 0,7961 = 0,9837$$

$$Y_{26} = K_{26} * X_{26}$$

$$Y_{26} = 0,0860 * 0,1826 = 0,0157$$

$$Y_{36} = K_{36} * X_{36}$$

$$Y_{36} = 0,0659 * 0,4305 = 0,0284$$

La temperatura de la placa 6 es 325,1898 K.

Finalmente, la placa 7 se calcula de la misma manera que antes.

$$X_{17}=0,9662$$

$$X_{27}=0,0321$$

$$X_{37}=0,0015$$

Resolviendo con la condición de equilibrio:

$$Y_{17} = K_{17} * X_{17}$$

$$Y_{17} = 1,0321 * 0,9662 = 0,9972$$

$$Y_{27} = K_{27} * X_{27}$$

$$Y_{27} = 00,0849 * 0,0321 = 0,0027$$

$$Y_{37} = K_{37} * X_{37}$$

$$Y_{37} = 0,0197 * 0,0015 = 0,00003$$

La temperatura del plato 7 es de 319,038 K.

A partir del plato 8 las composiciones del flujo presentan resultados negativos o superiores a 1, por lo que no se toma en cuenta para el proceso.

Continuación se presenta la tabla de composición por placa de cada componente.

**Tabla 25. Composición por Placa de Cada Componente**

N° Plato	ZONA LIQUIDA			ZONA VAPOR		
	X <sub>DME</sub>	X <sub>MET</sub>	X <sub>AGUA</sub>	Y <sub>DME</sub>	Y <sub>MET</sub>	Y <sub>AGUA</sub>
1	0,0043	0,3240	0,6717	0,0747	0,5770	0,3483
2	0,0314	0,4214	0,5472	0,3477	0,4539	0,1884
3	0,1365	0,3740	0,4895	0,7912	0,1637	0,0451
4	0,3072	0,2623	0,4305	0,9184	0,0532	0,0284
5	0,4045	0,4639	0,1316	0,9254	0,0674	0,0072
6	0,4961	0,1829	0,0210	0,9837	0,0157	0,0072
7	0,9662	0,0321	0,0015	0,9972	0,0027	0,00003

Fuente. – Elaboración propia

- **Número teórico de etapas**

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$$

Donde:

$$R = 1,5 * R_{min}$$

$$R = 1,5 * 0,25 = 0,375$$

Calculando X (abscisa):

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} = \frac{0,375 - 0,25}{0,375 + 1} = 0,09$$

En 1986 Liddle ajustó la ecuación de Gilliland en 3 ecuaciones basadas en el rango de la abscisa(X). Una de estas ecuaciones será utilizada para calcular el número de etapas teóricas (para  $0,01 < x < 0,9$ ).

Para X=0,09

$$\frac{N_{teorico} - N_{min}}{N_{teorico} + 1} = 0,545827 - 0,291422 * X - \frac{0,002743}{X}$$

$$\frac{N_{teorico} - N_{min}}{N_{teorico} + 1} = 0,545827 - 0,291422 * (0,09) - \frac{0,002743}{0,09}$$

$$\frac{N_{teorico} - 7}{N_{teorico} + 1} = 0,4890$$

Por lo tanto:

$$N_{teorico} - 7 = 0,489(N_{teorico} + 1) \rightarrow N_{teorico}(1 - 0,489) = 7 - 0,489$$

$$N_{teorico} = \frac{7 + 0,489}{(1 - 0,489)} = 14,656 \cong 15$$

**Número de etapas teóricas = 15**

**Calculando la etapa de alimentación teórico ( $N_{Alim}$ )**

$$\frac{N_{alimentación min}}{N_{min}} = \frac{N_{alimentación}}{N_{teórico}}$$

$$\frac{4,28}{7} = \frac{N_{alimentación}}{14,656}$$

$$N_{alimentación} = \frac{4,28 * 14,656}{7} = 8,9611 \cong 9$$

**El plato 9 alimenta a la torre de destilación**

La correlación de Drickamer-Bradford se utiliza para calcular la eficiencia de la columna de destilación:

$$E_0 = 13,3 - 66,8 \log \mu_{prom}$$

El uso de esta correlación se limita al rango definido a continuación:

Temperatura promedio: 69,4 a 215 °C

Presión: 1 a 25 bar

Viscosidad: 0,066 a 0,355 cP

Eficiencia: 41 a 88 %

Los siguientes datos son obtenidos de la simulación realizada con el programa Aspen Hysys V11.

**Tabla 26. Viscosidad del Producto de la Destilación**

Viscosidad Destilado (cP)	Viscosidad del fondo (cP)	Viscosidad promedio (cP)
0,07383	0,1749	0,1240

Fuente. – Hysys V11

Después de reemplazar en la ecuación de Drickamer-Bradford para calcular la eficiencia de la torre, se obtiene:

$$E_0 = 13,3 - 66,8 \log(0,124) = 73$$

Por lo tanto:

**La eficiencia de la torre es del 73%**

Con el resultado obtenido se calcula el número de platos real de la torre de destilación.

$$N_{real} = \frac{N_{teorico}}{Eficiencia} * Factor\ de\ seguridad$$

$$N_{real} = \frac{15}{0,73} * 1,1 = 22,603 \cong 23$$

Se tiene una columna de destilación con 23 platos.

- **Diámetro de la columna**

El diámetro de la columna juega un papel importante en la determinación del costo y debe estimarse en el diseño preliminar. Para las columnas que funcionan en estas condiciones, las referencias definen un diámetro de aproximadamente 1,2 m a 2 m para una separación entre placas de 18 pulgadas y una velocidad de flujo de 0,5 m/s.

En el presente caso, las simulaciones en Aspen HYSYS V 11. arrojaron diámetros de 1,5 m tanto para la zona de rectificación como para la de agotamiento. Este valor se asume en el diseño de la torre.

- **Altura de la columna**

La altura de la fila de placas se calcula multiplicando el número de placas por su espacio. Se requiere altura adicional en la parte superior e inferior además del espacio requerido para los paneles. La altura total añadida para este fin suele ser de alrededor del 15 %. Calculando la altura de la columna de destilación:

$$H_{columna} = N^{\circ}_{platos} * Distancia\ entre\ platos$$

$$H_{columna} = 23 * 18\ plg * \frac{2,54\ cm}{1\ plg} * \frac{1\ m}{100\ cm} = 10,516\ m$$

$$H_{columna} = 10,516\ m$$

$$H_{adicional} = H_{columna} + 15\% (altura\ adicional)$$

$$H_{corregida} = 10,516\ m * 1,15 = 12,098\ m$$

$$H_{corregida} = 12,098\ m \cong 12,10\ m$$

Por lo tanto, la columna de destilación tendrá una altura de 12,10 m.

La relación altura/diámetro es utilizada para determinar si esta relación es aceptable. Si el valor es inferior a 30, la relación es empíricamente aceptable.

$$\frac{Altura}{Diámetro} = \frac{12,10\ m}{1,5\ m} = 8,067$$

8,067 < 30, por lo tanto; si verifica

A continuación, se presenta la tabla con los parámetros calculados de la columna de destilación 1.

**Tabla 27. Parámetros Obtenidos de la Columna de Destilación 1**

<b>Columna de Destilación 1</b>	
Número mínimo de Etapas	7
Plato mínimo de Alimentación	5
Número teórico de Etapas	15
Eficiencia (%)	73
Número real de etapas	23
Etapa real de Alimentación	9
Altura de la columna (m)	12
Diámetro de la columna (m)	1,5

*Fuente. – Elaboración propia*

El material de construcción de la torre de destilación será acero al carbono, dadas las condiciones de operación este material es el más apropiado.

- **Diseño de la columna de destilación secundaria (2)**

El algoritmo de diseño de esta columna es el mismo que el utilizado anteriormente. Los datos de balance de masa calculados en la sección anterior se utilizan junto con los datos obtenidos de las simulaciones de procesos de Aspen-HYSYS V11. y los datos bibliográficos.

El propósito de esta columna es reciclar metanol sin reaccionar (destilado) y reciclar cantidades aceptables de residuos orgánicos (MeOH y DME) para el tratamiento posterior del residuo (fracción de DME del orden de 0,001). La fuente de alimentación para esta fila consiste en la salida inferior (parte inferior) de la fila anterior.

Entonces la condición:

**Tabla 28. Parámetros Obtenidos de la Columna de Destilación 2**

<b>Condiciones</b>	<b>Caudales másicos</b>	<b>Ton/día</b>
Temperatura (°C)	140	DME 56,90
Presión alimentación (bar)	7,4	Metanol 19.740,11
Presión condensador (bar)	1	Agua 22,722,34
Presión rehervidor (bar)	2	

*Fuente. – Elaboración propia*

Las presiones del rehervidor y del condensador fueron estimados de tal manera que la distancia entre platos sea el deseado.

- **Número mínimo de etapas**

El método de Fenske se utiliza para calcular el número mínimo de pasos. El metanol se considera como el componente clave ligero (LC) y el agua como el componente clave pesado (HK).

**Tabla 29. Valores de K Metanol y Agua**

Valor de K	Primera Etapa	Rehervidor
Metanol (LK)	1,0130	1,8970
Agua (HK)	0,3316	0,6799
$\alpha_{AB}$	3,0549	2,7900

Fuente. – (Catarina, 2016)

La media de la volatilidad relativa ( $\alpha_{promedio}$ ) es:

$$\alpha_{promedio} = (\alpha_1 \alpha_R)^{0,5}$$

$$\alpha_{promedio} = (3,0549 * 2,7900)^{0,5}$$

$$\alpha_{promedio} = 2,919$$

Para encontrar  $N_{min}$ , se supuso que las fracciones de metanol y agua son uniformes (0.999).

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{X_{M(Destilado)} * X_{A(Fondo)}}{(1 - X_{M(Destilado)})(1 - X_{A(fondo)})}\right)}{\ln(\alpha_{promedio})} + 1$$

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{0,999 * 0,999}{(1 - 0,999)(1 - 0,999)}\right)}{\ln(2,919)} + 1$$

$$N_{min} = 13,895 \cong 14$$

Por lo tanto:

$$\mathbf{Número\ mínimo\ de\ etapas = 14}$$

Encontrando el número mínimo de alimentación:

Tabla 30. Composición de Metanol y Agua

Composición	Alimentación (Z <sub>i</sub> )	Destilado (X <sub>i</sub> )
Metanol (LK)	0,3279	0,09585
Agua (HK)	0,6714	0,0395

Fuente. – Elaboración propia

$$N_{\text{min alimentación}} = \frac{\ln \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \frac{Z_{LK}}{Z_{HK}} \right)}{\ln(\alpha_{\text{promedio}})}$$

$$N_{\text{min alimentación}} = \frac{\ln \left( \frac{0,9585}{0,0395} \frac{0,3279}{0,6714} \right)}{\ln(2,919)}$$

$$N_{\text{min alimentación}} = 3,645 \cong 4$$

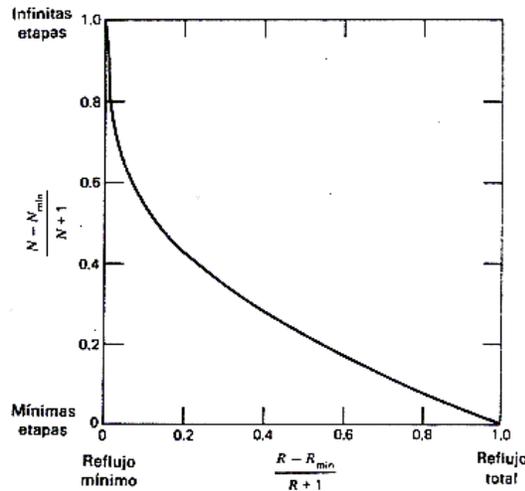
Por lo tanto,

**Número mínimo de platos de alimentación = 4**

- **Número teórico de etapas:**

La tabla de correlación de Gilliland, modificada por Liddile, se utiliza para determinar el número teórico de etapas.

Figura 52. Correlación de Gilliland en Coordenadas Lineales



Fuente.- Extraído de Henley y Seader

Planteamos una relación de reflujo mínima de 1,6 (estimada bajo ciertas condiciones),

Tenemos la siguiente ecuación:

$$N_{min} = \frac{\left(\frac{L}{D}\right) - \left(\frac{L}{D}\right)_{min}}{\left(\frac{L}{D}\right) + 1}$$

Reemplazando los datos obtenidos del balance:

$$N_{min} = \frac{\left(\frac{L}{D}\right) - \left(\frac{L}{D}\right)_{min}}{\left(\frac{L}{D}\right) + 1} = 0,326$$

Si con este valor se inserta la abscisa en el gráfico anterior, obtenemos un valor de la ordenada es igual a:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,37$$

Despejando N de la ecuación anterior,

$$N - N_{min} = 0,37(N + 1) \rightarrow N(1 - 0,37) = 0,37 + N_{min}$$

$$0,63N = 0,37 + 14$$

Por lo tanto, el número de etapas teóricas 23

Entonces, se calcula el plato de alimentación:

$$\frac{N_{f,min}}{N_{min}} = \frac{N_f}{N}$$

$$N = 5,76 \cong 6$$

El plato 8 es el plato de alimentación.

- **Eficiencia**

La ecuación de O'Connell se utiliza para determinar la eficiencia de la columna. Los datos necesarios para realizar el cálculo se toman de los resultados obtenidos por simulador Aspen-HYSYS V11.

**Tabla 31. Constantes Obtenidas de la Simulacion**

$\alpha_{AB}$	$\mu$	$\alpha_{\mu}$
<b>2,5919</b>	0,2294cP	0,4533

Fuente.- Extraído de Hysys V11

Con la siguiente ecuación calculamos el valor de la eficiencia del proceso:

$$E_o = 0,52782 - 0,27511 \log(\alpha_{\mu}) + 0,044923(\log \alpha_{\mu})^2$$

$$E_o = 0,52782 - 0,27511 \log(0,4553) + 0,044923(\log(0,4553))^2$$

$$E_o = 0,7110 * 100\%$$

$$E_o = 71,10\%$$

- **Número real de etapas**

Con la siguiente ecuación calculamos el número real de la etapa en la torre de destilación II.

$$N_{real} = \frac{N_{teorico}}{E_o}$$

$$N_{real} = \frac{22,81}{0,7110} = 32,0815$$

Añadimos como factor de seguridad un 10%, entonces tenemos:

$$N_{real} = 32,0815 * 1.1 = 35,2890$$

Calculando el número de platos real de alimentación de la torre de destilación:

$$N_{alimentacion\ real} = \frac{5,75}{0,711} = 8,08$$

Añadimos como factor de seguridad un 10%, entonces tenemos:

$$N_{alimentacion\ real} = 8,088 * 1,1 = 8,89 \cong 9$$

Por lo tanto, el número real de etapas es 9.

- **Altura de la columna II**

La altura de la columna se puede relacionar con el número de niveles de la siguiente manera:

$$H = 2,3 * N_{real} (ft)$$

$$H = 2,3 * 35,29 (ft) = 80,546 ft * \frac{0,3048 m}{1 ft} = 24,7397 m$$

Entonces, la altura de la columna es: 24,74 m

- **Diámetro de la columna**

Para las columnas que operan en estas condiciones, las referencias definen un diámetro de aproximadamente 1,2 m a 2 m para un espacio entre placas de 18 pulgadas ó 0,4572 m y una velocidad de flujo de 0,5 m/s. En el presente caso, las simulaciones en Aspen-HYSYS V11 arrojaron diámetros de 1,5 m tanto para la zona de rectificación como para la de agotamiento.

Este valor se asume en el diseño de la torre. En la siguiente sección compararemos el diámetro con la altura.

- **Verificación**

La relación entre la altura y el diámetro se calcula para decidir si la relación es aceptable o no. Se acepta empíricamente una razón si su valor es inferior a 30.

$$\frac{H}{D} = \frac{24,74}{1,5} = 16,4933 < 30$$

Como 16,49<30, por lo tanto, si verifica.

En la siguiente tabla se presentan las características de la columna de destilación.

**Tabla 32. Datos de la Columna de Destilación 2**

<b>Columna de Destilación 2</b>	
Número mínimo de Etapas	14
Plato mínimo de Alimentación	4
Número teórico de Etapas	23
Eficiencia (%)	71,10

Número real de etapas	35
Etapa real de Alimentación	9
Altura de la columna (m)	24,74
Diámetro de la columna (m)	1,5

*Fuente.- Extraído de los cálculos y Hysys V11*

La columna de destilación 2 será construida de acero al carbono, este material es el más recomendado dada las características del proceso.

### **4.3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN CATALÍTICA**

En el presente proyecto se utilizó el software Aspen HYSYS V11 para simular los procesos de diseño. Este simulador es un sistema de modelado de procesos utilizado por empresas de la industria química, petrolera, petroquímica para planificar todo el proceso de la forma más completa y precisa posible.

HYSYS tiene una extensa base de datos de propiedades físicas y químicas para ayudar en el modelado y la optimización de procesos. Por otro lado, tiene varios paquetes termodinámicos para la predicción de equilibrios vapor-líquido, líquido-líquido, cálculos de entalpía y otras propiedades termodinámicas. Este simulador realiza balances de masa y energía y ejecuta varias reacciones. (Hysys V11)

La siguiente figura representa el esquema general de la Planta de Destilación de Metanol para la posterior obtención de DME.



Figura 53. Esquema General de Simulación de la Planta – Parte 1

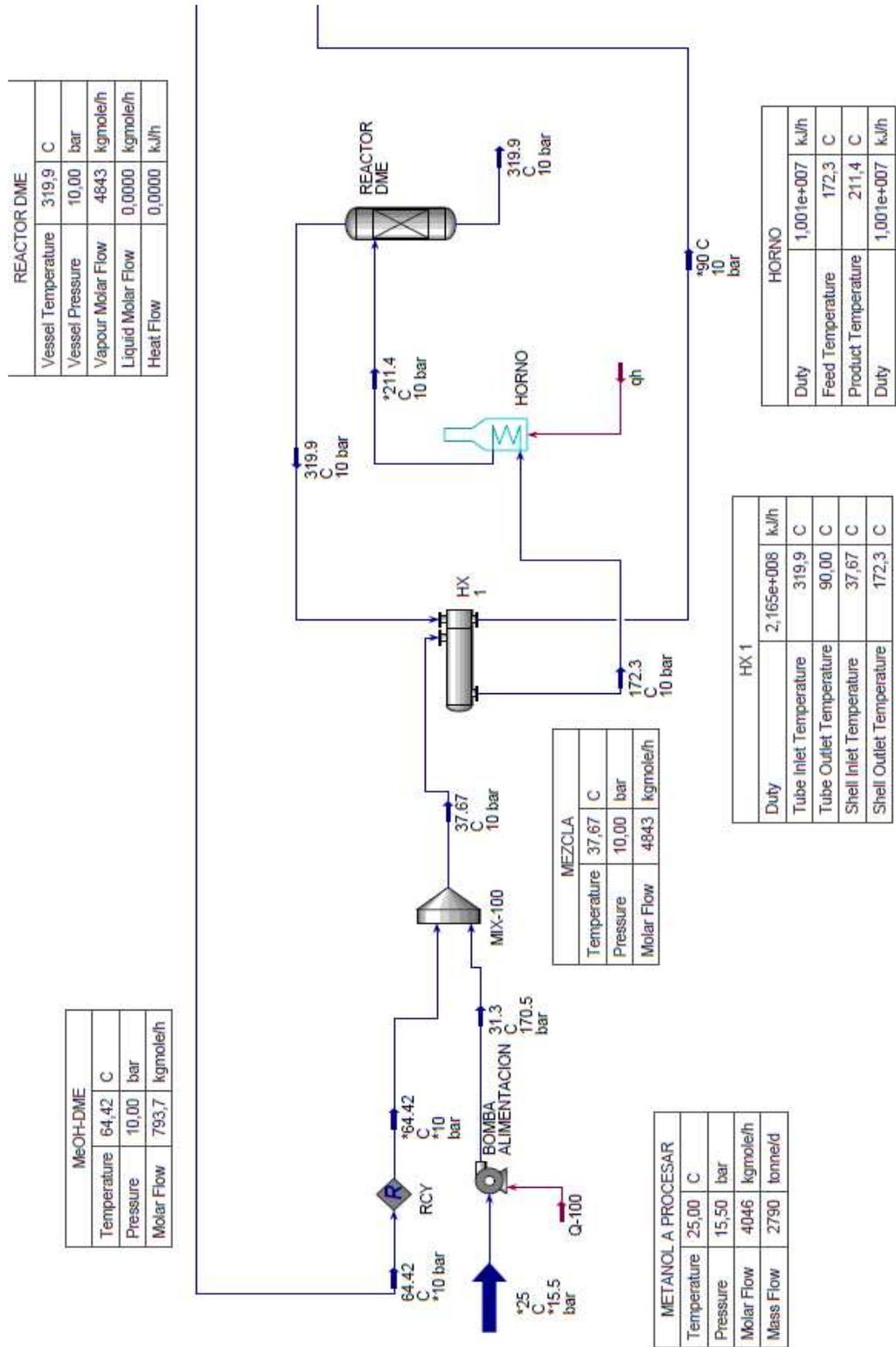
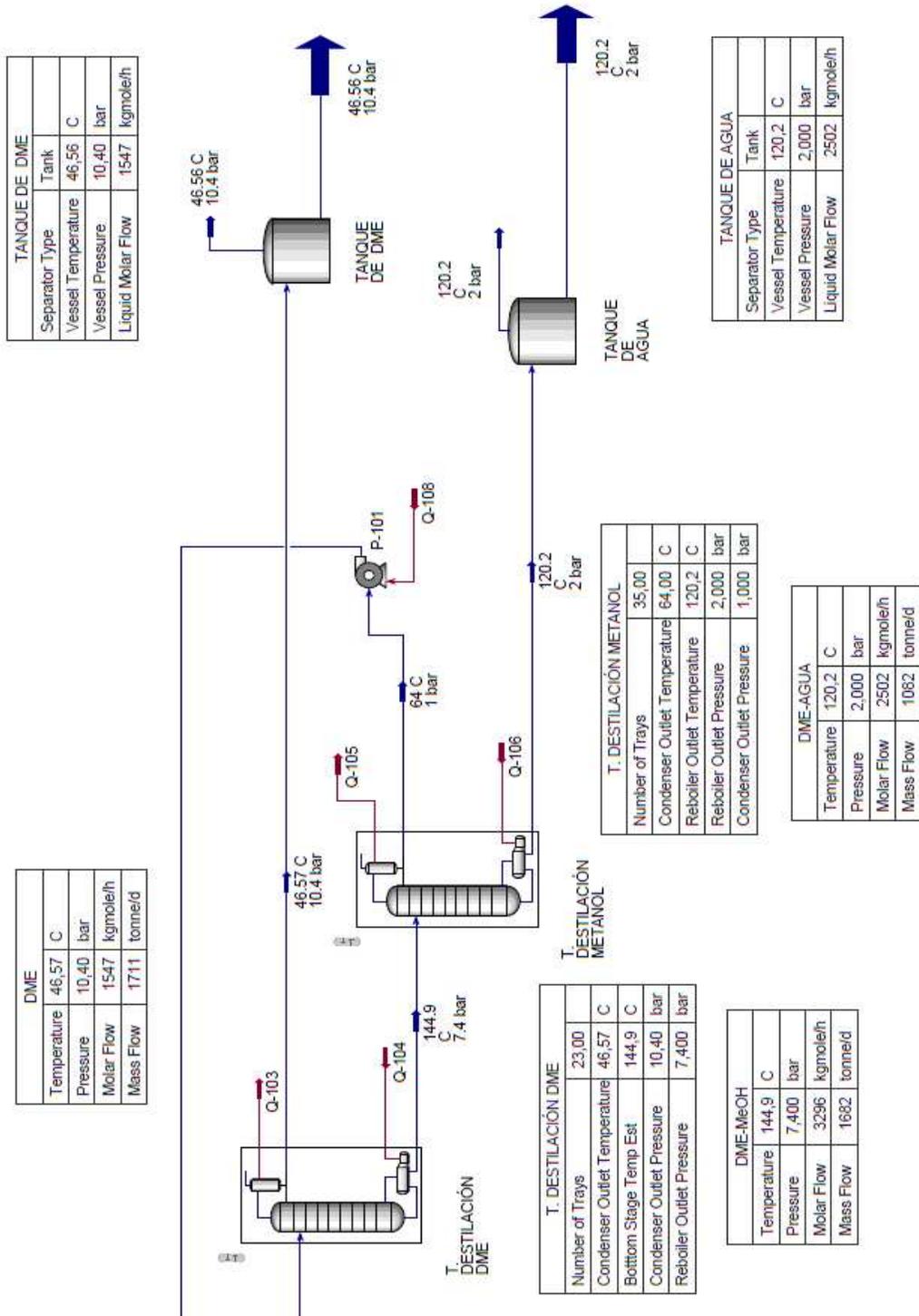


Figura 54. Esquema General de Simulación de la Planta - Parte 2



Fuente.- Extraído de Hysys V11.

Para el inicio de la simulación, se bombea un caudal de alimentación de 2789,90 Toneladas/día compuesto por 0,998 metanol y 0,0016 agua a 25 °C y 15,5 bar de presión a un mezclador o mixer donde se mezcla con la corriente de recirculación de la segunda columna de destilación. Destilando 0,8367 metanol, 0,1526 agua y 0,0107 DME a una temperatura de 135,5°C y una presión de 10 bar, el caudal másico de esta corriente es de 344,10 ton/día.

La corriente que sale del mezclador tiene un caudal de 3144,00 Ton/día y está compuesta por 0,9607 metanol, 0,0180 agua y 0,0013 DME a una presión de 15,5 bar y una temperatura de 38,62 °C. Esta mezcla pasa por un intercambiador de calor y un horno adicional para que la temperatura alcance los 211, 4 °C antes de ingresar al reactor catalítico que tiene una conversión del 80%.

La corriente de salida del reactor con una presión de 15,5 bares, una temperatura de 365,9 °C y una composición 0,1961 metanol, 0,2387 agua y 0,5652 DME pasa por una válvula donde se despresuriza a 10 bares y luego se enfría a 90 °C para entrar a la primera columna de destilación.

La primera columna de destilación está diseñada para separar el DME de la mezcla. Se supone una relación de reflujo de 3 y se obtiene una pureza de 99,5% a 44,9 °C. El producto de fondo se envía a una segunda columna de destilación para separar el metanol sin reaccionar del agua.

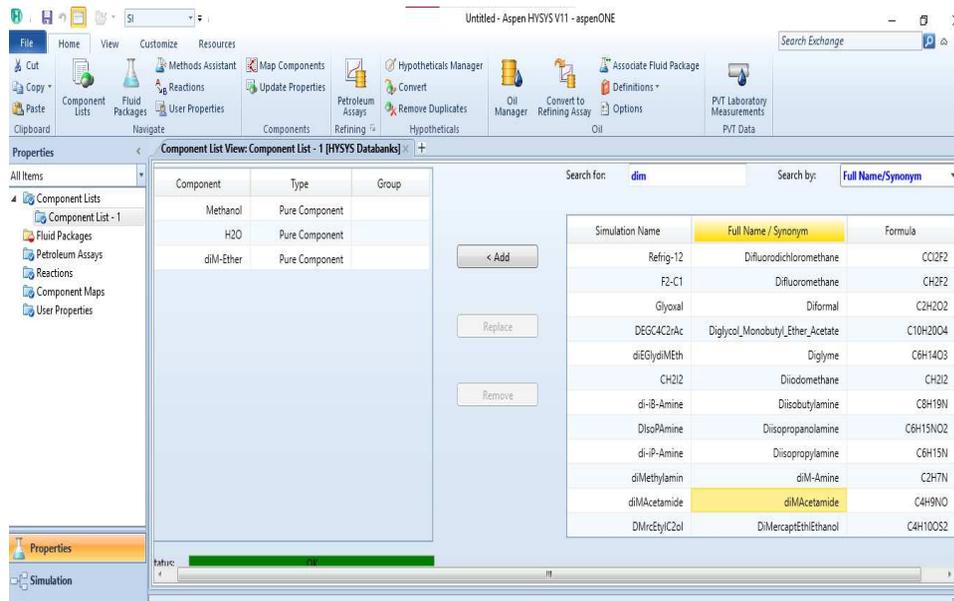
El producto de cabeza de la segunda columna de destilación contiene aproximadamente un 80% de metanol y se bombea a un recirculador, mientras que el residuo, que consiste principalmente en agua, se envía a un tratamiento para eliminar los remanentes de los componentes orgánicos presentes en la reacción.

#### **4.3.1. Secuencia de Simulación del Proceso de Destilación**

- **Selección de componentes, paquete de fluidos y la reacción del proceso**

Para iniciar el proceso de simulación, en primer lugar, debemos seleccionar los componentes que ingresaran por el flujo de alimentación, En este caso seleccionamos al metanol, agua y el Dimetil éter.

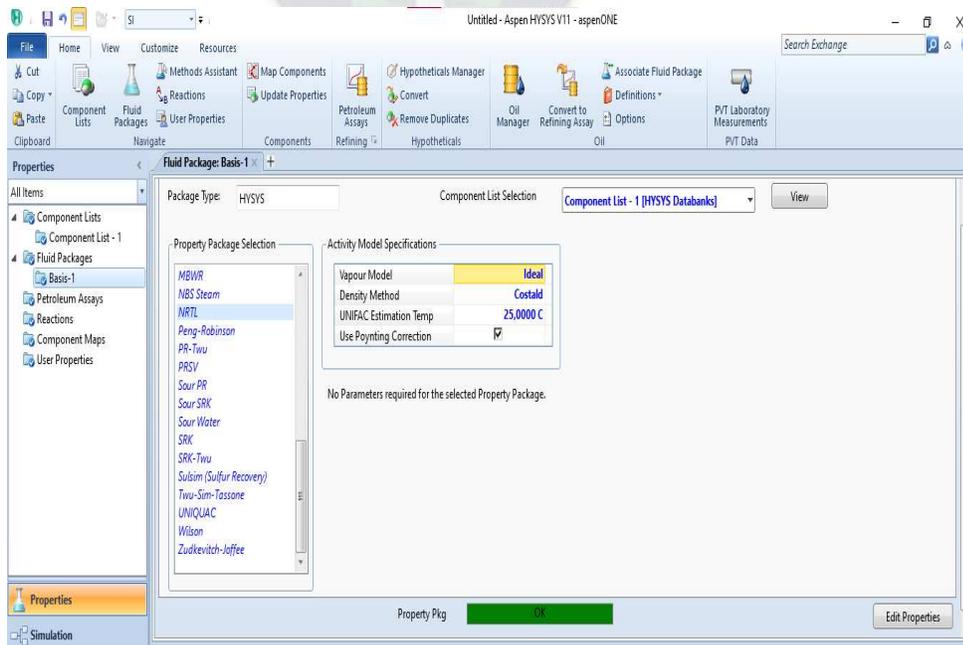
**Figura 55. Selección de Componentes para la Simulación**



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

El siguiente paso que se hace es la selección del paquete de fluidos. En la simulación de este proceso, se eligió el paquete NRTL porque es el más indicado para predicciones termodinámicas con una amplia gama de puntos de ebullición y diferentes equilibrios (líquido-líquido, líquido-vapor).

**Figura 56. Selección del Paquete de Fluidos**



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

La ecuación NRTL (Non-Random, Two-Liquid), fue propuesta por Ritten y Prausnitz (1968) y es aplicable tanto a sistemas total como parcialmente miscibles. La base para la derivación de la ecuación NRTL es la teoría de fluidos, en la que se supone que los fluidos tienen una estructura celular de dos tipos de moléculas, y en las mezclas binarias se supone que cada molécula está rodeada por ambas moléculas. Tipo, la relación determinada por la energía de interacción de Gibbs. (Northen Alliance Heavy Machinery, 2016). La formulación de esta ecuación es la siguiente:

$$\frac{g^E}{RT} = \sum_{i=1}^c x_i \frac{\sum_{j=1}^c \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{i=1}^c G_{ii} x_i}$$

$$\tau_{ji} = \frac{g_{ji} - g_{ii}}{RT}$$

$$G_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} \tau_{ji}) (\alpha_{ji} = \alpha_{ij})$$

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^c \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{l=1}^c G_{li} x_l} + \sum_{j=1}^c \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{l=1}^c G_{lj} x_l} \left( \tau_{ij} - \frac{\sum_{r=1}^c x_r \tau_{rj} G_{rj}}{\sum_{l=1}^c G_{lj} x_l} \right)$$

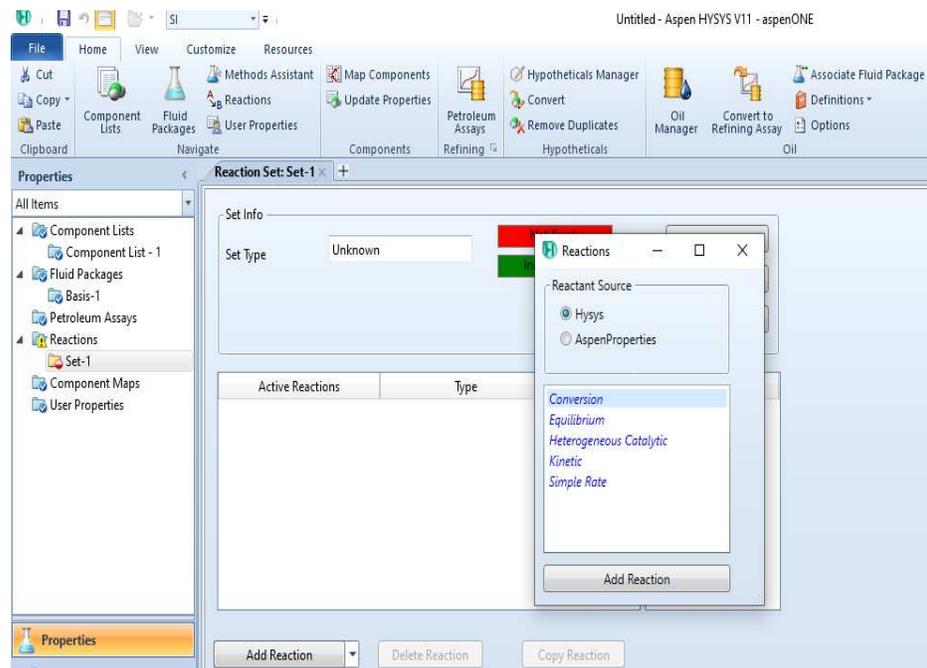
El valor de  $g_{ij}$  es similar a  $\alpha_{ij}$  en la ecuación de Wilson. Donde  $\alpha_{ij}$  está relacionado con la no aleatoriedad de la mezcla: si  $\alpha_{ij} = 0$ , la mezcla es aleatoria y la ecuación se reduce a la ecuación de Margules con dos coeficientes.

Para sistemas moderadamente no ideales, la ecuación NRTL no ofrece ninguna ventaja sobre las ecuaciones de Margules o Van Laar de tres parámetros más simples, pero es válida para mezclas fuertemente no ideales y especialmente para sistemas parcialmente miscibles. (Catarina, 2016)

Por último, se selecciona el tipo de reacción química del proceso con las siguientes características:

## 1. Tipo de Reacción: Conversión

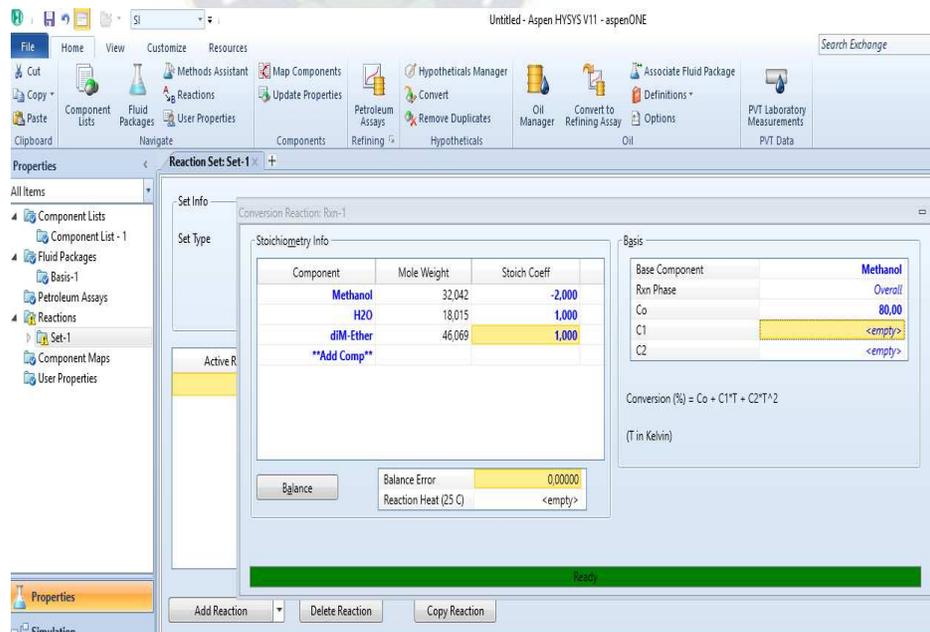
Figura 57. Elección del Tipo de Reacción



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

## 2. Estequiometria: Metanol -2, Agua 1 y Dimetil Éter 1 y 80% de conversión

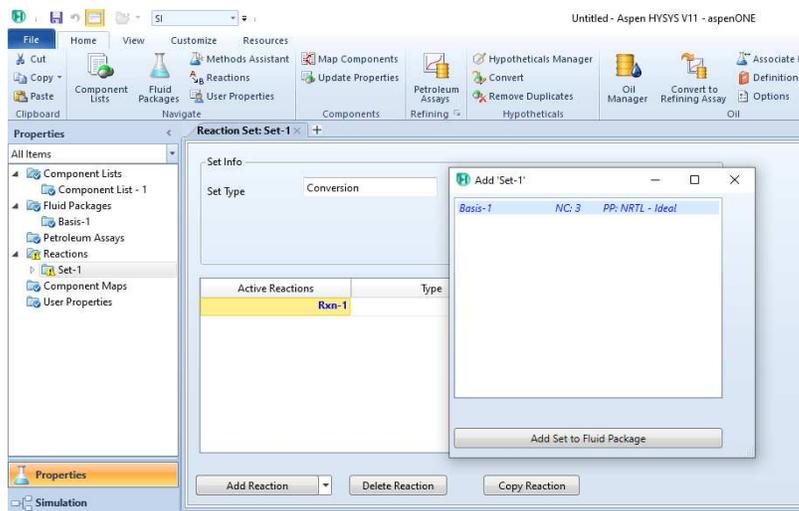
Figura 58. Estequiometria de la Reacción



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

3. Finalmente, se agrega la reacción al paquete de componentes seleccionado.

Figura 59. Paquete de Reacción



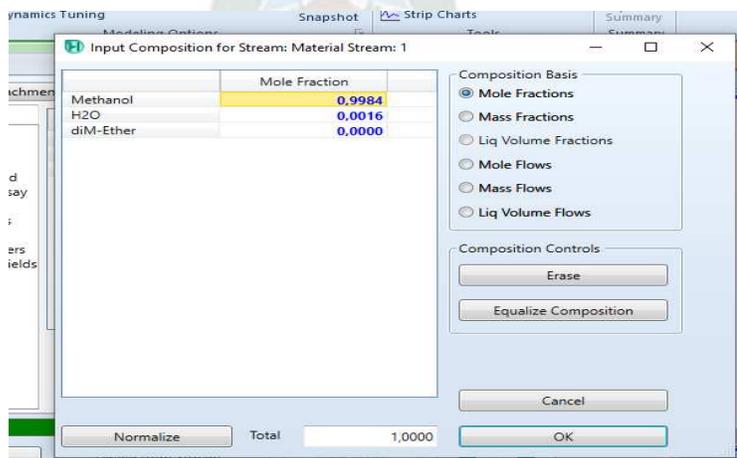
Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

### 4.3.2. Ambiente de Simulación del Proceso de Destilación

Para realizar la simulación del proceso utilizaremos los resultados obtenidos en los balances de masa y energía que fueron realizados previamente. Para iniciar la simulación debemos definir los datos del Flujo 1 o Flujo de Alimentación. Estos datos consisten en las composiciones másicas o molares de los componentes, la presión, temperatura y el flujo, másico molar.

1. Agregando las composiciones molares de los compuestos en el flujo de alimentación.

Figura 60. Composiciones Molares en el Flujo de Alimentación



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

**Figura 61. Presión, Temperatura y Flujo de Alimentación del Proceso**

Worksheet	Stream Name	METANOL A PROCESAR	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	25,00	25,00
Composition	Pressure [bar]	15,50	15,50
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	4046	4046
Petroleum Assay	Mass Flow [tonne/d]	2790	2790
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	141,9	141,9
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,502e+005	-2,502e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	59,60	59,60
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1,012e+009	-1,012e+009
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	141,4	141,4
Emissions	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Bomba (P-100)**

Una bomba P-100 aumenta la presión de la corriente de Alimentación de 15,5 bar o 1550 KPa antes de mezclarla con la corriente 1-2 de recirculación en un mezclador MIX-100. No se debe aplicar demasiada presión para evitar reacciones secundarias.

**Figura 62. Características de la Bomba P-100**

Simulation Solver Summaries Analysis  
 Capital: \_\_\_USD Utilities: \_\_\_USD/Year Energy Savings: \_\_\_MW (\_\_\_%) Exchangers - Un

**Pump: P-100**

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

**Design**

Connections  
 Parameters  
 Curves  
 Links  
 User Variables  
 Notes

Delta P: 1,550e+004 kPa  
 Adiabatic Efficiency: 75,00 %  
 Pressure Ratio: 154,0  
 Duty: 65,8494 kW

Multiphase Pump  
 Enable Multiphase Pump  
 Use correlation  Use curves

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

**Figura 63. Datos de las Corrientes de Ingreso y Salida de la Bomba**

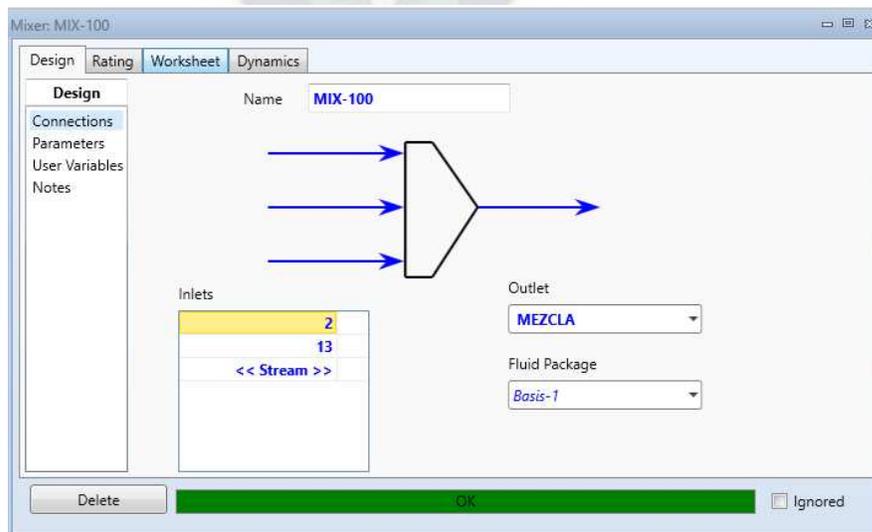
Worksheet	Name	ALIMENTACION	2	Q-100
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	25,00	32,27	<empty>
Composition	Pressure [bar]	1,013	156,0	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	281,6	281,6	<empty>
	Mass Flow [tonne/d]	216,4	216,4	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	11,33	11,33	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,395e+005	-2,387e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	46,72	94,34	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-6,746e+007	-6,722e+007	2,371e+005

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Mixer (MIX-100)**

Las corrientes 2 y 13 se mezclan en un mezclador para formar el flujo de entrada o alimentación al reactor.

**Figura 64. Corrientes de Ingreso al Mixer**



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

Figura 65. Datos de las Corrientes del Mixer

Worksheet	Name	2	13	MEZCLA
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000
Properties	Temperature [C]	31,30	64,42	37,64
Composition	Pressure [bar]	170,5	10,00	10,00
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	4046	792,4	4838
	Mass Flow [tonne/d]	2790	599,3	3389
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	141,9	31,25	173,1
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,495e+005	-2,366e+005	-2,474e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	78,88	93,26	66,89
	Heat Flow [kJ/h]	-1,009e+009	-1,875e+008	-1,197e+009

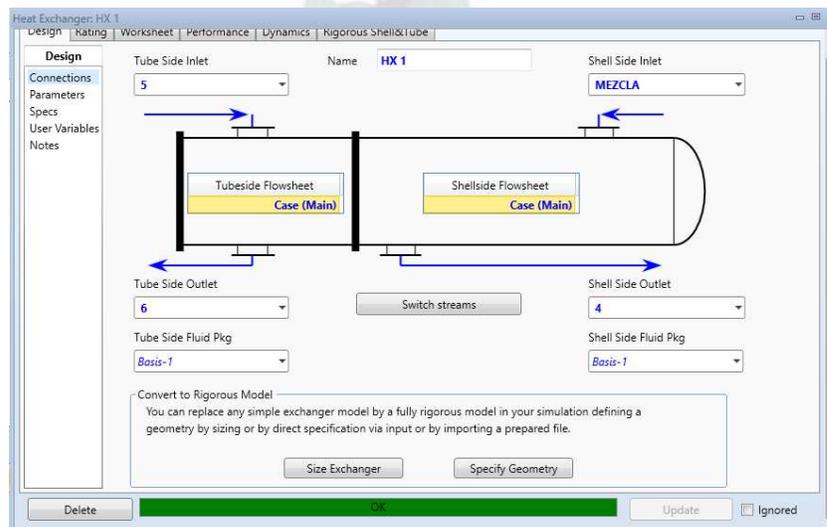
Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Intercambiador de Calor (HX-1)**

Para optimizar la energía se añade un intercambiador de calor debido a que la corriente proveniente de la mezcla debe incrementar por condiciones de diseño su temperatura previa entrada al reactor de DME.

La corriente de salida debe disminuir su temperatura para que pueda ingresar a las columnas de destilación respectivas.

Figura 66. Corrientes de ingreso al Intercambiador de Calor



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

Figura 67. Datos de las Corrientes del Intercambiador de Calor

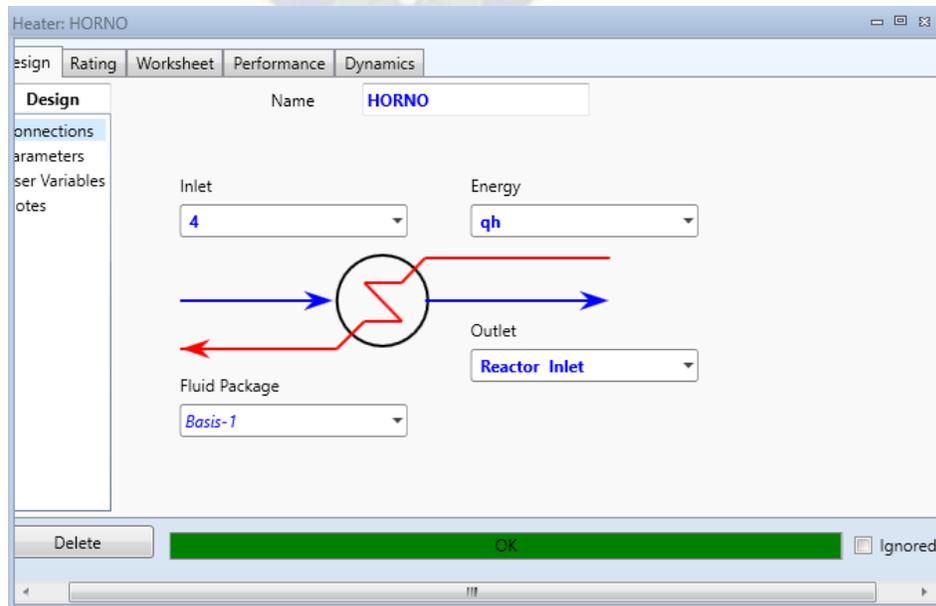
Name	5	6	MEZCLA	4
Vapour	1,0000	0,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	319,9	90,00	37,64	172,2
Pressure [bar]	10,00	10,00	10,00	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	4838	4838	4838	4838
Mass Flow [tonne/d]	3389	3389	3389	3389
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	182,6	182,6	173,1	173,1
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,006e+005	-2,453e+005	-2,474e+005	-2,027e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	183,8	95,71	66,89	171,1
Heat Flow [kJ/h]	-9,706e+008	-1,187e+009	-1,197e+009	-9,806e+008

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Horno o Heater**

Para lograr una conversión del 80%, la corriente que ingresa al reactor debe calentarse hasta una temperatura de 211,4 °C empleando un intercambiador de calor y un horno adicional.

Figura 68. Corrientes de Ingreso del Horno



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

Figura 69. Datos de las Corrientes del Horno

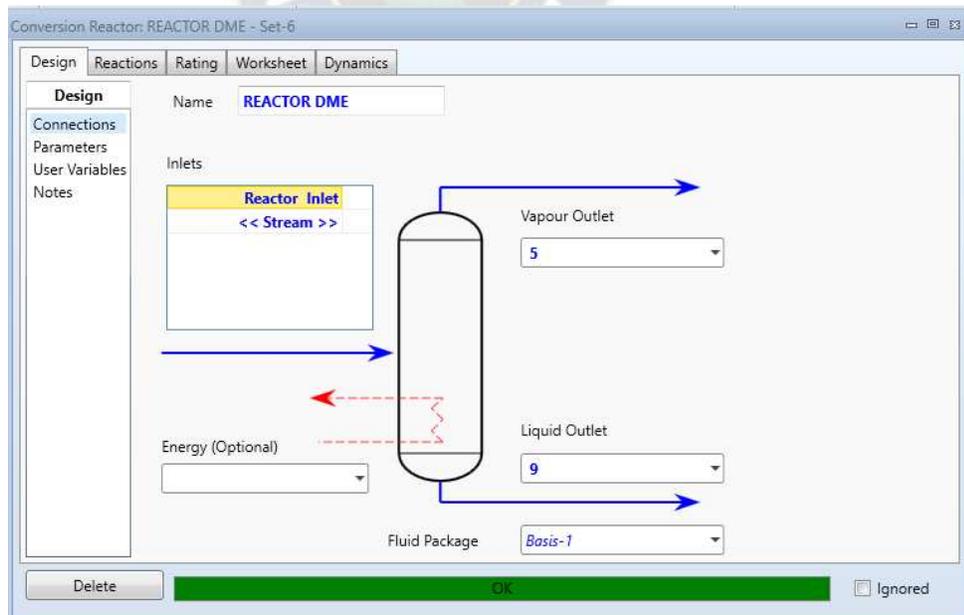
Name	4	Reactor Inlet	qh
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [C]	172,2	211,4	<empty>
Pressure [bar]	10,00	10,00	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	4838	4838	<empty>
Mass Flow [tonne/d]	3389	3389	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	173,1	173,1	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,027e+005	-2,006e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	171,1	175,6	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-9,806e+008	-9,706e+008	1,000e+007

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Reactor (CVR-100)**

En el presente proyecto se eligió un reactor de conversión después de ser alimentado con los flujos relevantes y reacciones químicas. Consideramos un reactor adiabático de lecho fijo.

Figura 70. Corrientes de Ingreso al Reactor



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

**Figura 71. Datos de las Corrientes del Reactor**

	Reactor Inlet	9	5
Name			
Vapour	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	211,4	319,9	319,9
Pressure [bar]	10,00	10,00	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	4838	0,0000	4838
Mass Flow [tonne/d]	3389	0,0000	3389
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	173,1	0,0000	182,6
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,006e+005	-2,444e+005	-2,006e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	175,6	102,5	183,8
Heat Flow [kJ/h]	-9,706e+008	0,0000	-9,706e+008

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Columna de Destilación Primaria (T-100)**

Como se mencionó anteriormente, el propósito de esta columna es separar el producto DME de la mezcla de metanol y agua.

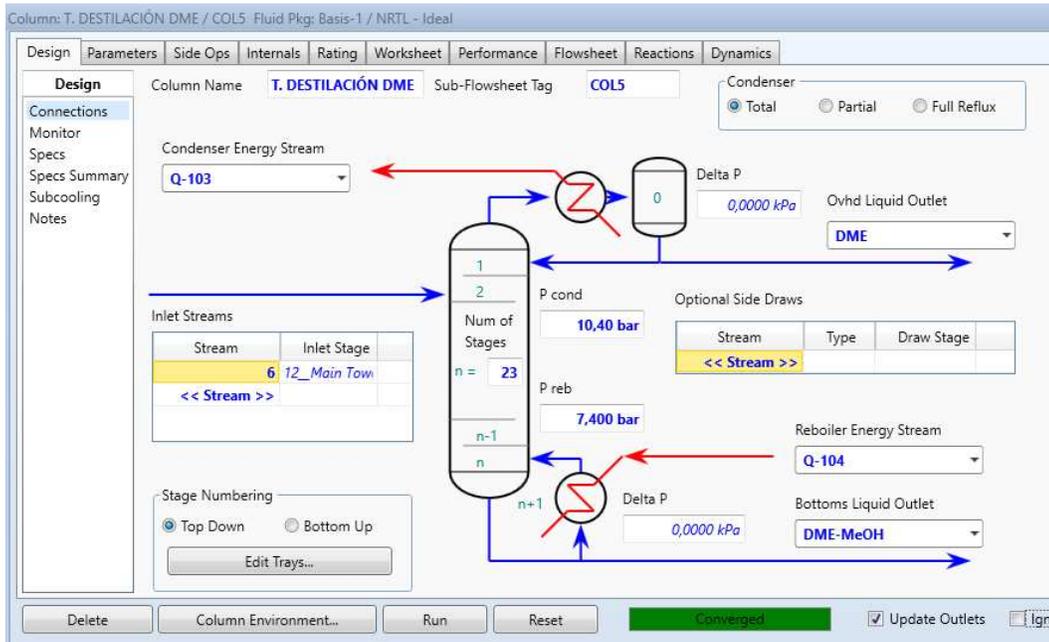
Para que esta columna converja es necesario cargar todos los datos de alimentación, flujo de destilado y fondos. Todos los valores fueron calculados en la sección de diseño de equipos y se obtuvieron los siguientes resultados.

**Tabla 33. Datos de la Columna de Destilación Primaria**

Variable	Valor
Número mínimo de Etapas	7
Número de plato mínimo de alimentación	5
Número Teórico de Etapas	12
Número real de Etapas	23
Etapas real de Alimentación	9
Altura de la Columna (m)	12,1
Diámetro de la columna (m)	1,5
Eficiencia	73%
Presión condensador (bar)	10,4
Presión rehervidor (bar)	7,4

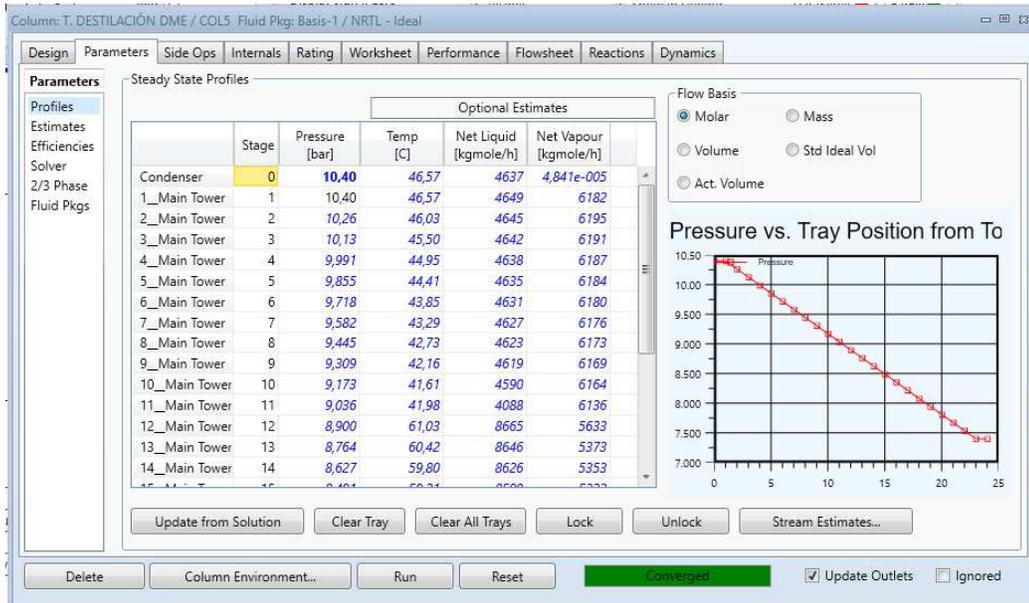
Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

Figura 72. Características de la Torre de Destilación 1



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

Figura 73. Parámetros de la Columna de Destilación 1



Nota. – Extraído de Aspen HYSYS V11.

**Figura 74. Datos de las Corrientes de la Torre de Destilación 1**

Name	6-3 @COL5	8 @COL5	9 @COL5
Vapour	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature [C]	90,00	46,57	144,9
Pressure [bar]	10,00	10,40	7,400
Molar Flow [kgmole/h]	4838	1546	3293
Mass Flow [tonne/d]	3389	1709	1680
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	182,6	106,2	76,39
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,453e+005	-2,011e+005	-2,639e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	95,71	161,0	61,28
Heat Flow [kJ/h]	-1,187e+009	-3,107e+008	-8,689e+008

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

El destilado de esta primera columna forma el producto DME y la alimentación del fondo se alimenta a la segunda columna.

- **Columna de Destilación Secundaria (T-100)**

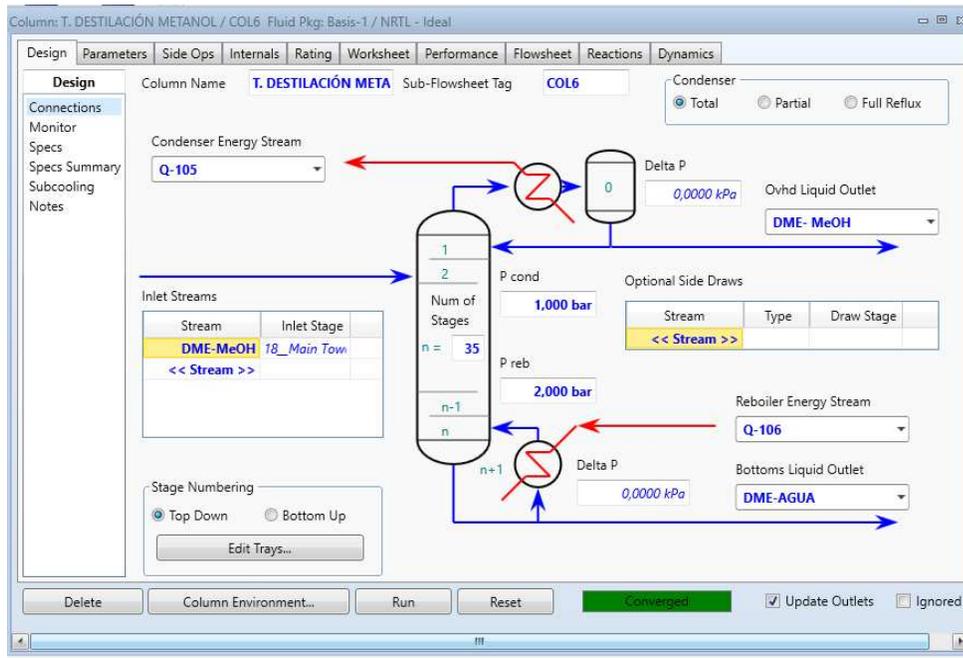
Al igual que con la columna de destilación anterior, utilizaremos los datos obtenidos previamente y los resumiremos de la siguiente manera:

**Tabla 34. Datos de la Columna de Destilación Secundaria**

Variable	Valor
Número mínimo de Etapas	12
Número de plato mínimo de alimentación	4
Número Teórico de Etapas	23
Número real de Etapas	35
Etapa real de Alimentación	6
Altura de la Columna (m)	24,74
Diámetro de la columna (m)	1,5
Eficiencia	71,10%
Presión condensador (bar)	1
Presión rehevador (bar)	2

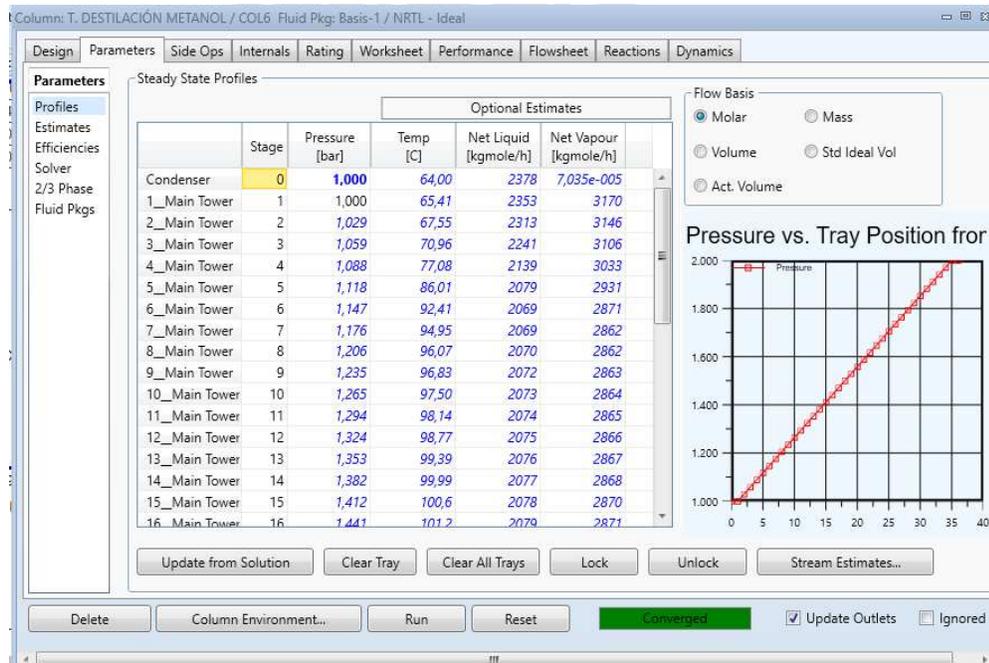
Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

**Figura 75. Características de la Torre de Destilación 2**



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

**Figura 76. Parámetros de la Torre de Destilación 2**



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

**Figura 77. Datos de las Corrientes de la Torre de Destilación 2**

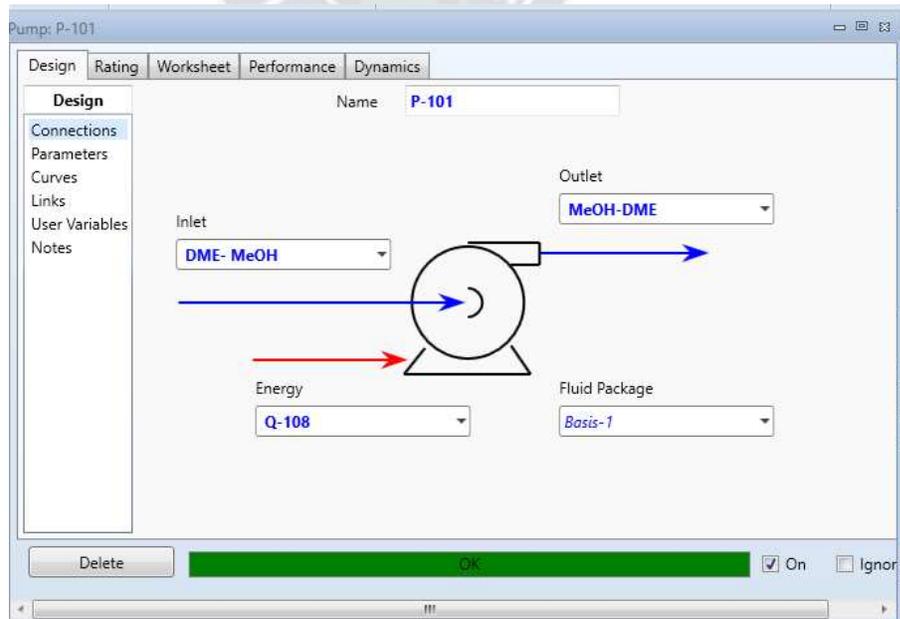
Name	10-3 @COL6	10 @COL6	11 @COL6
Vapour	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature [C]	144,9	64,00	120,2
Pressure [bar]	7,400	1,000	2,000
Molar Flow [kgmole/h]	3293	792,6	2500
Mass Flow [tonne/d]	1680	599,3	1081
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	76,39	31,25	45,13
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,639e+005	-2,367e+005	-2,777e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	61,28	74,59	27,57
Heat Flow [kJ/h]	-8,689e+008	-1,876e+008	-6,943e+008

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Bomba (P-101)**

Finalmente, el destilado de la columna secundaria se bombea a través de la bomba P-101 y se mezcla con la corriente de alimentación en un mezclador MIX-100.

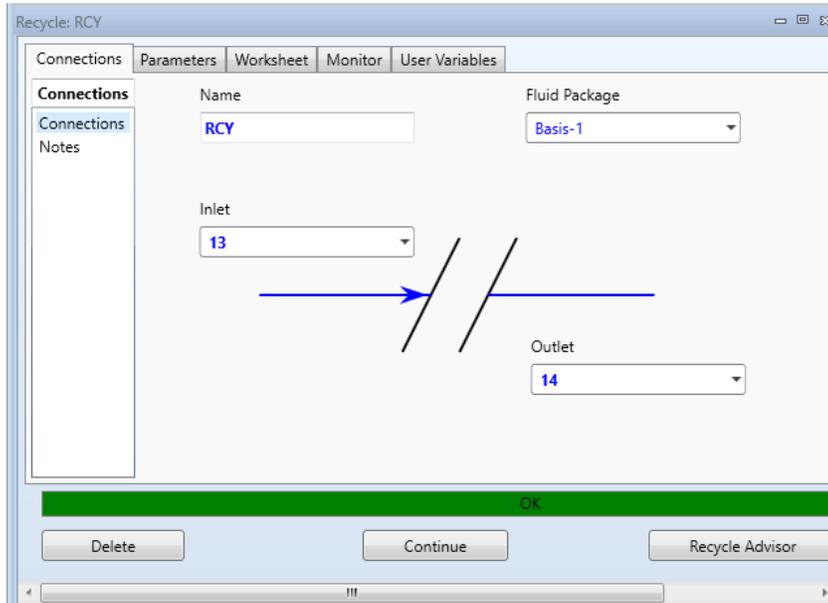
**Figura 78. Corrientes de ingreso a la Bomba P-101**



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Recirculador (RCY)**

**Figura 79. Corrientes de Ingreso al Recirculador**



Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

**Figura 80. Datos de las Corrientes del Recirculador**

Name	13	14
Vapour	0,0000	0,0000
Temperature [C]	64,42	64,42
Pressure [bar]	10,00	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	73,37	73,46
Mass Flow [tonne/d]	55,49	55,57
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,894	2,898
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,366e+005	-2,366e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	93,27	93,29
Heat Flow [kJ/h]	-1,736e+007	-1,738e+007

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

A continuación, se resumen las características de flujo másico, energético y del equipo.

- **Reactor de DME**

Tabla 35. Tabla Comparativa Reactor DME

Método	Balance de Materia			Calor de Reacción (KW)
	$\xi \left( \frac{Kmol}{h} \right)$	Conversión Metanol (%)	$T_{eq} (^{\circ}C)$	
Simulación	4838	80	211,4	-11712,000
Análisis	3144,10	80	352,55	-19955,100

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Columna de Destilación Primaria**

Tabla 36. Tabla Comparativa Columna de Destilación Primaria

Método	$S_m$ (Etapas)	$S$ (Etapas)	$N_R$ (Etapas)	$T_{CON}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{REB}$ ( $^{\circ}C$ )
Simulación	12	23	5	46,57	140,6
Análisis	15	23	5	46,82	139,10

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Corriente de Producto DME**

Tabla 37. Tabla Comparativa Corriente de Producto DME

Método	Pureza (%)	Cantidad (TPD)
Simulación	99,90	1713
Análisis	99,500	1762

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

- **Columna de Destilación Secundaria**

Tabla 38. Tabla Comparativa Columna de Destilación Secundaria

Método	$S_m$ (Etapas)	$S$ (Etapas)	$N_R$ (Etapas)	$T_{CON}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{REB}$ ( $^{\circ}C$ )
Simulación	18	35	18	64,00	120,20
Análisis	23	35	6	72,22	97,85

Fuente. – Extraído de Aspen HYSYS

Los valores calculados manualmente en base al análisis no difieren significativamente de los valores calculados por el software. Por lo que se concluyó que el diseño de la línea de producción fue implementado exitosamente.

#### **4.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA PLANTA**

En esta sección se realizará la evaluación económica de la planta. Una vez obtenida la cantidad de producción del DME se estima el costo de producción y la inversión necesaria para la construcción y puesta en marcha.

##### **4.4.1. Análisis de Costos**

###### **4.4.1.1. Inversión Inicial**

El costo de la inversión inicial se calcula con los datos de la inversión total y el tamaño de la planta de Dimetil Éter y se determinan utilizando los datos obtenidos después de realizar los cálculos de la deshidratación catalítica del metanol. La siguiente ecuación representa la inversión total.

$$I_t = I_0 \left( \frac{C_t}{C_0} \right)^\alpha$$

Donde:

$I_t$  = Inversión inicial planta

$I_0$  = Inversión planta de referencia

$C_t$  = Capacidad planta

$C_0$  = Capacidad planta referencia

$\alpha$  = Factor de economía de escala

$\alpha$  depende de cada tecnología y por lo general se usa 0,6 para el caso que no esté disponible y es conocido como la regla de los 6/10. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

Aunque existe una probabilidad de error del 10-50% al utilizar este método de cálculo, lo consideramos bueno ya que la entrada es similar al 90% recomendado en el equipo y servicio. Además, estos costos incluyen bombas, tuberías, válvulas, etc. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

La empresa Lurgi & AirLiquide brindo valores estimados para la planta con la tecnología propuesta conocida como Lurgi Mega DME, el valor de la planta es de 430 MM\$us para una capacidad de 7,500.00 TPD.

La tecnología elegida aún no se encuentra asentada en todo el mundo y por esta razón se considerará un factor de economía de escala ( $\alpha$ ) de 0,7; este valor es recomendado en estos procesos petroquímicos. (Perez, Del Pozzi, & Cavagnola, 2018)

Los datos obtenidos para el cálculo del costo de inversión inicial para la planta a construir son:

$$I_0 = 430.000.000,000 \text{ USD}$$

$$T_t = 2000 \text{ Ton/día}$$

$$T_0 = 7500 \text{ Ton/día}$$

$$\alpha = 0,6$$

Reemplazando los datos en la ecuación anterior:

$$I_t = 430.000.000,00 \text{ USD} \left( \frac{2000 \text{ Ton/día}}{7500 \text{ Ton/día}} \right)^{0,7}$$

$$I_t = 158.349.364,50 \text{ USD}$$

El cálculo de la inversión inicial incluye todos los elementos necesarios para la construcción y puesta en marcha de la instalación. Algunos de los elementos incluidos en este documento incluyen terrenos, construcción o equipos.

Los costos asociados con la toma de decisiones se pueden dividir en costos de capital y costos operativos.

Lang en 1957 propuso el llamado método factorial para estimar los costos que implican la construcción de las plantas químicas. Después de un análisis cuidadoso, se concluyó que el costo de instalación se puede expresar como un múltiplo del costo del equipo. Este término proporcional se denomina "Factor de Lang" y se expresa de la siguiente manera.

$$C_{TCF} = F_L * \sum_{i=1}^n C_{E,i}$$

Donde:

$C_{TCF}$  = Costo Total en Capital Fijo

$C_{E,i}$  = Costo de Adquisición del Equipo

$F_L$  = Factor de Lang

$n$  = Número Total de Equipos Individuales

El valor del factor de Lang puede variar según el tipo de planta química que se quiere construir. Los elementos que utilizaremos son los que se muestran en la siguiente tabla.

Peters & Timmerhaus indican un valor de 1,55 para dispositivos de manipulación de líquidos, sólo incluye los costes de instalación, tuberías, instrumentos y sistemas eléctricos.

**Tabla 39. Factores de Lang para el cálculo de inversión de Capital Fijo**

Item	Líquidos	Mixtos	Sólidos
Coste de Equipos	CE		
Instalación + Tuberías + Instrumentación + Sistema eléctrico + Edificios de proceso	1,55 CE	1,30 CE	0,95 CE
Servicios + almacenes + construcción	0,85 CE	0,90 CE	0,85 CE
Total coste físico (TCF)	3,40 CE	3,15 CE	2,80 CE
Costes de ingeniería + contratista + contingencias	0,45 TCF	0,40 TCF	0,35 TCF
<b>Coste total planta</b>	<b>1,45 TCF</b>	<b>1,40 TCF</b>	<b>1,35 TCF</b>
	<b>4,93 CE</b>	<b>4,41 CE</b>	<b>3,78 CE</b>

Fuente. – Extraído de ( Peters, Timmerhaus, West., & Peters, 2003)

En la siguiente tabla se presentan los equipos necesarios y los costos de cada uno de ellos para la implementación de la planta de destilación catalítica del metanol para la obtención de Dimetil Éter.

**Tabla 40. Costo de Equipos de la Planta**

Nº	Equipos	Costo Unitario (USD)	Cantidad	Costo Total (USD)
1	Reactor de Lecho Fijo	90.000,00	1	90.000
2	Mezclador Mecánico	15.500,00	1	15.500
3	Bomba Hidráulica	6.000,00	2	12.000
4	Columna de Destilación Primaria (Incluye Reboiler y Condensador)	868.309,40	1	868.309,40
5	Columna de Destilación Secundaria (Incluye Reboiler y Condensador)	995.984,43	1	995.984,43
6	Intercambiador de Calor	826.140,00	2	1.652.280,00

(Coraza y Tubos)			
7	Horno o Calentador	120.000,00	120.000,00
8	Recirculador	9.000,00	9.000,00
<b>Total (USD)</b>			<b>3.763.073,83</b>

Fuente. – Elaboración propia con datos extraídos de paginas online como: dirind.com/petroquímica, mte-process.com, maivisa.com, zean.es

Calculando el factor de Lang

$$C_{TCF} = 1,55 * 3.763.073,83 \text{ USD}$$

$$C_{TCF} = 5.832.764,44 \text{ USD}$$

- **Costo de preparación del Terreno**

Estos costos incluyen el estudio del terreno, limpieza de superficies, construcción de caminos, alcantarillas, sistemas de protección contra incendios. Para plantas que se construyen desde cero, es decir, sin otras instalaciones conectadas, los costos pueden alcanzar entre el 10 y el 20% de la inversión total en el equipo. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

Para el cálculo se asumió el 15% de este monto, es decir 874.914.67 USD.

- **Costo de Instalación de Servicios**

Estos costos incluyen salas de control, laboratorios, talleres de mantenimiento, oficinas administrativas, instalaciones médicas, comedores y almacenes. Según Seider et al. se puede estimar en el 20% de los costos totales del sistema para sistemas nuevos. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

Por lo tanto, el costo de mantenimiento del sistema DME es de 1.166.552,89 USD.

- **Costo Planta de Servicios Auxiliares**

Estos costos de capital incluyen la construcción e instalación de instalaciones de servicios tales como vapor, electricidad, agua de refrigeración, agua de calderas, gases combustibles inertes, instalaciones de refrigeración, etc. y otras instalaciones relacionadas de eliminación y tratamiento de aguas residuales.

Según Peters & Timmerhaus, estos costos pueden variar entre el 30 y el 80 por ciento de los costos de los equipos, siendo el 50 por ciento un promedio normal para las plantas de procesamiento de líquidos. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

Según los datos obtenidos, el costo de fábrica de DME para este proyecto es 2.916.382,22 USD.

### **Inversión Fija Directa Total**

La suma de los costos anteriores se denomina inversión fija directa total y se muestra en la siguiente tabla.

**Tabla 41. Costo Total Inversión Fija Directa**

<b>Nº</b>	<b>Ítem</b>	<b>Costos Total (USD)</b>
<b>1</b>	Inversión Total en Capital Fijo	5.832.764,44
<b>2</b>	Costo Preparación del Terreno	874.914,67
<b>3</b>	Costo de Instalación de Servicios	1.166.552,89
<b>4</b>	Costo de Planta de Servicios Auxiliares	2.916.382,22
<b>Inversión Fija Directa Total (USD)</b>		<b>9.915.699,55</b>

Fuente. – Elaboración propia

- **Costo de Contingencias**

Los costos de contingencia son costos en los que se espera incurrir durante la construcción de una planta. Es común reservar el 15% de las inversiones fijas para cubrir los gastos inesperados. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

Por lo tanto, el costo de mantenimiento del sistema DME es de 847.914,67 USD.

- **Capital Total Depreciable**

Si sumamos los costos para contingencias a los costos de inversión fija directa nos da como resultado un capital total depreciable que, como sugiere el nombre, está sujeto a depreciación. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

Para la planta DME el capital depreciable total asciende a 9.892.829,07 USD.

- **Costo del Terreno**

El valor del terreno incrementa de valor en cada gestión. A falta de datos, se puede suponer que esto corresponde al 2% del capital amortizable total. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

Debido a que es difícil determinar el precio del terreno en el parque industrial donde se ubica la planta, el costo se ha determinado según la recomendación anterior y su valor es de 19.785.658,14 USD.

- **Costo de Patentes y Licencias**

Las fábricas de DME utilizan tecnología con marca registrada, por lo que primero se debe pagar las patentes y licencias de los procesos. Se considera apropiado considerar el 2% del capital total depreciable, resultando un costo de 395.713,16 USD. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

- **Costo Puesta en Marcha**

El costo de puesta en marcha generalmente se estima que es el 10% de la depreciación total. ( Peters, Timmerhaus, West,, & Peters, 2003)

Por lo tanto, este valor alcanza un valor de 1.978.565,81 USD.

### **Inversión Fija Total**

La suma del capital fijo y otros gastos no depreciables es el costo total de la inversión en capital fijo.

**Tabla 42. Costo Inversión Fija Total**

<b>Nº</b>	<b>Ítem</b>	<b>Costos Total (USD)</b>
<b>1</b>	Costo Contingencias	847.914,67
<b>2</b>	Costo Total del Terreno	19.785.658,14
<b>3</b>	Capital Total Despreciable	9.892.829,07
<b>4</b>	Costo de Patentes y Licencias	395.713,16
<b>5</b>	Costo de Puesta en Marcha	1.978.565,81
	<b>Inversion Fija Total (USD)</b>	<b>32.900.680,85</b>

Fuente. – Elaboración propia

#### 4.4.1.2. Costos de Operación

- **Costo Mano de Obra**

Para la puesta en marcha y operación de la planta contaremos con los servicios de profesionales especializados en el área, los cuales gargarizaran el buen funcionamiento y la producción y distribución del combustible.

A continuación, se presenta la planilla de sueldos del personal de la planta.

**Tabla 43. Costo Salarios Personal de la Planta**

Nº	Personal	Salario Mensual (Bs)	Cantidad	Salario Anual(Bs)	Salario Anual (USD)
1	Gerente	25.095,00	1	326.235,00	46.872,84
2	Encargado administrativo	20.081,00	1	261.053,00	37.507,61
3	Encargado de laboratorio	19.791,00	2	514.566,00	73.931,90
4	Jefe de planta	19.082,00	2	496.132,00	71.283,33
5	Operador de planta	15.926,00	6	1.242.228,00	178.481,03
6	Ayudante de Planta	12.696,00	12	1.980.576,00	284.565,52
7	Encargado de SySO, Calidad y MA	15.791,00	4	821.132,00	117.978,74
8	Encargado de Mantenimiento	15.791,00	6	1.231.698,00	176.968,10
9	Encargado de Almacén	15.337,00	4	797.524,00	114.586,78
10	Técnico Especialista I	15.791,00	8	1.642.264,00	235.957,47
11	Técnico Especialista II	14.337,00	8	149.1048,00	214.231,03
12	Encargado de Logística	14.337,00	8	1.491.048,00	214.231,03
13	Jefe de Turno	15.791,00	8	1.642.264,00	235.957,47
14	Seguridad	7.616,00	6	594.048,00	85.351,72
<b>Total (Bs)</b>				<b>14.531.816,00</b>	
				<b>Total (USD)</b>	<b>2.087.904,60</b>

Fuente. – Elaboración propia con datos extraídos de Planillas vigentes hasta el 2016 de la Estatal Petrolera Y.P.F.B. (Pagina Siete, 2018)

- **Costos de Materia Prima, insumos y servicios**

##### **Materia Prima**

La materia prima para la obtención del dimetil éter es el metanol.

Precio Internacional del Metanol al 14 de abril del 2024 es de 2791,67 RMB/Ton lo que equivale a 385,52 USD/Ton. (Investing.com, 2024)

$$787129 \frac{\text{Ton}}{\text{año}} * \frac{371, \text{USD}}{1 \text{ Ton}} = 303.453.586,60 \text{ USD/año}$$

### Catalizador

El precio del catalizador de Zeolita es 415,90 USD/Kg. (Zeolita, 2021)

$$48120 \frac{\text{Kg}}{\text{año}} * \frac{415,90 \text{ USD}}{1 \text{ Kg}} = 20.013.106,00 \text{ USD/año}$$

### Energía Eléctrica

La empresa ELFEC que suministra energía eléctrica al departamento de Cochabamba tiene como tarifa para el sector industrial 0,52 Bs el KWh. (ELFEC, 2021)

$$18.140.675,72 \frac{\text{KWh}}{\text{año}} * \frac{0,52 \text{ Bs}}{1 \text{ KWh}} * \frac{1 \text{ USD}}{6,96 \text{ Bs}} = 1.355.337,84 \text{ USD/año}$$

### Agua Potable

La empresa SEMAPA en la categoría Industrial, el cargo fijo es de 40 bolivianos por m<sup>3</sup>. (SEMAPA, 2021)

$$15.665.644,36 \frac{\text{m}^3}{\text{año}} * \frac{30 \text{ Bs}}{50 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ USD}}{6,96 \text{ Bs}} = 1.350.486,58 \text{ USD}$$

**Tabla 44. Costo de Materia Prima, Insumos y Servicios**

Nº	Ítem	Costos Total (USD)
1	Metanol	303.453.586,60
2	Catalizador	20.013.108,00
3	Energía Eléctrica	1.355.337,84
4	Agua Potable	1.350.486,58
<b>Total (USD)</b>		<b>326.172.519,02</b>

Fuente. – Elaboración propia

#### 4.4.1.3. Precio de Venta

Utilizando los datos obtenidos previamente, podemos estimar el precio de venta al consumidor final, teniendo en cuenta el margen de beneficio del 80% que es el estándar

para este proyecto. Además, se debe tener en cuenta el impuesto al valor agregado (IVA) del 15%.

Precio Internacional del DME al 04 de marzo del 2024 es de 3200,0 RMB/Ton lo que equivale a 414,30 USD/Ton. (Investing.com, 2024)

$$P_{venta} = 414,30 \frac{USD}{Ton DME} * \frac{1 Ton DME}{1000 Kg DME} * \frac{656,62 Kg DME}{1 m^3 DME} * \frac{1 m^3 DME}{1000 L DME} * \frac{6,96 Bs}{1 USD}$$

$$Precio de Venta = 1,89 * (1 + 0,8) * (1 + 0,15)$$

$$Precio de Venta = 3,91 Bs$$

Con los datos obtenidos anteriormente podemos calcular los ingresos anuales de la venta de DME para el posterior flujo de caja.

$$500.000,0 \frac{Ton DME}{año} * \frac{1000 Kg DME}{1 Ton DME} * \frac{1 m^3 DME}{656,62 Kg DME} * \frac{1000 L DME}{1 m^3 DME} * \frac{3,91 Bs}{1 L DME} * \frac{1 USD}{6,96 Bs}$$

$$Ingreso_{anual} = 42.778.2895.1 USD$$

#### 4.4.1.4. Análisis Económico del Proyecto

Tabla 45. Flujo de Caja Projectado para la Planta

DETALLE	INICIO DE OPERACION	FLUJO ECONÓMICO							
	AÑO 0	AÑO 1		AÑO 2		AÑO 3		AÑO 4	
	INVERSIÓN	INGRESOS	EGRESOS	INGRESOS	EGRESOS	INGRESOS	EGRESOS	INGRESOS	EGRESOS
Inversión Fija	158.349.364,50								
INGRESOS por venta		427.782.895,10		427.782.895,10		427.782.895,10		427.782.895,10	
Costo Salario del Personal			2.087.904,60		2.087.904,60		2.087.904,60		2.087.904,60
Costo Materia Prima			326.172.519,02		326.172.519,02		326.172.519,02		326.172.519,02
IMPUESTOS									
Impuesto a las Transacciones (IT)			12.833.486,85		12.833.486,85		12.833.486,85		12.833.486,85
Impuesto a las Utilidades (IUE)			2.671.531,10		2.671.531,10		2.671.531,10		2.671.531,10
Otros Gastos			500.000,00		500.000,00		500.000,00		500.000,00
TOTAL DE COSTOS (USD)	158.349.364,50	427.782.895,10	344.265.441,57	427.782.895,10	344.265.441,57	427.782.895,10	344.265.441,57	427.782.895,10	344.265.441,57
			AÑO	MONTO [USD]					
			1	83.517.453,53					-158.349.364,50
			2	83.517.453,53					83.517.453,53
			3	83.517.453,53			VAN	106.389.725,61	83.517.453,53
			4	83.517.453,53			TIR	38%	83.517.453,53

Fuente. – Elaboración propia

#### 4.4.1.5. Indicadores Financieros de Rentabilidad

- **Valor Actual Neto (VAN)**

El Valor Actual Neto (VAN) es uno de los indicadores financieros más conocidos y utilizados para valorar y determinar la viabilidad y la rentabilidad de un proyecto de inversión. Se determina mediante la actualización de los flujos de gastos e ingresos futuros del proyecto, menos la inversión inicial. Si el resultado de esta operación es positivo, es decir, si refleja ganancia se puede decir que el proyecto es viable. (mastersi, 2021)

Se calcula con la siguiente ecuación:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+i)^t} - I_0$$

Donde:

t: número de periodos = 4 años

F<sub>t</sub>: Flujos de caja futuros ya sean positivos o negativos

i: Tasa mínima de interés = 10 %

I<sub>0</sub>: Inversión inicial a realizar

Esta operación nos arrojará 3 posibles resultados que nos servirán para determinar la viabilidad del proyecto en cuestión:

Sí el resultado es igual a cero (0),

- VAN = 0 se determina que el proyecto no dará ganancias ni pérdidas. La utilidad económica del proyecto es nula.
- Cuando el valor obtenido es mayor a cero (0)
- VAN > 0. se asume que el proyecto será rentable. La utilidad del proyecto es positiva.
- Si el valor obtenido es menor a cero (0)
- VAN < 0. se considera el proyecto no es viable. La utilidad del proyecto es negativa. (mastersi, 2021)

Calculamos el VAN con los valores obtenidos en nuestro flujo de caja.

$$VAN = \frac{83.517.453,53}{(1 + 0,1)^1} + \frac{83.517.453,53}{(1 + 0,1)^2} + \frac{83.517.453,53}{(1 + 0,1)^3} + \frac{83.517.453,53}{(1 + 0,1)^4} - 158.349.364,50$$

$$VAN = 106.389.725,61$$

El resultado obtenido nos da un valor mayor a 0 por lo tanto nos indica que el proyecto es viable y generará beneficios para el país.

- **Tasa Interno de Retorno**

La Tasa Interna de Retorno (TIR) es uno de los métodos de evaluación de proyectos de inversión más recomendables. Se utiliza frecuentemente para analizar la viabilidad de un proyecto y determinar la tasa de beneficio o rentabilidad que se puede obtener de dicha inversión. Es el porcentaje de beneficios o pérdida que tendrá una inversión para las cantidades que todavía no se han retirado del proyecto. (mastersi, 2021)

Se calcula con la siguiente ecuación:

$$TIR = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + i)^t} - I_0$$

Donde:

t: número de periodos = 4 años

F<sub>t</sub>: Flujos de caja futuros ya sean positivos o negativos

i: Tasa mínima de interés

I<sub>0</sub>: Inversión inicial a realizar

Los resultados se interpretan de la siguiente manera:

- Si la TIR es < 10 se determina que el proyecto debe ser rechazado.
- Si la TIR es > 10 entonces el proyecto será viable y puede ser aprobado.

En el caso de que la TIR = 10, el proyecto en principio debe ser rechazado. (mastersi, 2021)

$$TIR = \frac{83.517.453,53}{(1 + i)^1} + \frac{83.517.453,53}{(1 + i)^2} + \frac{83.517.453,53}{(1 + i)^3} + \frac{83.517.453,53}{(1 + i)^4} - 106.389.725,61$$

$$TIR = 0,38$$

$$TIR = 38 \%$$

El resultado obtenido es de 38% que es mayor a 10%, por lo tanto, nos indica que el proyecto es viable y rentable.



## CAPÍTULO 5 - CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 5.1. CONCLUSIONES

Con base en los estudios e investigaciones realizados dentro de este proyecto, se llegaron a las siguientes conclusiones:

- Se realizó el Diseño de una Planta de Deshidratación Catalítica de Metanol para la Producción de Dimetil Éter con una capacidad de 500.000,0 Ton/año cumpliendo con las especificaciones necesarias para su comercialización.
- El mercado de Dimetil Éter a nivel mundial presenta una creciente demanda debido a que las guerras en los países de Ucrania-Rusia y Palestina e Israel hacen que el volumen de producción de petróleo disminuya y aumente la demanda de combustibles alternativos. Se estima que el mercado de dimetil éter (DME) alcanzará los 3.797.000 Ton/año en proyección al 2027 y se espera que se experimente una tasa de retorno anual de menos del 9,10 % durante este periodo.
- Se describieron las características conceptuales del proceso de obtención del DME llegando a seleccionar a el método indirecto y la tecnología de Lurgi & Air Liquide en función a bibliografías.
- Se analizaron las características de todos los equipos que conforman el circuito de producción de dimetil éter en función a los datos obtenidos en cálculos y bibliografía para su posterior simulación. Siendo el dimensionamiento del reactor el más importante ya que debe estar acorde a la cantidad de Dimetil Éter que se debe producir como también el catalizador de Zeolita ZSMO-5 que es adecuado y nos permite obtener un mayor rendimiento en el proceso y una mayor eficiencia económica al proyecto.
- Los datos obtenidos de los cálculos realizados en ingeniería de procesos y simulación muestran pequeños márgenes de error que nos permiten validar la simulación y entender que el proceso es preciso.
- Realizada la evaluación del estudio de factibilidad técnica-económica respecto a la implementación de una Planta de Destilación Catalítica de Dimetil Éter para su uso como Combustible en el Parque Automotor se establece que es un proyecto que demanda una inversión de 158.349.364,50 de USD, el cual de acuerdo a los

indicadores económicos de factibilidad el Valor Actual Neto (VAN) es 106.389.725,61 USD y la Tasa Interna de Retorno (TIR) es del 38% lo que demuestra una alta rentabilidad y un retorno de la inversión en los primeros 4 años de funcionamiento.

- La demanda de Diésel por parte del parque automotor y de la industria puede llegar a ser disminuido por la Planta propuesta tomando en cuenta que el Dimetil Éter tiene características similares al diésel.



## 5.2. RECOMENDACIONES

Con base en las conclusiones del análisis del proyecto y estudio de factibilidad sobre el Diseño de una Planta de destilación catalítica de metanol para la Producción de Dimetil Éter para su uso como Combustible en el Parque Automotor, se realizan las siguientes recomendaciones:

- Realizar una Ingeniería del proceso más detallada para obtener resultados más precisos.
- Realizar un estudio para la implementación de empresas que puedan transformar esta materia prima en productos químicos que sean favorables para el incremento y la mejora de la economía de nuestro país creando empleos directos e indirectos llegando a mejorar la calidad de vida de las personas.
- Cambiar las políticas de las inversiones en el sector petrolero para que se continúe con la industrialización del Gas Natural haciendo que nuestro país se convierta en un potencial exportador de combustibles amigables con el medio ambiente mejorando la calidad del aire y disminuyendo la contaminación y emisión de gases de efecto invernadero.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Chipana Mamani., W. (09 de 11 de 2023). *El Diario*. Obtenido de [ldiario.net/portal/2023/11/09/falta-de-gasolina-y-diesel-continuara/](http://ldiario.net/portal/2023/11/09/falta-de-gasolina-y-diesel-continuara/)
2. du Bourg , H. d. (2018). *Future prospective of DME In 33rd World Gas Conference*. Obtenido de <http://members.igu.org/html/wgc2006/pdf/paper/add10696.pdf>
3. Lee, S. (2012). *Dimethyl Ether Synthesis and Conversion to Value-Added Chemicals-Oslo University*. Obtenido de Sunggyu Lee, PhD: <https://sunggyuleephd.com/dme/>
4. Mii, T., & Uchida, M. (Noviembre de 2015). *Fuel DME Plant in East Asia. Toshiyuki Mii and Masayuki UCHIDA*. Obtenido de YUMPU-Business Planning and Development Department. TOYO ENGINEERING: <https://www.yumpu.com/en/document/read/24398335/fuel-dme-plant-in-east-asia>
5. Mondal, U., & Yadav, G. (Junio de 2019). *ScienceDirect*. Obtenido de ELSIEVER: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2212982019301453>
6. Odil ugli, M. M., & Narmatovich, K. I. (Octubre de 2021). *Technology of Producing Dme*. Obtenido de Academic Journal of Digital Economics and Stability: <https://academicjournal.io>
7. Peters, M., Timmerhaus, K., Wes, R., & Peters, M. (2002). *DAVUniversity*. Obtenido de <https://www.davuniversity.org/images/files/study-material/PLANT%20DESIGN%20AND%20ECONOMICS%20FOR%20CHEMICAL%20ENGINEERS.pdf>
8. Peters, M., Timmerhaus, K., West,, R., & Peters, M. (2003). *WordPress*. Obtenido de [https://elbunkerdequimica.files.wordpress.com/2020/09/plant-design-and-economics-for-chemical-engineers-by-max-peters-klaus-timmerhaus-ronald-west-max-peters-z-lib.org\\_.pdf](https://elbunkerdequimica.files.wordpress.com/2020/09/plant-design-and-economics-for-chemical-engineers-by-max-peters-klaus-timmerhaus-ronald-west-max-peters-z-lib.org_.pdf)
9. Ahlgren, S., Baky., A., Bernesson, S., Nordberg, Å., Norén, O., & Hansson, P.-A. (2017). *Future fuel supply systems for organic production based on Fischer*. Obtenido de ELSIEBVER-Biosystems Engineering.: [https://pub.epsilon.slu.se/4089/1/ahlgren\\_s\\_20091117.pdf](https://pub.epsilon.slu.se/4089/1/ahlgren_s_20091117.pdf)
10. ANH. (18 de Marzo de 2023). *ANH*. Obtenido de <https://www.anh.gob.bo/w2019/contenido.php?s=13>
11. BBC News Mundo. (15 de Junio de 2022). *Por qué hay una escasez mundial de diésel y cómo esta impactará tu bolsillo a pesar de que tu auto no lo use*. Obtenido de Por qué hay una escasez mundial de diésel y cómo esta impactará tu bolsillo a pesar de que tu auto no lo use: <https://www.bbc.com/mundo/noticias-61792580>
12. Belmonte, M. (19 de Mayo de 2022). *EN TRES MESES LAS COMPRAS DEL EXTERIOR SUMARON \$US 661,9 MILLONES*. . Obtenido de Pagina siete: <https://www.paginasiete.bo/economia/bolivia-importa-diesel-y-gasolina-un-39-y-158-mas-carro-que-en-2021-FF2557250>

13. bnamericas. (20 de Octubre de 2022). *bnamericas*. Obtenido de <https://www.bnamericas.com/es/noticias/santa-cruz-la-paz-y-cochabamba-consumen-el-77-de-diesel-y-gasolinas-comercializados-en-bolivia>
14. Bozga, G., Apan, I. T., & Bozga, R. E. (2013). *Dimethyl ether synthesis catalysts, processes and reactors*. Obtenido de ingentaCONNET: <https://www.ingentaconnect.com/content/ben/rpcat/2013/00000002/00000001/art00004>
15. Catarina. (2016). *catarina.udlap.mx*. Obtenido de [http://catarina.udlap.mx/u\\_dl\\_a/tales/documentos/lpro/cortes\\_r\\_jh/capitulo4.pdf](http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/cortes_r_jh/capitulo4.pdf)
16. Chica Perez, C. (Febrero de 2018). *Diseño de reactor catalítico para el proceso de obtención de dimetil éter a partir de metanol*. Obtenido de Repositorio Universidad de Cádiz: <http://hdl.handle.net/10498/6590>
17. Correo del Sur. (01 de Febrero de 2022). *Bolivia: Importación de combustibles alcanza récord histórico*. Obtenido de CORREO DEL SUR: [https://correodelsur.com/capitales/20220201\\_bolivia-importacion-de-combustibles-alcanza-record-historico.html](https://correodelsur.com/capitales/20220201_bolivia-importacion-de-combustibles-alcanza-record-historico.html)
18. disenhoplantasquimicas. (2014). *disenhoplantasquimicas*. Obtenido de <https://disenhoplantasquimicas.wordpress.com/datos-generales/poliestireno/>
19. elPotosi. (09 de enero de 2024). *elPotosi*. Obtenido de [https://elpotosi.net/nacional/20240109\\_bolivia-consume-cada-dia-7-millones-de-litros-de-diesel-y-6-de-gasolina.html](https://elpotosi.net/nacional/20240109_bolivia-consume-cada-dia-7-millones-de-litros-de-diesel-y-6-de-gasolina.html)
20. GlobalData. (2018). *Irán producirá la mitad de la producción mundial de metanol hasta 2022, según GlobalData*. Obtenido de futurENVIRO: <https://futurenviro.es/iran-representa-la-mitad-del-aumento-de-la-capacidad-global-de-metanol-planificado-hasta-2022-dice-globaldata/>
21. Guadarrama Ramirez, A. (2020). *ANÁLISIS MOLECULAR DE LA CONSTANTE DIELECTRICA EN FUNCIÓN DE LA TENSIÓN SUPERFICIAL DE UN FLUIDO POLAR*. Obtenido de ri.uaemex.mx: [www.indiamart.com/proddetail/recovered-methanol-20971743512.html](http://www.indiamart.com/proddetail/recovered-methanol-20971743512.html)
22. IBCE. (11 de Enero de 2023). *Producción y comercialización de diésel en Bolivia*. Obtenido de IBCE: <https://ibce.org.bo/publicaciones-ibcecifras-pdf.php?id=906>
23. Impuestos Nacionales. (Septiembre de 2014). *Impuestos Nacionales*. Obtenido de [Impuestos.gob.bo](http://Impuestos.gob.bo)
24. Investing.com. (04 de 04 de 2024). *SunSirs*. Obtenido de <https://www.sunsirs.com/es/prodetail-429.html>
25. Kumar, S., Cho, J. H., Park, J., & Moon, I. (2013). *Advances in diesel–alcohol blends and their effects on the performance and emissions of diesel engines*. Obtenido de ScienceDirect: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032113000488>
26. La Razon. (12 de Diciembre de 2023). *América Economía*. Obtenido de <https://www.americaeconomia.com/negocios-e-industrias/importacion-de-combustibles-en-bolivia-alcanza-los-us-3000-millones-este-ano>
27. Lazcano, M. (06 de Octubre de 2023). *La Razón*. Obtenido de <https://www.la-razon.com/economia/2023/10/06/a-julio-importacion-de-gasolina-baja-en-37-y-de-diesel-suben-en-1/>

28. Lizano Villalobos , A. F., Zúñiga Arias, D., & Castro Vega, J. (2016). *ACADEMIA*. Obtenido de [https://www.academia.edu/31138667/UNIVERSIDAD\\_DE\\_COSTA\\_RICA\\_FACULTAD\\_DE\\_INGENIER%3%8DA\\_ESCUELA\\_DE\\_INGENIER%3%8DA\\_QU%3%8DMICA\\_IQ\\_0416\\_Cin%3%A9tica\\_y\\_Reactores\\_Qu%3%ADmicos\\_Dise%3%B1o\\_de\\_un\\_Reactor\\_para\\_Producci%3%B3n\\_de\\_DME](https://www.academia.edu/31138667/UNIVERSIDAD_DE_COSTA_RICA_FACULTAD_DE_INGENIER%3%8DA_ESCUELA_DE_INGENIER%3%8DA_QU%3%8DMICA_IQ_0416_Cin%3%A9tica_y_Reactores_Qu%3%ADmicos_Dise%3%B1o_de_un_Reactor_para_Producci%3%B3n_de_DME)
29. Los Tiempos. (10 de Noviembre de 2023). *Los Tiempos*. Obtenido de <https://www.lostiempos.com/actualidad/economia/20231018/importacion-gasolina-diesel-aumenta-132>
30. Mamatkulov Murodjon , O., & Khasilov , I. N. (2021). *Technology of Producing Dme*. Obtenido de Academic Journal of Digital Economics and Stability (Spain): <https://economics.academicjournal.io/index.php/economics/article/view/319/312>
31. Martin Mendez, L. (Junio de 2016). *Process design and control of dimethyl ether synthesis*. Obtenido de Repositorio Universidad Politecnica de Madrid: [https://oa.upm.es/42670/1/TFG\\_LAURA\\_MARTIN\\_MENDEZ.pdf](https://oa.upm.es/42670/1/TFG_LAURA_MARTIN_MENDEZ.pdf)
32. mastersi. (02 de Febrero de 2021). *mastersi BLOG*. Obtenido de <https://www.mastersi.com.pe/mastersi/blog/177-usando-acumuladores-de-vapor-para-satisfacer-demandas-fluctuantes-en-planta>
33. Mordor Intelligence. (2021). *MERCADO DE DIMETIL ÉTER (DME): CRECIMIENTO, TENDENCIAS, IMPACTO DE COVID-19 Y PRONÓSTICOS (2022 - 2027)*. Obtenido de MordorIntelligence: [www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/dimethyl-ether-market#:~:text=Se%20estima%20que%20el%20mercado,por%20COVID-19%20en%202020](http://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/dimethyl-ether-market#:~:text=Se%20estima%20que%20el%20mercado,por%20COVID-19%20en%202020)
34. Mordor Intelligence. (2022). *MERCADO DE METANOL: CRECIMIENTO, TENDENCIAS, IMPACTO DE COVID-19 Y PRONÓSTICO (2022 - 2027)*. Obtenido de MordorIntelligence: <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/methanol-market>
35. National Academies Press. (14 de agosto de 2001). *PNGV, Independent Pannel Offers Praise Recommendations for Partnership for a New Generation of Vehicles*. Obtenido de National Research Council: [https://books.google.com.bo/books?hl=es&lr=&id=39zCc9HNPQUC&oi=fnd&pg=PR12&dq=Recommendations+for+Partnership+for+a+New+Generation+of+Vehicles%22,&ots=TlyztJvZ\\_4&sig=AlAh1Y7Ufk4Z5DfeWB7RchM4VXU&redir\\_esc=y#v=onepage&q=Recommendations%20for%20Partnership%2](https://books.google.com.bo/books?hl=es&lr=&id=39zCc9HNPQUC&oi=fnd&pg=PR12&dq=Recommendations+for+Partnership+for+a+New+Generation+of+Vehicles%22,&ots=TlyztJvZ_4&sig=AlAh1Y7Ufk4Z5DfeWB7RchM4VXU&redir_esc=y#v=onepage&q=Recommendations%20for%20Partnership%2)
36. Northern Alliance Heavy Machinery. (2016). *Northern Alliance Heavy Machinery*. Obtenido de <https://maquinaeps.com/Maquina-moldeadora-de-bloques.html>
37. Northern Alliance Heavy Machinery Group. (2016). *Northern Alliance Heavy Machinery Group*. Obtenido de <https://maquinaeps.com/eps-pre-expansor.html>
38. Ohno , Y., Yoshida, M., Shikada, T., Inokoshi , O., Ogawa , T., & Inoue , N. (2019). *New Direct Synthesis Technology for DME(Dimethyl Ether) and Its Application Technology*. Obtenido de JFT TECHNICAL REPORT 12: <https://www.jfe-steel.co.jp/en/research/report/008/pdf/008-06.pdf>
39. Ohno, Y., Yoshido, M., Shikada, T., Inokoshi, O., Ogawa , T., & Inoue, N. (Octubre de 2016). *New Direct Synthesis Technology for DME (Dimethyl Ether) and Its*

- Application Technology*. Obtenido de JFE TECHNICAL REPORT: <https://www.jfe-steel.co.jp/en/research/report/008/pdf/008-06.pdf>
40. Ojea, L. (30 de Junio de 2022). *La demanda de crudo subirá un 7% en 2030: "Un futuro que podría ser malo o desastroso", según el sector del petróleo*. Obtenido de Invertia/EI Español: [https://www.elespanol.com/invertia/empresas/energia/20220630/demanda-subira-futuro-podria-desastroso-sector-petroleo/683931757\\_0.html](https://www.elespanol.com/invertia/empresas/energia/20220630/demanda-subira-futuro-podria-desastroso-sector-petroleo/683931757_0.html)
  41. Opinion. (28 de Noviembre de 2023). *Opinion*. Obtenido de Bolivia ha transitado a ser un importador de energía. Ya comenzó fuerte en 2022, este 2023 vamos a importar cerca a los 1.400 millones de dólares entre gasolina y diésel, pero la exportaciones son cerca a 2.000 millones de dólares, tenemos un déficit comer
  42. Pagina Siete. (17 de 7 de 2017). *Pagina Siete*. Obtenido de <https://www.paginasiete.bo/economia>
  43. Palamatic Process. (2018). *Palamatic Process*. Obtenido de <https://www.palamaticprocess.es/maquinas-industriales/silos-flexibles>
  44. Perez, L. M., Del Pozzi, E. N., & Cavagnola, M. A. (2018). *PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER POR DESHIDRATACIÓN CATALÍTICA DE METANOL*. Obtenido de Repositorio Universidad Nacional de Cuyo: [https://bdigital.uncu.edu.ar/objetos\\_digitales/10771/produccion-de-dimetil-eter.pdf](https://bdigital.uncu.edu.ar/objetos_digitales/10771/produccion-de-dimetil-eter.pdf)
  45. PR Newswire. (25 de Julio de 2023). *PR Newswire*. Obtenido de Dimeta y Enkern colaboran en proyectos de conversión de residuos en DME a gran escala en Europa y EE. UU.: <https://www.prnewswire.com/news-releases/dimeta-y-enerkem-colaboran-en-proyectos-de-conversion-de-residuos-en-dme-a-gran-escala-en-europa-y-ee-uu-301885124.html>
  46. Principado de Asturias. (2020). *Principado de Asturias*. Obtenido de <https://trabajastur.asturias.es/-/auxiliar-de-planta#:~:text=Descripci%C3%B3n%3A,operaciones%20auxiliares%20del%20proceso%20productivo>.
  47. Ramírez, R. (03 de Junio de 2022). *Boletín N° 55*. Obtenido de BOLETÍN PETROLERO: <https://www.rafaelramirez.net/boletin-petrolero/boletin-petrolero-03-de-junio-2022-boletin-no-55/>
  48. Ramos Rodriguez, F. J. (2018). *Ingeniería Básica de una Planta de Producción de Dimetil Éter a partir de Metanol*. Obtenido de idus.us.es: <https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/39367/1/Ramos%20Rodr%C3%ADguez%2C%20Francisco%20Jos%C3%A9.pdf?sequence=1>
  49. Rivera Claire, J. M. (2022). Obtención del dimetil eter a partir del gas natural para su implementación como combustible en el mercado interno. *Tesis UMSA*, 62.
  50. Roca, J. A. (26 de 12 de 2020). *Rusia, Irán y EEUU liderarán a nivel mundial las adiciones de capacidad de metanol para 2030*. Obtenido de El periodico de la Energía: <https://elperiodicodelaenergia.com/rusia-iran-y-eeuu-lideraran-a-nivel-mundial-las-adiciones-de-capacidad-de-metanol-para-2030/>
  51. Sanchez Uria, D. (2017). *Diseño y comportamiento de un catalizador CORE-SHELL en la síntesis directa de dimetil éter con valorización de CO2*. Obtenido

- de Universidad del País Vasco-Euskal Herriko Unibertsitatea (Doctoral dissertation): <https://core.ac.uk/download/pdf/154232682.pdf>
52. Sapag Chain, N., Sapag Chain, R., & Sapag Puelma, J. M. (2014). *Preparación y Evaluación de Proyectos*. Obtenido de <http://repositorio.uasb.edu.bo:8080/bitstream/54000/1243/1/Sapag-proyectos%206ta%20edici%C3%B3n.pdf>
  53. Semelsberger, T. A., Borup, R. L., & Greene, H. L. (Diciembre de 2012). *Dimethyl ether (DME) as an alternative fuel*. Obtenido de Journal of power sources: [https://d1wqtxts1xzle7.cloudfront.net/50525719/Dimethyl\\_ether\\_DME\\_as\\_an\\_alternative\\_f20161124-6621-1wmme6c-with-cover-page-v2.pdf?Expires=1652673621&Signature=OU5yqaET4QFpxM4AJzkkbBp6l2KvsQIVzFXz~bR3Qt9R9d3unceg6SW5JxolluV6LW3YZCJhNrXbqPUKbYAFZ9fhMeDO3wz~](https://d1wqtxts1xzle7.cloudfront.net/50525719/Dimethyl_ether_DME_as_an_alternative_f20161124-6621-1wmme6c-with-cover-page-v2.pdf?Expires=1652673621&Signature=OU5yqaET4QFpxM4AJzkkbBp6l2KvsQIVzFXz~bR3Qt9R9d3unceg6SW5JxolluV6LW3YZCJhNrXbqPUKbYAFZ9fhMeDO3wz~)
  54. Tang, Q., Xu, H., Zheng, Y., Wang, J., Li, H., & Zhang, J. (2012). *Catalytic dehydration of methanol to dimethyl ether over micro-mesoporous ZSM-5/MCM-41 composite molecular sieves*. Obtenido de ELSIEVER-Sciencedirect: [https://d1wqtxts1xzle7.cloudfront.net/42073147/Catalytic\\_dehydration\\_of\\_methanol\\_to\\_dim20160204-22327-1k8b4lm-with-cover-page-v2.pdf?Expires=1654921078&Signature=NrHedajDG4qCDu4KQYM9nd1~R2wm5s-6oS93XUOYabCpENfdZfnH47JalU3KDA21IZoQtSftlQvIKndwoeiGuVzmFI~Ww](https://d1wqtxts1xzle7.cloudfront.net/42073147/Catalytic_dehydration_of_methanol_to_dim20160204-22327-1k8b4lm-with-cover-page-v2.pdf?Expires=1654921078&Signature=NrHedajDG4qCDu4KQYM9nd1~R2wm5s-6oS93XUOYabCpENfdZfnH47JalU3KDA21IZoQtSftlQvIKndwoeiGuVzmFI~Ww)
  55. Tavan, Y., Hossein Hosseini, S., Ghavipour, M., Khosravi Nikou, M. R., & Shariati, A. (Junio de 2013). *ScienceDirect*. Obtenido de ELSIEVER: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0255270113001542>
  56. TNO Road Vehicles Research Institute. (febrero de 2000). *DME Newsletter 4*. Obtenido de TNO Road Vehicles Research Institute: <https://www.tno.nl/en/focus-areas/traffic-transport/>
  57. Van Zeebroeck, R. A. (mayo de 2002). *El dimetil éter (DME) como nuevo combustible diesel limpio*. Obtenido de researchgate.net: [researchgate.net/profile/Rene-Aga/publication/293740948\\_El\\_dimetil\\_eter\\_DME\\_como\\_nuevo\\_combustible\\_limpio/links/57c7412408aefc4af34c7d77/El-dimetil-eter-DME-como-nuevo-combustible-limpio.pdf](https://www.researchgate.net/profile/Rene-Aga/publication/293740948_El_dimetil_eter_DME_como_nuevo_combustible_limpio/links/57c7412408aefc4af34c7d77/El-dimetil-eter-DME-como-nuevo-combustible-limpio.pdf)
  58. Växjö kommun. (Enero de 2000). *Fossil Fuel Free Växjö*. Obtenido de Växjö kommun: <https://vaxjo.se/sidor/politik-och-demokrati/english/sustainable-development/fossil-fuel-free-vaxjo.html>
  59. Wittels, J., Low, E., & Joshua, J. (12 de marzo de 2024). *Bloomberg Linea*. Obtenido de <https://www.bloomberglia.com/2024/03/12/los-precios-mundiales-de-los-combustibles-se-disparan-ante-los-riesgos-de-suministro-venideros/>
  60. YPFB. (2020). *YPFB*. Obtenido de <https://www.ypfb.gob.bo/en/urea>

# ANEXOS

## ANEXO 1 – Workbook de la Simulación

1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: 2AC_PARA DEFENSA REVISOR_METANOL-DIM 3.1.hsc			
2			Unit Set: SI.DME1			
3			Date/Time: Fri Apr 19 00:50:51 2024			
4						
5						
6	<b>Workbook: CaseP(Main)</b>					
7						
8						
9	<b>Streams</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>					
10						
11	Name	Bomba1-Mix @Main	MEZCLA @Main	4 @Main	5 @Main	6 @Main
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
13	Temperature (C)	31.30	37.67	172.3	319.9	90.00 *
14	Pressure (bar)	170.5	10.00	10.00	10.00	10.00
15	Molar Flow (kgmole/h)	4046	4843	4843	4843	4843
16	Mass Flow (tonne/d)	2790	3393	3393	3393	3393
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	141.9	173.3	173.3	182.8	182.8
18	Heat Flow (kJ/h)	-1.009e+009	-1.198e+009	-9.815e+008	-9.715e+008	-1.188e+009
19	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.495e+005	-2.474e+005	-2.027e+005	-2.006e+005	-2.453e+005
20	Name	DME @Main	DME-MeOH @Main	DME- MeOH @Main	DME-AGUA @Main	MeOH-DME @Main
21	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Temperature (C)	46.57	144.9	64.00	120.2	64.42
23	Pressure (bar)	10.40	7.400	1.000	2.000	10.00 *
24	Molar Flow (kgmole/h)	1547	3296	793.7	2502	793.7
25	Mass Flow (tonne/d)	1711	1682	600.1	1082	600.1
26	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	106.3	76.46	31.30	45.17	31.30
27	Heat Flow (kJ/h)	-3.111e+008	-8.698e+008	-1.879e+008	-6.948e+008	-1.878e+008
28	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.011e+005	-2.639e+005	-2.367e+005	-2.777e+005	-2.366e+005
29	Name	Recirc-Mix @Main	Reactor Inlet @Main	DIMETIL ETER @Main	AGUA PRODUCIDA @Main	9 @Main
30	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Temperature (C)	64.42 *	211.4 *	46.56	120.2	319.9
32	Pressure (bar)	10.00 *	10.00	10.40	2.000	10.00
33	Molar Flow (kgmole/h)	797.2	4843	1547	2502	0.0000
34	Mass Flow (tonne/d)	602.8 *	3393	1711	1082	0.0000
35	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	31.44	173.3	106.3	45.17	0.0000
36	Heat Flow (kJ/h)	-1.886e+008	-9.715e+008	-3.111e+008	-6.948e+008	-0.0000
37	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.366e+005	-2.006e+005	-2.011e+005	-2.777e+005	-2.444e+005
38	Name	Tanq DME @Main	Tanq Agua @Main	METANOL A PROCES	Q-100 @Main	Q-105 @Main
39	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	---	---
40	Temperature (C)	46.56	120.2	25.00 *	---	---
41	Pressure (bar)	10.40	2.000	15.50 *	---	---
42	Molar Flow (kgmole/h)	1.958e-002	0.0000	4046	---	---
43	Mass Flow (tonne/d)	2.165e-002	0.0000	2790 *	---	---
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.346e-003	0.0000	141.9	---	---
45	Heat Flow (kJ/h)	-3579	-0.0000	-1.012e+009	2.955e+006	1.132e+008
46	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.827e+005	-2.380e+005	-2.502e+005	---	---
47	Name	Q-106 @Main	Q-108 @Main	qh @Main	Q-103 @Main	Q-104 @Main
48	Vapour Fraction	---	---	---	---	---
49	Temperature (C)	---	---	---	---	---
50	Pressure (bar)	---	---	---	---	---
51	Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
52	Mass Flow (tonne/d)	---	---	---	---	---
53	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
54	Heat Flow (kJ/h)	1.003e+008	4.014e+004	1.001e+007	1.133e+008	1.206e+008
55	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11		Page 1 of 4	

1			Case Name: 2AC_PARA DEFENSA REVISOR_METANOL-DIM 3.1.hsc			
2		Company Name Not Available Bedford, MA USA	Unit Set: SI.DME1			
3			Date/Time: Fri Apr 19 00:50:51 2024			
4						
5	<b>Workbook: CaseP(Main) (continued)</b>					
6	<b>Streams (continued)</b>					
7						Fluid Pkg: All
8						
9						
10	<b>Streams (continued)</b>					
11	Name	Reflux @COL5	To Condenser @COL5	Boilup @COL5	To Reboiler @COL5	9 @COL5
12	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	46.57	46.57	144.9	137.9	144.9
14	Pressure (bar)	10.40	10.40	7.400	7.400	7.400
15	Molar Flow (kgmole/h)	4642	6189	3488	6784	3296
16	Mass Flow (tonne/d)	5132	6843	2160	3842	1682
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	319.0	425.4	106.1	182.5	76.46
18	Heat Flow (kJ/h)	-9.333e+008	-1.131e+009	-7.469e+008	-1.737e+009	-8.698e+008
19	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.011e+005	-1.827e+005	-2.142e+005	-2.561e+005	-2.639e+005
20	Name	8 @COL5	6-3 @COL5	Q-103 @COL5	Q-104 @COL5	Reflux @COL6
21	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	---	---	0.0000
22	Temperature (C)	46.57	90.00	---	---	64.00
23	Pressure (bar)	10.40	10.00	---	---	1.000
24	Molar Flow (kgmole/h)	1547	4843	---	---	2381
25	Mass Flow (tonne/d)	1711	3393	---	---	1800
26	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	106.3	182.8	---	---	93.89
27	Heat Flow (kJ/h)	-3.111e+008	-1.188e+009	1.133e+008	1.206e+008	-5.636e+008
28	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.011e+005	-2.453e+005	---	---	-2.367e+005
29	Name	To Condenser @COL5	Boilup @COL6	To Reboiler @COL6	10 @COL6	11 @COL6
30	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Temperature (C)	65.42	120.2	120.2	64.00	120.2
32	Pressure (bar)	1.000	2.000	2.000	1.000	2.000
33	Molar Flow (kgmole/h)	3175	2529	5031	793.7	2502
34	Mass Flow (tonne/d)	2401	1093	2175	600.1	1082
35	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	125.2	45.65	90.82	31.30	45.17
36	Heat Flow (kJ/h)	-6.382e+008	-6.020e+008	-1.397e+009	-1.879e+008	-6.948e+008
37	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.010e+005	-2.380e+005	-2.777e+005	-2.367e+005	-2.777e+005
38	Name	13 @COL6	Q-105 @COL6	Q-106 @COL6		
39	Vapour Fraction	0.0000	---	---		
40	Temperature (C)	144.9	---	---		
41	Pressure (bar)	7.400	---	---		
42	Molar Flow (kgmole/h)	3296	---	---		
43	Mass Flow (tonne/d)	1682	---	---		
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	76.46	---	---		
45	Heat Flow (kJ/h)	-8.698e+008	1.132e+008	1.003e+008		
46	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.639e+005	---	---		
47	<b>Material Streams</b>					
48						Fluid Pkg: All
49	Name	Bomba1-Mix @Main	MEZCLA @Main	4 @Main	5 @Main	6 @Main
50	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
51	Temperature (C)	31.30	37.67	172.3	319.9	90.00 *
52	Pressure (bar)	170.5	10.00	10.00	10.00	10.00
53	Molar Flow (kgmole/h)	4046	4843	4843	4843	4843
54	Mass Flow (tonne/d)	2790	3393	3393	3393	3393
55	Liquid Volume Flow (m3/h)	141.9	173.3	173.3	182.8	182.8
56	Heat Flow (kJ/h)	-1.009e+009	-1.198e+009	-9.815e+008	-9.715e+008	-1.188e+009
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11			Page 2 of 4	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: 2AC_PARA DEFENSA REVISOR_METANOL-DIM 3.1.hsc			
2			Unit Set: SI.DME1			
3			Date/Time: Fri Apr 19 00:50:51 2024			
4						
5	<b>Workbook: CaseP(Main) (continued)</b>					
6						
7	<b>Material Streams (continued)</b>					
8						Fluid Pkg: All
9	Name	DME @Main	DME-MeOH @Main	DME- MeOH @Main	DME-AGUA @Main	MeOH-DME @Main
10	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11	Temperature (C)	46.57	144.9	64.00	120.2	64.42
12	Pressure (bar)	10.40	7.400	1.000	2.000	10.00 *
13	Molar Flow (kgmole/h)	1547	3296	793.7	2502	793.7
14	Mass Flow (tonne/d)	1711	1682	600.1	1082	600.1
15	Liquid Volume Flow (m3/h)	106.3	76.46	31.30	45.17	31.30
16	Heat Flow (kJ/h)	-3.111e+008	-8.698e+008	-1.879e+008	-6.948e+008	-1.878e+008
17	Name	Recirc-Mix @Main	Reactor Inlet @Main	DIMETIL ETER @Main	AGUA PRODUCIDA @Main	9 @Main
18	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	Temperature (C)	64.42 *	211.4 *	46.56	120.2	319.9
20	Pressure (bar)	10.00 *	10.00	10.40	2.000	10.00
21	Molar Flow (kgmole/h)	797.2	4843	1547	2502	0.0000
22	Mass Flow (tonne/d)	602.8 *	3393	1711	1082	0.0000
23	Liquid Volume Flow (m3/h)	31.44	173.3	106.3	45.17	0.0000
24	Heat Flow (kJ/h)	-1.886e+008	-9.715e+008	-3.111e+008	-6.948e+008	-0.0000
25	Name	Tanq DME @Main	Tanq Agua @Main	METANOL A PROCESAR @Main		
26	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
27	Temperature (C)	46.56	120.2	25.00 *		
28	Pressure (bar)	10.40	2.000	15.50 *		
29	Molar Flow (kgmole/h)	1.958e-002	0.0000	4046		
30	Mass Flow (tonne/d)	2.165e-002	0.0000	2790 *		
31	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.346e-003	0.0000	141.9		
32	Heat Flow (kJ/h)	-3579	-0.0000	-1.012e+009		
33	<b>Compositions</b>					
34						Fluid Pkg: All
35	Name	Bomba1-Mix @Main	MEZCLA @Main	4 @Main	5 @Main	6 @Main
36	Comp Mole Frac (Methanol)	0.7507	0.7848	0.7848	0.1570	0.1570
37	Comp Mole Frac (H2O)	0.2426	0.2093	0.2093	0.5232	0.5232
38	Comp Mole Frac (diM-Ether)	0.0067	0.0059	0.0059	0.3198	0.3198
39	Name	DME @Main	DME-MeOH @Main	DME- MeOH @Main	DME-AGUA @Main	MeOH-DME @Main
40	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.2307	0.9578	0.0000	0.9578
41	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.7689	0.0403	1.0000	0.0403
42	Comp Mole Frac (diM-Ether)	1.0000	0.0005	0.0020	0.0000	0.0020
43	Name	Recirc-Mix @Main	Reactor Inlet @Main	DIMETIL ETER @Main	AGUA PRODUCIDA @Main	9 @Main
44	Comp Mole Frac (Methanol)	0.9580 *	0.7848	0.0000	0.0000	0.0785
45	Comp Mole Frac (H2O)	0.0401 *	0.2093	0.0000	1.0000	0.7947
46	Comp Mole Frac (diM-Ether)	0.0019 *	0.0059	1.0000	0.0000	0.1268
47	Name	Tanq DME @Main	Tanq Agua @Main	METANOL A PROCESAR @Main		
48	Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.7507 *		
49	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	1.0000	0.2426 *		
50	Comp Mole Frac (diM-Ether)	1.0000	0.0000	0.0067 *		
51	<b>Energy Streams</b>					
52						Fluid Pkg: All
53	Name	Q-100 @Main	Q-105 @Main	Q-106 @Main	Q-108 @Main	qh @Main
54	Heat Flow (kJ/h)	2.955e+006	1.132e+008	1.003e+008	4.014e+004	1.001e+007
55	Name	Q-103 @Main	Q-104 @Main			
56	Heat Flow (kJ/h)	1.133e+008	1.206e+008			
57	<b>Unit Ops</b>					
58	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
59	BOMBA ALIMENTACION @Main	Pump	METANOL A PROCESAR @Main	Bomba1-Mix @Main	No	500.0 *
60	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 11					

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: 2AC_PARA DEFENSA REVISOR_METANOL-DIM 3.1.hsc			
2			Unit Set: SI.DME1			
3			Date/Time: Fri Apr 19 00:50:51 2024			
4						
5						
6	<b>Workbook: CaseP(Main) (continued)</b>					
7						
8	<b>Unit Ops (continued)</b>					
9						
10						
11	<b>Operation Name</b>	<b>Operation Type</b>	<b>Feeds</b>	<b>Products</b>	<b>Ignored</b>	<b>Calc Level</b>
12	BOMBA ALIMENTACION @M	Pump	Q-100 @Main		No	500.0 *
13	P-101 @Main	Pump	DME- MeOH @Main	MeOH-DME @Main	No	500.0 *
14			Q-108 @Main			
15	MIX-100 @Main	Mixer	Bomba1-Mix @Main	MEZCLA @Main	No	500.0 *
16			Recirc-Mix @Main			
17	HORNO @Main	Heater	4 @Main	Reactor Inlet @Main	No	500.0 *
18			qh @Main			
19	REACTOR DME @Main	Conversion Reactor	Reactor Inlet @Main	9 @Main	No	500.0 *
20				5 @Main		
21	T. DESTILACIÓN DME @Mai	Distillation	6 @Main	DME-MeOH @Main	No	2500 *
22			Q-104 @Main	DME @Main		
23				Q-103 @Main		
24	T. DESTILACIÓN METANOL	Distillation	DME-MeOH @Main	DME-AGUA @Main	No	2500 *
25			Q-106 @Main	DME- MeOH @Main		
26				Q-105 @Main		
27	RCY @Main	Recycle	MeOH-DME @Main	Recirc-Mix @Main	No	3500 *
28	HX 1 @Main	Heat Exchanger	5 @Main	6 @Main	No	500.0 *
29			MEZCLA @Main	4 @Main		
30	TANQUE DE DME @Main	Tank	DME @Main	DIMETIL ETHER @Main	No	500.0 *
31				Tanq DME @Main		
32	TANQUE DE AGUA @Main	Tank	DME-AGUA @Main	AGUA PRODUCIDA @Main	No	500.0 *
33				Tanq Agua @Main		
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11	Page 4 of 4			



**DIRECCIÓN DE DERECHO DE AUTOR  
Y DERECHOS CONEXOS  
RESOLUCIÓN ADMINISTRATIVA NRO. 1-152-D/2024  
La Paz, 03 de julio de 2024**

**VISTOS:**

La solicitud de Inscripción de Derecho de Autor presentada en fecha **26 de junio de 2024** vía On-Line, por **MARIA LIZETH HUAYCHO ANDRES** con **C.I. N° 8439602 LP**, con número de trámite **DA 156-DIG/2024**, señala la pretensión de inscripción del Proyecto de Grado titulado: **"DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACION CATALITICA DE METANOL PARA LA PRODUCCION DE DIMETIL ETER PARA SU USO COMO COMBUSTIBLE EN EL PARQUE AUTOMOTOR"**, cuyos datos y antecedentes se encuentran adjuntos y expresados en el Formulario de Declaración Jurada.

**CONSIDERANDO:**

Que, en observación al Artículo 4º del Decreto Supremo N° 27938 modificado parcialmente por el Decreto Supremo N° 28152 el *"Servicio Nacional de Propiedad Intelectual SENAPI, administra en forma desconcentrada e integral el régimen de la Propiedad Intelectual en todos sus componentes, mediante una estricta observancia de los regímenes legales de la Propiedad Intelectual, de la vigilancia de su cumplimiento y de una efectiva protección de los derechos de exclusiva referidos a la propiedad industrial, al derecho de autor y derechos conexos; constituyéndose en la oficina nacional competente respecto de los tratados internacionales y acuerdos regionales suscritos y adheridos por el país, así como de las normas y regímenes comunes que en materia de Propiedad Intelectual se han adoptado en el marco del proceso andino de integración"*.

Que, el Artículo 16º del Decreto Supremo N° 27938 establece *"Como núcleo técnico y operativo del SENAPI funcionan las Direcciones Técnicas que son las encargadas de la evaluación y procesamiento de las solicitudes de derechos de propiedad intelectual, de conformidad a los distintos regímenes legales aplicables a cada área de gestión"*. En ese marco, la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos otorga registros con carácter declarativo sobre las obras del ingenio cualquiera que sea el género o forma de expresión, sin importar el mérito literario o artístico a través de la inscripción y la difusión, en cumplimiento a la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, Ley de Derecho de Autor N° 1322, Decreto Reglamentario N° 23907 y demás normativa vigente sobre la materia.

Que, la solicitud presentada cumple con: el Artículo 6º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, el Artículo 26º inciso a) del Decreto Supremo N° 23907 Reglamento de la Ley de Derecho de Autor, y con el Artículo 4º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina.

Que, de conformidad al Artículo 18º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor en concordancia con el Artículo 18º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, referentes a la duración de los Derechos Patrimoniales, los mismos establecen que: *"la duración de la protección concedida por la presente ley será para toda la vida del autor y por 50 años después de su muerte, a favor de sus herederos, legatarios y cesionarios"*

Que, se deja establecido en conformidad al Artículo 4º de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, y Artículo 7º de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina que: *"...No son objeto de protección las ideas contenidas en las obras literarias, artísticas, o el contenido ideológico o técnico de las obras científicas ni su aprovechamiento industrial o comercial"*



Que, el Decreto Supremo, N° 4218 del 14 de abril de 2020, regula el teletrabajo como una modalidad especial de prestación de servicios caracterizada por la utilización de Tecnologías de la Información y Comunicación - TIC, en los sectores públicos y privados, estableciendo a través de su Artículo 12 que *"con el objeto de implementar y, promover el teletrabajo, las entidades públicas, deben desarrollar e implementar una estrategia de digitalización para la atención de trámites y servicios en línea en el marco del Plan de Implementación del Gobierno Electrónico ..."*.

Que, mediante Resolución Administrativa N° 14/2020 del 22 de abril de 2020, el Director General Ejecutivo del SENAPI, Resuelve: *"... Aprobar el Reglamento para trámites On-Line de la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos del Servicio Nacional de Propiedad Intelectual ..."*

Que, el artículo 4, inciso e) de la ley N° 2341 de Procedimiento Administrativo, instituye que: *"... en la relación de los particulares con la Administración Pública, se presume el principio de buena fe. La confianza, la cooperación y la lealtad en la actuación de los servidores públicos y de los ciudadanos ..."*, por lo que se presume la buena fe de los administrados respecto a las solicitudes de registro y la declaración jurada respecto a la originalidad de la obra.

#### **POR TANTO:**

El Director de Derecho de Autor y Derechos Conexos sin ingresar en mayores consideraciones de orden legal, en ejercicio de las atribuciones conferidas.

#### **RESUELVE:**

**INSCRIBIR** en el Registro de Tesis, Proyectos de Grado, Monografías y Otras Similares de la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos, el Proyecto de Grado titulado: **"DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACION CATALITICA DE METANOL PARA LA PRODUCCION DE DIMETIL ETER PARA SU USO COMO COMBUSTIBLE EN EL PARQUE AUTOMOTOR"** a favor de la autora y titular: **MARIA LIZETH HUAYCHO ANDRES** con **C.I. N° 8439602 LP**, quedando amparado su derecho conforme a Ley, salvando el mejor derecho que terceras personas pudieren demostrar.

Regístrese, Comuníquese y Archívese.

CASA/Im

Firmado Digitalmente por:

Servicio Nacional de Propiedad Intelectual - SENAPI

**CARLOS ALBERTO SORUCO ARROYO**

**DIRECTOR DE DERECHO DE AUTOR Y DERECHOS CONEXOS**

LA PAZ - BOLIVIA



Firma:



sjsT11Mm5MoJ6J

PARA LA VALIDACIÓN DEL PRESENTE DOCUMENTO INGRESAR A LA PÁGINA WEB [www.senapi.gob.bo/verificacion](http://www.senapi.gob.bo/verificacion) Y COLOCAR CÓDIGO DE VERIFICACIÓN O ESCANEAR CÓDIGO QR.



Oficina Central - La Paz  
Av. Montes, N° 515,  
entre Esq. Uruguay y  
C. Batallón Illimani.  
Telfs.: 2115700  
2119276 - 2119251

Oficina - Santa Cruz  
Av. Uruguay, Calle  
prolongación Quijarro,  
N° 29, Edif. Bicentenario.  
Telfs.: 3121752 - 72042936

Oficina - Cochabamba  
Calle Bolívar, N° 737,  
entre 16 de Julio y Antezana.  
Telfs.: 4141403 - 72042957

Oficina - El Alto  
Av. Juan Pablo II, N° 2560  
Edif. Multicentro El Ceibo  
Ltda. Piso 2, Of. 5B,  
Zona 16 de Julio.  
Telfs.: 2141001 - 72043029

Oficina - Chuquisaca  
Calle Kilómetro 7, N° 366  
casi esq. Urriagoitia,  
Zona Parque Bolívar.  
Telf.: 72005873

Oficina - Tarija  
Av. La Paz, entre  
Calles Ciro Trigo y Avaroa  
Edif. Santa Clara, N° 243.  
Telf.: 72015286

Oficina - Oruro  
Calle 6 de Octubre, N° 5837,  
entre Ayacucho  
y Junín, Galería Central,  
Of. 14.  
Telf.: 67201288

Oficina - Potosí  
Av. Villazón entre calles  
Wenceslao Alba y San Alberto,  
Edif. AM. Salinas N° 242,  
Primer Piso, Of. 17.  
Telf.: 72018160



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRES  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
INGENIERÍA PETROLERA**

**Postulante:** Maria Lizeth Huaycho Andres

**N° de celular:** 67109817

**Correo electrónico:** [lizethha2507@gmail.com](mailto:lizethha2507@gmail.com)