

PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER POR DESHIDRATACIÓN CATALÍTICA DE METANOL

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD

Tesis Final de Grado en Ingeniería Química con Orientación en
Petroquímica

Universidad Nacional de Cuyo
Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria
San Rafael, Mendoza, Argentina
Junio 2018

Perez, Luis Marcelo - Del Pozzi, Emanuel Nicolás - Cavagnola, Marco Alejandro

Producción de Dimetil Éter por Deshidratación Catalítica de Metanol

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD

Perez, Luis Marcelo

Del Pozzi, Emanuel Nicolás

Cavagnola, Marco Alejandro

Ingeniería Química con orientación en Petroquímica

Mtr. Ing. Carlos Llorente

Dr. Ing. Daniel Castro

MSc. Ing. Rogelio Di Santo

Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria

Universidad Nacional de Cuyo



Agradecimientos

A nuestras familias.

Al Dr. Daniel Gorri docente e investigador de la Universidad de Cantabria, Santander, España, quien en su viaje de visita a la Argentina nos recibió amablemente en su hogar para dialogar sobre el futuro de la ingeniería y de la importancia de las carreras de posgrado, sugiriéndonos como tema de proyecto final el que se desarrolla en la siguientes páginas.

A nuestros directores Dr. Daniel Castro y MSc. Rogelio Di Santo.

A la comunidad en general de la Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria, estudiantes, docentes y personal de apoyo académico.

A la gente que forma parte de la familia de Jorge Luis Bar Literario.



Resumen Ejecutivo

El presente estudio analiza la viabilidad técnica y económica de la Producción de Dimetil éter por Deshidratación Catalítica de Metanol a nivel de prefactibilidad.

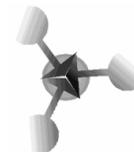
Para identificar los posibles mercados, se tuvo en cuenta que el Dimetil éter (DME) es un commodity con diferentes aplicaciones, siendo el uso como propelente el más difundido en la actualidad y con un gran potencial con respecto a su utilización como combustible alternativo debido a su baja emisión de Gases de Efecto Invernadero (GEI) y ausencia de compuestos de Nitrógeno (NOx) y de Azufre (SOx), su uso puede categorizarse en diferentes escalas, a saber, fraccionándolo con Gas Licuado de Petróleo (GLP) para uso doméstico, como reemplazo de combustibles Diésel por su elevado índice de Cetano y para su utilización en turbinas de gas para generación eléctrica.

Se presenta una evaluación del mercado del DME a nivel nacional e internacional, haciendo hincapié en la oferta y demanda tanto del producto a producir como así también del GLP y se determina a partir del presente estudio la demanda potencial que tendría al ser insertado en el mercado nacional. Dicho estudio es realizado considerando los precios internacionales, en dólares.

Luego se realiza una descripción sobre las propiedades y características del DME, como así también, una descripción en detalle de las alternativas tecnológicas para el proceso productivo mediante síntesis indirecta y directa, eligiendo como tecnología a el método indirecto, considerando dentro de este, el proceso Lurgi, debido a que bajo las condiciones sobre las que se lleva a cabo el proyecto, este presenta ventajas con respecto a las anteriores.

Determinada la tecnología se procede a determinar la capacidad instalada de la planta, tomando como factores limitantes la disponibilidad de materia prima, la tecnología y teniendo en cuenta de que es un producto a introducir en el mercado. Se establece una producción de 50.000 toneladas anuales de DME.

Para finalizar la etapa de ingeniería básica del proyecto, se realiza un estudio en base a factores ponderados para analizar la ubicación óptima de la planta, teniendo como principal factor la ubicación y disponibilidad de materia prima como así también los costos



referidos a la logística del producto terminado, la tecnología y capacidad instalada. Siendo la localización elegida, el Complejo Industrial Plaza Huincul, en la provincia de Neuquén.

Se comienza el estudio de la ingeniería de detalle, partiendo desde la propuesta del diagrama de flujo, descripción de la cinética y catálisis de la reacción, etapas de almacenamiento, balances de masa y energía del proceso y dimensionamiento de los equipos principales, siendo estos, un reactor catalítico tubular de lecho fijo, una columna de destilación primaria multicomponente y una columna de destilación secundaria binaria.

Se realiza una simulación de las condiciones de operación en el software AspenHYSYS, corroborando todos los cálculos realizados previamente de forma manual y obteniendo resultados satisfactorios.

A continuación se definen los aspectos organizacionales, tales como: razón social, estructura orgánica de la empresa, fichas de funciones de personal, remuneraciones en función del convenio colectivo de trabajo para plantas químicas y petroquímicas y layout de la planta. Fijando un organigrama convencional vertical, con funciones claramente definidas.

Con respecto a los aspectos jurídicos, se realiza un detalle de la normativa legal tenida en cuenta para la realización del presente proyecto, demostrando que el mismo se ajusta a la misma.

Debido a los efluentes emitidos durante la etapa de producción, se lleva a cabo una evaluación ambiental, obteniéndose una caracterización y valorización de impactos ambientales, para lo cual se consideró la matriz propuesta en la Resolución SEN N° 25/2004. Se determina de esta forma como serán tratados los residuos generados.

En cuanto a los aspectos de seguridad e higiene, se pone de manifiesto cuales son los requisitos y condiciones necesarias para operar en la industria petroquímica y los costos asociados a ellos.

Finalmente se realiza la evaluación económica, donde se lleva a cabo el cálculo de la inversión inicial fija, tanto por comparación utilizando el método de factor de escala como mediante el método de Lang, verificando que ambos resultados obtenidos son del mismo



orden. También se realiza la determinación de los indicadores de rentabilidad tales como tasa de descuento, valor actual neto, obteniéndose los siguientes valores:

- Inversión inicial: U\$D 11.816.381,7
- Tasa de descuento: 20,74%
- Valor Actual Neto: U\$D -11.940.592

La tasa interna de retorno para el presente proyecto no se calcula, debido a que, como el VAN es negativo, no hay una tasa real para el cual el VAN se haga cero, en otras palabras, al fin de cada año, no hay ganancias que puedan llegar a solventar la sumatoria de gastos de inversión.

Finalizado el análisis de rentabilidad, se procede a realizar el análisis de riesgo y de sensibilidad. Mediante el primero, se detallan cuáles son los principales riesgos que enfrenta el proyecto y cuáles son los planes de mitigación, compensación y contingencia a tener en cuenta; en el segundo se toma como variable para sensibilizar el precio de venta del producto, demostrando que aumentando un 6% el precio de venta, el proyecto tendrá un valor actual neto igual a cero. Cabe destacar que se utilizan los precios internacionales de mercado en dólares.



Planteamiento del problema

Antecedentes

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

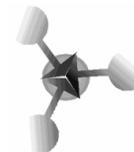
Uno de los factores que contribuyen a la contaminación ambiental es la emisión de gases de efecto invernadero, y por este motivo cada vez se van tomando más medidas para controlar este problema mundial.

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, Hidrofluorocarbonos, Perfluorocarbonos y Hexafluoruro de azufre.

Por otro lado, la decimoctava Conferencia de las Partes (COP 18) sobre el cambio climático ratificó el segundo periodo de vigencia del Protocolo de Kioto desde enero de 2013 hasta el 31 de diciembre de 2020. Además, también se estableció el acuerdo de París, cuya aplicabilidad sería a partir del 2020, cuando finalice la vigencia del Protocolo de Kioto y que establece medidas para la reducción de emisión de GEI a través de la mitigación, adaptación y resiliencia de los ecosistemas a efectos del Calentamiento Global.

La búsqueda de combustibles de automoción que puedan reemplazar o complementar de forma eficiente los combustibles actuales basados en el petróleo, sigue siendo tema de estudio cuando ya han pasado 44 años desde la crisis del petróleo del '73.

Los motivos que llevan a introducir combustibles alternativos han variado con el paso de los años, pero entre los más importantes debemos destacar:



- Estratégicos: de manera que se reduzca la dependencia del petróleo importado

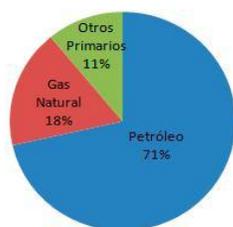
AÑOS	Importación		Exportación		AÑOS	Importación de Gas Natural		
	Petróleo m3	Gas Mm3	Petróleo m3	Gas Mm3		Bolivia	GNL	Totales
2006	94.590	1.670.288	5.641.025	6.300.250	2006	1.670.288	-	1.670.288
2007	45.437	1.756.949	4.046.136	2.662.269	2007	1.756.949	-	1.756.949
2008	6.536	1.448.530	3.289.286	1.010.304	2008	959.881	488.649	1.448.530
2009	-	2.672.526	6.608.447	884.383	2009	1.767.557	904.969	2.672.526
2010	-	3.612.263	5.326.257	465.690	2010	1.845.372	1.766.891	3.612.263
2011	-	6.909.785	3.408.090	200.176	2011	2.828.580	4.081.205	6.909.785
2012	247.866	9.506.127	3.456.855	106.887	2012	4.855.377	4.650.750	9.506.127
2013	421.240	11.809.593	2.283.526	87.337	2013	5.965.059	5.844.534	11.809.593
2014	548.011	11.899.989	2.326.449	63.328	2014	6.033.954	5.866.035	11.899.989
2015	292.365	11.388.077	1.737.250	88.642	2015	5.977.531	5.410.546	11.388.077
2016	920.475	10.937.826	2.353.377	60.745	2016	5.764.198	5.173.628	10.937.826

Tabla 0-1: Importación y Exportación de Petróleo y Gas Natural. Fuente: SIPG - IAPG

- Mejora de la calidad del aire, debido a la reducción de las emisiones de gases del tráfico rodado.
- Acciones contra el cambio climático, como la reducción de los gases de efecto invernadero.
- Creación de nuevas oportunidades de empleo.
- 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.

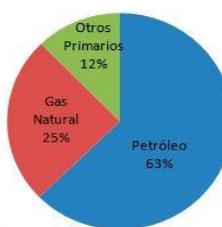


Matriz Energética - Año 1970



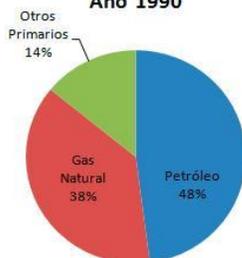
Fuente: S.E.N.

Año 1980



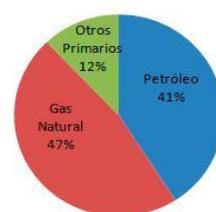
Fuente: S.E.N.

Año 1990



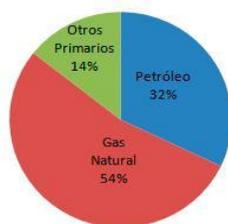
Fuente: S.E.N.

Año 2000



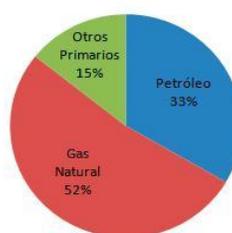
Fuente: S.E.N.

Año 2010



Fuente: S.E.N.

Año 2015



Fuente: S.E.N.

MATRIZ ENERGETICA - Oferta interna de Energía Primaria 1970-2015 (miles de TEP)

AÑOS	Petróleo	Gas Natural	Otros Primarios	TOTAL	Oferta Interna M	Población	TEP Por Habitante
1970	21.781	5.356	3.342	30.479	30.479	23.364.431	1,3
1980	26.766	10.652	5.270	42.688	42.688	27.949.480	1,5
1990	23.429	18.530	6.880	48.839	48.839	32.270.870	1,5
2000	26.731	30.744	7.892	65.367	65.367	35.987.287	1,8
2010	27.328	45.503	12.175	85.006	85.006	40.117.093	2,1
2015	26.786	41.964	11.455	80.205	80.205	43.416.000	1,8

Fuente : SEN

Gráfico 0-1: Evolución de la matriz energética nacional. Fuente: SEN.



Sin embargo, pese a los innumerables esfuerzos realizados a lo largo de los años, se han conseguido resultados relativamente pobres. El principal motivo para ello es que el precio del crudo sigue manteniéndose a un nivel que hace imposible que los combustibles alternativos sean económicamente competitivos.

El carbón y los aceites pesados se han abandonado como fuentes factibles para combustibles alternativos debido a sus elevadas emisiones de CO_2 , puesto que la disminución de los gases de efecto invernadero se encuentran dentro de los aspectos estratégicos más importantes a tener en cuenta. El gas natural y sus derivados se emplean actualmente en pequeña escala como combustibles alternativos. Sin embargo, el gas natural es un combustible fósil, lo cual contribuye a incrementar la concentración de CO_2 en la atmósfera, aunque en menor cantidad que en los casos del carbón y el petróleo.

La electricidad se puede emplear para “mover” motores de automoción. Sin embargo, la electricidad es un portador de energía y no una fuente de energía. Los pros y los contras de la electricidad van a depender de la fuente de energía que se emplee para producir esa electricidad.

La única fuente de energía que satisface los requisitos económicos y ambientales es la obtención de combustibles a partir de biomasa. Esta vía está actualmente en desarrollo y todavía no ha alcanzado la competitividad de los derivados del petróleo.

Hay básicamente dos formas de convertir la biomasa en combustibles de automoción: La primera es la vía fermentativa y consiste en la rotura de moléculas complejas de celulosa o almidón para formar sacarosa y su posterior fermentación hasta obtener etanol. La segunda forma es vía térmica e incluye la oxidación parcial de la biomasa para obtener un gas de síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$), a partir del cual se construyen nuevas moléculas, tales como metanol, hidrocarburos formados mediante la síntesis de Fischer-Trops y Dimetil éter (DME).



Desde 1999, el DME atrajo amplia atención mundial en función de su potencial como combustible alternativo y como materia prima para la producción de químicos. Previamente se habían reportado la utilización de pequeñas cantidades de DME en China como un sustituto del GLP. Además, en los años ochenta, Japón trató de utilizar ampliamente el DME como intermedio en la fabricación de gasolina a partir de gas natural o carbón.

El DME es un producto de potencial interés como posible sustituto de los combustibles actuales. En nuestros días es empleado principalmente como propelente tanto en la industria cosmética como para controlar la combustión de gasolinas y gasóleos. El DME tiene un significativo potencial en tres importantes mercados: en primer lugar, en la generación de energía, donde ya ha sido aprobado por fabricantes como Mitsubishi; en segundo lugar, como sustituto del gas licuado de petróleo (GLP) de uso doméstico, y finalmente, como combustible de automóviles, debido a su alto número de cetano superior a 55 y a la reducción de emisiones de NOx y partículas en comparación al combustible Diésel convencional, que lo convierten en alternativa para los motores que funcionan con este tipo de combustible.

Se trata, pues, de un compuesto miscible con la mayoría de disolventes orgánicos y además presenta una alta solubilidad en agua. El uso de DME como aditivo para el gasóleo se debe a su alta volatilidad, y esto debido a la inexistencia de enlaces puente de hidrógeno entre moléculas, lo que produce que su uso sea mejor que el de los alcoholes, logrando una mejora en el arranque en frío.

El DME se obtiene por deshidratación del metanol, el cual ha podido ser previamente producido a partir de biomasa o por medio de gas de síntesis, y su aplicabilidad directamente como combustible pasa por lograr un producto prácticamente exento de metanol y/o agua.



Capítulo 1 - Estudio de Mercado

1.1. Introducción

Este capítulo constituye una de las partes fundamentales en la evaluación de proyectos de inversión, ya que su resultado depende de muchos aspectos técnicos, económicos y financieros del mismo.

A fin de facilitar el estudio se decidió dividir el análisis en los diferentes compuestos que intervienen en el proceso, metanol, Dimetil Eter (DME) y Gas Licuado de Petróleo (GLP), por lo que se presentan la situación internacional y nacional de los diferentes mercados que abarcan los compuestos antes mencionados.

En cada uno de ellos, el estudio se centró en torno a los aspectos principales que constituyen un mercado: la demanda, oferta y el precio. Se analizó la situación actual de cada uno de ellos y las perspectivas de cara al futuro.

Al tratarse de un estudio de prefactibilidad, toda la información fue recolectada de fuentes secundarias de información entre las que se encuentran estadísticas del gobierno u otros organismos como asociaciones sectoriales, empresas, consultoras, etc. El principal medio de obtención de esta información fue Internet.

1.2. Mercado del Metanol

Debido a que el DME en el presente proyecto se obtendría a partir de la deshidratación catalítica del metanol, se ha creído de importancia realizar una síntesis de dicho mercado.

1.2.1. Escenario Mundial

La industria global del metanol ha sufrido grandes cambios en los últimos 15 años. Estos cambios incluyen el desarrollo de nuevos usos y el surgimiento de nuevos centros de producción.



Irán será el país que más capacidad de metanol incorporará a nivel mundial entre 2018 y 2022, con 30 millones de toneladas por año (mtpa), seguido por Estados Unidos y China con 12 mtpa y 10 mtpa respectivamente, según las previsiones de GlobalData. Irán tiene previsto construir 21 plantas de metanol de aquí a 2020.

La planta Kaveh Methanol Company Dayyer Methanol será la de mayor producción, con 2.3 mtpa. Otras 13 plantas tendrán una capacidad de 1.7 mtpa, entre ellas, las plantas Metanol Assaluyeh de Sabalan Petrochemical Company. Siraf Energy Petrochemical Dayyer y Chabahar de Sepehr Balochestan.

Según las previsiones de GlobalData, los Estados Unidos, con seis plantas planificadas, representarán un 22% de la nueva capacidad de producción de metanol mundial a nivel mundial en 2022.

Las mayores plantas en términos de capacidad serán la de planta de NW Innovation Works St. Helens y la de Kalama NW Innovation Works, cada una con una capacidad de 3.6 mtpa. Las plantas de la Parroquia de St. John Parish de Yuhuang y la de Natgasoline Beaumont están en segundo lugar, cada una con una capacidad de 1.8 mtpa.

1.2.2. Capacidad de metanol

La compañía prevé que China contribuya con alrededor del 18% de la nueva capacidad de metanol planificado a 2022, con diez nuevas plantas previstas. CPI Total Ordos será la más importante con una capacidad de 2.0 mtpa. Angola Joint Coal Chemical Huainan, Shanxi Coking Company Hongtong y China Coal Shaanxi Yulin Energy & Chemical Company compartirán el segundo lugar, cada una con una capacidad prevista de de 1.8 mtpa.

Trinidad y Tobago y Argelia se encuentran en cuarto lugar, cada uno con una capacidad planificada de 1 mtpa, contribuyendo con alrededor del 4 por ciento al total nueva capacidad de metanol planificada a nivel mundial a 2022. Caribbean Gas Chemical La Brea es la única planta planificada en Trinidad y Tobago con una capacidad de 1 mtpa. Argelia también tiene una planta de metanol planificada, Sonalmeth Arzew, con una capacidad de 1 mtpa.



En el gráfico 1-1 puede observarse la demanda mundial de metanol por regiones, mientras que en el gráfico 2-2 se muestra la demanda final de metanol para el año 2015 según su uso final.

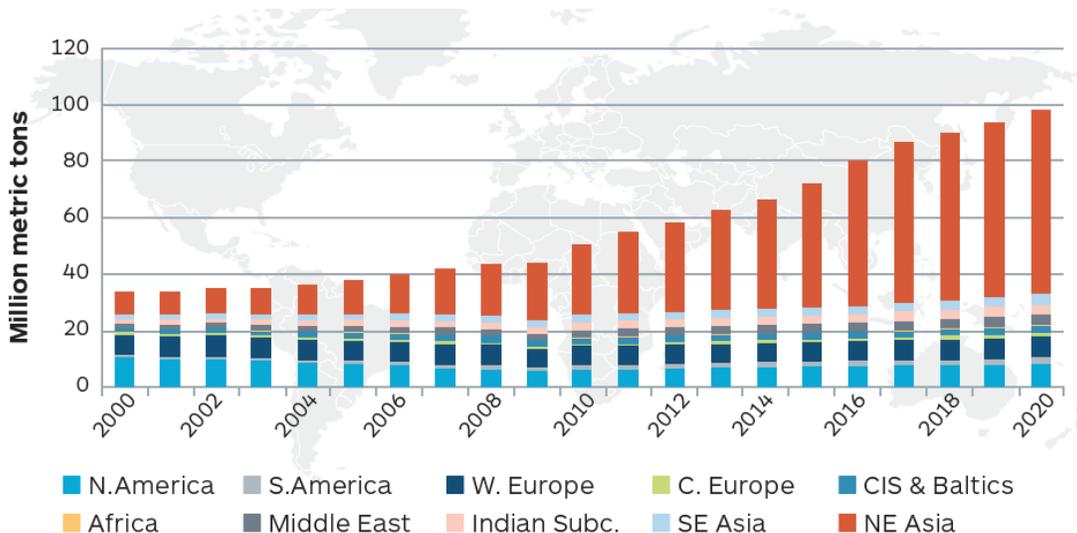


Gráfico 1-1: Demanda mundial de metanol por región. Fuente: IHS Chemical

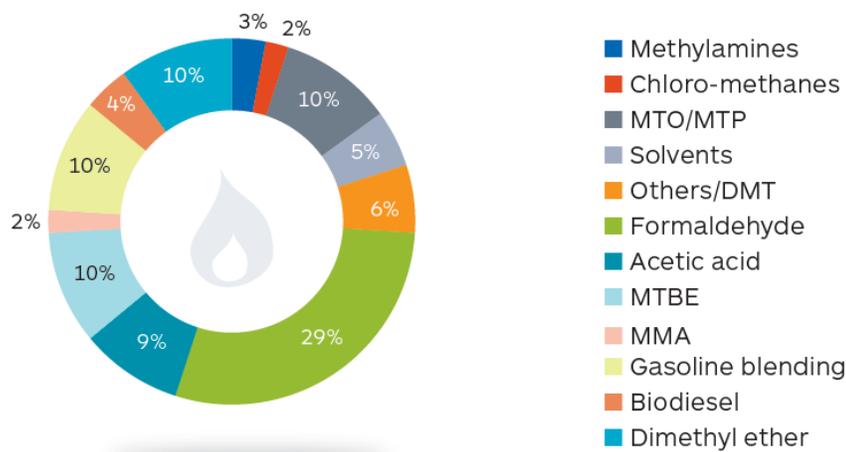


Gráfico 1-2: Demanda mundial de metanol según su uso, año 2015. Fuente: IHS Chemical



Entre las aplicaciones tradicionales y emergentes que tienen una demanda global de 10 millones de toneladas de metanol se destacan:

- Tradicionales:
 - Anticongelante para automotores
 - Tratamiento de Gas Natural contra la formación de hidratos
 - Siliconas

- Emergentes:
 - Tratamiento de agua
 - Alimento para animales vía metil aminas(materia prima para obtención de suplemento de la vitamina B en la alimentación de pollos, pavos y cerdos)

- Aplicaciones Energéticas:
 - Se trata del sector más dinámico, la mayoría de estas aplicaciones (salvo el MTBE) surgieron en los últimos 10 años y muestran un crecimiento anual mayor al 10%, que supera al del resto de la industria. Este sector representa ya 1/3 de la demanda del metanol.
Es notable el crecimiento del DME cuya demanda en el 2012 alcanzó a más de 6 millones de toneladas.

Dichas estadísticas pueden observarse en los gráficos 1-3, 1-4 y 1-5 que se muestran a continuación.

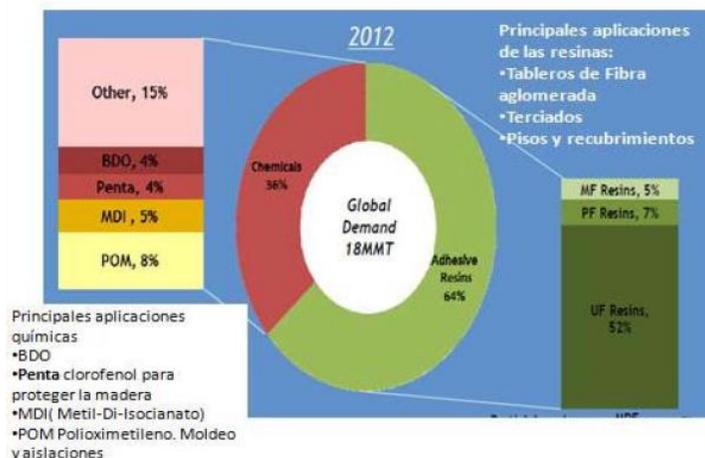


Gráfico 1-3: Principales aplicaciones de metanol. Fuente: IHS/CMAI

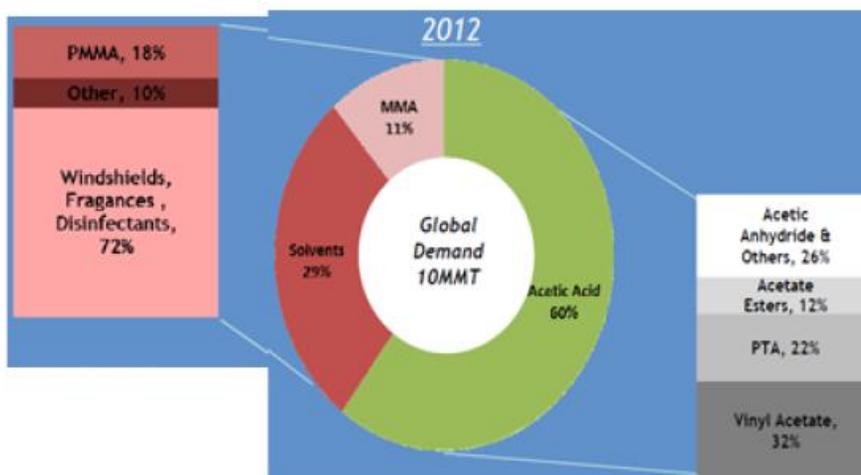


Gráfico 1-4: Aplicaciones tradicionales de metanol. Fuente: IHS/CMAI

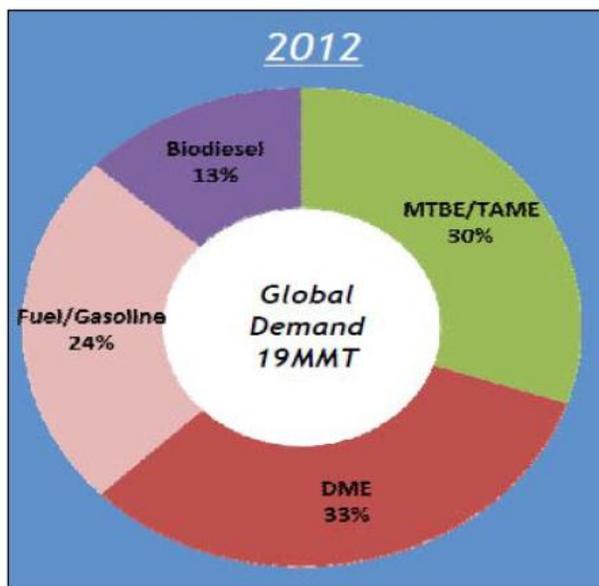


Gráfico 1-5: Aplicaciones emergéticas de metanol. Fuente: IHS/CMAI

1.2.3. Escenario nacional

En Argentina actualmente hay dos productores de metanol, de los cuales el principal es, YPF S.A., ubicada en el Complejo Industrial Plaza Huincul, provincia de Neuquén, con una capacidad de producción de 1 270 toneladas por día, totalizando 450 000 toneladas al año (un 5% más de lo previsto en el contrato).

La planta es única en su tipo en nuestro país y supera la demanda interna de metanol, lo que permitirá exportar parte de la producción. Para su comercialización la planta dispone de instalaciones para la carga de camiones y trenes.

Dada su capacidad de producción YPF S.A. sería nuestro proveedor de materia prima, dato que se verificará en el siguiente capítulo de localización.

A continuación se procede a realizar un análisis de los datos obtenidos sobre producción, exportación e importación.



En el periodo comprendido entre enero-junio del 2015 la producción total de metanol subió el 0,44% en comparación con lo ocurrido durante el 2014 como se muestra en la tabla 1-1 y gráfico 1-6, mientras que la exportación indicó un incremento del 24%, el 66% se envió a Brasil, el 15% a Chile, un 14% a Estados Unidos y en menor porcentaje se exportó a Uruguay, Paraguay y Bolivia, como puede observarse en la tabla 1-2 y 1-3, y en los gráficos 1-7 y 1-8.

	2014	2015	VAR.% 15/14
PRODUCCION	211.325.938	212.262.980	0,44
INGRESO DESNATURALIZACIÓN	20.149.120	29.373.720	45,78
EXPORTACIÓN	56.677.569	70.451.487	24,30
IMPORTACIÓN	32.244.526	15.937.045	-50,57
DESTINOS	184.140.095	158.233.116	-14,07
- A BIOCOMBUSTIBLE	108.293.509	82.899.615	-23,45
- OTROS DESTINOS	75.846.586	75.333.501	-0,68

Tabla 1-0-1: Producción de metanol periodo enero-junio año 2014 y 2015. Fuente: I.N.V.

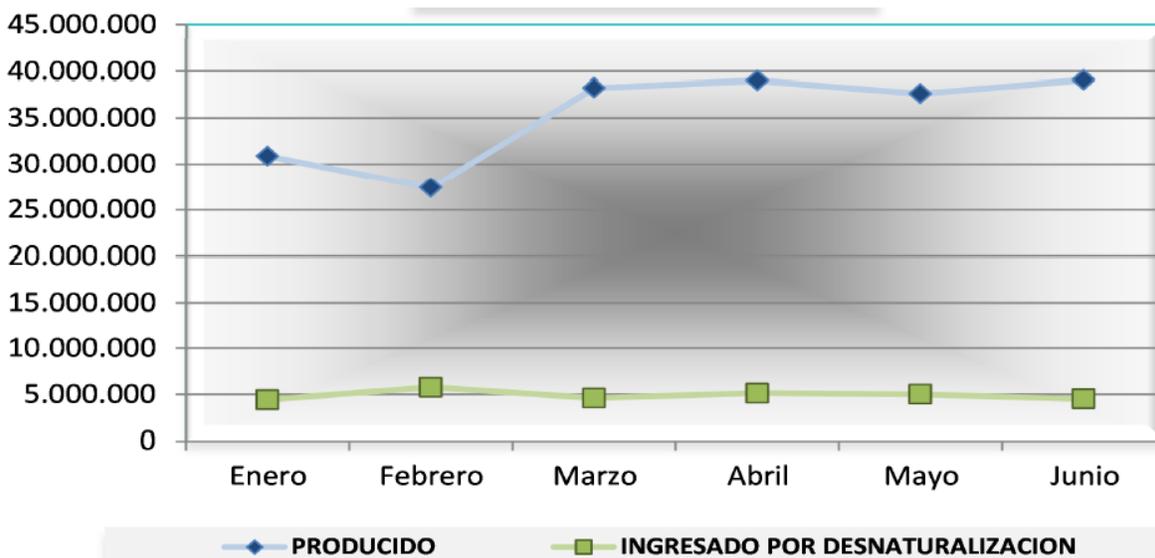


Gráfico 1-6: Producción de metanol año 2015. Fuente: I.N.V.

DETALLE	2014	2015	Var. % 15/14
Total 6 meses	56.677.569	70.451.487	24,30
Promedio mensual	9.446.262	11.741.915	24,30
Enero	5.604.690	10.703.381	90,97
Febrero	16.961.848	4.669.738	-72,47
Marzo	11.107.079	25.668.908	131,10
Abril	287.105	11.732.684	3.986,55
Mayo	17.913.154	16.931.736	-5,48
Junio	4.803.693	745.040	-84,49
Julio	203.121		
Agosto	117.705		
Septiembre	10.001.749		
Octubre	342.008		
Noviembre	532.480		
Diciembre	343.620		
TOTAL ANUAL			

Tabla 1-0-2: Exportación de metanol año 2014-2015. Fuente: I.N.V.

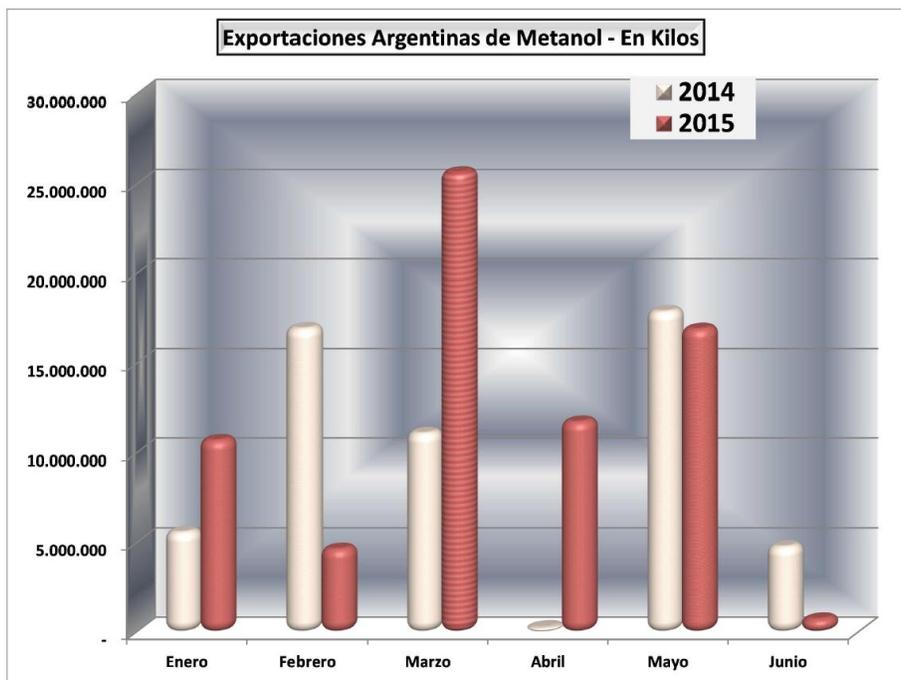


Gráfico 1-7: Exportación de metanol año 2014-2015. Fuente: I.N.V.

PAIS DESTINO	TANQUE	TANK-TAINER	CISTERNA	BOTELLA	TOTAL
BOLIVIA	80.460	-	-	-	80.460
BRASIL	-	42.037.595	4.990.766	-	47.028.361
CHILE	-	-	10.239.688	-	10.239.688
ESTADOS UNIDOS	-	-	9.752.785	-	9.752.785
PARAGUAY	907.810	-	-	333	908.143
URUGUAY	2.442.050	-	-	-	2.442.050
TOTAL	3.430.320	42.037.595	24.983.239	333	70.451.487

Tabla 1-0-3: Distribución por país de destino y envasen kg. Fuente: I.N.V.

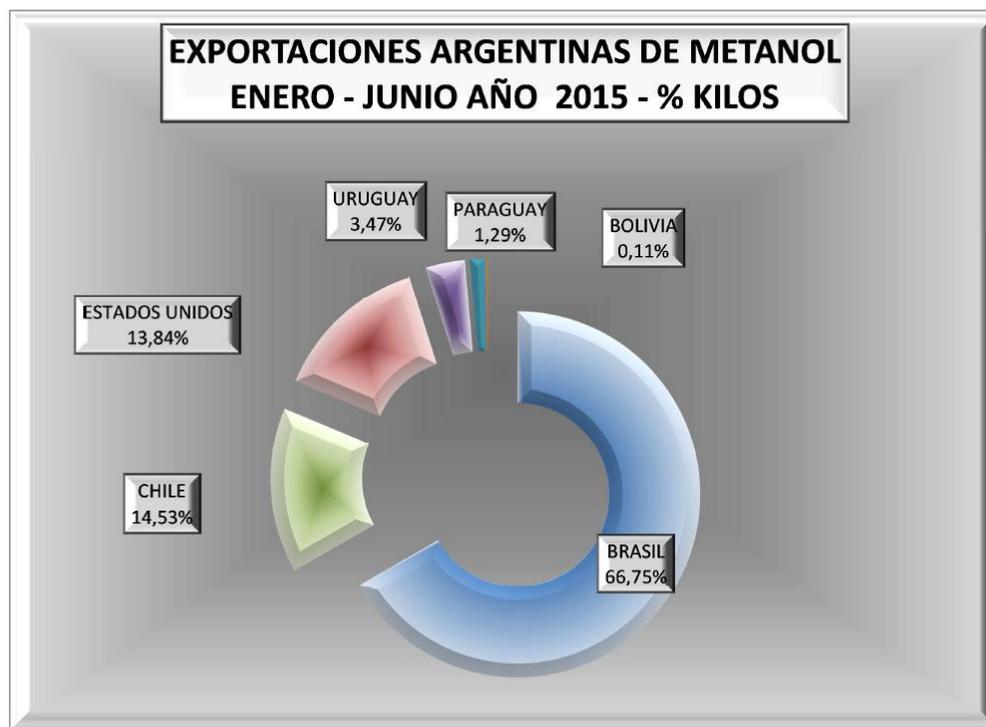


Gráfico 1-8: Distribución por país en %Kg. Fuente: I.N.V.

Por otro lado, en las tablas 1-4 y 1-5 se detallan a continuación los datos de importación de metanol y su distribución por países de origen en kg.



DETALLE	2014	2015	Var. % 15/14
Total 6 meses	32.244.526	15.937.045	-50,57
Promedio mensual	5.374.088	2.656.174	-50,57
Enero	5.980.313	2.749	-99,95
Febrero	-	5.526.936	-
Marzo	8.747	12.988	48,49
Abril	5.490.274	5.465.153	-0,46
Mayo	12.747	3.803	-70,17
Junio	20.752.445	4.925.416	-76,27
Julio	25.403.231		
Agosto	20.503.479		
Septiembre	31.634.010		
Octubre	5.438.951		
Noviembre	3.977.138		
Diciembre	3.163		
TOTAL ANUAL			

Tabla 1-0-4: Importación de metanol año 2014-2015. Fuente: I.N.V.

PAIS ORIGEN	CISTERNA	OTROS	BOTELLAS	DAMAJUANAS	TOTAL
CHILE	1.019.015	14.881.527	-	-	15.900.542
ALEMANIA	-	-	22.410	-	22.410
ESTADOS UNIDOS	-	-	8.359	2.541	10.900
FRANCIA	-	-	3.193	-	3.193
TOTAL	1.019.015	14.881.527	33.962	2.541	15.937.045

Tabla 1-0-5: Distribución por país de origen en kg. Fuente: I.N.V.



Los destinos del metanol en la Argentina son diversos, entre ellos se pueden destacar los siguientes:

- Biocombustibles

DETALLE	BIO DIESEL			OTROS BIOCOCOMBUSTIBLES			TOTAL BIOCOCOMBUSTIBLES		
	2014	2015	Var. % 15/14	2014	2015	Var. % 15/14	2014	2015	Var. % 15/14
Total 6 meses	99.116.711	73.220.066	-26,13	9.176.798	9.679.549	5,48	108.293.509	82.899.615	-23,45
Promedio Mensual	16.519.452	12.203.344	-26,13	1.529.466	1.613.258	5,48	18.048.918	13.816.603	-23,45
Enero	13.824.064	13.189.588	-4,59	1.558.574	1.455.001	-6,65	15.382.638	14.644.589	-4,80
Febrero	13.264.452	10.313.104	-22,25	1.407.998	1.438.544	2,17	14.672.450	11.751.648	-19,91
Marzo	11.731.717	9.643.863	-17,80	1.397.376	1.657.489	18,61	13.129.093	11.301.352	-13,92
Abril	14.169.981	13.023.965	-8,09	1.515.566	1.686.913	11,31	15.685.547	14.710.878	-6,21
Mayo	21.997.324	12.494.063	-43,20	1.697.621	1.836.264	8,17	23.694.945	14.330.327	-39,52
Junio	24.129.173	14.555.483	-39,68	1.599.663	1.605.338	0,35	25.728.836	16.160.821	-37,19
Julio	26.524.440			1.618.884			28.143.324	-	
Agosto	26.062.550			1.563.629			27.626.179	-	
Septiembre	24.426.032			1.657.146			26.083.178	-	
Octubre	30.353.593			1.492.042			31.845.635	-	
Noviembre	22.746.215			323.557			23.069.772	-	
Diciembre	15.558.294			1.572.595			17.130.889	-	
TOTAL ANUAL									

Tabla 1-0-6: Destino de metanol a Biocombustibles. Fuente: I.N.V.

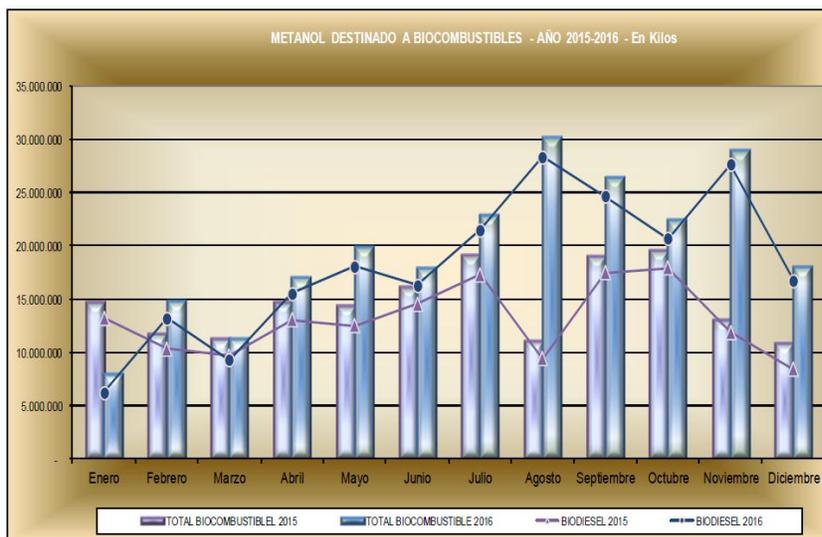


Gráfico 1-9: Destino de metanol a Biocombustibles. Fuente: I.N.V



- Laboratorios químicos y productos alimenticios

DETALLE	PRODUCTOS FARMACEUTICOS			PRODUCTOS ALIMENTICIOS		
	2014	2015	Var. % 15/14	2014	2015	Var. % 15/14
Total 6 meses	148.097	134.526	-9,16	-	129.753	-
Promedio Mensual	24.683	22.421	-9,16	-	21.626	-
Enero	8.222	23.775	189,16	-	-	-
Febrero	39.600	39.916	0,80	-	70.987	-
Marzo	11.484	17.174	49,55	-	-	-
Abril	22.219	18.626	-16,17	-	58.040	-
Mayo	25.702	13.349	-48,06	-	726	-
Junio	40.870	21.686	-46,94	-	-	-
Julio	39.160			-		
Agosto	37.096			-		
Septiembre	23.211			-		
Octubre	20.153			76.435		
Noviembre	20.350			-		
Diciembre	7.345			-		
TOTAL ANUAL						

Tabla 1-0-7: Destino de metanol a productos farmacéuticos y alimenticios. Fuente: I.N.V.



- Procesos y productos industriales

DETALLE	PRODUCTOS INDUSTRIALES			PROCESO INDUSTRIALES		
	2014	2015	Var. % 15/14	2014	2015	Var. % 15/14
Total 6 meses	57.550.227	55.265.106	-3,97	18.148.262	19.804.116	9,12
Promedio Mensual	9.591.705	9.210.851	-3,97	3.024.710	3.300.686	9,12
Enero	8.573.946	10.396.383	21,26	3.110.826	3.218.021	3,45
Febrero	8.291.041	8.546.522	3,08	2.494.816	3.079.033	23,42
Marzo	10.790.354	9.496.148	-11,99	2.741.225	3.456.520	26,09
Abril	8.365.717	6.616.432	-20,91	2.963.257	3.617.763	22,09
Mayo	9.860.109	9.370.592	-4,96	3.617.004	3.480.820	-3,77
Junio	11.669.060	10.839.029	-7,11	3.221.134	2.951.959	-8,36
Julio	9.791.668			3.499.247		
Agosto	9.261.943			2.993.761		
Septiembre	11.425.574			3.929.625		
Octubre	12.012.866			3.754.074		
Noviembre	6.914.006			3.453.611		
Diciembre	7.806.306			2.841.120		
TOTAL ANUAL						

Tabla 1-0-8: Destino de metanol a productos y procesos industriales. Fuente: I.N.V.

Un resumen de todo lo anterior comentado sobre producción, exportación e importación de metanol puede sintetizarse en la tabla 1-9 que se muestra a continuación.



AÑO	PRODUCCION (t)	IMPORTACION (t)	EXPORTACION (t)	CONSUMO APARENTE (t)	VALOR COMERCIO EXTERIOR (US\$/t)	
					IMPORTACION (CIF)	EXPORTACION (FOB)
2006	379.099	74	239.671	139.502	—	321
2007	376.657	70	223.729	152.998	—	390
2008	398.587	91	192.414	206.264	—	397
2009	319.482	81	79.602	239.961	—	109
2010	408.085	35.033	79.279	363.839	357	198
2011	400.602	30.554	37.381	393.775	471	284
2012	411.419	10.094	42.697	378.816	501	335
2013	365.358	7.403	42.438	330.323	698	411
2014	402.622	9.869	78.667	333.824	556	431
2015	425.043	93	152.713	272.423	—	295

PRODUCTOR	LOCALIZACION	CAPACIDAD INSTALADA (t/a al 31/12/15)	PROCESO	MATERIAS PRIMAS
YPF S.A.	P. Huincul (Neuquén)	400.000	Lurgi	Gas Natural
ARAUCO ARGENTINA S.A.	Pto. Gral. San Martín (Sta. Fe)	50.000	Lurgi	Gas Natural

ESTRUCTURA DEL MERCADO LOCAL EN 2015 (porcentual)	
Biodiesel	62
Industrial (formaldehído, colas ureicas, etc.)	14
MTBE / TAME	22
Varios (solvente y otros)	2

Tabla 1-0-9: Producción, importación, exportación y consumo de metanol. Fuente: Anuario IPA 2016

1.3. Mercado del Gas Licuado de Petróleo

Entre el 2005 y 2014, las compañías productoras de gas en el mundo disfrutaron del auge de la producción de GLP y aprovecharon todos sus esfuerzos en obtener las mayores ganancias de su comercialización tanto interna como externa mediante las diversas transacciones de la industria. Según expertos internacionales, es importante concientizarnos que la industria mundial de hidrocarburos se encuentra en medio de una de las recesiones más graves de los últimos 30 años hablando en términos del precio del petróleo.

1.3.1. Escenario mundial

Los principales productores mundiales de GLP son: Estados Unidos, Arabia Saudita y China. Se estima que, en el año 2014, el GLP alcanzó valores cercanos a casi 12 MTON año.



La producción a través de shale oil y de shale gas (gas de esquisto), están revolucionando los mercados mundiales de GLP. Estados Unidos, el mayor productor mundial de GLP, en 2015 produjo alrededor de 71 MTON, del total de 292 MTON producidas en el mundo de este gas combustible. En su orden sigue China con 29 MTON y Arabia Saudita con una producción aproximada de 25 MTON. A la producción mundial Rusia aporta 16 MTON y Emiratos Árabes Unidos con aproximadamente 12,5 MTON.

En el gráfico 1-10, se puede observar la producción de GLP durante el 2014 y 2015. Aunque Estados Unidos se perfiló como el mayor productor, China y Arabia Saudita se encuentran dentro de los mayores productores, sin embargo, su producción interna está por debajo del 50% de la producción de Estados Unidos.

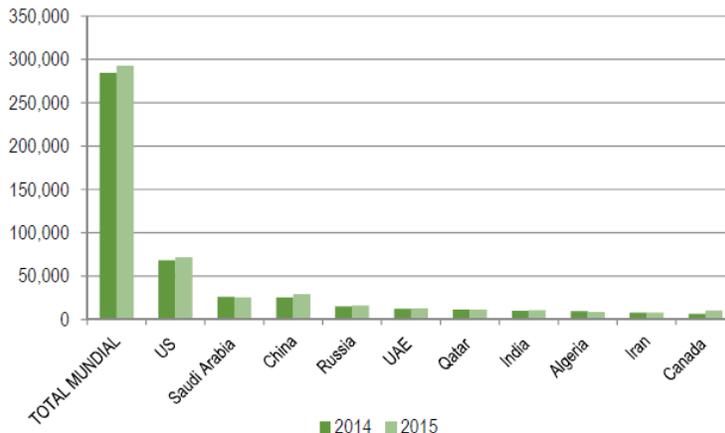


Gráfico 1-10: Producción de GLP año 2014-2015. Fuente: Statistical Review - WLPGA.

Por otra parte, como era de esperarse en el 2015 la producción de GLP en el mundo mostró un crecimiento sostenido, ya que se sumaron otros países productores de GLP en creciente desarrollo tales como Rusia, Qatar, India, Canadá y Nigeria.

Asia y Australia también se perciben en el escenario como países que potencialmente incrementaron la producción de GLP. En 2015 Rusia participaba con el 5% de la producción mundial de GLP, y se espera que también tendrá un crecimiento sostenido de producción en los próximos 5 años, por tal motivo, se está preparando para la construcción de plantas productoras de GLP hacia el 2020, con miras a exportar este producto engrosando la oferta mundial de este combustible.



La EIA (Agencia Internacional de Energía), pronostica que hacia el año 2020, se alcanzará un nivel de producción promedio de 580 MTON año, lo que representaría mayor volumen de GLP disponible para exportación.

Otros productores como Grecia, Italia, India y China registraron un aumento relativo en su producción. Reino Unido y Turquía crecieron significativamente en la producción de GLP entre 2014 y 2015.

En lo que a América Latina respecta, a partir del 2013 se convirtió en uno de los principales compradores de Estados Unidos, en el año 2014 se sumaron Brasil y México, que registraron una ligera disminución en el año 2014, respecto al año 2013. Esta caída en la producción interna continuo en el año 2015.

Por su parte Venezuela aumento la producción de GLP en 300 KTON/año en el periodo de 2014 a 2015. En el gráfico 1-11 se observan los países de América Latina con producción destacada de GLP en MTON durante 2014 y 2015.

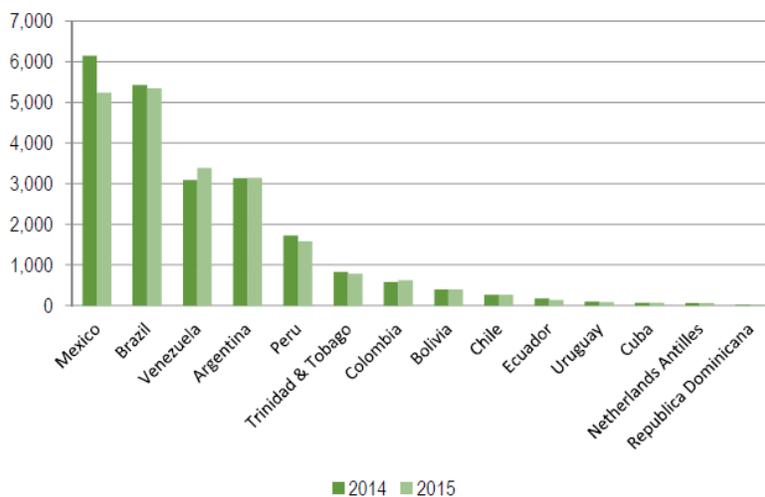


Gráfico 1-11: Producción de GLP en América Latina año 2014-2015. Fuente: Statistical Review - WLPGA.



Brasil redujo su producción en 2014 a 5,2 MTON/año, presentando una disminución del 13% con respecto al 2008 donde alcanzó una producción de 6MTON/año, y en 2015 llegó a 5,34 MTON/año su producción interna. Perú igualmente disminuyó ligeramente la producción interna de GLP a 1,7 MTON/año en 2014 y a 1,6 MTON/año en 2015.

El consumo mundial de GLP paso de 275 MTON en 2014 a 285 MTON en el año 2015, siendo Norte América y la región de Asia-Pacífico las de mayor aporte en este incremento de consumo, seguidos por Medio Oriente y África. Del total de GLP consumido en el mundo al año 2015, la región de Asia-Pacífico consumió el 37% y Norte América el 21%, Europa-Eurasia el 17%, Centro y Sud América el 10%.

En el gráfico 1-12 se observa la distribución porcentual del consumo de GLP por regiones, lideradas por Asia Pacífico (37%), Norte América (21%) y Europa Eurasia (17%). De la región Asia Pacífico, China y Japón son los mayores consumidores de GLP. De Norte América, Estados Unidos consume más del 50% y a su vez Rusia, Francia, Turquía, Países Bajos e Italia lideran el consumo de la región de Europa Eurasia.

América Latina, al igual que Asia, se convirtió en consumidores importantes de las exportaciones de Estados Unidos, en cabeza México, Brasil, Argentina y Perú. Como ya se había mencionado, América Latina surgió en 2013 como el principal comprador de nuevas exportaciones de Estados Unidos.

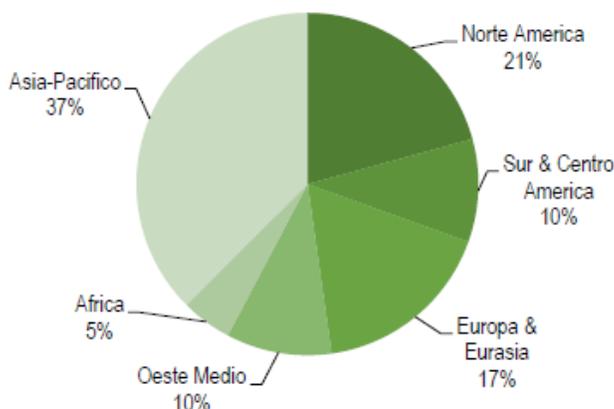


Gráfico 1-12: Distribución porcentual de consumo de GLP por regiones. Fuente: Statistical Review - WLPGA.



En el gráfico (agregar número) se detalla de manera global el consumo de GLP en el año 2015. Históricamente el sector residencial o doméstico ocupa el mayor porcentaje de consumo, seguido del petroquímico y el industrial.

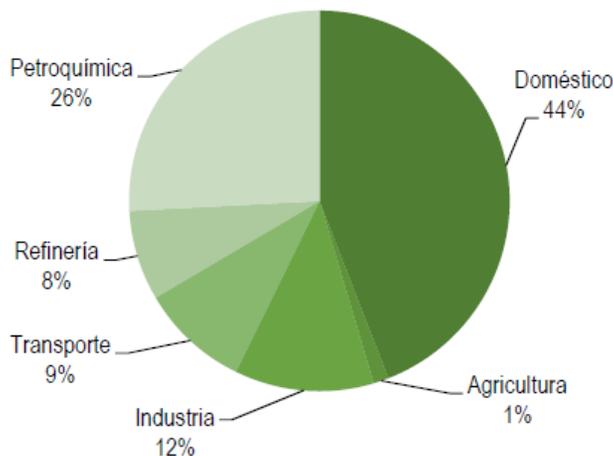


Gráfico 1-13: Consumo global de GLP según su uso. Fuente: Statistical Review - WLPG.

En cuanto a los precios del Propano y Butano en Mont Belvieu, y de acuerdo con las estadísticas e información suministrada por la EIA, como se pudo evidenciar a nivel mundial, en el segundo semestre de 2014 los precios del crudo descendieron abruptamente, debido a que la producción mundial superó la demanda, entre otros factores. Entre julio y diciembre de 2014 el barril de crudo WTI paso de ser de US\$103,59 a 59,29 US\$/bl.

En el período comprendido entre el 2005 y 2015, los precios del GLP (US\$/MBTU), presentan variaciones importantes en el precio anual promedio. La mayor producción de GLP proveniente de Estados Unidos en razón a los desarrollos de shale gas, generó una caída en los precios cercana al 50%, que generó alteraciones en el mercado mundial que aún siguen afectando los mercados internacionales.

Respecto a los precios del Henry Hub para el gas natural, a lo largo de la década se observan disminuciones críticas de los precios que lo llevaron en 2012 a 3,34 US\$/MBTU a pasar en junio de 2016 a 2,82 US\$/MBTU, con una ligera recuperación en el año 2014 donde alcanzó los 6 US\$/MBTU, como puede observarse en el gráfico (agregar número).

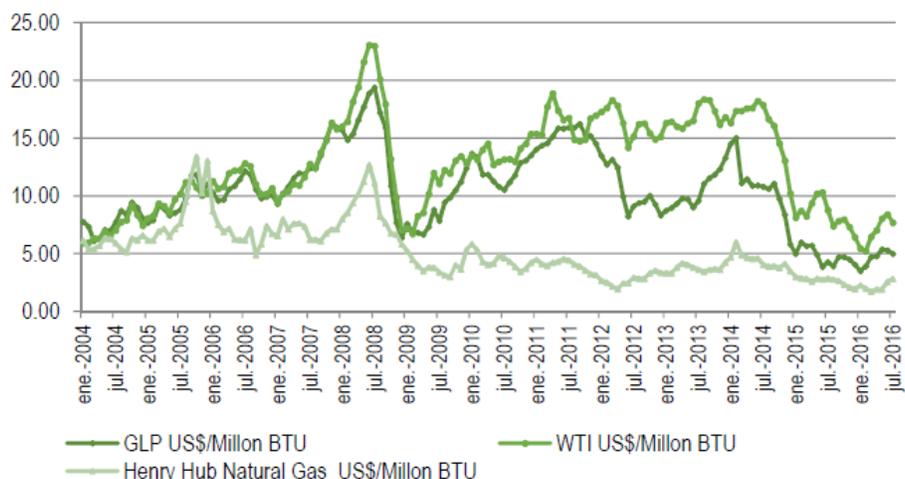


Gráfico 1-14: Variación de los precios del crudo WTI, GLP y GN en U\$\$/MBTU. Fuente: EIA.

1.3.2. Escenario nacional

El inicio del mercado del GLP en Argentina data del año 1933. En ese entonces el gas licuado era comercializado por YPF, en cilindros de 45 kg.

En 1945 se creó la Dirección Nacional de Gas del Estado (D.N.G.E.), quien se encargó de la comercialización del GLP y comenzó a promover su consumo en todo el país. Además, inició la habilitación de las instalaciones domiciliarias, el llenado de los cilindros y, al principio, los transportaba al domicilio de los clientes en camiones propios. Luego, ante el incremento de usuarios, recurrió a terceros, contratando el servicio de distribución. La D.N.G.E. también fabricó sus propios cilindros para atender este servicio y los identificó con la marca Gas del Estado.

En el año 1950, D.N.G.E. inició una nueva etapa, incorporando a los usuarios a granel de gas licuado. Estos usuarios tenían instalaciones con tanque fijo para el almacenamiento del producto.

En el año 1955 se inauguró un nuevo servicio de provisión de GLP, que fue el suministro por redes de distribución. El producto se almacenaba en tanques fijos con capacidad adecuada, se lo vaporizaba y luego se lo distribuía a través de una red de suministro. Se



instaló este sistema en ciudades alejadas de los gasoductos, que tuvieran el proyecto de la llegada de gas natural y que tuvieran una población que justificara la inversión.

En 1960 D.N.G.E. inicia la comercialización de gas licuado en recipientes más pequeños (garrafas de 10, 15 y 30kg), y permite además la participación de la actividad privada. Con la incorporación de la actividad privada en la etapa de comercialización, la Secretaría de Energía delegó su carácter de Autoridad de Aplicación en Gas del Estado. En uso de aquellas nuevas facultades estableció las condiciones comerciales de venta del GLP, las normas técnicas y de seguridad que los distribuidores debían respetar en la comercialización del producto y las normas de fabricación de las garrafas.

La demanda de GLP, distribuido en estos nuevos envases se incrementó vertiginosamente y la D.N.G.E. fue habilitando paulatinamente nuevas plantas propias de llenado en lugares como Rosario, Córdoba, Salta, Tucumán y Mendoza. El aumento de la demanda y la apertura de plantas de llenado originaron que algunos distribuidores a comienzos de 1961 solicitaran autorización para montar plantas de llenado propias. D.N.G.E. accedió ante dicho pedido, para lo cual fijó normas de construcción y fraccionado de dichas plantas.

En diciembre de 1992 se privatizó la C.N.G.E., quedando como autoridad de aplicación la Secretaría de Energía (S.E.) quien mantiene vigentes las normas dictadas por aquella, mediante el dictado de resoluciones.

A continuación, se define a los principales actores del mercado de GLP en la República Argentina.

- **Productor:** Aquél que obtiene gas licuado a partir de la refinación de hidrocarburos líquidos o plantas petroquímicas o de la captación o separación de GLP a partir de gas natural por cualquier método técnico.
- **Fraccionador:** Aquél que, por cuenta propia y disponiendo de instalaciones industriales, fracciona y envasa GLP, en envases fijos y móviles, como microgarrafas, garrafas, cilindros, tanques fijos o móviles, de su propia marca o de terceros.
- **Transportista:** Aquél que transporta de modo habitual GLP a granes o en envases por cuenta propia o de terceros desde su lugar de producción o almacenaje hasta los puntos de fraccionamiento, distribución o comercialización o entre ellos.



- Distribuidor: Aquél que, en virtud de un contrato de distribución con un fraccionador, distribuya y/o comercialice por su cuenta y orden GLP envasado.
- Distribuidor por Redes: Toda persona que posea una planta de almacenamiento y vaporización para suministrar por cañerías GLP vaporizado, mediante una red de distribución a usuarios de cualquier categoría.
- Comercializador: Aquél que venda por cuenta propia o de terceros GLP a granel a fraccionadores, usuarios o consumidores finales o a terceros.
- Almacenador: Todo aquél que por cuenta propia o de terceros almacena GLP.
- Gran Consumidor: Aquél consumidor de GLP que por sus características de consumo esté en condiciones de contratar el suministro directamente del productor, o del fraccionador, o de un comercializador, sin pasar por la intermediación del distribuidor.

En el gráfico 1-15, se muestra la cadena de distribución del GLP en Argentina, con los principales actores.

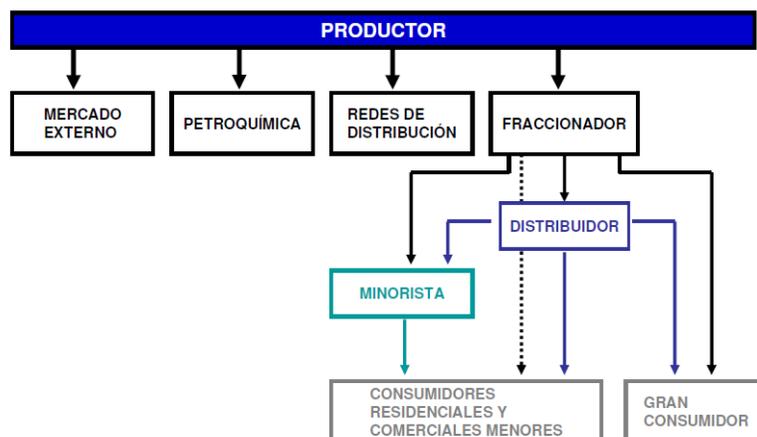


Gráfico 1-15: Cadena de distribución de GLP en Argentina. Fuente: CEGLA

Como es de esperarse, el consumo de GLP envasado tiene una marcada estacionalidad con picos en el período invernal (junio, julio, agosto), como puede observarse en los gráficos 1-16 y 1-17.

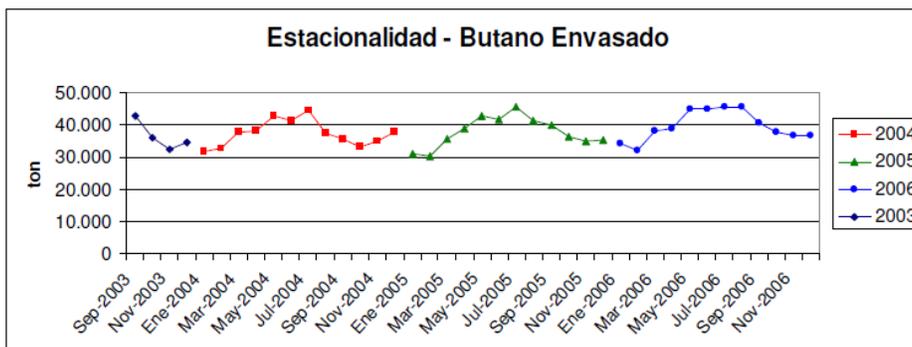


Gráfico 1-16: Estacionalidad del Butano. Fuente: CEGLA.

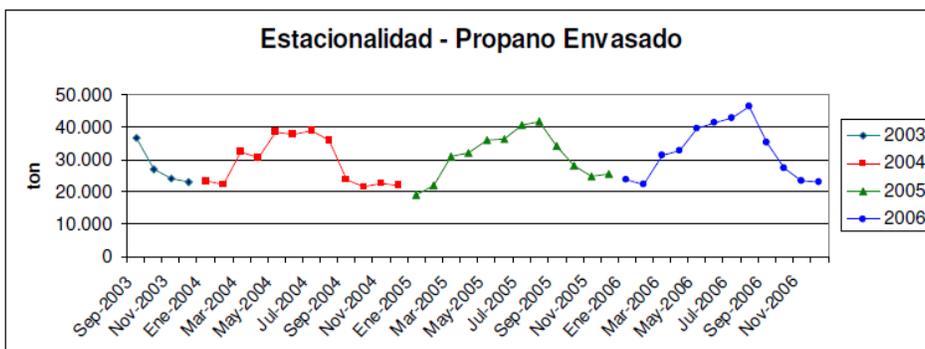


Gráfico 1-17: Estacionalidad del Propano. Fuente: CEGLA.

Por otro lado, la producción nacional de GLP representa aproximadamente el 1,4% de la producción mundial, ya que se producen cerca de 3 millones de toneladas anuales, ver gráfico 1-18.

De esta cantidad, como se mencionó en el apartado anterior con respecto al panorama internacional su uso se divide en tres ramas, las cuales se observan en la matriz energética para el GLP representado en el gráfico 1-19, donde destaca el uso doméstico o residencial representa el mayor porcentaje del uso de GLP.

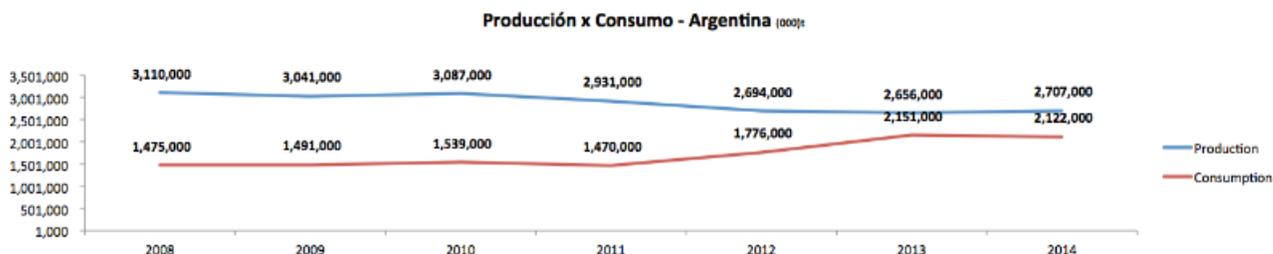


Gráfico 1-18: Producción x Consumo. Fuente: Statistical Review – WLPGA

Matriz del Gas LP 2014 - Argentina



Gráfico 1-19: Matriz energética para el GLP en Argentina para el año 2014. Fuente: Statistical Review - WLPGA.

La producción de GLP en Argentina es suficiente para satisfacer la demanda interna y para exportar gran parte de la misma. Argentina en la actualidad es un exportador neto de GLP, siendo sus principales clientes Brasil, Chile, Paraguay y Uruguay, tal cual puede observarse en la figura (agregar número).



Gráfico 1-20: Exportación nacional de GLP. Fuente: Statistical Review - WLPGA

Con respecto a la demanda del GLP, como se pudo observar anterior mente, su venta presenta una marcada estacionalidad con picos en el periodo invernal.

Durante el año 2014, el fuerte incremento en la producción de GLP estuvo apalancada en la mayor producción de gas de esquisto en Estados Unidos, lo que llevo a ocupar el primer lugar como exportador de este combustible hacia América Latina, Asia Oriental y el Noreste de Europa. Para el efecto, Asia, China Pacífico y Japón en la última década aumentaron la demanda del gas GLP proveniente de Estados Unidos, sin embargo, su principal proveedor sigue siendo Oriente Medio. Rusia y Nigeria han introducido al mercado nuevos volúmenes de GLP con tendencia creciente en la producción anual mundial.

La demanda mundial de 2010 a 2015, se ha destacado por ser ampliamente dinámica, con sectores de consumo bien diferenciados, siendo estos el uso residencial, comercial, en petroquímica y la industria.



En cuanto al consumo en América Latina, este se ha convertido importador clave de Estados Unidos, particularmente países como México, Brasil, Argentina y Perú. La producción de GLP, en América Latina en la última década se ha mantenido relativamente estable, pero como se menciona en un comienzo profundamente afectada por la caída del precio del barril de crudo.

1.4. Mercado del Dimetil Eter

El éter dimetílico, o DME, actualmente es producido por la deshidratación de metanol procedente del gas natural (también puede obtenerse a partir de biomasa).

Actualmente, este proceso se realiza a muy pequeña escala alrededor de 150,000 toneladas métricas por año, siendo utilizado, principalmente, como un propelente de aerosoles en la industria cosmética.

El DME es un gas limpio, incoloro que es fácil de licuar y transportar. Por ello tiene un notable potencial como combustible para la generación de potencia, en usos domésticos, o como combustible potencial para los vehículos diésel.

Se trata de un compuesto miscible con la mayoría de disolventes orgánicos y además presenta una alta solubilidad en agua. El uso del DME como aditivo para el gasóleo se debe a su alta volatilidad (que mejora el arranque del motor en frío) y a su elevado índice de cetano.

1.4.1. El DME: un significativo potencial en tres importantes mercados.

- **Generación de potencia:** Ya ha sido aprobado por fabricantes como Mitsubishi, Hitachi y General Electric como un combustible para sus turbinas de gas, puesto que el DME es una alternativa eficiente a otras fuentes de energía para centrales eléctricas de tamaño mediano, sobre todo en islas o en regiones aisladas donde puede ser difícil de transportar el gas natural y donde la construcción de terminales de gasificación de gas natural líquido (GNL) no sería viable.
- **El sustituto del GLP doméstico:** Probablemente, para tener una estructura en general más atractiva de precios que la GLP, el DME puede ser mezclado en una



proporción del 15 al 20% en GLP, sin hacer necesario modificaciones en equipos o redes de distribución.

- Combustible de automóviles: A menudo llamado “GLP diésel”, el DME es una futura alternativa de combustible. La promoción de su empleo en empresas corporativas y públicas al principio reduciría los problemas de desarrollar una red de distribución limpia, aprovechando su alto número de cetano y sus ventajas ambientales, como particularmente las emisiones de azufre. El DME no emite óxido de azufre, se compone de gas natural y sólo emite dióxido de carbono en cantidades menores. Además, requerirían pocas modificaciones de motor. Su aplicabilidad directamente como combustible pasa por lograr un producto prácticamente exento de metanol y agua. Empresas como Mitsubishi Gas Chemical y NKK Corporation consideran que el DME podría reemplazar el GLP o gasolina como principal combustible para algunos vehículos y generadores.

En el gráfico 1-21 se compara la eficiencia energética y las emisiones de gases de efecto invernadero (GHG) de varios combustibles, incluyendo DME producido a partir de fuentes fósiles y DME producido a partir de fuentes renovables. Para su realización se ha tomado en cuenta la producción, el transporte y el uso final de los combustibles.

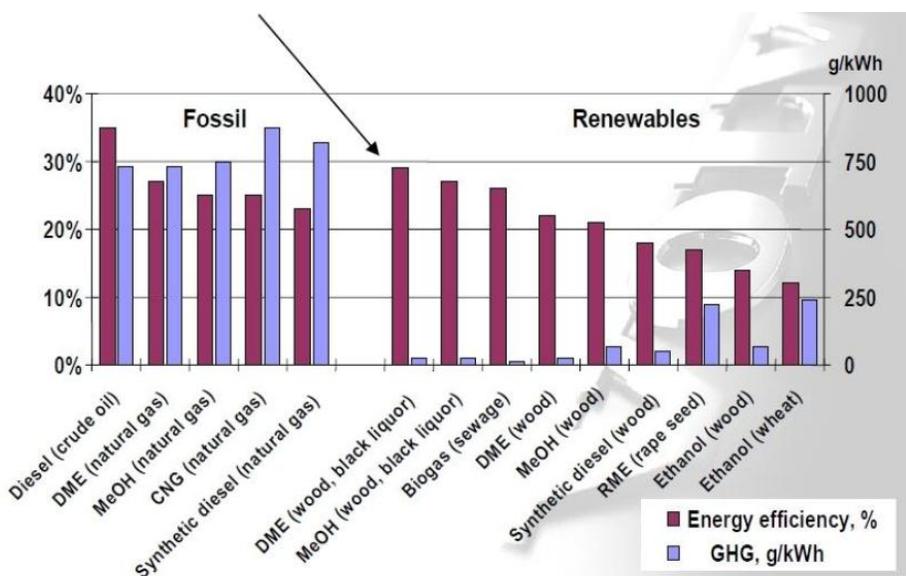


Gráfico 1-21: Comparación de eficiencia energética y emisiones de GEI. Fuente: Collgege of Science & Engineering, University of Minnesota.



Según el gráfico, entre los combustibles a partir de fuentes fósiles el DME es el que produce una menor cantidad de GEI, con una eficiencia energética superior a otros como el gas natural comprimido o el metanol producido a partir del gas natural.

Entre los combustibles precedentes de fuentes renovables, se muestra como el de mayor eficiencia energética, con emisiones de GEI muy bajas.

Además, las propiedades físicas del DME son similares a las de los GLP, presentando baja presión de saturación del vapor y alto poder calorífico y condensando a -25°C a presión atmosférica y a presiones de entre 5 y 6 bar temperatura ambiente.

Gracias a esto, la misma maquinaria utilizada con los combustibles habituales puede emplearse usando DME, con mínimas modificaciones.

1.5. Mercado Mundial

El mercado actual de DME es principalmente para los propelentes de aerosol, y solo una pequeña cantidad (escala de decenas de miles de toneladas) de DME grado combustible se distribuye en las provincias del interior de China para uso residencial, principalmente para la sustitución del GLP. El DME tiene el potencial para ser usado como un sustituto para varios combustibles.

Categorizando los mercados potenciales del DME desde el punto de vista del cliente, está la generación de electricidad centralizada y distribuida, uso comercial y residencial, uso industrial y transporte.

En la actualidad, estos clientes están usando combustibles existentes como gas natural, GNL, GLP, diésel, etc. Sin embargo, con el fin de que el DME llegue a ser un sustituto para los combustibles existentes, debe tener atractividad desde el punto de vista de precio, estabilidad en este, estabilidad de suministro, conveniencia y manejo con respecto al medio ambiente.

La cantidad de la demanda potencial del DME es una función del tamaño de una zona de distribución del DME y la sustitución de este para cada cliente en esta zona. La zona de



distribución del DME está relacionada al puerto donde el DME es descargado y el rango de zona para el cual el DME será distribuido.

Desde el punto de vista de mercados globales, la zona de Asia se cree que es prometedora con la demanda de combustible gaseoso.

A partir del año 2000 la capacidad de producción global de DME ha aumentado de manera notable, junto con la formación de grupos promotores del mismo como “Japan DME Forum” (2001), “International DME Association” (2001) o “China DME Association” (2009).

De esta forma, se ha pasado de una capacidad de producción de 30.000 toneladas al año en 2003 a una capacidad de producción mundial de DME de casi 7 millones de toneladas al año en 2010, con proyecciones de futuro que marcaban que al año 2018 esta capacidad podría aumentar hasta los 15 millones de toneladas al año.

La mayor parte de la producción global de DME se concentra en China, que en el año 2012 poseía una capacidad de producción de 12 millones de toneladas al año, aunque la producción real que se realizaba era de un 35% de esta cantidad.

Japón también cuenta con importantes instalaciones para su producción, además está prevista la construcción de nuevas plantas o aumentos de capacidad en Trinidad y Tobago, América del Norte, Indonesia y Uzbekistán. En Suecia se encuentra la primera planta del mundo de producción de bioDME.

Este bioDME es producido a partir de la gasificación de residuos de la agricultura y forestales, del licor negro formado como co-producto en la fabricación de papel o de residuos municipales, en sustitución de la gasificación de carbón y el reformado de gas natural. De esta forma, el gas de síntesis que sirve como materia prima procedería de fuentes renovables, disminuyendo el impacto ambiental.

Más de 9 millones de toneladas de DME son producidas en el mundo, tanto a partir de fuentes renovables, tales como la biomasa, como de carbón y gas natural y, principalmente, a través del proceso de deshidratación de metanol.



Una gran cantidad de compañías internacionales cuentan con líneas de producción de DME, algunas de ellas son Volvo, Korea Gas Corporation, Methanex y Oberon Fuels.

1.5.1. Mercado en Asia

El mercado de DME en Asia es ampliamente explicado en el reporte llamado “Survey of the potential market fuel grade DME in Asia” (2002). En la tabla 1-10 se presentan la cantidad de mercado potencial para el año 2020 en 8 países asiáticos expresado en 100.000 toneladas/año.

	Generación de electricidad		Sustitución del GLP		Transporte		Uso residencial e industrial		Total	
	2010	2020	2010	2020	2010	2020	2010	2020	2010	2020
China	400	600	190	350	300	600	280	380	1170	1930
Corea del Sur	200	300	100	150	100	200			400	650
Taiwán	270	400	10	20		110			280	530
Las Filipinas	200	300	10	10		110			210	420
Tailandia			110	130					110	130
Vietnam	60	60							60	60
Indonesia	150	450	40	40		120	100	240	290	850
India	400	600	270	320	160	320	160	320	990	1560
Total	1680	2710	730	1020	560	1460	540	940	3510	6130

Tabla 1-0-10: Mercado de DME en Asia. Fuente: Subcommittee of Japan DME Forum.

En la tabla 1-10 se muestra una proyección de la demanda para el DME en el 2030 en Japón expresado en 100.000 toneladas/año, de acuerdo al reporte “Progress in Development of Technology and Installation and Dissemination Sceneario of Dme” (Utilization Subcommittee of Japan DME Forum, Introduction and Dissemination working group, 2005).



		2010	2020	2030
Generación de electricidad	Concentrada	230	670	1100
	Descentralizada	44	134	317
	Total	274	804	1417
Transporte	Vehículos a diesel	17	334	1002
	Vehículos celda combustible		30	380
	Total	17	364	1382
Combustible general y spray (Para industria y consumidores residenciales)		60	540	640
Suma de la demanda nacional para el DME		351	1708	3439

Tabla 1-0-11: Demanda de DME para el 2030 en Japón. Fuente: Subcommittee of Japan DME Forum.

Se asume que el DME puede ser introducido en la sustitución del GLP en los lugares donde los precios de la energía son altos. Además, en el sector transporte, la expectativa para el DME como un combustible limpio vehicular es grande, y la expansión proyectada para el 2020 está creciendo.



Capítulo 2 – Tecnología

2.1. Introducción

Para la producción de DME es necesario tener conocimiento de las alternativas tecnológicas viables y accesibles. La selección del proceso de producción está íntimamente relacionada con la selección de la tecnología de producción.

En el presente capítulo se hará un recorrido sobre las propiedades del DME y las diversas tecnologías existentes para su producción, definiendo cual es la tecnología escogida y el porqué de su selección.

2.2. Descripción del producto y de materias primas

2.2.1. Dimetil Éter

El DME es el éter más simple: CH_3OCH_3 . Se obtiene fundamentalmente de carbón, gas natural, biomasa, entre otros. No es tóxico, es limpio y tiene una llama de color azul en su combustión, una representación de la molécula de DME puede observarse en la ilustración 4-1.

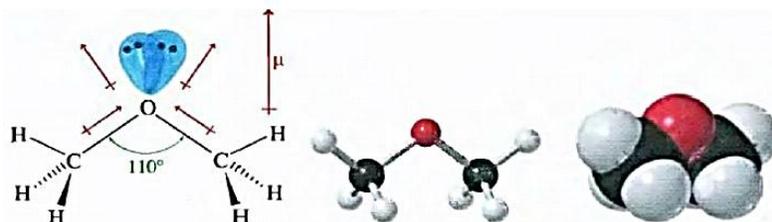


Ilustración 2-1: Molécula de DME. Fuente: Elaboración propia.

Posee dos grupos metilos unidos al átomo de oxígeno. Al igual que el agua, tiene una estructura angular. Con un átomo de oxígeno con hibridación sp^3 dando lugar a un ángulo de enlace casi tetraédrico, aunque a diferencia del agua, la estructura voluminosa de los grupos metilo hace que el ángulo de enlace sea mayor de 110° frente a los $104,5^\circ$ del agua.



El momento dipolar del DME viene dado por el vector suma de los momentos dipolares de los enlaces C-O un valor de 1,3 (el del agua 1,9) lo que da como resultado que se trate de una molécula polar.

Sus propiedades son similares al GLP. Las más representativas se muestran en la tabla siguiente:

Propiedad	DME
Peso molecular(g/mol)	46
Contenido en oxígeno (%peso)	34,8
Viscosidad(kg/m*s)	0,125
Presión Crítica(atm)	52
Temperatura crítica(°C)	127
Temperatura de ignición(235°C)	235
Límite de explosividad(%vol air)	3,4-17
Solubilidad	agua y disolventes orgánicos
Punto de fusión(°C)	-138,5
Punto de ebullición (°C)	-23,7
Presión de vapro a 20 °C (kPa)	520
Densidad(respecto al agua)	1,6

Tabla 2-1: Propiedades del DME. Fuentes: Elaboración propia.

El punto de ebullición del DME es muy bajo, del orden de 100 °C inferior que los alcoholes con masas molares similares, lo que hace que su volatilidad sea mucho mayor. Esto se debe a la inexistencia de enlaces puente de hidrógeno entre las moléculas de DME por carecer de grupos OH⁻, algo que si ocurre en los alcoholes.

Desde los años '60, ha sido usado principalmente como propelente de aerosoles y como producto intermedio en la industria para la producción de dimetilfurano, metil acetato y olefinas ligeras. Actualmente el 65% del DME producido a nivel mundial se consume como combustible doméstico, siendo mezclado con GLP. Este uso del DME tiene lugar en Asia, sobre todo en China.

Otro de los posibles usos que tendría el DME sería como sustituto del Diésel debido a que su número de cetano es mayor que el del último mencionado, en la actualidad ya hay camiones que funcionan exclusivamente con DME. Estos camiones fabricados por la empresa Volvo se encuentran en Suecia, siendo un total de 10 camiones.



En la tabla 2-2 pueden observarse una comparación entre las propiedades del DME y el diésel.

Property	DME	Diesel
Density at 20 °C [kg/l]*	0.67	0.83
Lower heating value [MJ/kg]*	28.4	43.1
Cetane number*	60	50
Fuel equivalence*	0.59	1
GHG [gCO ₂ eq/MJ]**	Waste wood DME: 5 Farmed wood DME: 7	

Tabla 2-2: Comparación propiedades del DME y Diesel. Fuente: Elaboración propia.

En menor medida se usa también para la producción de energía eléctrica y para pilas de combustibles.

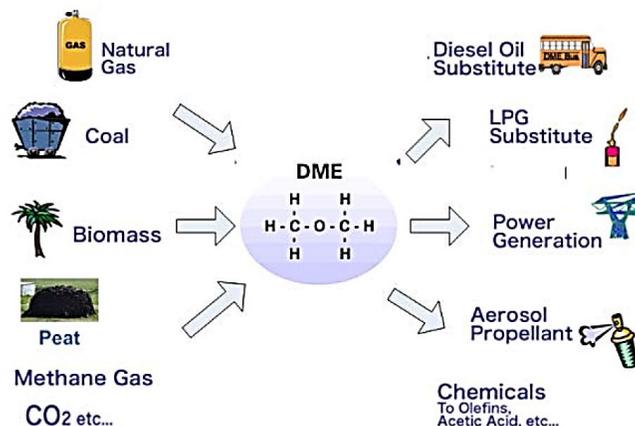


Ilustración 2-2: Distintos destinos de la producción de DME. Fuente: IDA.

Se descubrió en los años ochenta y alrededor de cincuenta mil toneladas de DME se produjeron en el oeste de Europa en 1985. En 1992, los rusos comenzaron a utilizar DME como sustituto del diésel. Dos años más tarde, se utilizó en otros países como Austria y USA como combustible, Dinamarca y Rusia comenzaron a probar automóviles diésel y



autobuses 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.

- Plantas Actuales

La empresa Air Products, dispone de plantas pilotos (15tn/planta), en los que la materia prima es el gas natural, estas plantas ofrecen resultados satisfactorios, pero no la construcción de estas en gran escala, la tabla 2-3 se muestra un listado de empresas actuales de producción de DME.

En China, el método utilizado para la producción es el de dos pasos. Empezó en 1990 con la producción de metanol, y en seguida dieron el salto a la producción de DME, primero Shandon Jiutai Chemical Co construyo una planta de 5000 tn/año, después de un año se comprobó que era una tecnología fiable y se aumentó la producción.

La producción de DME se centra sobre todo en Estados Unidos, Alemania, Holanda, Japón y China.

Actualmente hay un proyecto promovido por la Universidad de Salamanca para la construcción de una planta de DME a partir de residuos de maíz. Este proyecto actualmente se encuentra lejos de su construcción sin embargo lo que podemos encontrar es una aplicación que se calcula, teniendo en cuenta los balances de masa y energía de los reactores la cantidad de biomasa necesaria para una determinada longitud en kilómetros a recorrer por un vehículo que solo usaría DME.

Compañía	Localización	Producción(t/año)	Fecha de inauguración (propuesta)	Operación
Toyo	Sichuan(China)	110.000	2003	Si
JFE	Kushiro(Japón)	36.000	2002	Si
Zagros Petrochemical	Bandar(Irán)	100.000	2006	Si
German Ferrostal	Papua (Indonesia)	200.000	(2016)	-

Tabla 2-3: Plantas de producción de DME actuales. Fuente: Toyo Engineering.



A continuación, alguna información y otros datos sobre las más importantes plantas de DME:

- JFE DME Plant, en Japón fue la primera planta en el mundo en usar el método directo. El reactor es de slurry, lo que le permite la obtención de un buen control de temperatura y buena eliminación del calor producido por las reacciones.
- XinAo DME Plant, en China, es una planta pequeña, fue la primera en encargarse solo de la producción de DME, actualmente obsoleta.
- BioDME, planta piloto en Suecia, tiene un funcionamiento que puede dividirse en dos pasos. La compañía encargada de la construcción de esta planta de demostración ha construido, gracias a la colaboración de otras empresas automovilísticas como Volvo, el primer camión en el mundo que usa solo DME, el camión carga con 60 toneladas de papel y ha recorrido una distancia de más de 450.000 Km.
- FuelDME, perteneciente a Mitsubishi (Japón), tiene una producción de 80000 tn/año.
- Toyo Engineering, ubicada en China. Es actualmente la de mayor producción a nivel mundial con 110.000 tn/año, esta utiliza el método indirecto.
- Planta de Kogas, ubicada en Korea, es de producción directa. Una de las pocas junto a JFE que usa el método directo.
- En Japón, usando la tecnología NKK (Reactor Slurry) se ha construido una planta semi-industrial de 10.000 tn/año. Esta planta opera según el proceso directo.

- Infraestructura

La infraestructura necesaria para un combustible no sólo incumbe su proceso de producción, sino también de: su transporte; ya sea marino, por gasoductos y por carretera de la materia prima y del producto, almacenamiento del producto y demás.



En el caso del DME, al tener propiedades similares al GLP, podría ser almacenado, transportado tanto por océano como por tierra, con esta infraestructura como base, añadiendo algunas modificaciones.

Se estima que la inversión de capital en Estados Unidos para la construcción de una infraestructura adecuada para el hidrógeno sería de 18 billones de US\$, mientras que para el DME o metanol sería de 4 billones de US\$.

2.2.2. Metanol

El metanol (MeOH, CH₃OH, alcohol metílico) es el alcohol más sencillo. Su estructura también es parecida a la del agua, sustituyendo en este caso uno de los átomos de hidrógeno por un grupo metilo. El átomo de oxígeno presenta hibridación sp³ y al ser el grupo metilo mucho más voluminoso que el hidrógeno el ángulo de enlace es mayor que el del agua, con un valor de 108, 9°.

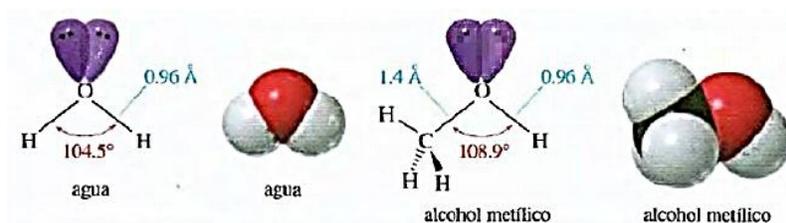


Ilustración 2-3: Molécula de metanol. Fuente: Elaboración propia.

Sus propiedades a temperatura y presión ambiente se muestran en la tabla 2-4.

Peso molecular	32,04 g/mol
Densidad	786,3 kg/m ³
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

Tabla 2-4: Propiedades del metanol. Fuente: Elaboración propia.



Inicialmente, el metanol se producía por destilación destructiva de madera astillada en ausencia de aire. En la actualidad, la mayor parte del metanol se sintetiza mediante reacción catalítica de monóxido de carbono con hidrógeno (gas de síntesis) a altas presiones y temperaturas.

El metanol es uno de los disolventes industriales más comunes ya que es barato, menos tóxico que los disolventes halogenados y disuelve una gran cantidad de sustancias polares y no polares. También es una sustancia de partida para la obtención de una amplia variedad de compuestos orgánicos como el éter metílico, éster metílico, plásticos, medicamentos y otros productos industriales.

El metanol es un buen combustible para los motores de combustión interna. Tiene un alto índice de octano, emisiones poco contaminantes e inflamabilidad mas baja a la de la gasolina, sin embargo, presenta un contenido energético o poder calorífico menor que ésta, requiriéndose un 70% más para conseguir la misma energía.

Otros efectos desfavorables del metanol como combustible es que, al ser un buen disolvente, ataca a las juntas, los elementos de sellado y las piezas de plástico del sistema de alimentación de combustibles en los motores, además da lugar a una llama casi imperceptible, por lo que puede dar lugar a fuegos peligrosos por no ser detectados.

Una comparativa de las propiedades de ambos compuestos puede observarse en la tabla 2-5.



Property	Methanol	Dimethyl Ether
Appearance (25°C),color	liquid, colorless	Gas, colorless
Molecular weight	32.04 g/mole	46.068 g/mol
Melting point	-97.8°C	-141.49 °C
Latent heat of fusion (1,013 bar, at melting point)	**	107.168 kJ/kg
Relative liquid density	**	0.73
Liquid density (1.013 bar at boiling point)	0.7918 g/cm ³	735.2 kg/m ³
Boiling point	64.5°C	-24.81 °C
Latent heat of vaporization (1.013 bar at boiling point)	37.43 kJ/kg	461.55 kJ/kg
Vapor pressure (at 20 °C or 68 °F)	12.3 kPa	5.0924 bar
Critical temperature	240°C	127.15 °C
Critical pressure	73.76 bar	53.4 bar
Gas density (1.013 bar at boiling point)	**	2.3622 kg/m ³
Compressibility Factor (1.013 bar and 15 °C)	0.224	0.97735
Specific gravity	0.7915	1.59
Specific volume (1.013 bar and 25 °C)		0.5207 m ³ /kg
Heat capacity @ constant pressure (1.013 bar and 25 °C)	81.08 J/(mol.K)	0.0681 kJ/(mol.K)
Heat capacity @ constant volume (1.013 bar and 25 °C)	**	0.0588 kJ/(mol.K)
Viscosity (1.013 bar and 0 °C)	0.808 mPa·s	8.2865E-05 Poise
Thermal conductivity (1.013 bar and 15 °C)	200 mW/(m.K)	15.616 mW/(m.K)

Tabla 2-5: Comparación de propiedades del metanol y DME. Fuente: IDA.

2.3. Procesos de producción

Para la utilización del DME como combustible, este debe ser producido en grandes cantidades a bajo costo.

En la actualidad el DME se produce mediante dos procesos diferentes y a partir de cinco materias primas diferentes, las cuales son:

- Metanol
- Carbón
- Gas natural



- Residuos orgánicos
- Biomasa

Industrialmente se utilizan dos métodos: el proceso de dos pasos (Método Indirecto) de adición de un paso de deshidratación a la última parte del procesamiento industrial del metanol, y el proceso de un paso (Método Directo) de síntesis del DME directamente a partir del gas de síntesis (H_2 , CO).

A continuación, en la ilustración se presentan las principales rutas de producción de DME.

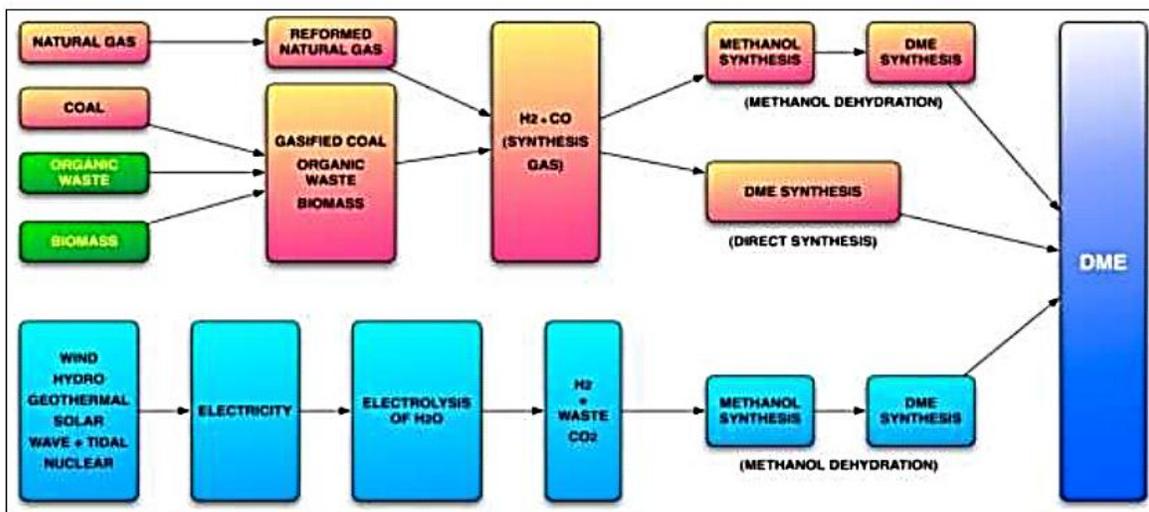


Ilustración 2-4: Diferentes rutas de producción de DME. Fuente: IDA.

2.3.1. Método directo

La formación directa se refiere a la reacción en una sola etapa a partir de gas de síntesis el cual resulta de una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono obtenido a partir del reformado de gas natural, gasificación de carbón, biomasa o residuos orgánicos.

En este proceso que se representa en la ilustración 2-5 y 2-6, la formación de DME es lograda mediante dos reacciones catalíticas diferentes que se llevan a cabo en un mismo



reactor de manera simultánea: la hidrogenación del monóxido de carbono para formar metanol y la deshidratación de este para formar DME.

Las reacciones involucradas en este proceso son:

- Reacción de formación de metanol



- Reacción de deshidratación del metanol



- Reacción de conversión agua-gas



- Puede expresarse entonces, en la siguiente reacción global



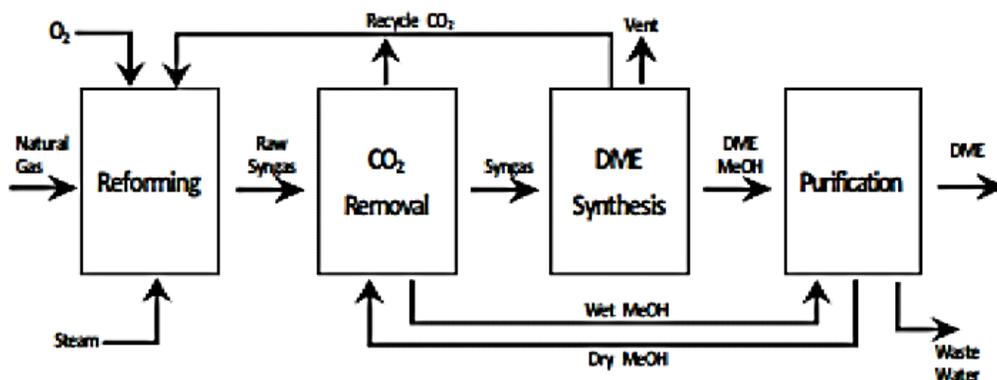


Ilustración 2-5: Diagrama de bloques proceso directo. Fuente: Elaboración propia.

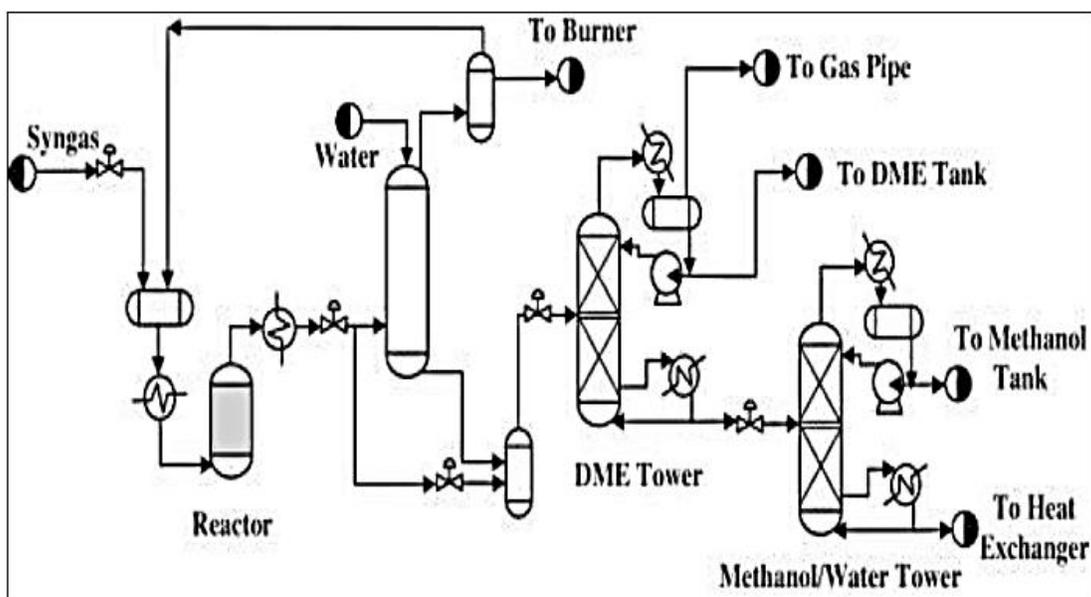


Ilustración 2-6: Diagrama de flujo proceso directo. Fuente: Elaboración propia.

2.3.2. Método indirecto

Se basa en la formación de DME a partir de metanol como materia prima, se realiza mediante la deshidratación de este último bajo el efecto de un catalizador ácido. El alcohol



primario es protonado por el efecto del catalizador ácido, lo que lo hace susceptible de ser atacado por otra molécula de alcohol, de esta forma se crea el éter.

La reacción puede llevarse a cabo tanto en un sistema de lecho fluido como en un lecho fijo. El lecho fluido muestra una mayor transferencia de masa y calor, pero es más caro y complejo.

Por otra parte, el lecho fijo es más sencillo en cuanto a diseño y operación, además conlleva menores costos.

La reacción química que se produce con este método es:



En este caso, los únicos productos que abandonan la superficie del catalizador son el dimetil éter y el agua, por lo que se obtendría una corriente de productos mucho más sencilla de purificar.

El diagrama de bloques que representa la operación de la deshidratación de metanol se muestra en la ilustración 2-7.

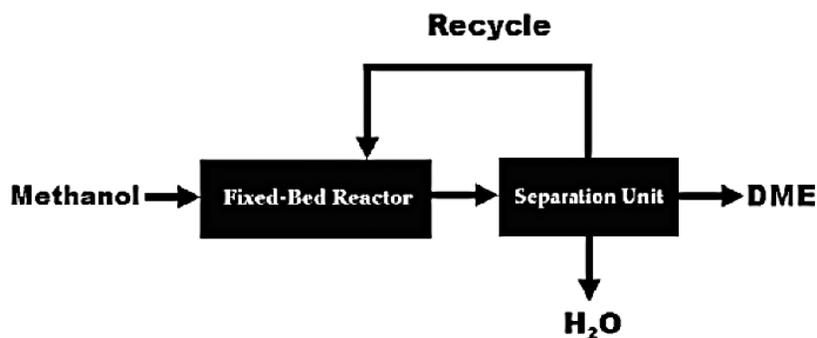


Ilustración 2-7: Diagrama de bloques proceso indirecto. Fuente: DME Handbook.



Puede observarse que el proceso indirecto está representado básicamente por la etapa de reacción y la posterior separación de productos.

Los equipos involucrados en el proceso se ven representados en la ilustración 2-8, donde se muestra el diagrama de flujo (esquemático).

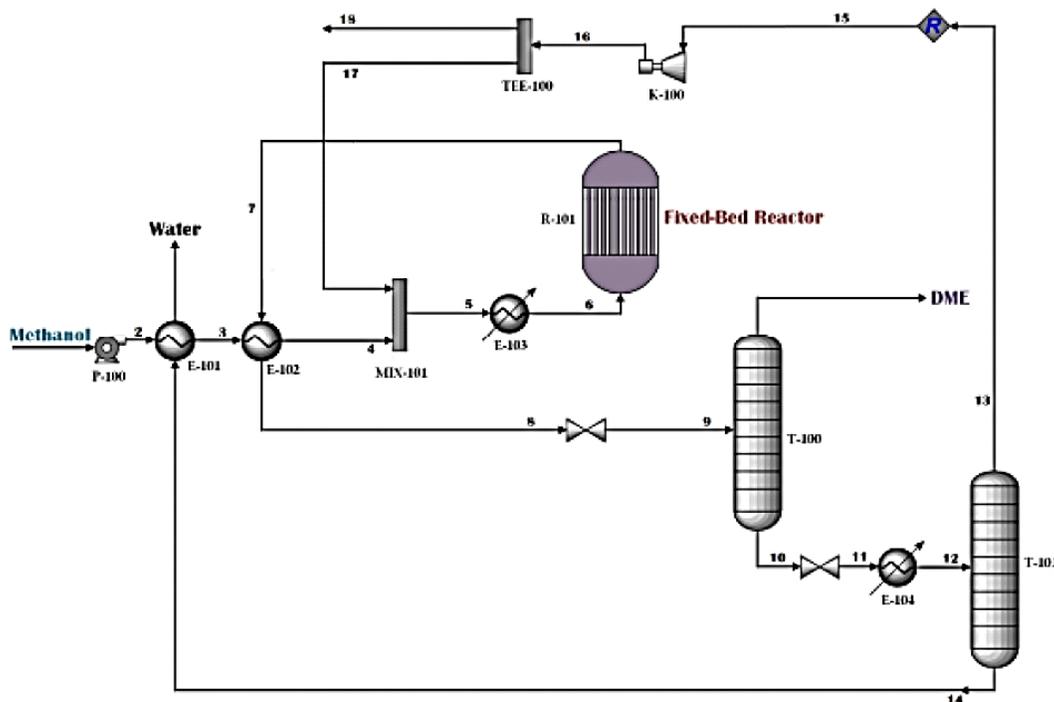


Ilustración 2-8: Diagrama de flujo proceso indirecto. Fuente: IDA.

Una descripción breve del proceso se detalla a continuación:

Primero el metanol es licuado alcanzándose presiones de hasta 15,5 bar aproximadamente, siendo antes precalentado por la corriente de producto del reactor y por el agua procedente de la columna de destilación. Después entra en el reactor para producir DME, debido a que la reacción es altamente exotérmica, la corriente de salida tendrá una temperatura de 365°C aproximadamente.



Posteriormente en una columna de destilación se separa el DME del agua producida y el metanol no reaccionado y en una segunda columna se separa por fondo el agua, que es utilizada para precalentar la alimentación y por cabeza el metanol que será recirculado.

4.3.3. Catalizador

El método directo utiliza dos catalizadores:

- Cu-ZnO-Al₂O₃ debido a que favorece la síntesis de metanol y,
- γ-Al₂O₃-HZSM5 que favorece la deshidratación de este.

El método indirecto utiliza metanol como materia prima por lo que solo utilizar un catalizador: γ-Al₂O₃-HZSM5.

El Cu/Zn/Al₂O₃ da lugar a una elevada actividad, selectividad y estabilidad en el proceso de síntesis de metanol, mientras que para la deshidratación del metanol se emplean sólidos ácidos como γ-Al₂O₃ y zeolitas.

Siendo las zeolitas las que mayor actividad muestran, esto según estudios puede ser debido a su mayor actividad ácida. Siendo la zeolita más empleada la HZSM-5.

En la tabla 2-6 se exponen características del método directo

Temperatura (°C)	Síntesis de metanol	Síntesis directa de DME				Rend. DME
	Conv. CO (%)	Conv. CO (%)	Selectividad			
			CH ₃ OH	DME	CO ₂	
240	54,6	96,5	5,0	70,3	24,7	67,8
260	39,0	92,9	4,8	69,0	26,1	64,1
280	25,1	86,5	4,8	68,1	27,1	58,9

Tabla 2-6: Características método directo. Fuente: DME Handbook.



Mientras que en la siguiente ilustración se ponen de manifiesto las diferencias entre ambos procesos.

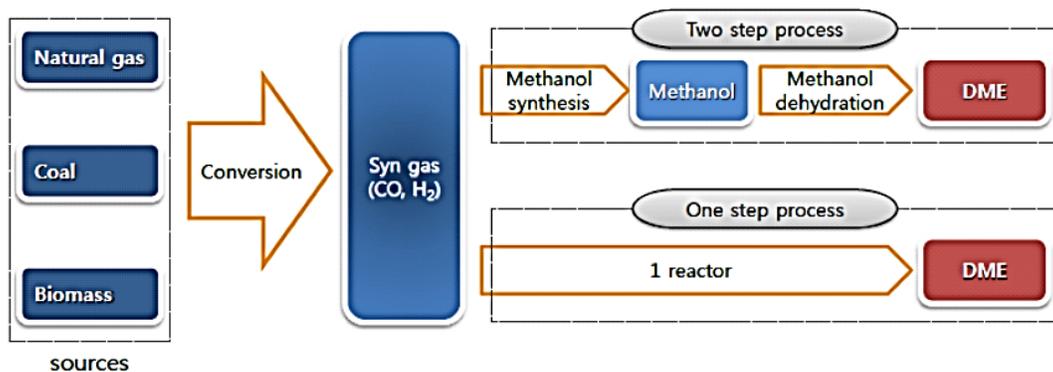


Ilustración 2-9: Diferencias proceso directo e indirecto. Fuente: DME Handbook.

En la tabla 2-7 se ponen de manifiesto las diferencias en la eficiencia del quimismo entre los métodos directo e indirecto.

Proceso	Método indirecto	Método directo
Reformación del metano	$2\text{CH}_4 + \text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CO} + 4\text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}$ Eficiencia teórica 95,3% Eficiencia actual 84,4%	$2\text{CH}_4 + \text{O}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow 3\text{CO} + 3\text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}$ Eficiencia teórica 98,3% Eficiencia actual 87,0%
Producción de DME	(síntesis de metanol) $2\text{CO} + 4\text{H}_2 \rightarrow 2\text{CH}_3\text{OH}$ Eficiencia teórica 78,2% (deshidratación) $2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ Eficiencia teórica 98,2 % Eficiencia actual 87,0%	Síntesis de DME $3\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{CO}_2$ Eficiencia teórica 84,4% Eficiencia actual 80,7%
Global	$2\text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ Eficiencia teórica 83,0% Eficiencia actual 57,0%	$2\text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ Eficiencia teórica 83,0% Eficiencia actual 70,2%

(Para la síntesis de metanol a partir del metano: E. teórica 84.2% y la E. actual 66%)

Tabla 2-7: Comparación de eficiencias método directo vs indirecto. Fuente: DME Handbook.

2.3.4. Selección de método

Debido a que en el presente proyecto se cuenta con metanol como materia prima y que la cantidad de reacciones secundarias que se producen en la formación de DME a partir de gas de síntesis (proceso directo) y los distintos reactivos y productos presentes en cada una de ellas, la corriente resultante tiene una composición compleja en la que puede dar



lugar a que la purificación del producto deseado sea difícil, además de incurrir en mayores costos.

Se ha seleccionado como medio de producción el método indirecto.

2.3.5. Tecnologías de producción del DME mediante síntesis indirecta

- Proceso MGC

El proceso está compuesto de tres secciones: la producción de gas de síntesis, la síntesis de metanol y la síntesis de DME con su posterior destilación.

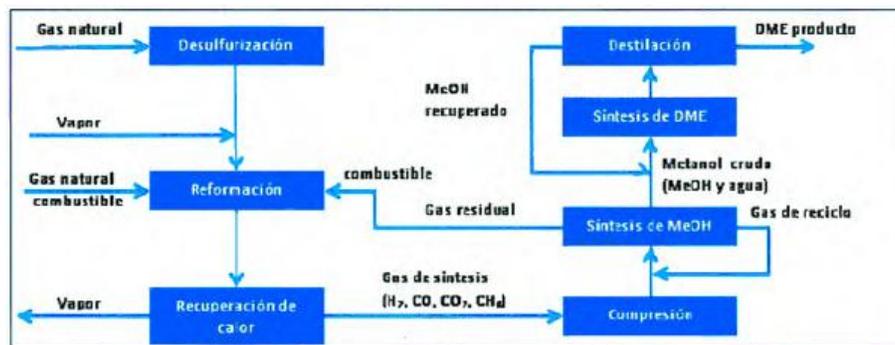
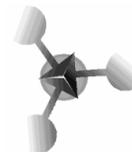


Ilustración 2-10: Diagrama de Bloque del Proceso MGC.

En la sección de la producción de gas síntesis, el gas natural (materia prima) mezclado con el vapor de proceso es suministrado al reformador y el gas de síntesis, que consiste en H₂, CO y CO₂, se produce.

En la sección de la síntesis de metanol, el gas de síntesis, que alcanza la presión de diseño en el compresor, es introducido en el convertidor de síntesis del metanol en el cual se llena el catalizador de la síntesis del metanol. El metanol sintetizado es condensado y separado de la fase gaseosa.

En la sección de la síntesis del DME y la destilación, el vapor de metanol del cual el agua e impurezas han sido eliminadas, es introducido al reactor donde se llena de catalizador de deshidratación del metanol y el DME es sintetizado. El DME es rectificado y se



convierte en DME producto. El metanol no convertido a DME en el reactor es recuperado y utilizado otra vez como materia prima de la reacción.

- Proceso TEC

El proceso TEC de producción del DME es una tecnología de síntesis indirecta basada en tres pasos de reacciones elementales:

1. Reformación del gas natural a syngas.
2. Síntesis del metanol a partir del syngas.
3. Producción del DME por deshidratación del metanol, en un reactor apropiado bajo condiciones adecuadas de reacción, como se muestra en la siguiente figura.

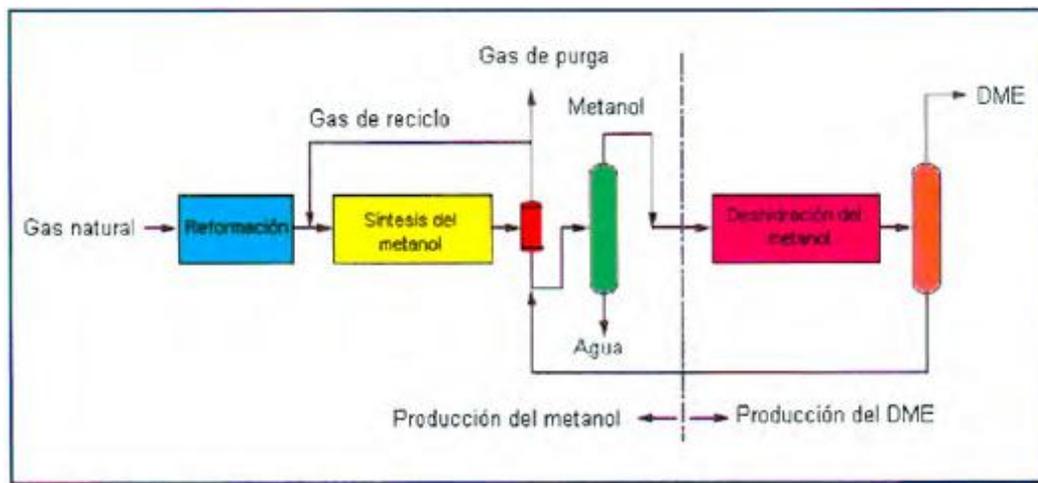


Ilustración 2-11: Diagrama de flujo del proceso de TEC. Fuente: DME Handbook

- Proceso Lurgi

El proceso de DME de Lurgi es un proceso indirecto ya que se basa en la deshidratación del metanol, como se puede observar en la ilustración 4-12. La conversión del metanol fresco en un reactor de lecho fijo adiabático de Lurgi alcanza alrededor de 70% en cada paso.

El metanol crudo producido en la sección de síntesis del metanol es enviado a la columna depuradora de gases residuales, donde las impurezas son purgadas a la corriente del gas



residual. El metanol fresco, combinado con el metanol reciclado de la columna agua-metanol, es primero vaporizado y luego enviado al reactor de deshidratación.

La corriente del efluente del reactor de deshidratación es enfriada en un tren de intercambio de calor y luego enviada a la columna de DME.

La corriente de DME es extraída como producto de cabeza, y luego el metanol no convertido es enviado a la columna agua-metanol. El agua es removida como producto de fondos, y la corriente del metanol recuperado es reciclada al reactor de deshidratación.

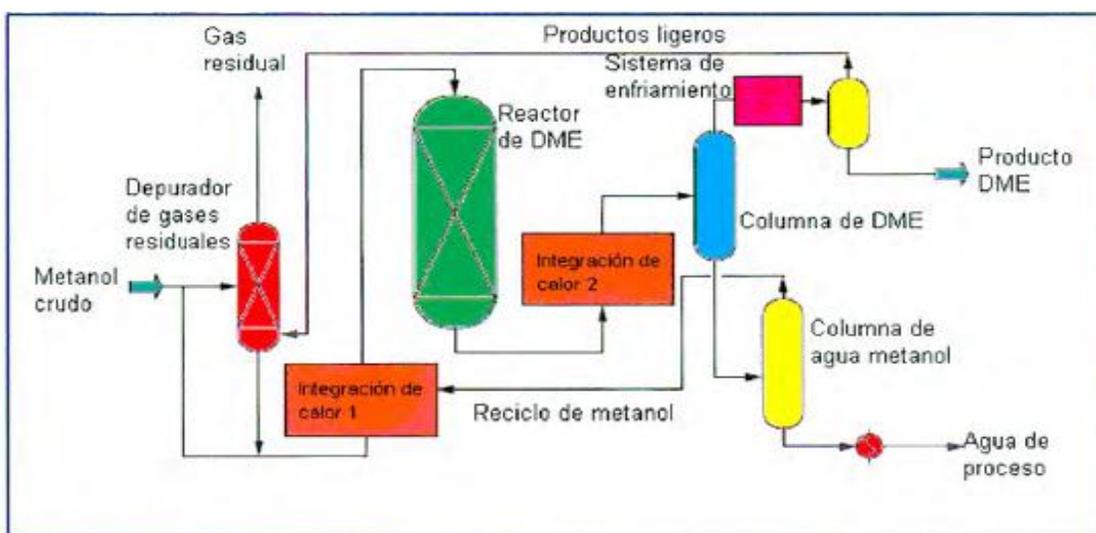


Ilustración 2-12: Diagrama de Proceso Lurgi. Fuente: DME Handbook

- Proceso Topsoe

Una vez obtenido el gas de síntesis por el reformador auto-térmico tiene lugar la formación de DME.

- Síntesis combinada de metanol y DME



El gas de síntesis de la sección de reformación entra a los compresores del gas de síntesis, y luego es comprimido a 110 kg/cm²g. El gas reciclado de los recirculadores es mezclado con el gas de síntesis comprimido.

La síntesis del metanol y DME se lleva a cabo sobre una combinación de metanol y catalizadores de doble función en un lazo de síntesis compuesto de dos pasos de reactor. La reacción del gas de síntesis a DME es una reacción secuencial, participando el metanol como un producto intermedio.

La primera parte de la reacción, del gas de síntesis a metanol, es muy exotérmica, y alcanza el equilibrio a temperatura bastante baja. Por tanto, la primera parte de la reacción es continuamente removida y el equilibrio se acerca en condiciones óptimas. La segunda parte de la reacción, del metanol a DME, es mucho menos exotérmica, y el equilibrio se alcanza a temperatura más alta. Por lo tanto, esta parte de la reacción se lleva a cabo en un reactor de lecho fijo adiabático.

Consecuentemente, la configuración del reactor de dos pasos permite las dos mitades de la reacción secuencial que toman lugar bajo condiciones óptimas, mientras al mismo tiempo, la sección de síntesis llega a parecerse a un lazo de síntesis convencional de metanol. La única diferencia importante entre la síntesis del metanol y DME y la síntesis del metanol es el segundo paso, el reactor adiabático, cargado con un catalizador de función dual.

El gas efluente del reactor es enfriado a través del intercambiador de carga/efluente, en un enfriador de aire y un enfriador de agua. El efluente es llevado a un separador de HP (High Pressure/ De alta presión), donde las fases vapor y líquido son separadas. La fase vapor es dividida en dos corrientes. La corriente principal es reciclada a un lazo de síntesis de DME mediante el compresor recirculador. La corriente más pequeña es purgada a una membrana para la recuperación de hidrógeno. La columna de lavado de la purga es localizada corriente arriba de la membrana.

El gas del separador de HP es enfriado por el intercambiador de refrigeración del gas de purga antes de entrar a una columna donde la purga de gas es lavada con metanol frío para obtener casi una recuperación total del DME producido. El gas residual producido es usado como combustible en el horno.



La relación estequiométrica en el gas reciclado necesaria para la síntesis de DME se obtiene controlando la velocidad de reciclado de hidrógeno desde la membrana hasta el gas reciclado.

La corriente cruda de DME/metanol a alta presión es despresurizada en el separador de LP (Low Pressure/Baja presión), y la fracción de vapor flash es usada como combustible.

El metanol DME/metanol crudo es llevado al separador de LP y luego a un tanque de producto crudo. El propósito de este almacenamiento es insertar un grado de libertad operacional entre la sección de síntesis y la sección de destilación en caso de contratiempos y el tiempo necesario para llevar los productos a especificación. Con el fin de reducir las pérdidas, el separador de LP está equipado con un lavado de tope (OVHD/overhead), considerando que las pequeñas cantidades de gases liberados de los tanques de productos crudos son añadidos a otros gases residuales de destilación y enviados al horno.

- Separación del producto y purificación

La sección de purificación en un proceso directo de DME puede ser considerado como una combinación de la sección de destilación del metanol y la sección de purificación de una planta convencional de DME basada en la deshidratación del metanol. El DME/metanol contiene alrededor de 20% en peso de agua, 5-7% en peso de gases disueltos, y pequeñas cantidades de subproductos, principalmente éteres y alcoholes más pesados.

El fraccionamiento del producto crudo se lleva a cabo en tres columnas, la columna estabilizadora, la columna de DME y la columna de MeOH.

Los gases disueltos son removidos del DME crudo en la columna estabilizadora, antes del procesamiento. Además, una corriente efluente del reactor de deshidratación corriente abajo es agregado al tope de la columna estabilizadora, y para reducir las pérdidas de destilación, el lavado de tope (OVHD) de la columna es instalado en la corriente de gas de (OVHD) de la columna estabilizadora.



El producto crudo estabilizado de los fondos de la columna estabilizadora abandona la columna de DME, donde el DME grado combustible es extraído del drum de reflujo de la columna de DME, esta corriente es enfriada en el enfriador del producto DME.

La corriente de la columna de DME es luego llevada a la columna de MeOH. La corriente del metanol de la columna de MeOH es reciclada a las columnas de lavado. Después de este paso, las corrientes de metanol son combinadas, evaporadas y sobrecalentadas hasta aproximadamente 290-300°C antes de entrar al reactor de deshidratación de metanol (MTD), donde el metanol es convertido a DME y agua, y algunos alcoholes más pesados, el efluente del reactor es enfriado en los intercambiadores, y reciclado a la estabilizadora (OVHD).

El agua excedente de la columna de MeOH es enviada a la sección de preparación del DME, donde el sodio de la sección de neutralización de ácido orgánico es removido en un intercambiador iónico.

Los costos de inversión y operación de la sección de preparación del gas de síntesis son relativamente altos, comparados con otras secciones. El consumo de energía y la velocidad de generación de vapor son altos también. Por tanto, la selección de la tecnología de la preparación del gas de síntesis tiene un gran efecto en las economías no solo de las plantas de DME, también de las plantas de metanol y GTL, considerando que, la selección de la tecnología de la preparación para la sección de síntesis tendrá efectos menos profundos.

En consecuencia, la evaluación cuidadosa de la sección de preparación del gas de síntesis, en términos de tanto el proceso y costos, es muy importante. En tanto la evaluación económica, es necesario considerar no sólo el costo del proceso de reformación también los costos de inversión y operación de los sistemas de separación de aire y generación de vapor y otras instalaciones, basadas en la capacidad de planta deseada.



Diagrama de proceso de DME de Topsoe

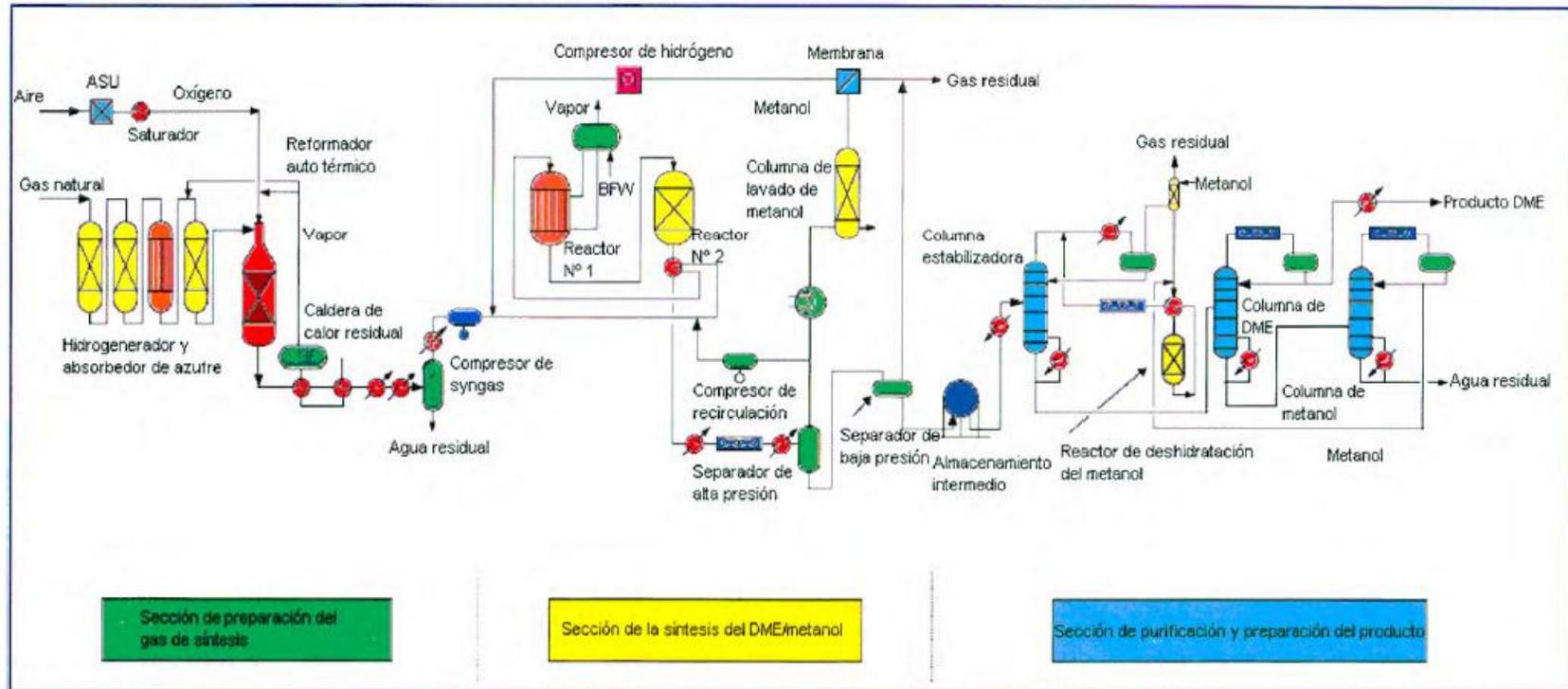


Ilustración 2-13: Diagrama de flujo Proceso Topsoe. Fuente: DME Handbook.:



2.4. Reactor Catalítico

2.4.1. Introducción

Puesto que la etapa central de todo el proceso de producción de DME es la de reacción química, uno de los factores de mayor importancia a la hora de determinar la economía general del proceso es el diseño del reactor químico.

Un diseño adecuado deberá asegurar una estructura sencilla, un manejo fácil y sobre todo unos rendimientos elevados.

2.4.2. Tipos de reactores

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

Los reactores destinados a realizar las reacciones catalíticas heterogéneas son específicos y variados, deben trabajar continuamente y asegurar un régimen de proceso óptimo, especialmente un régimen térmico óptimo. Al mismo tiempo deben reunir los siguientes requisitos:

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

Estos reactores se pueden clasificar en función del estado de las fases de las sustancias reaccionantes, pudiéndose dividir en cuatro grupos:

1. Medio reaccionante gaseoso, catalizador sólido:
 - a. Reactores de contacto superficial.
 - b. Reactores de contacto con un lecho filtrante (fijo) de catalizador.
 - c. Reactores de contacto con lechos fluidizados de catalizador.
 - d. Reactores de contacto con catalizador móvil.



2. Medio reaccionante líquido, catalizador sólido.
 - a. Reactores con catalizador inmóvil
 - b. Reactores con lecho suspendido de catalizador
 - c. Reactores con flujo de suspensión del catalizador en el líquido
 - d. Reactores provistos de agitadores

3. Las sustancias reaccionantes son gases y líquidos, y el catalizador es un líquido o una suspensión de un sólido en un líquido:
 - a. Columna con relleno (contacto de película entre el gas y el líquido)
 - b. Columna de burbujeo (burbujeo del gas a través del líquido o la suspensión del sólido en el líquido)
 - c. Reactores con agitadores

4. Las sustancias reaccionantes son líquidos inmiscibles y el catalizador es un líquido:
 - a. Reactores con agitadores

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

- Reactores de contacto superficial

Los reactores de contacto superficial son aquellos en que los que el catalizador se ubica en tubos o rejillas a través de las cuales se hace pasar el gas, son menos utilizados que los reactores con un lecho filtrante o en suspensión del catalizador.

Con el contacto superficial, la superficie activa del catalizador no es grande. Por ello, estos reactores convienen ser utilizados solamente para reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles que se llevan a cabo en presencia de un catalizador de alta actividad que



asegura un rendimiento próximo al teórico. Por tanto, en estas condiciones, en el aparato de contacto no se requiere alojar grandes cantidades de catalizador.

Una representación esquemática de un reactor de contacto superficial con catalizador en forma de rejillas se muestra en la siguiente ilustración.

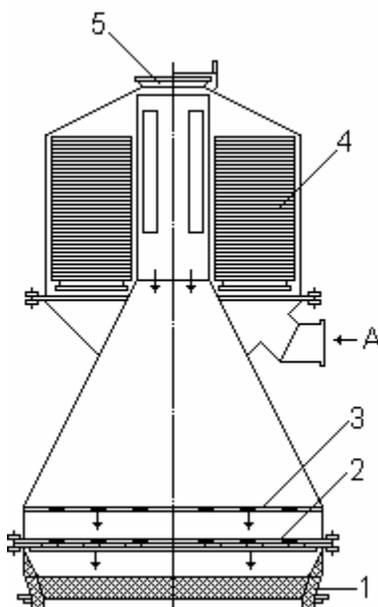


Ilustración 2-14: Reactor de contacto con el catalizador en forma de rejillas.

En la ilustración 2-14 pueden distinguirse las siguientes partes:

1. Anillos Rasching.
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.



En el cuerpo del reactor están sujetos horizontalmente, unas sobre otras, varias rejillas (paquetes de rejillas) fabricadas de un metal o aleación que sea activo para la reacción en cuestión.

El calentamiento de gas hasta alcanzar la temperatura de encendido se lleva a cabo principalmente en el mismo aparato a costa del calor radiado por las rejillas calentadas.

El tiempo de contacto del gas con la superficie de las rejillas constituye de milésimas a diezmilésimas partes de segundo. Tales reactores son de construcción sencilla y alto rendimiento.

- Reactores de lecho filtrante (fijo) de catalizador

Estos reactores se utilizan para reacciones catalíticas de todo tipo. En ellos, uno o varios lechos de catalizador se encuentran inmóviles en un soporte de parrilla (solera), o están cargados en los tubos y a través del catalizador fijo se deja pasar la mezcla de los gases reactivos con un comportamiento próximo al flujo en pistón.

Cuanto más alto sea el lecho de catalizador, tanto menor será la influencia ejercida por la dispersión axial del gas y tanto más aplicable será para el cálculo del reactor un modelo de comportamiento ideal.

El catalizador generalmente se presenta en forma de granos de diferentes tamaños, pero por regla general no menores de 4 ó 5 mm de diámetro, ya que en caso de ser más pequeñas las partículas, crece bruscamente la resistencia hidráulica del catalizador y se produce más fácilmente su aglomeración.

La cantidad de catalizador cargado, la altura, el número de lechos y su disposición en el reactor dependen de la actividad del catalizador, del carácter de la reacción catalítica y de las condiciones de intercambio de calor. Cuanto más activo sea el catalizador y mayores los valores de la conversión de equilibrio y la velocidad de reacción, menor cantidad de masa de contacto se deberá cargar al aparato y tanto menor será la altura del lecho del catalizador.



Las particularidades estructurales de los reactores de contacto dependen principalmente de la forma de construcción de los dispositivos cambiadores de calor. Al diseñar los reactores de contacto, la tarea más compleja consiste en mantener el régimen óptimo de temperatura, ya que para muchos procesos catalíticos se requiere una regulación fina del régimen de temperatura para evitar reacciones secundarias.

Por ejemplo, en el caso de las reacciones endotérmicas se necesita suministrar calor a la zona de catálisis, mientras que en el caso de las reacciones exotérmicas hay que asegurar una evacuación intensa e irregular, a lo largo del aparato, del calor de la zona de catálisis.

- Reactores con lecho filtrante desprovistos de dispositivos cambiadores de calor

Estos reactores tienen una estructura más simple. Funcionan en un régimen térmico adiabático y el régimen de temperatura es regulado sólo por la variación de la composición del gas inicial y su temperatura. Tales reactores se pueden usar:

- a) Para reacciones exotérmicas prácticamente irreversibles que se efectúan en un lecho fino de catalizador muy activo. (figura siguiente)

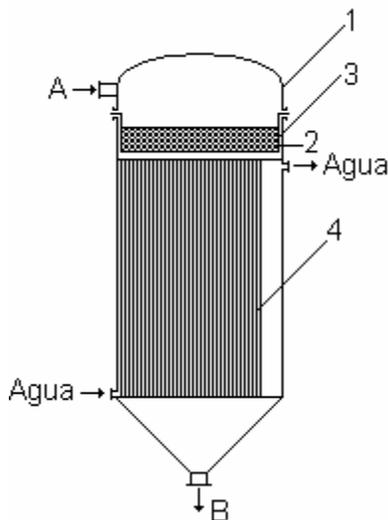


Ilustración 2-15: Reactor de contacto con un catalizador de alta actividad sin intercambio de catalizador de los gases.



En este tipo de reactor se puede identificar:

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

- a) Para reacciones con baja concentración de los reactivos
- b) Para reacciones endotérmicas o exotérmicas con efecto térmico pequeño (figura siguiente). La cantidad de catalizador cargado, al ser pequeña su actividad, puede ser muy grande y la altura del lecho es, a veces, de varios metros. En estos reactores, se opera en régimen adiabático; por consiguiente, en los procesos exotérmicos, la temperatura de los gases reactivos en el lecho del catalizador crece proporcionalmente al grado de transformación.

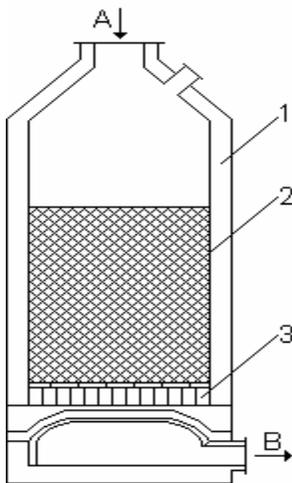


Ilustración 2-16: Reactor de contacto sin intercambio de calor para los procesos endotérmicos y exotérmicos con pequeño efecto térmico.

En este tipo de reactor se puede identificar:

1. Cuerpo del aparato (revestido).
2. Catalizador.



3. Parrilla.
 - A. Gas Inicial.
 - B. Producto.

Los reactores desprovistos de dispositivos cambiadores de calor presentan la ventaja de que su estructura es sencilla. Sin embargo, no aseguran completamente el régimen óptimo de temperatura y por eso se reemplazan por otros, más efectivos, provistos de intercambiadores de calor.

- Reactores con lecho filtrante provistos de dispositivos cambiadores de calor

Existen varios procedimientos de intercambio de calor en los reactores de contacto; en este caso los métodos de construcción, relativos a la evacuación de calor, del volumen de reacción y suministro de calor son de un mismo tipo para realizar reacciones endotérmicas y exotérmicas.

En lo que se refiere a los procedimientos de evacuación del calor, los reactores de contacto con un lecho filtrante del catalizador suelen clasificarse en:

- Reactores de contacto con suministro y evacuación discontinuos de calor
- Reactores de contacto con cambiadores de calor exteriores:
 - A soleras
- Reactores de contacto con cambiadores de calor interiores:
 - A soleras
 - Tubulares
- Reactores de contacto con combinaciones de varios métodos de intercambio de calor.

- Reactores de contacto con suministro y evacuación discontinuos de calor

Se emplean especialmente para reacciones catalíticas endotérmicas. Son, por regla general, de un solo lecho.



Exteriormente están revestidos de una capa aislante. El principio de su funcionamiento reside en que se suministran alternativamente, sustancias reactivas y agentes transmisores de calor. El agente transmisor de calor calienta el lecho del catalizador, la rejilla y el revestimiento hasta alcanzar la temperatura de reacción, después de lo cual se vuelve a dejar pasar la mezcla reactiva.

El catalizador, la rejilla y el revestimiento sirven de acumuladores de calor. A veces, sobre la rejilla, debajo del catalizador, se añade un lecho de material inerte, o sea, del agente transmisor que aumenta la capacidad calorífica del aparato y el período de trabajo.

Los reactores de este tipo tienen escaso rendimiento y se reemplazan actualmente por reactores de contacto con un lecho suspendido de catalizador, que son más adecuados y eficaces.

- Reactores de contacto con cambiadores de calor exteriores

En estos reactores, el intercambio de calor se efectúa entre las etapas de puesta en contacto para mantener un régimen de temperatura próximo al óptimo. Ilustración 4-17.

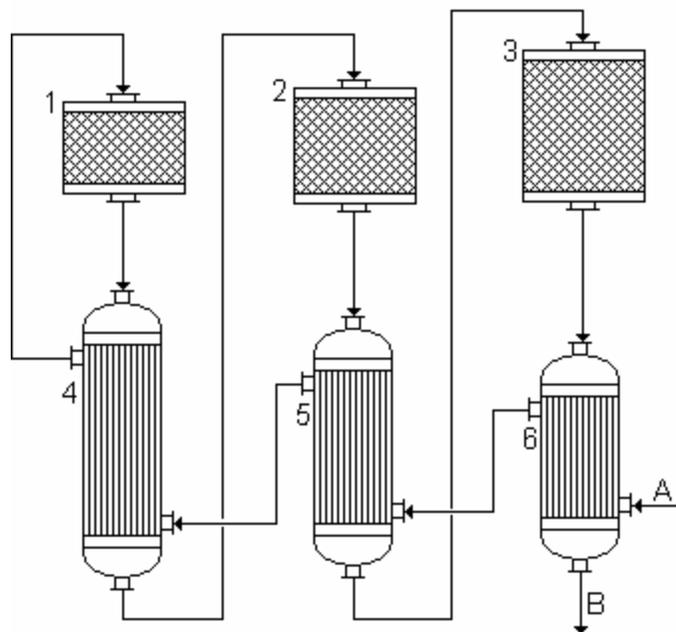


Ilustración 2-17: Esquema de contacto en escalones múltiples con cambiadores de calor exteriores



En este tipo de reactor se puede identificar:

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

Este tipo de reactores se utiliza habitualmente para desarrollar reacciones exotérmicas reversibles. El gas fresco se calienta en el cambiador de calor 6 a costa del calor de los productos de la reacción que han pasado las etapas de contacto y posteriormente por los espacios intertubulares de los cambiadores de calor 5 y 4 calentándose hasta alcanzar la temperatura de inicio de la reacción catalítica.

Luego, el gas atraviesa sucesivamente los lechos de catalizador de los reactores de contacto y por dentro de los tubos de los cambiadores de calor respectivos, aumentando el rendimiento del producto.

Conforme a las leyes cinéticas, al efectuar la catálisis el rendimiento del producto aumenta a medida que transcurre el tiempo de contacto.

Sin embargo, el grado de transformación en cada aparato 1, 2 y 3, analizado por separado disminuye sucesivamente, lo que corresponde a la ley de acción de masas, las curvas que la expresan se representan en la ilustración 4-18.

El efecto térmico del proceso y la cantidad de calor que se debe evacuar de cada capa se reducen poco a poco. Las variaciones de la temperatura y del grado de conversión que ocurren con un contacto de escalones múltiples se muestran en la ilustración 4-19.

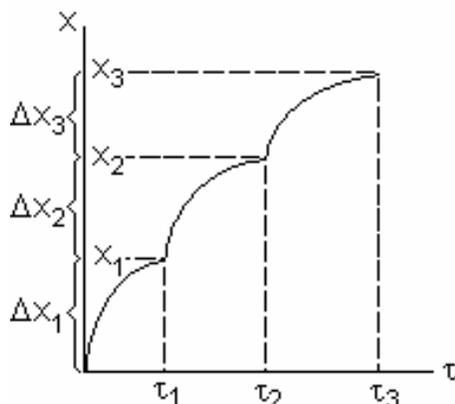


Ilustración 2-18: Conversión en función del tiempo para un reactor en tres etapas.

Donde ΔX_1 , ΔX_2 y ΔX_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 .

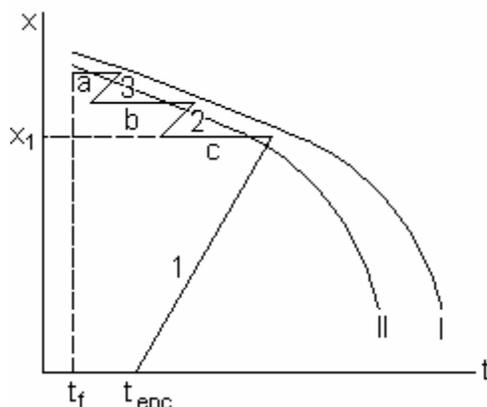


Ilustración 2-19: Conversión en función de la temperatura para un reactor de tres etapas con refrigeración intermedia.

Donde la curva I representa la curva de equilibrio, la curva II es la curva óptima, 1,2 y 3 representan el aumento adiabático de la temperatura que sufre el gas en cada una de las etapas y las curvas a,b y c representan la refrigeración del gas entre cada una de las etapas.

Si el aislamiento térmico del reactor es bueno, en cada lecho de catalizador tiene lugar un proceso adiabático con un crecimiento de la temperatura proporcional a la elevación del



grado de conversión, aspecto que está representado en la ilustración 4-19 por las curvas 1, 2 y 3. La refrigeración del gas en los cambiadores de calor se representa por las líneas horizontales a, b y c.

El grado de transformación en cada lecho de catalizador se limita por la intersección de la curva adiabática con la de equilibrio.

Cuanto mayor sea el número de escalones de contacto, más alto es el rendimiento en producto y más próximo al óptimo será el régimen de funcionamiento.

En los reactores modernos de contacto, el intercambio calorífico se establece en los intercambiadores ubicados entre las soleras de los lechos de catalizador.

- Reactores de contacto provistos de soleras con intercambiadores de calor exteriores

Constituyen uno de los tipos de reactores más difundidos y se caracterizan porque todos los lechos de catalizador se encuentran ubicados dentro de una misma carcasa.

El gas al pasar por cada una de las etapas sale fuera del reactor y es introducido en los respectivos cambiadores de calor donde se enfría y es devuelto al reactor.

El esquema de este tipo de reactores es el que se muestra a continuación en la ilustración 4-20.

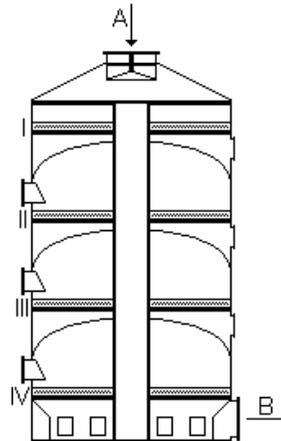


Ilustración 2-20: Reactor de contacto de soleras con cambiadores de calor exteriores.

Donde I-IV son lechos de la masa de contacto; A representa la entrada de gas y B la salida de productos.

- Reactores de contacto con cambiadores de calor entre soleras

Estos reactores se diferencian de los anteriores únicamente en que la refrigeración del gas entre los lechos del catalizador se realiza en el mismo aparato de contacto. El esquema de estos reactores de contacto es el que a continuación se muestra.

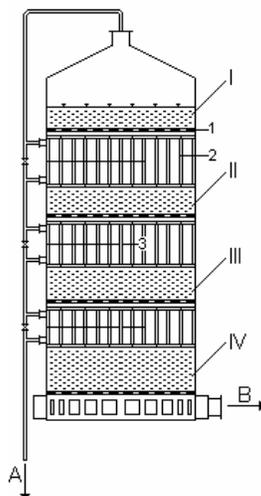


Ilustración 2-21: Aparato de contacto a soleras con cambiadores de calor entre los lechos.

En este tipo de reactor se puede identificar:

1. Rejilla.
 2. Cambiador de calor interno.
 3. Tabique.
- I-V. Lechos de catalizador.

- Reactores de contacto con refrigeración entre soleras introduciendo adicionalmente sustancias reaccionantes fijas.

La refrigeración intermedia entre las etapas de contacto se efectúa, a veces ubicando las sustancias refrigerantes entre los lechos del catalizador como se representa en la ilustración 4-22.

En algunos procesos catalíticos el enfriamiento intermedio se puede realizar introduciendo adicionalmente una de las sustancias reaccionantes entre las etapas de contacto.

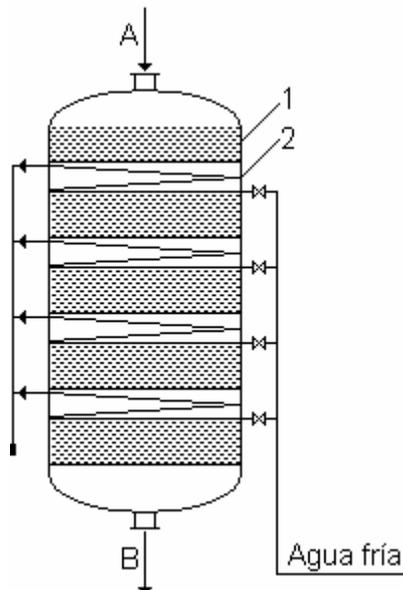


Ilustración 2-22: Aparato de contacto con soleras con refrigeradores de agua entre los lechos de catalizador.

En este tipo de reactor se puede identificar:

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

- Reactores de contacto tubulares provistos de intercambiadores de calor exteriores

En este tipo de reactores, el intercambio de calor se realiza de modo continuo y simultáneamente con la reacción catalítica.

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



Al desarrollar las reacciones exotérmicas en los reactores tubulares, el intercambio de calor se produce entre el catalizador y un gas frío que todavía no ha entrado en reacción. El catalizador se halla en tubos bañados por el gas frío o en el espacio intertubular.

El esquema del aparato de contacto con catalizador en los tubos está representado en la ilustración 4-23. El gas fresco, asciende y baña los tubos con el catalizador y, llegando luego a ellos, pasa un lecho del catalizador de arriba abajo, en contracorriente, con respecto al agente frigorífico.

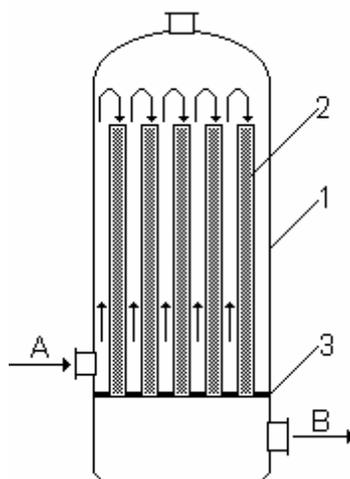
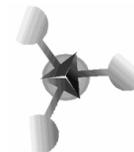


Ilustración 2-23: Aparato de contacto tubular con catalizador en los tubos.

En este tipo de reactor se puede identificar:

1. Cuerpo del aparato..
 2. Tubos con catalizador.
 3. Rejilla de tubo.
- A. Gas Inicial.
B. Productos.

La evacuación del calor de la reacción tiene lugar continuamente en el proceso de reacción. A pesar de esto, el régimen de temperatura en tales reacciones está lejos de ser el óptimo y, frecuentemente, es menos favorable que en los reactores de solera.



Para disminuir suavemente la temperatura a medida que se produce el contacto se requiere una evacuación irregular del calor por el lecho del catalizador, es decir, al principio del lecho se debe evacuar más calor que al final, ya que la velocidad de reacción y, por consiguiente, el desprendimiento de calor de reacción disminuye con la elevación del grado de conversión.

Tal distribución de termo-transferencia no se alcanza en los reactores tubulares y por eso la parte superior de los tubos sobre todo su parte media se sobrecalientan, mientras que la parte inferior se enfría hasta temperaturas en las que el catalizador es poco activo.

- Reactores de lecho fluidizado de catalizador

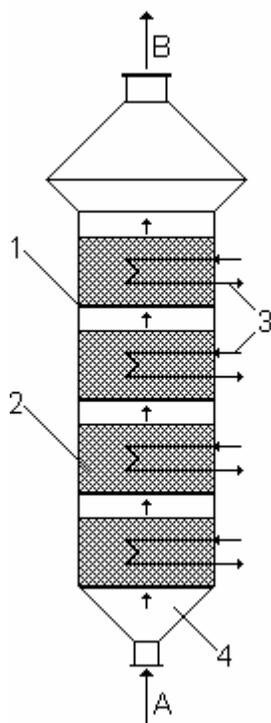
El lecho fluidizado de partículas de catalizador se forma en un flujo gaseoso o líquido de las sustancias reaccionantes. Para ello se hace pasar el gas en sentido ascendente por la rejilla en la que se halla el catalizador con una velocidad tal que las partículas del mismo se pongan en movimiento y todo el lecho pase de encontrarse fijo a encontrarse fluidizado.

En el lecho fluidizado los granos del catalizador se trasladan en todas direcciones, debido a lo cual se acelera la difusión de las sustancias reaccionantes del núcleo del flujo hacia las partículas del catalizador. La vista exterior del lecho se asemeja a un líquido hirviendo, estando lleno de burbujas (por eso se llama también “lecho hirviendo”).

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

La evacuación del calor del catalizador se lleva a cabo con la ayuda de los refrigeradores de agua ubicados dentro de los lechos. Tal procedimiento de intercambio de calor permite evacuarlo intensamente y regular su intensidad de evacuación en los lechos.

Un esquema de este tipo de aparato es el q se muestra en la siguiente figura.



En este tipo de reactor se puede identificar:

1. Rejilla.
 2. Lecho suspendido de catalizador.
 3. Refrigerador de agua.
 4. Cono distribuidor del gas.
- A. Gas inicial.
B. Productos.



- Reactores con catalizador móvil

Se aplican en gran escala para el craqueo de productos de petróleo en fase de vapor, pero pueden utilizarse también en otros procesos de catálisis en los que se requiere la circulación ininterrumpida del catalizador entre el reactor y el regenerador. En este caso compitan con los reactores de lecho fluidizado.

Como ejemplo de un esquema de este tipo de reactores se muestra el siguiente:

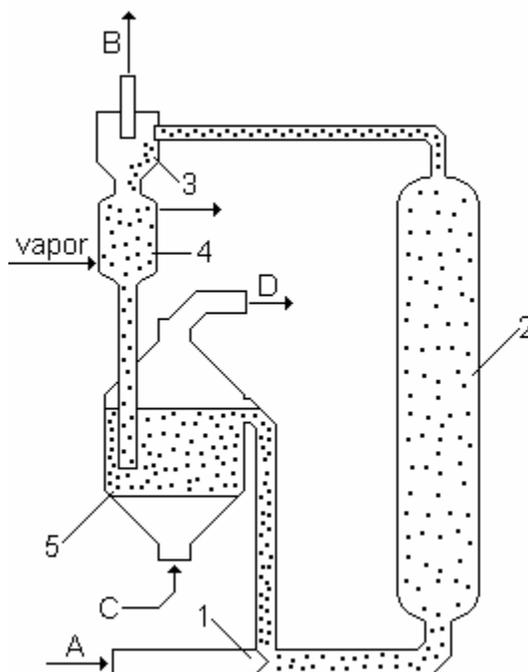


Ilustración 2-25: Esquema de un reactor de craqueo catalítico con flujo de suspensión del catalizador de polvo.

En este tipo de reactor se puede identificar:

1. Eyector.
2. Aparato de contacto 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 del gas y vapor es tan grande que las fuerzas de fricción del gas contra los granos del catalizador superan el peso de estos últimos. Como resultado, el catalizador triturado asciende con el flujo del gas, se separa de los productos reaccionantes en los separadores ciclónicos y pasa al regenerador donde se queman las sustancias carbonosas con aire, eliminándolas de la superficie del catalizador.

El catalizador caliente regenerado es mezclado con los vapores de la materia prima y con ayuda del eyector vuelve a suministrarse al reactor.

El inconveniente de las instalaciones provistas de catalizador móvil consiste en la dificultad de separar por completo el catalizador del flujo de gas. En estas instalaciones ocupan gran volumen los captadores del polvo de catalizador, ciclones y electrofiltros.

2.5. Elección del tipo de reactor

Puesto que uno de los factores de mayor importancia para determinar la economía general del proceso es la elección y diseño del tipo de reactor, se realizará en el presente apartado un análisis sobre las ventajas e inconvenientes de los diferentes tipos de reactores que han sido mencionados en el apartado anterior.

Existe una clasificación de los reactores que los asocia con reacciones catalíticas en fase homogénea y heterogénea. Como se ha visto anteriormente, la reacción de deshidratación que está siendo analizada es heterogénea, ya que el medio reaccionante gaseoso y el catalizador se emplea en estado sólido.

Por consiguiente, las posibilidades de elección se reducen a cuatro tipos posibles de reactores de contacto:



Reactores de contacto superficial: son utilizados más raramente que los reactores con un lecho filtrante o fluidizado de catalizador. Dado que la superficie del catalizador no es grande, su empleo se hace aconsejable sólo para reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles. Por lo tanto, se descartará el empleo de este tipo de reactor para el presente proyecto.

Reactores de lecho fluidizado: a pesar de presentar ventajas tan importantes como la simplificación considerable de su estructura, la fácil evacuación de los productos reaccionantes, la facilidad de evacuación del calor de los lechos mediante intercambiadores poco voluminosos, alto rendimiento de producto y sobre todo permitir elevar la eficacia del catalizador como resultado de la disminución del tamaño de partículas y obtener una gran aproximación a la temperatura óptima, no deben ser utilizados para realizar la deshidratación catalítica del metanol, por las razones expuestas a continuación:

- Estos reactores imponen unas restricciones al tamaño del catalizador que en esta reacción no pueden satisfacerse.
- La fuerza motriz del proceso disminuye considerablemente, al tiempo que las pérdidas de cargas son considerables.
- Como consecuencia el mezclado, una parte del gas pasa en forma de grandes burbujas.

Reactores con catalizador móvil: su utilización para la deshidratación catalítica del metanol no es aconsejable debido al carácter de “polvo” que se exige al catalizador y a la dificultad de separar el polvo catalítico del flujo del gas. Además, en este caso, no se requiere la circulación ininterrumpida del catalizador entre el reactor y el regenerador, que es cuando realmente estos reactores son verdaderamente útiles.

Después de lo expuesto, se deduce que el tipo de reactor que mejor se ajusta a las condiciones de trabajo y requerimientos técnicos exigidos por el proyecto, corresponde al grupo de los reactores con lecho filtrante (fijo) del catalizador.

Dentro de este grupo se encuentran:

- Reactores tubulares (en los que el catalizador se introduce en unos tubos situados en el interior del reactor).



- Reactores con soleras (el catalizador se encuentra distribuido y soportado por una serie de parrillas colocadas a lo largo del reactor)

Estos reactores presentan las siguientes ventajas:

- Permiten trabajar en varias etapas donde los tiempos de contacto son pequeños, de manera que en cada una de ellas se opera en un régimen aproximadamente adiabático.
- Permiten evacuar parte del calor producido por la reacción. Para ello, se utilizan:
 - Reactores de contacto con suministro y evacuación discontinuos de calor.
 - Reactores de contacto con cambiadores de calor interiores.
 - Reactores de contacto con cambiadores de calor exteriores.

En el caso del reactor empleado en el presente proyecto, se dispondrá de un único lecho filtrante inmóvil de catalizador dispuesto sobre una parrilla de acero y no se dispondrá de ningún sistema de intercambio de calor que evacue el calor producido en la reacción. El dimensionamiento del lecho catalítico y la elección de las condiciones adecuadas de operación, así como la elección del aislamiento térmico adecuado, serán suficientes para que se alcance la conversión requerida en el interior del lecho, manteniéndose un régimen aproximadamente adiabático y sin que la elevación de la temperatura debido a la reacción exotérmica eleve la temperatura en el lecho hasta niveles que puedan afectar al transcurso de la reacción.



Capítulo 3 - Tamaño

3.1. Introducción

El tamaño de un proyecto puede determinarse como su capacidad instalada, y se expresa en unidades de producción por año. También existen otros indicadores indirectos para medir el tamaño de un proyecto, como pueden ser, el valor de su inversión, la ocupación efectiva de mano de obra, o algún otro de sus efectos sobre la economía.

Determinar el tamaño de un proyecto es de fundamental importancia, debido a que va a influir directamente en el nivel de inversiones y costos del proyecto, así como en el nivel de ingresos por ventas.

Dicha determinación respondió a un análisis interrelacionado de un sinnúmero de variables, a saber: demanda, disponibilidad de materias primas e insumos, competencia, localización, tecnología, capacidad financiera, capacidad de gestión, recursos humanos, plan estratégico comercial, entre otras.

A continuación, se realiza un estudio pormenorizado de la mayoría de ellas.

3.2. Factores que determinan y/o justifican el tamaño de la planta

3.2.1. Demanda

El DME es un producto a introducir al mercado energético argentino y cubrirá parte de la demanda del GLP y Diesel, ya que los sustituirá parcialmente para la obtención de energía.

Con respecto a estos, el DME es un combustible estratégico ambientalmente. Como se ha demostrado en el estudio de mercado, mundialmente existe una demanda insatisfecha de este.



3.2.2. Disponibilidad de materias primas e insumos

Según el estudio de localización del proyecto, la planta estará ubicada en Plaza Huincul, en la provincia de Neuquén donde se encuentra la planta de metanol de YPF S.A. Lo anterior, garantiza el suministro de materia prima para la producción.

3.2.3. Competencia

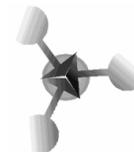
Dentro de los competidores directos e indirectos del DME tenemos:

- Diesel: es un competidor directo ya que puede ser reemplazado directamente por el DME para el uso en este tipo de motores. Aún así, el objetivo del proyecto no estriba en reemplazar a este combustible, sino a complementarse con el GLP para el uso domiciliario.
- GLP: no es un competidor sino un producto complementario, ya que el DME debe ser mezclado en correctas proporciones con este para obtener los beneficios ambientales esperados.
- Metil-terbutil-éter (MTBE): es un competidor indirecto ya que se produce a partir de la misma materia prima, el metanol. La mayor parte de la producción de la planta de metanol YPF S.A. esta destinada a este uso. Cabe destacar que debido a lo dañino que es ambientalmente el MTBE se está buscando reemplazarlo por el etil-terbutil-éter (ETB) el cual se produciría a partir de etanol.

3.2.4. Disponibilidad de recursos humanos

En Argentina hay una infinidad de instituciones educativas de nivel superior y universitario que forman técnicos y profesionales de alto nivel cuya incumbencia abarca a la industria petroquímica.

Por lo tanto, dado que la oferta de personal profesional y técnica es muy amplia en todo el territorio, su disponibilidad no es un aspecto limitante del proyecto.



3.2.5. Tecnología

La determinación de la tecnología a utilizar es un factor de suma importancia a la hora de definir el tamaño de planta puesto que ésta incide sobre los costos de inversión y de operación, aparte de intervenir en el cálculo de rentabilidad del proyecto.

Como se verá posteriormente en el Capítulo 5 de Ingeniería de Procesos, el tamaño mínimo definido por la tecnología es aquel al que corresponde una producción de 50.000 toneladas/año de DME.

3.2.6. Capacidad de financiamiento

La capacidad de financiamiento de un proyecto es un tema de actualidad en las finanzas empresariales. Se está empleando con efectividad y éxito, como alternativa de financiamiento directo en una amplia gama de proyectos.

En el afán de identificar las posibles fuentes de financiamiento para el proyecto en cuestión, se detallan a continuación las posibles alternativas:

- Fuentes Internas: por capital propio, el cual es aportado al inicio por medio de los capitalistas y responsables del proyecto.
- Fuentes Externas: se obtienen fuera del proyecto, pueden obtenerse por medio del mercado de capitales, bancos, cooperación y desarrollo.
- Mercado de Capitales: ofreciendo participación en el negocio (acciones, obligaciones o bonos).
- Bancos e Instituciones de Fomento: a través de la banca se pueden obtener créditos a corto, mediano y largo plaza, que presenten condiciones adecuadas a las características del proyecto. También por instituciones privadas en forma de créditos con proveedores y fabricantes de equipos.
- Cooperación para el Desarrollo: se puede obtener apoyo financiero a través de organismos internacionales que destinan recursos técnicos y financieros.



Para el presente caso se concluye que el financiamiento no es una limitante en el tamaño de planta a proyectar. Este factor deberá ser analizado en detalle en una etapa de factibilidad.

3.3. Determinación del Tamaño

Del análisis de los factores anteriores, se concluye que los aspectos limitantes son la materia prima y la tecnología.

Dado que el DME es un producto a introducir en la Argentina, se proyecta empezar con el mínimo tamaño determinado conjuntamente por la disponibilidad de materia prima y tecnología, con la posibilidad de futuras ampliaciones.

El tamaño mínimo determinado por la tecnología (producción de 50000 toneladas/año) coincide con la cantidad de materia prima que se puede obtener de la planta de metanol YPF S.A. sin competir por esta con la producción de MTBE.

Por esto se define un tamaño de planta que produzca 50000 toneladas/año de DME. Basándose con la información dispuesta en el capítulo de “Estudio de Mercado”, con esta producción se estima complementar en su totalidad al GLP producido en Neuquén para uso domiciliario.



Capítulo 4 - Localización

4.1. Introducción

El estudio de localización tiene como propósito encontrar la ubicación más ventajosa para el proyecto, la cual debe cubrir las exigencias o requerimientos del proyecto, contribuyendo a minimizar tanto los costos de inversión, como así también, los de operación.

En primer lugar, se analizó la macrolocalización, es decir, la región que presenta ciertas características que hacen atractiva la instalación de un proyecto de inversión. En este caso, la decisión preliminar de la misma se basó en los siguientes aspectos generales:

- Disponibilidad de materia prima.
- Disponibilidad de zonas industriales.

Posteriormente, se realizó una selección de las áreas industriales más cercanas a las fuentes de materias primas, se investigaron en cada una de ellas los principales factores de localización.

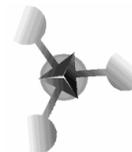
Finalmente, de acuerdo a toda la información recolectada, se utilizó el método cualitativo por puntos para determinar la mejor microlocalización de acuerdo al criterio de los evaluadores.

4.2. Macrolocalización

Se entiende por macrolocalización a la localización general del proyecto. Esto hace referencia a la zona general en donde se instalará la planta.

Para un análisis preliminar de macrolocalización se tendrán en cuenta principalmente tres aspectos:

- Disponibilidad de zonas industriales
- Disponibilidad de materias primas para el proceso
- Ubicación y tamaño del mercado consumidor



La decisión de que la ubicación de la planta será en un parque industrial se basa en que los mismos son predios dedicados al establecimiento de la actividad industrial, respetando las particularidades regionales y están localizados en armonía con los planes de desarrollo urbano locales y el medio ambiente. Además, poseen una oferta de infraestructura y servicios comunes (energía eléctrica, gas, suministro de agua), disposición y tratamiento de aguas servidas, régimen tributario más flexible. Por lo que, al ubicar la planta industrial en uno de esos aglomerados se resolverían, de algún modo, y en gran medida, los factores de disponibilidad de servicios, tratamiento, disposición y destino de efluentes y, además, estarían controlados los factores tributarios, legales y políticos.

En la elección de la macrozona se tuvo en cuenta, en un principio aquellas provincias que cuentan con parques industriales con producción de metanol, el cual es la materia prima del proceso.

Los principales países a considerar son:

- Chile, en la región de Punta Arenas con una producción de metanol de 3.8 millones de toneladas por año.
- Trinidad y Tobago, en la isla de Trinidad en la región de Punta Lisas, en donde se cuenta con dos plantas de producción de metanol, plata CMC con una producción de 550.000 toneladas al año y planta M5000 con una producción aproximada de 1.9 millones de toneladas al año.
- Nueva Zelanda, en la región de Taranki que cuenta con una planta de producción de 2.4 millones de toneladas de metanol por año.
- Omán, en la zona industrial de Sohar con una planta de producción de metanol de 1.5 toneladas de metanol por año.
- Argentina, en la provincia de Neuquén, donde se dispone de una planta de metanol con una producción anual de 450.000 toneladas por año y en la provincia de Santa Fe, donde se producen 50.000 toneladas por año de metanol.

Si bien, en ninguno de los países antes mencionados existen actualmente plantas de DME que puedan utilizarse como referencia para la selección de la macrozona y considerando también que la disponibilidad de materia prima es suficiente para la



capacidad instalada de la planta que se planteara en el siguiente capítulo, se resolvió plantear como país de residencia del proyecto a la República Argentina.

Esto tiene su fundamento en que un proyecto de esta índole está en sintonía con las estrategias y políticas ambientales que están comenzando a tener cada vez más relevancia a nivel mundial, lo cual ayudaría al país en materia energética en el desarrollo de energías alternativas que producirán una disminución de emisión de gases contaminantes y de efecto invernadero, como se ha comentado en apartados anteriores y a lo largo de todo el documento. Además de la contribución a la industria y economía argentina, generando puestos de trabajo y riquezas al estado.

4.3. Microlocalización

Como bien se mencionó anteriormente, en los proyectos con destino a la producción energética, la disponibilidad y cercanía de la materia prima, metanol en este caso, es prácticamente un factor dominante en las decisiones de localización, a continuación, se nombran y posteriormente se describen las posibles localizaciones que finalmente serán evaluadas para decidir cuál es la óptima para el proyecto.

- Provincia de Santa Fe, Puerto General San Martín. En esta localización el proyecto utilizaría el metanol producido por la planta perteneciente a ARAUCO S.A. como fuente de materia prima.
- Neuquén, Parque Industrial de la Ciudad de Neuquén a 115 km de Plaza Huincul. Complejo Industrial Plaza Huincul, donde se cuenta con la planta de Metanol de la empresa YPF S.A.
- Neuquén, Plaza Huincul, es una ciudad de la Patagonia Argentina, ubicada en el Departamento Confluencia, en el centro de la provincia del Neuquén. En esta localización el proyecto utilizaría el metanol producido por la planta perteneciente a YPF S.A. como fuente de materia prima.

A continuación, se detallan los distintos servicios que ofrecen cada una de las microzonas antes mencionadas.



Puerto Gral. San Martín. Provincia de Santa Fe



*Ilustración 4-1: Puerto Gral. San Martín, Provincia de Santa Fe.
Fuente: Google Earth*

El puerto General San Martín es una localidad portuaria del departamento de San Lorenzo, en la provincia de Santa Fe, sobre la ribera oeste del río Paraná a 330 km al noroeste de Buenos Aires, a 140 km de Santa Fe y a 27 km de Rosario, con la cual está en conurbano con el Gran Rosario.

En esta localización el proyecto utilizaría el metanol producido por la planta perteneciente a ARAUCO S.A. como fuente de materia prima.

Las áreas industriales en el Municipio de Puerto General San Martín disponen de los siguientes servicios:

- Electricidad
- Gas
- Teléfono
- Agua
- Combustibles
- Materia prima e insumos



- PyMES
- Recursos Humanos

Parque Industrial de la Ciudad de Neuquén



Ilustración 4-2: Parque Industrial de la Ciudad de Neuquén, Provincia de Neuquén. Fuente: Google Earth.

Ubicado a 115 km del Complejo Industrial Plaza Huincul, la materia prima se trasladaría hacia el parque industrial mediante camiones cisterna, en donde uno de los factores importantes a analizar son los costos de transporte de materia prima.

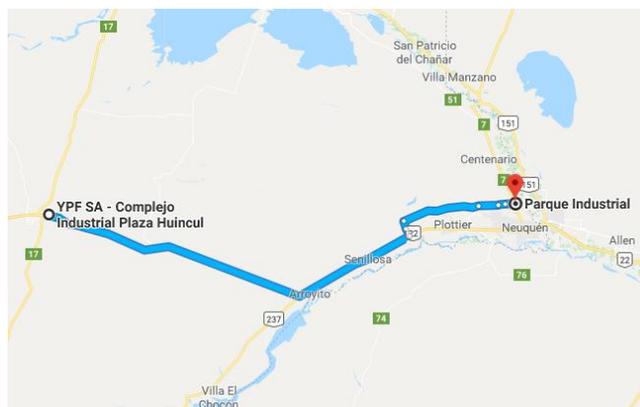


Ilustración 4-3: Distancia entre el PIN y CIPH. Fuente: Google Maps.



El Parque Industrial de la Ciudad de Neuquén está ubicado en Gob. Emilio Belenguer N° 2185. En la actualidad, el PIN tiene tres sectores definidos: el primer emplazamiento ubicado sobre el eje de la ruta 7, el sector de servicios localizado sobre la calle Conquistadores del Desierto.

El PIN cuenta con alrededor de 301 hectáreas y con los siguientes servicios e infraestructura:

- Agua Potable
- Alumbrado público
- Áreas Verdes
- Bancos
- Calles Internas
- Desagüe Pluvial
- Desagüe Sanitario
- Energía Eléctrica
- Estación de servicio
- Estacionamiento p/automóviles
- Internet
- Mantenimiento de áreas Comunes
- Nomenclatura de calles
- Oficinas Administrativas
- Planta de Tratamiento de Agua
- Red de Gas
- Sala de eventos Especiales
- Señalización
- Sistema contra incendio
- Subestación Eléctrica
- Teléfonos
- Transporte Urbano



Complejo Industrial Plaza Huincul, Provincia de Neuquén



Ilustración 4-4: Complejo Industrial Plaza Huincul, Provincia de Neuquén. Fuente: Google Earth.

Plaza Huincul es una ciudad de la Patagonia Argentina, ubicada en el Departamento Confluencia, en el centro de la provincia del Neuquén. Esta ciudad surgió a causa del descubrimiento de petróleo en la zona, y se encuentra junto a la ciudad de Cutral Co, formando el segundo aglomerado de la provincia.

En esta localización el proyecto utilizaría el metanol producido por la planta perteneciente a YPF S.A. como fuente de materia prima.

En el Complejo Industrial Plaza Huincul se encuentra instalada la planta de producción más grande del país con una capacidad instalada de 400.000 toneladas al año, el mismo cuenta con todos los servicios antes mencionados en las dos posibles localizaciones anteriores.



4.3.1. Selección de la microlocalización

El método utilizado en la decisión final de localización de este proyecto fue el método cualitativo por puntos o también llamado método de la matriz de ponderación. El mismo consiste en asignar factores cuantitativos a una serie de factores que se consideran relevantes para la localización, lo que conduce a una comparación cuantitativa de los diferentes sitios. Éste método permite ponderar factores de preferencia para el investigador al tomar la decisión.

El peso de cada factor fue distribuido de acuerdo al criterio de los evaluadores. La disponibilidad de materia prima fue tomada como el principal factor de localización ya que es justamente un factor clave, el éxito del proyecto depende de la disponibilidad de materia prima suficiente para satisfacer la demanda y el plan de producción establecido en los diferentes capítulos. Los otros factores de importancia a la hora de elegir la localización fueron: medios de transporte, algo fundamental para el transporte de materia prima en caso de ser necesario; disponibilidad de mano de obra tanto en etapa de construcción como operación; y finalmente los servicios industriales.

Factor de localización	Peso	PIN		CIPH		Puerto Gral. San Martín	
		Puntaje	Ponderación	Puntaje	Ponderación	Puntaje	Ponderación
Disponibilidad de MP	0,3	0	0	10	3	4	1,2
Medios de Transporte	0,15	9	1,35	9	1,35	3	0,45
Disponibilidad de MO	0,2	7	1,4	7	1,4	7	1,4
Disponibilidad de terrenos	0,1	4	0,4	3	0,3	6	0,6
Comunidad local	0,05	5	0,25	5	0,25	5	0,25
Tratamiento de Efluentes	0,1	7	0,7	8	0,8	7	0,7
Servicios industriales	0,1	5	0,5	7	0,7	7	0,7
	1		4,6		7,8		5,3

Tabla 4-1: Matriz de ponderación. Fuente: Elaboración propia.

Finalmente, la localización escogida mediante éste método fue el Complejo Industrial Plaza Huinul, ubicado en la provincia de Neuquén, Argentina.



Capítulo 5 - Ingeniería de Proceso

5.1. Introducción

En el presente capítulo se desarrollará toda la documentación requerida para la materialización del proyecto al momento de la inversión. Se amplía la información técnica y describe el diagrama del proceso productivo, diseño y cálculo de equipos, organigramas y demás generalidades.

5.2. Descripción del proceso

La producción de éter dimetílico se realiza mediante la deshidratación catalítica de metanol sobre un catalizador zeolítico de naturaleza ácida, como es el HZSM-5.

La reacción principal es la siguiente:



El metanol fresco de la alimentación del proceso se combina con la corriente de reciclo procedente de la segunda torre de destilación, y que contiene la mayor parte del metanol que no ha reaccionado, junto con una fracción mínima de agua y éter dimetílico que no han podido separarse en las torres de destilación.

Tras la vaporización de la corriente mezclada, ésta es enviada al reactor catalítico de lecho fijo que operará adiabáticamente entre las temperaturas de 250°C y 360°C aproximadamente y una presión, como mínimo, de 15 bar, con el fin de evitar reacciones secundarias.

La temperatura no debe superar nunca los 400°C, para evitar una severa desactivación del catalizador. En el rango de temperaturas de operación del reactor el efecto de la desactivación catalítica es despreciable, así como la presencia de reacciones laterales.



Además, en este rango de temperaturas, la cinética de la reacción de deshidratación del metanol (síntesis de éter dimetílico) está descrita por la ecuación de Naccache – Bondiera, ecuación que será tratada con más detalle posteriormente.

El reactor operará de forma adiabática, y la conversión por paso en el reactor será de un 80%. Para alcanzar la temperatura mínima de 250°C, pueden emplearse los gases de salida del reactor con el fin de aprovechar su calor para precalentar la alimentación al mismo.

El efluente gaseoso que abandona el reactor debe enfriarse para lograr la vaporización del 20% de la mezcla resultante. Antes de enviar este efluente a las torres de destilación para obtener el éter dimetílico de la pureza deseada, es necesario reducir la presión hasta aproximadamente 10,4 bar con una válvula de laminación.

El producto de cabeza de la primera columna de destilación será por tanto el DME, mientras que el producto de fondo de esta primera columna se lleva a una segunda torre de destilación donde se separa el metanol que no ha reaccionado del agua, la cual tras ser enfriada se debe enviar a un proceso de tratamiento de aguas residuales para eliminar los restos de compuestos orgánicos que pudiese contener dicha corriente.

El metanol que se obtiene por cabeza de la segunda torre de destilación se recicla y se mezclará con la alimentación fresca de metanol, al inicio del proceso. El metanol fresco procederá de un almacenamiento que se llevará a cabo a 25°C (temperatura ambiente) y 1 bar (presión atmosférica).

5.2.1. Esquema del proceso

A continuación, se presenta el esquema, donde se muestra el proceso seleccionado (Lurgi) de producción del éter dimetílico, y se presenta una visión general de las principales etapas que tienen lugar, así como los principales equipos que son necesarios para la operación.

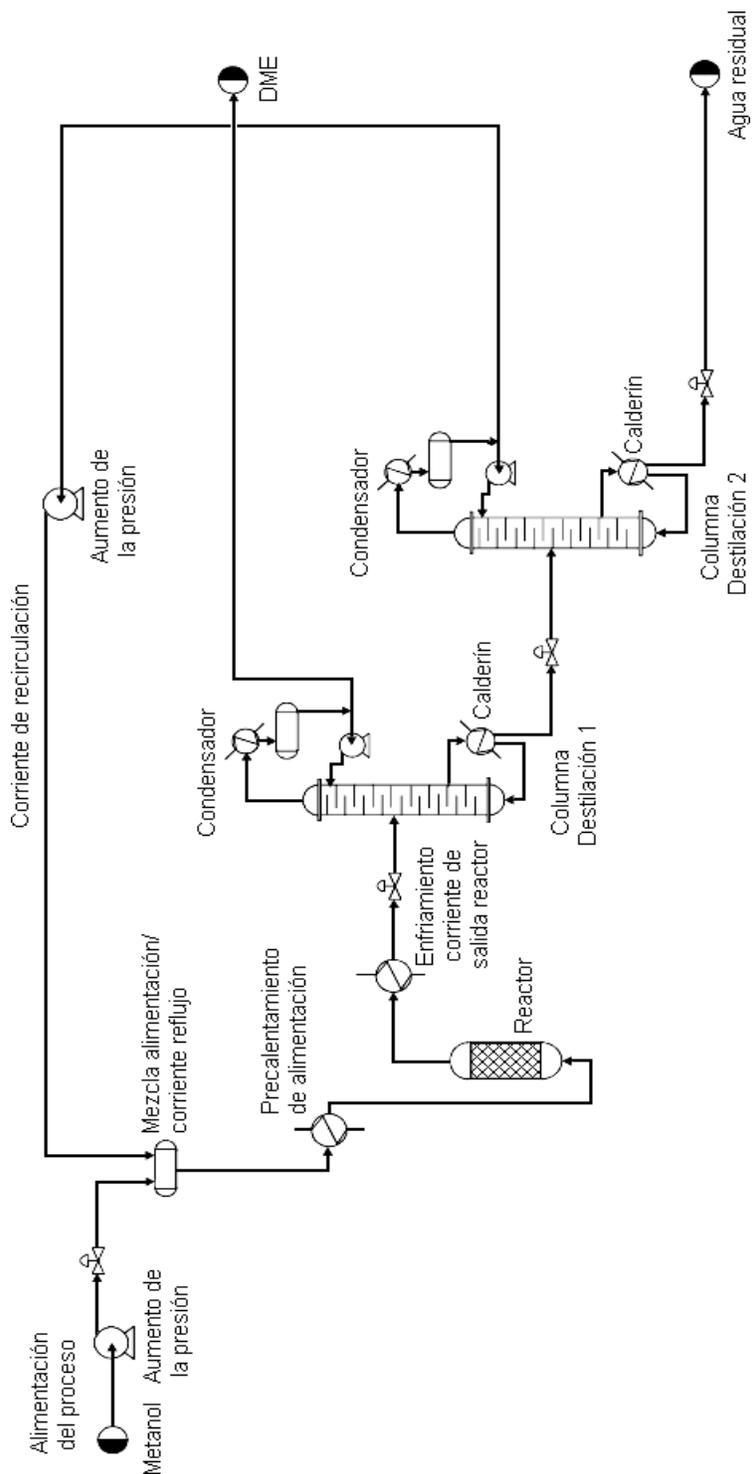


Ilustración 5-1: Diagrama de flujo del proceso de producción de DME



5.3. Almacenamiento del DME

Según el tipo de producción a definir se almacenará DME para suplir diferencias por demanda, estacionalidad, cambios en el mercado, etc.

5.3.1. Almacenamiento criogénico

El almacenamiento criogénico es usado para un gran almacenamiento del orden de varios miles a decenas de miles de toneladas. Tanto el tipo de tanque sobre tierra y bajo tierra están disponibles.

Los tanques sobre tierra, comúnmente usados para el almacenamiento criogénico de GLP, son clasificados como tanques cilíndricos de simple casco de fondo plano, tanques cilíndricos de cubierta suspendida de fondo plano, y tanques cilíndricos de concreto cubierto de fondo plano.

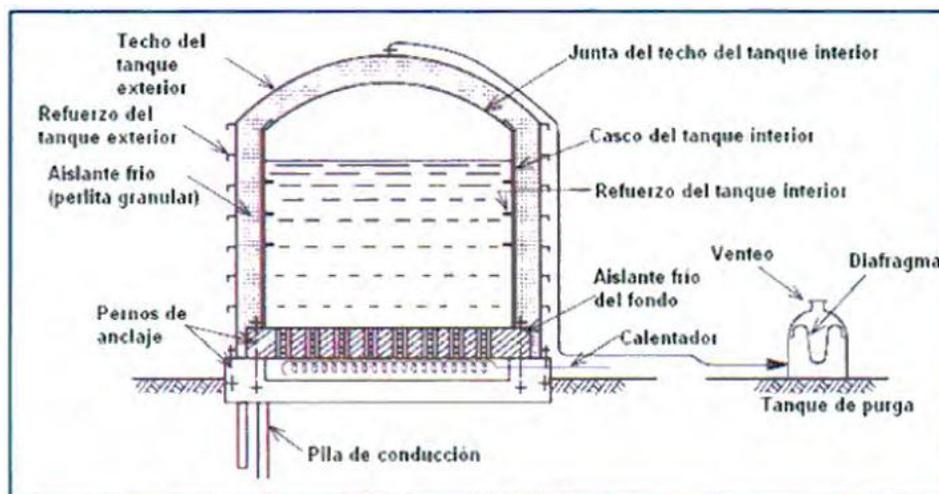


Ilustración 5-2: Tanque cilíndrico de doble casco de fondo plano. Fuente: DME Handbook.

5.3.2. Almacenamiento a alta presión

El método de almacenamiento del DME a temperatura normal en la condición presurizada es llamado almacenamiento a alta presión (temperatura normal). El almacenamiento a



alta presión es usado para una cantidad almacenada de muchas toneladas a muchos miles de toneladas. Hay tanques sobre tierra y tanques de alta presión subterráneos.

Los tanques de almacenamientos esféricos y cilíndricos (tipo horizontal y tipo vertical) son usados para el tipo de almacenamiento sobre tierra, y un tanque de almacenamiento cilíndrico horizontal es utilizado para el tipo de almacenamiento subterráneo.

Es posible utilizar tanques de GLP para DME bajo condiciones de presión, donde la presión de vapor del DME está entre la del propano y butano. La densidad del líquido del DME es aproximadamente 1,3 veces más grande que la del propano. Por lo tanto la capacidad de almacenamiento puede estar limitada desde el punto de vista de la fuerza de la columna y la base o la distancia de seguridad.

El tanque cilíndrico tiene la ventaja de ahorros de trabajo en el sitio porque toda la producción de los procesos de producción, prueba, inspección, son hechos en planta y la unidad ensamblada es transportada e instalada en el lugar. La capacidad de almacenamiento es, sin embargo, restringida desde varias decenas o varios miles de toneladas debido a la limitación de la planta.

Por otro lado, el tanque de almacenamiento esférico como el tanque de la figura siguiente, es construido en el lugar y requiere un largo periodo de trabajo antes que pueda ser terminado. Tiene la ventaja que un tanque de gran capacidad puede ser económicamente construido, entonces el espesor de la pared puede ser reducida a la mitad de la de un tanque cilíndrico con el mismo diámetro interior.

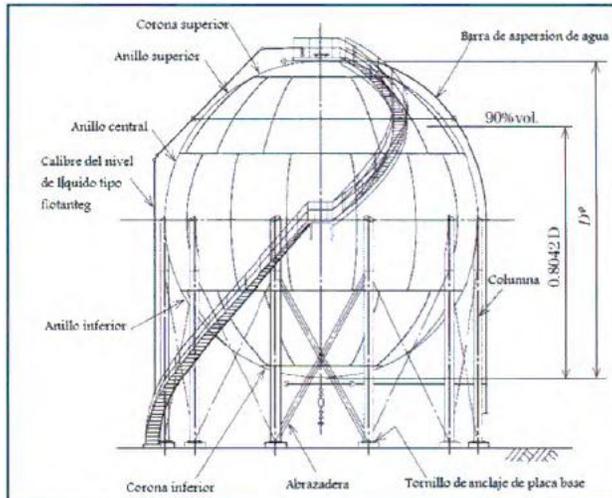


Ilustración 5-3: Tanque de almacenamiento esférico (adaptado de la tecnología del GLP). Fuente: DME Handbook.

En general, los tanques horizontales o verticales son principalmente usados para estaciones de servicio y fábricas con un pequeño almacenamiento o consumo. Los tanques de almacenamiento esférico son usados en bases de parada con un almacenamiento relativamente grande, y en refinerías de petróleo.

Los tanques subterráneos son usados para estaciones de GLP los cuales son en su mayoría situados en áreas residenciales o comerciales, debido a las ventajas de seguridad.

Respecto al uso compartido con el DME, solo el tanque de almacenamiento de propano puede ser usado debido a la presión de vapor. Además, la capacidad de almacenamiento es probablemente limitado en términos de la estructura del soporte, la fuerza base y la distancia de seguridad, porque la densidad del líquido del DME es más pesado que la densidad del propano.

Para el DME, la política fundamental de la selectividad de los materiales es similar al del GLP. No hay posibilidad que las impurezas corrosivas como el sulfuro de hidrógeno sea mezclado con el DME en su proceso de producción, y por lo tanto el DME tiene la ventaja en términos de corrosión bajo presión.



5.3.4. Contenedores

Los contenedores pueden ser movidos del suelo, hay contenedores de tamaño pequeño de 10 kg, 20 kg, 30 kg, 50 kg, 500 kg, etc., y contenedores de gran tamaño como son los tanques cisternas.

El DME es un gas licuado con una baja presión de vapor comparable al GLP a temperaturas normales. Los contenedores soldados son usados para almacenar DME. Están hechos por soldadura de una placa de acero transformado.

Las mismas especificaciones son adoptadas para el equipo de manipulación del DME como un gas general a alta presión, y la presión de diseño es 1,6 MPa, la cual es más alta que el gas butano y más baja que el gas propano.

5.3.5. Transporte terrestre

El camión cisterna es uno de los principales medios de transporte del GLP. La cisterna (menos de 3 toneladas en capacidad) puede disminuir el costo de inversión para el paso inicial de la introducción del DME en el mercado, y tiene una alta posibilidad de suministrar DME a otros vehículos. LA cisterna (para el DME) que pueden llenar a las estaciones de gas y vehículos a DME directamente ya se han desarrollado.

5.3.6. Instalaciones de llenado para tanques de DME

Se supone que el DME es transportado desde una cisterna tanque hasta un tanque de almacenamiento usando un equipo de transferencia como una bomba o compresor. La bomba es usada para llenar un contenedor de gas a alta presión, para evitar la influencia del nivel de la superficie del líquido en la operación de llenado.

El equipo de llenado existente para el GLP puede ser usado para el DME, y ese caso, es necesario un ajuste para la medición cuando se utiliza DME, debido a la diferencia de gravedad específica entre el GLP y el DME.



El equipo en la instalación de GLP, puede ser usado para el DME, sin embargo la tubería, material de sellado, justas, plásticos, para los cuales se utiliza el caucho, deben ser reemplazadas con materiales adecuados para las propiedades físicas del DME.

5.4. Catálisis

Para una reacción en fase gas catalizada por un sólido, este suele encontrarse en forma de partículas de diversas formas y tamaños. Tales partículas son generalmente porosas, con una superficie en el interior de los poros mucho mayor que la superficie externa de la partícula.

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

La reacción de deshidratación del metanol para la formación de éter dimetílico es, como ya se ha dicho, una reacción exotérmica. Sin embargo, a bajas temperaturas la velocidad de reacción es pequeña, por lo que se hace preciso el empleo de catalizadores, que será tanto mejores cuanto menor sea su temperatura de trabajo.

En la práctica, la temperatura óptima de operación supone un compromiso entre la velocidad de reacción y el equilibrio.

Por lo general, para esta reacción, se usan catalizadores de tipo zeolita, que requieren de una temperatura de operación inferior a los 400°C para evitar una severa desactivación del mismo, siendo apreciable la velocidad de reacción y siendo despreciables las reacciones secundarias.

5.4.1. Catalizador para la producción de DME

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



Normalmente, la actividad se incrementa con una mayor acidez, sin embargo, si esta es demasiado elevada provocaría la conversión del DME formado en otros hidrocarburos, por lo que hay que buscar un catalizador adecuado, que ofrezca los mejores resultados en cuanto a actividad y selectividad.

En un primer momento se utilizaba ácido sulfúrico o fosfórico como medio ácido para la reacción de deshidratación, dando lugar a un producto gaseoso compuesto por el éter formado, agua, alcohol y ácido sulfuroso. Posteriormente fueron sustituidos por catalizadores sólidos.

Generalmente, la deshidratación del metanol se produce sobre catalizadores tales como zeolitas, γ -alúmina o sílica-alúmina, siendo las primeras las que mejor resultado consiguen y las más ampliamente utilizadas.

A partir de los años 80 se introduce el uso de zeolitas ZSM-5 en procesos heterogéneos en fase vapor, ya que tienen mejores características que los catalizadores usados hasta la fecha por ser regenerables, selectivos, no corrosivos y de fácil manipulación.

Concretamente, el catalizador empleado será una zeolita ZSM-5 de tipo pentasil, que ha sido el catalizador tradicionalmente usado en las reacciones del metanol a hidrocarburos.

Es un catalizador microporoso que tiene como fórmula estructural $\text{Na}_n\text{Al}_n\text{Si}_{96-n}\text{O}_{192}\cdot\text{H}_2\text{O}$, con $n < 27$, normalmente con valores cercanos a 3. Las áreas superficiales son variables según el método y las variables de síntesis. Los valores habituales, sin embargo, se aproximan a los 400 m^2/g de catalizador.

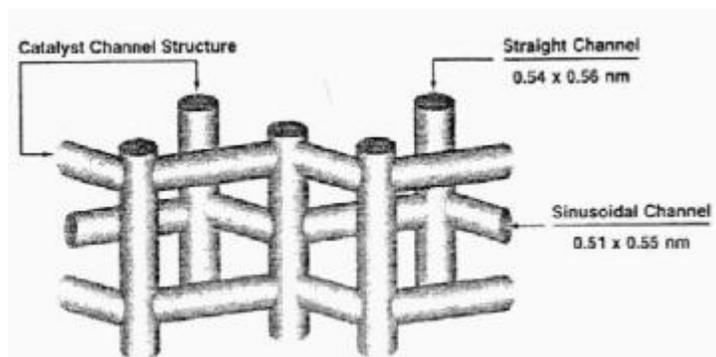


Ilustración 5-4: Esquema de los canales de una zeolita ZSM-5. Fuente: Study of ZSM-5 zeolite synthesis

Son considerados los mejores catalizadores ácidos por tener gran área superficial, capacidad de adsorción, alta estabilidad térmica e hidrotérmica, fuerte acidez y una estructura que le permite la creación de sitios activos y presentar una muy buena selectividad de forma.

Estos catalizadores están formados por tetraedros de SiO_4 y AlO_4 de manera que dos tetraedros AlO_4 nunca están directamente conectados. El origen de la acidez se encuentra en la descompensación de carga que se produce por la sustitución isomórfica del silicio tetravalente por el aluminio trivalente, resultando así una carga negativa en toda la red.

Con el objetivo de alcanzar la electro-neutralidad, son incorporados a la red cationes los cuales compensan la carga negativa asociada a los tetraedros de aluminio. En principio, se puede decir que para cada átomo de aluminio en la red cristalina habrá un catión de compensación de carga +1. Los cationes utilizados son normalmente de los elementos de los grupos I y II de la tabla periódica, utilizándose también el catión amonio.

La relación Si/Al en las zeolitas es un indicador de la acidez de las mismas. En la mayoría de zeolitas cuando la relación Si/Al crece, disminuyen los centros ácidos, pero aumenta la fuerza ácida específica de cada uno de los centros.

Este hecho se produce hasta valores de la relación Si/Al de 10 y se debe a la descompensación en la carga eléctrica que se produce al incrementar la distancia entre aluminios en la red. Para valores superiores a 10 en la relación Si/Al la acidez general de la zeolita disminuye con la disminución de la cantidad de aluminio. En el caso de la zeolita



ZSM- 5 parece que el aumento de aluminio lleva asociado un aumento de la actividad de manera lineal, no modificándose la fuerza relativa de cada uno de los centros activos.

Esta relación Si/Al también influye en la selectividad de la zeolita, y en la estabilidad catalítica de la zeolita. El período de actividad catalítica estable crece con la relación Si/Al en las zeolitas ZSM-5, hasta alcanzar un máximo cuando la relación está entre 175 y 225. Si seguimos disminuyendo la cantidad de Al, el tiempo estable de actividad catalítica decrece lentamente. Relacionado con la cantidad de sodio se encontró que de una composición más rica en sodio resulta un tiempo de vida estable menor.

Una de las propiedades más importantes de las zeolitas es su capacidad de actuar como tamices moleculares, ya que sus canales tienen un tamaño del mismo orden que el de las moléculas. En general podemos distinguir tres tipos de selectividad: a reactivos, a productos y a estados de transición.

Las zeolitas con un microporo de tamaño medio, como las ZSM-5, son conocidas por su selectividad a estados de transición, es decir, la ausencia de espacio dentro de los poros no permite que se formen estados de transición muy voluminosos lo que en nuestra reacción evita parcialmente la selectividad a productos como los compuestos aromáticos de más de dos ciclos o los alquil-naftalenos, que son los antecesores del coque, principal desactivante de la reacción de metanol a hidrocarburos.

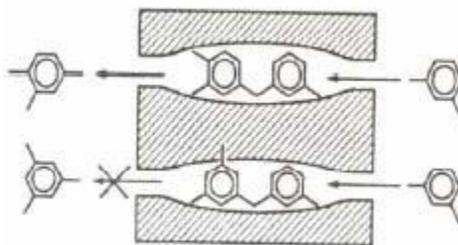


Ilustración 5-5: Esquema de la selectividad según los estados de transición. Fuente: Study of ZSM-5 zeolite synthesis.

La selectividad para la formación de DME se aleja del 100% al aumentar la temperatura, formándose hidrocarburos y coque, cuya deposición además provoca la rápida desactivación del catalizador.



Esta baja selectividad es debida a dos factores, en primer lugar, su superficie presenta una acidez demasiado elevada, y, en segundo lugar, su estructura microporosa, formada por poros profundos y estrechos de tamaños del orden de Å, hace que la difusión en su interior sea muy lenta y esté demasiado expuesto a la acidez del catalizador.

Para solucionar esto pueden emplearse zeolitas mesoporosas (con tamaño de poro de 2-50 nm), de forma que se combinan la fuerte acidez y estabilidad hidrotérmica de las zeolitas microporosas con la rápida transferencia de masa de los materiales mesoporosos, obteniendo un rendimiento de la reacción catalítica mejorado.

Estas zeolitas mesoporosas pueden obtenerse modificando las anteriores, dando lugar a las zeolitas tipo ZSM- 5/MCM-41, con una actividad similar a las ZSM-5 y una selectividad del 100% en la formación de DME, mucho mayor que con las zeolitas ZSM-5. La comparación entre ambas se muestra en la figura siguiente.

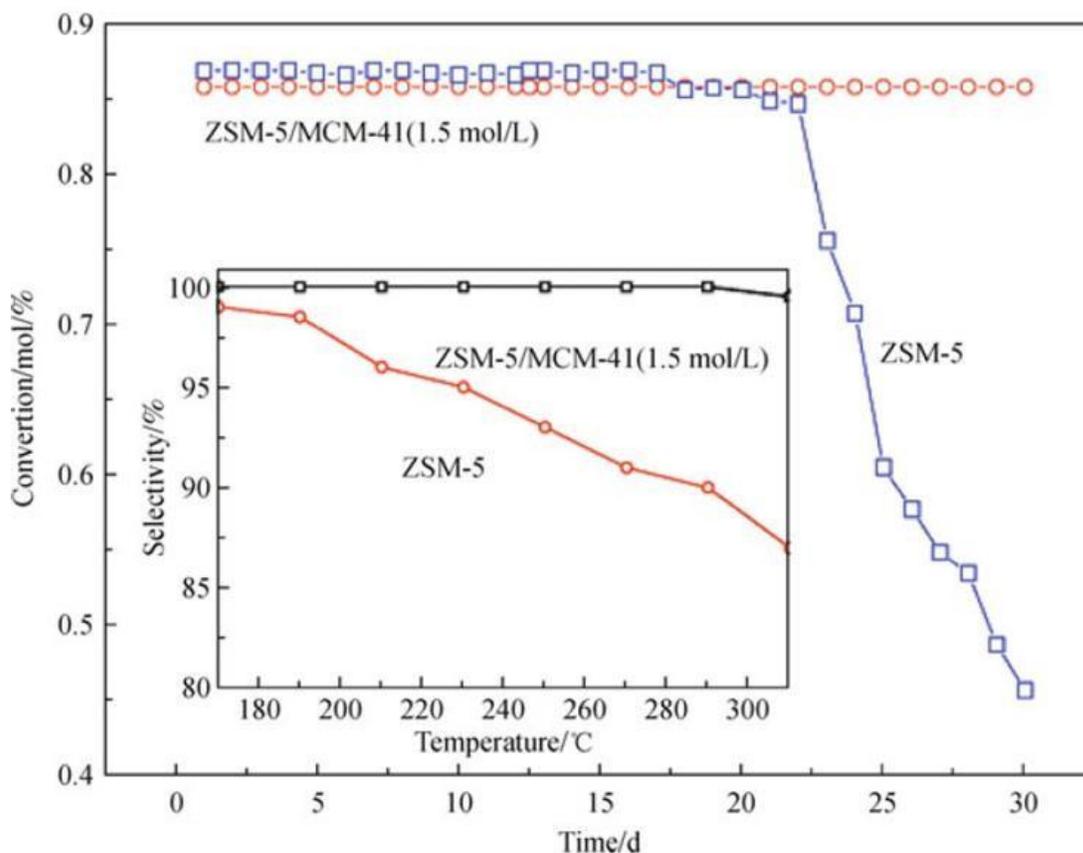


Ilustración 5-6: Comparación de la estabilidad y selectividad de ZSM-5 y ZSM-5/MCM-41. Fuente: Catalytic dehydration of methanol to dimethyl ether over micro-mesoporous ZSM-5/MCM-41 composite molecular sieves.

5.4.2. Elección del catalizador

En el presente Proyecto, la reacción de deshidratación del metanol se va a llevar a cabo en un lecho catalítico constituido por partículas esféricas de 6 mm de diámetro. La porosidad del lecho catalítico será de 0,58. Algunas de las principales propiedades del catalizador empleado son las siguientes:

- Área superficial: 450 m²/g.
- Densidad aparente: 1,21 g/cm³
- Densidad real: 2,53g/cm³



5.4.3. Preparación del catalizador

La preparación del catalizador zeolítico se realiza mediante varios pasos de transformación de un catalizador comercial, ofrecido por empresas como *Zeolyst Company*, de Estados Unidos.

Partiendo del catalizador NaZSM-5 se obtiene el HZSM-5 y posteriormente modificando este se obtiene el catalizador final HZSM- 5/MCM-41.

El catalizador recibido NaZSM-5 se somete a un proceso de intercambio iónico con una solución acuosa de NH_4NO_3 , obteniendo la nueva forma $\text{NH}_4\text{ZSM-5}$. Posteriormente, este es secado a 373 K durante 24 horas.

Una vez secado se procede a la calcinación, mediante un aumento progresivo de la temperatura, desde los 373 K hasta 773 K, a razón de 2 K/min y manteniéndose durante 5 horas en los 773 K alcanzados. Finalizada la calcinación se ha conseguido obtener el catalizador en la forma HZSM-5.

Este catalizador puede ser modificado, según la finalidad, usando diferentes elementos metálicos, mediante soluciones acuosas en forma, por ejemplo, de nitratos de dichos metales, secado y posterior calcinado. De esta manera se obtienen zeolitas como la ZnZSM-5 o AlZSM-5.

En este caso, se busca obtener la zeolita compuesta HZSM-5/MCM-41 a través de un proceso de recristalización directa de tensioactivo usando bromuro de hexadeciltrimetilamonio (CTAB).

A la zeolita HZSM-5 se le adiciona una solución de hidróxido de sodio (NaOH) 1.5 M, agitándose la mezcla a temperatura ambiente. Posteriormente se añade el CTAB y se continúa con la agitación.

Entonces la mezcla es transferida a una autoclave y se lleva a cabo un tratamiento hidrotérmico a 120 °C durante 12 horas



Una vez que se enfría hasta la temperatura ambiente, se ajusta su pH a 8.5 mediante adición de HCl 2 M y con fuerte agitación. La mezcla es transferida a una autoclave y calentada a 120 °C durante 24 horas. El producto se recupera por centrifugación y lavado continuado con agua desionizada y secado a 100 °C.

El resultado es calcinado a 550 °C durante 6 horas para extraer el tensioactivo.

5.4.4. Vida útil del catalizador

La vida útil de un catalizador es, principalmente, función del envejecimiento, ensuciamiento y envenenamiento.

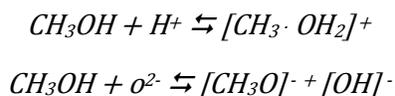
Entre las condiciones operativas del método por el cual se obtendrá el DME se cuentan con las siguientes ventajas con respecto a lo nombrado anteriormente: En dicho método (Lurgi) no se llevan a cabo reacciones químicas laterales y la materia prima de la que se parte debe cumplir con las especificaciones de calidad definidas anteriormente en este capítulo. Por lo tanto, el catalizador no es susceptible de sufrir envenenamiento ni ensuciamiento. A su vez, el reactor opera en condiciones de temperatura y presión que están alejadas de poder provocar sinterización en la zeolita.

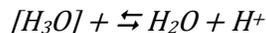
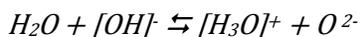
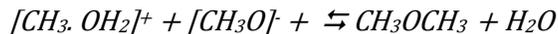
Por lo establecido anteriormente, y basados en datos experimentales se determina que el catalizador tiene una vida útil aproximada de 4400 horas sin sufrir pérdidas considerables en el rendimiento del mismo.

5.5. Termodinámica y cinética

A lo largo del tiempo se han propuestos diferentes mecanismos de cómo se produce esta reacción. Uno de los que poseen mayor fuerza es el propuesto por Bandiera (Naccache, 1991), que sugiere que la reacción ocurre según el mecanismo de Langmuir-Hinshelwood por la adsorción de metanol en lugares ácidos y básicos del catalizador, formándose dos especies en su superficie, $[CH_3 \cdot OH_2]^+$ y $[CH_3O]^-$, las cuales se unirían para formar el DME.

Las reacciones que se producirían en la superficie del catalizador serían entonces:





Las características termodinámicas y cinéticas de una reacción ejercen un papel fundamental en el diseño del sistema de reacción, ya que marca las condiciones en las que este debe desarrollarse.

Ambas son profundamente dependientes de la temperatura en la que se realice el proceso, ya que marca tanto el punto de equilibrio de la reacción como la velocidad a la que se produce, siendo esta también fuertemente dependiente de la actuación del catalizador sobre el que se produce la reacción.

El dimetil éter se obtiene a partir de una reacción exotérmica, como se mencionó anteriormente, liberándose energía en su transcurso. Debido a esto, en un reactor adiabático la temperatura se incrementaría hasta el momento en el que se alcanzara el equilibrio, por lo tanto, durante el diseño del sistema es necesario tener en cuenta este incremento de temperatura que se produce.

Una mayor temperatura aumenta la velocidad de reacción, pero al ser exotérmica, siguiendo el principio de Le Châtelier, la conversión de equilibrio disminuye. Además, pueden aparecer puntos calientes que resulten en la desactivación del catalizador o en la formación de compuestos indeseados. Hay que utilizar aquella temperatura que optimice el proceso y sea adecuada para el catalizador empleado

5.6. Balances de masa y energía

5.6.1. Introducción

Se va a exponer a continuación, el balance de materia y energía al proceso completo de producción de DME, teniendo en cuenta que se deben cumplir las especificaciones del proyecto, esto es, deben producirse 50.000 toneladas anuales de DME de una composición en peso del 99,5%.



Dichos balances serán comparados posteriormente con los realizados mediante el uso de simulador Aspen HYSYS™ V 2006.

5.6.2. Balances de masa

El balance de masa del proceso que se presenta a continuación se va a realizar para una base de cálculo de 1000 mol/h de alimentación, para, una vez resuelto, redimensionar los flujos de materia, a fin de obtener una corriente de cabeza del proceso de 50.000 toneladas anuales de DME. La razón por la cual se va a realizar el balance en caudales molares y no másicos reside en una mayor sencillez en la realización de cálculos, además de que se conoce la reacción química, por lo tanto la estequiometría de la misma.

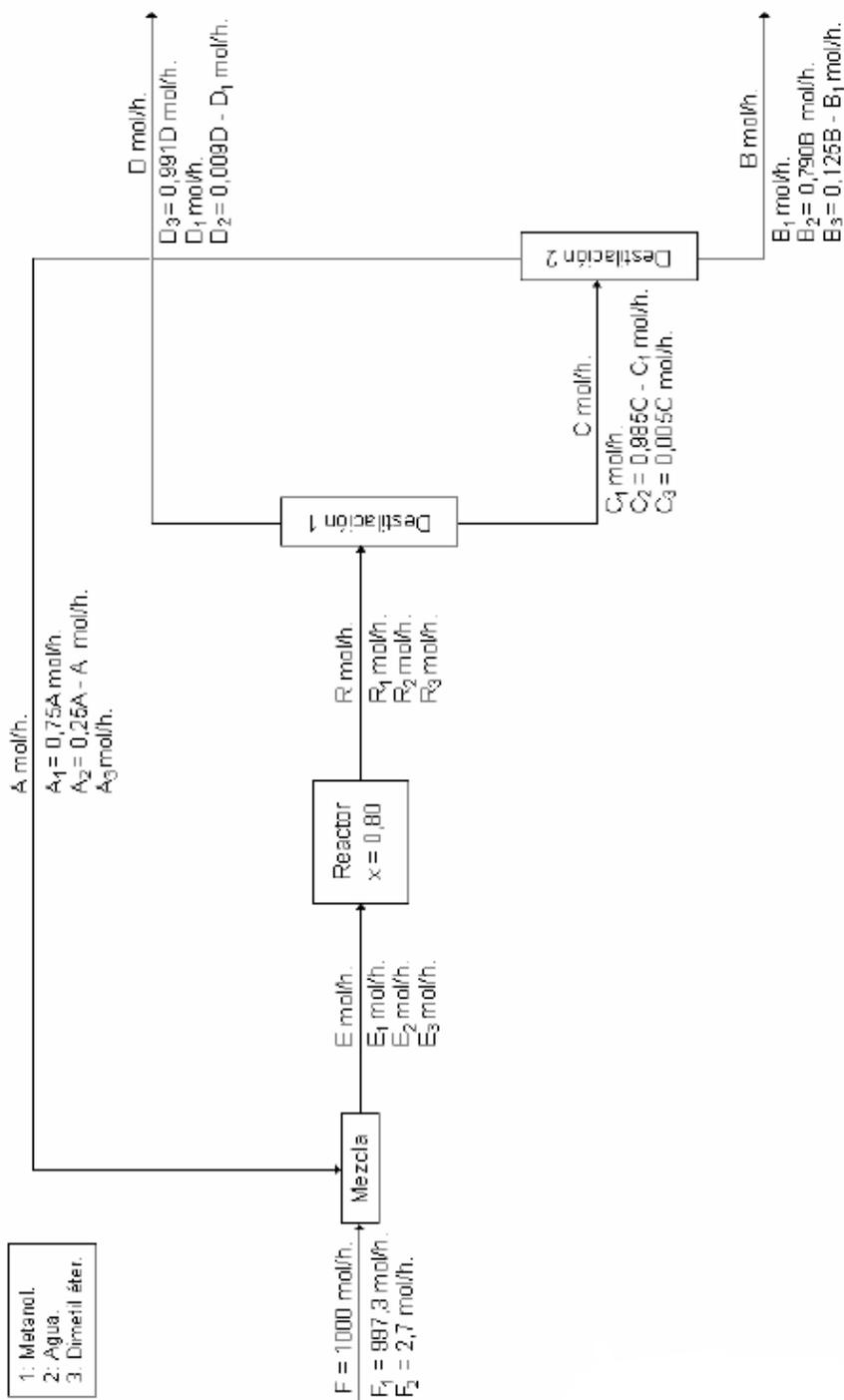
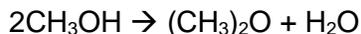


Ilustración 5-7: Esquema del balance de materia del proceso. Fuente: Elaboración propia.



La reacción que va a tener lugar en el reactor será la siguiente:



Se han tenido en cuenta las siguientes especiaciones a la hora de plantear las ecuaciones del balance así como su resolución:

- Composición de la corriente F: $X_{\text{metanol}} = 0,9973$ (dicha composición molar corresponde con una composición másica de un 99,84% de acuerdo al metanol comercial).
- Composición de la corriente D: $X_{\text{DME}} = 0,9910$, que corresponde con una composición másica de un 99,50% en DME, especificación del proyecto.
- Composición de la corriente B: $X_{\text{agua}} = 0,790$. Valor considerado a efectos de cálculo (especificación a criterio de los proyectistas), dentro de un margen razonable, nos interesa que la corriente de salida de aguas residuales contenga una proporción relativamente baja de sustancias contaminantes para facilitar el tratamiento de dichas aguas en una planta depuradora.
- Composición de la corriente A: $X_{\text{metanol}} = 0,750$. Valor considerado a efectos de cálculo (especificación a criterio de los proyectistas), dentro de un margen razonable, nos interesa recuperar una cantidad considerable de metanol para reciclarla al proceso, para un mejor aprovechamiento del reactivo.
- Composición de la corriente C: $X_{\text{DME}} = 0,005$. Valor considerado a efectos de cálculo (especificación a criterio de los proyectistas), debido a que nos interesa que se pierda la menor cantidad del producto DME, dentro de unos márgenes razonables.

Una vez se ha presentado el diagrama de flujo de materia del proceso, así como se han definido los valores de composiciones de las corrientes, justificándose la razón de dicha elección, se procederá a resolver los balances de materia de cada una de las diferentes etapas que se pueden distinguir en el diagrama, para finalmente realizar la contabilidad del balance, plantear todas las ecuaciones y las incógnitas posibles, y conocer así los grados de libertad de que se dispone para la resolución del problema.



Por último se debe definir la denominación que se dará a los tres componentes presentes para la resolución del balance de materia. El componente 1 será el metanol, componente 2 será el agua, y finalmente, componente 3 será el DME. Todas las corrientes están expresadas en mol/h.

- Balance de materia en el punto de mezcla

En el punto de mezcla no tiene lugar ninguna reacción química, y además se considerará que se alcanza el estado estacionario, por lo tanto, los términos de acumulación, generación y consumo tienen valor cero, y dicho balance será de la forma:

$$\text{Entrada (F+A)} = \text{Salida (E)}$$

1. Metanol: $997,3 + 0,75 A = E_1$
2. Agua: $2,7 + 0,25 A - A_3 = E_2$
3. DME: $A_3 = E_3$

- Balance de materia del reactor químico

En esta etapa tiene lugar la reacción química. Aunque el término de acumulación sigue siendo cero por la consideración de estado estacionario, se tendrá que tener en cuenta si hay una generación o consumo de un determinado componente. Se deberá tener en cuenta la estequiometría de la reacción química, así como la conversión por paso del reactor. El balance de materia será:

Entrada + Generación = Salida + Consumo. La conversión será $x_{(\text{metanol})} = 80\%$.

1. Metanol (reactivo): $E = S + C \Rightarrow E_1 = R_1 + 0,80 E_1$, por lo que $0,20 E_1 = R_1$
2. Agua (producto): $E + G = S \Rightarrow E_2 + 0,4 E_1 = R_2$
3. DME (producto): $E + G = S \Rightarrow E_3 + 0,4 E_1 = R_3$

(Por cada mol de metanol, se consume 0,8 y se produce 0,4 mol de DME y 0,4 mol de agua, de modo que queda sin reaccionar 0,2 mol de metanol).

- Balance de materia de la primera torre de destilación

El término de acumulación en esta etapa también será cero debido a la consideración de estado estacionario. Puesto que no tiene lugar reacción química, los términos de generación y consumo valdrán cero, de modo que el balance resultante es:

$$\text{Entrada (R)} = \text{Salida (C + D)}$$



1. Metanol: $R_1 = D_1 + C_1$
2. Agua: $R_2 = 0,009 D - D_1 + 0,985 C - C_1$
3. DME: $R_3 = 0,991 D + 0,005 C$

- Balance de materia de la segunda torre de destilación

El término de acumulación en esta etapa también será cero debido a la consideración de estado estacionario. Puesto que no tiene lugar reacción química, los términos de generación y consumo valdrán cero, de modo que el balance resultante es:

Entrada (C) = Salida (A + B)

1. Metanol: $C_1 = 0,75 A + B_1$
2. Agua: $0,985 C - C_1 = 0,25 A - A_3 + 0,790 B$
3. DME: $0,005 C = A_3 + 0,125 B - B_1$

- Resolución del balance

Número de ecuaciones independientes del balance: 12 (tres ecuaciones por cada etapa del proceso).

Número de variables: 14 ($E_1, E_2, E_3, A, A_3, R_1, R_2, R_3, C, C_1, D, D_1, B$ y B_1).

Por tanto este balance va a tener dos grados de libertad, a los cuales daremos valores coherentes para poder efectuar la resolución del mismo. Se elegirá como grados de libertad las composiciones de entrada al reactor de metanol y agua, es decir E_1 y E_2 .

La resolución de los balances planteados anteriormente se llevará a cabo de forma manual, para luego constatar con los balances realizados mediante la simulación en AspenHYSYS.

Dándole a los grados de libertad los valores de E_1 : 1100 mol/h y E_2 : 36mol/h, se resuelve el balance de materia para dar los siguientes valores de las incógnitas (se puede



comprobar que con los valores obtenidos las ecuaciones se cumplen perfectamente y todos los balances cuadran):

E ₁	1100 mol/h
E ₂	36 mol/h
E ₃	0,93 mol/h
A	136,93 mol/h
A ₃	0,93 mol/h
R ₁	220 mol/h
R ₂	476 mol/h
R ₃	440,93 mol/h
C	695,50 mol/h
C ₁	217,46 mol/h
D	441,43 mol/h
D ₁	437,46 mol/h
B	558,57 mol/h
B ₁	114,76 mol/h

Tabla 5-1: Resolución balances de materia. Fuente: Elaboración Propia

El esquema del balance de materia del proceso completo ya resuelto se muestra en la ilustración 5-9.

El paso siguiente será expresar las corrientes en toneladas anuales. Para ellos se tendrá que tener en cuenta las masas molares de los tres componentes: 18 g/mol para el agua; 32 g/mol para el metanol y 46 g/mol para el DME.

También se deberá tener en cuenta los factores de conversión para expresar las corrientes en toneladas/año.

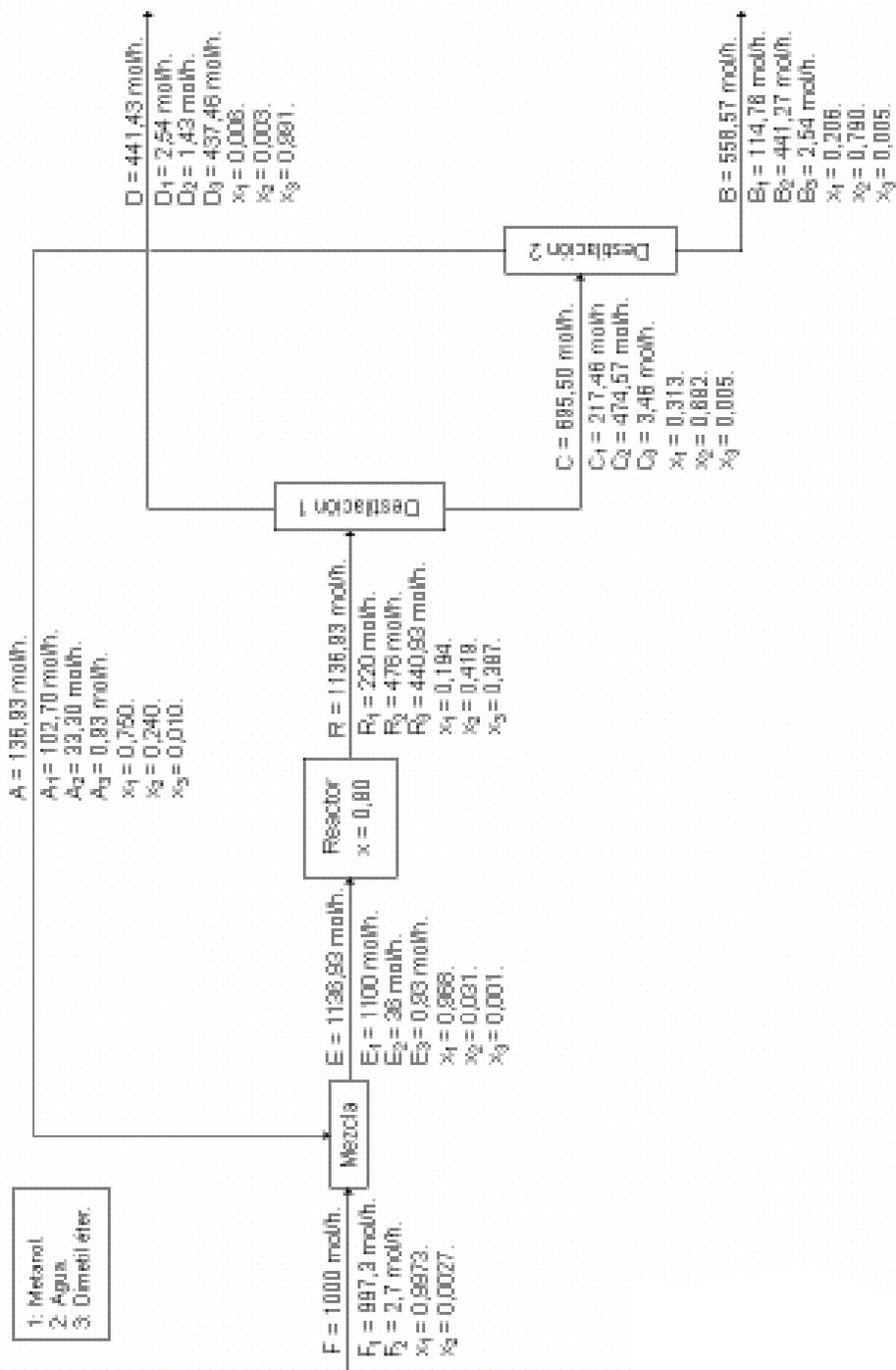


Ilustración 5-8: Resolución balance de materia. Fuente: Elaboración propia.

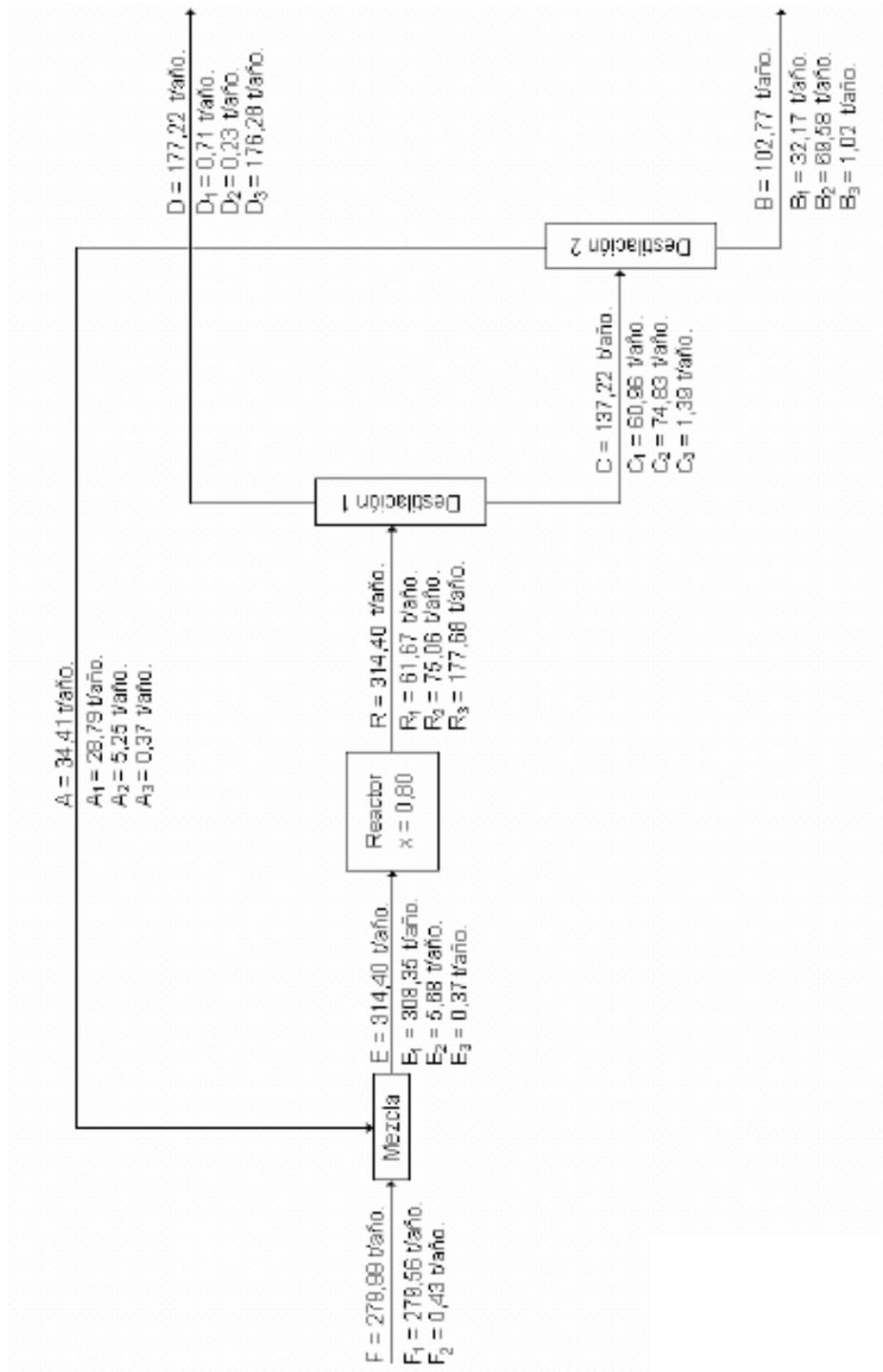


Ilustración 5-9: Balances de masa expresados en tn/año. Fuente: Elaboración propia.



Una vez obtenidas todas las corrientes expresadas en toneladas anuales y todas las composiciones expresadas de forma molar, se debe multiplicar todos los flujos por un factor de escala para que el balance quede resuelto para 50.000 toneladas anuales de producto, especificación del proyecto. Dicho factor de escala será:

$$\epsilon = 50.000/177,22 = 282,1352$$

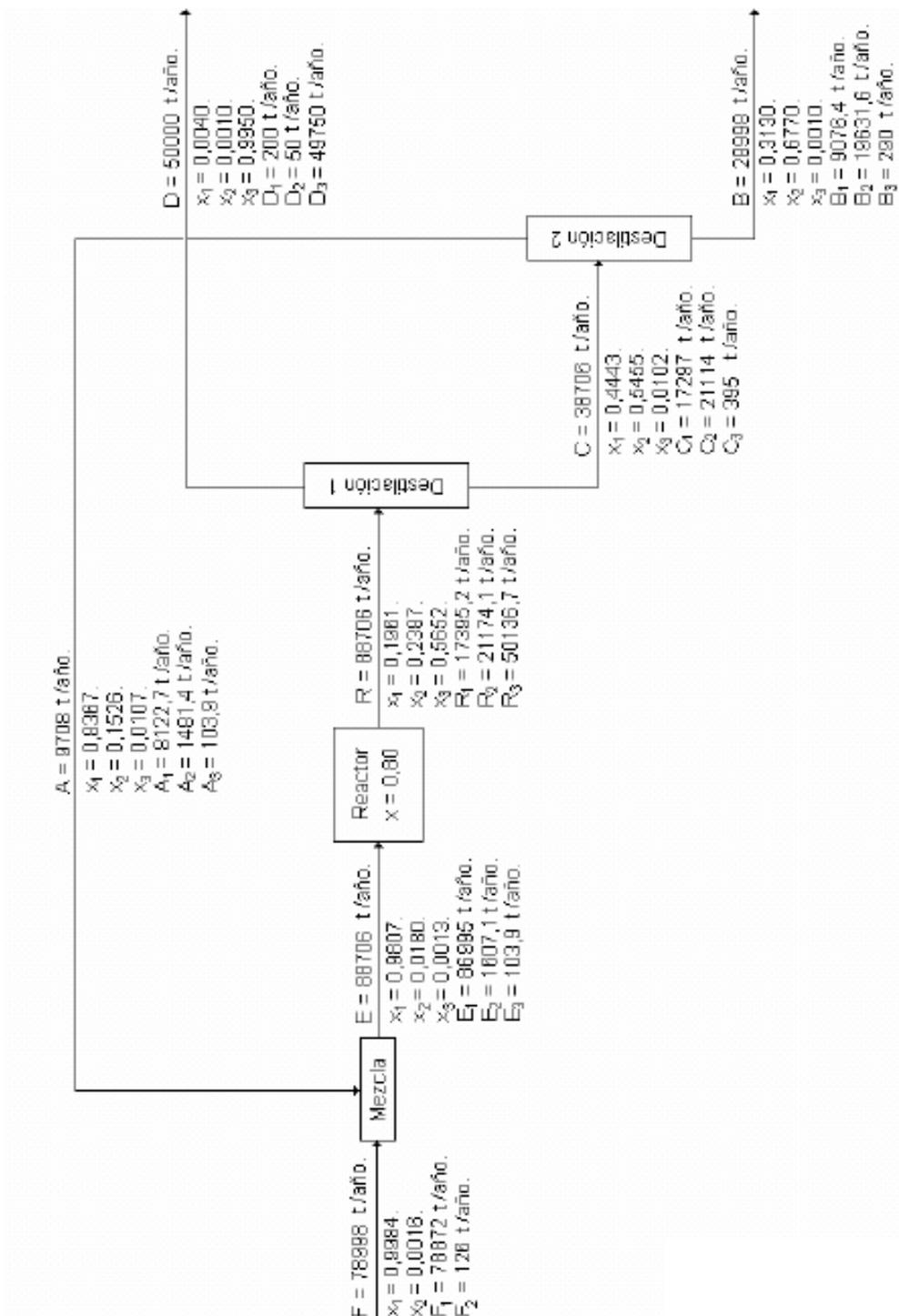


Ilustración 5-10: Balance de masa según especificación del proyecto. Fuente: Elaboración propia.



5.6.3. Balance de energía

En lo que respecta al balance de energía del proceso completo, de acuerdo a los alcances del presente proyecto, no se llevará a cabo de forma manual un estudio detallado del mismo, centrándonos solamente en el reactor químico, y en las condiciones necesarias para el tratamiento de la corriente de entrada al reactor, consistente en un precalentamiento de la misma para alcanzar los 250°C, y un aumento de su presión hasta alcanzar los 16 bar necesarios para el funcionamiento óptimo del reactor.

Por lo tanto, el presente apartado se centrará en el balance de energía del reactor químico, la etapa fundamental del proceso.

- Reactor

El equipo de reacción opera de forma adiabática en donde se experimenta una reacción exotérmica, que va a producir un aumento de la temperatura en el interior del mismo y que va a afectar por tanto la velocidad de reacción, de modo que ésta y, consecuentemente, el diseño del reactor, van a quedar condicionados por los efectos térmicos asociados a la reacción química. Una vez resuelto el balance de energía del presente equipo, se podrá conocer el incremento de temperatura que se va a producir a lo largo del mismo como consecuencia de la energía liberada por la reacción de deshidratación de metanol.

Como se mencionó anteriormente en el apartado de balances de masa, la reacción exotérmica que tiene lugar es:



Cuya entalpía estándar de reacción es: $\Delta H^\circ_{\text{R}} = -22,4 \text{ kJ/mol DME}$.

Refiriendo la entalpía estándar de reacción a la cantidad de metanol consumido en lugar de referirlo a la cantidad de DME formado, se tiene que $(\Delta H^\circ_{\text{R}}) = -22,4 \text{ kJ/mol metanol}$. A efectos de cálculo, se considerará que en dicho reactor tienen lugar dos balances, uno de un proceso reactivo (referido a la reacción química que tiene lugar en esta etapa), y otro de un proceso no reactivo debido a que en la corriente de alimentación al reactor hay



agua y DME procedentes de la corriente de reciclo del proceso y que, obviamente, no participan en la reacción química antes mencionada. Se considerará una temperatura estándar de 25°C. También se considerarán despreciables las variaciones de energía cinética y potencial y, a priori, las pérdidas caloríficas.

$$\Delta H = [(\Delta H^{\circ}_R) \cdot x \cdot F_m] / v_m + H_{\text{total, salida}} + H_{\text{total, entrada}} = 0$$

Además para poder realizar el balance energético del reactor, será necesario conocer la expresión que relaciona las capacidades caloríficas a presión constante de los tres componentes con la temperatura. Dicha expresión viene dada por la siguiente ecuación:

$C_p(T) = 0,001 \cdot (a + bT + cT^2 + dT^3)$ kJ/mol °C, donde la temperatura viene expresada en °C, y los valores de a,b,c y d están expresados en la siguiente tabla:

	a	b · 10 ²	c · 10 ⁵	d · 10 ⁸
Metanol.	21,15	7,0920	2,5870	- 2,8520
Agua.	31,94	0,1436	2,4320	- 1,1760
Éter dimetilico.	17,02	17,9100	- 5,2340	- 0,1918

Tabla 5-2: Valores de coeficientes a,b,c y d. Fuente: Reklaitis.

Para cada caso, se estimará la capacidad calorífica de cada componente en cada intervalo de temperaturas como la media aritmética de las capacidades caloríficas en los dos extremos del intervalo. Se sabe que la entrada al reactor debe ser de 250°C, y que la temperatura de salida no deberá sobrepasar los 400°C para evitar reacciones secundarias y una severa desactivación del catalizador.

Se calcularán los calores específicos de los componentes de la corriente de entrada como un valor promedio entre la capacidad calorífica a la temperatura estándar de 25°C y la temperatura de entrada de la corriente de 250°C. Análogamente, los calores específicos de los componentes de la corriente de salida se estimarán como la media entre la capacidad calorífica a la temperatura estándar, y el valor de la misma a una temperatura de 400°C. Los valores de los calores específicos promedio se muestran en la tabla que sigue a continuación.



Cp (kJ/mol·°C) · 10 ²	Metanol	Agua	Éter dimetílico
25°C – 250°C	5,2575	3,5940	8,0895
25°C – 400°C	6,1465	3,7280	8,9495

Tabla 5-3: Valores de calor específico. Fuente: Reklaitis

En primer lugar, se planteará el balance energético del proceso reactivo, que viene descrito en la ilustración 5-14. En este caso, la corriente de entrada sólo estará constituida por el reactivo metanol, mientras que la corriente de salida estará formada por los componentes agua y éter dimetílico, productos de la reacción, así como por el metanol que no ha reaccionado.

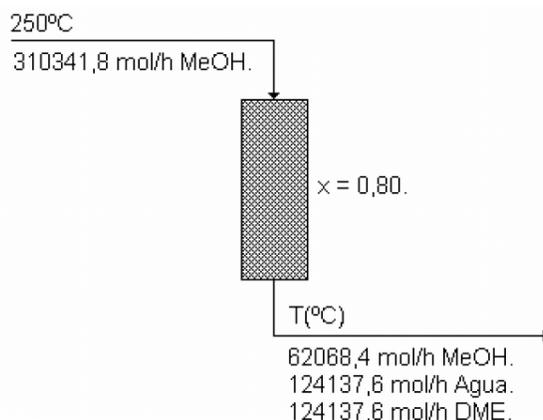


Ilustración 5-11: Planteo del balance energético, del proceso reactivo. Fuente: Elaboración propia.

Corriente de entrada al reactor:

$$H_{i,e} = C_{p,i,e} (T - 25)_e$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en kJ/mol °C, y las temperaturas en °C.

Metanol: $H_{i,e} = 5,2535 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol } ^\circ\text{C} \cdot (250 - 25)^\circ\text{C} = \mathbf{11,8204 \text{ kJ/mol}}$.

$H_e = (F_m \cdot H_m)_e = 310341,8 \text{ mol/h} \cdot 11,8204 \text{ kJ/mol} = \mathbf{3668356,45 \text{ kJ/h}}$.

Corriente de salida del reactor:



$$H_{i,s} = C_{p,i,s} (T-25)_s$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en kJ/mol °C, y las temperaturas en °C.

$$\text{Metanol: } H_{i,m} = 6,1465 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol } ^\circ\text{C} \times (T - 25) ^\circ\text{C}.$$

$$\text{Agua: } H_{i,a} = 3,728 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol } ^\circ\text{C} \cdot (T - 25) ^\circ\text{C}.$$

$$\text{DME: } H_{i,d} = 8,9495 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol } ^\circ\text{C} \cdot (T - 25) ^\circ\text{C}.$$

$$\begin{aligned} H_s &= (F_m \cdot H_m + F_a \cdot H_a + F_d \cdot H_d)_s = 62068,4 \text{ mol/h} \cdot 0,061465 (T - 25) \text{ kJ/mol} + 124137,6 \\ &\text{mol/h} \cdot 0,03728 (T - 25) \text{ kJ/mol} + 124137,6 \text{ mol/h} \cdot 0,089495 (T - 25) \text{ kJ/mol} = \\ &= 3815,034 (T - 25) \text{ kJ/h} + 4627,849 (T - 25) \text{ kJ/h} + 11109,69 (T - 25) \text{ kJ/h} = \\ &= \mathbf{19552,60 (T - 25) \text{ kJ/h.}} \end{aligned}$$

Término de reacción

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

$$R = (-23,40 \text{ kJ/mol} \cdot 0,80 \cdot 310341,8 \text{ mol/h}) / 2 = \mathbf{-2904820 \text{ kJ/h.}}$$

Una vez calculados los términos energéticos correspondientes al balance del proceso reactivo, debemos calcular aquellos concernientes al balance del proceso no reactivo, que está representado en la ilustración que se muestra a continuación.

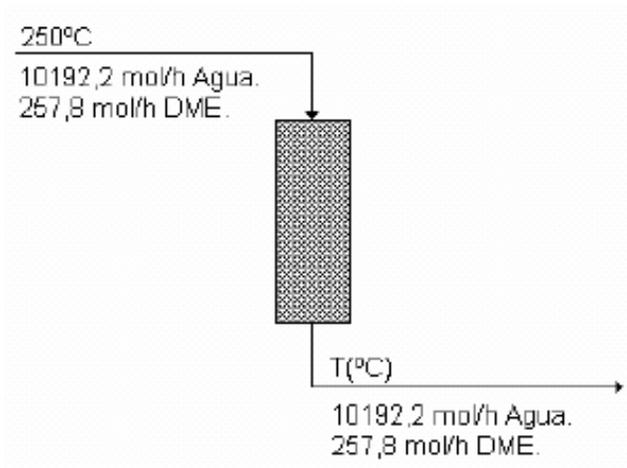


Ilustración 5-12 Planteo del balance energético, del proceso no reactivo. Fuente: Elaboración propia.

Corriente de entrada al reactor:

$$H_{i,e} = C_{p,i,e} (T - 25)_e$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en kJ/mol °C, y las temperaturas en °C.

Agua: $H_{a,e} = 3,5940 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol } ^\circ\text{C} \cdot (250 - 25) ^\circ\text{C} = \mathbf{8,0865 \text{ kJ/mol.}}$

DME: $H_{d,e} = 8,0895 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol } ^\circ\text{C} \cdot (250 - 25) ^\circ\text{C} = \mathbf{18,2017 \text{ kJ/mol.}}$

$H_e = (F_a \cdot H_a + F_d \cdot H_d)_e = 10192,2 \text{ mol/h} \cdot 8,0865 \text{ kJ/mol} + 257,8 \text{ mol/h} \cdot 18,2014 \text{ kJ/mol} = \mathbf{87111,54 \text{ kJ/h.}}$

Corriente de salida al reactor:

$$H_{i,s} = C_{p,i,s} (T - 25)_s$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en kJ/mol °C, y las temperaturas en °C.

Agua: $H_{a,s} = C_{p,a,s} \cdot (T - 25) ^\circ\text{C} = \mathbf{3,5940 \cdot 10^{-2} \cdot (T - 25) \text{ kJ/mol.}}$



$$\text{DME: } H_{d,s} = C_{p,d,s} \cdot (T - 25) \text{ } ^\circ\text{C} = 8,0895 \cdot 10^{-2} \cdot (T-25) \text{ kJ/mol.}$$

$$H_s = (F_a \cdot H_a + F_d \cdot H_d)_s = 10192 \text{ mol/h} \cdot 0,035940 \cdot (T - 25) \text{ kJ/mol} + 257,8 \text{ kJ/mol} \cdot 0,080895 \cdot (T - 25) \text{ kJ/mol} = 403,03 \cdot (T - 25) \text{ kJ/h.}$$

Balance completo

Teniendo en cuenta que el proceso es adiabático ($Q=0$), el balance de energía del reactor se plantea de la siguiente manera:

$$H_e = R + H_s$$

$$(3668356,45 + 87111,54) \text{ kJ/h} = -2904820 \text{ kJ/h} + [19552,60 \cdot (T - 25) + 403,03 \cdot (T - 25)] \text{ kJ/h.}$$

$$3755470 \text{ kJ/h} = -2904820 \text{ kJ/h} + 19955,9 \cdot (T - 25) \text{ kJ/h.}$$

Despejando de la expresión anterior, obtenemos que la temperatura de salida del reactor es de **357,8 °C**.

5.7. Diseño de equipos

5.7.1. Introducción

El presente apartado hace referencia al diseño preliminar de equipos principales del proceso productivo, los cuales son:

- Reactor químico de lecho fijo
- Columna de destilación multicomponente
- Columna de destilación binaria

Para el cálculo de los equipos antes mencionados se utilizaron métodos preliminares que llevan consigo un determinado porcentaje de error, pero que se consideran adecuados para una etapa de idea – prefactibilidad del presente proyecto.

En particular, el estudio del reactor catalítico comprenderá el estudio termodinámico y cinético de la reacción de deshidratación catalítica de metanol, los cálculos referentes al



propio reactor, así como la determinación de la masa de catalizador necesaria para el funcionamiento del mismo. De un buen o mal diseño dependerá que pueda alcanzarse un régimen de operación próximo al óptimo, sobre todo un régimen térmico óptimo.

Un buen diseño permitirá alcanzar valores de conversión óptimos de metanol a DME, asegurando las mejores condiciones de velocidad de reacción, de pérdidas de carga y menores cantidades de catalizador.

Por otro lado, para el diseño las columnas de destilación primaria y secundaria, se propone el siguiente algoritmo:

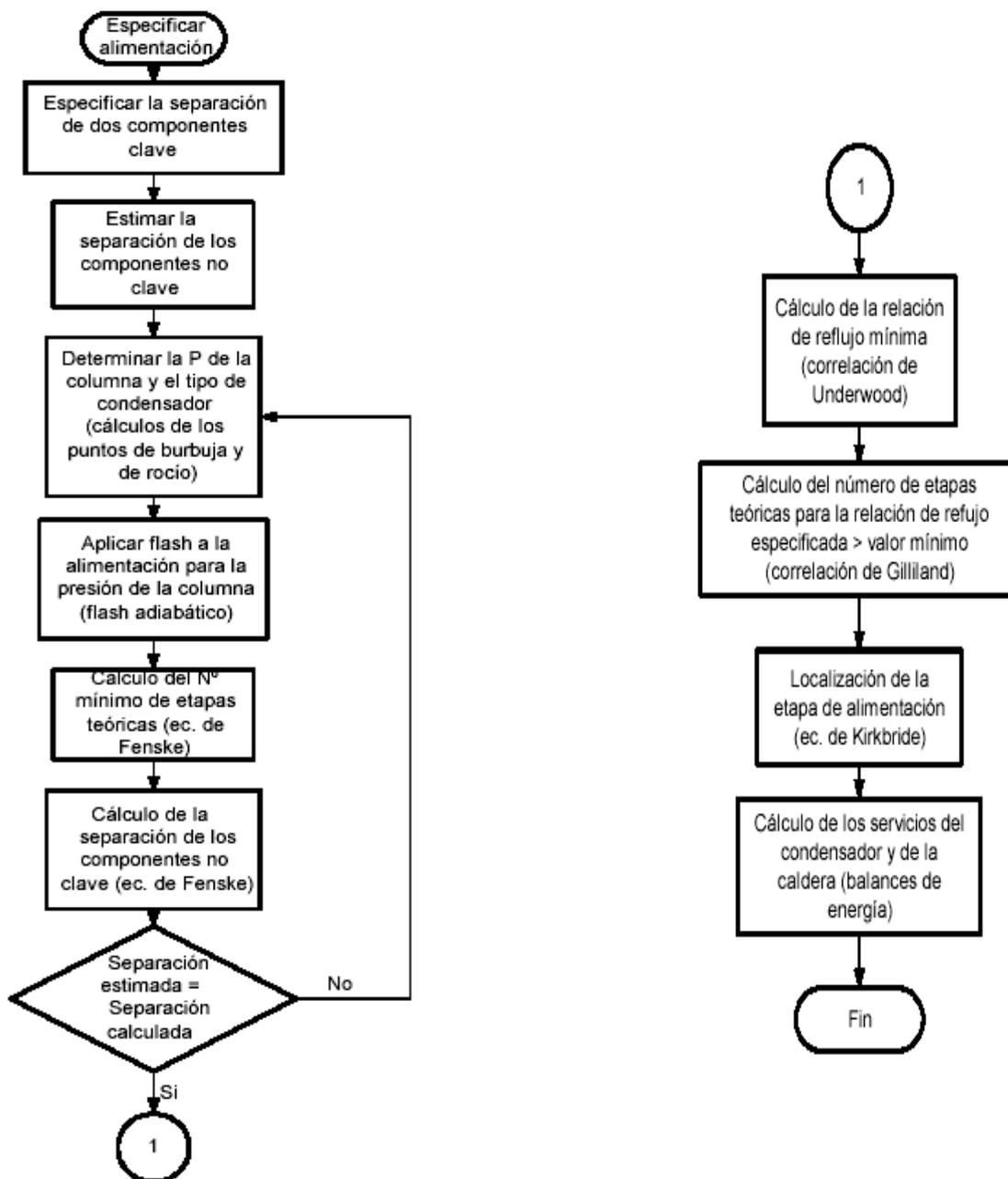


Ilustración 5-13: Algoritmo para resolución de columnas de destilación. Fuente: McCabe.



5.7.2. Diseño de reactor químico

Datos de diseño

Producción: 50.000tn/año

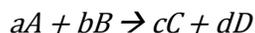
Composición: 99,5% en peso

Conversión: 80%

Reacción: $2CH_3OH \rightarrow (CH_3)_2O + H_2O$ $\Delta H = < 0$, Reacción Exotérmica

Planteo General

Considerando una reacción del tipo



Y aplicando el siguiente balance general de materia A un segmento diferencial de tubo, se obtiene que

$$\text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} = \text{Acumulación}$$

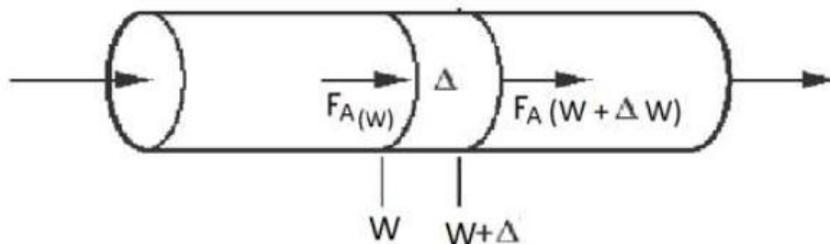


Ilustración 5-14: Balance de materia aplicado al diseño del reactor químico. Fuente: Fogler.

El balance de materia, considerando estado estacionario se convierte en

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

Dividiendo la ecuación anterior por ΔW y aplicando límite cuando ΔW tiende a cero se obtiene:



$$dF_A / dW = r'_A$$

Donde reordenando e integrando entre los siguientes valores

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

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

Que se corresponde con la ecuación de diseño del reactor.

Ahora debido a los datos disponibles, es necesario expresar la ecuación de diseño, en términos de conversión.

Cuando los reactivos ingresan al reactor a un volumen de 0 m^3 o al peso de catalizador de 0 Kg , la conversión es cero, a medida que los reactivos se mueven a lo largo del reactor, la conversión aumenta.

La conversión está dada por la siguiente expresión:

$$X = \text{Cuanto reaccionó del componente A} / \text{Cuanto del componente A ingreso}$$

Donde

$$\text{Cuanto reaccionó del componente A} = F_{A0} - F_A$$

Entonces

$$X = (F_{A0} - F_A) / F_{A0} \Rightarrow F_A = F_{A0} - X F_{A0}$$

Diferenciando esta última expresión

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



Por lo que la ecuación de diseño nos queda expresada de la siguiente forma

$$\frac{-FA_0 dX}{dW} = r'_A \Rightarrow \frac{dX}{dW} = -\frac{r_A}{FA_0}$$

Donde r_A es la velocidad o tasa de consumo de A.

Para una reacción irreversible de primer orden la velocidad se expresa en función de la temperatura y la concentración del reactivo A.

Debido a que la velocidad de reacción tampoco está dada en términos de conversión, es necesario expresar la concentración en términos de conversión.

La relación entre la velocidad de flujo y la concentración está dada por:

$$CA = \frac{FA \text{ (Flujo másico)}}{FVA \text{ (Flujo volumétrico)}}$$

Según la estequiometría de la reacción química, la concentración de los reactivos y productos puede expresarse como sigue:

En estado estacionario

Velocidad de entrada al reactor – Reacción o Cambio dentro del Reactor = Velocidad de Salida

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

Sacando factor común

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



De la misma manera otros reactantes y productos de reacción son expresados como sigue:

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

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

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

La sumatoria de las ecuaciones anteriores dará la tasa de flujo 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 expresión anterior por F_{T0}

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

Donde F_{A0}/F_{T0} es la fracción del componente A (Y_A)

Entonces la expresión anterior se convierte en

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

Donde

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

Ahora se puede sustituir la tasa de flujo de todas las especies para obtener las concentraciones en términos de conversión.



Es de destacar que el índice de flujo volumétrico es constante para las reacciones en fase líquida y algunas en fase gaseosa, en las cuales la cantidad total de moles que reaccionan es igual a la cantidad total de moles que se producen.

En este caso el número de moles que reaccionan es distinto al número de moles que se producen, por lo que el flujo volumétrico cambia a medida que la reacción progresa. Como resultado de esto se requiere expresar la tasa de flujo volumétrico como una función de la conversión.

Esto se logra aplicando la ley de los gases ideales, en una condición inicial en un momento $t = 0$ correspondiente a la entrada al reactor, y una condición en un momento $t = t$.

$$PV = ZN_T RT$$

$$\text{Para } t = 0 \Rightarrow F_T/F_{V0} = CA_0 = N/V = P/ZRT$$

$$\text{Para } t = t \Rightarrow F_T/F_V = CA = N/V = P/ZRT$$

Relacionando las ecuaciones anteriores, el flujo volumétrico en cualquier momento y sin considerar cualquier otro cambio en el factor de compresibilidad (Z), está dado por:

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

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

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

Si la reacción que tiene lugar en el reactor es isobárica e isotérmica, entonces los términos (P_0/P) y T/T_0 son igual a 1.

En cambio de que existe cambio de presión o temperatura, serán necesarias más ecuaciones



Caída de presión

Al sustituir la concentración en la ecuación de velocidad y después en la ecuación de diseño, se requiere una ecuación para relacionar la caída de presión y el peso de catalizador.

Fogler recomienda emplear la ecuación de Ergun para derivar una ecuación que relaciona el peso de catalizador y la caída de presión.

La ecuación final está dada por:

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

Donde

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

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

Velocidad de reacción en términos de conversión

Ahora la concentración se encuentra en términos de conversión, por lo que al reemplazar en la ecuación de velocidad se puede obtener la velocidad de reacción de la especie A en términos de conversión.

$$-r_A = 1,21 \cdot 10^6 e^{(-80 \text{ kJ/mol}/RT)} P_A$$

Siendo

$$-r_A = -r_A/\rho_b$$



De la ecuación del gas ideal

$$P_A = C_A R T$$

$$r'_A = 1,21.10^6 e^{(-80\text{kJ/mol}/RT)} C_A R T (1/\rho_b)$$

Siendo

$$C_A = C_{A0} \frac{(1-X)}{(1+\varepsilon X)} \frac{P}{P_0} \left(\frac{T_0}{T}\right)$$

Entonces reemplazando C_A

$$r'_A = 1,21.10^6 e^{(-80\text{kJ/mol}/RT)} R T (1/\rho_b) [C_{A0} ((1-X))/((1+\varepsilon X)) P/P_0 (T_0/T)]$$

Reordenando

$$r'_A = 1,21.10^6 e^{(-80\text{kJ/mol}/RT)} P_{A0} (1/\rho_b) [((1-X))/((1+\varepsilon X)) P/P_0 (T_0/T)]$$

Por lo que para el diseño del reactor se deben resolver de forma simultánea las siguientes reacciones correspondientes a la ecuación de velocidad, balance de masa y balance de energía:

$$r'_A = 1,21.10^6 e^{(-80\text{kJ/mol}/RT)} P_{A0} (1/\rho_b) [((1-X))/((1+\varepsilon X)) P/P_0 (T_0/T)]$$

$$dX/dW = - r_A/F_{A0}$$

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



Para la resolución analítica de un reactor isotérmico ($T_0/T = 1$) e isobárico ($P/P_0 = 1$), primero se debe comprobar que no existe variación de volumen, esto se demuestra mediante el cálculo del coeficiente de variación fraccional de volumen (ε).

$$\varepsilon = \frac{2 - 2}{2} = 0$$

Otra forma de demostrar esto es

$$\delta = (d/a + c/a - b/a - 1) = \frac{1}{2} + \frac{1}{2} - 1 = 0$$

Entonces

$$\varepsilon = \delta Y_{A0} = 0$$

Al ser $\varepsilon = 0$, se puede despreciar el término (εX) por lo que se obtiene, la siguiente expresión:

$$\frac{dY}{dW} = -\frac{\alpha}{2Y} \quad \wedge \quad Y = \frac{P}{P_0}$$

Entonces

$$\frac{dY}{dW} = -\frac{\alpha P_0}{2P} \Rightarrow -\alpha = \frac{2 d\left(\frac{P}{P_0}\right) P}{P_0 dW}$$

Integrando entre $P = P_0$ y $W = 0$

$$\frac{P}{P_0} = (1 - \alpha W)^{1/2}$$

Si consideramos



Peso de Catalizador = Volumen de Sólidos x Densidad del Catalizador Sólido

$$W = (1-\varphi) AcZ x \rho_c$$

$$\frac{P}{P_o} = (1 - \alpha (1 - \varphi) Ac \rho_c)^{1/2}$$

Reemplazando el valor de α

$$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{2\beta_o}{Ac \rho_c (1 - \varphi) P_o} (1 - \varphi) Ac z \rho_c\right)^{1/2}$$

Por lo que la caída de presión en función de la longitud del reactor (Z) está dada por la expresión

$$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{2\beta_o Z}{P_o}\right)^{1/2}$$

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

Mientras que la expresión de la ecuación de velocidad será la siguiente

$$r'_A = 1,21 \cdot 10^6 e^{(-80 \text{ kJ/mol/RT})} P_{A0} (1/\rho_b) (1-X)$$

Llegado este punto, no queda más que reemplazar los valores de las variables y parámetros que forman las ecuaciones anteriores, para dar resolución al reactor.



Parámetros necesarios para resolución de las ecuaciones del reactor

- $F_{A0} = 9931$ Kg de metanol/h
- $F_T = 10126$ Kg/h
- $C_p = 6,05 \cdot 10^{-2}$ kJ/mol K
- $\rho_b = 2530$ Kg/m³
- r (radio del lecho catalítico) = 0,375 m
- $A_c = 0,4118$ m²
- $K_0 = 1,21 \cdot 10^9$ mol/hm³ kPa
- $E_a = 80,48$ kJ/mol
- $R = 8,314 \cdot 10^{-3}$ kJ/molK
- $G = 6,379$ Kg/m²s
- $\Phi = 0,58$
- $D_p = 6 \cdot 10^{-3}$ m
- $\rho_0 = 11,017$ Kg/m³
- μ (tomada como promedio entre entrada y salida del reactor) = $1,894 \cdot 10^{-5}$ Kg/ms
- $T_0 = 523$ K
- $P_0 = 1600$ kPa

De este modo obtenemos las dimensiones del lecho catalítico que será necesario para nuestras condiciones de operación:

- Longitud del lecho (z) = 5,124 m.
- Diámetro = 0.75 m.
- Caída de presión a través del lecho = 0,3 bar.
- Masa total de catalizador = 2406 Kg.



5.7.3. Diseño de columna de destilación primaria (multicomponente)

Para obtener la producción especificada para el presente proyecto se parte de las siguientes especificaciones:

Temperatura (°C)	90 - 100
Presión absoluta alimentación (bar)	15,5
Presión absoluta condensador (bar)	10,4
Presión absoluta Calderín (bar)	7,4
Caudales máxicos (Kmol/h):	
DME	130
Metanol	65
Agua	133

Las presiones del rehervidor y condensador han sido estimadas teniendo en cuenta el grado de separación deseado.

- Cálculo del número de etapas

En general se requieren X-1 columnas de fraccionamiento para producir X corrientes de salida de una calidad especificada. En primer lugar, hay que plantearse qué separación se desea llevar a cabo, es decir, especificar la calidad de los productos. Ello supone seleccionar los dos componentes a utilizar para su caracterización (componentes clave) y la comprobación de la viabilidad de la separación (determinación de las regiones de productos posibles). Hay que tener en cuenta que una columna no va a poder dividir la alimentación de todos los modos posibles.

Para realizar el diseño resulta imprescindible la especificación de los componentes clave y su distribución entre el destilado y las colas, que se debe realizar teniendo en cuenta las condiciones de operación y las características de la mezcla a tratar. Reciben el nombre de componentes clave aquellos dos componentes cuya separación se especifica; el más volátil es el clave ligero, y el menos volátil, el clave pesado. Normalmente el componente clave ligero (LK) y el componente clave pesado (HK) se eligen como el más ligero (más



volátil) especificado en el residuo y el más pesado (menos volátil) especificado en el destilado. Los componentes más volátiles que LK reciben el nombre de componentes no clave volátiles (LLK o LNK) y los menos volátiles que HK reciben el nombre de no clave pesados (HHK o HNK).

En ocasiones existen componentes de volatilidad intermedia entre la de LK y la de HK. Se dice que un componente está repartido cuando aparece simultáneamente en el destilado y en el residuo. Si existen componentes de volatilidad intermedia entre las de LK y HK, éstos se encontrarán repartidos.

Los componentes LK y HK, así como otros componentes repartidos, aparecen tanto en el producto de cabeza como en el de colas. Los componentes LLK aparecen prácticamente en su totalidad en el producto de cabeza (destilado), mientras que los HHK lo hacen en el de colas (residuo). Los componentes que aparecen sólo en el destilado o sólo en el residuo se dice que son componentes no repartidos. Los perfiles de LK y HK pasan por un máximo antes de alcanzar el condensador y la caldera, respectivamente.

Esto se debe a que, en cada momento, la columna realiza la separación de los componentes más volátiles y los menos volátiles: cuando se está llegando al condensador, prácticamente sólo existen componentes LK y LLK, por lo que el componente LK pasa a ser el menos volátil de la mezcla, y al ascender en la columna, va disminuyendo su concentración. Un razonamiento análogo puede hacerse para el caso de HK y HHK en las proximidades de la caldera, donde HK es el componente más volátil de la mezcla.

En las proximidades del piso de alimentación, están presentes todos los componentes en cantidades apreciables.

En cuanto al perfil de temperatura, ésta aumenta gradualmente desde el condensador hacia la caldera, si bien los cambios son más rápidos en las proximidades de la caldera, del condensador y de los pisos de alimentación, ya que son los puntos donde la concentración de los componentes no clave cambia más rápidamente.

En el presente caso se considera que el clave pesado es el metanol y que el clave ligero es el DME, en el destilado solo se obtendrá DME y metanol (la cantidad de agua será despreciable) y en el residuo DME, metanol y agua. La primera suposición que haré será



considerar que no aparecen no claves pesados en cabezas, sólo en colas $(X_{\text{HNK}})_D = 0$ y que no aparecen no claves ligeros en colas, sólo en cabezas $(X_{\text{LNK}})_W = 0$.

Se empezará a resolver por el fondo, ya que todos los $x \neq 0$. Para poder especificar los caudales y composiciones de cada uno de los platos se realizarán una serie de balances de materia, previo a esto se utilizarán los datos de partida para obtener otras variables necesarias.

La cantidad que se obtiene por cabeza de DME es de 50.000 t/año con una pureza de 99.5% (w/w) que para pasarlo a Kg/h: $50000\text{t/año} * 1\text{año}/8375\text{h} * 1000\text{kg/t}$ lo que da un total de 5970,15 Kg/h.

Estos 5970.15kg/h tienen una pureza del 99.5% por lo que en realidad la cantidad de DME que se obtiene por cabeza es de $5970.15 * 0.995 = 5940.29\text{kg/h}$, a continuación, se pasa a Kmol/h dividiendo por el peso molecular del DME (46) que da una cantidad de 129.14kmol/h.

Para saber la cantidad que hay de metanol sé que de los 597015kg/h el 0,05% es de metanol, por lo tanto haciendo el mismo procedimiento que en el caso anterior se obtiene que hay 0.933kmol/h de metanol por cabeza de columna. Si sumo las cantidades de los dos productos obtengo que por cabeza salen **D = 130,07 Kmol/h**.

Las fracciones molares de DME y metanol en el líquido del destilado se calculan dividiendo los kmoles de n entre los kmoles totales, con lo cual $X_{\text{DME}} = 129,14/130,07 = 0.99283$, y en el caso del metanol sería $0,933/130,07 = 7.17 * 10^{-3}$.

Las fracciones molares de DME y metanol en fase vapor se calculan a través de las leyes de equilibrio, y son: $Y_{\text{DME}} = 0,99968363$ y $Y_{\text{metanol}} = 3.1637 * 10^{-4}$. En este caso la temperatura de equilibrio es de 45,07°C.

La ecuación de Antoine es $\log_{10}(P^{\text{sat}} \text{ mmHg}) = A - B / (T + C)$, donde A, B y C son constantes, para el DME y el agua estas constantes son:



	A	B	C
DME	7.4050	1120	0
AGUA	8,07131	1730,63	233,426

En cuanto a la alimentación sabemos los caudales molares que entran de cada sustancia con lo que es muy simple calcular las fracciones molares:

$$\text{DME: } 130\text{kmol/h}$$

$$\text{Metanol: } 65\text{kmol/h}$$

$$\text{Agua: } 133\text{kmol/h}$$

En total suman $F = 328\text{kmol/h}$, si ahora dividimos la cantidad que hay de cada sustancia por el total sabremos la fracción molar, obteniendo así:

$$X_{\text{DME}} = 0,3963$$

$$X_{\text{metanol}} = 0,1981$$

$$X_{\text{agua}} = 0,405448$$

La temperatura a la que entra la alimentación es de 90°C (dato de diseño) que son 363 K .

Respecto al calderín hay que hacer un balance de materia para saber la cantidad que sale por el fondo (W) y la composición:

$$F = D + W \rightarrow 328\text{kmol/h} = 130,07\text{kmol/h} + W \rightarrow \mathbf{W = 197,93\text{kmol/h}}$$

Una vez que tenemos este dato podemos calcular las fracciones molares de las distintas sustancias:

$$F * X_{\text{DME}(F)} = D * X_{\text{DME}(D)} + W * X_{\text{DME}(W)}$$

$$F * X_{\text{MET}(F)} = D * X_{\text{MET}(D)} + W * X_{\text{MET}(W)}$$



Las dos incógnitas son $X_{\text{MET (W)}}=0,324$ y $X_{\text{DME (W)}}=0,0043$, por lo tanto, para saber la fracción molar del agua hay que restar a 1 las dos cifras anteriores lo que da 0,6717. Con estos datos podemos saber los kmol de cada sustancia multiplicándolos por la cantidad total (W), lo que da 0,86kmol/h de DME, 64,067kmol/h de metanol y 133,003kmol/h de agua.

Para saber la temperatura a la que se encuentra el calderín hacemos lo mismo que en el destilado (a través de las leyes de equilibrio representamos la temperatura frente a la fracción molar de metanol, que es el más volátil, y despreciamos la cantidad existente de DME en el residuo ya que es muy poca) en este caso la temperatura es 150.0639° C (423.0639K).

Las constantes de Antoine para este caso son:

	A	B	C
METANOL	8,08097	1582,271	239,726
AGUA	8,07131	1730,63	233,426

A continuación, se calcula el número de platos mínimo con Fenske.

- Número mínimo de etapas de equilibrio

El número mínimo de etapas de equilibrio se obtiene cuando la columna proporciona la separación deseada en condiciones de reflujo total. La deducción exacta para el número mínimo de etapas requiere sólo la utilización del valor de la constante de equilibrio (k) y la consideración de igualdad de fracciones molares entre las etapas (recuérdese el cálculo gráfico para mezclas binarias por el método de Ponchon-Savarit o McCabe-Thiele). Para operación en estado estacionario, la entrada de calor en el calderín y la salida en el condensador son iguales (suponiendo que no hay pérdidas de calor) y, según el balance de materia, las corrientes de vapor y líquido que se cruzan entre dos etapas tienen los mismos caudales y composiciones. Sin embargo, los caudales de vapor y líquido variarán de una etapa a otra, a no ser que se cumpla la condición de flujo molar constante. Esto se comprueba fácilmente haciendo balance de materia global y de componente entre la cabeza o cola de la columna y cualquier etapa intermedia.

Para el componente i de la etapa N (última etapa = caldera)



$$Y_{i,N} = k_{i,N} X_{i,N}$$

Y para las corrientes que se cruzan entre entapas:

$$Y_{i,j} = X_{i,j-1}$$

Luego:

$$X_{i,N-1} = k_{i,N} X_{i,N}$$

Análogamente, para la etapa N-1:

$$Y_{i,N-1} = k_{i,N-1} X_{i,N-1} = k_{i,N} k_{i,N-1} X_{i,N}$$

Y en general:

$$Y_{i,1} = k_{i,N} k_{i,N-1} \dots k_{i,2} k_{i,1} X_{i,N}$$

Siendo el piso 1 el primer piso de la columna (en la cabeza), sin contar el condensador. Planteando la expresión análoga para el componente j y dividiendo una por otra:

$$\frac{y_{i,1}}{y_{j,1}} = \alpha_N \alpha_{N-1} \dots \alpha_2 \alpha_1 \left(\frac{x_{i,N}}{x_{j,N}} \right)$$

O bien

$$\left(\frac{x_{i,0}}{x_{i,N}} \right) \left(\frac{x_{j,N}}{x_{j,0}} \right) = \prod_{k=1}^{N \text{ min}} \alpha_k$$

Puesto que $y_{i1} = x_{i0}$ (x_{i0} es la composición del líquido que se cruza con el vapor V1, es decir, el reflujo: es la composición del destilado líquido que se extrae de la columna si el condensador es total). $\alpha_k = K_{ik}/K_{jk}$ es la volatilidad relativa entre los componentes i y j en la etapa k.



Aunque la ecuación anterior (1.7) es exacta, no se suele utilizar en la práctica ya que es preciso conocer las condiciones de cada etapa para calcular la serie de volatilidades relativas. Sin embargo, si la volatilidad relativa es constante:

$$\left(\frac{x_{i,0}}{x_{i,N}} \right) \left(\frac{x_{j,N}}{x_{j,0}} \right) = \alpha^{N_{\min}}$$

y

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{i,0}}{x_{i,N}} \right) \left(\frac{x_{j,N}}{x_{j,0}} \right) \right]}{\log(\alpha_{i,j})_m}$$

Que es la **ecuación de Fenske**. Cuando i es el componente LK y j el HK, el número mínimo de etapas de equilibrio está influenciado por los componentes no clave solamente debido a su efecto (si es que ejercen alguno) sobre el valor de la volatilidad relativa de los componentes clave. N incluye los pisos teóricos más la caldera. El condensador no se ha tenido en cuenta al deducir la ecuación (sería la etapa 0).

Cuando el condensador es total, $x_{oi} = x_D$, y la ecuación de Fenske suele formularse de forma que relaciona las composiciones de los componentes clave en el destilado (x_D) y en el residuo (x_B). Si el condensador es parcial, se puede mantener la misma formulación de la ecuación de Fenske, especificando la composición del destilado, en este caso y_D , pero teniendo en cuenta que ahora el número de pisos calculado sí que incluye al condensador parcial, que se trata como una etapa de equilibrio más.

La ecuación de Fenske permite una rápida estimación del número mínimo de etapas de equilibrio. Una forma de expresión que suele resultar más conveniente se obtiene sustituyendo el producto de las relaciones de fracciones molares por el producto equivalente de las relaciones de distribuciones molares en función de los flujos de componente en el destilado y en las colas, d y b respectivamente, y sustituyendo la volatilidad relativa por la media geométrica de sus valores correspondientes en las etapas de cabeza y cola:



$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{d_i}{d_j} \right) \left(\frac{b_j}{b_i} \right) \right]}{\log \alpha_m}$$

$$\alpha_m = ((\alpha_{ij})_N (\alpha_{ij})_1)^{3/2}$$

Por tanto, el número mínimo de etapas de equilibrio depende del grado de separación de los dos componentes clave y de su volatilidad relativa, pero es independiente de la condición física de la alimentación.

La aplicación de la ecuación de Fenske requiere una estimación previa de la composición y la volatilidad de los componentes clave en el destilado y del residuo. Una vez calculado N_{\min} , y si se supone que se trabaja con un valor de operación de la razón de reflujo que, como suele ser habitual, haga que se necesite aproximadamente dos veces el número mínimo de pisos teóricos, y suponiendo también una eficacia por piso (por ejemplo, de un 70% que es un valor frecuente en la industria del petróleo), se puede tener una estimación del número de pisos reales.

Para la aplicación de la ecuación de Fenske se utilizarán los datos provistos por Aspen HYSYS y por distinta bibliografía de volatilidad relativa y los datos de fracciones molares de los componentes clave livianos y pesados en la alimentación, destilado y fondo obtenidos anteriormente en los balances de materia.

$$\alpha_{\text{Alimentación}} = \frac{7,882}{0,2593} = 30,397$$

$$\alpha_{\text{Destilado}} = \frac{1,006}{0,02016} = 49,9$$

$$\alpha_{\text{Fondo}} = \frac{17,32}{0,5379} = 32,19$$

$$\alpha_{(\text{LK} - \text{HK})} = \sqrt[3]{\alpha_{\text{Alimentación}} * \alpha_{\text{Destilado}} * \alpha_{\text{Fondo}}} = \sqrt[3]{30,397 * 49,9 * 32,19} = 36,55$$



Propiedades	Alimentación		Destilado		Fondo	
	T(k)	412,15	T(k)	319,97	T(K)	412,25
	P(bar)	15,3	P(bar)	10,4	P(bar)	7,4
Componente	DME	Agua	DME	Agua	DME	Agua
Valor K	7,882	0,2593	1,006	0,02016	17,32	0,5379
α_{LK_HK}	30,397		49,9		32,5	
$\alpha_{(LK-HK)}$	36,55					

Tabla 5-4: Especificación de propiedades alimentación, destilado y fondo. Fuente: Elaboración propia.

De los balances de materia:

X_{1D}	0.99283
X_{1W}	0.0043
X_{2W}	0.324
X_{2D}	$7.17 \cdot 10^{-3}$

Tabla 5-5: Fracciones molares. Fuente: Elaboración propia.

Reemplazando en la ecuación de Fenske:

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{x/x_1}{y/y_1}\right)}{\ln(\alpha(LK-HK))} = \frac{\ln\left(\frac{0,993/1-0,993}{7,17E-3/7,17E-3}\right)}{\ln(36,55)} = 6,33 \approx 7 \text{ Nmin de platos}$$

- Reflujo mínimo

El reflujo mínimo puede calcularse por métodos gráficos, por métodos aproximados o por métodos rigurosos. Los métodos gráficos, estrictamente, sólo son válidos para mezclas binarias. La mayoría de los métodos gráficos y aproximados dan buenos resultados si se puede aplicar la suposición de flujo molar constante, o si el método se corrige incluyendo los balances de energía.



- Selección del método para calcular reflujo mínimo

El método de Colburn considera sólo la separación entre claves, como si se tratara de una mezcla binaria; supone flujo molar constante y volatilidad relativa constante. El método de Underwood propone la resolución de una ecuación que relaciona la composición, la condición física del alimento y la volatilidad relativa a una temperatura promedio con un factor, que se usa en una segunda ecuación que relaciona R_{\min} y la composición del destilado; también supone volatilidad relativa constante.

En el método de Gilliland se supone que la concentración de todos los componentes son las mismas para un cierto número de platos por encima o por debajo del alimento y que la razón entre los claves en ambas zonas de composición constante es la misma a reflujo mínimo.

En otros métodos, como el de Brown y Martin, se supone que en el punto en que se calcula el reflujo mínimo la razón entre claves en el líquido en la zona de composición constante es aproximadamente igual a la que existe en la porción líquida del alimento. En dicho método se relacionan el cálculo de las temperaturas en las zonas de composición constante y la razón de reflujo con la volatilidad relativa.

El método de Underwood para separaciones de clase 1 suele ser inaplicable a mezclas multicomponentes ya que las concentraciones inaccesibles suelen ser muy diferentes de las del alimento, y el valor calculado para $(R_{\infty})_{\min}$ puede estar afectado de un gran error.

En ocasiones, el método de Underwood para separaciones de clase 1 con la aproximación de Colburn para la composición en la zona de contacto proporciona un valor de la $(R_{\infty})_{\min}$ próximo al calculado por métodos más precisos; no siempre ocurre así, y debe usarse con precaución, sabiendo que sólo es aproximado.

Cuando las volatilidades no varían mucho a lo largo de la columna, el método de Underwood para separaciones de clase 2 conduce siempre aproximadamente al mismo valor de $(R_{\infty})_{\min}$ que el método de Colburn. La desventaja de este último es que es más complejo y está más sujeto a errores aritméticos: si la suposición de volatilidad relativa constante es adecuada, el método de Underwood para separaciones de clase 2 proporciona un valor de $(R_{\infty})_{\min}$ suficientemente exacto para la mayoría de los problemas de diseño.



El método de Gilliland, que requiere aproximadamente el mismo tiempo de cálculo que el método de Underwood para separaciones de clase 2, suele dar un valor de $(R_{\infty})_{\min}$ superior al de los otros métodos. Tiene la ventaja de utilizar una ecuación única y no requerir tanteos.

El valor dado por el método de Colburn es probablemente el más exacto. En cualquier caso, es deseable asegurar que, en cálculos posteriores se está utilizando siempre una razón de reflujo definitivamente superior al valor mínimo.

El número de etapas necesario para separar la mezcla en el grado especificado depende de la razón de reflujo, que debe elegirse de forma que el coste total de la destilación sea lo menor posible.

La relación de reflujo real se suele establecer a partir de consideraciones económicas y se expresa como un múltiplo del reflujo mínimo. A partir de ésta, se determina el correspondiente número de etapas teóricas por algún método analítico o gráfico, o bien por medio de una ecuación empírica.

En la práctica, las separaciones que requieren gran número de etapas se diseñan para un valor de R/R_{\min} de aproximadamente 1.10, mientras que aquellas que requieren pocas etapas se diseñan para un valor de R/R_{\min} de aproximadamente 2.0. Para casos intermedios se suele tomar $R/R_{\min} = 1.30$

El método seleccionado es el de Underwood de clase 2 ya que el 1 no es apropiado para mezclas multicomponentes, las ecuaciones de este pueden ser expuesta de la siguiente forma:

$$\frac{(\alpha_{12}x_1)A}{\alpha_1 - \theta} + \frac{(\alpha_{22}x_2)A}{\alpha_2 - \theta} + \frac{(\alpha_{32}x_3)A}{\alpha_3 - \theta} = 1 - q$$

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 es dato de diseño y es igual a 0.7743.

Las α fueron calculadas previamente, en este caso $\alpha_{12} = k_1/k_2$, $\alpha_{22} = k_2/k_2$ y $\alpha_{32} = k_3/k_2$.



$$X_{\text{DME}} = 0.3963$$

$$X_{\text{metanol}} = 0.1981$$

$$X_{\text{agua}} = 0.405448$$

De esta primera expresión, utilizando software, calculamos el valor de θ que es igual a 2.6284, y con este valor despejamos de la siguiente expresión $(L_D/D)_{\min}$ que es igual a 0,25.

$$\frac{(\alpha_{12}x_1)D}{\alpha_1 - \theta} + \frac{(\alpha_{22}x_2)D}{\alpha_2 - \theta} + \frac{(\alpha_{32}x_3)D}{\alpha_3 - \theta} = \left(\frac{L_D}{D}\right)_{\min} + 1$$

$$R_{\min} = \frac{L_{\min}}{D} = 0,25$$

Reflujo mínimo = 0,25

En este caso D se refiere al destilado por lo tanto el tercer término se puede considerar cero ya que la cantidad de agua es prácticamente despreciable.

$$X_{\text{DME}} = 0.99283$$

$$X_{\text{metanol}} = 7.17 \cdot 10^{-3}$$

Composición plato a plato

A continuación, se muestra la composición plato a plato de la columna a reflujo total, esto es con el mínimo número de platos. Si bien las condiciones de borde son las reales, cabe aclarar que dicho análisis se hace solo con el fin de ver la dinámica interna de la columna, para llegar al diseño final aún faltan varias consideraciones que se verán luego del siguiente análisis.

En la sección de enriquecimiento la pendiente L/V de la línea de operación se denomina razón de reflujo interno, esta razón se puede relacionar con la razón de reflujo externo.



$$R_{\min} = L/D = 0.2067776 \text{ (razón de reflujo externo)}$$

$$L/V = L_{n+1}/V_n = R * D / (1 + R) * D = R / R + 1$$

$$R_{\min}/R_{\min} + 1 = (L/V)_{\min} = 0.171347$$

$$(L/V) = 2 * (L/V)_{\min} = 0.343$$

$$0.343 = R / R + 1 \text{ luego la relación de reflujo es de } \mathbf{0.52136}$$

Una vez que sé cuánto vale R puedo calcular L (caudal de líquido en la sección de enriquecimiento) y V (caudal de vapor en la sección de enriquecimiento) puesto que sé que:

$$L = D * R = 130.07 * 0.52136 = 67.81394 \text{ Kmol/h}$$

$$L/V = R / R + 1 \rightarrow V = 197.885 \text{ Kmol/h}$$

Para calcular L' y V':

$$L' = L + q * F = 321.784343 \text{ kmol/h}$$

$$V' = V - (1 - q) * F = 123.855343 \text{ kmol/h}$$

Una vez que tenemos todos los caudales, voy a calcular las composiciones y temperatura en cada plato utilizando las leyes de equilibrio y las condiciones de operación.

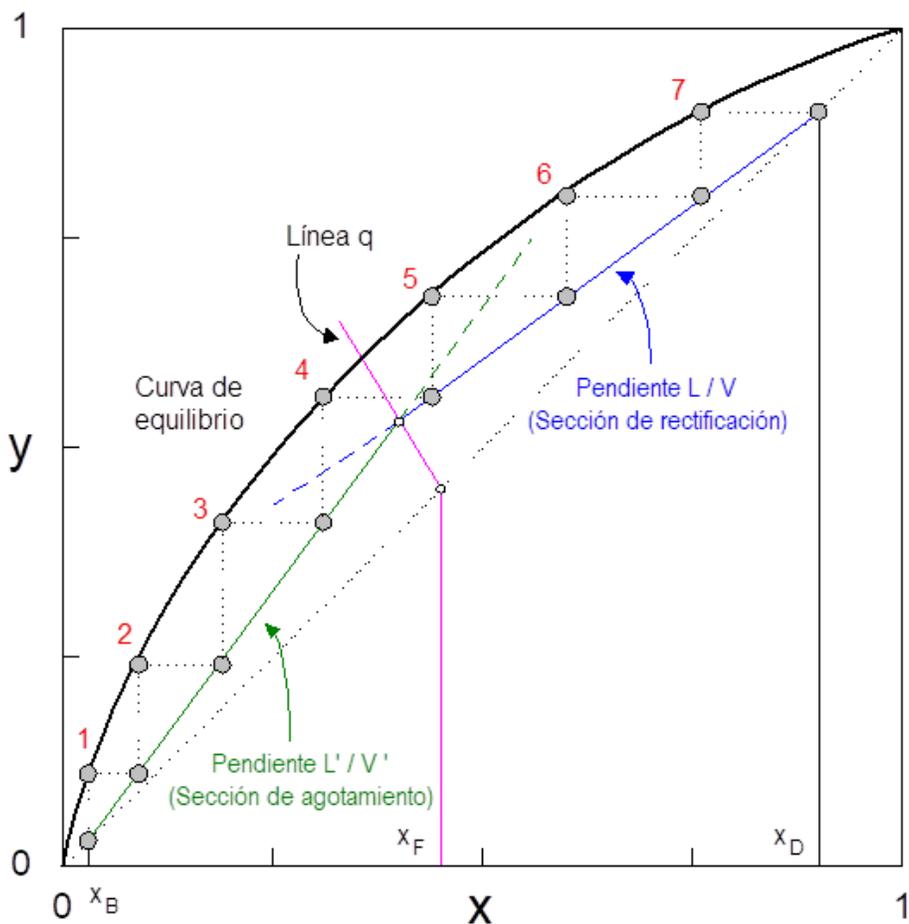


Gráfico 5-1: Cálculo de número de etapas por método McCabe - Thiele. Fuente: Elaboración propia.

Después de obtener los caudales plato a plato, se calculan las composiciones y temperatura en cada plato utilizando las leyes de equilibrio y las condiciones de operación.

Con las fracciones molares del líquido en el calderín y las constantes de equilibrio calculadas anteriormente podemos saber la composición del vapor ya que $y_i = k_i \cdot x_i$.



$X_{DME} = 0.0043$	$K_{DME} = 17.03807$
$X_{MET} = 0.324$	$K_{MET} = 1.7809$
$X_{AGUA} = 0.6717$	$K_{AGUA} = 0.5185$

Por lo tanto, la composición del vapor es:

$$Y_{DME} = 0.0747$$

$$Y_{MET} = 0.577$$

$$Y_{AGUA} = 0.3483$$

La nomenclatura utilizada es: al DME le asigno el número 1, al metanol el 2 y al agua el 3, los platos se enumeran de abajo a arriba por lo tanto el calderín es el plato número 1.

Como resulta que x_2 e y_1 son condiciones de operación utilizo la recta de operación que la calculo haciendo un balance de materia en la parte superior de la columna.

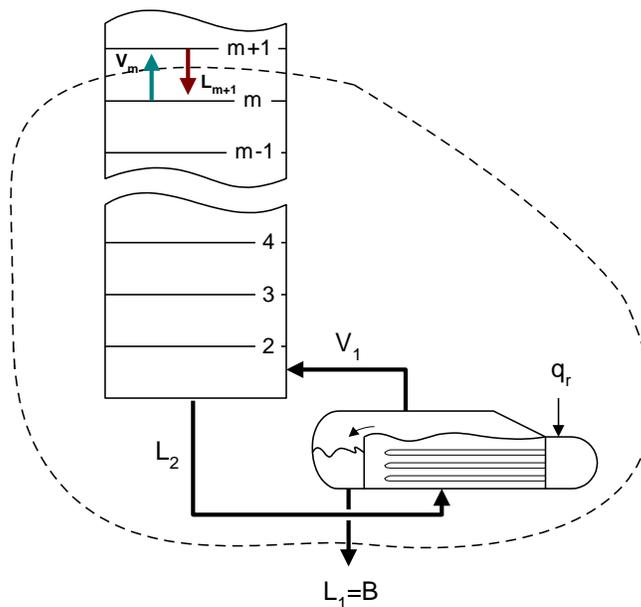


Ilustración 5-15: Esquema columna de destilación, zona de agotamiento. Fuente: McCabe



Donde la ecuación que representa la zona de agotamiento es la siguiente:

$$y_m = (L'/V') \cdot x_{m+1} - (B \cdot x_B / V')$$

En este caso y_m es y_{11} para el DME, y_{21} para el metanol e y_{31} para el agua y x_{m+1} es x_{12} para el DME, x_{22} para el metanol y x_{32} para el agua, las demás variables ya han sido calculadas previamente, así que, sustituyendo para el DME, metanol y agua obtendremos cuánto vale x_{12} , x_{22} y x_{32} . Los datos obtenidos son:

$$X_{12} = 0.0314$$

$$X_{22} = 0.4214$$

$$X_{32} = 0.5472$$

Con las condiciones de equilibrio calculo la composición del vapor:

$$Y_{12} = k_{12} \cdot x_{12} = 11.0738 \cdot 0.0314 = 0.3477$$

$$Y_{22} = k_{22} \cdot x_{22} = 1.0772 \cdot 0.4214 = 0.4539$$

$$Y_{32} = k_{32} \cdot x_{32} = 0.3625 \cdot 0.5472 = 0.1984$$

Para calcular las constantes de equilibrio y la temperatura de las etapas restantes se sigue el mismo procedimiento, obteniéndose:

La temperatura a la que se encuentra el plato 2 es de 407.5680 K.

Siguiendo con las condiciones de operación calculo x_{13} , x_{23} y x_{33} utilizando la recta de operación anterior que es la que se aplica a toda la sección de agotamiento, pero en este caso y_m es y_{11} para el DME, y_{21} para el metanol e y_{31} para el agua y x_{m+1} es x_{13} para el DME, x_{23} para el metanol y x_{33} para el agua, bien pues sustituyo y obtengo que:

$$X_{13} = 0.1365$$



$$X_{23} = 0.374$$

$$X_{33} = 0.4895$$

Para calcular la composición del vapor aplico la ley de equilibrio:

$$Y_{13} = k_{13} * x_{13} = 5.7971 * 0.1365 = 0.7912$$

$$Y_{23} = k_{23} * x_{23} = 0.4377 * 0.374 = 0.1637$$

$$Y_{33} = k_{33} * x_{33} = 0.1637 * 0.4895 = 0.0541$$

La temperatura del plato 3 es de 371.1374 k.

Para calcular la composición del plato 4 volvemos a utilizar las condiciones de operación, en este caso y_m es y_{14} para el DME, y_{24} para el metanol e y_{34} para el agua y x_{m+1} es x_{14} para el DME, x_{24} para el metanol y x_{34} para el agua, sustituyendo:

$$X_{14} = 0.3072$$

$$X_{24} = 0.2623$$

$$X_{34} = 0.4305$$

Aplicando la ley de equilibrio:

$$Y_{14} = k_{14} * x_{14} = 2.9899 * 0.3072 = 0.9184$$

$$Y_{24} = k_{24} * x_{24} = 0.2028 * 0.2623 = 0.0532$$

$$Y_{34} = k_{34} * x_{34} = 0.0659 * 0.4305 = 0.0284$$

La temperatura del plato 4 es de 353.6573 K.



La alimentación se introduce en una etapa con composición próxima, pero para poder utilizar la recta de operación superior se debe de cumplir que:

$$\left(\frac{x_{LK,n}}{x_{HK,n}} \right)_{\text{op inferior}} < \left(\frac{x_{LK,n}}{x_{HK,n}} \right)_{\text{op superior}}$$

Que es lo que ocurre en el plato 4. La recta de operación superior se calcula haciendo un balance de materia en la parte superior de la columna, como muestra la figura siguiente:

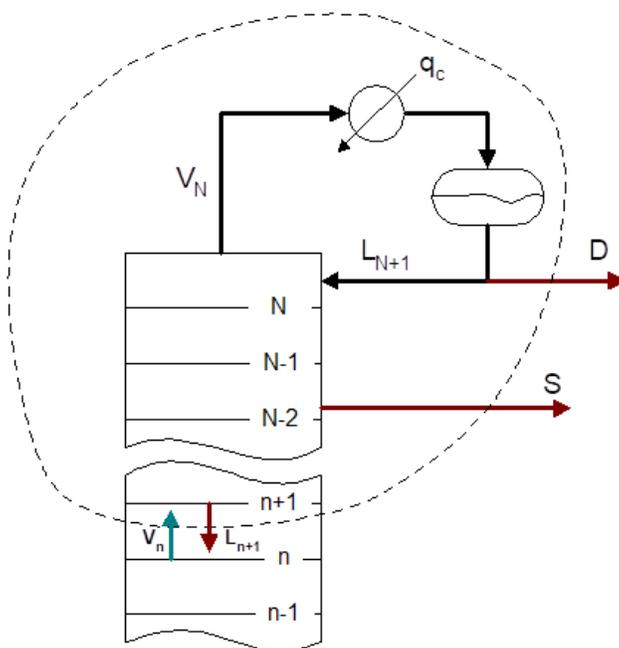


Ilustración 5-16: Esquema columna de destilación, zona de rectificación. Fuente: McCabe

Donde la ecuación que representa la zona de rectificación es la siguiente:

$$y_n = \left(\frac{L}{V} \right) \cdot x_{n+1} + \left(\frac{D \cdot x_D + S \cdot x_S}{V'} \right)$$



En este caso S y X_s valen cero, lo que tenemos que despejar es x_{n+1} , las demás variables sí son conocidas, por lo tanto para ver cuál es la composición del plato 5 hay que sustituir y_n por y_{14} , y_{24} e y_{34} y así despejar x_{15} , x_{25} y x_{35} .

$$X_{15} = 0.4045$$

$$X_{25} = 0.4639$$

$$X_{35} = 0.1316$$

Aplicando la condición de equilibrio:

$$Y_{15} = k_{15} * x_{15} = 2.2879 * 0.4045 = 0.9254$$

$$Y_{25} = k_{25} * x_{25} = 0.1453 * 0.4639 = 0.0674$$

$$Y_{35} = k_{35} * x_{35} = 0.0546 * 0.1316 = 0.0072$$

La temperatura del plato 5 es de 345.3735 K.

Para calcular la composición del plato 6 opero de la misma forma que en el plato anterior, sólo que en este caso las variables a calcular son x_{16} , x_{26} y x_{36} .

$$X_{16} = 0.79608$$

$$X_{26} = 0.1826$$

$$X_{36} = 0.021$$

Aplicando la condición de equilibrio:

$$Y_{16} = k_{16} * x_{16} = 1.2357 * 0.79608 = 0.9837$$

$$Y_{26} = k_{26} * x_{26} = 0.0860 * 0.1826 = 0.0157$$



$$Y_{36} = k_{36} * x_{36} = 0.0248 * 0.021 = 0.00052$$

La temperatura del plato 6 es de 325.1898 K.

Por último, se calcula el plato 7 de la misma forma que el anterior:

$$X_{17} = 0.9662$$

$$X_{27} = 0.0321$$

$$X_{37} = 0.0015$$

Aplicando la condición de equilibrio:

$$Y_{17} = k_{17} * x_{17} = 1.0321 * 0.9662 = 0.9972$$

$$Y_{27} = k_{27} * x_{27} = 0.0849 * 0.0321 = 0.0027$$

$$Y_{37} = k_{37} * x_{37} = 0.0197 * 0.0015 = 0.0000299$$

La temperatura del plato 7 es de 319.038 K.

No hay un plato 8 por que las composiciones ya saldrían negativas o superiores a 1.

Haciendo una tabla-resumen de la composición en cada plato:

X _{DME}	X _{MET}	X _{AGUA}	Y _{DME}	Y _{MET}	Y _{AGUA}
0.0043	0.324	0.6717	0.0747	0.577	0.3483



0.0314	0.4214	0.5472	0.3477	0.4539	0.1884
0.1365	0.374	0.4895	0.7912	0.1637	0.0451
0.3072	0.2623	0.4305	0.9184	0.0532	0.0284
0.4045	0.4639	0.1316	0.9254	0.0674	0.0072
0.79608	0.1829	0.021	0.9837	0.0157	0.0005
0.9662	0.0321	0.0015	0.9972	0.0027	0.000029

Tabla 5-6: Resumen, composición en cada plato. Fuente: Elaboración propia.

- Número teórico de etapas

$$x = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$$

Donde:

$$R = 1,5 * R_{min} = 1,5 * 0,25 = 0,375$$

$$\text{Abscisa} = x = \frac{R - R_{min}}{R + 1} = \frac{0,375 - 0,25}{0,375 + 1} = 0,09$$

Liddle (1986) ajustó la ecuación de Gilliland en 3 ecuaciones basadas en el rango de la abscisa. Una de estas ecuaciones será utilizada para calcular el número de etapas teóricas (para $0,01 < x < 0,9$).

$$\frac{N_{teo} - N_{min}}{N_{teo+1}} = 0,545827 - 0,291422 * x - \frac{0,002743}{x}$$

$$\frac{N_{teo} - N_{min}}{N_{teo+1}} = 0,545827 - 0,291422 * (0,09) - \frac{0,002743}{(0,09)}$$



$$\frac{N_{teo} - 7}{N_{teo+1}} = 0,489$$

Entonces:

$$N_{teo} = 14,659 \approx 15$$

Número de etapas teóricas = 15

Ahora, se calculará la etapa teórica de alimentación (N_{Alim}):

$$\frac{N_{Alim, min}}{N_{min}} = \frac{N_{Alim}}{N_{teo}}$$

$$\frac{4,28}{7} = \frac{N_{Alim}}{14,659}$$

$$N_{Alim} = 8,96 \approx 9$$

La torre se alimenta en el plato 9.

- Eficiencia

Para calcular la eficiencia de la torre de destilación se usará la correlación de Drickamer-Bradford:

$$E_o = 13,3 - 66,8 \log (\mu_{prom})$$

El uso de esta correlación está restringido 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 %



De Aspen-HYSYS se obtiene los siguientes datos:

Viscosidad (μ)	
Destilado	Fondo
0,07383	0,1749
μ_{prom} (cp)	0,124

Tabla 5-7: Propiedades extraídas de Aspen Hysys. Fuente elaboración propia.

Reemplazando en la ecuación Drickamer-Bradford:

$$E_0 = 13,3 - 66,8 \log (0,124) = 73\%$$

La eficiencia de la torre se estima en un 73%.

$$N_{real} = \frac{N_{teo}}{eficiencia} * 10\% \text{ (factor de seguridad)} = \frac{15}{0,73} * 1,1 = 22,6 \approx 23 \text{ etapas}$$

Se estima una columna de destilación de 23 etapas.

- Diámetro de la columna

El diámetro de la columna juega un rol importante en la determinación de costos y debe ser estimado incluso en el diseño preliminar. Para columnas funcionando bajo estas condiciones, la bibliografía define un diámetro comprendido entre 1,2 m y 2 m aproximadamente para una separación de plato de 18" y una velocidad de inundación de 0,5 m/s.

Para el presente caso la simulación en Aspen-HYSYS arroja un diámetro de 1,5 m tanto para la zona de rectificación como de agotamiento, valor que será adoptado para el diseño de la torre.



- Altura de la columna

La altura de una columna de platos es calculada multiplicando el número de platos por la separación de estos. Aparte del espacio ocupado por los platos, una altura adicional es requerida en el fondo y en la cabeza. El total de altura agregado para este fin generalmente ronda el 15%.

$$H_{col} = (N_{platos} * \text{Espaciado de platos}) = 23 * 18'' = 522'' = 10,52 \text{ m}$$

$$\text{Altura adicional} = H_{col} + 15\% \text{ altura adicional}$$

$$\text{Altura corregida} = 10,52\text{m} * 1,15 = \mathbf{12,1\text{m}}$$

La columna tendrá una altura total de 12,1m.

- Verificación heurística

La relación de altura/diámetro será calculada para decidir si esta razón es aceptable o no. Empíricamente, la relación es aceptada cuando su valor es menor a 30.

$$\frac{\text{Altura}}{\text{Diámetro}} = \frac{12,1}{1,5} = \mathbf{8,06} < \mathbf{20} \text{ Verifica}$$

- Resumen Columna de destilación 1

Número Mínimo de Etapas	7
Plato Mínimo de Alimentación	5
Número Teórico de Etapas	15
Eficiencia	73%
Número Real de Etapas	23
Etapas Real de Alimentación	9
Altura de la columna (m)	12,1
Diámetro de la Columna (m)	1,5

Tabla 5-8: Resumen primera columna de destilación. Fuente: Elaboración propia.



Debido a las condiciones de operación, la torre se construirá de acero al carbono.

5.7.4. Diseño de columna de destilación secundaria (binaria)

El algoritmo de diseño de la presente columna será el mismo utilizado anteriormente. Se utilizarán los datos de los balances de masas calculados en secciones anteriores junto con datos obtenidos de la simulación de procesos en Aspen-HYSYS y datos bibliográficos.

El objetivo de esta torre es reciclar el metanol no reaccionante (destilado) y obtener un fondo con una cantidad de residuos orgánicos (metanol y DME) aceptable para el posterior tratamiento del residuo (fracción de DME del orden de 0,001).

La corriente de alimentación a esta columna consiste en la salida inferior (fondo) de la anterior. Por lo tanto, las condiciones serán las siguientes:

Temperatura (°C)	140
Presión absoluta alimentación (bar)	7,4
Presión absoluta condensador (bar)	7,4
Presión absoluta Calderín (bar)	7,4
Caudales másicos (toneladas/año):	
DME	395
Metanol	17287
Agua	21114

Tabla 5-9: Condiciones de alimentación columna secundaria. Fuente: Elaboración propia.

Las presiones del rehervidor y condensador han sido estimadas teniendo en cuenta el grado de separación deseado.



- Número mínimo de etapas

Para el cálculo del número mínimo de etapas se utilizará el método de Fenske. Se considera al metanol como el componente clave liviano (LK) y al agua como el componente clave pesado (HK).

Valor de k	Primer Etapa	Rehervidor
Metanol (LK)	1,013	1,897
Agua (HK)	0,3316	0,6799
α_{AB}	3,0549	2,79

Tabla 5-10: Volatilidad relativa promedop. Fuente: Elaboración propia.

El promedio de la volatilidad relativa (α_{prom}) es:

$$\alpha_{prom} = (\alpha_1 \alpha_R)^{0,5}$$

$$\alpha_{prom} = (3,0549 * 2,790)^{0,5}$$

$$\alpha_{prom} = 2,195$$

Se supusieron que las fracciones de metanol y agua son de la unidad (0,999) para encontrar el N_{min} .

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{(FRA)_{dest}(FRB)_{fond}}{(1 - (FRA)_{dest})(1 - (FRB)_{fond})}\right)}{\ln(\alpha_{prom})} + 1$$

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{0,999 * 0,999}{(1 - 0,999)(1 - 0,999)}\right)}{\ln(2,195)} + 1$$

$$N_{min} = 13,893 \approx 14$$

Número mínimo de etapas: 14



Para encontrar el plato mínimo de alimentación:

Composición	Zi alimentación	Xi destilado
Metanol (LK)	0,349	0,8738
Water (HK)	0,6345	0,012

Tabla 5-11: Composiciones de LK y HK. Fuente: Elaboración propia.

$$N_{\text{alim, min}} = \frac{\ln\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \bigg/ \frac{z_{LK}}{z_{HK}}\right)}{\ln(\alpha_{\text{prom}})}$$

$$N_{\text{alim, min}} = \frac{\ln\left(\frac{0,8738}{0,012} \bigg/ \frac{0,349}{0,6345}\right)}{\ln(2,9195)}$$

$$N_{\text{alim, min}} = 4,56 \approx 5$$

Plato mínimo de alimentación: 5.

- Número teórico de etapas

Para encontrar el número teórico de etapas se usará el gráfico de la correlación de Gilliland el cual fue modificado por Liddle.

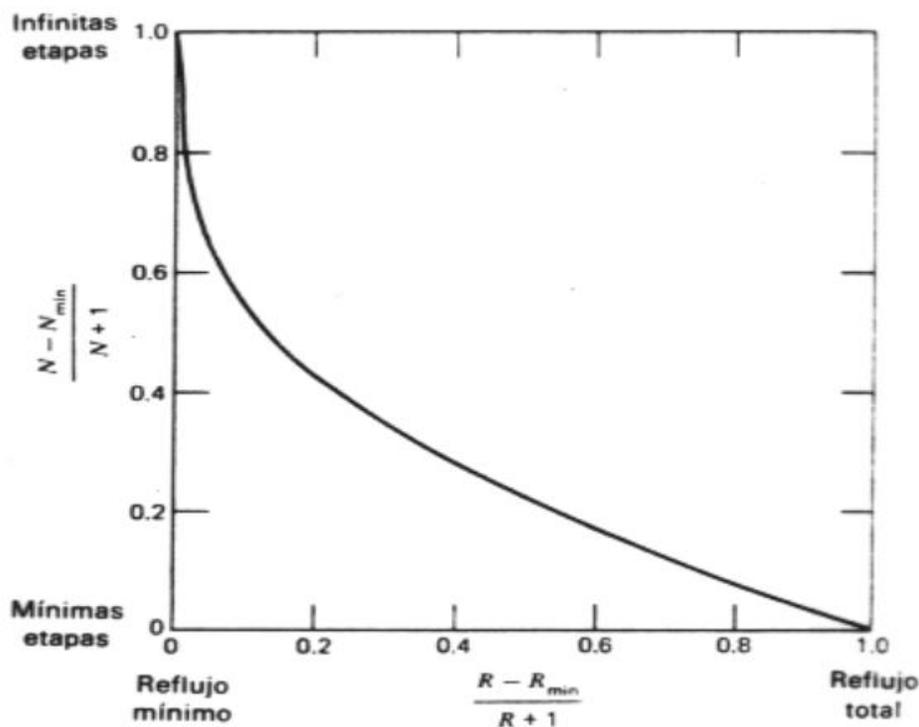


Gráfico 5-2: Correlación de Gilliland. FUente: Perry.

Suponiendo una relación de reflujo mínima de 1,6 (valor estimado para las condiciones dadas).

$$\frac{\left(\frac{L}{D}\right) - \left(\frac{L}{D}\right)_{min}}{\left(\frac{L}{D}\right) + 1}$$

Reemplazando en la ecuación anterior los valores obtenidos del balance de materia se obtiene:

$$\frac{\left(\frac{L}{D}\right) - \left(\frac{L}{D}\right)_{min}}{\left(\frac{L}{D}\right) + 1} = 0,326$$

Ingresando en el gráfico anterior por abscisas utilizando este valor se obtiene un valor de ordenadas igual a:



$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,37$$

Despejando N se obtiene que su valor es igual a 22,6

Número de etapas teóricas 23.

El plato de alimentación será entonces:

$$\frac{N_f, min}{N_{min}} = \frac{N_f}{N}$$

$$N_f = 7,43$$

- Eficiencia

Para encontrar la eficiencia de la columna, se usará la ecuación de O'Connell. Los datos necesarios para el cálculo fueron tomados de Aspen-HYSYS.

α_{AB}	μ	$\alpha\mu$
2,5919	0,1749 cP	0,4533

$$E_o = 0,52782 - 0,27511 \log(\alpha\mu) + 0,044923 (\log(\alpha\mu))^2$$

$$E_o = 0,52728 - 0,27511 \log(0,4533) + 0,044923(\log(0,4533))^2$$

$$E_o = 71,1\%$$

- Número real de etapas

$$N_{real} = \frac{N_{teo}}{E_o} = \frac{22,64}{0,711} = 31,84$$

Agregando un 10 % por seguridad:

$$N_{real} = 31,84 * 1,1 = \mathbf{35,02}$$

Para el plato de alimentación:

$$N_{freal} = \frac{7,43}{0,711} = 10,45$$

Agregando el 10%



$$N_{\text{real}} = 10,45 * 1,1 = 11,49 \approx 12$$

- Altura de la columna

La altura de la columna puede ser relacionada con el número de etapas de la siguiente forma:

$$\text{Altura} = 2,3 * N_{\text{real}} \quad (\text{ft})$$

$$\text{Altura} = 2,3 * 35,02 = 80,546 \text{ ft} = \mathbf{24,16 \text{ m}}$$

- Diámetro de la columna

Para columnas funcionando bajo estas condiciones, la bibliografía define un diámetro comprendido entre 1,2 m y 2 m aproximadamente para una separación de plato de 18" y una velocidad de inundación e 0,5 m/s.

Para el presente caso la simulación en Aspen-HYSYS arroja un diámetro de 1,5 m tanto para la zona de rectificación como de agotamiento, valor que será adoptado para el diseño de la torre.

En la siguiente sección se hará una verificación de dicho diámetro comparándolo con la altura.

- Verificación heurística

La relación de altura/diámetro será calculada para decidir si esta razón es aceptable o no. Empíricamente, la relación es aceptada cuando su valor es menor a 30.

$$\frac{\text{Altura}}{\text{Diámetro}} = \frac{24,16}{1,5} = \mathbf{16,1092 < 20 \text{ Verifica}}$$



Resumen columna de destilación secundaria

Número Mínimo de Etapas	14
Plato Mínimo de Alimentación	5
Número Teórico de Etapas	23
Eficiencia	71,10%
Número Real de Etapas	35
Etapa Real de Alimentación	12
Altura de la columna (m)	24,16
Diámetro de la Columna (m)	1,5

Tabla 5-12: Resumen columna de destilación secundaria. Fuente: Elaboración propia.

Debido a las condiciones de operación, la torre se construirá de acero al carbono.



Capítulo 6 - Simulación de procesos

6.1. Introducción

Para la simulación de procesos del proyecto se utilizó el software Aspen HYSYS v8.8.

HYSYS es un sistema de modelado de procesos utilizado por las compañías de ingeniería química para diseñar procesos enteros de forma tan completa y precisa como posible.

HYSYS dispone de una extensiva base de datos de propiedades físicas y químicas que ayuda al modelizado y a la optimización de procesos.

A su vez, HYSYS dispone de distintos paquetes termodinámicos para predecir equilibrios vapor-líquido, líquido-líquido, cálculos de entalpía y otras propiedades termodinámicas. HYSYS realiza balances de masa y energía y aplica distintos tipos de reacciones.

6.2. Descripción del proceso

El DME es producido por una deshidratación catalítica de metanol en un reactor de lecho fijo. Su producción está explicada por la secuencia siguiente:

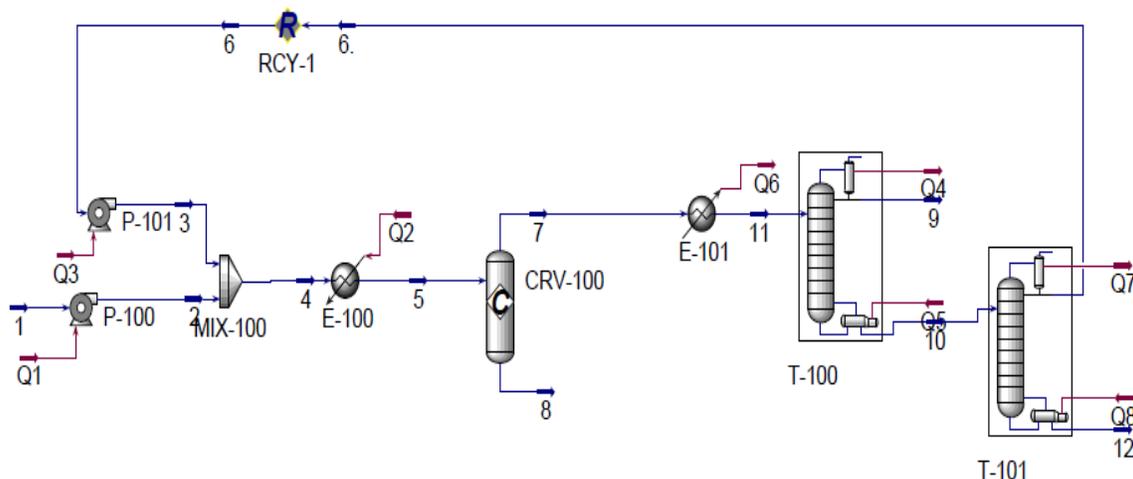


Ilustración 6-1: Esquema general. Fuente: AspenHYSYS.

Aclaración: todas las fracciones y propiedades de las corrientes serán dadas de forma gravimétrica.

Primero, un flujo de 78998 t/año compuesto de 0,9984 de metanol y 0.0016 de agua a 25°C y presión de una atmósfera es bombeado a una presión de 15,5 bar hacia un mixer donde es mezclado con una corriente de reciclo proveniente de la segunda columna de destilación que contiene 0,8367 de metanol, 0,1526 de agua y 0,0107 de DME a una temperatura de 135,5°C y a una presión de 10 bar, el caudal másico de dicha corriente es 9708 t/año.

La corriente que abandona el mixer tiene un caudal de 88706 t/año y está compuesta por 0,9607 de metanol, 0,0180 de agua y 0,0013 de DME a una presión de 15,5 bar y una temperatura de 38,62°C. Esta corriente es calentada a 250°C antes de ingresar al reactor catalítico, en estas condiciones la conversión es del 80%.

La corriente de salida del reactor (P: 15,5 bar y T: 365,9°C, composición de 0,1961 de metanol, 0,2387 de agua y 0,5652 de DME) pasa a través de una válvula de laminación donde su presión desciende a 10 bar y luego es enfriada a 90°C para ser introducida a la primera columna de destilación.



La primera columna está diseñada para separar el DME de la mezcla. Se asume una relación de reflujo de 3 y se obtiene un producto de cabeza de 99,5% de pureza a 44,9°C. El producto de cola es llevado a la segunda columna para separar el metanol que no ha reaccionado del agua.

El producto de cabeza de la segunda columna contiene aproximadamente 80% de metanoles y es bombeado al mixer, en cuanto al residuo, que consiste mayoritariamente en agua, es enviado a tratamiento para remover trazas de componentes orgánicos.

6.2.1. Secuencia de la simulación

Selección de componentes, paquete de fluido y reacción:

Primero se deben seleccionar los componentes a utilizar en la simulación, estos son:

- Metanol
- Agua
- DME

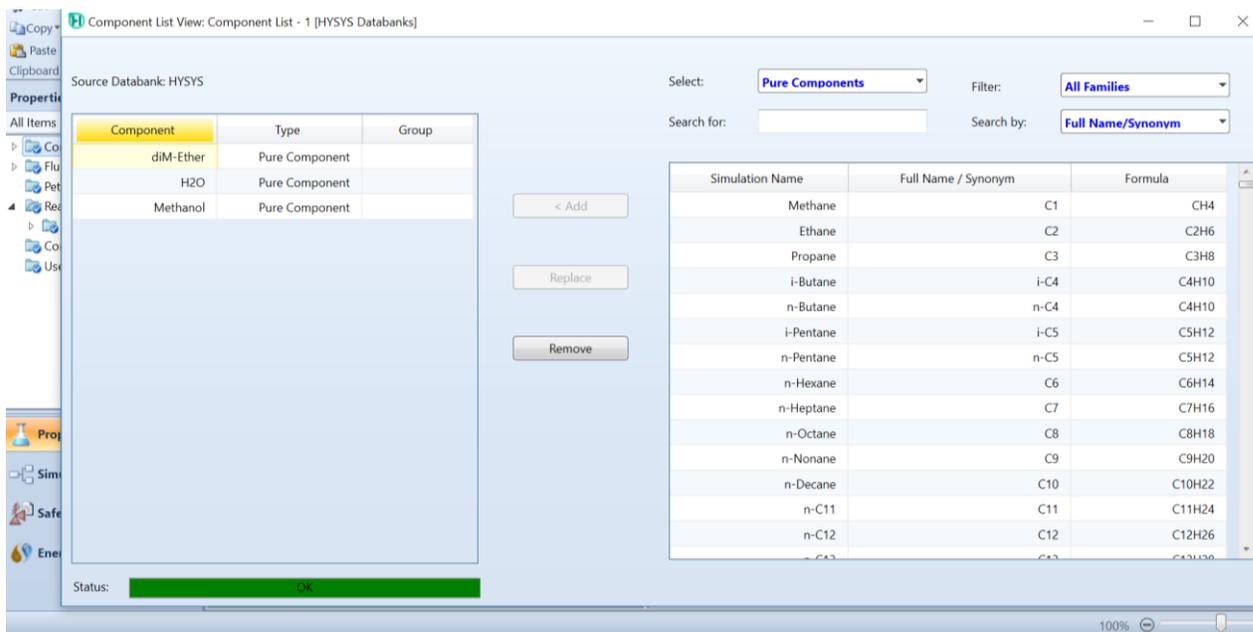


Ilustración 6-2: Selección de los componentes. Fuente: AspenHYSYS.



El siguiente paso es seleccionar el paquete de fluidos, en la presente simulación se eligió el NRTL ya que es el indicado para predicciones termodinámicas cuando se tienen amplios rangos de puntos ebullición y diversos equilibrios (líquido-líquido, líquido-vapor).

Ecuación NRTL (Non-Random, Two-Liquid)

Fue propuesta por Renon y es aplicable tanto a sistemas totalmente miscibles como a los parcialmente miscibles. Su formulación para mezclas multicomponentes:

$$\frac{g^E}{RT} = \sum_{i=1}^c x_i \frac{\sum_{j=1}^c \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{i=1}^c G_{ii} x_i}$$

$$\tau_{ji} = \frac{g_{ji} - g_{ii}}{RT}$$

$$G_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} \tau_{ji}) \quad (\alpha_{ji} = \alpha_{ij})$$

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^c \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{l=1}^c G_{li} x_l} + \sum_{j=1}^c \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{l=1}^c G_{lj} x_l} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{r=1}^c x_r \tau_{rj} G_{rj}}{\sum_{l=1}^c G_{lj} x_l} \right)$$

El significado de los g_{ij} es similar al de los α_{ij} en la ecuación de Wilson. Los α_{ij} están relacionados con la no aleatoriedad de la mezcla: cuando $\alpha_{ij} = 0$, la mezcla es aleatoria y la ecuación se reduce a la de Margules con dos coeficientes.

Para sistemas moderadamente no ideales, la ecuación NRTL no presenta ventajas sobre las más sencillas de van Laar o Margules de tres parámetros, pero sí para mezclas fuertemente no ideales y especialmente para los sistemas parcialmente miscibles.

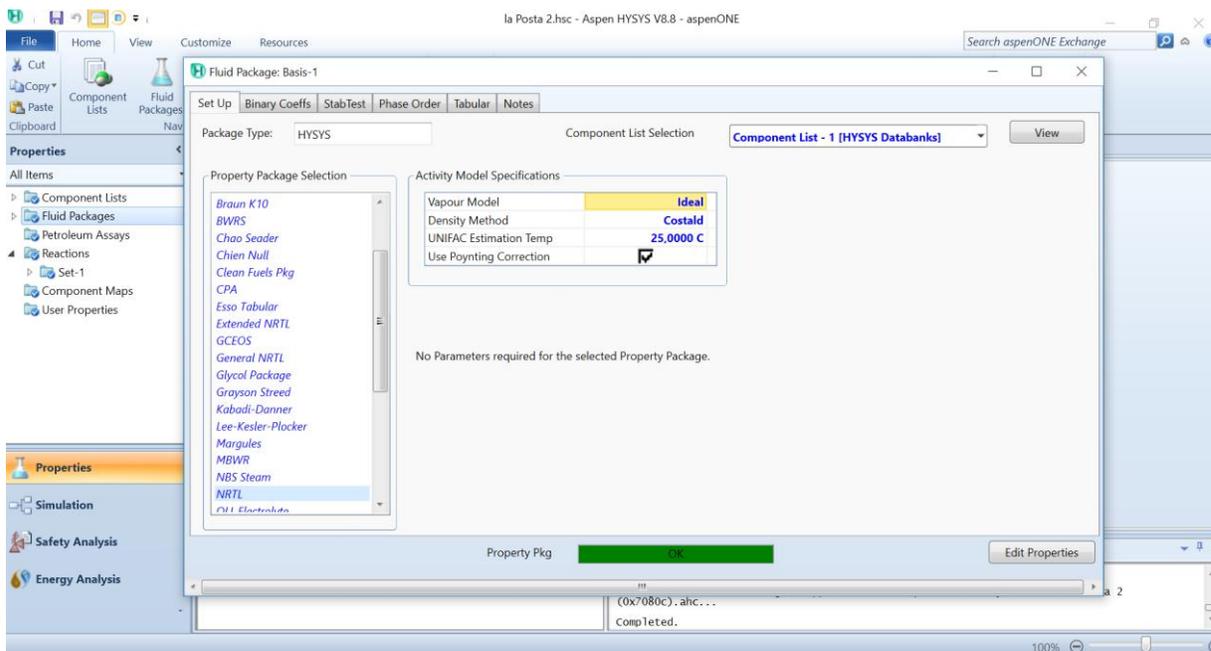


Ilustración 6-3: Selección del paquete de fluido. Fuente: AspenHYSYS.

El último paso antes de ingresar al ambiente de simulación es cargar la reacción química, para esto se debe elegir lo siguiente:

- Tipo de reacción: reacción de conversión
- Estequiometría: los coeficientes -2,1 y 1 son seleccionados para el metano, DME y agua respectivamente.
- Conversión: 80%

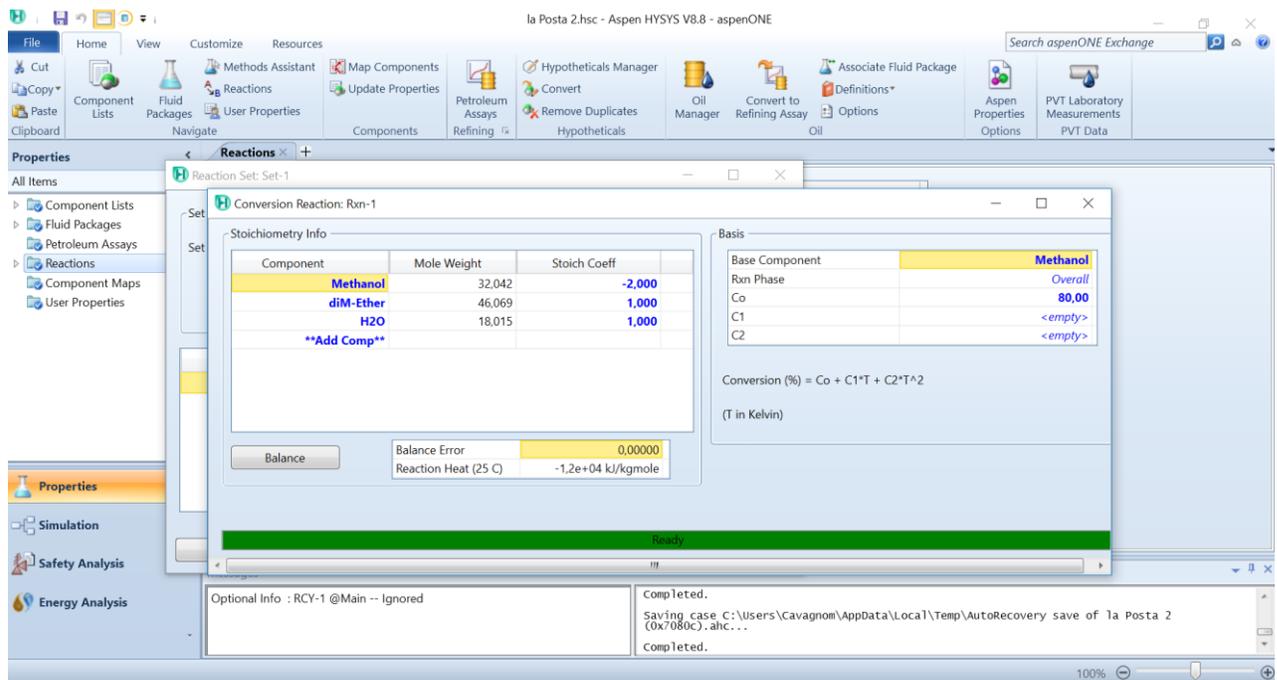


Ilustración 6-4: Selección del tipo de reacción y estequiometría. Fuente: AspenHYSYS.

Finalmente, antes de ingresar al ambiente de simulación se debe agregar la reacción seleccionada al paquete de componentes seleccionado previamente.

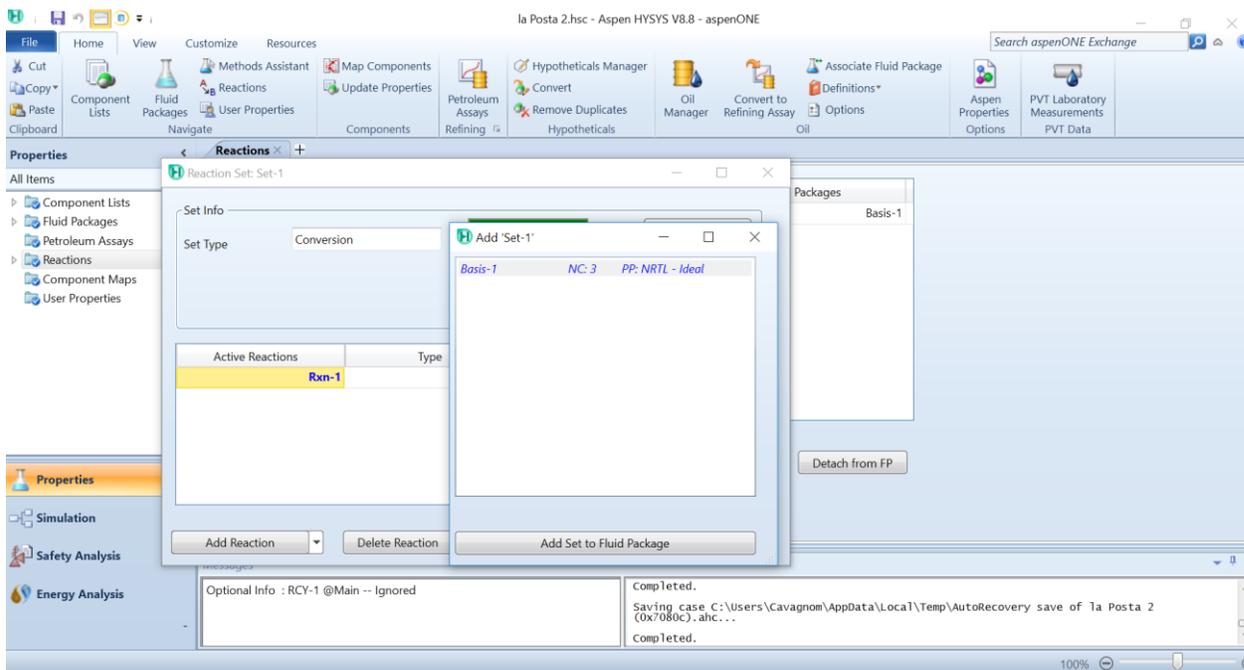


Ilustración 6-5: Reacción adjunta al paquete de componentes. Fuente: AspenHYSYS.

6.2.2. Ambiente de simulación

Para la simulación se utilizarán los balances de masa y energía realizados previamente.

Para definir la corriente 1 se deben proveer a HYSYS los siguientes datos:

- Composiciones másicas o molares
- Temperatura
- Presión
- Flujo másico o molar



Para el presente caso estos valores son:

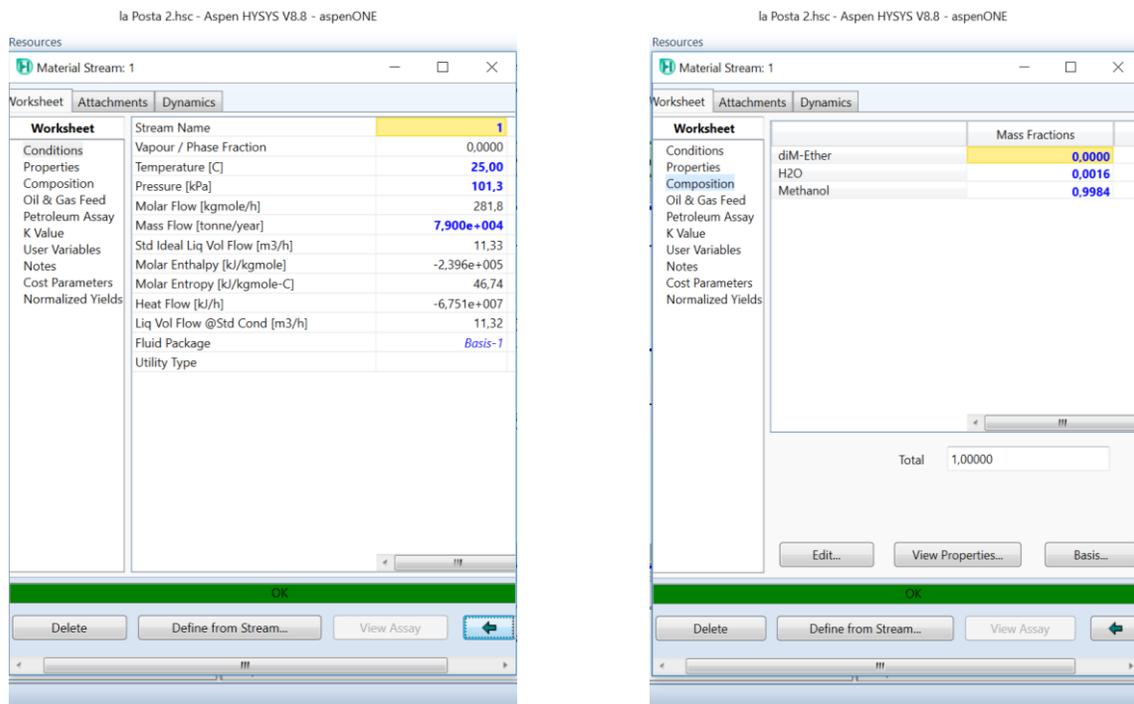


Ilustración 6-6: Propiedades corriente 1. Fuente: AspenHYSYS

6.2.3. Bomba (P-100):

Previamente a ser mezclada con la corriente de reciclo 6 en el mezclador MIX-100, la bomba P-100 aumenta la presión de la corriente 1 de 1 atm a 15,5 bar, la presión no debe ser mayor a esta para evitar reacciones secundarias.

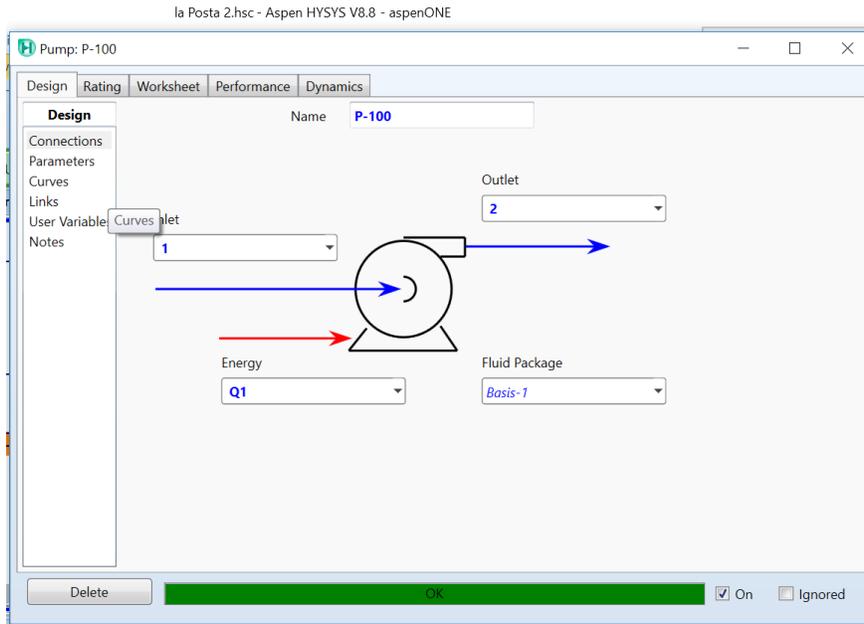


Ilustración 6-7: Conexión bomba P-100. Fuente: AspenHYSYS

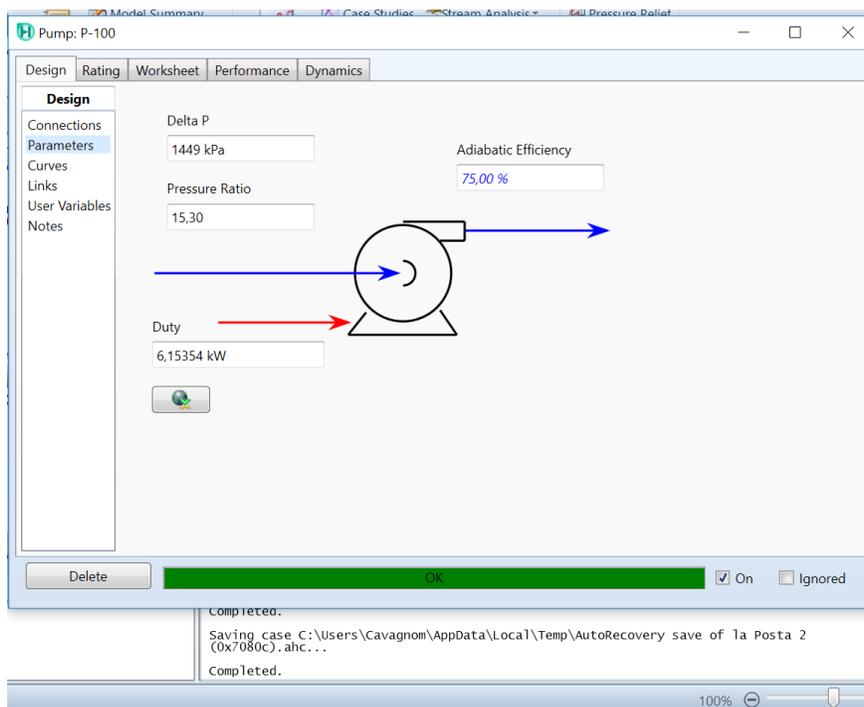


Ilustración 6-8: Eficiencia, variación de presión. Fuente: AspenHYSYS

6.2.4. Bomba (P-101)

La corriente de reciclo 6 también eleva su presión mediante la bomba P-101 antes de ser dirigida al mixer MIX-100.



	6	3	Q3
Name			
Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Temperature [C]	135,5	135,7	<empty>
Pressure [kPa]	1000	1550	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	38,46	38,46	<empty>
Mass Flow [tonne/year]	9708	9708	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,355	1,355	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,376e+005	-2,375e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	116,3	119,2	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-9,136e+006	-9,135e+006	1183

Ilustración 6-9: Características de la bomba P-101. Fuente: AspenHYSYS.

6.2.5. Mezclador (MIX-100)

Ambas corrientes (2 y 3), luego de mezclarse en el mixer, constituyen la entrada al reactor.

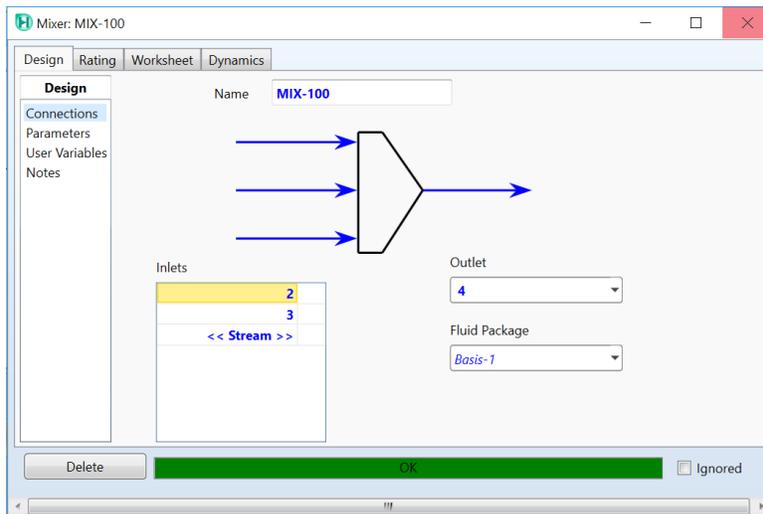


Ilustración 6-10: Conexiones del Mixer MIX-100. Fuente: AspenHYSYS



6.2.6. Heater (E-100)

Para alcanzar una conversión del 80% la corriente 4 debe ser calentada a 250°C, para esto se hace uso de un heater:

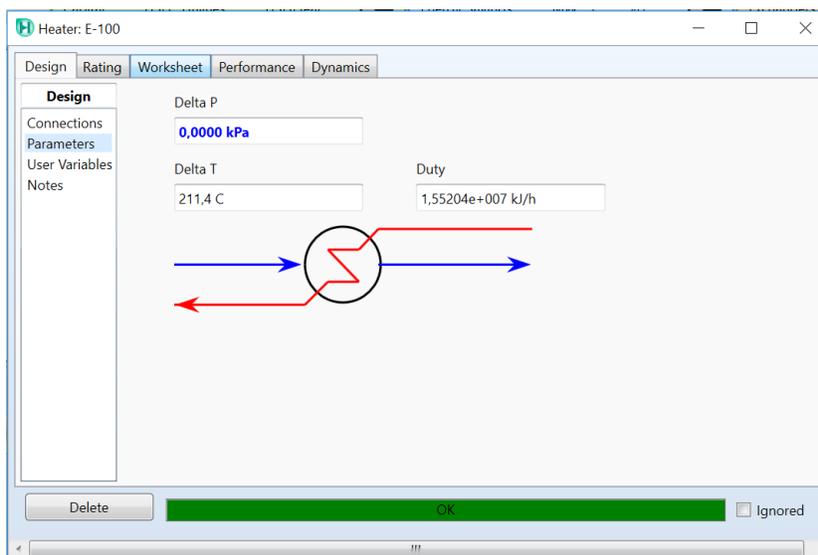


Ilustración 6-11: Aumento de la temperatura de la corriente, previa al ingreso al reactor. Fuente: AspenHYSYS.

6.2.7. Reactor (CRV-100)

Para el presente caso, un reactor de conversión ha sido seleccionado. En este, se han adjuntado las corrientes concernientes y la reacción química. Se ha considerado un reactor adiabático.

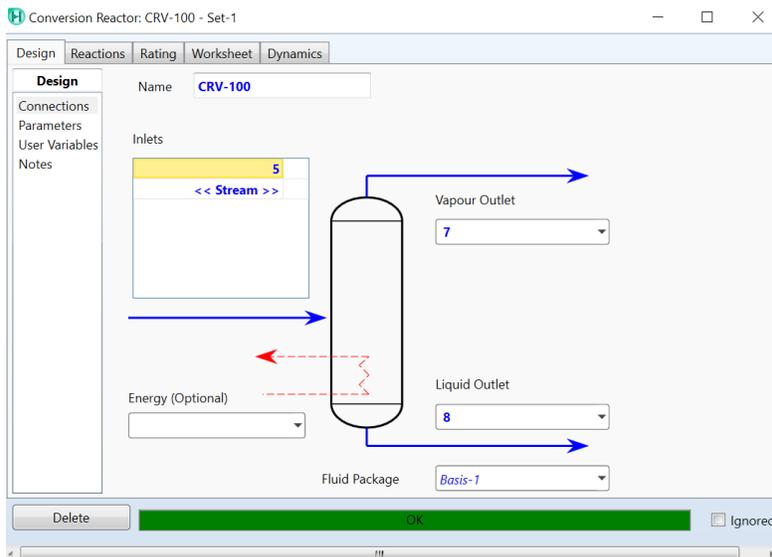


Ilustración 6-12: Conexiones al reactor. Fuente: AspenHYSYS.

Name	5	8	7
Vapour	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	250,0	365,9	365,9
Pressure [kPa]	1550	1550	1550
Molar Flow [kgmole/h]	320,3	0,0000	320,3
Mass Flow [tonne/year]	8,871e+004	0,0000	8,871e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	12,68	0,0000	13,46
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,908e+005	-2,283e+005	-1,908e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	181,4	137,2	195,4
Heat Flow [kJ/h]	-6,110e+007	0,0000	-6,110e+007

Ilustración 6-13 Corrientes de entrada y salida del Reactor. Fuente: AspenHYSYS.



6.2.8. Enfriador (E-101)

A la salida del reactor, la corriente tendrá una temperatura de aproximadamente 365°C, por lo cual es necesario enfriarla a 250°C antes de ingresar en la primera columna de destilación.

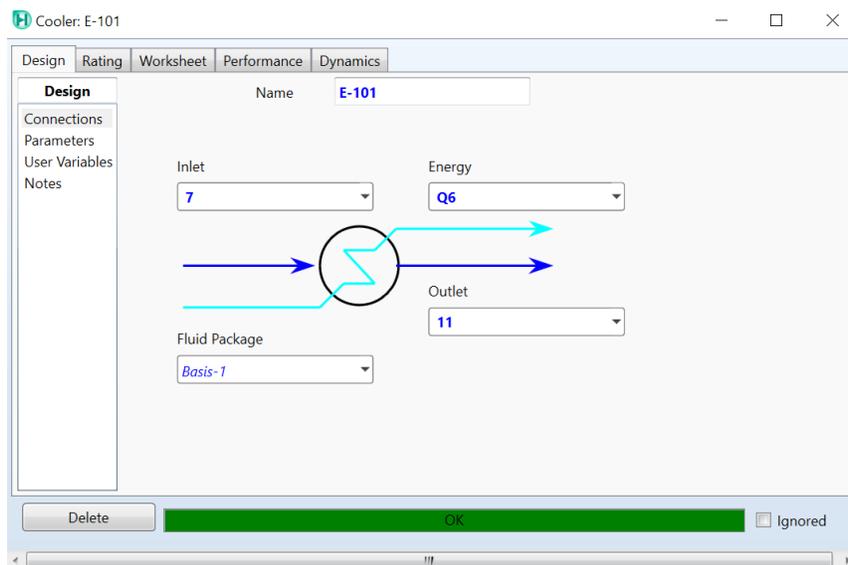
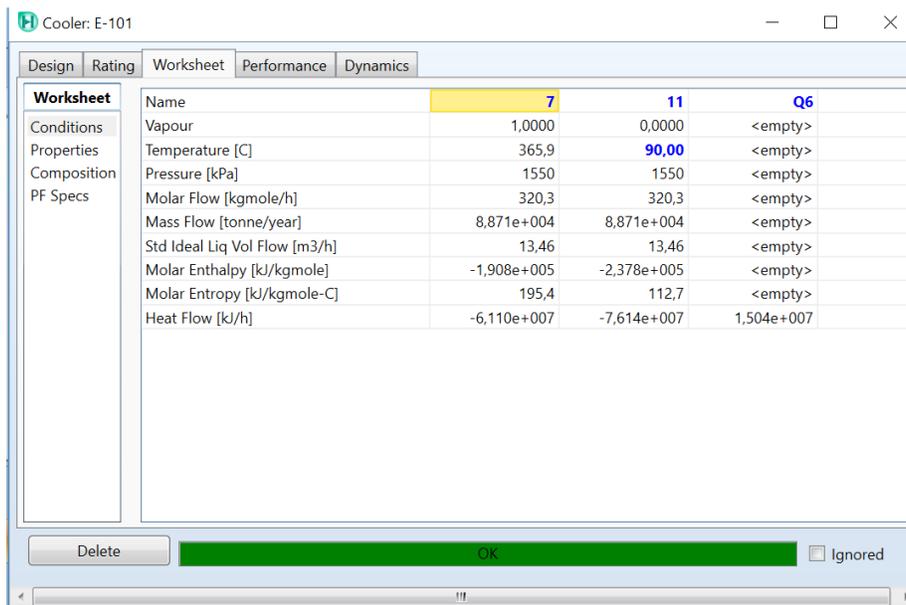


Ilustración 6-14: Conexiones al enfriador. Fuente: AspenHYSYS.

Worksheet	Name	7	11	Q6
Conditions	Vapour	1,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	365,9	90,00	<empty>
Composition	Pressure [kPa]	1550	1550	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	320,3	320,3	<empty>
	Mass Flow [tonne/year]	8,871e+004	8,871e+004	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,46	13,46	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,908e+005	-2,378e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	195,4	112,7	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-6,110e+007	-7,614e+007	1,504e+007

Ilustración 6-15: Características de la corriente. Fuente: AspenHYSYS.

6.2.9. Columna de destilación primaria (T-100)

Como se ha dicho anteriormente, el objetivo de esta columna es separar el producto DME de la mezcla metanol-agua.

Para que dicha columna converja es necesario cargar todos los datos referentes a la alimentación, corriente de destilado y de fondo. Todos los valores han sido calculados previamente en la sección correspondiente al dimensionamiento de la columna y son los siguientes:

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)	12,1
Diámetro de la Columna (m)	1,5

Tabla 6-1: Características de diseño, columna primaria. Fuente: Elaboración propia.

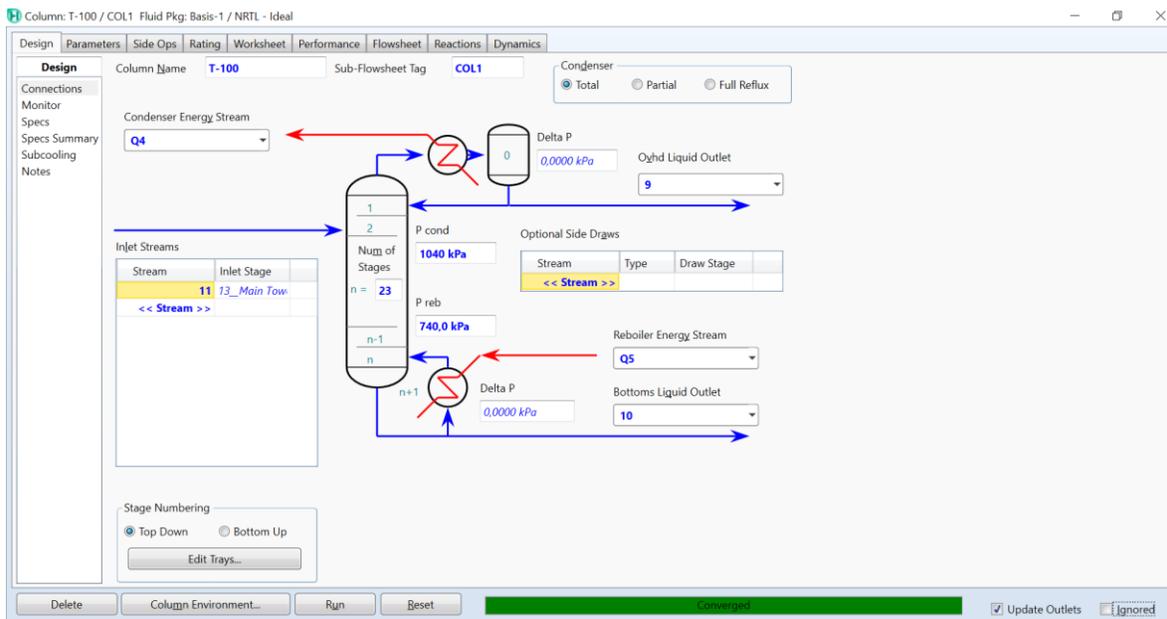


Ilustración 6-16: conexiones de la columna 1, número de platos y presiones establecidas. Fuente: AspenHYSYS.

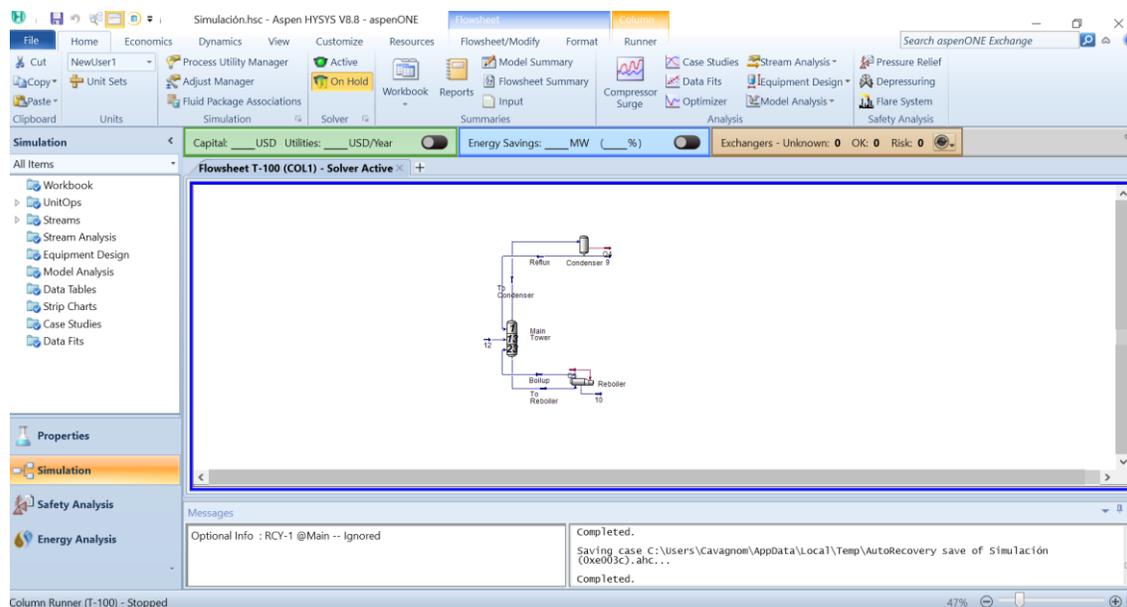


Ilustración 6-17: Columna 1 con condensador y reboiler. Fuente: AspenHYSYS.

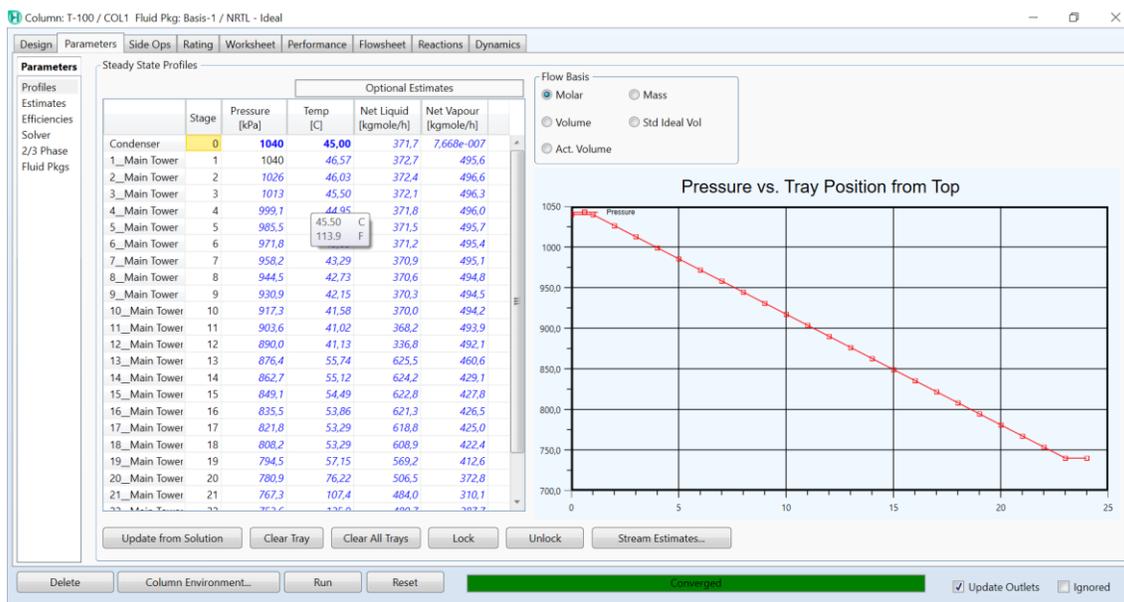


Ilustración 6-18: Caída de presión plato a plato. Fuente: AspenHYSYS.

El destilado de esta columna constituye el DME producto, mientras que la corriente de fondo constituye la alimentación de la segunda columna.

6.2.10. Columna de destilación secundaria (T-101)

Al igual que en la anterior, se utilizaron los datos obtenidos anteriormente que se resumen a continuación:

Número Mínimo de Etapas	14
Plato Mínimo de Alimentación	5
Número Teórico de Etapas	23
Eficiencia	71,10%
Número Real de Etapas	35
Etapa Real de Alimentación	12
Altura de la columna (m)	24,16
Diámetro de la Columna (m)	1,5

Tabla 6-2: Características de diseño, columna secundaria. Fuente: Elaboración propia.

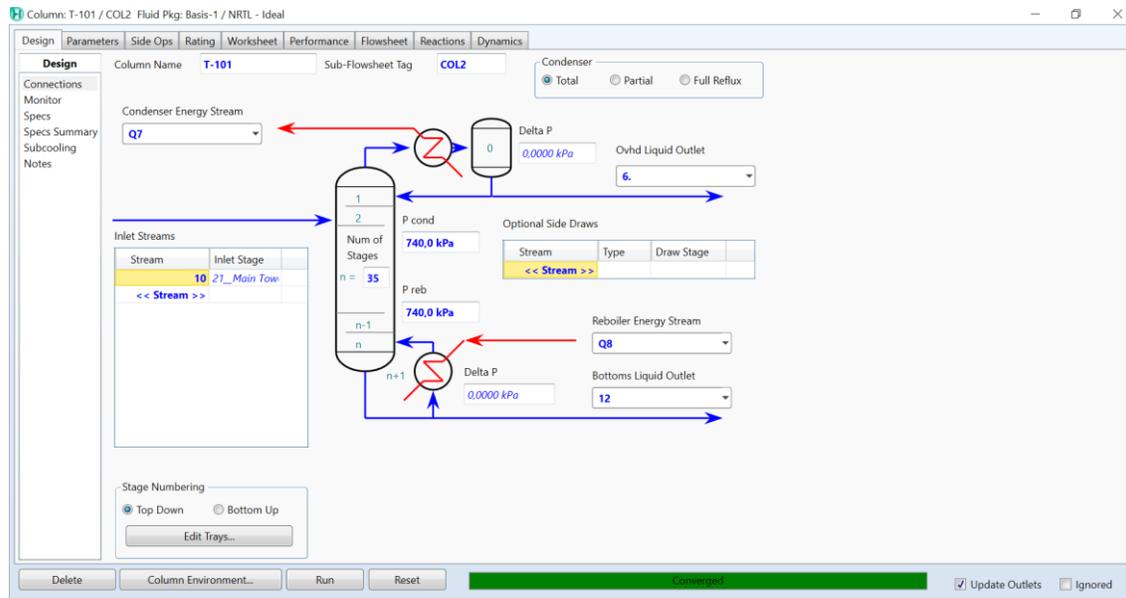


Ilustración 6-19: Conexiones de la columna secundaria, número de platos y presiones establecidas. Fuente: AspenHYSYS.

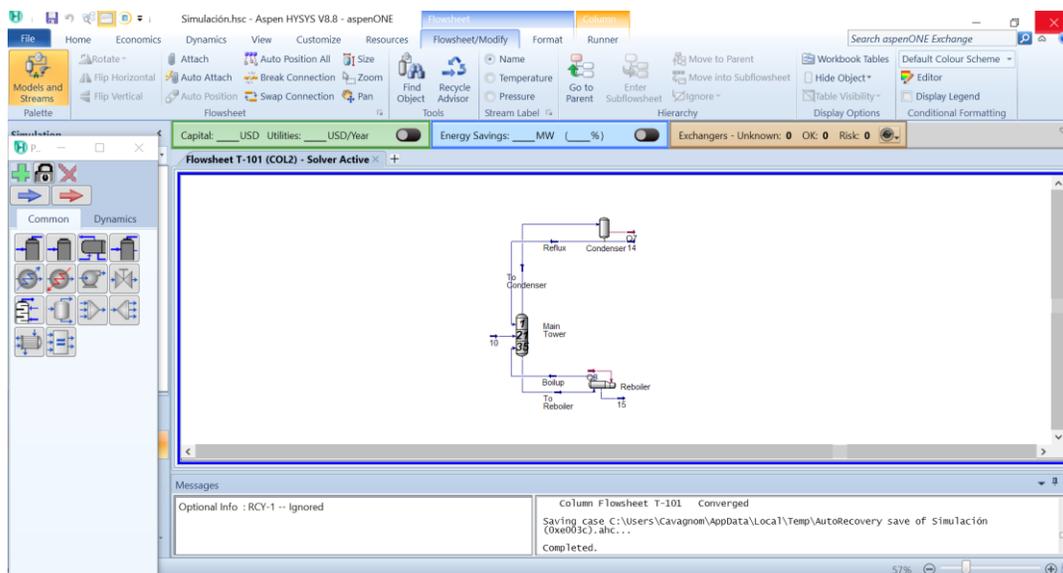


Ilustración 6-20: Columna 2, con condensador y reboiler. Fuente: AspenHYSYS.



Por último, el destilado de esta columna se bombea mediante la P-101 y es mezclado con la corriente de alimentación en el mixer MIX-100.

6.2.11. Bomba (P-101)

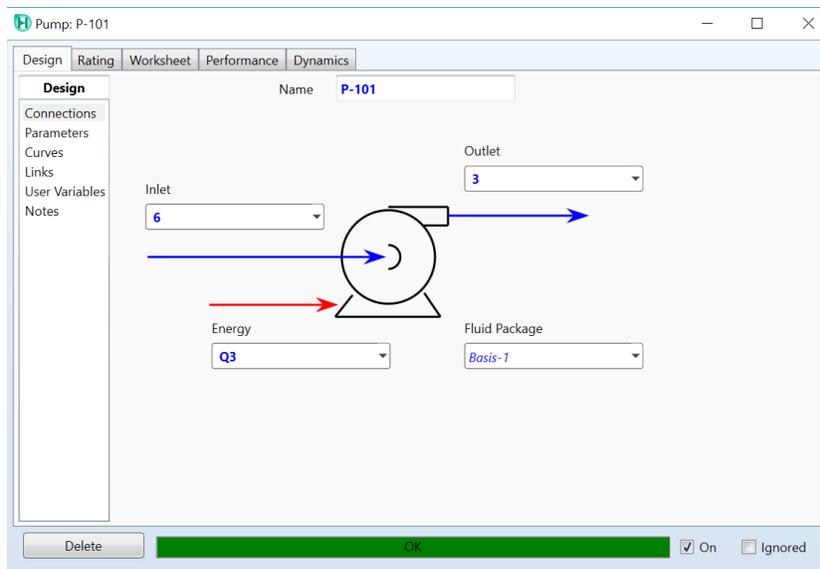


Ilustración 6-21: Conexiones de la bomba P-101. Fuente: AspenHYSYS.

6.2.12. Conclusión

Como se puede ver a continuación en el resumen de las propiedades de las corrientes de masa, energía y equipos; los valores calculados a mano no difieren de forma significativa de los calculados por el software. Por lo que se concluye que el diseño de la línea de producción se ha realizado de forma exitosa.



Capítulo 7 - Organización de la Fábrica

7.1. Introducción

Cada proyecto presenta una estructura organizativa propia, con sus características particulares, por lo que debe tomarse en cuenta para la organización de la fábrica las necesidades propias del proyecto, así como las especificaciones de tamaño, tipo de proceso, automatización o no de la maquinaria a utilizar y demás variables que presentaremos a continuación en este capítulo, y terminaran definiendo la organización dentro de nuestra empresa.

Es de gran importancia conocer la estructura de la organización y las variables que se puedan barajar, ya que la que adoptemos para nuestro proyecto estará ligada con los egresos y costos del mismo, definiendo desde el punto de vista organizativo, si este es rentable o no.

Para nuestra fábrica debemos definir que el DME es un producto a introducir en el mercado, por lo que la capacidad de producción es la mínima, y que al elaborarse un solo producto y requerir un solo componente como materia prima, la estructura administrativa no será compleja.

7.2. Razón social de la empresa

La empresa se instaura como una Sociedad Anónima y se adopta como Razón Social: LUME S.A.

LUME S.A. es una compañía productora de Dimetil Eter a partir de Metanol, el cual es un producto petroquímico intermedio.

7.3. Organigrama

Para lograr una producción óptima, y reducir costos en salarios, se buscará una organización sencilla, con funciones de los empleados bien definidas, sin solapamiento de estas y con una delegación efectiva, de manera de utilizar la cantidad óptima de personal.

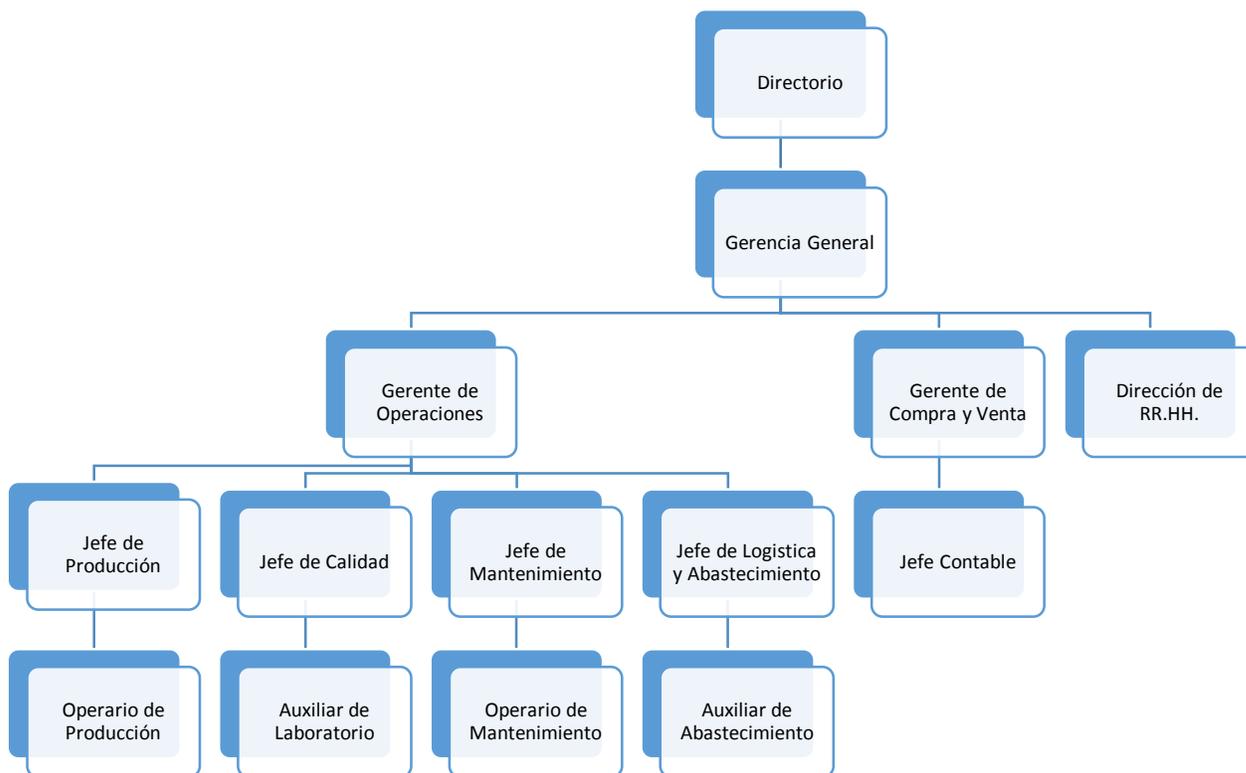
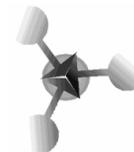


Gráfico 7-1: Organigrama. Fuente: Elaboración propia.

7.4. Nómina de puestos y Turnos laborales

A continuación se detalla el desempeño y funciones del personal que está involucrado en la empresa, teniendo en cuenta el organigrama anteriormente presentado. En la tabla se detallan los turnos de trabajos estipulados para cada cargo a ocupar en la empresa.

En cuanto a los servicios de Seguridad y Vigilancia, enfermería y limpieza se decidió que los mismos serán contratados a terceros, por cuestiones económicas y financieras.



Se tiene en cuenta que la planta trabajará 24 horas diarias durante todo el año distribuido en tres turnos:

- Turno mañana: de 6 a 14 hs.
- Turno tarde: de 14 a 22 hs.
- Turno noche: de 22 a 6 hs.

Además, se cuenta con una jornada administrativa de 8 horas, desde las 9 a 17 hs. De lunes a viernes y de 10 a 13 hs los días sábados.

Se tiene planeada dos paradas de plantas anuales, previstas a realizarse la primera en el mes de Junio y la segunda en el mes de Diciembre, durante las cuales se realizaran tareas de mantenimiento planificadas estratégicamente y el cambio del catalizador, cada una de estas paradas durara una semana.

Gerencia General	
Gerente General	Jornada Administrativa
Gerencia de Operaciones	
Gerente de Operación	Turno 8hs
Departamento de Producción	
Jefe de Producción	Turno 8hs
Operario de Producción	Turno 8hs
Departamento de Calidad	
Jefe de Calidad	Jornada Administrativa
Auxiliar de Calidad	Jornada Administrativa
Departamento de Mantenimiento	
Jefe de Mantenimiento	Turno 8hs
Operario de Mantenimiento	Turno 8hs
Departamento de Abastecimiento y Logística	
Jefe de Abastecimiento	Turno 8hs
Auxiliar de Abastecimiento	Turno 8hs
Gerencia de Compra y Ventas	
Gerente de Compra y Ventas	Jornada Administrativa
Jefe Contable	Jornada Administrativa
Dirección de Recursos Humanos	
Director Recurso Humanos	Jornada Administrativa

Tabla 7-1: Tabla de jornadas laborales. Fuente: Elaboración propia.



7.5. Funciones y formación de los empleados

7.5.1. Gerencia General

Personal de más alto nivel jerárquico dentro de la empresa, es el encargado de la planificación a corto y largo plazo. El resto de las gerencias responden y coordinan con el Gerente General.

Formación: Ingeniero con conocimientos en operaciones y procesos, administración, finanzas, contabilidad, comercialización y ventas. Idioma: Inglés Avanzado.

Actividades:

- Planificación de los objetivos a corto, mediano y largo plazo.
- Definir cargos y funciones dentro de la empresa para establecer una estructura organizacional.
- Supervisar y dirigir la empresa.
- Controlar que las tareas se cumplan según la planificación de las mismas.
- Analizar los problemas financieros, administrativos y contables que surjan durante la operación de la empresa.

7.5.2. Gerencia de Operación

Gerente de operaciones: Se encarga de dirigir y coordinar los diferentes departamentos que afectan a los procesos productivos de la empresa, en especial producción, mantenimiento, abastecimiento. Su labor de coordinación implica el desarrollo de los servicios técnicos, del producto en la industrialización, de la puesta en servicio y de la producción en serie. Estas tareas las realiza en colaboración con el departamento de calidad, bajo la supervisión de la dirección de la gerencia de la empresa y con una clara interacción con los diferentes empleados de todos los ámbitos.



Formación: Ingeniero Químico o Industrial con conocimientos profundos en gestión de la producción y conocimientos generales en mantenimiento de máquinas y equipos, calidad y conocimientos en gestión almacén y abastecimiento. Idioma: Inglés avanzado.

Actividades:

- Dirigir y coordinar las operaciones referidas a producción, mantenimiento, almacenaje y logística interna.
- Gestionar y planificar la producción, coordinando los diferentes equipos de trabajo.
- Participar activamente en la optimización de los procedimientos de la unidad de producción.
- Gestionar y disponer de los recursos técnicos y humanos necesarios para alcanzar los objetivos de la compañía.
- Asegurar el cumplimiento de plazos, calidad y presupuestos, según los requerimientos del cliente.
- Asegurar que las incidencias producidas durante los trabajos de su unidad sean debidamente registradas, comunicadas e investigadas.
- Asegurar el cumplimiento de las acciones correctoras y preventivas necesarias como consecuencia de incidencias, inspecciones, auditorías, etc.

Jefe de Producción: Es un empleado de alto cargo jerárquico, encargado de supervisar, dirigir y controlar que los objetivos de proceso se cumplan en tiempo y forma. Trabaja en forma conjunta con el departamento de Ingeniería y desarrollo, para poner en marcha innovaciones en procesos.

Formación: Ingeniero Químico o Industrial con conocimientos profundos en gestión de la producción y conocimientos generales en mantenimiento de máquinas y equipos. Idioma: Inglés avanzado.



Actividades:

- Definir, conjuntamente con la gerencia general y el departamento de Operación, los objetivos de proceso.
- Supervisar, dirigir y controlar que los objetivos de proceso se cumplan en tiempo y forma.
- Seleccionar, conjuntamente con la gerencia general, el departamento de Operación y el área de RRHH el personal de producción.
- Trabajar con el sector calidad, para corregir desviaciones o alteraciones que los productos puedan manifestar.
- Diseñar, elaborar e implementar los métodos de trabajo, procedimientos y oportunidades de mejora de los procesos directos y auxiliares
- Asegurar el cumplimiento de la Programación y Control de la Producción que elabora Logística. Acordar con dicho sector los ajustes necesarios y supervisar su realización.

Operario de Producción: Las actividades que deben llevar a cabo los operarios comprenden la gestión y operación de las máquinas; mantener los procesos en las condiciones óptimas; interpretar órdenes de producción; realizar tareas de mantenimiento de las máquinas, la puesta a punto de todas las variables procesables, la logística de materiales, producto intermedio y final dentro de la fábrica, entre otros.

Formación: Técnico industrial o químico con experiencia en tareas de producción y conocimientos generales en mantenimiento de máquinas y equipos. Idioma: Inglés básico.

Actividades:

- Operar y gestionar la maquinaria del área de producción.
- Mantener los procesos en las condiciones óptimas.



- Asistir en campo al operador de mantenimiento respecto a maniobras manuales puntuales que lo requieran.

Jefe de calidad: Persona de jerarquía encargada de administrar los procesos de corroboración y aseguramiento de la calidad del producto intermedio y final; además se encarga de centralizar y dirigir los procesos de reclamos de clientes y a proveedores.

Formación: Profesional con conocimientos académicos de nivel universitario en el área técnica, con formación en control estadístico; comportamiento de los materiales; ensayos químicos, físicos y mecánicos. Idioma: Inglés Intermedio.

Actividades:

- Dirigir y administrar el proceso de reclamo de clientes.
- Realizar los reclamos a proveedores (por calidad, cantidad y/o plazo), manteniendo informado a los sectores involucrados (Logística, Compras).
- Controlar la ejecución del programa de inspecciones, auditorías y ensayos tanto de producto final, como semielaborados, materia prima y demás insumos.

Auxiliar de Laboratorio: Persona encargada de llevar a cabo las auditorías y controles correspondientes para asegurar la calidad de los procesos de planta.

Formación: Técnico Químico o Químico Analista con formación en control estadístico; ensayos químicos físicos y mecánicos. Idioma: Inglés Técnico.

Actividades:

- Tomar muestras, realizar ensayos y análisis en el producto semielaborado y terminado.
- Habilitar productos terminados para su despacho.



Jefe de Mantenimiento: Personal jerárquico que coordina e inspecciona las actividades del encargado de planta y verifica el correcto mantenimiento de las condiciones de proceso en la planta productiva para la obtención del producto en la cantidad y calidad especificada según los planes de la gerencia.

Formación: Ingeniero Mecánico o Electromecánico, con conocimientos mecánicos y de funcionamiento de los equipos productivos y automatización industrial; planos eléctricos y mecánicos; mantenimiento preventivo y predictivo.

Actividades:

- Elaborar reportes detallados de la marcha del sistema productivo y eventuales novedades que puedan surgir en la operación rutinaria.
- Supervisar la ejecución de trabajos previstos e imprevistos, tanto de mantenimiento eléctrico como mecánico.
- Administrar proyectos que impliquen modificaciones de instalaciones o máquinas existentes, así como la puesta en marcha de equipos nuevos.
- Supervisar el correcto funcionamiento del equipamiento e instrumental necesario en el sector.
- Supervisar la realización de trabajos por terceros, como por ejemplo plomería, electricidad, albañilería, etc.

Operario de Mantenimiento: Es el responsable de realizar reparaciones e inspecciones de las máquinas e instalaciones, acorde a un plan preventivo o necesidades puntuales que puedan surgir.

Formación: Personal idóneo y con experiencia en tareas de reparaciones eléctricas, electrónicas y mecánicas de equipos e instalaciones; con capacidad de realizar adecuaciones, modificaciones y/o mejoras que les sean asignadas en las máquinas e instalaciones.



Actividades:

- Realizar reparaciones eléctricas, electrónicas y mecánicas de equipos e instalaciones en los sectores que lo requieran.
- realizar adecuaciones, modificaciones y/o mejoras que les sean asignadas en las máquinas e instalaciones.
- Mantener el orden y limpieza de sus herramientas, el taller y las máquinas, etc.

Jefe de Abastecimiento y Logística: Es la persona que coordina, gestiona y supervisa el almacén, controlando la recepción y distribución de materias primas, productos semielaborados y prendas elaboradas. Controla los procesos internos de almacén. Envía las materias primas a las secciones de la fábrica y a los talleres exteriores, y envía los productos a los clientes.

Formación: Persona con estudios Universitarios o Terciario en Gestión y/o Logística con conocimientos de normas relativas a la manipulación de mercaderías en operaciones de importación y exportación; y conocimientos de logística, distribución y transportes. Idioma: Inglés Intermedio.

Actividades:

- Supervisa la entrada de materias primas: Comprueba las hojas de pedido.
- Supervisa la descarga de materiales siguiendo los criterios establecidos por empresa en materia de prevención de riesgos, medioambiente y calidad.
- Identificar, clasificar y distribuir los materiales que entran en el almacén (materias primas, semielaborados y elaborados).
- Supervisa el mantenimiento de maquinaria a su cargo.
- Realiza el control de logística del almacén.
- Supervisa el estado de los stocks.



Auxiliar de Abastecimiento: Personal dedicado al auxilio y a la realización de las tareas delegadas por el Jefe de abastecimiento.

Formación: Deberá tener experiencia en almacenamiento y manipulación de cargas peligrosas.

Actividades:

- Separar en función de la naturaleza los productos que ingresan al almacén (materias primas, productos). Colocar etiqueta identificativa. Separar partidas que no cumplen especificaciones demandadas para su devolución. Ordenar y distribuir los materiales en función del orden de utilización.
- Señalizar los semielaborados en función de origen.
- Distribuir los semielaborados en el almacén.
- Preparar para reutilización materiales sobrantes.
- Identifica los productos salientes y sus lotes de fabricación.
- Registra los datos y características de envío.

7.5.3. Gerencia de Compra y Ventas

Gerente de compra y ventas: Tendrá como misión principal lograr un direccionamiento estratégico y efectivo de toda la gestión de ventas y velar por el cumplimiento de las metas puestas al servicio de ventas.

Formación: Estudios en Ingeniería Industrial, Ingeniería Financiera o carreras afines con especialización en áreas tales como contabilidad, marketing y administración de empresas.

Actividades:

- Preparar planes y presupuesto de ventas.
- Establecer metas y objetivos. En todo lo que corresponde al departamento de ventas.



- Calcular la demanda pronosticar las ventas. Es un punto de vital importancia para calcular la rentabilidad de la empresa, es calcular la demanda real del mercado y a base de eso pronosticar las ventas o utilizar las ventas pasadas.
- Compensación y motivación. Es un punto muy importante motivo de que el integrante principal de una empresa es el ser humano, motivo de que el motor de generar utilidad, y al estar motivados mayores ingresos tendrá la empresa.

Jefe Contable: Persona encargada de garantizar el adecuado registro de las operaciones económicas de la empresa, supervisando la elaboración de la contabilidad financiera, analítica y, en su caso, los estados de cuentas consolidados para facilitar la identificación, medida y comunicación de la información económico- financiera, dirigida hacia la formación de juicios o la toma de decisiones por parte de los directivos con el fin de obtener la máxima rentabilidad empresarial.

Formación: Título universitario en Contaduría o Administración de Empresas, se precisa también conocimientos en computación; normas aduaneras y del BCRA; normas legales que rigen los procesos administrativos y sobre facturación. Conocimientos en técnicas de negociación, regímenes impositivos, sistemas presupuestarios, conciliaciones contables. Idioma: Inglés Avanzado.

Actividades:

- Confección de cuentas anuales y cierre del ejercicio.
- Elaboración de la información que servirá de soporte para la preparación del presupuesto.
- Elaboración de informes de la evolución de los estados contables para la Dirección.
- Confección de la contabilidad analítica y, en su caso, consolidación de balances.
- Realización de conciliaciones bancarias.



- Gestión, control y conformación de facturas de proveedores y acreedores.

7.5.4. Dirección de Recursos Humanos

Director de Recursos Humanos: El objetivo del gerente de recursos humanos es el fortalecimiento de la relación empleador-empleado. Este objetivo se apoya en una variedad de funciones dentro del departamento de recursos humanos y en toda la organización.

Actividades:

- Desarrollar y formular estrategias, normas y procedimientos de desarrollo de los recursos humanos.
- Gestionar y coordinar la aplicación de las normas y los procedimientos de RR.HH.
- Desarrollar y aplicar sistemas de información de la gestión.
- Contratar y asignar recursos humanos, atraer a los empleados más cualificados y colocarlos en aquellos puestos para los que sean más adecuados.
- Comunicar y facilitar a los empleados actuales y potenciales información sobre normas, cometidos, condiciones de trabajo, salarios, oportunidades de ascenso y prestaciones para los empleados.
- Asesorar y ayudar a los directores con la contratación y formación del personal.
- Coordinar los programas y prácticas de salud y seguridad profesionales.
- Vigilar y medir los costes de empleo y los niveles de productividad, así como las relaciones laborales y de empleo de todo el personal.
- Planificar los programas de formación para los empleados.
- Formar y asesorar a otros gestores, por ejemplo, en asuntos de personal o de relaciones empresariales.



7.6. Escala de Sueldos

Según el convenio colectivo de trabajo de la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina, Personería Gremial N° 1752, las categorías para los trabajadores son las siguientes:

OPERARIOS : GRILLA SALARIAL -SEPTIEMBRE 2017 A JULIO 2018					
	B	A	A1	A2	A3
Inicial	73,47	79,59	86,22	93,402	101,183
1 Año	74,205	80,386	87,082	94,336	102,195
2 Años	74,947	81,19	87,953	95,279	103,271
3 Años	75,696	82,002	88,832	96,232	104,249
4 Años	76,453	82,822	89,721	97,195	105,291

Tabla 7-2: Básicos Iniciales para Personal Operario. Fuente: Personería Gremial N°1752.

ADMINISTRATIVOS, SEPTIEMBRE 2017-JULIO 2018			
	B	A	A1
Inicial	14829,11	17290,74	19766,81
1 Año	14977,401	17463,647	19964,478
2 Años	15127,125	17638,284	20164,123
3 Años	15278,447	17814,667	20365,764
4 Años	15431,231	17992,813	20596,422

Tabla 7-3: Básicos Iniciales Administrativos. Fuente: Personería Gremial N° 1752.

En cuanto a los sueldos del personal jerárquico, se estimará su valor tomando como referencia los sueldos jerárquicos de industrias semejantes.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE CUYO
FACULTAD DE CIENCIAS APLICADAS A LA INDUSTRIA
PFG – Producción de DME por Deshidratación Catalítica de Metanol



CARGO	Codigo	Sueldo Mensual (ARS)	Cantidad	Cargas Sociales 65 %	Sueldo Bruto Mensual	Tipo de Cambio (ARS a USD)	Sueldo Bruto Mensual (USD)	Sueldo Bruto Anual (USD)	Sueldo Bruto Anual (Total Empleados)
Gerente	A	58.297,21	1	37.893,19	96.190,40	20,15	4.773,72	57284,60337	57284,60337
Jefe departamento de Operación	B	43.479,65	3	28.261,77	71.741,42	20,15	3.560,37	42724,42035	128173,261
Jefe departamento de Compra y Ventas	C	43.479,65	1	28.261,77	71.741,42	20,15	3.560,37	42724,42035	42724,42035
Jefe Contable	D	20.526,42	1	13.342,17	33.868,59	20,15	1.680,82	20169,88169	20169,88169
Gerente R.R.H.H	E	20.365,76	1	13.237,74	33.603,50	20,15	1.667,67	20012,01231	20012,01231
Jefe de Producción	F	21.912,02	3	14.242,81	36.154,83	20,15	1.794,28	21531,41026	64594,23079
Jefe de Mantenimiento	G	21.912,02	3	14.242,81	36.154,83	20,15	1.794,28	21531,41026	64594,23079
Jefe de Calidad	H	21.912,02	3	14.242,81	36.154,83	20,15	1.794,28	21531,41026	64594,23079
Jefe de Almacenamiento y Logística	I	21.912,02	3	14.242,81	36.154,83	20,15	1.794,28	21531,41026	64594,23079
Operario	J	15.593,76	22	10.135,94	25.729,70	20,15	1.276,91	15322,90065	337103,8142
Auxiliar	K	14.544,18	8	9.453,72	23.997,90	20,15	1.190,96	14291,55156	114332,4125
TOTAL			49					298655,4313	978177,3286

Tabla 7-4: Sueldo bruto según cargos, funciones y categorías. Fuente: Elaboración propia.

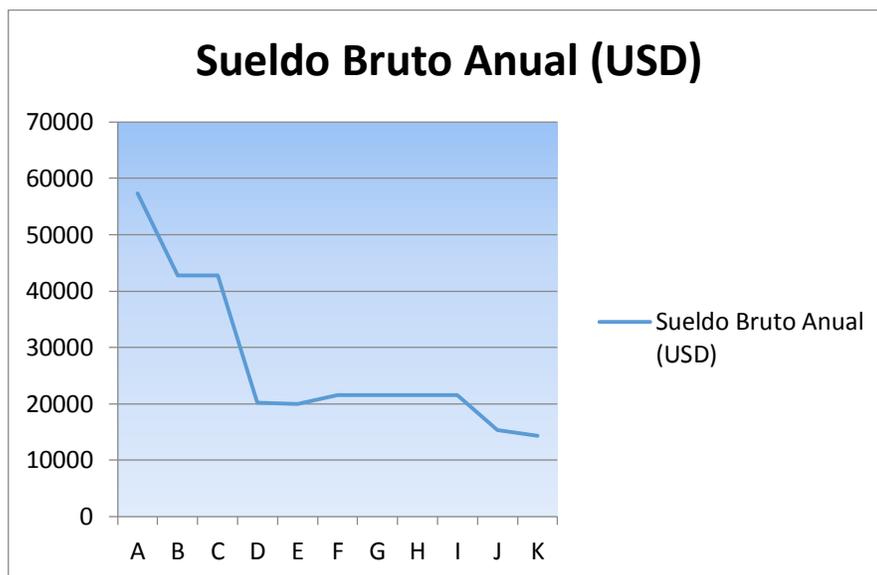


Gráfico 7-2: Curva de remuneración. Fuente: Elaboración propia.

7.7. Distribución de Áreas en Planta

En el siguiente apartado se define la disposición física de la planta. En todas las instalaciones además de buscar la máxima rentabilidad con la mayor calidad, se intenta que la maquinaria ocupe el menor espacio posible.

La distribución de la planta se efectúa con el propósito de que esta brinde las condiciones óptimas de trabajo, resguardando la integridad física de los trabajadores y la flexibilidad al cambio.

Los criterios tenidos en cuenta para definir la distribución de la planta se detallan a continuación:

- **Funcionalidad:** Que las cosas queden donde se puedan trabajar efectivamente.
- **Económico:** Ahorro en distancias recorridas y utilización plena del espacio.



- **Flujo:** Permitir que los procesos se den continuamente y sin tropiezos.
- **Comodidad:** Cree espacios suficientes para el bienestar de los trabajadores y el traslado de los materiales.
- **Iluminación:** No descuide este elemento dependiendo de la labor específica.
- **Aireación:** En procesos que demanden una corriente de aire, ya que comprometen el uso de gases o altas temperaturas etc.
- **Accesos libres:** Permita el tráfico sin tropiezos.
- **Flexibilidad:** Prevea cambios futuros en la producción que demanden un nuevo ordenamiento de la planta.

7.7.1. Identificación de áreas

Ingreso a planta

Cuenta con un porton principal para el ingreso a planta, además de un estacionamiento y espacios verdes. Se encuentra también ubicada aquí la cabina de control y seguridad.

Edificio de Administración.

Se encuentra aquí las oficinas de administración y R.R.H.H., como así también las oficinas del departamento de ventas este edificio cuenta también con sanitarios y vestuarios para el personal.

Recepción y laboratorios

En esta área está ubicado el laboratorio junto al cuarto de almacenamiento. Cuenta además con una pequeña sala de abastecimiento de agua de emergencia.



Servicios para el personal

Cuenta con una enfermería, el comedor y sanitarios. Además, se encuentra también el cuarto de prevención contra incendios.

Planta de tratamiento de agua residual

Está ubicada junto a la sala de almacenamiento y laboratorios, cuenta con una pequeña planta para el tratamiento de aguas residuales.

Almacén y Departamento de Operación

En este edificio se encuentra el almacén para las necesidades de los operarios. Las oficinas del departamento de operación se ubican al lado de dicho almacén. Se cuenta también con sanitarios.

Sala de Producción

Ubicada junto a las oficinas de operación, se encuentra la sala de producción donde se llevará a cabo el proceso de obtención del DME.



7.8. Layout

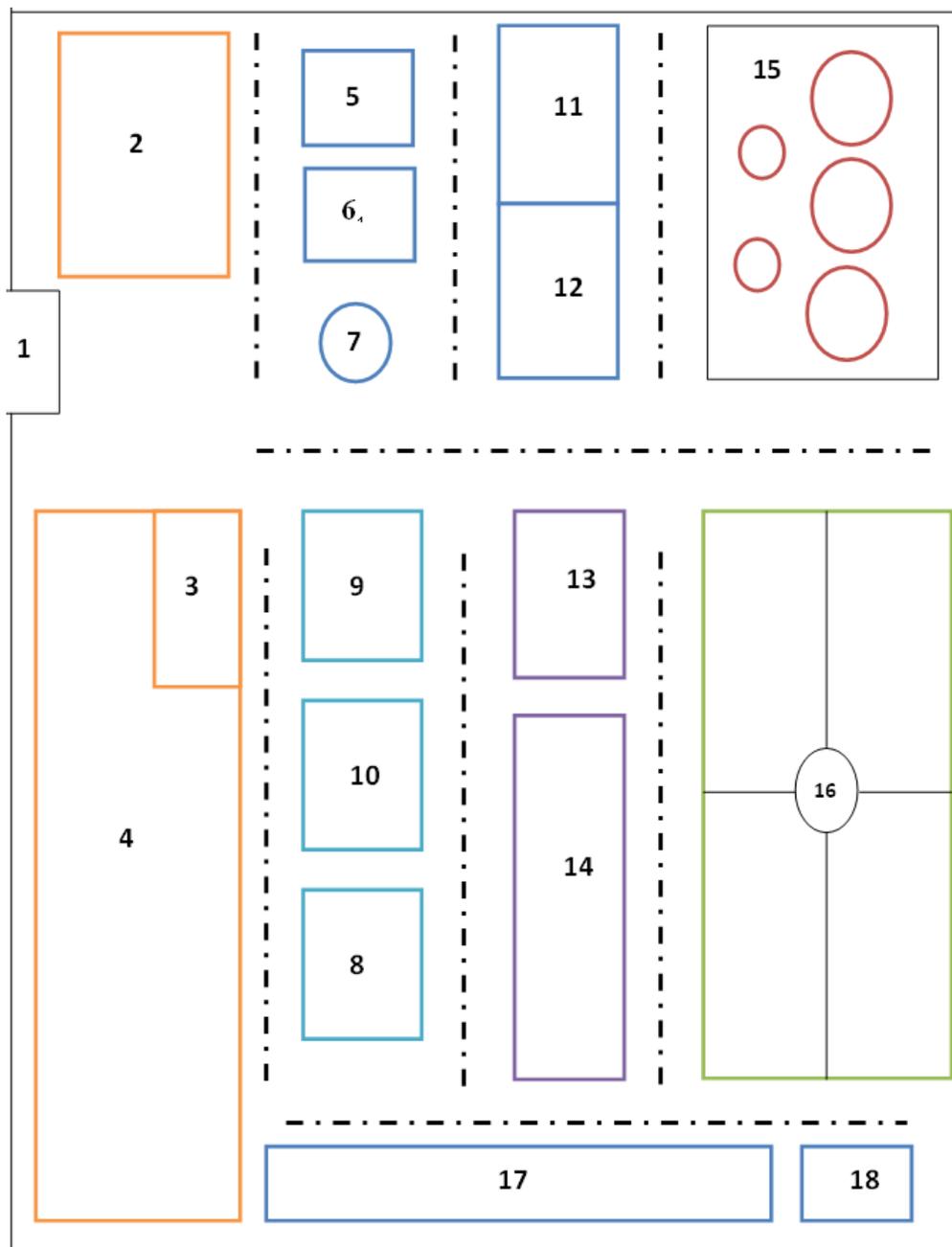


Gráfico 7-3: Layout de la planta. Fuente: PFG-Manufacturing of DME, G Nasser & M. Qasem.



1. Entrada principal	2. Edificio de Administración	3. Oficina de Control y seguridad
4. Estacionamiento.	5. Laboratorio.	6. Almacenamiento.
7. Abastecimiento Agua de Emergencia.	8. Edificio Prevención contra Incendio.	9. Comedor.
10. Enfermería	11. Depósito.	12. Tratamiento aguas residuales.
13. Almacén.	14. Oficina Ingeniería y Operación.	15. Sala de tanques.
16. Sala de operación	17. Planta de utilidades	18. Sala de Caldera.

Tabla 7-5: Referencias al Layout. Fuente: PFG-Manufacturing of DME, G Nasser & M. Qasem:

7.8.1. Separación de equipos

La distribución de los equipos dentro del área de operación, será la presentada a continuación.

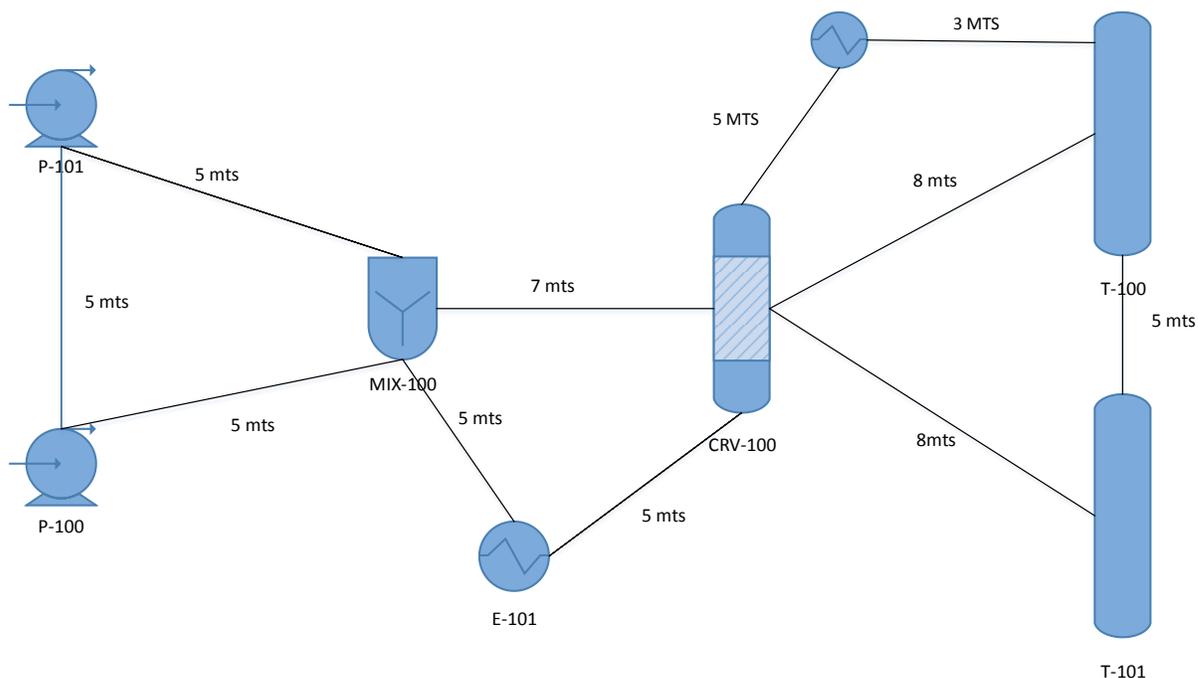


Ilustración 7-1: Separación de equipos industriales. Fuente: Elaboración propia.

Para determinar la distribución de los equipos se hizo uso de la siguiente tabla, la cual da medidas establece los requerimientos en cuanto a las distancias de separación que deberán existir entre los equipos y las instalaciones de la Industria Petrolera y Petroquímica Nacional.

Dicha disposición debe lograr los siguientes objetivos:

- Garantizar un nivel razonable de protección al personal directa o indirectamente involucrado en la operación de las instalaciones.
- Disminuir los daños debido a incendios y/o explosiones en un determinado equipo o instalación, sobre los adyacentes.
- Evitar que áreas críticas de una instalación, se encuentren sujetas a daños por incendio y/o explosiones que se produzcan en otras áreas.
- Permitir accesos adecuados y seguros para controlar las emergencias.



- Segregar los focos permanentes de ignición, de las posibles fuentes de escape de sustancias inflamables.
- Minimizar daños fuera del límite de propiedad, por incendios y/o explosiones ocurridos en las instalaciones.
- Permitir un acceso adecuado para la operación y el mantenimiento de las instalaciones.



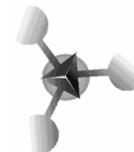
LETRAS DE REFERENCIAS	TIPO DE EQUIPO O EDIFICACION										SEPARACION BASICA (m)	
A	COMPRESORES DE GAS										10	
B	COMPRESORES ACC. POR MEDIOS DE TURBINAS A VAPOR O MOTOR ELECTRICO										15	
C	EDIFICIO SALA DE CONTROL CENTRAL										30	
D	SALA DE CONTROL DE UNA UNIDAD DE PROCESO										15	
E	ENFRADORES POR AIRE										5	
F	TORRES DE ENFRAMIENTO										15 A 30	
G	TANQUES Y CILINDROS										1,5	
H	SUB-ESTACIONES ELECTRICAS										15	
I	CURCULOS DE INTERRUPTORES ELECTRICOS CRITICOS										5	
J	VALV. DE BLOQUEO DE EMERGO. VALV. DE VAPOR DE PODER. VALV. DE SISTEMA DE AGUA										15	
K	INTERCAMB. QUE OPERAN A TEMP. MAYOR QUE LA DE AUTONFLAMACION										5	
L	INTERCAMB. QUE OPERAN A TEMP. MENOR QUE LA DE AUTONFLAMACION (HORNO Y CALDERAS)										1,5	
M	BOMBAS DE PROCESO CON PRODUCTOS A TEMP. MAYOR O IGUAL QUE LA DE AUTONFLAMACION										15	
N	EQUIPOS QUE MANEJEN REACTORES CON TEMP. MAYOR A PRESION EN ALMACENAMIENTO (CON AISLAMIENTO EXTERNO)										3	
O	REACTORES CON TEMP. MAYOR QUE LA DE AUTONFLAMACION (CON AISLAMIENTO EXTERNO)										5	
P	REACTORES CON TEMP. MAYOR QUE LA DE AUTONFLAMACION (CON AISLAMIENTO EXTERNO)										8	
Q	REACTORES DE ALMACENAMIENTO (COLUMNAS, TORRES, SETANDORES)										25	
R	REACTORES DE PURGA Y DRENAR DE AGUA										3	
S	WAS DE TUBERIAS INTERNAS										7,5	
T											5	
U											1	
V											3	
W											25	
X											10	
Y											15	
Z											30	
X												
X	X											
30	30	X										
15	15	X	X									
10	15	30	15	X								
15	15	30	15	15	X							
7,5	15	30	15	3	15	1,5						
15	X	X	X	X	15	15	15	X				
5	X	X	X	X	15	5	X	X				
15	15	X	X	15	NA	10	X	X	X			
10	15	30	15	5	15	5	15	5	15	1		
10	15	30	15	3	15	1,5	15	5	15	5	1	
25	10	30	15	15	30	15	15	15	15	15	15	Y
10	15	30	15	5	15	5	15	5	15	5	5	1,5
10	15	30	15	3	15	3	15	5	15	5	3	15
X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	5	X	5
10	15	30	15	5	15	5	15	5	15	5	5	5
10	15	30	15	8	15	8	15	5	15	8	8	15
25	25	30	25	25	25	25	25	5	25	25	25	25
10	15	30	15	3	15	3	15	5	15	5	2	15
10	15	30	15	7,5	15	7,5	15	5	15	15	8	15
15	5	10	5	3	5	1,5	5	5	X	5	5	5

Gráfico 7-4: Separación referencial entre diferentes equipos típicos dentro de una misma área. Fuente: PDVSA Manual de Ingeniería de Riesgos.



Notas:

1. Todas las distancias están expresadas en metros.
2. La abreviación “NA” significa no aplicable.
3. La letra “X” significa: basado en acceso adecuado para operación y mantenimiento.



Capítulo 8 - Aspectos Jurídicos

8.1. Introducción

Cuando se lleva a cabo la formulación de un proyecto es indispensable para una correcta evaluación de factibilidad un análisis minucioso y concienzudo de los aspectos jurídicos a los que la empresa deberá atender y respetar íntegramente, ya que, aunque el proyecto a realizar sea rentable, no podrá llevarse a cabo si no está sujeto al marco legal que se exige.

Es por ello que al análisis de los aspectos jurídicos se le deberá dar una relevancia no menor a la del económico, ya que de este se obtendrá una respuesta a la posibilidad de llevar a cabo o no el proyecto en cuestión.

Toda actividad que realizamos se encuadra dentro de un ordenamiento jurídico que determinan las normas a cumplir y las leyes a acatar, de manera de ejercer un control y un ordenamiento a los sujetos que intervienen en la realización e interacción de dicha actividad.

Por supuesto, el marco legal dentro del que se debe trabajar depende de muchos factores, como puede ser la constitución legal de la empresa, funciones de la misma, etc. Como así también del lugar geográfico de la actividad. Debiendo cumplir con normas, leyes y decretos de aplicación nacional, provincial y/o municipal, según la jurisdicción de aplicación de estas.

En este capítulo se presentarán las distintas normas, leyes y decretos de aplicación nacional, provincial y municipal que se encuentran dentro del ordenamiento jurídico a seguir para llevar a cabo nuestra actividad. En nuestro caso referidos a Plaza Huincul, ubicado en la Provincia de Neuquén.



8.2. Constitución Legal, Razón Social y Función de la empresa

Como se mencionó en el capítulo anterior la compañía se constituye como una Sociedad Anónima y se adopta como razón social: LUME S.A.

La compañía LUME S.A es productora de Dimetiléter, el cual es un producto petroquímico intermedio.

Instaurada como una sociedad anónima, la empresa deberá responder a las obligaciones expuestas en la ley N° 19.550 de Sociedades Comerciales (Anexo del Decreto N° 841/84 B.O. 30/03/1984 con las modificaciones introducidas por normas posteriores al mismo), y particularmente a las promulgadas en la SECCION V “De la Sociedad Anónima”, artículo 163 en adelante.

8.3. Marco Legal

8.3.1. Legislación Nacional

Las principales leyes y reglamentos vigentes que regulan los aspectos laborales y previsionales en la República Argentina, son los siguientes:

- Ley de Contrato de Trabajo N° 20.744: Esta ley establece los derechos y obligaciones del trabajador y empleador en Argentina. Determina las características de la relación laboral.
- Ley de Asociaciones Sindicales N° 23.551 y Decreto N° 467/88: Determina Tipos de asociaciones sindicales. Afiliación y desafiliación. Estatutos. Dirección y administración. Asambleas o congresos. Inscripción. Derechos y obligaciones de las asociaciones sindicales. Asociaciones sindicales con personería gremial. Federaciones y confederaciones. Representación sindical en la empresa. Tutela sindical. Prácticas desleales.



- Leyes de Convenciones Colectivas de Trabajo N° 14.250 y 25.250: Determinan las disposiciones que se establecen para las convenciones colectivas de trabajo.
- Ley Nacional de Empleo N° 24.013: Sobre Regularización del empleo no registrado. Promoción y defensa del empleo. Protección de los trabajadores desempleados. Servicios de formación, de empleo y de estadísticas. Consejo Nacional del Empleo, la Productividad y el Salario Mínimo, Vital y Móvil. Salario mínimo, vital y móvil. Financiamiento. Organismo de Contralor. Prestación Transitoria por Desempleo. Indemnización por despido injustificado. Disposiciones Transitorias.
- Leyes del Régimen de Reforma Laboral N° 25.013 y 25.877: Establece un régimen de reforma laboral que incluye la modificación de algunos aspectos de la regulación del Contrato de Trabajo y de las Leyes Nros. 24.013, 24.465 y 24.467, como así también de la normativa vigente en materia de convenciones colectivas de trabajo.
- Ley de Riesgos de Trabajo N° 24.557: esta ley propone en su marco teórico, la prevención de los accidentes de trabajo y enfermedades profesionales, además de asegurar al trabajador adecuada atención médica en forma oportuna, procurando su restablecimiento.
- Ley del Sistema Integrado de Jubilaciones y Pensiones N° 24.241: La ley trata sobre Reforma al Sistema Integrado de Jubilaciones y Pensiones. Reforma a la Legislación Previsional. Movilidad de las prestaciones. Mejora de los haberes mínimos. Haberes máximos. Orden público. Derogación. Reforma al Procedimiento Judicial de la Seguridad Social, entre otras disposiciones.
- Ley de Régimen de Asignaciones Familiares N° 24.714: Establece el régimen de Asignaciones familiares.
- Leyes del Sistema Nacional del Seguro de Salud y Obras Sociales N° 23.660 y 23.661

En cuanto a lo que respecta a la actividad industrial, se citan a continuación Leyes, Decretos y Convenios a respetar para cumplir con el Marco Legal Nacional:



- Ley 24.354/94- Decreto Reglamentario 720/95 (Sistema Nacional de Inversión Pública): Incluye estudios de impacto ambiental en la presentación de proyectos.
- Ley N°19.587/72 “Seguridad e Higiene Laboral” y sus decretos Reglamentarios (351/79 y 1338/96): determinan las condiciones de seguridad que debe cumplir cualquier actividad industrial a nivel nacional. Con el objetivo de disminuir los accidentes y enfermedades del trabajo aislando los riesgos y sus factores más determinantes.
- Ley N°20.284/73 “Ley de Contaminación Atmosférica”: establece las normas de preservación del recurso aire. Fija parámetros de calidad de aire, crea el registro catastral de fuentes contaminantes y establece sanciones.
- Ley N°25.675/02 “Ley General de Ambiente”: esta ley fija los presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable.
- Ley N°25.612/02 “Gestión Integral de Residuos Industriales”: establece los presupuestos mínimos de protección ambiental sobre gestión integral de residuos industriales y derivados de actividades de servicio que sean generados en todo el territorio nacional, cualquiera sea el proceso implementado para generarlos.
- Ley N° 25.688/02 “Régimen de Gestión Ambiental de Aguas”: en esta ley se determinan los presupuestos mínimos ambientales para la preservación de las aguas, su aprovechamiento y uso racional. Utilización de las aguas. Cuenca hídrica superficial. Comités de cuencas hídricas.

8.3.2. Legislación Provincial

La normativa provincial de Neuquén establece las siguientes Leyes y Decretos, que deberán ser acatados para cumplir con la normativa jurídica de la provincia:

- Ley N° 378-1974 – Promoción Industrial: Ley promulgada por la provincia de Neuquén en cuyo artículo primero se lee: “Toda actividad industrial nueva que se establezca dentro del territorio de la Provincia del Neuquén, a partir de la fecha de promulgación de la presente Ley, será protegida y estimulada por el Estado.”



8.3.3. Exenciones Fiscales

En derecho tributario, la exención fiscal recoge en un sentido amplio, aquellos supuestos en que alguna actividad o alguna persona no soportan realmente la carga económica que por aplicación estricta de las normas impositivas, habría de corresponderles. Son supuestos en los que a pesar de realizarse el hecho imponible no nace la obligación de contribuir. El beneficio de la exención puede producirse por tres vías:

- La obligación tributaria no llegue a nacer a pesar de haberse producido el hecho que queda comprendido dentro de la estructura normal del hecho imponible.
- Nace la obligación, pero su pago se condona.
- Nace la deuda y se satisface, pero la persona que realizó el pago obtiene con posterioridad, en virtud de un hecho distinto y por imperativo de otra norma, el reembolso de la cantidad pagada.

En la Argentina, la recaudación es llevada a cabo por los gobiernos nacional, provincial y municipal, principalmente, mediante impuestos aplicados a ganancias, activos y consumo.

A nivel nacional, la AFIP, una entidad independiente que informa al Ministro de Economía, es responsable de cobrar los impuestos, recaudar y supervisar. A nivel nacional, los principales ingresos por recaudación de impuestos incluyen: Impuesto a las Ganancias, Impuesto al Valor Agregado, Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta, Impuestos Especiales, Impuesto a los Bienes Personales e Impuesto sobre los Débitos y Créditos Bancarios y Otras Operatorias. A nivel provincial, los impuestos son recaudados y administrados por los organismos fiscales de las provincias, trabajando bajo la directiva de los ministros de economía de cada provincia.

Los principales impuestos provinciales son: Impuesto sobre los Ingresos Brutos, Impuesto al Sello e Impuesto a la Transferencia de Inmuebles. Las municipalidades recaudan ingresos mediante tasas y contribuciones especiales.

8.3.4. Impuestos Nacionales

Impuesto a las Ganancias (IG): El IG es un impuesto, aprobado por la ley N^o 20.628, en cuyo Artículo 1^a dictamina: “Todas las ganancias obtenidas por personas humanas, jurídicas o demás sujetos indicados en esta ley, quedan alcanzados por el impuesto de



emergencia previsto en esta norma. “

La tasa aplicable tanto para sociedades residentes como para las sucursales constituidas en el país de sociedades no residentes es del 35%.

Impuesto al Valor Agregado (IVA): El IVA es un impuesto nacional a los consumos que tiene que ser abonado por las personas en cada una de las etapas del proceso económico, en proporción al valor agregado del producto, así como sobre la realización de determinadas obras y locaciones, y la prestación de servicios. El IVA es un impuesto que se aplica al precio de venta de bienes y servicios en cada etapa de la comercialización, pudiéndose tomar como pago a cuenta los montos erogados por el pago de este impuesto en las anteriores etapas. La tasa general del IVA es del 21%, mientras que la alícuota de IVA diferencial (50% menor a ésta) se establece en 10,5%.

Sujetos

Se puede decir que el sujeto pasivo por excelencia es el consumidor final, ya que en definitiva es quien soporta el peso del impuesto

Los sujetos pasivos son:

- Todos los que hagan ventas de cosas muebles, realicen actos de comercio con las mismas o sean herederos de responsables Inscriptos.
- Los que realicen con su nombre pero con cuentas de otras personas ventas o compras.
- Importen cosas muebles a su nombre pero por cuenta de otras personas o por cuenta propia.
- Presten servicios gravados.
- Sean inquilinos en caso de locaciones gravadas.

Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta: Establecido por el Título V de la Ley N° 25.063, se determina aplicando la tasa del 1% sobre el valor de los activos gravados de los sujetos pasivos del impuesto. El impuesto se deberá ingresar cuando los bienes del activo



gravados en el país excedan al cierre del ejercicio, la suma de \$200.000.- (PESOS DOSCIENTOS MIL). Dicha suma se incrementará en el importe que resulte de aplicarle el porcentaje que representa el activo gravado del exterior, respecto del activo gravado total.

Impuestos Internos: Gravan el consumo de ciertos productos a diferentes alícuotas y con distintos requisitos de declaración y pago.

En el artículo 1 de la Ley 24.674 se establecen los productos y servicios objeto del impuesto.

Sujeto del Impuesto

En el texto de la citada Ley también se especifica quiénes son los “sujetos” obligados a ingresar el impuesto.

Son sujetos del gravamen:

- a) Fabricantes de productos gravados.
- b) Importadores de productos gravados.
- c) Responsables que participan en las etapas de comercialización de objetos suntuarios.
- d) Fraccionadores de tabaco, de bebidas alcohólicas y champañas.
- e) Intermediarios de champañas a granel.
- f) Proveedores del servicio de telefonía celular y satelital.
- g) Sujetos por cuya cuenta se efectúan elaboraciones o fraccionamientos.
- h) Responsables por productos gravados que utilicen como materia prima otros productos gravados, quienes pueden sustituir al responsable original en la obligación de abonar el impuesto y retirar las mercaderías de fábrica.
- i) Las compañías de seguros legalmente constituidas o establecidas en el país, aun cuando den cobertura a bienes que no se encuentran en el país.



Impuestos a los Débitos y Créditos en Cuentas Corrientes: El impuesto recae sobre los créditos y débitos en las cuentas corrientes bancarias del titular, siendo la alícuota general del 0,6% para los débitos y 0,6% para los créditos.

Asimismo, se encuentran gravados al 1,2% todos los movimientos o entregas de fondos cuando se efectúen a través de sistemas de pago organizados que reemplacen el uso de las cuentas corrientes bancarias.

8.3.5. Impuestos Provinciales

Impuesto sobre los Ingresos Brutos: Todas las jurisdicciones argentinas (provincias y Ciudad Autónoma de Buenos Aires) aplican este impuesto sobre los Ingresos Brutos de cualquier empresa que realice una actividad comercial, industrial, agrícola, financiera o profesional. Este impuesto grava cada transacción comercial, sin ningún crédito fiscal por los impuestos pagados en las etapas anteriores. Las tasas varían según el tipo de actividad y la Ley de cada jurisdicción, entre el 1,5% y el 4%. (Las actividades primarias e industriales, en general, gozan de exenciones). Se paga por año calendario, con anticipos mensuales o bimestrales, según disponga cada jurisdicción.

Impuesto a los Sellos: Se trata de un impuesto provincial vigente en todas las provincias de la República Argentina, aplicable en general a los actos, contratos y operaciones de carácter oneroso formalizados en instrumentos públicos o privados. En general, la alícuota del impuesto es del 1%, aunque varía según el tipo de acto y la legislación de la jurisdicción donde el citado acto produzca efectos.

Impuesto Inmobiliario: Los inmuebles situados en cada una de las jurisdicciones deben pagar impuestos anuales, cuyo importe surge de la aplicación de alícuotas que fija la ley impositiva sobre la valuación fiscal de la tierra libre de mejoras, y de las mejoras. El Impuesto Inmobiliario es un impuesto real, que se aplica en función del valor de la tierra y edificios sin atender a las condiciones personales del contribuyente.



8.3.6. Impuestos Municipales

Los municipios cobran honorarios por varios servicios relacionados con la seguridad industrial, la higiene pública y la iluminación, por nombrar algunos; cálculo basado en variables como el ingreso público o parámetros fijos como el número de empleados, la capacidad de fuerza motriz y la potencia, entre otros.



Capítulo 9 - Aspectos ambientales

9.1. Tratamiento de efluentes y consideraciones ambientales

El estudio medioambiental del proyecto consistió en dos estudios particulares.

En primer lugar, se realizó una Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) del proyecto. En ella, se identificaron las acciones de las distintas etapas del proyecto que generan impactos sobre los factores ambientales. Luego, mediante una matriz típica de impactos se analizó la interrelación entre acciones y factores calificando de manera cualitativa la magnitud de dichos impactos.

Por otro lado, se analizaron los principales efluentes emitidos por la planta y se estudiaron las tecnologías disponibles para su tratamiento. Se hizo hincapié principalmente en los efluentes específicos de esta tecnología, ya que por ser relativamente nueva aplicación se consideró oportuno indagar mayormente en las características de su efluente y las posibilidades de tratamiento.

9.2. Evaluación de impacto ambiental (EIA)

En la tabla que se presenta a continuación pueden observarse las distintas etapas del proyecto, sus actividades y tareas asociadas a la misma, las que luego serán consideradas en el análisis de impactos que generan sobre el medio ambiente.

Se muestra también una lista de todos los factores ambientales que podrían verse afectados por este proyecto.

Finalmente, se encuentra la matriz de impactos, donde, mediante distintos colores, se presenta el tipo de impacto que genera cada actividad del proyecto sobre los diversos factores, y su magnitud, tomando de referencia:



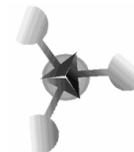
ETAPAS	ACCIONES	TAREAS ASOCIADAS
CONSTRUCCIÓN	Acondicionamiento del terreno	Movimientos de suelo para nivelar la superficie Construcción de planchada
	Montaje de equipos	Montaje de tanques Montaje de reactores Montaje de columnas Montaje de intercambiadores Montaje de cañerías, etc. Montaje de servicios auxiliares Montaje de redes eléctricas
	Emisión de gases y partículas	Utilización de vehículos varios Movimiento de suelo Construcción de laguna de efluentes
	Generación de ruido	Utilización de maquinarias varias Construcción de obras metalúrgicas y civiles
	Generación de residuos	Generación de residuos orgánicos Generación de residuos plásticos Generación de residuos metálicos Generación de escombros
	Mano de obra	Continuidad de contratos laborales Ocupación temporal/permanente de personal Forestación
OPERACIÓN	Circulación de vehículos	Transporte de personal
	Emisión de gases	Circulación de vehículos Venteos
	Operación de planta	Operaciones unitarias y procesos productivos Venteo o incineración de efluentes gaseosos Tratamiento de efluentes líquidos Pérdidas extraordinarias de MP, subproductos, o productos Preparación de comidas para operarios Tareas administrativas/Contratos laborales
ABANDONO	Continuación de operaciones normales o desmantelamiento de la planta	En caso de desmantelamiento:
		Venta de equipos a terceros o como chatarra. Saneamiento de equipos, tanques, etc. Traslado de equipos, metales, cañerías, escombros Saneamiento del predio Reforestación

Tabla 9-1: Etapas del proyecto, sus actividades y tareas asociadas. Fuente: Elaboración propia.



SISTEMA	SUBSISTEMA	FACTOR AMBIENTAL		COMPONENTE AMBIENTAL
MEDIO FÍSICO	Medio Inerte	Atmósfera	Calidad del aire	Material Particulado Visibilidad Emisiones/Olores Temperatura Humedad
			Nivel de ruido	Ruido diurno/nocturno
		Suelo	Pérdida de suelo fértil	Superficie
			Calidad de suelo	pH Salinidad Morfología Erosión
		Agua	Calidad de agua	Salinidad pH Temperatura
			Recurso Hídrico	Cantidad de recurso (superficial / subterránea)
	Medio Biótico	Flora	Biodiversidad Abundancia	
		Fauna	Distribución Estructura Composición	
	Medio Perceptual	Paisaje	Calidad paisajística	
	MEDIO SOCIOECONÓMICO	Medio Socioeconómico	Territorio	Monumentos Patrimonios culturales
Recursos energéticos / insumos			Combustibles Insumos generales Energía eléctrica	
Operarios			Seguridad	
Actividad económica			Puestos de trabajo Desarrollo regional y local Turismo	
Sociedad			Salud Confort Estilo de vida	

Tabla 9-2: Factores ambientales afectados por el proyecto. Fuente: Elaboración propia.



Impactos Negativos		Alto	Impactos Positivos		Alto
		Moderado			Moderado
		Bajo			Bajo
		No Significativo			No Significativo

Tabla 9-4: Referencias matriz de impacto ambiental. Fuente: Elaboración propia.

9.3. Tratamiento de efluentes

Las corrientes de aguas residuales del fondo de las columnas de destilación deben enviarse a una unidad de tratamiento de aguas residuales antes de su eliminación para su purificación y eliminación de metanol, que es altamente peligroso para el medio ambiente y las especies acuáticas. El tratamiento biológico eliminaría los materiales orgánicos para cumplir con los requisitos ambientales.

La composición de las corrientes de desechos y la estrategia adecuada de tratamiento de desechos para este proceso se explican en los siguientes puntos. Tanto la síntesis de metanol como la de DME tienen gases de purga y requieren un tratamiento de residuos anterior antes de su liberación a la atmósfera. En síntesis de DME, se purga una cantidad baja de hidrógeno, también se debe eliminar el monóxido de carbono y el dióxido.

9.3.1. Remoción de CO₂

Por razones medioambientales, debe eliminarse por absorción antes de liberarlo a la atmósfera. El CO₂ se puede eliminar por varios métodos: procesos de absorción química o física, con soluciones acuosas, glicoles (proceso Rectisol) o metanol frío (proceso Selexol); adsorción con alúmina o zeolitas; Crema; o separación con membranas. Sin embargo, generalmente se elimina por absorción. Se pueden usar varios solventes para esto, pero las soluciones de amina son las más comunes hoy en día. MEA (monoetanolamina) y DEA (dietanolamina) son algunos ejemplos; aunque exhiben altas tasas de transferencia de masa, su regeneración consume mucha energía. La Tabla que se muestra a continuación se muestra una comparación de varios disolventes para la absorción de monóxido de carbono en términos de requerimientos energéticos.



Removal system	Amine concentration (wt%)	Energy requirement (GJ/mol CO ₂)
MEA	15–20	210
MEA with inhibitors	25–35	93–140
K ₂ CO ₃ with additives	20–35	62–107
MDEA with additives	40–55	40–60

Tabla 9-5: comparación de varios disolventes para la absorción de monóxido de carbono en términos de requerimientos energéticos. Fuente: Perry.

En la síntesis de DME se purga una baja cantidad de CO₂ (1,54 kg / h), y los precios de los solventes para el proceso de absorción deben analizarse y compararse para decidir cuál es la mejor opción, tanto desde el punto de vista técnico como puntos de vista económicos

9.3.2. Remoción de CH₃OH

La corriente de purga contiene principalmente metanol sin reaccionar (93,3%), una cierta cantidad de dióxido de carbono, monóxido de carbono, cantidades muy bajas de hidrógeno y metano. Por lo tanto, aparte de otros gases ya mencionados, el metanol debe eliminarse de esta corriente de purga debido a sus posibles peligros para el medio ambiente.

La eliminación de metanol de la corriente de gas puede realizarse por absorción con agua, biofiltración o por adsorción con tamices moleculares, tierra de blanqueo o gel de sílice. Aunque la biofiltración es una técnica de bajo costo, genera residuos, requiere un gran espacio y es preferible para grandes volúmenes de gases con baja concentración del compuesto orgánico (<2000 ppm). Dependiendo de la eficiencia y el precio del adsorbente disponible, esta técnica puede seleccionarse en lugar de la absorción. Ambos métodos podrían usarse para la eliminación de metano en el proceso, y los parámetros y factores reales determinan la elección.



9.3.3. Tratamiento de aguas residuales

De acuerdo con la Directiva de emisiones industriales 2010/75 / UE, los principales contaminantes a considerar en las corrientes de aguas residuales se muestran a continuación:

1. Compuestos órgano-halogenados y sustancias que pueden generar estos compuestos en el medio acuático
2. Compuestos organofosforados
3. Compuestos de órgano-estaño
4. Sustancias y mezclas con probadas propiedades carcinogénicas, mutagénicas o que puedan afectar la reproducción a través del medio acuático.
5. Hidrocarburos persistentes y sustancias orgánicas tóxicas bio-acumulativas persistentes.
6. Cianuros
7. Metales y sus compuestos
8. Arsénico y sus compuestos
9. Biocidas y productos fitosanitarios
10. Materiales en suspensión
11. Sustancias que contribuyen a la eutrofización (en particular, nitratos y fosfatos)
12. Sustancias que tienen una influencia desfavorable en el balance de oxígeno (y se pueden medir usando parámetros tales como DBO, DQO, etc.)
13. Sustancias enumeradas en el anexo X de la Directiva 2000/60 / CE.



Las corrientes de aguas residuales de las columnas de destilación, deben tratarse antes de su liberación a los ríos. De acuerdo con la normativa ambiental de referencia, los valores límite de emisión (LEV) para el sector químico se muestran en la tabla

Parameter	Value
BOD ₅	1 g/L
COD	1,6 g/L
Oils	0,1 g/L
Sulfides	0,002 g/L
pH	6-9

Tabla 9-6: Valores límite para corrientes de tratamiento de aguas residuales. Fuente: Perry.

Las corrientes de aguas residuales contienen principalmente metanol y otros compuestos orgánicos, en una concentración más alta que los valores de emisión permitidos. No hay sólidos suspendidos u otros químicos dañinos; solo se necesita un tratamiento biológico para la purificación de efluentes a fin de cumplir con los requisitos ambientales.

Dado que el compuesto orgánico más abundante en ambas corrientes de desechos es el metanol, se ha utilizado para el cálculo del parámetro BOD. El contenido orgánico restante ha sido despreciado. El tratamiento biológico consistiría en un paso anaeróbico seguido de un tratamiento aeróbico.



9.4. Marco legal

En el capítulo de localización se determinó que el presente proyecto se llevará a cabo en la provincia de Neuquén, en la región de Plaza Huincul. A partir de esto, se considera el marco legal nacional y provincial referido a la protección del medio ambiente.

9.4.1. Legislación Nacional

- Ley 25675/02 (Ley General de Ambiente): esta ley establece los presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable.
- Ley 24354/94 – Decreto Reglamentario 720/95 (Sistema Nacional de Inversión Pública): establece los presupuestos mínimos de protección ambiental sobre gestión integral de residuos industriales y derivados de actividades de servicio que sean generados en todo el territorio argentino, cualquiera sea el proceso implementado para generarlos.
- Ley 25688/02 (Régimen de Gestión Ambiental de Aguas): en esta ley se establecen los presupuestos mínimos ambientales para la preservación de las aguas, su aprovechamiento y uso racional. Utilización de las aguas. Cuenca hídrica superficial. Comités de cuencas hídricas.
- Ley 20284 (Ley de Contaminación Atmosférica): Establece las normas para la preservación de los recursos del aire: fija parámetros de calidad de aire, crea el registro catastral de fuentes contaminantes y establece sanciones.
- Ley 24051 (Residuos Peligrosos): ámbito de aplicación y disposiciones generales. Registro de generadores y operadores, transportistas, infracciones, régimen penal, autoridad de aplicación, disposiciones complementarias, prohibición de importación y exportación.
- Decreto reglamentario 831/93: reglamentación de la ley 24051 (residuos peligrosos).

9.4.2. Legislación provincial

- Ley 1875 (Ley de Preservación, conservación, defensa y mejoramiento del ambiente): tiene como finalidad el ordenamiento territorial u la planificación de los procesos de urbanización, poblamiento e industrialización, como así también, la



utilización racional del suelo, agua, flora, fauna, paisaje, fuentes energéticas y demás recursos naturales en función de los valores del ambiente.

- Decreto 2656/99 – Reglamentación de la Ley de Medio Ambiente
- Ley 3076 – Regulación de los recursos hídricos, cursos de agua y medio ambiente: Establece el ámbito de aplicación, la declaración de alerta hídrica-ambiental que comprende los cursos y cuerpos de agua y los acuíferos existentes en el territorio de la provincia, el plan estratégico integral de alerta, como así también las especificaciones que deben poseer los efluentes vertidos por los establecimientos comerciales e industriales.



Capítulo 10 - Aspectos de Seguridad e Higiene

10.1. Introducción

La seguridad y salud ocupacional también deben considerarse en el proceso. Se explican los posibles peligros y las precauciones adecuadas para la manipulación de todos los compuestos químicos.

10.2. Materiales del proceso

Los materiales generados, consumidos y liberados durante el proceso se han considerado en términos de:

- Peligros específicos para la salud
- Medidas de extinción de incendios
- Medidas de liberación accidental y precauciones.

10.2.1. Consideraciones de seguridad para el metanol

Una pequeña cantidad de metanol se encuentra en la corriente del producto. Es un líquido volátil e inflamable que se mezcla bien con el aire y forma fácilmente mezclas explosivas. Es miscible con agua, alcoholes, ésteres, cetonas y la mayoría de los solventes orgánicos.

Los peligros para la salud del metanol se enumeran a continuación:

- El vapor y las soluciones de metanol son irritantes para la piel y los ojos.
- El contacto con la piel puede causar sequedad, grietas y dermatitis.
- El metanol se absorbe bien por inhalación, por vía oral y percutánea, y puede causar acidosis metabólica y daño al sistema nervioso central, el nervio óptico, la retina y el hígado.



Para evitar riesgos para la salud, se debe hacer lo siguiente:

- Se deben usar guantes para proteger la piel.
- Se deben usar gafas químicas.

El metanol es altamente inflamable y se quema con una llama invisible o azul claro. Puede ser encendido por calor, chispas o llamas. Para prevenir riesgos de incendio, se debe hacer lo siguiente:

- El metanol debe usarse y almacenarse en sistemas cerrados y fríos con ventilación y equipos eléctricos e iluminación a prueba de explosiones.
- Se debe evitar el contacto de metanol con oxidantes.
- No debe haber fuentes de ignición en el equipo y las instalaciones del proceso.

En caso de incendio, se debe hacer lo siguiente:

- Los incendios pequeños pueden combatirse con productos químicos secos o con agua pulverizada con dióxido de carbono.
- Los grandes incendios pueden aplacarse con agua pulverizada, niebla o espuma resistente al alcohol. Se debe usar agua pulverizada para enfriar los contenedores en el área del incendio.

En caso de lanzamiento, se debe hacer lo siguiente:

- El área peligrosa debe ser evacuada.
- El líquido que se escapa debe recogerse en recipientes herméticos, o debe colocarse en dique antes del derrame del líquido para su posterior eliminación.
- Los líquidos derramados deben enjuagarse con abundante cantidad de agua.
- Se debe usar ropa protectora, apropiada al grado de derrame.
- Se puede lograr protección personal adicional usando ropa de protección completa, incluido un dispositivo de respiración autónomo.



10.2.2. Consideraciones de seguridad para dimetil éter

El dimetil éter es un gas altamente inflamable y ligeramente tóxico. Sus vapores son más pesados que el aire. Cualquier fuga puede ser líquida o de vapor.

Los riesgos para la salud del dimetil éter se muestran a continuación:

- El vapor puede causar irritación en ojos, nariz y garganta.
- Exposición excesiva o asfixia.
- Los órganos diana son el hígado, el sistema nervioso central, el sistema cardiovascular y el sistema respiratorio.
- La exposición alta puede causar efectos anestésicos, así como dolor de cabeza, mareos e incluso pérdida del conocimiento.

Para evitar riesgos para la salud, se debe hacer lo siguiente:

- Si hay contacto con los ojos, los ojos deben enjuagarse con abundante agua durante al menos 15 minutos.
- Si hay contacto con la piel, puede congelarse. La persona debe ser enjuagada con agua tibia; no se debe usar agua caliente.
- Si se ingiere una gran cantidad, se requiere atención médica.
- La víctima debe conducir al aire fresco lo más rápido posible. El personal capacitado debe dispensar oxígeno suplementario y / o reanimación cardiopulmonar, si es necesario.

El éter dimetílico tiene graves riesgos de incendio y explosión. Los productos de combustión peligrosos son formaldehído, óxidos de carbono y peróxidos. Para prevenir riesgos de incendio y en caso de incendio, se debe hacer lo siguiente:



- Los incendios con dimetil éter deben extinguirse al apagar la fuente del gas.
- Los medios de extinción recomendados son agua pulverizada, neblina de agua, secado químico o dióxido de carbono.
- El agua se debe aplicar desde una distancia segura para enfriar el contenedor y proteger el área circundante.
- En caso de incendio o calentamiento, ocurrirá un aumento de la presión y el recipiente estallará, con el consiguiente riesgo de explosión.
- Los bomberos deben usar el equipo de protección apropiado y el dispositivo de respiración autónomo con una pieza de cara completa operada en modo de presión positiva.

En caso de lanzamiento, se debe hacer lo siguiente:

- No debe ser lanzado al medio ambiente.
- Las liberaciones no controladas deben ser respondidas por personal capacitado usando procedimientos específicos.
- El área afectada debe estar aislada y se debe usar ropa y equipo de protección personal.
- Se debe evitar el calor, las llamas, las chispas y otras fuentes de ignición [28].
- Monitoree el área circundante para niveles de gas combustible y oxígeno.

10.2.3. Consideraciones de seguridad para el monóxido de carbono

El monóxido de carbono es un óxido gaseoso altamente tóxico e inflamable, altamente venenoso y escasamente soluble en agua.

Los riesgos para la salud del monóxido de carbono se detallan a continuación:

- Dependiendo de la concentración y la duración de la exposición, puede causar dolor de cabeza, somnolencia, mareos, excitación, respiración acelerada,



náuseas, vómitos, alucinaciones, confusión, angina de pecho, convulsiones e inconciencia.

- Puede ser letal si se inhala.
- Los órganos diana son los pulmones, la sangre, el sistema cardiovascular y el sistema nervioso central.
- El contacto de la piel y los ojos puede causar el desarrollo de ampollas, congelación o visión borrosa.
- Para prevenir riesgos a la salud, se debe hacer lo siguiente:
- Debe usarse solo con equipos de ventilación adecuados y a prueba de explosiones.
- Los controles de ingeniería deben mantener las concentraciones de gas, vapor o polvo por debajo de los límites de explosividad más bajos.
- Se debe seleccionar el equipo de protección personal adecuada para el cuerpo en función de la tarea que se realiza y los riesgos involucrados. Esto debe ser aprobado por un especialista antes de manipular el monóxido de carbono.
- Se deben usar gafas de seguridad y guantes impermeables resistentes a productos químicos que cumplan con una norma aprobada cuando una evaluación de riesgos indique que se debe evitar la exposición a la sustancia química. En caso de un gran derrame, se debe usar un aparato de respiración autónomo para evitar la inhalación de monóxido de carbono.

Para prevenir riesgos de incendio y en caso de incendio, se debe hacer lo siguiente:

- Los posibles medios de extinción son el dióxido de carbono, el secado químico regular, el rocío de agua y la espuma resistente al alcohol.
- Los envases deben enfriarse con agua pulverizada hasta bastante después de que se apaga el fuego.
- Los contenedores deben moverse del área de fuego si esto puede hacerse sin riesgo.



- Los contenedores deben estar protegidos de la exposición al calor, ya que de lo contrario pueden explotar.

En caso de lanzamiento, se debe hacer lo siguiente:

- Todo el personal debe ser evacuado del área de peligro.
- La atmósfera debe verificarse con un dispositivo apropiado.
- Todas las fuentes de ignición deben ser removidas.
- El área afectada debe estar bien ventilada.

10.2.4. Consideraciones de seguridad para el dióxido de carbono

El dióxido de carbono es un óxido gaseoso incoloro e inodoro, más pesado que el aire y altamente soluble en agua. Es un componente principal de los gases de combustión y generalmente se almacena en fase líquida como un gas licuado comprimido y a temperaturas muy altas se descompone produciendo monóxido de carbono tóxico.

Los peligros para la salud del dióxido de carbono se enumeran a continuación:

- Las altas concentraciones en el aire causan una deficiencia de oxígeno con el riesgo de pérdida del conocimiento o la muerte. En una exposición a corto plazo, también puede ocurrir hiperventilación, y una rápida evaporación del líquido también puede causar congelación.
- La inhalación puede causar mareos, dolor de cabeza, taquicardia o presión arterial elevada.
- Después de una exposición a largo plazo, puede tener efectos sobre el metabolismo.
- El contacto con la piel y los ojos puede causar congelación al entrar en contacto con el dióxido de carbono líquido.



Para evitar riesgos para la salud, se debe hacer lo siguiente:

- Verificación del contenido de oxígeno antes de entrar en el área de exposición.
- Los controles de ingeniería necesitan mantener el gas por debajo de la temperatura de descomposición.
- Se debe seleccionar el equipo de protección personal adecuada para el cuerpo en función de la tarea que se realiza y los riesgos involucrados.
- Se deben usar gafas de seguridad, guantes resistentes a productos químicos, aislantes del frío y ropa protectora. En caso de un derrame grande, se debe usar un equipo de respiración autónomo para evitar la inhalación de dióxido de carbono.

El dióxido de carbono no es combustible, pero los contenedores de CO₂ pueden estallar en el calor de un incendio. En este caso, todos los agentes de extinción están permitidos y se debe hacer lo siguiente:

- Los cilindros deben enfriarse con agua pulverizada hasta bastante después de que se apaga el fuego.
- Los contenedores deben estar protegidos de la exposición al calor, ya que de lo contrario pueden explotar.

En caso de lanzamiento, se debe hacer lo siguiente:

- Todo el personal debe ser evacuado del área de peligro.
- La atmósfera debe verificarse con un dispositivo apropiado (verificando el contenido de O₂).
- Todas las fuentes de ignición deben ser removidas.
- El área afectada debe estar bien ventilada. Cuando deseche derrames, nunca dirija el chorro de agua sobre el dióxido de carbono líquido. El personal debe estar protegido con un aparato de respiración autónomo.



9.3.5. Consideraciones de seguridad para el metano

El metano es un gas incoloro extremadamente inflamable, más ligero que el aire y escasamente soluble en agua.

Los peligros para la salud del metano se enumeran a continuación:

- Las altas concentraciones en el aire causan una deficiencia de oxígeno con el riesgo de pérdida del conocimiento o la muerte. En una exposición a corto plazo, el contacto con gas comprimido o líquido puede causar congelación.
- La inhalación puede causar asfixia e inconsciencia. El gas puede ser absorbido en el cuerpo por inhalación.
- Congelación grave puede ocurrir en la piel después del contacto con metano líquido.

Para evitar riesgos para la salud, se debe hacer lo siguiente:

- Verificación del contenido de oxígeno antes de entrar en el área de exposición.
- Se debe seleccionar el equipo de protección personal adecuada para el cuerpo en función de la tarea que se realiza y los riesgos involucrados.
- Se deben usar guantes resistentes a productos químicos, aislantes del frío y ropa protectora. En caso de un gran derrame, se requiere evacuación. El personal especializado debe usar un equipo de respiración autónomo para evitar la inhalación y también se requiere ventilación.

Para prevenir riesgos de incendio y en caso de incendio, se debe hacer lo siguiente:

- Como el metano es un gas altamente inflamable, no se permiten llamas, chispas o fumar en el área circundante. Extinga el fuego con agua pulverizada, polvo o dióxido de carbono.
- Se requiere un sistema cerrado, ventilación y equipos eléctricos a prueba de explosiones.



- Los envases deben enfriarse con agua pulverizada hasta bastante después de que se apaga el fuego.

En caso de lanzamiento, se debe hacer lo siguiente:

- Todo el personal debe ser evacuado del área de peligro.
- La atmósfera debe verificarse con un dispositivo apropiado.
- Todas las fuentes de ignición deben ser removidas.
- El área afectada debe estar bien ventilada.

10.3.6. Consideraciones de seguridad para el hidrógeno

El hidrógeno es un gas incoloro, inodoro, insípido e inflamable no tóxico. Es extremadamente inflamable en presencia de gases oxidantes, como oxígeno, flúor o cloro; también.

Tiene una temperatura de autoignición de 500 a 571 ° C. Se quema con una llama azul invisible, que puede causar calentamiento localizado y explosión o ruptura de recipientes a presión.

Los peligros para la salud del hidrógeno se enumeran a continuación:

- En ausencia de oxígeno, puede ser letal.
- El contacto con gas en rápida expansión puede causar quemaduras o congelación, y puede ser irritante para la piel y los ojos expuestos.
- El hidrógeno es un asfixiante simple, que actúa desplazando el oxígeno en el ambiente. Los problemas de inhalación se deben a la falta de oxígeno.
- Concentraciones moderadas pueden causar dolor de cabeza, somnolencia, mareos, exceso de salivación, vómitos y pérdida del conocimiento.



Para evitar riesgos para la salud, se debe hacer lo siguiente:

- El equipo de protección personal para el cuerpo debe seleccionarse en función de la tarea que se realiza y los riesgos involucrados y debe ser aprobado por un especialista antes de manipular este producto.
- Los guantes aislados son adecuados para bajas temperaturas.
- Se deben usar gafas protectoras o gafas de seguridad para protegerse de los gases que se expanden rápidamente.

En caso de incendio, se debe hacer lo siguiente:

- El agua se debe aplicar a una distancia segura para enfriar el contenedor y proteger el área circundante.
- Si está involucrado en un incendio, cierre el flujo de inmediato si puede hacerlo sin riesgo.
- Se requiere un dispositivo de respiración autónomo y los engranajes de protección habituales para los bomberos.
- El personal debe ser evacuado, si es necesario, para ceñir el área.

Para prevenir riesgos de incendio, se debe tener en cuenta lo siguiente:

- No debe estar en contacto con llamas abiertas o descargas electrostáticas.
- Es inflamable en un amplio rango de concentraciones en el aire.

En caso de lanzamiento, se debe hacer lo siguiente:

- Se debe usar equipo de protección.
- La fuga debe detenerse sin riesgo.
- Todo el personal no esencial debe ser evacuado.



- El hidrógeno se eleva y se desembolsa rápidamente; por lo tanto, el área debe ventilarse y aislarse hasta que el gas se haya dispersado.



Capítulo 11 - Evaluación económica

11.1. Introducción

El presente capítulo fue organizado en dos apartados principales, en primer lugar los análisis de inversiones y costos, en segundo lugar el análisis de rentabilidad.

El análisis de inversiones y costos se basó en primera instancia en el cálculo de la inversión inicial total mediante el método del factor de economía de escala, utilizando como referencia datos obtenidos de la empresa Toyo Engineering Corp.

Posteriormente se determinó la inversión inicial total mediante la determinación de las inversiones en capital fijo y de trabajo utilizando métodos adecuados para el alcance de este proyecto. Por otro lado, se hizo hincapié en el análisis de costos operativos, ya sean fijos y variables, y de esta manera se completó el conocimiento de la estructura operativa de la planta.

Con esta información y la recolectada en el capítulo 1, se procedió a la construcción del flujo de caja del proyecto, que conjunto con la determinación de la tasa de descuento pertinente, permitió arribar a los principales indicadores de rentabilidad.

11.2. Inversión inicial empleando factor de economía de escala

Se emplea para el cálculo, datos conocidos de inversión total y tamaño de una planta de DME obtenido por el método indirecto, a partir de deshidratación de metanol. La expresión para el cálculo es:

$$I_t = I_0 \left(\frac{T_t}{T_0} \right)^\alpha$$

En donde

- I_t = Es la inversión inicial para nuestra planta de tamaño
- I_0 = Es la inversión inicial para una planta de DME tomada de referencia
- T_t = Tamaño para nuestra planta
- T_0 = Tamaño planta de DME tomada de referencia
- α = Factor de economía de escala, es característico de cada tecnología. En caso de no estar disponible, se usa típicamente un valor de 0,6, lo cual se conoce como la regla de los 6/10.



Si bien existe una probabilidad de error de 10-50% al usar este método de cálculo, consideramos que es una buena aproximación porque la planta tomada como referencia es similar a la propuesta en un 90% en cuanto a equipos y funcionamiento. Además en estos precios se incluyen bombas, cañerías, válvulas, etc.

Los datos que empleamos de esta empresa fueron los siguientes:

- $I_0 = \text{U\$D } 18.620.000.$
- $T_t = 50.000 \text{ tn/año.}$
- $T_0 = 110.000 \text{ tn/año.}$
- $\alpha = 0,6.$

$$I_t = \text{U\$D } 18.620.000 \left(\frac{50.000 \text{ tn}}{110.000 \frac{\text{tn}}{\text{año}}} \right)^{0,6} = \text{U\$D } 11.601.818,53$$

11.3. Inversión inicial con cálculo de capital fijo y de trabajo

11.3.1. Inversión en capital fijo (Método de Lang)

En el cálculo de la inversión inicial se incluyen todos los elementos que son necesarios para la construcción de la planta y su puesta en funcionamiento. Algunos elementos que aquí se incluyen son los terrenos, la obra civil o los equipos.

Los egresos relevantes para la toma de decisiones pueden diferenciarse entre aquellos que constituyen la inversión y los que son egresos de operación.

Introducción al método

En 1947, Lang propone un método de estimación del costo de plantas químicas denominado factorial. Después de un análisis riguroso, se concluyó que se puede expresar el coste de una planta como múltiplo del coste del equipo. A este término de proporcionalidad se le denomina “Factor de Lang”, el cual se expresa como sigue:



$$C_{TCF} = F_L \cdot \sum_{i=1}^n C_{E,i}$$

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 en función del tipo de planta química. El factor que utilizaremos es el que figura en la tabla siguiente, correspondiente a los autores Peters & Timmerhaus con un valor de 1,55 para plantas de procesamiento de fluidos, que involucra solo los costos de instalación, tuberías, instrumentación y sistemas eléctricos.

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
Coste total planta	1,45 TCF	1,40 TCF	1,35 TCF
	4,93 CE	4,41 CE	3,78 CE

Tabla 11-1: Factores de Lang para el cálculo de inversión en capital fijo. Fuente: Peters & Timmerhaus.

Costos de los equipos

El precio de compra de los equipos de proceso se determina a partir de plantas de características similares y haciendo uso del sitio web <https://matche.com> el mismo proporciona el costo de equipos acorde a las necesidades del proyecto.



Equipos principales	Costo en (U\$D)
Reactor de lecho fijo	46116
Columna de destilación primaria (incluye reboiler y condensador)	454309,395
Columna de destilación secundaria (incluye reboiler y condensador)	595984,434
Intercambiador de casco y tubo (2)	716140
Total	1812549,829

Tabla 11-2: Costo total de equipos principales. Fuente: Elaboración propia.

Calculo con método de Lang

$$C_{TIEP} = 1,55 \cdot U\$D 1.812.549,829 = U\$D 2.809.452,23$$

Costo de preparación del terreno

Este costo involucra estudios del terreno, deshidratación y drenaje del mismo, limpieza de la superficie, construcción de cercos, rutas, senderos, líneas de alcantarillado, instalaciones de protección contra incendios y paisajismo. Para plantas que se construyen de base, es decir, que no existen otras instalaciones anexas, el valor puede alcanzar un 10-20 % del costo total de inversión en equipamiento.

A fines del cálculo se tomó un 15% de ese total, lo que da una valor de U\$D 421.417,8.

Costo de instalación de servicio

Este incluye salas de control, laboratorios, talleres de mantenimiento, oficinas administrativas, instalaciones médicas, cafeterías, garajes y almacenes. Según Seider et al. Puede estimarse en un 20% del costo total de equipos para el caso de plantas que se construyen desde cero.

Entonces, el costo de instalaciones de servicio para la planta de DME alcanza una suma de U\$D 561.890,4.



Costo de plantas de servicios auxiliares

Este costo de inversión incluye la construcción e instalación de las plantas de servicios como vapor, electricidad, agua de enfriamiento, agua de calderas, gases inertes combustibles, refrigeración, etc. y otras instalaciones relacionadas para la disposición y tratamiento de efluentes.

De acuerdo a Peters & Timmerhaus, este costo puede variar entre 30 – 80% del costo en equipamiento siendo 50% un promedio normal para el caso de plantas de procesamiento fluido – fluido.

Tomando este último dato como referencia, el costo de este ítem en la planta de DME es de U\$D 1.404.726,1.

Inversión permanente directa total

La sumatoria de los costos anteriormente mencionados se denomina Inversión permanente directa total, y se muestra en la tabla que se ilustra a continuación.

Item	U\$D
Inversión Total en Capital Fijo	2809452,23
Costo Preparación del Terreno	421417,835
Costo de Instalación de Servios	561890,446
Costo de Plantas de Servicios Auxiliares	1404726,12
Inversión Permanente Directa Total	5197486,63

Tabla 11-3: Inversión permanente directa total. Fuente: Elaboración propia.

Costos de contingencias y honorarios de contratistas

Las contingencias son costos previstos que ocurren durante la construcción de una planta. Para tener en cuenta los costos de contingencias, es común fijar un 15% de la inversión permanente directa. A esto se le suele agregar un 3% en concepto de honorarios de contratistas, lo que hace un total de 18%.



Para la planta de DME el valor de costo de contingencias y honorarios de contratistas es de U\$D 935.547,6.

Capital total depreciable

Si a la inversión permanente directa se le suma los costos de contingencias y honorarios a contratistas se obtiene el capital total depreciable, que como su nombre lo indica es susceptible a sufrir depreciación.

Para la planta de DME, el capital total depreciable alcanza un valor de U\$D 6.133.034,2.

Costo del terreno

El costo del terreno es no depreciable ya que la tierra raramente disminuye su valor. En ausencia de datos puede ser tomado como el 2% del capital total depreciable.

Debido a la dificultad para encontrar el precio del terreno en el complejo industrial en donde estaría localizada la planta, el costo del mismo se tomó de acuerdo a la recomendación anterior lo que da un valor de U\$D 122.660,7.

Costo de patentes y licencias

Como la planta de DME usará una tecnología que pertenece a una marca registrada, se deberá entonces, pagar un costo inicial en concepto de patentes y licencias. A fines de prefactibilidad se considera adecuado considerar un 2% del capital total depreciable, lo que da un costo de U\$D 122.660,7.

Costo de puesta en marcha

El costo de puesta en marcha se estima típicamente en un 10% del costo total depreciable. Por lo tanto en este análisis alcanza un valor de U\$D 613.303,4.



Inversión fija total

La suma del capital total depreciable y de los otros costos de tipo no depreciable da como resultado el costo de inversión total en capital fijo.

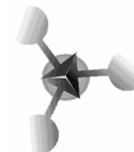
Item	U\$D
Contingencias y Honorarios a Contratistas	935547,593
Capital Total Despreciable	6133034,22
Costo del Terreno	122660,684
Costo de Patentes y Licencias	122660,684
Costo de Puesta en Marcha	613303,422
Inversión Fija Total	6991659,01

Tabla 11-4: Inversión fija total. Fuente: Elaboración propia.

Para el caso de este proyecto asciende a U\$D 6.991.659,01

11.3.2. Costos de producción

La determinación de los costos de producción, también conocidos de operación, se basó en la planilla de análisis que se encuentra disponible en el libro de Sinnott. En la misma se dividen de acuerdo a la clasificación más frecuente: costos variables y fijos que dan los costos directos de producción, y por otro lado, los costos indirectos de producción.



Costos Variables	Unidad	Costo Unitario	Unidad	Consumo anual	Costo en U\$D/año	Nota	%
Costo de materia prima							
Metanol	U\$D/Tn	320	Tn/año	78998	25279360	Precio del metanol en Argentina al 2015	82,40
Costo de insumos							
Catalizador	U\$D/Kg	4,7	Kg/año	4812	22616,4		0,074
Servicios							
Electricidad en planta	U\$D/Kwh	0,0039	Kwh/año	5140675	20048,6325		0,065
Vapor de calderas	U\$D/m3	3,184	m3/año	1665644,358	5303411,636		17,287
Agua de enfriamiento	U\$D/m3	0,051	m3/año	1042843,573	53185,02222		0,173
Envío y Embalaje						Despreciables por ser combustibles	
Subtotal					30678621,69		100

Tabla 11-5: Costos variables. Fuente: Elaboración propia.

Costos Fijos	Costo Anual (U\$D)	Nota	%
Mano de Obra	978177,33	Capítulo Aspectos Organizacionales	24,98
Costo de Mantenimiento	613303,42	10% CTDC	15,66
Depreciaciones	613303,42	10%CTDC, Vida operativa de planta = 10 años	15,66
Costos de Laboratorio	342362,07	30% Mano de Obra	8,74
Seguros	61330,342	1% CTDC	1,57
Impuestos locales	122660,684	2% CTDC	3,13
Patentes/Licencias	1185000	3% Ingreso por Ventas	30,26
Subtotal	3916137,26		100

Tabla 11-6: Costos fijos. Fuente: Elaboración propia.

Costos Directos de Producción	34594758,95
--------------------------------------	--------------------

Tabla 11-7: Costos directos. Fuente: Elaboración propia.

Costos Indirectos de Producción	Nota	U\$D	%
Gastos de ventas	3% Ingreso por ventas	1185000	26,67
Gastos generales	3,25% Ingreso por ventas	1283750	28,89
Investigación y Desarrollo	5% Ingreso por ventas	1975000	44,44
Subtotal		4443750	100

Tabla 11-8: Costos indirectos. Fuente: Elaboración propia.

Costos de producción anual	39038508,95
-----------------------------------	--------------------

Tabla 11-9: Costos de producción anual. Fuente: Elaboración propia.



En las tablas anteriores se muestra el análisis de costos del proyecto en cuestión. El formato se tomó como se mencionó anteriormente del material de Sinnott y se le agregaron dos columnas: una con las consideraciones que se tuvieron en cuenta para el cálculo y la otra con el porcentaje de incidencia en el tipo de costo.

El cálculo de la mayoría de los ítems que forman los distintos costos de se basó en un porcentaje de costos de inversión o ingresos por venta. Los criterios fueron tomados tanto de Sinnott como de Seider et al. y ante cualquier duda se recomienda remitirse a dichas obras. Esta metodología se considera acorde a fines de prefactibilidad.

El costo de materia prima, metanol, fue establecido en el capítulo de Estudio de Mercado y el consumo calculado por balances de materia y energía.

Los costos referentes a mano de obra fueron tomados del capítulo de Aspectos Organizacionales.

Para conocer los ingresos por ventas estimados, remitirse a la sección de análisis de rentabilidad del proyecto.

11.3.3. Estructura porcentual de costos

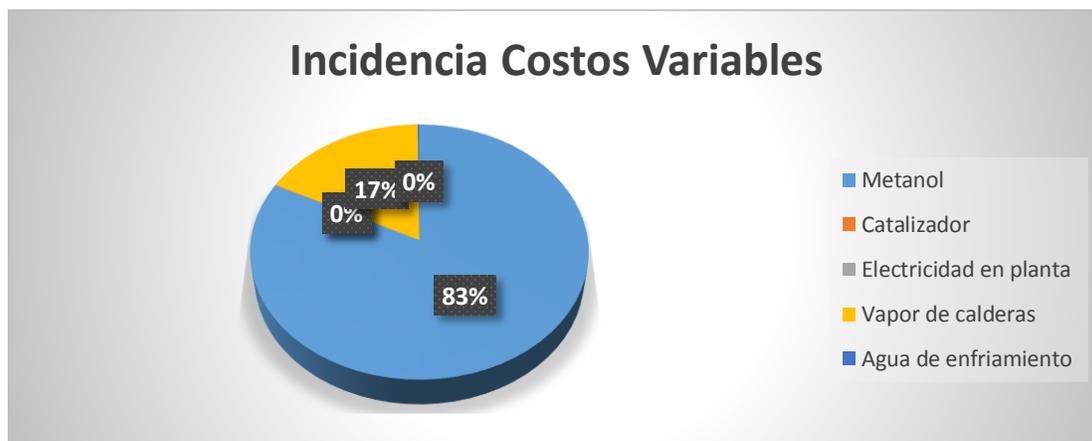


Gráfico 11-1: Incidencia de costos variables. Fuente: Elaboración propia.

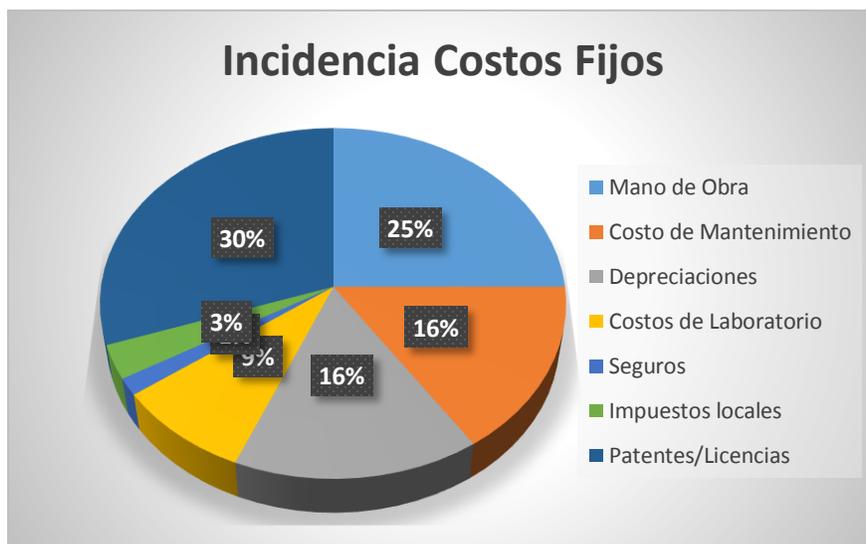


Gráfico 11-2: Incidencia de costos fijos. Fuente: Elaboración propia.

Puede observarse en el gráfico referente a los costos variables como influye el costo del metanol, el cual es la materia prima del proceso, como así también, es de destacar el costo de mano de obra en el gráfico referente a los costos variables.

11.3.4. Capital de trabajo

Se considera capital de trabajo como la cantidad de recursos necesarios, en forma de activos corrientes, para la operación normal del proyecto durante un ciclo productivo, para la capacidad considerada. A los efectos de la evaluación del proyecto, el capital de trabajo inicial constituye una parte de la inversión a largo plazo, ya que forma parte del monto permanente de los activos corrientes necesarios para asegurar el funcionamiento de la planta.

Cálculo de capital de trabajo

El capital de trabajo fue calculado mediante el método propuesto por Seider et al. en su capítulo 17. El mismo propone el cálculo del capital de trabajo utilizando el método contable que se basa en la siguiente expresión:



$$C_{wc} = \text{Reservas en efectivo} + \text{Inventario} + \text{Cuentas por cobrar} - \text{Cuentas por pagar}$$

Para la determinación de cada uno de los componentes se utilizan las siguientes prácticas contables:

- 30 días de reservas en efectivo para materias primas, servicios auxiliares, operaciones, mantenimiento, gastos generales de operación, impuestos, seguros y depreciación. Esto representa el 8,33% de los costos directos de producción anual.
- 7 días de inventarios de productos líquidos y sólidos, a sus respectivos precios de venta, lo que asume que estos productos son embarcados una vez por semana. Esto representa el 1,92% de las ventas anuales.
- 30 días de cuentas por cobrar de los productos a su precio de venta. Esto es el 8,33% de las ventas anuales.
- 30 días de cuentas a pagar por la compañía en materias primas al precio de compra. En total un 8,33% de los costos anuales de materia prima.

En la tabla que se muestra a continuación se muestra el resultado de aplicar este método para la determinación del capital de trabajo para la planta de DME

Capital de trabajo	U\$D	Nota
Reservas en efectivo	2881743,42	8,33% Costos directos de producción
Inventario	758400	1,92% Ingreso por ventas
Cuentas por cobrar	3290350	8,33% Ingreso por ventas
Cuentas por pagar	-2105770,69	8,33% Costos de materia prima
Total	4824722,733	

Tabla 11-10: Cálculo de capital de trabajo. Fuente: Elaboración propia.

Finalmente en la tabla que siguiente se muestra a modo de resumen la estructura de costos completa para determinar la inversión inicial total para la planta de DME



Componente	U\$D				
Costo total de inversión en equipamiento del proceso	C_{TBM}	2.809.452,23			
Costo de preparación del terreno	C_{site}	421417,8			
Costo de instalaciones de servicios (salas de control, laboratorios, talleres, etc.)	C_{serv}	561890,4			
Costo de plantas de servicios auxiliares (vapor, electricidad, agua, etc.)	C_{alloc}	1404726,1			
Inversión permanente directa total		C_{DPI}	5197486,6		
Costo de contingencias y honorarios de contratistas		C_{cont}	935547,6		
Capital total depreciable			C_{TDC}	6133034,2	
Costo del terreno			C_{land}	122660,7	
Costo de patentes/licencias			C_{royal}	122660,7	
Costo de puesta en marcha			$C_{startup}$	613303,4	
Inversión fija total				C_{TPI}	6991659,0
Capital de trabajo				C_{WC}	4824722,73
Inversión de capital total					C_{TC} 11816381,7

Tabla 11-11: Estructura de costos para determinación en capital total. Fuente: Elaboración propia.

Como puede observarse, la estimación de la inversión inicial total calculado en esta segunda etapa, como el calculado mediante el método de economía de escala nos da resultados semejantes, los cuales se resumen a continuación.

	Método de Economía de Escala	Método Lang
Inversión Inicial total	11601818,53	11816381,74

Tabla 11-12: Comparación de valores de inversión total. Fuente: Elaboración propia.

A efectos del cálculo de los indicadores económicos tales como, VAN, TIR, Periodo de recupero en apartados posteriores, se tomará como valor de inversión inicial, el calculado por medio del Método de Lang.

11.4. Análisis de rentabilidad

11.4.1. Tasa de descuento

Para la determinación de la tasa de descuento del proyecto se utilizó el Modelo para la Valoración de los Activos de Capital, por sus siglas en inglés CAPM. Éste modelo señala



que la tasa exigida de rentabilidad es igual a la tasa libre de riesgo más una prima por riesgo.

$$r_e = r_f + \beta[r_m - r_f]$$

Siendo:

r_e : rentabilidad esperada de la industria.

r_f : tasa libre de riesgo.

r_m : tasa de retorno esperada para el mercado.

β : coeficiente beta, mide el riesgo sistemático de invertir en la industria.

Es muy común utilizar en este modelo los datos referidos al mercado de Estados Unidos, ya que cuenta con una basta y confiable disponibilidad de información referida a indicadores de rentabilidad en el mercado de acciones de largo plazo. Sin embargo, en este caso es necesario introducir una prima que considere el riesgo de invertir en un mercado que no es el de los Estados Unidos.

Para ello se utiliza la prima por riesgo país y la expresión final es la que se muestra a continuación.

$$r_e = r_f + \beta[r_m - r_f] + r_p$$

Los datos necesarios para la aplicación de este modelo fueron tomados del sitio web de Aswath Damodaran, catedrático de Finanzas de la Universidad de New York. El sitio contiene una gran cantidad de información actualizada principalmente del mercado de los Estados Unidos pero también de otros mercados importantes.

La tasa libre de riesgo de referencia corresponde al promedio histórico de la tasa de interés de los bonos del tesoro de Estados Unidos. De la misma manera, la rentabilidad del mercado se tomó como el promedio histórico de la rentabilidad de acciones del mercado de Estados Unidos. Los valores de estos promedios históricos se muestran a continuación.



r_p (Argentina)	7,50%
r_f (Bonos del Tesoro USA, Promedio 1928-2010)	5,28%
r_m (Rentabilidad del mercado USA, Promedio 1928-2010)	11,31%
β	1,32
r_e (Rentabilidad esperada de la industria)	20,74%

Tabla 11-13: Datos para el cálculo de la tasa de descuento. Fuente: Elaboración propia.

La prima por riesgo país de Argentina fue tomada del sitio www.ambito.com, se tomó un valor representativo de 750 puntos básicos, es decir 7,5%

Se utilizó un beta promedio de 1,32 (sector de chemical basic, diversified, speciality). La fuente de la cual se extrajo este dato es de Demodaran.

$$r_e = 5,28 + 1,32 [11,31 - 5,28] + 7,5$$

$$r_e = 20,7396 \%$$

11.4.2. Flujo de caja del proyecto

El flujo de caja del proyecto se construyó utilizando los datos anteriormente mostrados y siguiendo los lineamientos expuestos por Sapag Chain, en el capítulo 8 de su libro.

Téngase en cuenta que el horizonte de evaluación elegido fue de 10 años, lo cual se considera adecuado para la mayoría de los proyectos de inversión.

Con respecto a los distintos rubros del flujo de caja fueron tomados de los apartados anteriores. Para el caso de los costos fijos, la depreciación fue diferenciada por tratarse de un costo no erogable deducido de ganancias para fomentar el reemplazo de equipamiento.



Se considera el impuesto a ingresos brutos, el cual según la Ley Impositiva 3092 de la provincia de Neuquén, corresponde a un 3%

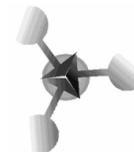
El impuesto a las ganancias en Argentina y para el caso de las compañías corresponde al 35% sobre el total de sus ganancias.

El valor de desecho fue calculado mediante el método contable

Rubro	0	1	2	3	4
Ingresos		39.500.000,0	39.500.000,0	39.500.000,0	39.500.000,0
Ingresos Brutos (3%)		-1.185.000,0	-1.185.000,0	-1.185.000,0	-1.185.000,0
Costos variables de producción		-30.678.621,7	-30.678.621,7	-30.678.621,7	-30.678.621,7
Costos fijos de producción		-3.302.833,8	-3.302.833,8	-3.302.833,8	-3.302.833,8
Costos indirectos de producción		-4.443.750,0	-4.443.750,0	-4.443.750,0	-4.443.750,0
Depreciaciones y Amortizaciones		-613.303,4	-613.303,4	-613.303,4	-613.303,4
Utilidad antes de impuestos		-723.509,0	-723.509,0	-723.509,0	-723.509,0
Impuesto a las ganancias (35%)		-253.228,1	-253.228,1	-253.228,1	-253.228,1
Utilidad neta		-976.737,1	-976.737,1	-976.737,1	-976.737,1
Depreciaciones y Amortizaciones		613.303,4	613.303,4	613.303,4	613.303,4
Inversión Fija	-6.991.659,0				
Capital de trabajo	-4.824.722,7				
Valor de desecho					
Flujo de caja del proyecto	-11.816.381,7	-363.433,7	-363.433,7	-363.433,7	-363.433,7

5	6	7	8	9	10
39.500.000,0	39.500.000,0	39.500.000,0	39.500.000,0	39.500.000,0	39.500.000,0
-1.185.000,0	-1.185.000,0	-1.185.000,0	-1.185.000,0	-1.185.000,0	-1.185.000,0
-30.678.621,7	-30.678.621,7	-30.678.621,7	-30.678.621,7	-30.678.621,7	-30.678.621,7
-3.302.833,8	-3.302.833,8	-3.302.833,8	-3.302.833,8	-3.302.833,8	-3.302.833,8
-4.443.750,0	-4.443.750,0	-4.443.750,0	-4.443.750,0	-4.443.750,0	-4.443.750,0
-613.303,4	-613.303,4	-613.303,4	-613.303,4	-613.303,4	-613.303,4
-723.509,0	-723.509,0	-723.509,0	-723.509,0	-723.509,0	-723.509,0
-253.228,1	-253.228,1	-253.228,1	-253.228,1	-253.228,1	-253.228,1
-976.737,1	-976.737,1	-976.737,1	-976.737,1	-976.737,1	-976.737,1
613.303,4	613.303,4	613.303,4	613.303,4	613.303,4	613.303,4
					4.824.722,7
					4.142.873,0
-363.433,7	-363.433,7	-363.433,7	-363.433,7	-363.433,7	8.604.162,1

Tabla 11-14: Flujo de caja del proyecto. Fuente: Elaboración propia.



11.4.3. Indicadores de rentabilidad

Valor Actual Neto

Con los flujos de caja obtenidos y con la tasa de descuento puede calcularse el VAN. El mismo es utilizado para determinar la rentabilidad del proyecto y se calcula mediante la siguiente expresión.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+r)^t} - I_0$$

Dónde:

- I_0 : es el valor de inversión inicial.
- n : es el número de períodos considerados
- r : es la tasa de descuento del proyecto
- V_t : representa los flujos de cada periodo

Flujo actualizado		-301.006,2	-249.302,0	-206.479,0	-171.011,9	-141.636,9
Flujo acumulado	-11.816.381,7	-12.117.387,9	-12.366.689,9	-12.573.168,9	-12.744.180,8	-12.885.817,7
Año	0	1	2	3	4	5

-117.307,8	-97.157,7	-80.468,8	-66.646,5	1.306.806,4
-13.003.125,5	-13.100.283,1	-13.180.751,9	-13.247.398,4	-11.940.592,0
6	7	8	9	10

Tabla 11-15: Cálculo del VAN. Fuente Elaboración Propia.

$$VAN \text{ a } 10 \text{ años} = \text{USD } -11.940.592$$

El VAN de este proyecto da negativo, esto nos indica que la inversión a realizar, no sería recuperada en el futuro, es decir que la sumatoria de los flujos esperados durante el horizonte temporal del proyecto será menos a la inversión inicial.



Tasa Interna de Retorno

La tasa interna de retorno para el presente proyecto no se calcula, debido a que, como el VAN es negativo, no hay una tasa real para el cual el VAN se haga cero, en otras palabras, al fin de cada año, no hay ganancias que puedan llegar a solventar la sumatoria de gastos de inversión.



Capítulo 12 - Análisis de Riesgo

12.1. Introducción

Los riesgos son eventos o condiciones con una probabilidad de ocurrencia que, al producirse, tienen un efecto positivo o negativo sobre uno o más factores del proyecto.

El análisis de riesgo, también conocido como evaluación de riesgo o PHA por sus siglas en inglés (Process Hazards Analysis), es el estudio de las causas de las posibles amenazas y probables eventos no deseados y los daños y consecuencias con un nivel grande de incertidumbre que éstas puedan producir. El rol o propósito principal de la administración de riesgos es la de mejorar el desempeño del proyecto por la sistemática de identificación, valoración y administración de éstos.

12.2. Matriz de riesgo

Una matriz de riesgo es una sencilla pero eficaz herramienta para identificar los riesgos más significativos inherentes a las actividades de una empresa, tanto de procesos como de fabricación de productos o puesta en marcha de servicios. Por lo tanto, es un instrumento válido para mejorar el control de riesgos y la seguridad de una organización.

A través de este instrumento se puede realizar un diagnóstico objetivo y global de los distintos sectores de actividad. Asimismo, se puede evaluar la efectividad de la gestión de riesgos, tanto financieros como operativos y estratégicos, que impactan en la misión del proyecto.

A continuación, se ha confeccionado la matriz de riesgo del proyecto. Subsiguientemente, se detallan los planes de contingencia para contrarrestar la ocurrencia de los impactos.

	Consecuencias				
Probabilidad	Insignificante	Menor	Moderada	Mayor	Extrema
Raro	Bajo	Bajo	Moderado	Alto	Alto
Improbable	Bajo	Bajo	Moderado	Alto	Crítico
Posible	Bajo	Moderado	Alto	Crítico	Crítico
Probable	Moderado	Alto	Alto	Crítico	Crítico
Casi Seguro	Alto	Alto	Crítico	Crítico	Crítico

Tabla 12-1: Determinación de impactos. Fuente: Elaboración propia



Bajo	Seguimiento de supervisores
Moderado	Seguimiento adecuado, niveles medios de Dirección
Alto	Seguimiento de altos mandos
Crítico	Seguimiento permanente de altos mandos

Tabla 12-2: Referencias a matriz de impactos. Fuente: Elaboración propia.

Aspecto	Riesgo identificado	Consecuencia	Probabilidad	Impacto	Plan de contingencia
Económicos	Aumento de precio de MP	Insignificante	Posible	Bajo	Contratos a largo plazo
	Aumento precio Mano de obra	Menor	Posible	Moderado	Contratos. Sistemas de premios.
	Disminución de ventas	Moderada	Raro	Moderado	Reestructuración del precio
Tecnológicos	Falla reactor	Extrema	Improbable	Crítico	Mantenimiento preventivo
	Falla columna de destilación	Extrema	Improbable	Crítico	Mantenimiento preventivo
	Falta de MP e insumos, distribución	Extrema	Improbable	Crítico	Acuerdos comerciales. Depósitos
	Falta de servicios	Mayor	Improbable	Alto	Conexiones alternativas
Siniestros e imprevistos	Accidentes de trabajo	Menor	Raro	Bajo	ART. Capacitación. Elementos de seguridad
	Incendios y explosiones	Mayor	Raro	Alto	Normas de higiene y seguridad. Sistemas extintores
Ambiental	Contaminación	Mayor	Raro	Bajo	Gestión integral de residuos. Cumplimiento de leyes.

Tabla 12-3: Matriz de riesgos. Fuente: Elaboración propia.



12.3. Riesgos y planes de contingencia

12.3.1. Aspecto Económico

Aumento del precio de la materia prima

En el capítulo anterior se analizó cual era la incidencia del precio de la materia prima en los costos de producción. En el presente proyecto, un aumento del precio de la misma aumentaría el costo final del DME, pero esto no representaría un problema significativo, por lo menos dentro de ciertos parámetros, ya que el DME es un commodity y por ende su demanda puede suponerse como infinita. Aun así, se tendrán en cuenta los siguientes planes de contingencia.

Plan de contingencia:

- Se fijarán claros acuerdos comerciales, en lo posible a largo plazo con los proveedores frecuentes de materias primas. Se preverá contar con una lista de proveedores alternativos.

Disminución de ventas

Debido a que el DME es un commodity, una disminución en las ventas podría deberse principalmente a dos factores: a un proceso de recesión económica o a una marcada competencia.

Plan de contingencias:

- Se realizarán contratos a largo plazo con las empresas que requieran el producto y sumado a esto, se establecerán estrategias para ingresar en el mercado internacional.

Aumento del precio de la mano de obra

El aumento del precio de la mano de obra no tiene una significancia mayor en el proyecto en cuestión, ya que esta no tiene que ser altamente calificada ni numerosa. A su vez, en Neuquén, hay una gran oferta de mano de obra debido a las instituciones educativas de la zona.



Plan de contingencias:

- Se revisarán las cláusulas de los contratos y se establecerá a futuro un sistema de régimen de pasantías.

12.3.2. Aspecto tecnológico

Como se puede observar en la matriz de riesgo detallada anteriormente, las consecuencias más funestas con respecto a la producción son aquellas que tienen su origen en el aspecto tecnológico. Fallas en el reactor, en las columnas de destilación o la falta de materia prima inducirían un impacto crítico que llevaría al corte de la producción. De aquí que los planes de contingencia de estos sean altamente eficientes.

Falla del reactor

Si bien una falla en el reactor es improbable, la aparición de esta podría llevar desde una baja en los estándares de calidad hasta incluso al corte de la producción. Lo que llevaría, en última instancia, a una pérdida económica importante.

Plan de contingencias:

- Se fijarán programa de mantenimiento predictivo y preventivo a fin de evitar la aparición de desperfectos.
- El personal será capacitado para realizar dichos mantenimientos incluidos el correctivo, con el propósito de disminuir el tiempo muerto.

Falla en las columnas de destilación

También de índole improbable, una falla en cualquiera de las dos columnas de destilación llevaría a una disminución en los estándares de calidad establecidos. Esto también acarrearía problemas ambientales, ya que la corriente de fondo de la segunda columna podría contener una carga orgánica mayor a la permisible, lo cual podría ocasionar en última instancia problemas legales.

Plan de contingencias:

- Al igual que con el reactor, se fijarán programa de mantenimiento predictivo y preventivo a fin de evitar la aparición de desperfectos y el personal será



capacitado para realizar dichos mantenimientos incluido el correctivo, con el propósito de disminuir el tiempo muerto.

Falta de materia prima, insumos y servicios; Distribución

El mayor problema que se podría presentar es la falta de materia prima, ya que al ser el metanol insustituible para la obtención del DME, resultaría en el cese de producción. El transporte del metanol no presenta un problema ya que el proveedor se encuentra en el mismo parque industrial en el que estará instalada la planta.

La distribución del producto es realizada también dentro del parque industrial, y en el caso de que ocurriera algún imprevisto, se contarán con depósitos presurizados en donde se almacenará el DME.

Respecto de los distintos servicios, como son gas, luz y energía, los cuales se utilizan para la producción, aunque es bastante menos probable que se presente un inconveniente con los mismos debidos a la localización de la planta en un parque industrial.

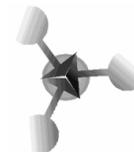
Plan de contingencias:

- Se establecerán contratos comerciales de abastecimiento de materia prima con la empresa productora de esta, dicho contrato será lo más claro y a largo plazo posible.
- En cuanto a los servicios, se podrían realizar conexiones alternativas. Por ejemplo, en caso de corte de energía, disponer de un generador eléctrico propio.
- Con respecto al catalizador, se buscará establecer un contrato comercial de abastecimiento y se mantendrá el stock de este al máximo nivel posible.

12.3.3. Aspecto ambiental

Incumplimiento de la reglamentación

La violación de la legislación ambiental repercutiría gravemente sobre diversos factores. Además, representaría grandes costos en concepto de sanciones, demandas, repudio social, mala imagen de la empresa y desencadenaría probables pérdidas de clientes.



Plan de contingencias:

- Se realizará una adecuada gestión de los residuos generados por la actividad. Se cumplirá la normativa vigente de residuos peligros e industriales.
- Se capacitará periódicamente sobre normas de impactos ambientales.

12.3.4. Siniestros e imprevistos

Accidentes de trabajo

Se deberá tener especial precaución y tomar todos los recaudos necesarios para evitar cualquier tipo de accidente laboral. Estos se lograrían disminuir teniendo en cuenta los distintos aspectos constructivos, realizando una correcta elección de la tecnología, entre otros.

Plan de contingencias:

- Se proveerán los elementos de seguridad personal necesarios y se capacitará periódicamente sobre el cumplimiento de las normas de higiene y seguridad en el trabajo.
- Se contará con los seguros pertinentes que contemplen la cobertura de accidentes laborales.

Incendios y explosiones

En el proyecto analizado se trabajará con materiales altamente inflamables, tales como el metanol y el DME, si bien de probabilidad baja, los incendios y explosiones podrían ocasionar graves daños en las instalaciones, como así también funestos accidentes de trabajo.

Plan de contingencias:

- Se realizarán continuos simulacros y capacitaciones para que, en caso de un siniestro el personal sepa cómo actuar.
- Se realizará mantenimiento de las condiciones del sistema de alarmas y lucha contra incendios.
- Se dispondrá de zonas debidamente indicadas en la planta para la evacuación del personal en caso de accidente.



- Se capacitará en conductas operativas acorde a los lineamientos de las normas de seguridad e higiene.

12.4. Conclusión

Como se ha demostrado en el presente capítulo, se lograron identificar los riesgos inherentes al proyecto determinando su impacto a partir del grado de probabilidad de ocurrencia y la importancia de su consecuencia. Se confeccionó una matriz de riesgo y se diagramaron distintos planes de contingencias para minimizar y mitigar los distintos riesgos. Como pudo observarse, los riesgos con mayor impacto sobre el proyecto son aquellos derivados de los aspectos tecnológicos, por lo que sobre ellos debe recaer la mayor importancia.



Capítulo 13 – Análisis de Sensibilidad

13.1. Introducción

Los criterios de evaluación mencionados hasta ahora para calcular la rentabilidad del proyecto solamente están indicando uno de los posibles escenarios del proyecto. Hay que tener en cuenta que los cambios del entorno y de las variables estimadas son imposibles de predecir con exactitud.

Un análisis de sensibilidad no tiene el objetivo de eliminar la incertidumbre inherente a toda decisión de realizar un proyecto de inversión, sino es más bien un instrumento que permite cuantificar las consecuencias económicas de una variación inesperada, pero posible, de parámetros importantes.

Por lo tanto, la decisión de invertir o no en este proyecto no debería basarse solamente en el cálculo del VAN realizado previamente, sino en la comprensión del origen de la rentabilidad del proyecto y del posible cambio en las variables estimadas.

La finalidad del análisis de sensibilidad consiste en mejorar la calidad de la información para que el inversor tenga una herramienta adicional para decidir si invierte o no en el proyecto.

El análisis de sensibilidad ordena categóricamente los valores de entrada del flujo de caja, de acuerdo al impacto que los mismos provocan en un indicador de salida determinado, como es el VAN o la TIR. Destacándose así donde el proyecto deja o empieza a ser aconsejable para la alternativa seleccionada.

En la evaluación económico-financiera del proyecto se concluyó que el VAN es negativo, en un horizonte de evaluación de 10 años. De manera que nos cuestionaremos hasta cuánto se podría alterar el precio de venta, la cantidad demandada o un costo, entre otras posibles variaciones, para que el VAN sea igual a cero, valor que se interpreta como el nivel mínimo de aprobación de un proyecto.

El modelo que vamos a utilizar para medir la sensibilización será “Unidimensional de la Sensibilización del VAN”, en el mismo sólo se sensibiliza una variable.



13.2. Sensibilización del precio de venta

El análisis se aplicará a las variables económicas, pero se deja constancia que también es posible ampliarlo a todas las áreas del proyecto, por ejemplo: localización, tecnología, tamaño, entre otros.

Analizaremos como varía el VAN a partir de la modificación del aumento del precio de venta.

Aumento %	Precio Venta	VAN
0,00%	790	-11940591,99
1,00%	797,90	-9648459,919
2,00%	805,80	-7310485,202
3,00%	813,70	-4925292,565
4,00%	821,60	-2491451,716
5,00%	829,50	-7474,60354
6,00%	837,40	2528187,501

Tabla 13-1: Tabla 12 4: Sensibilización Precio Venta. Fuente: Elaboración propia.

13.3. Conclusión

A partir del análisis de sensibilidad sobre el precio de venta se verifica que un aumento del 6% en el precio de venta, pasaría de 790 USD/t a 837,4 USD/t en un hipotético segundo escenario, da como resultado un VAN positivo, de manera que, el proyecto pasa a ser viable económicamente a partir de este precio de venta.



Conclusión

De acuerdo con los distintos análisis y estudios desarrollados en los diferentes capítulos, se puede concluir que no es rentable la instalación de una planta de DME considerando únicamente aspectos económicos, pero si es viable considerando aspectos técnicos, legales y por sobre todo ambientales.

Al dar negativo el presente estudio a nivel de prefactibilidad, el siguiente paso del proyecto es plantear los diferentes escenarios en los cuales el proyecto si pasa a ser viable, uno de ellos estudiados fue el aumento del precio de venta del producto terminado.

Aun así, consideramos que les queda un largo camino por recorrer a los proyectos basados en energías alternativas, esto debido a que no son económicamente competitivas con las energías fósiles.

Sin embargo, son estrategias que los países desarrollados y en vías de desarrollo deben comenzar a considerar, ya que, si bien hay reservas de petróleo y gas, estos no constituyen un recurso natural renovable, ya que los tiempos geológicos para que esta regeneración sea posible son muy largos, en el caso particular de Argentina, con una matriz energética de aproximadamente un 85% de origen fósil se deben crear políticas firmes, para una diversificación de la misma.



Bibliografía

Libros

Nº	Autor	Año	Título	Ciudad	Editorial
1	Baca Urbina, Gabriel	2006	Evaluación de Proyectos [5ta. Ed.]	México D.F., México	McGraw-Hill
2	Cao, E.	2008	Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos [3ra. Ed.]	Buenos Aires, Argentina	Nueva Librería
3	H. Scott Fogler	2001	Elements of Chemical Reaction Engineering [3ra. Ed.]	New Jersey, USA	Prentice Hall
4	Ganapathy, V.	2003	Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators	New York, NY, USA	Marcel Dekker, Inc.
5	Gunardson, H.	1998	Industrial Gases in Petrochemical Processes	New York, NY, USA	Marcel Dekker, Inc.
6	Peters, M.S.; Timmerhaus, K.D.	1991	Plant Design and Economics For Chemical Engineers [4th. Ed.]	New York, NY, USA	McGraw-Hill
7	Sapag Chain, Nassir	2011	Proyectos de Inversión: Formulación y Evaluación [2da. Ed.]	Santiago de Chile, Chile	Prentice Hall
8	Robert H. Perry	1934	Manual del Ingeniero Químico [Vol I & II]		McGraw-Hill
9	Seider, W.D.; Seader, J.D.; Lewin, D.R.	2004	Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation [2nd. Ed.]	New York, NY, USA	John Wiley & Sons, Inc.
10	Sinnott, R.K.	2005	Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design vol. 6 [4th Ed.]	Oxford, UK	Butterworth - Heinemann
11	Donald Q. Kern	1980	Procesos de transferencia de calor [10ma. Ed.]	México	Continental
12	Towler, G.; Sinnott, R.	2008	Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design	Burlington, MA, USA	Butterworth - Heinemann
13	Trambouze, P.; Euzen, J.P.	2004	Chemical Reactors: From Design To Operation	Paris, France	Editions Technip
14	Turton, R. [et al.]	2009	Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process [3rd. Ed.]	Upper Saddle River, NJ, USA	Prentice Hall



15	Ulrich, G.D.; Vasudevan, P.T.	2004	Chemical Engineering Process Design and Economics: A Practical Guide [2nd. Ed.]	Boca Raton, FL, USA	CRC Press
----	----------------------------------	------	---	---------------------	-----------

Tesis y proyectos

Nº	Autor	Fecha	Título	Lugar	Institución
16	Julissa Giovanna Morales Mejia	2010	Evaluación de la producción de Dimetil Éter como combustible alternativo en el Perú	Lima, Perú	Universidad Nacional de Ingeniería, Facultad de ingeniería de petróleo, gas natural y petroquímica
17	Secgin Karagoz	2014	Process Design, Simulation and Integration of Dimethyl ether production from Shale gas by direct and indirect methods	Texas, USA	Office of Graduate and Professional Studies of Texas A&M University
18	Raquel Peláez Fernández	2016	Diseño de un proceso catalítico para la obtención de dimetil éter a partir de gas de síntesis en una sola etapa	Oviedo, España	Universidad de Oviedo
19	Carlos Herrera López	2015	Estudio de la síntesis de DME en lecho fluidizado en un proceso directo.	Sevilla, España	Universidad de Sevilla
20	Muataz Ali Ateah	2015	Manufacturing of DME	Dhahran, Arabia Saudita	King Fahd University of Petroleum Et Minerals
21	Laura Martín Méndez	2016	Process Design and Control of Dimethyl Ether Synthesis	Madrid, España	Universidad Politécnica de Madrid
22	Cristian F. González; Manuel González Vital	2012	Planta de Obtención de Combustibles Sintéticos a partir de	San Rafael, Mza, Argentina	Universidad Nacional de Cuyo,



	Gas Natural vía Fischer-Tropsch	Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria
--	---------------------------------	---

Artículos

Nº	Autor	Fecha	Título	Revista/Publicación	Pág.
23	Methanol Institute		Methanol Facts; DME: An Emerging Global Fuel		
24	Methanex	2010	Annual Report		
25	Aga Van Zeebroeck	May-02	El DME como nuevo combustible diésel limpio	Petroquímica	98-104
26	Toyo Engineering Corp	Ene-04	China construye la mayor planta de DME del mundo	Xinhua Financial Network	
27	IPA	2012	Panorama de la Demanda Global de Metanol y DME	Actividades - IPA	45 - 47
28	M.J. Valero – Romero; E.M. Calvo-Muñoz	abr-05	Conversión catalítica de metanol sobre catalizadores ácidos de carbono	Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias, Universidad de Málaga	
29	Koichi Washimi	2003	Development of Dimethyl ether (DME) synthesis from Natural Gas as an Alternative Fuel in Japan		
30	Ziyang Bai; Hongfang Ma; Haitao Zhang ; Weiyong Ying ; Dingye Fang	2013	Process simulation of dimethyl ether synthesis via methanol vapor phase dehydration	Polish Journal of Chemical Technology	
31	Sumalatha B. ; A. Ventaka Narayana; K. Kiran Kumar; D. John Babu; T.C. Venkateswaralu	2015	Design and simulation of a plant producing dimethyl ether (DME) from methanol by using software ASPEN PLUS	Journal of Chemical and Pharmaceutical Research	



32	Hassan Babiker; Babiker A. Karma; Adil A. Mohammed	2017	AspenHysys Simulation of Methanol to DME	International Journal of Engineering Trends and Technology (IJETT)
----	--	------	--	--



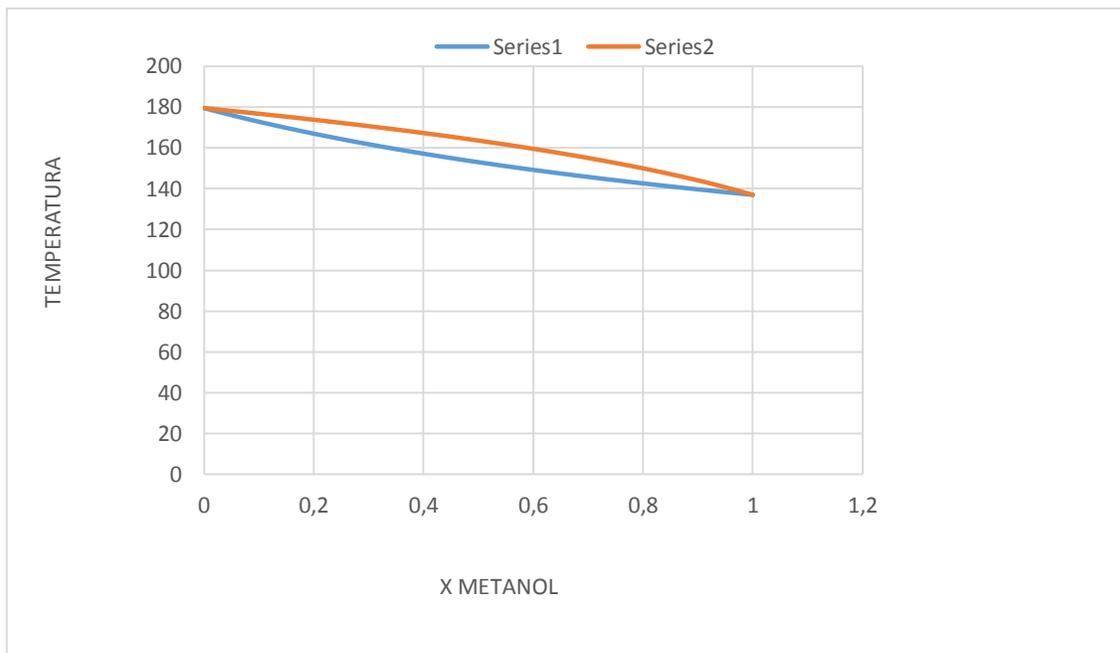
Anexo I - Datos de equilibrio

Distribución del metanol

Presión expresada en mmHg - Temperatura expresada en °C

x metanol	T eq	Pvap agua	Pvap metanol	P total	y metanol
0	179,563256	7599,99978	20289,5337	7600,0	0
0,05	176,111769	7006,43458	18877,743	7600,0	0,12419568
0,1	172,887087	6485,73392	17628,3966	7600,0	0,23195258
0,15	169,866537	6026,39742	16517,0813	7600,0	0,32599503
0,2	167,030222	5619,0653	15523,7385	7600,0	0,40851944
0,25	164,360646	5256,07049	14631,7885	7600,0	0,48130883
0,3	161,842395	4931,09358	13827,4496	7600,0	0,54582035
0,35	159,461857	4638,89326	13099,1984	7600,0	0,60325255
0,4	157,206993	4375,09873	12437,3519	7600,0	0,65459747
0,45	155,067117	4136,04255	11833,7258	7600,0	0,70068113
0,5	153,033	3918,66079	11281,4435	7600,1	0,74219514
0,55	151,095319	3720,2425	10774,347	7600,0	0,77972248
0,6	149,24733	3538,64087	10307,5728	7600,0	0,81375574
0,65	147,48195	3371,91289	9876,66231	7600,0	0,84471454
0,7	145,793064	3218,41287	9477,82389	7600,0	0,8729574
0,75	144,175148	3076,71813	9107,76062	7600,0	0,89879217
0,8	142,623229	2945,59607	8763,60099	7600,0	0,92248431
0,85	141,13279	2823,97227	8442,82845	7600,0	0,94426371
0,9	139,699731	2710,9077	8143,23257	7600,0	0,96433016
0,95	138,320323	2605,57854	7862,86453	7600,0	0,98285804
1	136,991165	2507,25955	7600,00058	7600,0	1

A partir de los datos anteriores se puede realizar el siguiente gráfico, que permite determinar gráficamente las fracciones de metanol presentes a una cierta temperatura en fase líquida y gaseosa.



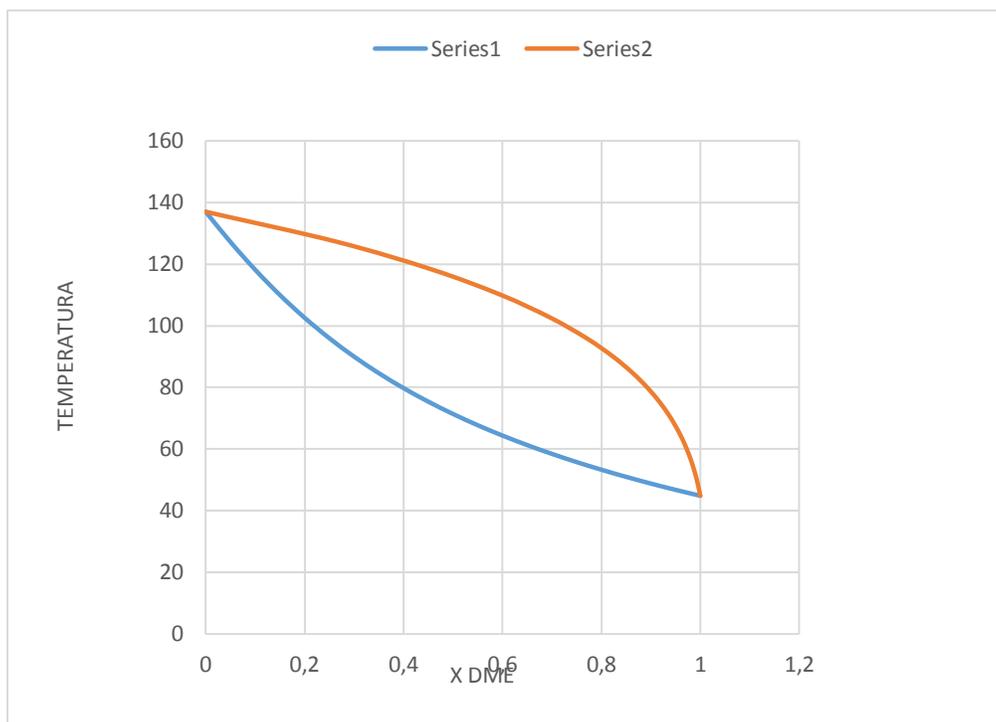
Distribución del DME

X DME	Temperatura	Pvapor DME	Pvapor metanol	Ptotal	T (Kelvin)	Y DME
0	136,991165	47123,0957	7600,000581	7600,000581	409,991165	0
0,05	127,211808	40409,3509	5873,191369	7599,999343	400,211808	0,26585102
0,1	118,199032	34834,3113	4573,965409	7600	391,199032	0,4583462
0,15	110,000588	30249,7999	3602,976491	7599,999995	383,000588	0,59703552
0,2	102,603501	26493,0625	2876,734373	7600	375,603501	0,69718586
0,25	95,9551787	23409,9736	2330,008473	7599,999744	368,9551787	0,77006495
0,3	89,9832824	20866,9247	1914,175113	7599,999996	362,9832824	0,8236944
0,35	84,6099332	18754,0878	1593,95371	7600,000645	357,6099332	0,86367502
0,4	79,7600826	16983,9067	1344,062204	7600,000003	352,7600826	0,89388983



0,45	75,3656047	15487,697 3	1146,430659	7600,00062 7	348,36560 5	0,9170346 3
0,5	71,3666375	14211,909 1	988,0909325	7600	344,36663 7	0,9349940 2
0,55	67,7116016	13114,820 9	859,664291	7600,00041 4	340,71160 2	0,9490988 3
0,6	64,356444	12163,802 1	754,2969293	7600,00002 1	337,35644 4	0,9603001 6
0,65	61,2637355	11333,194 7	666,9241546	7600	334,26373 5	0,9692863 9
0,7	58,4016806	10602,675	593,7583833	7600,00000 2	331,40168 1	0,9765621 7
0,75	55,7432413	9956,0220 8	531,9338064	7600,00001 2	328,74324 1	0,9825021 8
0,8	53,2653612	9380,1857 5	479,2569887	7600	326,26536 1	0,9873879 7
0,85	50,9483096	8864,5827 5	434,030494	7599,99991	323,94831	0,9914336 1
0,9	48,7751349	8400,5636 8	394,9268893	7600	321,77513 5	0,9948035 9
0,95	46,7312068	7981,0053 7	360,8976545	7599,99998	319,73120 7	0,9976256 7
1	44,8038488	7600,0002 3	331,1068792	7600,00022 7	317,80384 9	1 1

A partir de los datos anteriores se puede realizar el siguiente gráfico, que permite determinar gráficamente las fracciones de DME presentes a una cierta temperatura en fase líquida y gaseosa.





Anexo II – Workbook

 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Simulación.bsc Unit Set: NewUser1 Date/Time: Wed Apr 11 18:34:05 2018				
Workbook: Case (Main)						
Material Streams						
Fluid Pkg: All						
	1	2	3	4	5	
11	Name					
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
13	Temperature (C)	25.00*	25.68	122.8	37.02	
14	Pressure (kPa)	101.3*	1550*	1550*	1550	
15	Molar Flow (kgmole/h)	281.8	38.46	320.3	320.3	
16	Mass Flow (tonne/year)	7.900e+004*	9708*	8.871e+004	8.871e+004	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	11.33	11.33	1.355	12.68	
18	Heat Flow (kJ/h)	-6.751e+007	-6.749e+007	-9.194e+006	-7.668e+007	
19	Name	6	7	8	9	
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
21	Temperature (C)	122.6*	365.9	365.9	90.00*	
22	Pressure (kPa)	1000*	1550	1550	1550	
23	Molar Flow (kgmole/h)	38.46	320.3	0.0000	320.3	
24	Mass Flow (tonne/year)	9708	8.871e+004	0.0000	8.871e+004	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.355	13.46	0.0000	13.46	
26	Heat Flow (kJ/h)	-9.195e+006	-6.110e+007	0.0000	-7.614e+007	
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33	Aspen Technology Inc. <small>License to: Company Name Not Available</small>				Aspen HYSYS Version 8.8 (34.0.0.8909) <small>AspenTech Inc.</small>	Page 1 of 4 <small>AspenTech Inc.</small>



Case Name: Simulación_hsc					
Company Name Not Available Bedford, MA USA					
Unit Set: NewUser1					
Date/Time: Wed Apr 11 18:34:05 2018					
Workbook: Case (Main) (continued)					
Material Streams (continued)					
	Fluid Pkg: All				
11 Name	10 6. 12				
12 Vapour Fraction	0.0000	0.0000			
13 Temperature (C)	140.6	122.6	148.5		
14 Pressure (kPa)	740.0	740.0	740.0		
15 Molar Flow (kgmole/h)	196.4	34.40	162.0		
16 Mass Flow (tonne/year)	3.871e+004	9708	2.900e+004		
17 Liquid Volume Flow (m3/h)	4.943	1.397	3.545		
18 Heat Flow (kJ/h)	-5.101e+007	-7.810e+006	-4.317e+007		
Compositions					
	Fluid Pkg: All				
21 Name	1 2 3 4 5				
22 Comp Mole Frac (diM-Ether)	0.0000*	0.0000	0.0100*	0.0012	0.0012
23 Comp Mole Frac (H2O)	0.0028*	0.0028	0.2400*	0.0313	0.0313
24 Comp Mole Frac (Methanol)	0.9972*	0.9972	0.7500*	0.9675	0.9675
25 Name	6 7 8 11 9				
26 Comp Mole Frac (diM-Ether)	0.0100	0.3882	0.2109	0.3882	1.0000
27 Comp Mole Frac (H2O)	0.2400	0.4183	0.6705	0.4183	0.0000
28 Comp Mole Frac (Methanol)	0.7500	0.1935	0.1186	0.1935	0.0000
29 Name	10 6. 12				
30 Comp Mole Frac (diM-Ether)	0.0022	0.0123	0.0000		
31 Comp Mole Frac (H2O)	0.6823	0.0002	0.8271		
32 Comp Mole Frac (Methanol)	0.3156	0.9874	0.1729		
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.8 (34.0.0.8909)		Page 2 of 4	



Case Name: Simulación.hsc		Company Name Not Available Bedford, MA USA	
Unit Set: NewUser1		Date/Time: Wed Apr 11 18:34:05 2018	
Workbook: Case (Main) (continued)			
Energy Streams			
Fluid Pkg: All			
11	Name	Q1	Q2
12	Heat Flow (kJ/h)	2.215e+004	1154
13	Name	Q5	Q8
14	Heat Flow (kJ/h)	9.293e+006	4.227e+006
15	Unit Ops		
17	Operation Name	Operation Type	Feeds
18	P-100	Pump	1
19			Q1
20	P-101	Pump	6
21			Q3
22	MIX-100	Mixer	2
23			3
24	CRV-100	Conversion Reactor	5
25			7
26	E-100	Heater	4
27			Q2
28	E-101	Cooler	7
29			11
30			Q6
31	T-100	Distillation	11
32			10
33			9
34			Q4
35	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8.8 (34.0.0.8909)	
36	Page 3 of 4		Page 3 of 4



1	Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Simulación.hsc
2			Unit Set: NewUser1
3			Date/Time: Wed Apr 11 18:34:05 2018
4			
5			
6	Workbook: Case (Main) (continued)		
7			
8			
9			
10	Unit Ops (continued)		
11	Operation Name	Operation Type	Feeds
12			Products
13	T-101	Distillation	10 Q8 6. Q7
14			12 6. Q7
15	RCY-1	Recycle	6. 6
16			Ignored
17			No Yes
18			Calc Level
19			2500*
20			3500*
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33	Aspen Technology Inc. <small>1155 CASPER ST. CAMDEN, NJ 08105, USA</small>		Aspen HYSYS Version 8.8 (34.0.0.8909) <small>Copyright © 2009 Aspen Technology Inc.</small>