



Proyecto Final – Ingeniería Química  
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL  
FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



TEMA DE LA TESIS DE GRADO:  
**OBTENCIÓN DE PROPILENGLICOL A PARTIR DE  
GLICEROL REFINADO**

Integrantes:

*Banchio, Ademir*

*Piacentini, Lisandro*





**FIRMA DE LOS ALUMNOS**

**BANCHIO, ADEMIR LEONEL**

**DNI: 33920804**

**LEGAJO: 7627**

**FIRMA:** \_\_\_\_\_

**PIACENTINI, LISANDRO JOSE**

**DNI: 34200390**

**LEGAJO: 7612**

**FIRMA:** \_\_\_\_\_

**Aceptado por la Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional  
Villa María el día \_\_\_\_ del mes de \_\_\_\_\_ del año 2020.**

**APROBADO POR SU CONTENIDO Y ESTILO**

**Presidente del Tribunal:** \_\_\_\_\_

**Primer Miembro Vocal:** \_\_\_\_\_

**Segundo Miembro Vocal:** \_\_\_\_\_



## **AGRADECIMIENTOS**

### **ADEMIR BANCHIO**

Ante todo, quiero agradecer a mis familiares y novia, que estuvieron presentes durante toda la carrera brindando su apoyo e hicieron posible que hoy pueda cumplir esta meta.

A los docentes de la Facultad Regional Villa María, y en especial al Ing. Rubén Baccifava que siempre nos guió a lo largo de este tiempo, y nos brindó apoyo incondicional.

### **LISANDRO PIACENTINI**

A toda mi familia, por sus valores, el amor y el apoyo brindado durante todo este tiempo.

A todos los amigos cosechados durante el tiempo de estudio en la UTN, que siempre estuvieron dispuestos a colaborar con dedicación y con inmenso espíritu de solidaridad, en especial a Ademir Banchio, Nicolas Giraudo y Alejandro Chiappero.

A los docentes de la UTN FRVM, que con gran vocación y paciencia entregaron su tiempo, conocimientos y recursos para hacer posible nuestra formación.

## ÍNDICE

<b>1.</b>	<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>11</b>
1.1	Reseña Histórica .....	11
1.2	Aplicaciones del producto.....	12
1.3	Marco de desarrollo.....	13
1.4	Enfoque del proyecto.....	14
1.5	Objetivos del proyecto.....	14
1.6	Conclusión .....	15
<b>2.</b>	<b>DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO Y MATERIAS PRIMAS</b> .....	<b>17</b>
2.1	Producto .....	17
2.1.1	Propilenglicol (PG) .....	17
2.1.2	n-Propanol.....	22
2.2	Materias Primas.....	23
2.2.1	Glicerina USP .....	23
2.2.2	Hidrógeno.....	27
<b>3.</b>	<b>ESTUDIO DE MERCADO</b> .....	<b>33</b>
3.1	Introducción .....	33
3.2	El Mercado Del Propilenglicol .....	34
3.2.1	Factores Relevantes Que Influyen Directamente En Su Consumo .....	34
3.2.2	Contexto Internacional.....	34
3.2.3	Contexto Latinoamericano .....	42
3.2.4	Análisis del Mercosur. ....	43
3.2.5	Análisis del mercado argentino. ....	48
3.3	El Mercado Del N-Propanol (Subproducto) .....	59
3.4	Mercado De Las Materia Primas .....	61
3.4.1	Glicerol .....	61
3.4.2	Hidrogeno.....	70
3.5	Análisis De Precios .....	71
3.5.1	Análisis de precios del propilenglicol .....	71
3.5.2	Análisis de materias primas.....	78
3.6	Análisis FODA .....	85
3.7	Conclusiones.....	87
<b>4.</b>	<b>LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DEL PROYECTO</b> .....	<b>92</b>
4.1	Macro localización .....	92
4.1.1.	Desarrollo de las alternativas .....	92
4.1.2.	RNV San Lorenzo .....	93
4.1.3.	T6 OLEOQUÍMICA .....	99
4.1.4.	Selección de la macro localización .....	102

<b>4.2. Micro Localización .....</b>	<b>104</b>
4.2.1. Inversión inicial.....	105
4.2.2. Operación .....	107
4.2.3. Composición impositiva y costos .....	108
4.2.4. Disponibilidad de espacio físico .....	109
<b>4.3. Conclusión .....</b>	<b>109</b>
<b>5. DETERMINACION DEL TAMAÑO ÓPTIMO DE LA PLANTA .....</b>	<b>111</b>
<b>5.1. Enunciación y análisis de factores influyentes en la capacidad .....</b>	<b>111</b>
5.1.1. Demanda del producto.....	111
5.1.2. Disponibilidad de materia prima .....	113
<b>5.1 Proyección de la producción calculada .....</b>	<b>114</b>
<b>5.2. Incidencia del nuevo proyecto en el mercado.....</b>	<b>116</b>
<b>5.3. Conclusiones.....</b>	<b>118</b>
<b>6. DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DEL PROCESO.....</b>	<b>121</b>
<b>6.1 Hidrolisis de Oxido de Propileno (Proceso convencional).....</b>	<b>121</b>
<b>6.2 Hidrogenolisis catalítica del glicerol.....</b>	<b>123</b>
6.2.1 Descripción de las reacciones.....	124
6.2.2 Catalizadores .....	129
6.2.3 Condiciones de operación .....	136
6.2.4 Los subproductos .....	140
<b>6.3 Selección del proceso.....</b>	<b>141</b>
<b>6.4 Descripción del proceso .....</b>	<b>142</b>
6.4.1 Sección de Evaporación y Conversión. ....	142
6.4.2 Sección de separación y refinado. ....	144
<b>6.5 Comparación de procesos.....</b>	<b>145</b>
6.5.1 Mejoras Introducidas por el Proceso de Davy.....	145
<b>7. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA.....</b>	<b>148</b>
<b>7.1. Estequiometría De Las Reacciones .....</b>	<b>148</b>
<b>7.2. Diagrama De Flujo .....</b>	<b>150</b>
<b>7.3. Balance General (Caja Negra).....</b>	<b>152</b>
<b>7.1 Balances de masa y energía del Sector de reacción: Zona 100 .....</b>	<b>153</b>
7.1.1 Intercambiador de calor E-102.....	153
7.1.2 Divisor de corrientes (manifold) A-103 .....	154
7.1.3 Tanque de mezclado de hidrógeno T-105.....	156
7.1.4 Compresor de gases K-106.....	157
7.1.5 Evaporador ME-107.....	158
7.1.6 Reactor R-108 (primera sección de reacción) .....	160
7.1.7 Evaporador ME-109.....	162
7.1.8 Reactor R-110 (segunda sección de reacción).....	164
7.1.9 Evaporador ME-111.....	166
7.1.10 Reactor R-112 (tercera sección de reacción).....	168
7.1.11 Separador Flash V-113.....	170
7.1.12 Tamiz molecular S-115 .....	172

<b>7.2</b>	<b>Balances de masa y energía del Sector de purificación: Zona 200</b>	<b>173</b>
7.2.1	Intercambiador de calor E-201	173
7.2.2	Columna de destilación C-202	174
7.2.3	Columna de destilación C-203	176
7.2.4	Mixer ME-204	178
7.2.5	Intercambiador de calor E-205	180
7.2.6	Intercambiador de calor E-207	181
<b>7.3</b>	<b>Balances de masa y energía del Sector de purificación: Zona 400</b>	<b>182</b>
7.3.1	Columna de destilación C-401	182
7.3.2	Intercambiador de calor E-402	185
<b>8.</b>	<b>DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS</b>	<b>187</b>
<b>8.1</b>	<b>Introducción</b>	<b>187</b>
<b>8.1</b>	<b>Sector 100: Zona De Reacción</b>	<b>189</b>
8.1.1.	T-101: Tanques de almacenamiento de Glicerol	189
8.1.2.	E-102: Intercambiador de calor	190
8.1.3.	A-103: Divisor de flujo (alimentación de glicerol)	191
8.1.4.	T-104: Tanques de almacenamiento de H <sub>2</sub>	192
8.1.5.	T-105: Tanque pulmón y de mezclado	196
8.1.6.	K-106: Compresor de Gases	197
8.1.7.	ME-107, ME-109 y MME-111: Mezcladores Flash	198
8.1.8.	R-108, R-110 y R-112: Reactores	200
8.1.9.	V-113: Separador Flash	205
8.1.10.	T-114: Tanque de almacenamiento	206
8.1.11.	S-115: Tamiz molecular	207
<b>8.2.</b>	<b>Sector 200: Zona De Separación</b>	<b>209</b>
8.2.1.	E-201: Intercambiador de calor	209
8.2.2.	C-202 y C-203: Columnas de destilación	210
8.2.3.	ME-204: Mixer - Tanque de Subproductos	213
8.2.4.	E-205: Intercambiador de Calor	214
8.2.5.	T-206 - Tanques de almacenamiento de Subproductos	215
8.2.6.	E-207: Intercambiador de calor	216
8.2.7.	T-208: Tanques de almacenamiento de productos	217
8.2.1.	T-208: Tanque de almacenamiento de glicerol	218
<b>8.3.</b>	<b>Sector 300: Impulsores</b>	<b>219</b>
8.3.1.	Adopción de bombas de proceso	219
<b>8.4.</b>	<b>Sector 400: Tratamiento de subproductos</b>	<b>224</b>
8.4.1.	C-401: Columna de destilación	224
8.4.2.	E-402: Intercambiador de calor	226
8.4.3.	T-403: Tanque de n-propanol	227
<b>9.</b>	<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>	<b>229</b>
<b>9.1</b>	<b>Servicios de Agua</b>	<b>229</b>
10.1.1	Tanque de almacenamiento de agua clarificada (TA CL)	230
10.1.2	Adopción de torres de enfriamiento	231
10.1.3	Adopción de ablandador de agua	233
10.1.4	Adopción de caldera	236

10.1.5	Adopción De Bombas De Servicio Auxiliar .....	237
<b>10.2</b>	<b>Suministro De Electricidad .....</b>	<b>240</b>
<b>10.3</b>	<b>Suministro De Gas Natural .....</b>	<b>241</b>
<b>10.</b>	<b>CONTROL DE CALIDAD .....</b>	<b>244</b>
11.1.1	Glicerol USP .....	244
11.1.2	Hidrógeno.....	246
<b>11.2</b>	<b>Control Del Proceso De Producción.....</b>	<b>249</b>
11.3.1	Plan de control de proceso.....	250
<b>11.4</b>	<b>Métodos Analíticos .....</b>	<b>254</b>
11.4.1	Determinación del contenido de agua en el propilenglicol – METHOD 921 .....	254
11.4.2	Determinación de la gravedad específica – METHOD 841 .....	256
11.4.3	Determinación de glicerol USP y propilenglicol – METHOD 621.....	257
<b>11.</b>	<b>TRATAMIENTO DE EFLUENTES .....</b>	<b>262</b>
<b>12.1</b>	<b>Caracterización De Los Efluentes De La Planta .....</b>	<b>262</b>
12.1.1	Caracterización de los efluentes .....	263
12.1.2	El efecto del n-propanol en el ambiente .....	264
<b>12.2</b>	<b>Solución Adoptada.....</b>	<b>264</b>
<b>13.</b>	<b>OBRAS CIVILES.....</b>	<b>267</b>
<b>12.1.</b>	<b>Características Edilicias Generales .....</b>	<b>267</b>
<b>13.1</b>	<b>Distribución física de las diferentes áreas .....</b>	<b>270</b>
13.1.1	Edificio 1: Portería de planta .....	270
13.1.2	Edificio 2: Oficinas, laboratorio, oficina de logística, comedor, baños y vestuarios .....	270
13.1.3	Edificios 3 y 4: Taller mecánico/eléctrico y depósito .....	271
13.1.4	Edificios 5 y 6: Depósitos de propilenglicol (T-208) e hidrogeno (T-104).....	272
13.1.5	Edificio 7: Depósitos de subproductos .....	273
13.1.6	Edificio 8: Nave de la planta .....	273
13.1.7	Edificio 9: Sala de control .....	274
13.1.8	Edificio 10: Depósitos de glicerol USP (T-101).....	274
13.1.9	Edificio 11: Sala de caldera .....	275
13.1.10	Edificio 12: Nave de servicios auxiliares .....	276
13.1.11	Edificio 13: Torres de enfriamiento .....	276
13.1.12	Edificio 14: Depósito de agua clarificada (TAFL) .....	276
13.1.13	Edificio 15: Estacionamiento .....	276
13.1.14	Edificio 16: Balanza.....	277
<b>14.</b>	<b>INTALACIONES ELÉCTRICAS .....</b>	<b>279</b>
<b>13.1.</b>	<b>Descripción General.....</b>	<b>279</b>
13.1.1.	Descripción de las instalaciones eléctricas.....	279
13.1.2.	Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso .....	281
13.1.3.	Requerimiento de iluminación .....	282
<b>14.1</b>	<b>Adopción De Luminarias .....</b>	<b>283</b>



14.1.1	Cálculo del número de luminarias interiores .....	285
14.1.2	Cálculo del número de luminarias exteriores.....	286
<b>14.2</b>	<b>Consumo Total De Energía Eléctrica Del Sistema De Iluminación .....</b>	<b>287</b>
<b>14.3</b>	<b>Consumo Total De Energía Eléctrica De La Planta .....</b>	<b>288</b>
<b>15.</b>	<b>ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL .....</b>	<b>291</b>
<b>14.1.</b>	<b>Tipo De Organización Industrial .....</b>	<b>291</b>
<b>14.2.</b>	<b>Estructura De La Organización .....</b>	<b>292</b>
<b>14.3.</b>	<b>Descripción De Los Puestos De Trabajo .....</b>	<b>293</b>
14.3.1.	Gerente general .....	293
14.3.2.	Departamento de producción .....	294
14.3.3.	Departamento de mantenimiento .....	296
14.3.4.	Departamento de logística .....	297
14.3.5.	Departamento de calidad y laboratorio .....	298
14.3.6.	Departamento de administración y ventas .....	299
14.3.7.	Departamento de recursos humanos.....	300
14.3.8.	Personal subcontratado .....	301
<b>14.4.</b>	<b>Organización De La Producción Y Turnos De Trabajo .....</b>	<b>302</b>
<b>14.5.</b>	<b>Requisitos De Formación Y Cantidad De Personal.....</b>	<b>302</b>
<b>15.</b>	<b>ESTUDIO ECONÓMICO Y FINANCIERO.....</b>	<b>305</b>
<b>15.1</b>	<b>Introducción .....</b>	<b>305</b>
<b>15.2</b>	<b>La Inversión .....</b>	<b>306</b>
15.2.1	Destino del Capital .....	306
15.2.2	Inversión requerida .....	318
<b>15.3</b>	<b>Análisis De Costos.....</b>	<b>318</b>
15.3.1	Costos Variables .....	319
15.3.2	Costos Fijos.....	325
<b>15.4</b>	<b>Estimación De Punto De Equilibrio.....</b>	<b>330</b>
15.4.1	Ingresos por Ventas.....	331
15.4.2	Costo unitario de producción, costos totales y utilidad.....	331
15.4.3	Cálculo del punto de equilibrio .....	333
<b>15.5</b>	<b>Evaluación Económica: Indicadores Financieros.....</b>	<b>335</b>
<b>15.6</b>	<b>Análisis De Sensibilidad .....</b>	<b>343</b>
15.6.1	Variación de la TIR con la producción. ....	344
15.6.2	Variación de la TIR con el precio de venta .....	345
15.6.3	Variación de la TIR con el precio del glicerol refinado. ....	346
15.6.4	Variación de la TIR con la brecha entre el precio del PG y Glicerol Refinado .....	347
<b>15.7</b>	<b>Conclusiones.....</b>	<b>349</b>
	<b>FUENTES CONSULTADAS .....</b>	<b>363</b>





# **CAPÍTULO 1**

## **INTRODUCCIÓN**

# 1. INTRODUCCIÓN

## 1.1 Reseña Histórica

El propilenglicol (PG) fue inicialmente obtenido en 1859 por el químico francés Charles Adolphe Wurtz mediante hidrolisis de diacetato de propilenglicol, siendo comercializado recién en 1931 por Carbide and Carbon Chemicals Corp. Esta primera producción comercial utilizaba un proceso que involucraba la reacción de propileno con cloro y agua para obtener clorhidrina de propileno, que al reaccionar con una base orgánica daba óxido de propileno. En forma posterior y mediante hidrolisis directa con agua del óxido de propileno, el propilenglicol es obtenido y separado en una etapa posterior de destilación. (Carl J. Sullivan, 2003). A mediados de la década de 1930 Du Pont Co. puso en marcha una planta para hidrogenar aceite de coco a altas presiones, obteniendo propilenglicol como co-producto. (Kirk, 2004).

Con el paso de los años el PG fue ganando aceptación como sustituto del glicerol en la industria farmacéutica. Como consecuencia de la sobredemanda generada durante la Segunda Guerra Mundial, las empresas Dow Chemical Co en 1942 y Wyandotte Chemical Corp. en 1948 incorporaron al mercado nuevas instalaciones de producción.

En las primeras décadas del siglo XXI la producción de PG se llevaba a cabo por dos procesos. Uno de ellos es el que se denominará convencional, el cual es el antes citado; utiliza el óxido de propileno como reactivo y no ha experimentado cambios significativos a lo largo de los años. (Carl J. Sullivan, 2003). La materia prima de este proceso proviene de la industria petroquímica constituyendo una fuente no renovable. El segundo proceso es novedoso respecto al anterior e involucra la conversión de glicerol a PG por hidrogenolisis catalítica, siendo el acetol un producto intermedio en un proceso de dos etapas. (Mario Pagliaro, 2007).

El glicerol puede ser obtenido desde biomasa (incluyendo aceites de colza y girasol) vía hidrolisis o metanolisis de triglicéridos. Las reacciones para la transformación directa de aceite vegetales en metil esteres y glicerol han sido conocidas por más de un siglo, (Ver figura 1-1). Sin embargo, es solo recientemente, posterior a más de una década de investigación y desarrollo, que la transesterificación de triglicéridos, usando aceites de colza, soja y girasol ha ganado un rol significativo en la manufactura de biodiesel de alta calidad.

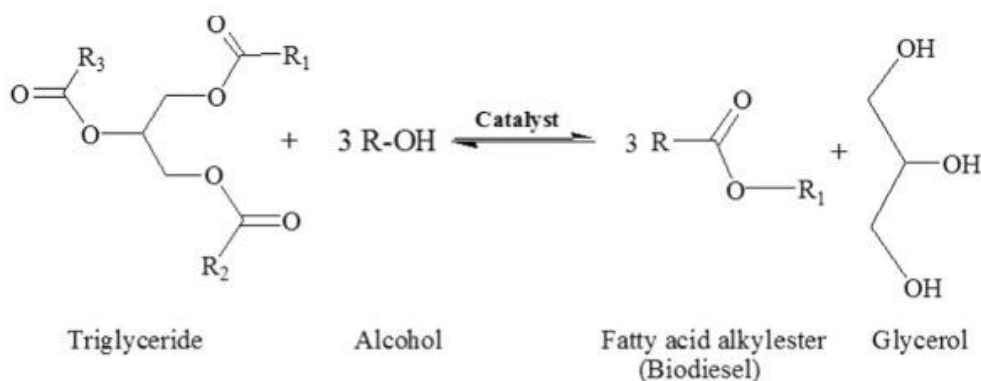


Figura 1-1 Reacción de transesterificación base de la producción de biodiesel a partir de aceite.

Fuente: (Chun-Hui (Clayton) Zhou, 2007).

Como resultado, muchos procesos químicos y enzimáticos para producir metil esteres de ácidos grasos a partir de aceite vegetal ahora están comercialmente disponibles. El glicerol es normalmente generado en una proporción de 1 mol por cada 3 moles de metil esteres sintetizados. (Chun-Hui (Clayton) Zhou, 2007).

## 1.2 Aplicaciones Del Producto

El PG encuentra numerosas aplicaciones y se destaca entre los glicoles por ser seguro para la ingesta humana, al punto que es común encontrarlo en la composición de productos alimentarios, farmacéuticos, cosméticos y otras aplicaciones que implican ingestión o absorción a través de la piel. Para otros usos, también suele obtenerse PG de grado industrial.

La Administración de drogas y alimentos de los EE.UU. ha aprobado su uso en varias categorías de alimentos. En igual forma son autorizadas su aplicaciones por su homólogo argentino, la Administración Nacional de Medicamentos, Alimentos y Tecnología Médica (ANMAT) y las regulaciones vigentes respecto a su uso alimentario descriptas en el Código Alimentario Argentino (CAA). (Ley 18284 Decreto, 1971).

En lo que refiere a las propiedades organolépticas, al igual que la mayoría de los otros glicoles, el PG es inodoro e incoloro, y tiene un amplio rango de solubilidad con materiales orgánicos, además de ser soluble en agua. El PG también es conocido por tener propiedades anti-microbiales siendo un efectivo conservante alimentario. (Kirk, 2004). Otras aplicaciones se describen en el siguiente capítulo del presente trabajo. (Murphy, Alton E. Martin - Frank H. DOW CHEMICAL COMPANY, 2006).

### 1.3 Marco De Desarrollo

En las dos primeras décadas del siglo XXI, el biodiesel ha emergido como un combustible viable y se ha incorporado como “corte” a los combustibles diésel fósiles, que, de acuerdo a las legislaciones de algunos países, establecen un progresivo aumento del porcentaje. El gran impulso de la industria del biodiesel se dio por el gran aumento en el precio del petróleo en este período. Aunque luego, en la segunda mitad de la década de 2010 el petróleo se derrumbó a precios muy bajos, el desarrollo llevado a cabo durante los años de precios altos bastó para que el sector se consolide en el mercado de los combustibles. (Mario Pagliaro, 2007).

Junto al biodiesel, en las reacciones de transesterificación de aceite vegetal con metanol llevadas a cabo en el proceso, se obtiene glicerol impuro en una proporción de una parte en diez (en peso). (Debdut Roy, 2010). Como consecuencia de esto, las industrias han tenido que dar disposición final al glicerol y la oferta de este compuesto se ha visto incrementada contundentemente. Transformar este glicerol en un producto con valor agregado constituye una cuestión crucial para la economía de las bio-refinerías.

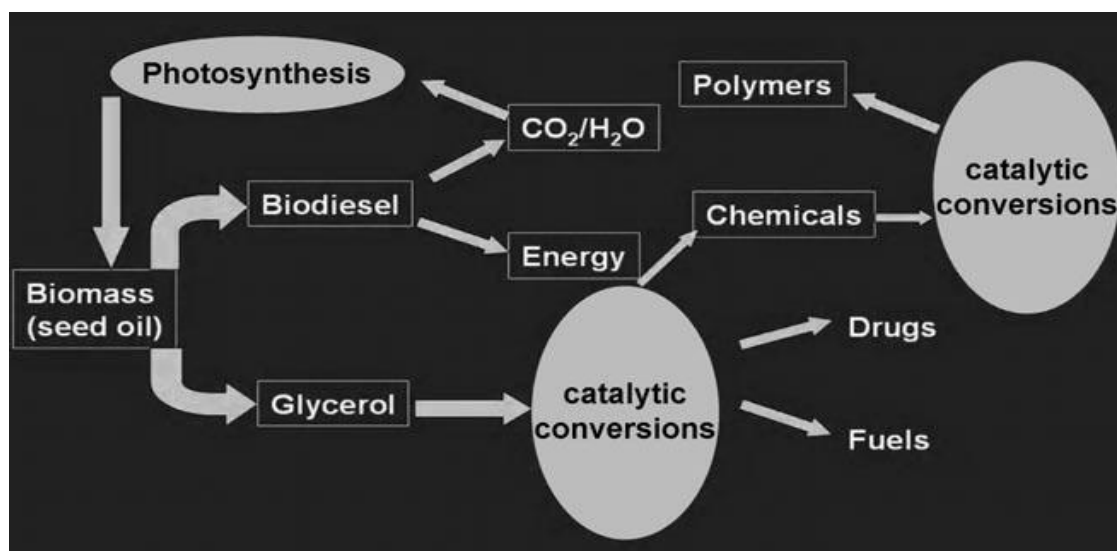


Figura 1-2 Esquema del ciclo del biodiesel y las aplicaciones del glicerol como co-producto.

Fuente: (Chun-Hui (Clayton) Zhou, 2007).

El uso del glicerol para la síntesis de químicos con valor agregado es de gran importancia industrial, no solo porque el glicerol puede ser obtenido en grandes cantidades

con los procesos del biodiesel, sino también, porque el glicerol es un compuesto no tóxico, comestible, bio-sustentable y biodegradable.

## 1.4 Enfoque Del Proyecto

Tal como será analizado en el estudio de mercado, en la República Argentina la industria del biodiesel se ha desarrollado fuertemente en las primeras dos décadas del siglo XXI, dando lugar también, a la instalación de plantas para procesamiento del glicerol, siendo el proceso de refinado el camino más usado para poder agregar valor comercial. En este contexto es que surge la idea de analizar la factibilidad de la instalación de una planta con el fin de obtener PG a partir de este glicerol refinado, ya que como se verá en los siguientes capítulos, los procesos de transformación requieren el uso de glicerol refinado.

Resulta natural, por lo tanto, pensar en la posibilidad de la incorporación de una planta de estas características en cercanías a las industrias que puedan proveer la materia prima, o incluso, que sea incorporada como proceso anexo al refinado del glicerol dentro de la misma. Es, por tanto, con este último enfoque con el cual se desarrollará el presente trabajo.

## 1.5 Objetivos Del Proyecto

- ❖ Verificar que existe un mercado potencialmente insatisfecho para el propilenglicol y que es viable su obtención a partir de glicerol, desde el punto de vista operativo. Analizar los canales para poder introducir el producto al mercado.
- ❖ Demostrar que existe la tecnología y un entorno apropiado para la producción del PG, y verificar que no existe impedimento alguno en el acceso a las materias primas e insumos necesarios para la producción.
- ❖ Desarrollar un proyecto que permita ser anexado como proceso vinculado a las plantas refinadoras de glicerol ya existentes, para así lograr una mayor optimización de los recursos, y darle un mayor valor agregado al glicerol refinado.
- ❖ Comprobar la potencial rentabilidad económica del proyecto.

## 1.6 Conclusión

Como una oportunidad de dar valor agregado al glicerol generado como co-producto del biodiesel, aprovechando la capacidad y tecnología de las actuales plantas refinadoras de glicerol crudo; se ve como una gran oportunidad la posible anexión de un proceso catalítico para obtener PG a una refinería de glicerol ya existente.

Con la anexión de un proceso catalítico a una planta refinadora de glicerol, se reducen los costos respecto a la instalación de una infraestructura industrial desde cero. Esto es debido a que para aquellos complejos industriales que posean el espacio físico disponible para su localización; se verá una notable reducción de costos operativos, como consecuencia de que la estructura de los recursos humanos será muy similar a la de la planta ya existente. Solo serían requeridos nuevos operadores para esta nueva estructura, también las áreas de servicio (aire comprimido y generación de vapor) y logística serían las mismas ya existentes. Algo importante a notar de las refinadoras de glicerol de Argentina, es que sus complejos industriales poseen puertos hacia el Rio Paraná; lo que reduce costos de logísticas y posibilitaría el transporte de cargas en buques.

A pesar de estas ventajas presupuestas, el planteo del proyecto se hará como si de un complejo industrial nuevo se tratara, teniendo en cuenta todas las estructuras organizativas, operativas y técnicas que se requieren para montar una industria desde cero.





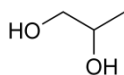
# **CAPÍTULO 2**

## **DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO Y MATERIAS PRIMAS**

## 2. DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO Y MATERIAS PRIMAS

### 2.1 Producto

#### 2.1.1 Propilenglicol (PG)



Los alcoholes dihidroxilados o dioles, también denominados *glicoles*; son compuestos orgánicos que contienen dos grupos –OH en átomos de carbono adyacentes. En general, las moléculas que contienen dos grupos –OH, se denominan di alcoholes. La presencia de dos grupos –OH facilita la formación de enlaces de puente hidrogeno, y es por ello, que los glicoles son líquidos viscosos, de elevado punto de ebullición, y muy solubles en agua.

Uno de los glicoles con mayor valor comercial es el propilenglicol (PG), denominado por la IUPAC<sup>1</sup> como propano-1,2-diol, de formulación química C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>2</sub>.

En la Figura 2-1 se representa de forma espacial y en el plano la estructura del PG.

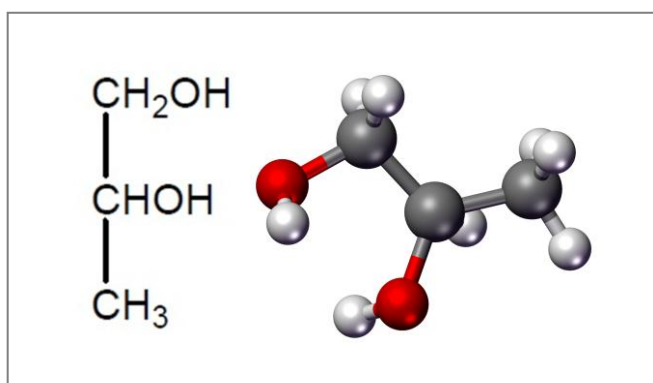


Figura 2-1 Estructura molecular del PG.

Fuente: (Wikipedia)

En cada molécula de PG, el carbono central está unido a cuatro grupos diferentes de átomos, y por lo tanto se trata de un átomo de carbono asimétrico. En consecuencia, existe la molécula en dos formas que se conocen como estereoisómeros. El producto comercial es una mezcla de ambas formas, llamada mezcla racémica.

<sup>1</sup> IUPAC: Por sus siglas en inglés, Unión Internacional de Química Pura y Aplicada

### 2.1.1.1 Características y propiedades

En condiciones normales (temperatura a 25°C y 1 atm de presión) el PG es un líquido incoloro, viscoso, y casi inodoro, que posee un sabor ligeramente dulce. Es miscible en agua y con diversos disolventes orgánicos tales como etanol, éter, acetona, y cloroformo. Además, es higroscópico, es decir, que absorbe fácilmente el agua del aire circundante.

Industrialmente se producen dos tipos de PG; el PG USP/EP<sup>2</sup> de grado alimentario realizado bajo normas GMP (Good Manufacturing Practices), y PG grado industrial; aunque tienen distinto uso final, sus propiedades físicas y químicas son las mismas. A continuación, se describen algunos de los usos de cada tipo:

**Propilenglicol USP/EP:** Se utiliza en la fabricación de saborizantes concentrados de alta calidad, también es un agente humectante, estabilizante y conservante en la industria de alimenticia. La industria cosmética incorpora el propilenglicol en su formulación como disolvente, transportador, humectante, y agente dispersante, dado que permite una distribución homogénea de los ingredientes. Se utiliza como excipiente (medio para incorporar en compuesto activo) en la industria farmacopea. Es el principal componente en la formulación de las soluciones utilizadas en cigarrillos electrónicos.

**Propilenglicol Grado Industrial (PGI):** Es el glicol preferido en la elaboración de resinas de poliéster insaturadas y piezas de mármol sintético. Es utilizado como intermediario en la producción de resinas alquídicas para pinturas y barnices. Actualmente está reemplazando al etilenglicol como compuesto activo en fluidos de transferencia térmica y compuestos descongelantes.

En la **Tabla 2-1** se muestran generalidades y propiedades del PG.

Tabla 2-1 Generalidades y propiedades del PG.

<b>Nombre comercial</b>	Propilenglicol
<b>Otras denominaciones</b>	1,2-dihidroxiopropano
	Metiletilenglicol
	1,2-propanodiol
	Aditivo alimentario E-1520
<b>Formula química</b>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>
<b>Grupo químico</b>	Alcohol dihidroxilado
	Glicol

<sup>2</sup> USP/EP: United States Pharmacopeia / European Pharmacopoeia

### *Identificación*

<b>Número CAS</b>	57-55-6
<b>Número EINECS</b>	200-338-0
<b>Posición arancelaria</b>	2905.32.00.00

---

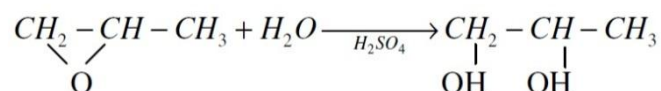
### *Propiedades*

<b>Peso molecular</b>	76,10 u
<b>Estado físico</b>	Líquido viscoso
<b>Olor</b>	Inodoro
<b>Color</b>	Incoloro
<b>pH</b>	7,00 (solución al 50%)
<b>Temp. Ebullición</b>	189 °C
<b>Temp. Congelación</b>	-60 °C
<b>Temp. Inflamación</b>	98,9 °C
<b>Densidad</b>	1,036 kg/l a 25 °C
<b>Viscosidad</b>	60 cP a 20 °C
<b>Presión de vapor</b>	0,07 mmHg a 20 °C
<b>Calor específico</b>	0,593 cal/g °C
<b>Tensión superficial</b>	36 dinas/cm
<b>Intervalo de destilación</b>	186-189 °C

Fuente: Elaboración propia con datos de (Dow Chemical, 2014).

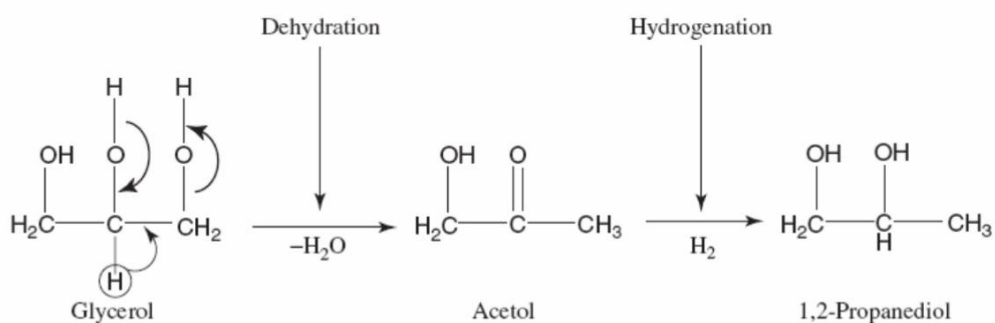
#### 2.1.1.1 Métodos de obtención

Actualmente el PG puede obtenerse industrialmente a partir de dos rutas o vías de producción. Entre ellas se tiene la hidrólisis del óxido de propileno, reacción que se lleva a cabo a temperatura ambiente cuando es catalizada por ácido sulfúrico.



También puede producirse a partir de la hidrogenolisis del glicerol. En presencia de un catalizador metálico e hidrógeno, el glicerol puede ser hidrogenado a PG.

La reacción procede a través de la formación de un compuesto intermedio, el acetol (hidroxiacetona). En la primera etapa se produce acetol relativamente puro por deshidratación del glicerol y en una segunda etapa el acetol es hidrogenado a PG.



### 2.1.1.2 Especificaciones de calidad

El PG es usualmente comercializado según los estándares de calidad utilizados en la producción, ya sea como PG USP/EP o PG Grado Industrial; cumpliendo las siguientes especificaciones:

Tabla 2-2 Especificación técnica de comercialización.

<b>Determinación</b>	<b>Unidad</b>	<b>Mínimo</b>	<b>Máximo</b>
<b>Aspecto</b>	-	Líquido	
<b>Color</b>	APHA	0	10
<b>Pureza</b>	%	99,5	100
<b>Densidad</b>	gr/ml, 20 °C	1,035	1,037
<b>Viscosidad</b>	cP, 20 °C	42	62
<b>Acidez</b>	Ppm	-	30
<b>Sulfatos</b>	Ppm	-	10
<b>Cloruros</b>	Ppm	-	1
<b>Metales pesados</b>	Ppm	-	5
<b>Hierro</b>	Ppm	-	0,1
<b>Cenizas</b>	Ppm	-	20
<b>Índice de refracción</b>	nD, 20 °C	1,431	1,433

Fuente: Elaboración propia con datos de (Dow Chemical, 2014).

### 2.1.1.3 Riesgos y condiciones de almacenamiento

En condiciones normales de uso, no supone ningún riesgo específico para la salud ni el medio ambiente; no es inflamable, pero puede arder.

El tiempo de vida del producto es limitado. El PG es higroscópico y sensible a la luz solar, aire, agentes oxidantes, ácidos, bases y altas temperaturas. La oxidación parcial en presencia de oxígeno puede propiciar la formación de aldehídos, cetonas, ácidos y dioxolanos. El grado de degradación del producto, indicado por la aparición de color, absorción UV, acidez y olor, se incrementa con las altas temperaturas, la presencia de metales y/o la exposición a la luz del sol (UV) cuando se almacena en el exterior en contenedores de plástico transparente.

El PG no presenta ningún problema especial de almacenamiento, puesto que no solidifica a temperatura ambiente y tiene baja presión de vapor, lo que hace relativamente fácil su manipulación. No obstante, el producto se hace viscoso a baja temperatura y puede necesitarse diseñar el sistema de almacenamiento en función de este hecho. Ha de prestarse atención especial para evitar cualquier contaminación del producto durante su permanencia en el depósito de almacenamiento y en la red de tuberías.

Para el equipo de almacenamiento del PG USP/EP se recomienda un sistema completo de acero inoxidable, aluminio, o plástico no transparente de uso alimentario. El contacto con acero al carbono debe minimizarse, por el riesgo de contaminación con hierro y de deterioro del color del producto.

#### **2.1.1.4 Algunas aplicaciones del PG**

Constituye un importante solvente para sustancias aromáticas en la industria de las esencias concentradas, permitiendo a fabricantes elaborar productos a bajo costo y de alta calidad. Es utilizado como un excelente agente humectante para gomas naturales, simplificando enormemente la formulación de citrus y otros “flavors” emulsificados.

El propilenglicol también encuentra usos como solvente en preparaciones farmacéuticas de base acuosa, conteniendo ingredientes solubles en agua y como un solvente y agente de acoplamiento en la formulación de lociones con pantalla solar, jabones para el cabello, cremas de afeitar y otros productos similares.

Soluciones acuosas de propilenglicol tienen excelentes propiedades anticongelantes y son, por lo tanto, valiosas como fluidos para la transferencia de calor a bajas temperaturas. Para aplicaciones que involucren contacto indirecto con alimentos, se prefieren los fluidos de transferencia de calor formulados con propilenglicol de grado UPS, como prevención ante un inadvertido contacto con el alimento. Estos fluidos son comúnmente usados en la industria láctea y cervecera como así también, en la preparación de empaques refrigerados para el envasado de víveres en tiendas minoristas.



El PG es un humectante efectivo, conservante, estabilizador y encuentra numerosas aplicaciones en alimentos para mascotas semi-húmedos, productos de panificación, saborizantes de usos alimentarios, aderezos de ensaladas y cremas de afeitar. Humectación, o la capacidad de un producto de retener humedad, es el resultado del equilibrio vapor-liquido del sistema glicol-agua y puede ser estimado con tablas provistas por los fabricantes.

El PG de grado industrial es un importante intermediario en la producción de resinas tipo alquídicas para pinturas y barnices. Es el glicol preferido en la manufactura de resinas insaturadas de alto desempeño para usos diversos, como lo son laminados de plástico reforzado para la construcción marina, recubrimientos en gel, compuestos para moldeo en láminas y piezas de mármol sintético. También encuentra usos como un solvente y plastificante en tintas de impresión, como conservante en arreglos florales y como estabilizador en fluidos hidráulicos. También se utiliza en fluidos de transferencia de calor usados en sistemas de calentamiento y enfriamiento de comercios e industrias, plantas químicas, motores estacionarios y recupero del calor solar.

En forma más reciente se han formulado refrigerantes con base en PG para automotores y motores para camiones, compitiendo de esta forma con los fluidos tradicionales basados en etilenglicol.

Debido en gran parte a su baja toxicidad y por ende, su bajo impacto ambiental, el propilenglicol se utiliza tanto en sistemas industriales de transporte de aire, como así también como agente de deshielo en aeroplanos y pistas de aterrizaje.

### **2.1.2 n-Propanol**

Los propanoles  $C_3H_7OH$  comprenden dos isómeros, 1-propanol y 2-propanol, también llamado alcohol isopropílico, de los cuales el último es el industrialmente más importante. Ambos a condiciones normales son líquidos incoloros, transparentes e inflamables, con un ligero olor similar al del etanol. Se presentan en la naturaleza como parte de aceites crudos de fusel, en la fermentación y productos de la descomposición de varios vegetales.

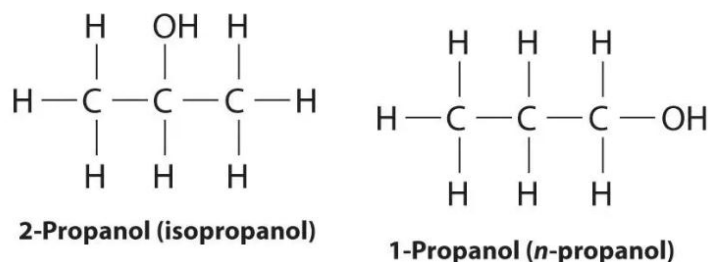


Figura 2-2: Estructura molecular del 1-propanol y 2-propanol.

Los propanoles son usados principalmente como solventes para recubrimientos, en preparados antifreeze, productos de limpieza y productos para cuidado personal. También tiene aplicaciones como intermediario químico para la obtención de ésteres, aminas y otros derivados orgánicos.

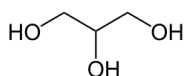
Tabla 2-3: Propiedades físicas del 1-propanol y 2-propanol

	1-Propanol	2-Propanol (anhidro)	2-Propanol (91 vol % en agua)
<i>Masa molecular</i>	60.096	60.096	60.096
Temperatura crítica °C	263.63	235.15	
Presión Crítica, kPa	5175	4762	
<i>PF</i> °C	-126.1	-88.5	-50
<i>PE</i> °C			
101.325 kPa	97.15	82.26	80.40
39.997 kPa	74.479	60.66	
2.0 kPa	20.04		
1.3333 kPa		2.49	
Presión de Vapor 20°C, kPa		4.4136	4.5
Índice de Refracción a 25°C	1.3837	1.3752	1.3769
Densidad(líquido)20°C, kg/m <sup>3</sup>	803.78	785.39	
Viscosidad(líquido) a 20°C, mPa · s (cP)	2.21	2.37	2.1 (25 °C)
Flash point (closed cup), °C	15	11.85	18.3
Flash point (Tag open cup), °C	27	17.2	21.7
Temperatura autoignición, °C	370.85	398.85	
Solubilidad en agua a 20°C, wt %	miscible	miscible	miscible

Fuente: (AnthonyJ.Papa)

## 2.2 Materias Primas

### 2.2.1 Glicerina USP



El glicerol es un trialcohol que posee dos grupos hidroxilos primarios y uno secundario; obtenido principalmente como coproducto en la industria oleoquímica. Comercialmente se denomina *glicerina* a las mezclas con alto contenido de glicerol.



En la naturaleza el glicerol se presenta de forma combinada como triglicéridos en todas las grasas animales y aceites vegetales; constituyendo en promedio, alrededor del 10% de estos.

Es posible obtener soluciones de este compuesto a partir de las grasas y aceites durante la producción de ácidos grasos y jabón, así como en los procesos de transesterificación con alcoholes, por medio de los cuales se produce biodiésel.

Comercialmente se pueden encontrar tres tipos principales de presentaciones de glicerol en función de su grado de pureza: glicerina cruda, glicerina de grado técnico y glicerina refinada (grado USP o FCC). Ver Figura 2-2.



Figura 2-3 Tipos de glicerol.

Fuente: (Posada, 2009).

### 2.2.1.1 Características y propiedades

El glicerol es un líquido viscoso, inodoro, higroscópico, de sabor dulce y sin toxicidad cuando en su grado refinado. Es soluble en agua o alcohol, no así en éter o diclorometano. No obstante, el glicerol puede actuar a su vez como disolvente de otros muchos compuestos. La fórmula empírica del glicerol es  $C_3H_8O_3$  que corresponde a una estructura con tres grupos hidroxilo que lo convierte en el triol más sencillo de la naturaleza. Esta característica le confiere unas propiedades físicas y químicas particularmente únicas. En la siguiente tabla se describen algunas propiedades generales del glicerol.

Tabla 2-4 Generalidades y propiedades del glicerol.

<b>Nombre comercial</b>	Glicerol
<b>Sinónimos</b>	Glicerina 1,2,3-propanotriol
<b>Formula química</b>	$C_3H_8O_3$
<b>Grupo químico</b>	Trialcohol Triol

#### Identificación

<b>Número CAS</b>	56-81-5
<b>Número EINECS</b>	200-289-5
<b>Posición arancelaria</b>	2905.45.00.00

---

**Propiedades**

<b>Peso molecular</b>	92,09
<b>Estado físico</b>	Líquido viscoso
<b>Olor</b>	Inodoro a suave
<b>Color</b>	Incoloro a marrón
<b>Temp. Ebullición</b>	189 °C
<b>Temp. Fusión</b>	17,9 °C
<b>Punto de flash</b>	>160 °C
<b>Densidad</b>	1,261 kg/l a 25 °C
<b>Viscosidad</b>	1,5 Pa.s a 20 °C
<b>Presión de vapor</b>	0,0025 mmHg a 50 °C
<b>Tensión superficial</b>	64 dinas/cm

Fuente: (Posada, 2009)

La glicerina cruda obtenida como subproductos del biodiesel contiene una gran cantidad de metanol, agua, jabones y sales, con una concentración de glicerol de entre el 40% y 88% en peso.

La glicerina grado técnico (GT) es un producto de alta pureza donde la mayoría de sus contaminantes presentes originalmente han sido completamente removidos. Está libre de metanol, jabones, sales y otros componentes extraños.

La glicerina refinada (USP) es un producto de calidad farmacéutica adecuada para usarla en alimentos, cuidado personal, cosméticos, productos farmacéuticos y otras aplicaciones especiales. Todos estos productos deben cumplir las especificaciones exigidas para la industria farmacopea de Estados Unidos (USP 30).

La Tabla 2-5 resume las principales especificaciones de calidad y los umbrales para los contaminantes presentes en estas glicerinas.

Tabla 2-5 Especificaciones de calidad de cada tipo de glicerol.

Propiedades	Glicerina Cruda	Glicerina GT	Glicerina USP
<b>Contenido de glicerol</b>	40%-88%	98% min.	99,7%
<b>Ceniza</b>	2% máx.	N/A	N/A
<b>Contenido de agua</b>	12% máx.	5% máx.	0,5% máx.
<b>Cloruros</b>	N/A	10 ppm máx.	10 ppm máx.

<b>Color</b>	N/A	40 máx. (APHA)	10 máx. (APHA)
<b>Sulfatos</b>	N/A	N/A	20 ppm máx.
<b>Metales pesados</b>	N/A	5 ppm máx.	5 ppm máx.
<b>Ácidos grasos y esteres</b>	N/A	1 máx.	1000 máx.
<b>pH (solución al 10%)</b>	4-9	4-9,1	N/A
<b>Residuos orgánicos</b>	2% máx.	2% máx.	N/A

Fuente: (Posada, 2009).

Entre los distintos usos industriales del glicerol, que involucran su transformación en otros compuestos de mayor valor, cabe destacar los procesos de reducción que dan lugar a productos como propanodiol (1,2-propanodiol y 1,3-propanodiol), que poseen importantes aplicaciones industriales y que en la actualidad son obtenidos (mayormente) a partir de fuentes de origen no renovable.

### 2.2.1.2 Métodos de obtención

Hasta mediados del siglo XX la producción de glicerol procedía de la industria del jabón. Este proceso consiste en una reacción de hidrólisis, generalmente alcalina, de aceites (saponificación) que da lugar a la formación de jabones (carboxilatos) y glicerol. Sin embargo, la creciente demanda de glicerol motivó la búsqueda de nuevos procesos de producción. Así, posteriormente, se desarrollaron procesos para la obtención de glicerol a partir de compuestos derivados del petróleo. En concreto a partir de propileno se pueden distinguir dos procesos: uno consiste en una cloración de propileno para obtener epiclorhidrina que mediante una hidrólisis alcalina da lugar a glicerol; otro consistente en la oxidación de propileno a alcohol alílico que posteriormente mediante hidrólisis alcalina da lugar a glicerol. Tales procesos permiten la obtención de glicerol de forma efectiva, pero su principal inconveniente es su procedencia no renovable.

Una alternativa al uso del combustible diesel obtenido del petróleo, lo constituye el biodiesel. El proceso para la obtención de este bio-combustible ha cobrado especial relevancia desde comienzos del siglo XXI debido a que permite la obtención de combustibles líquidos con un origen renovable, que podrían sustituir paulatinamente los combustibles de origen fósil. El proceso industrial de producción de este biocarburante consiste en la reacción de transesterificación de aceites de origen vegetal o animal con alcoholes de bajo peso molecular (metanol o etanol) dando lugar a esteres metílicos (o etílicos) que conforman el biodiesel. Además, este proceso lleva asociada la producción inevitable de glicerol como subproducto de la reacción. La cantidad de glicerol que se

obtiene mediante el proceso de producción de biodiesel alcanza el 10% en peso respecto al total de aceite reaccionado, (aproximadamente de 10Kg de aceite se obtiene 1Kg de glicerol). Por lo tanto, con este proceso además de obtener biodiesel (sustituto del diesel convencional) se obtiene glicerol a través de fuentes de origen renovable (biomasa).

### 2.2.1.3 Riesgos y condiciones de almacenamiento

El glicerol es estable en condiciones normales. Se debe evitar el contacto con oxidantes fuertes, ácidos y bases fuertes. En contacto con flama, pueden liberarse gases y vapores tóxicos. El glicerol se descompone al calentarlo a temperaturas mayores de 290°C, formando un gas corrosivo (acroleína).

### 2.2.2 Hidrógeno

El hidrógeno es el elemento más simple y abundante de todo el universo, totalizando más del 70% en peso pues se halla en las estrellas jóvenes, en el polvo interestelar y en las enormes nubes de gas suspendidas en el espacio. En la tierra, constituye el tercer elemento más común después del oxígeno y el silicio. Combinado, forma el agua, los ácidos e hidróxidos, el petróleo y toda la materia orgánica.

En el siglo XVI se conocía que la acción del aceite de vitriolo (sulfúrico) sobre hierro desprendía un gas combustible. Cavendish pensó que el gas procedía del metal (1766): le llamó “aire inflamable” y demostró en 1781 que con el aire y el oxígeno formaba agua. Por esta causa, Lavoisier le llamó hidrógeno (productor de agua). Fue aislado por Dewar en 1898.

La molécula de hidrogeno consta de dos protones y dos electrones. Los protones pueden tener sus spins en el mismo sentido o en sentido opuesto, resultando dos clases diferentes de moléculas, llamadas *orto*-hidrógeno y *para*-hidrógeno, respectivamente. A temperatura ambiente el 25% del hidrógeno posee la forma *para* y al subir la temperatura esta forma aumenta su porcentaje.

#### 2.2.2.1 Características y propiedades

El hidrogeno es un gas incoloro, inodoro e insípido. Poco soluble en agua; la molécula de hidrógeno es muy apolar. Es relativamente inerte, pero con un ligero aporte energético se disocia y el hidrógeno monoatómico resultante es muy reactivo; con el

oxígeno lo hace de forma explosiva y formando una llama azul pálida. Reacciona con otros muchos elementos, metales alcalinos, alcalinotérreos (excepto berilio), algunos metales del grupo *d* para formar hidruros metálicos; con los del grupo del nitrógeno formando con este último amoníaco; con los halógenos forma los halogenuros de hidrógeno.

Algunas de las propiedades fisicoquímicas más comunes del hidrógeno son las que se presentan en la **Tabla 2-6**:

Tabla 2-6 Generalidades y propiedades del hidrogeno.

<b>Nombre comercial</b>	Hidrogeno
<b>Sinónimos</b>	Dihidrogeno
<b>Formula química</b>	H <sub>2</sub>
<b>Grupo químico</b>	-
<b>Identificación</b>	
<b>Número CAS</b>	1333-74-0
<b>Número EINECS</b>	215-605-7
<b>Posición arancelaria</b>	2804.30.00.00
<b>Propiedades</b>	
<b>Peso molecular</b>	2,016
<b>Estado físico</b>	Gas
<b>Olor</b>	Inodoro
<b>Color</b>	Incoloro
<b>Temp. Ebullición</b>	-252,7 °C a 1 atm
<b>Temp. Fusión</b>	-259,2 °C a 1 atm
<b>Temp. autoignición</b>	580 °C
<b>Punto triple</b>	-259,2 a 72 mbar
<b>Densidad</b>	0,0695 kg/l a 15 °C
<b>Calor específico</b>	3,4 cal/gr a 0 °C
<b>Presión crítica</b>	12,8 atm
<b>Coef. de difusión</b>	0,61 cm/s

Fuente: (AABH, 2014).

### 2.2.2.2 Métodos de obtención

El hidrógeno en estado puro no está presente en la naturaleza, pero existe asociado a otras estructuras. Por ese motivo no puede ser explotado como el petróleo o el carbón,

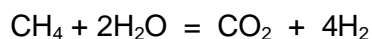
debiendo ser obtenido o generado a partir de otros compuestos químicos. Este es el motivo por el cual los científicos lo denominan como transportador secundario de energía.

La producción de hidrogeno no es novedosa. Actualmente el mundo entero produce, almacena, transporta y usa millones de metros cúbicos por año, en mayor proporción para uso en las industrias química y petroquímica. Se ha convenido, en función de la fuente de donde se obtenga, denominarlo con el adjetivo de un color. Así por ejemplo si la fuente es agua se la denomina “Hidrógeno azul”, si procede de la biomasa se lo llama “Hidrógeno verde” y si fuera de hidrocarburos como el gas natural se lo conoce como “Hidrógeno negro”.

La mayor parte de la producción mundial es generada a partir de fuentes fósiles (gas natural, petróleo, etc.) o es obtenido como subproducto en procesos químicos. Grandes cantidades son generadas anualmente por electrólisis de cloro-álcalis y de procesos de refinado de petróleo.

#### **2.2.2.2.1 Reformado con vapor (steam reforming)**

Este reformado consiste en una conversión catalítica endotérmica de hidrocarburos livianos (metano, nafta, etc.) en presencia de vapor de agua sobrecalentado. En este proceso de conversión se producen H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, como también metano (CH<sub>4</sub>) y monóxido de carbono (CO). El CO reacciona con el vapor de agua para generar CO<sub>2</sub> e Hidrógeno en un proceso al que se denomina “shift reaction”. El CO<sub>2</sub> y otros componentes indeseados son separados posteriormente de la mezcla de gases mediante la absorción en membranas separadoras. La reacción global es:



El gas residual separado, contiene alrededor del 60% en componentes combustibles (H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO) y es usado luego como combustible en el reformador, junto con alimentación de gas de admisión. La generación de hidrogeno en gran escala se efectúa en reformadores de vapor con capacidades de producción de 100.000 m<sup>3</sup> por hora.

#### **2.2.2.2.2 Oxidación parcial**

La oxidación parcial es una conversión térmica de hidrocarburos pesados (como por ejemplo residuos de refinado de aceite o diesel oil) con oxígeno y en ocasiones con vapor

de agua adicional. Las cantidades de oxígeno e hidrogeno producidas por este método, están señalando que la gasificación sin aportes energía externa es viable. (Fuente) El proceso de generación de hidrogeno a partir del carbón de piedra también es factible.

#### **2.2.2.2.3 Electrólisis del agua**

La electrólisis del agua es un método de obtención de hidrógeno no muy usado debido a que resulta al menos dos veces más caro que el hidrógeno obtenido por el reformado del gas natural. Sin embargo, es de un gran interés ya que es un método bastante limpio y que podría ser usado como complemento para la energía producida por centrales solares y eólicas, y además, produce un hidrógeno de elevada pureza.

#### **2.2.2.2.4 Transformación termoquímica de la biomasa**

La gasificación al vapor de la biomasa permite producir un gas de síntesis compuesto por monóxido de carbono e hidrógeno que puede ser nuevamente valorado para la producción de carburantes líquidos (síntesis de Fischer-Tropsch) o gaseosos como metano e hidrógeno. Este proceso de transformación se efectúa en dos etapas: una primera etapa de tratamiento sin oxígeno a temperaturas entre los 500 y 600°C (termólisis); y una segunda etapa en presencia de vapor de agua a alta temperatura (900°C) consistente en una gasificación para dar origen a la mezcla de CO y H<sub>2</sub>.

#### **2.2.2.3 Especificaciones de calidad**

La calidad con que se comercializa el hidrogeno para consumo en la industria está determinada por la norma internacional ISO/TC 197 “*Hydrogen Technologies*”, donde estipula las características, métodos de producción, medios de almacenamiento, transporte, y condiciones de seguridad.

La pureza del hidrogeno utilizado en la industria se presenta en la siguiente tabla.

Tabla 2-7 Pureza del Hidrogeno para uso industrial.

Componente	Composición
$H_2$	Min. 99,5 %
$H_2O$	Max. 20 ppm
$O_2$	Max. 2 ppm
$N_2$	Max. 50 ppm
$C_nH_m$	Max. 1 ppm
$CO$	-
$CO_2$	-

Fuente: (Linde, 2016)

#### 2.2.2.4 Riesgos y condiciones de almacenamiento

El Hidrógeno es un gas inflamable dentro de un amplio rango de concentraciones en el aire, por lo que para combatir incendios provocados por este gas puede utilizar extintores de  $CO_2$ , polvo químico seco y/o agua rociada, esto último con el fin de mantener los recipientes lo más frío posible. No debe apagarse la flama, hasta cortar la fuente de suministro de hidrógeno. Si en un incendio la flama proveniente de la fuente de hidrógeno es accidentalmente extinguida, una detonación por reignición puede ocurrir, por lo que se debe evitar esta situación al rociar el agua de enfriamiento.

El Hidrógeno se almacena en recipientes a una presión muy alta, por lo que se requiere que su manejo y almacenamiento se realicen de manera segura. Los recipientes que almacenan hidrógeno, se les debe asignar un lugar definido. Este lugar debe ser seco, bien ventilado y preferentemente aislado con un muro resistente al fuego en caso de haber edificios o áreas públicas cercanas, o bien, recipientes de oxígeno u otros combustibles gaseosos o líquidos.

Debe mantenerse los recipientes protegidos de temperaturas excesivas y/o fuentes de calor o de ignición. Debe evitarse golpear los cilindros y para reducir los golpes accidentales, no almacenarlos en lugares de mucho tráfico o vibración. Debe asegurarse de no exponerlos en lugares en los que existan químicos corrosivos. En las áreas de almacenamiento se deberán colocar señalamientos de no fumar, no hacer flamas abiertas, y cualquier otro que indique el riesgo asociado. En las áreas de uso y almacenamiento todo el equipo eléctrico deberá ser a prueba de explosión.





# **CAPÍTULO 3**

## **ESTUDIO DE MERCADO**

### 3. ESTUDIO DE MERCADO

#### 3.1 Introducción

El Propilenglicol (PG), también llamado 1,2-propanodiol, es un compuesto orgánico incoloro, insípido e inodoro. Por su versatilidad se utiliza en un gran número de aplicaciones industriales que van desde el transporte y la construcción hasta la producción alimentaria y farmacéutica.

El PG es fabricado por diversas compañías alrededor del mundo, destacándose industrias localizadas en EE.UU., Europa y Asia. Recientemente, el gran excedente y relativo bajo costo del glicerol obtenido como subproducto en la producción de biodiesel, ha generado nuevas rutas para la obtención de PG, también conocido como Propilenglicol Renovable (PGR) o Bio-Based Propilenglicol.

El estudio de mercado que se desarrolla a continuación analiza el comportamiento histórico del mercado del producto y de las materias primas utilizadas en el proceso de producción del PG, así como también del mercado futuro o proyectado.

Para el año 2015, más del 90% del PG producido a nivel mundial era obtenido a partir de fuentes convencionales (petróleo y gas natural) (ICIS, s.f.), y el resto es producido a partir de materias primas renovables (bio-based). En el proceso convencional, el óxido de propileno obtenido del propileno se hace reaccionar con agua, ya sea mediante el empleo de un proceso no catalítico o catalítico. Por el contrario, el proceso analizado involucra fuentes renovables como lo es el glicerol proveniente de las reacciones de transesterificación de aceites vegetales.

El PG se posee diversas aplicaciones con un destacado rol como producto intermedio, para fabricar otros productos químicos, tales como resinas de poliéster insaturado, plastificantes, productos farmacéuticos y cosméticos, fluidos funcionales (anticongelantes, refrigerantes, fluidos de transferencia de calor, fluidos de deshielo de aeronaves), detergentes líquidos, disolventes y mascotas (alimentos para animales).

Las fuentes consultadas en el presente estudio son del tipo secundarias, recopilando información escrita existente sobre el tema y caracterizando al PG como un bien de consumo intermedio (Industrial).

## 3.2 El Mercado Del Propilenglicol

### 3.2.1 Factores Relevantes Que Influyen Directamente En Su Consumo

En virtud de las aplicaciones antes mencionadas, queda manifiesto que el PG es un compuesto que generalmente llega al consumidor final como un componente del producto adquirido o como un material funcional. Por esto es que el consumo queda influido inicialmente a las aplicaciones y usos que la industria haga del mismo, así como también, de la decisión técnica en su utilización como fluido funcional.

Otro factor relevante son las regulaciones impuestas por los órganos de control. El PG es producido de acuerdo a las guías de buenas prácticas autorizadas por la U.S. Food and Drug Administration y ANMAT en un establecimiento autorizado, reuniendo los requisitos del Código Alimentario Argentino (CAA), se lo caracteriza como un aditivo seguro. Así, gracias a su baja toxicidad en humanos y sus bondadosas propiedades, se ha convertido en un importante ingrediente en alimentos, cosmética y productos farmacéuticos. (Murphy, Alton E. Martin - Frank H. DOW CHEMICAL COMPANY, 2006)

### 3.2.2 Contexto Internacional

#### 3.2.2.1 Producción mundial y principales productores

El PG es fabricado en numerosos países, pero la mayor parte se encuentra concentrada en solo unos pocos, tales como Alemania, EE.UU., China y Japón. La Tabla 3-1 muestra los principales productores de propilenglicol.

La demanda de productos "bio-based" se incrementa rápidamente debido a los requerimientos de las industrias farmacéuticas, cosméticas y alimenticias. Por ejemplo, se ha calculado que para el mercado de los productos de cuidado personal orgánicos existe una tasa de crecimiento anual compuesto (CAGR) superior al 10% para el período 2018-2022. Se espera que este mercado alcance 15.25 miles de millones de USD para el año 2022. (Business Wire)

Otras de las fuerzas impulsoras del mercado del Bio-based PG son:

- *La creciente demanda de la industria automotriz.*
- *La demanda de la zona Asia-Pacífico*
- *La creciente conciencia medioambiental de la sociedad.*

### **LA INDUSTRIA AUTOMOTRIZ**

Se pronostica un rápido crecimiento de la industria automotriz en el período 2018-2022 con una tasa anual compuesta de entre el 5% y el 6%. El crecimiento económico de EE.UU. y Europa han incrementado la demanda de productos relacionados al mercado de automotores. Esto ha mejorado también las tasas de empleo y el ingreso per cápita, facilitando el acceso al crédito y el poder de compra de los consumidores.

Esta demanda obligará a los productores de autopartes a incrementar sus niveles de producción instalando nuevas plantas o ampliando las existentes. El bio-based PG es usado en diferentes aplicaciones tales como compuesto de moldeo en láminas y agentes anticongelantes. (Business Wire)

### **LA DEMANDA DE LA ZONA ASIA-PACÍFICO**

La zona Asia- Pacífico es el mercado más fuerte y cada vez más importante del bio-based PG. El rápido aumento de la industrialización y la evolución de la infraestructura en China, India y Corea del Sur son los principales impulsores del bio-based PG en esta región. Se ha proyectado que el mercado de la construcción en China aumente a 2.49 miles de millones de USD en 2019, creciendo a una tasa compuesta anual de 12,14% durante 2018-2022. Las resinas de poliéster insaturado a base de PG son ampliamente utilizados para la construcción. Por lo tanto, el crecimiento en el mercado de la construcción se traducirá en la demanda de bio-based PG durante el período proyectado. (Business Wire)

### **LA CRECIENTE CONCIENCIA MEDIOAMBIENTAL DE LA SOCIEDAD**

Las crecientes preocupaciones ambientales, tales como el uso de los recursos no renovables y los contaminantes peligrosos liberados durante la producción en procesos petroquímicos tienen a los oferentes condicionados a desarrollar tecnologías avanzadas de procesamiento de base biológica.

El propilenglicol es reconocido como seguro, pero la ingesta aceptable es solamente 25 mg por kg de peso corporal (según la OMS). El propilenglicol de base biológica es ecológico y cumple con las regulaciones gubernamentales estrictas respecto a la emisión. (Business Wire)

Un caso de una industria productora de bio-based PG es el de ADM, una empresa con sede en Estados Unidos, que ha iniciado la fabricación de PG de grado industrial en su planta de Illinois, Estados Unidos desde 2011 tomando el glicerol como materia prima. Tiene una capacidad productiva de 100.000 toneladas por año. Además, la compañía ha desarrollado una tecnología innovadora para la producción de propilenglicol de base

biológica usando sorbitol. Al darse cuenta del potencial de este mercado, se prevé que muchos nuevos participantes se involucren en este mercado en el período 2018-2022. (Business Wire)

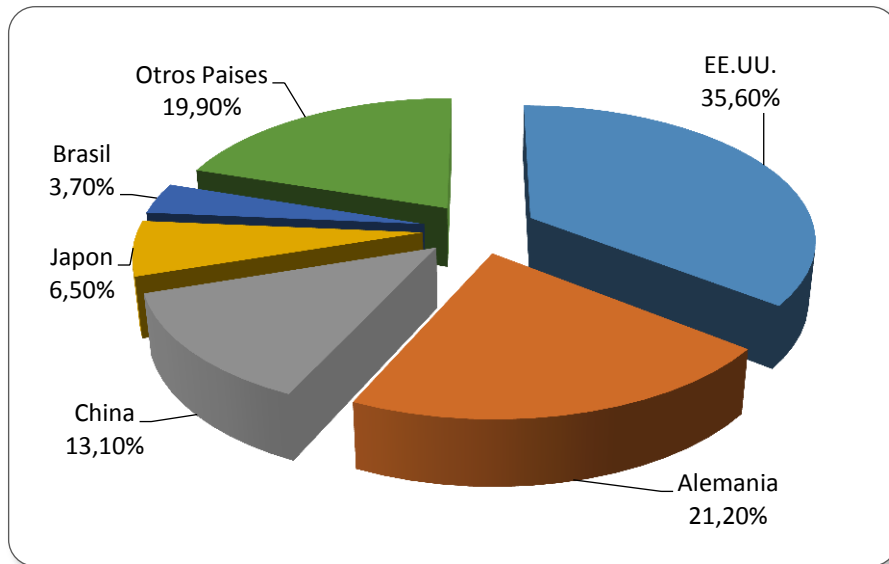


Gráfico 3-1 Producción mundial de PG, 2018. Total estimado en 2.77 millones de toneladas

Fuente: Merchant Research & Consulting Ltd.

Tabla 3-1 Principales compañías productoras de PG en el mundo.

PRINCIPALES COMPAÑÍAS PRODUCTORAS DE PG EN EL MUNDO	
Dow Chemical	Lyondell Chemical Company
BASF AG.	Global Bio-Chem Technology Group Company Ltd
Ineos Oxide	SINOPEC Zhenhai Refining & Chemical Company
Nihon Oxirane Co.	Repsol Chemicals and Huntsman Corp.
Archer Daniels Midland Co.	SKC Chemicals Group
Shell Eastern Petroleum(Pte)	Arrow Chemical Group Corp.

Fuente: Elaboración propia.

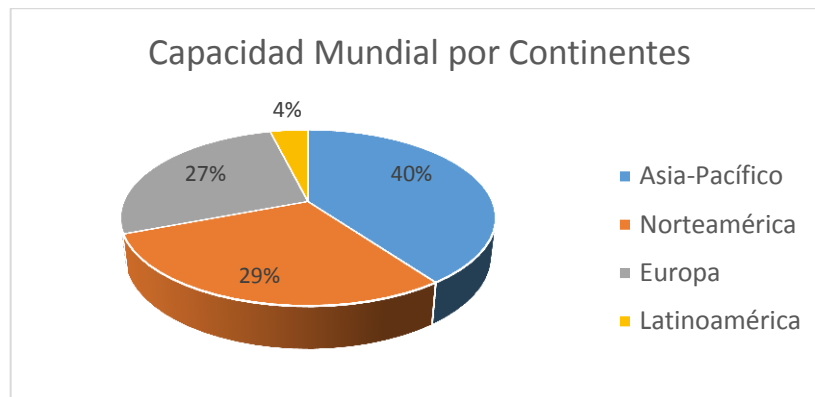


Gráfico 3-2 Capacidad mundial por continentes de PG, 2019, estimada en 2.98 millones de toneladas. Asia Pacífico 40%, Norteamérica 29.18%, Europa 26.94%, Latinoamérica 3.88%.

Fuente: Merchant Research & Consulting Ltd.

La producción mundial de PG para el año 2019 fue de 2.9 millones de toneladas, habiendo crecido un 4,73% con respecto al año 2018. El consumo mundial alcanzó para el mismo año 2.82 millones de toneladas. Uno de los mayores proveedores que sostuvo la oferta este robusto crecimiento fue el lanzamiento de una nueva planta de propilenglicol propiedad de SCG-Dow en Tailandia, con una capacidad anual de aproximadamente 150.000 toneladas (Business Wire, s.f.). En 2016 el promedio de capacidad productiva ocupada global la industria de PG fue cercana al 77%. El comportamiento indica que el mercado mundial de PG esta gradualmente trasladándose al continente asiático, particularmente a China. Otra gran tendencia es la obtención del PG a partir de bio-materias primas en bruto. En el Gráfico 3-2 puede verse la distribución de la producción de PG por continente; la región Asia- Pacifico representa el 40% de la capacidad mundial, seguida por Norteamérica (29.18%), Europa (26.94%) y Latinoamérica (3.88%). (Merchant Research & Consulting Ltd., Abril 18 - 2020)

En la actualidad, EE.UU. es el mayor productor de PG, sumando más del 30% del suministro global. La actual tendencia indica que el PG será progresivamente utilizado como sustitución del Etilenglicol en fluidos anticongelantes, así como humectante en la industria alimentaria; por lo que se espera que el crecimiento de su demanda futura sea aún mayor. Los bajos costos del glicerol generado como subproducto en la producción de biodiesel y los nuevos desarrollos en la industria verde, hacen como nueva ruta la obtención de propilenglicol renovable (PGR); esto generaría un cambio en la oferta del PG y una menor dependencia del mercado del petróleo. Se ha proyectado un crecimiento interanual cercano al 4.5% para los próximos años, destacándose la creciente producción en China y otros mercados emergentes. (mcgroup)

En la Tabla 3-2 y Gráfico 3-3 se muestran cómo ha sido la evolución del consumo mundial de PG para el período 2007-2019.

Tabla 3-2 : Evolución del consumo mundial de PG y proyección del consumo a 13 años futuros.

Año	Consumo Mundial de PG (en millones de toneladas)	Año	Proyección del consumo mundial (en millones de toneladas)
2007	1,50	2020	3,05
2008	1,59	2021	3,17
2009	1,54	2022	3,29
2010	1,71	2023	3,42
2011	1,80	2024	3,54
2012	2,01	2025	3,67
2013	2,18	2026	3,79
2014	2,29	2027	3,92
2015	2,40	2028	4,04
2016	2,51	2029	4,16
2017	2,65	2030	4,29
2018	2,77	2031	4,41
2019	2,90	2032	4,54

Fuente: (Merchant Research & Consulting Ltd., Abril 18 - 2020) y (mcgroup).

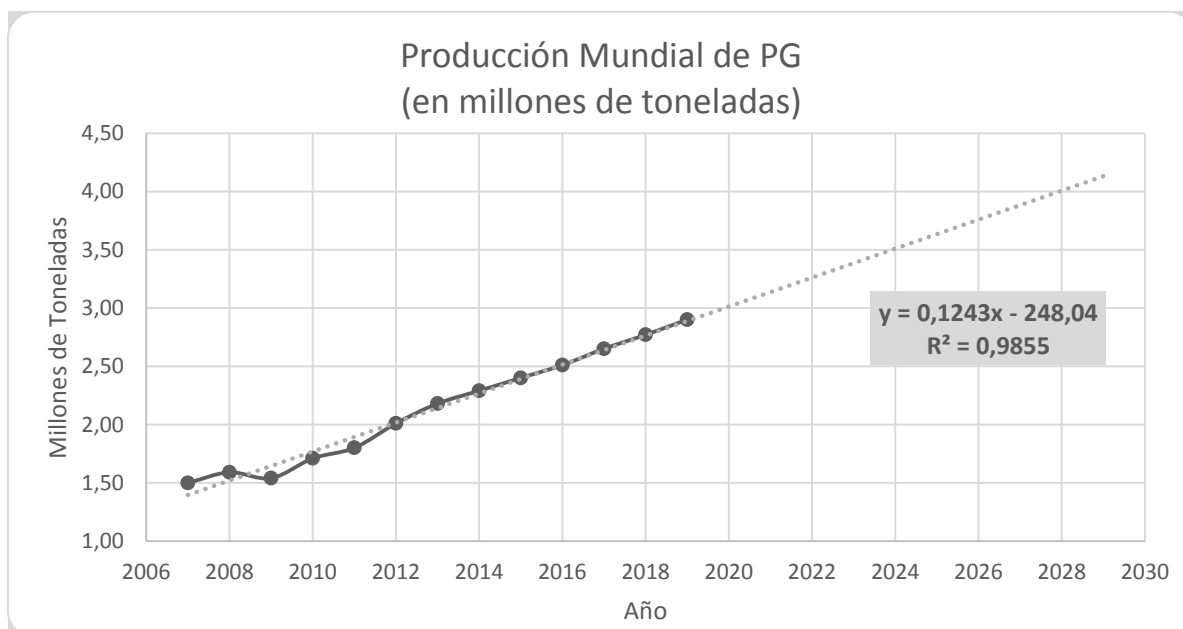


Gráfico 3-3 Consumo mundial de PG y su proyección a 13 años.

Fuente: Elaboración propia con datos de (Merchant Research & Consulting Ltd., Abril 18 - 2020) y (mcgroup).

Al analizar la producción mundial de PG se visualiza que posee una estructura distintiva. Existe una gran brecha entre las capacidades de producción de los principales fabricantes mundiales (capacidades de Dow Chemical con 920.000 t/año y Lyondell Chemical con 410.000 t/año) y el resto de los productores, representados por varias industrias con capacidades inferiores (sub-100 t/año) tales como Archer Daniels Midland Co. (EE.UU.) SINOPEC Zhenhai Refining & Chemical Company (China), Nihon Oxirane Co Ltd. (Japón), SKC Chemicals Group (Corea del Sur), Tongling Jintai Chemical Industry Co., Ltd. (China), etc. Las dos primeras compañías agrupan el 43% de la capacidad productiva mundial de 2018, la cual ha sido estimada en 3,06 millones de toneladas, lo que contrasta con el consumo mundial estimado en 2,77 millones de toneladas para ese mismo año. (mcgroup)

A pesar de esto, el mercado del PG difícilmente puede ser catalogado como monopolizado o controlado por pocos actores, tomando en consideración el gran número de grandes fabricantes, la gran dispersión geográfica de sus capacidades además del bien equilibrado balance entre producción y consumo.

Dow Chemical mantiene la mayor porción de capacidad productiva de PG fuera de EE.UU. (específicamente en Alemania, Arabia Saudita, Tailandia, Brasil y Australia), mientras que Lyondell, sin seguir del todo la distribución mundial de la demanda, aún posee una gran porción de su capacidad en Francia y Holanda. Dow esta también experimentado en crear cadenas propias de materia prima integradas verticalmente. En el 2016 Dow Chemical ha puesto en marcha, en cooperación con Saudí Aramco, el más grande complejo petroquímico integrado en Arabia Saudita y uno de los más grandes del mundo denominado Sadara Chemical Company (Sadara). El mismo es fruto de una inversión cercana a los 20 mil millones de USD e incluye una amplia integración en materia petroquímica. Esta planta produce (entre otras cosas) tanto el propilenglicol como su materia prima, el óxido de propileno como tal.

Es una estimación consensuada que esta división característica en los productores de PG tenderá a perseverar al menos en el mediano plazo. A pesar del dominio de la región Asia-Pacífico en la demanda de PG, la actual incertidumbre nacida a consecuencia de la desaceleración en la economía China, es muy probable que se mantenga intacta la actual estructura de producción del PG.

Algunas compañías como Global Bio-Chem Technology Group (Hong Kong, China; capacidad de PG : 200,000 t/año) o Oleon N.V. (Belgium; capacidad de PG: 20,000 t/año, en cooperación con BASF), operan en el mercado de bio-PG y la antes mencionada ADM (de Illinois, EE.UU). Aunque las características de Global Bio-Chem Technology son algo



significantes respecto a la capacidad productiva de PG y las cada vez mayores aplicaciones posibles para el “bio-based” PG, incluyendo resinas de poliéster insaturadas, fluidos para transferencia de calor y solventes, más del 90% del PG es fabricado a partir del petróleo. No hay una evidencia significativa para asegurar que en el futuro previsible esta tendencia será revertida en gran medida y que el bio-PG empiece a sustituir en forma amplia a aquel producido a base de petróleo, aunque nuevas aplicaciones para bio-PG son constantemente encontradas con el fin de satisfacer la creciente demanda de químicos más amigables con el medioambiente.

### ***Analizando actores por regiones se puede destacar***

#### ***EE.UU.***

En el 2012 el total de la producción de EE.UU. concentraba el 35,6% de la producción mundial de PG. En este país, la empresa Dow Chemical cuenta con dos plantas; la primera con ubicación en Freeport, Texas y la segunda en Plaquemine, Los Angeles; estas dos plantas basan su producción en el óxido de propileno. Huntsman es otro de los grandes productores de PG a nivel mundial, esta compañía cuenta con dos plantas; la de Port Neches, Texas con una capacidad superior a las 65.000 toneladas de PG obtenido a partir de Oxido de Propileno; y la de Conroe, Texas con una capacidad de 45.000t (toneladas) de PG obtenido a partir de Glicerol. También se encuentran compañías como Dow-Haltermann, ADM y Senergy que basan toda su producción en el glicerol crudo.

#### ***Europa***

La producción europea al año 2012 se encontraba concentrada en Alemania, a nivel mundial esta representa el 21,2% de la producción. Dow Chemical es el mayor productor de Europa, cuenta con una planta ubicada en Stade, Alemania, con una capacidad superior a las 280.000 toneladas anuales. La planta de Ashland/Cargill ubicada en Frankfurt cuenta con una capacidad de producción de 65.000 toneladas anuales, esta empresa basa toda su producción en la utilización de Glicerol crudo como materia prima. También se encuentran compañías fabricantes como Lyonell Basell, ubicada en Holanda; y Alfa Aesar GmbH & Co., ubicada en Alemania.

#### ***Asia***

En la actualidad China es el mayor productor de la costa este de Asia y en 2012 representaba el 13,1% del total de la producción mundial de PG. Uno de los mayores productores es Zhenhai Chemical, con una capacidad superior a las 100.000 t anuales de PG, utilizando como base de su producción el óxido de propileno. Tianjin Taiwang Chemicals Co. es otra de las compañías fabricantes chinas, su capacidad es de 50.000 t

anuales. SKC Corp. es el mayor fabricante de PG en Corea del Sur con una capacidad de 100.000 t anuales. También se destaca el complejo petroquímico integrado en Arabia Saudita denominado Sadara Chemical Company (Sadara) , aún no se tienen datos de su capacidad pero como antes se mencionó será uno de los más grandes del mundo.

Tabla 3-3 Principales productores de PG en el mundo al año 2017.

Compañía	Ubicación	Capacidad	Materia Prima
Dow Chemical	Freeport, USA	Desconocida	Oxido de Propileno
Dow Chemical	Plaquemine, USA	Desconocida	Oxido de Propileno
Dow-Haltermann	Houston, USA	Desconocida	Glicerol crudo
Ashland/Cargill	Europa	65.000 t/Año	Glicerol crudo
Zhengai Chemical	Zingbo, China	100.000 t/Año	Oxido de Propileno
Huntsman	Port Neches, USA	65.000 t/Año	Oxido de Propileno
Huntsman	Conroe, USA	45.000 t/Año	Glicerol crudo
Senergy	Atlanta, USA	30.000 t/Año	Glicerol crudo
ADM	USA	100.000 t/Año	Glicerol crudo
Dow Chemical	Stade, Alemania	280.000 t/Año	Oxido de Propileno
Tianjin Taiwang	China	50.000 t/Año	Oxido de Propileno
SKC Corp	Corea del Sur	100.000 t/Año	Oxido de Propileno

Fuente: BIOREF-INTEG, EU. Nova Institut GmbH.

### 3.2.2.2 Distribución del Consumo Mundial

El PG es utilizado como materia prima en un gran número de manufacturas, incluyendo las resinas de poliéster insaturadas (UPR's), plásticos, fluidos anticongelantes, disolventes industriales, y bienes de consumo tales como detergentes, cosméticos y otros productos de cuidado personal.

La resina de poliéster insaturado es la aplicación más grande del propilenglicol, con una cuota de mercado cercana al 34 % en términos de volumen de la demanda mundial en 2018. Productos farmacéuticos y cosméticos aplicación se proyectó tener la más rápida tasa anual del 4,3% entre 2018 y 2022, en términos de volumen. Las inversiones floreciente industria farmacéutica y cosmética y el aumento en el sector manufacturero están impulsando también el crecimiento del mercado de propilenglicol. (chemsystem, s.f.).

El Gráfico 3-4 representa la distribución de los muchos usos del PG. El 21% del mercado está dedicado a los fluidos funcionales, tales como anticongelantes y líquidos de freno.

El PG encuentra un amplio uso como humectante en la industria farmacéutica, cosmética, alimentos de origen animal, e industria del tabaco. Los cosméticos incluyen productos de cuidado personal tales como anti-transpirantes y desodorantes. En estas aplicaciones, las funciones del PG es mantener el contenido de humedad de los materiales en un rango estrecho, a pesar de las fluctuaciones en la humedad del medio ambiente.

De acuerdo con un informe de (ICIS, s.f.), la demanda de resinas de poliéster insaturadas (UPR's), creció aproximadamente un 2,5 % anualmente, mientras que la demanda en los productos cosméticos y de consumo ha crecido un 3,0 % y un 3,5 %, respectivamente para el año 2016 y como se mencionó anteriormente, se espera una tasa mayor de crecimiento para el período 2018-2022. Debido a que el PG no es tóxico, es la sustitución gradual del etilenglicol como componente principal de anticongelantes.

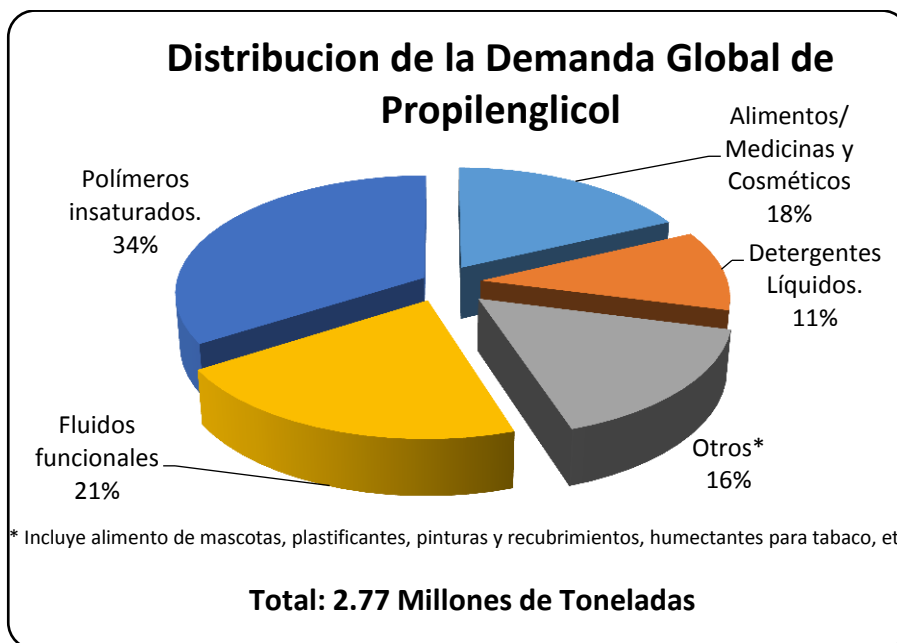


Gráfico 3-4 Distribución de la Demanda mundial de PG, 2018.  
 Fuente: (chemsystem, s.f.)

### 3.2.3 Contexto Latinoamericano

En América del Sur la producción de PG está concentrada en Brasil; Dow Chemical es la única compañía productora de PG en Sudamérica, esta posee una planta en el complejo industrial de Aratu, su capacidad de producción se estima entre 95.000t (toneladas) anuales. Brasil en la actualidad es uno de los mayores consumidores en Sudamérica, allí se encuentra instalada la planta de DOW Chemical en la localidad de

Candeias. En el año 2018 la producción de Brasil represento el 2,70% de la producción mundial llegando a las 75.000 t. A nivel latinoamericano la otra empresa productora de PG es GRUPO IDESA y POLIOLES S.A., ubicada en México con una capacidad de 10.000 t/año y 15.000 t/año respectivamente. Esta se dedica a suministrar la demanda interna del país.

El principal consumidor de PG en Sudamérica es Brasil, con aproximadamente el 83,9% del consumo, lo sigue Argentina con un 9,8% y Chile con un 4,6%.

El hecho de que en Sudamérica haya un solo productor y se presente como un gran importador de PG constituye un importante atractivo para el desarrollo del proyecto en cuestión.

### 3.2.4 Análisis del Mercosur.

Tabla 3-4 Calculo Consumo Aparente de PG del Mercosur + Chile en toneladas/ año.

Detalle / Año	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019
Importaciones Mercosur Sin Brasil	14.433	16.206	18.589	18.297	17.527	14.130	16.154	13.343	12.287	11.982	10.681
Exportaciones Mercosur Sin Brasil	263,2	286,1	464,4	209,4	278,3	608,3	196,0	214,0	153,0	335,0	89,0
C.A. Chile	3.152	4.101	3.628	4.886	4.074	4.247	4.475	4.088	4.529	4.318	4.350
C.A. Brasil	62.472	59.686	59.847	70.253	69.535	62.686	77.210	67.649	78.053	75.131	78.169
Consumo Aparente Mercosur+ Chile	79.795	79.708	81.600	93.228	90.859	80.456	97.643	84.866	94.716	91.096	93.111

Fuente: elaboración propia con datos de (APLA) Ref: C.A.: Consumo Aparente.

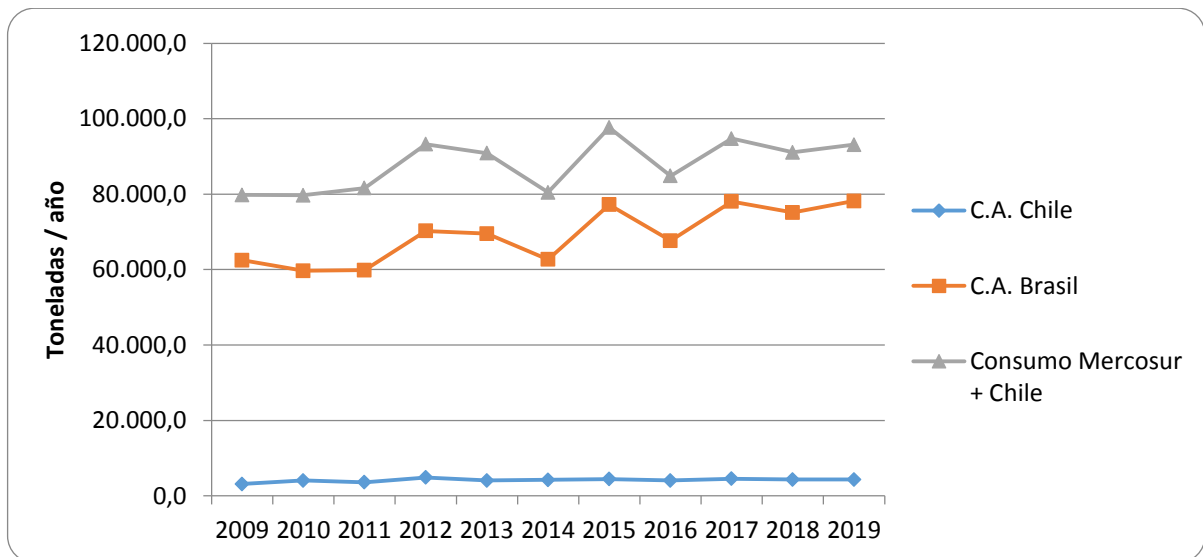


Gráfico 3-5 Representación de los datos expresados en el Cálculo Consumo Aparente de PG del Mercosur + Chile en toneladas/año  
 Fuente: (Trade Map, s.f.)

Los datos recabados de los movimientos registrados en las aduanas (Gráfico 3-5 y Tabla 3-4) permiten analizar el consumo de PG del MERCOSUR + CHILE en su conjunto. La representación gráfica de la actividad comercial del MERCOSUR expuesta en el Gráfico 3-6 muestra una importante caída en la actividad económica en el año 2016, pero especialmente en las exportaciones de la región, lo cual repercute en la balanza comercial y en la salud de las economías en la región. Esto ha provocado que la economía se estanque, creciendo muy poco o entrando en recesión. Este contexto impacta en gran medida la actividad industrial y el consumo, decayendo, como consecuencia, la demanda del PG, aunque a partir del año 2017 comenzó un repunte estable de la actividad comercial.

La actividad comercial Argentina ha seguido un comportamiento similar al de Brasil y el MERCOSUR, y esto se expone en el Gráfico 3-7 destacándose la baja en las exportaciones. En el 2019 comenzó una recuperación.

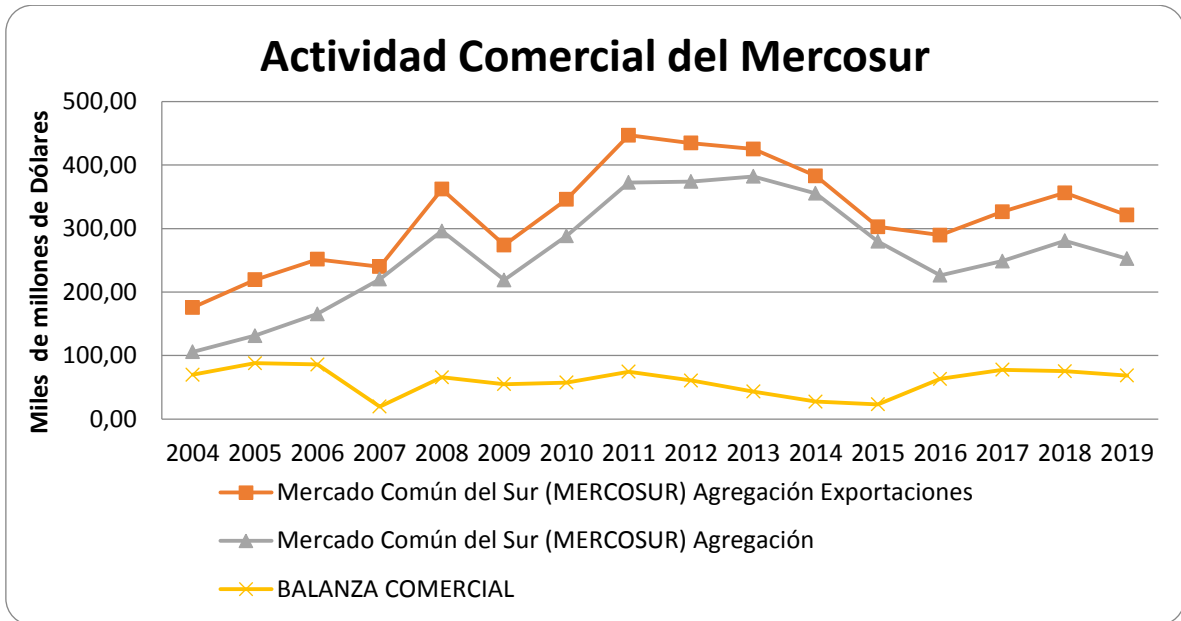


Gráfico 3-6 Actividad Comercial del Mercosur y su balanza comercial.  
 Fuente: (Trade Map, s.f.)

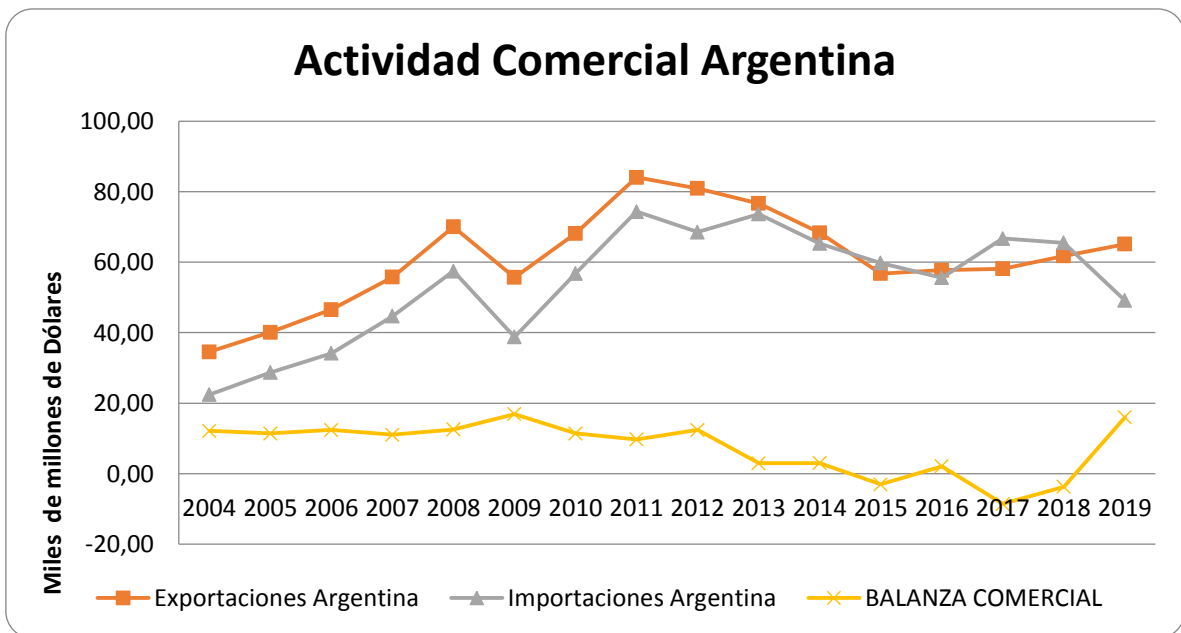
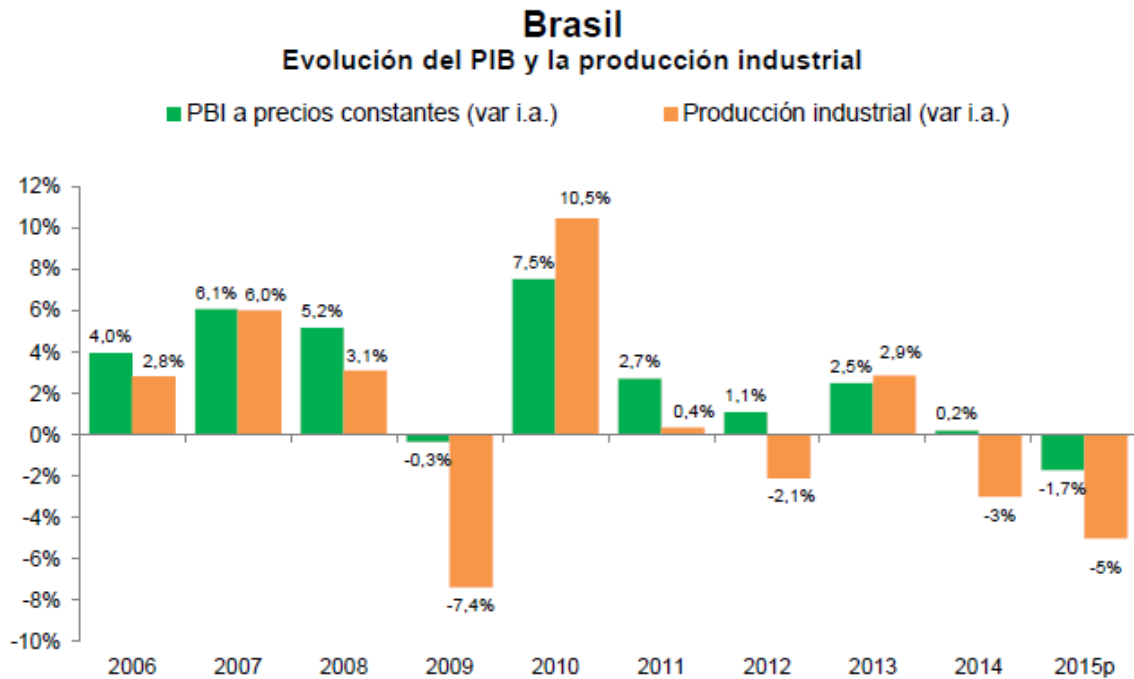


Gráfico 3-7 Actividad Comercial de la Argentina y su balanza comercial.  
 Fuente: (Trade Map, s.f.)

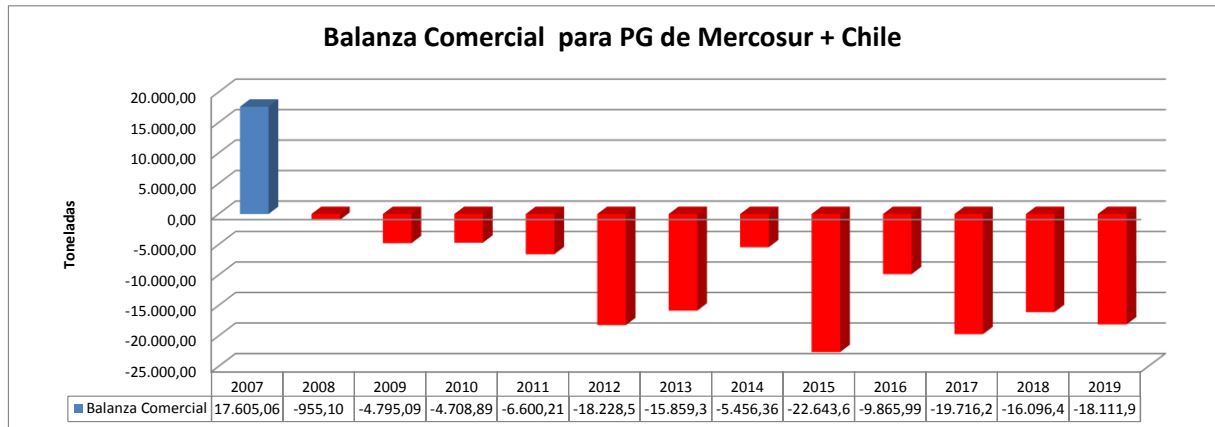


Fuente: CEU UIA en base a datos de IBGE, BCB, LATINFOCUS, FMI y CEPAL.

Gráfico 3-8 Evolución del PIB y de la producción industrial en Brasil en los últimos años.

En el Gráfico 3-8 se aprecia cuáles han sido los resultados macroeconómicos en Brasil, que es la potencia económica de la región, el mayor productor industrial y consumidor de PG. Los valores arrojados para el año 2009 corresponden a una recesión de impacto mundial, por lo cual no debe ser valorado como influyente para los datos posteriores. Por el contrario, se ve como para el período 2011-2015 (parcial) se manifiesta una clara tendencia a la baja en la producción industrial y general de Brasil, marcando el inicio de una cruda recesión. Este contexto ha afectado duramente a su principal socio regional, Argentina y como consecuencia, el consumo de PG se ha visto afectado, aunque no en igual medida.

A pesar de que mundialmente el consumo de PG parece tener un crecimiento constante, en la región MERCOSUR se ha mantenido constante el consumo y se puede atribuirlo a un estancamiento en la actividad industrial local.



**Gráfico 3-9 Relación entre las exportaciones e importaciones del Mercosur+ Chile. Expresado en toneladas.**

Fuente: (Trade Map, s.f.)

A consecuencia de esta situación, el actual consumo de PG ha presentado una variación en el origen del abastecimiento (ver Gráfico 3-9). DOW Brasil tiene una capacidad suficiente para cubrir la demanda del Mercosur, sin embargo, la producción parece no estar cubriendo la totalidad de la demanda, por lo que la balanza comercial es negativa. Este es el motivo por el cual tanto Brasil como Argentina importan.

En el Gráfico 3-9 se muestra que las importaciones de la región poseen una tendencia ascendente respecto a las exportaciones, si bien este no es un análisis demasiado riguroso de la demanda, demuestra que DOW Brasil abastece cada vez menos a la región y dejando una demanda sin cubrir. Por otro lado, deberá tenerse en cuenta las características del PG comercializado lo que será determinante definir cómo será el producto a obtener.



### 3.2.5 Análisis del mercado argentino.

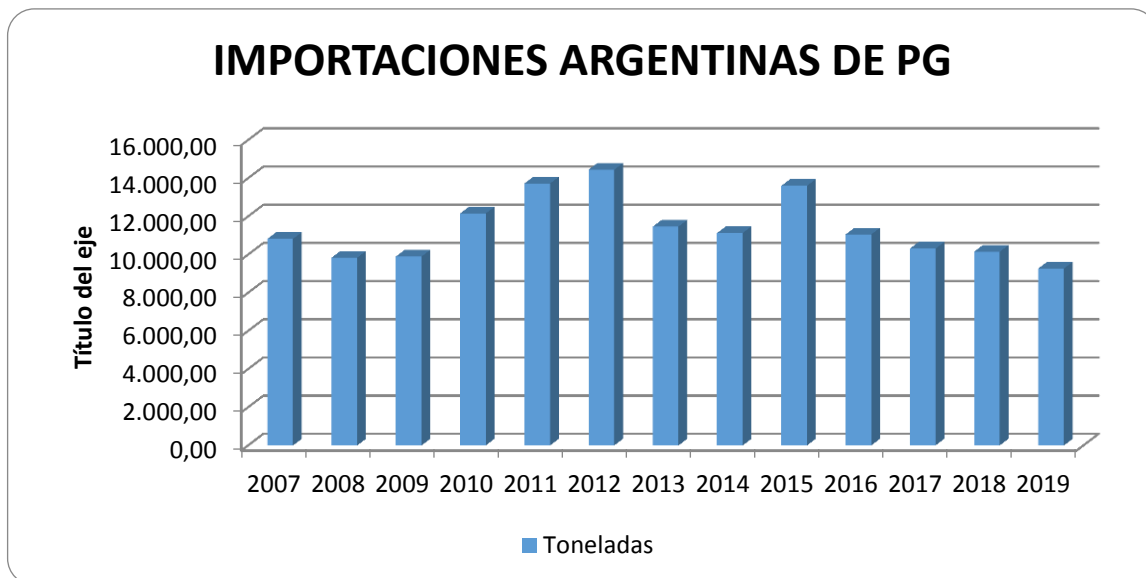


Gráfico 3-10 Importaciones Argentinas de PG expresadas en toneladas.  
 Fuente: (Trade Map, s.f.)

Tabla 3-5 Importaciones de PG en Argentina expresadas en Valor y en Cantidades.

AÑO	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019
Millones USD	16,89	15,98	13,23	19,71	26,43	27,48	20,89	20,14	23,01	13,05	12,35	14,21	13,16
Toneladas	10.823	9.838	9.895	12.154	13.721	14.446	11.466	11.127	13.603	11.053	10.308	10.147	9.270

Fuente: (Trade Map, s.f.)

La mayor proporción del propilenglicol importado a nuestro país proviene de Brasil y China; y en un segundo término por Corea del Sur, Alemania y Estados Unidos. (Gráfico 3-11).

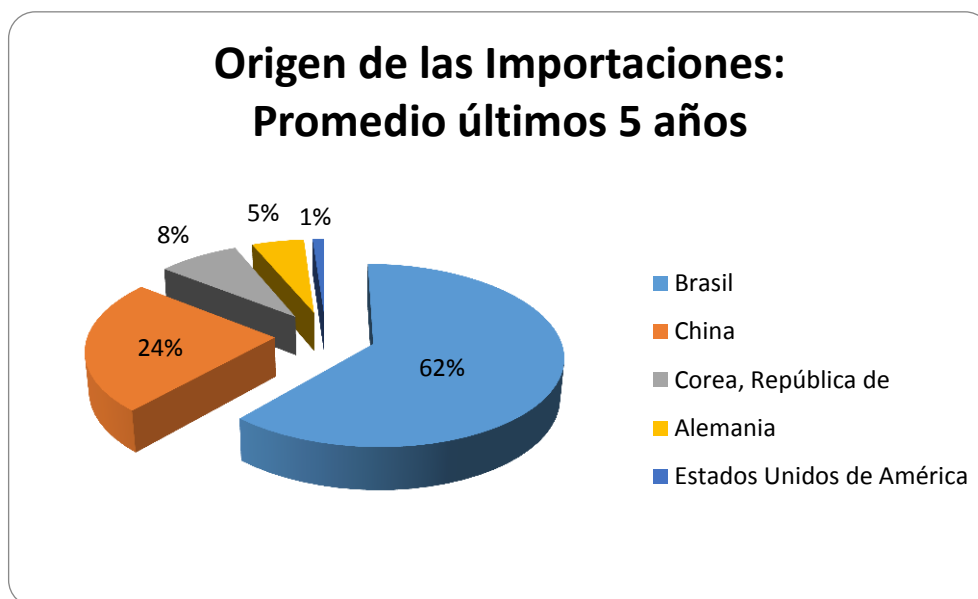


Gráfico 3-11 Distribución del origen de las importaciones de PG.  
 Fuente: (Trade Map, s.f.)

### 3.2.5.1 Análisis de la oferta

Actualmente la Argentina no posee ningún productor de PG, por lo que basa su consumo en las importaciones de este producto. Los oferentes presentes en el mercado son solo intermediarios como Henry Hirschen y Cia. S.A., Arubras S.A. entre otros.

### 3.2.5.2 Análisis de la demanda

La Tabla 3-5 expone las importaciones registradas por la aduana argentina respecto al PG en millones de USD y en toneladas. El Gráfico 3-10 es una representación de las toneladas de PG importados. A primera vista puede verse un comportamiento errático en el consumo, sin poder identificar una tendencia clara. Con esta información se analizará el consumo aparente ya que los movimientos de las mercancías en ocasiones incluyen importaciones transitorias, las cuales son lotes que ingresan por aduana, pero que no son destinados al consumo interno, sino que son redireccionados a otros países, por lo cual deben ser restados del total de importaciones. Los datos de importación a consumo son claros representantes del consumo interno y sirven como base para los análisis que se hará con posterioridad.

Como se mencionó, los principales consumidores de PG son las industrias de resinas de poliéster insaturadas, pinturas y recubrimientos, fluidos funcionales, entre otros. Los principales consumidores en Argentina son:



**Dow Argentina**

**Dow Chemical Argentina.** Actualmente Dow Argentina es el grupo de empresas químicas, petroquímicas y agrícolas más grande y respetado del país. La compañía opera a través de sus subsidiarias Dow AgroSciences Argentina S.A., Dow Química Argentina S.A., y PBB Polisor S.A. y cuenta con distintas plantas distribuidas en las provincias de Buenos Aires (Bahía Blanca, Zarate y Colon) y Santa Fe (San Lorenzo y Venado Tuerto). La planta de Dow ubicada en San Lorenzo es el máximo importador de PG en Argentina; todas sus importaciones son provenientes de su filial Dow Chemical Brasil, ubicada en el complejo industrial de Aratu.



**Ester Vinil S.R.L.**, es una compañía dedicada a la producción de Resinas Furanicas, de Vinilester, Ortoftalicas e Isoftalicas; y Gelcoats en todas sus variedades, Pre Acelerados y Pre Diluidos; como así también la producción de Aditivos. La planta se encuentra ubicada en la Ciudad Autónoma de Buenos Aires. La mayoría de las importaciones de PG realizadas por esta compañía es proveniente de China.

**ANALISIS DEL CONSUMO APARENTE**

Para determinar el comportamiento de la demanda de nuestro producto, se analiza el Consumo Nacional Aparente (CNA = Producción Nacional + Importaciones - Exportaciones). La serie de valores correspondientes a las importaciones realizadas en el periodo 2001/2015 que se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 3-6 Calculo del consumo aparente = t importadas- t exportadas+ t producidas.

<b>Año</b>	<b>Toneladas importadas</b>	<b>Toneladas exportadas</b>	<b>Toneladas producidas</b>	<b>Consumo aparente (toneladas)</b>
2005	10.162,30	89,65	0	10.072,65
2006	9.026,59	5,31	0	9.021,28
2007	10.823,41	54,3	0	10.769,11
2008	9.838,29	48,06	0	9.790,23
2009	9.895,15	262,84	0	9.632,31
2010	12.170,68	261,19	0	11.909,49
2011	13.721,42	464,04	0	13.257,38
2012	14.445,57	209,35	0	14.236,22
2013	11.449,12	276,22	0	11.172,90
2014	11.127,71	566,07	0	10.561,64
2015	13.603,22	254,22	0	13.349,00
2016	11.053,55	214,90	0	10.838,65
2017	10.307,29	140,38	0	10.166,91
2018	10.147,08	312,12	0	9.834,96
2019	9.270,19	84,70	0	9.185,49

Fuente: (Trade Map, s.f.) (SCAVAGE, s.f.)

En la Tabla 3-6 se muestra el Consumo Aparente del PG de la Argentina. El análisis de esta distribución del consumo anual de PG no puede realizarse en forma aislada al contexto económico nacional y mundial, en especial de la actividad industrial. A simple vista puede visualizarse una tendencia creciente hasta el año 2012 y luego decreciente hasta volver a un nivel similar al del inicio de la serie.

Como fue mencionado antes, nuestro país no es productor de PG y las exportaciones registradas en las estadísticas, corresponden a mercancías ingresadas por importadores, pero que luego fueron redireccionadas a otros mercados de países limítrofes. Los valores resaltados en amarillo indican situaciones especiales del mercado que deberán ser analizadas.

Es importante analizar estos datos en búsqueda de una tendencia, la cual permitirá realizar pronósticos de consumos futuros. La información que brinda la serie contiene datos de frecuencia anual y sus variaciones pueden ser explicadas por fluctuaciones propias del mercado de este producto, por un comportamiento cíclico y/o por valores que se encuentran correlacionados a factores extrínsecos que pueden ser circunstanciales o permanentes.

El Gráfico 3-12 es la representación de los datos de la Tabla 3-6. Para poder comprender los motivos de los altibajos en el consumo del PG se incurre en la necesidad de analizar la mayor cantidad de datos posibles por lo cual se extendió la serie de registros

desde el año 2005 hasta el año 2019. Por otro lado, es clave el análisis simultáneo de la actividad industrial y comercial de Argentina.

El Instituto Nacional de Estadísticas y Censos (INDEC) publica mensualmente el índice denominado EMI (Estimador mensual industrial). Este “mide el desempeño del sector manufacturero sobre la base de información proporcionada por empresas líderes, cámaras empresarias y organismos públicos que informan sobre productos e insumos representativos.” (INDEC, s.f.).

A continuación, se determina la correlación entre el comportamiento de este índice y el consumo de PG. Es necesario averiguar cuan vinculada esta la actividad industrial al consumo de PG.

Tabla 3-7 Estimador Mensual Industrial promediado por año para el período 2005-2019.

<b>AÑO</b>	<b>EMI (Estimador mensual industrial) Promedio anual</b>
2005	75.72
2006	82.08
2007	88.28
2008	92.69
2009	92.75
2010	101.79
2011	108.45
2012	100.00
2013	99.99
2014	98.16
2015	98.05
2016	93.25
2017	95.02
2018	91.41
2019	90.40

Fuente: (INDEC, s.f.)

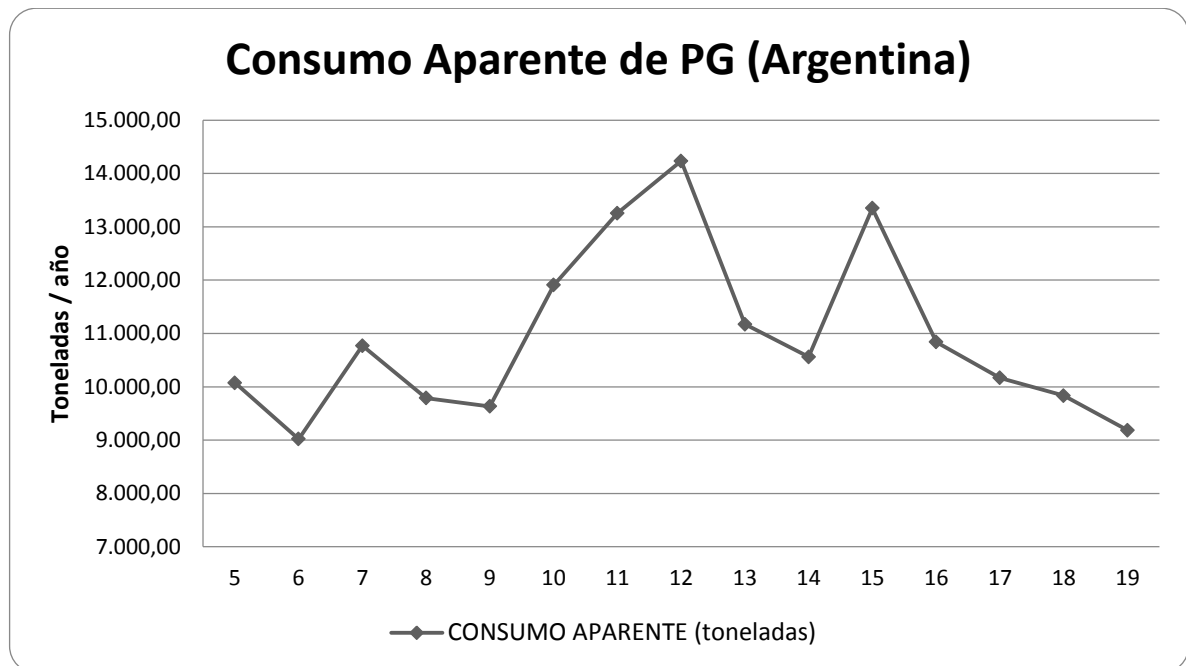


Gráfico 3-12 Representación del consumo aparente argentino de PG.  
 Fuente: (SCAVAGE, s.f.) (Trade Map, s.f.)

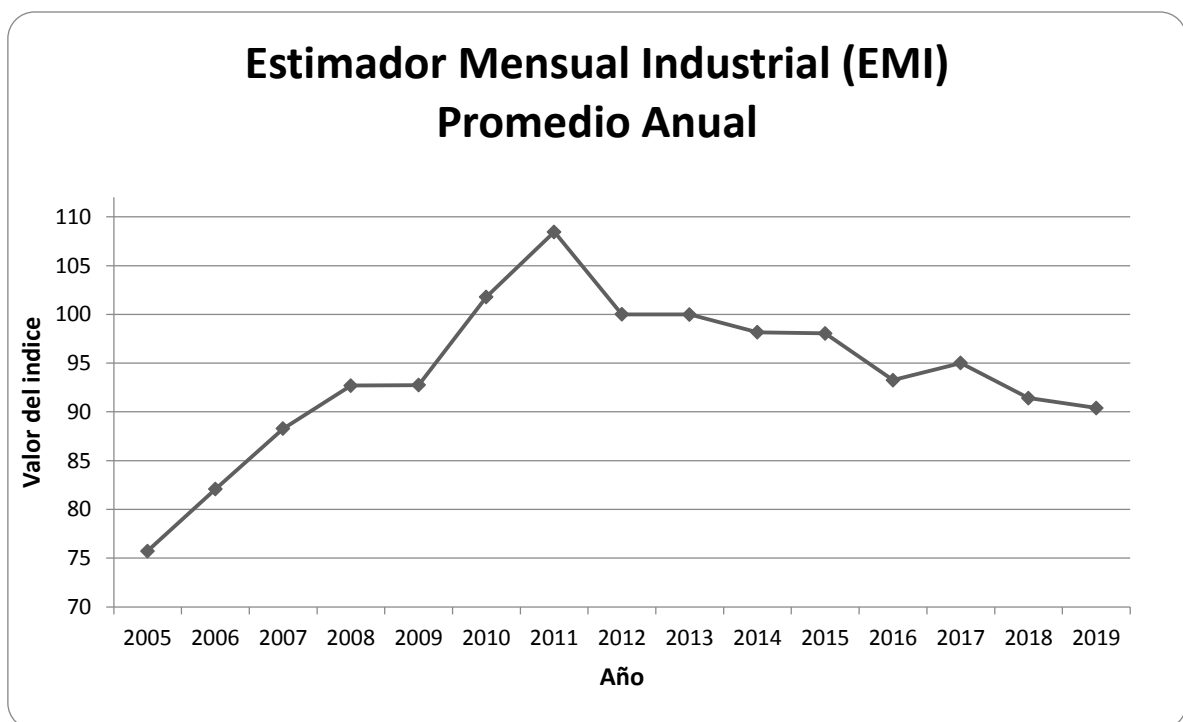


Gráfico 3-13 Representación de los datos expresados en la Tabla 3-7.  
 Fuente: (INDEC, s.f.)

A simple vista, puede intuirse una correlación entre las dos series de valores comparadas. Para comprobar esto con rigurosidad estadística, se efectúa un análisis de correlación mediante la ecuación:

**Ecuación 1**

$$Correl(X, Y) = \frac{\sum (x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\sqrt{\sum (x - \bar{x})^2 \sum (y - \bar{y})^2}}$$

Donde  $\bar{y}$  y  $\bar{x}$  son las medias para las series Y y X respectivamente.

El resultado que arroja este análisis es de 0.92, lo que puede ser expresado como una correlación del 92% entre el comportamiento de ambas series. Este resultado expresa una clara dependencia del consumo de PG con la producción industrial.

En vista de las polémicas desatadas sobre la veracidad de los datos provenientes del INDEC durante el período 2007-2015 fruto de la intervención ejercida por el Poder Ejecutivo Nacional (PEN) durante esos años, resulta necesario reforzar el comportamiento del índice EMI con otros índices provenientes de organismos no vinculados al PEN. A continuación, se exponen gráficamente otros índices.

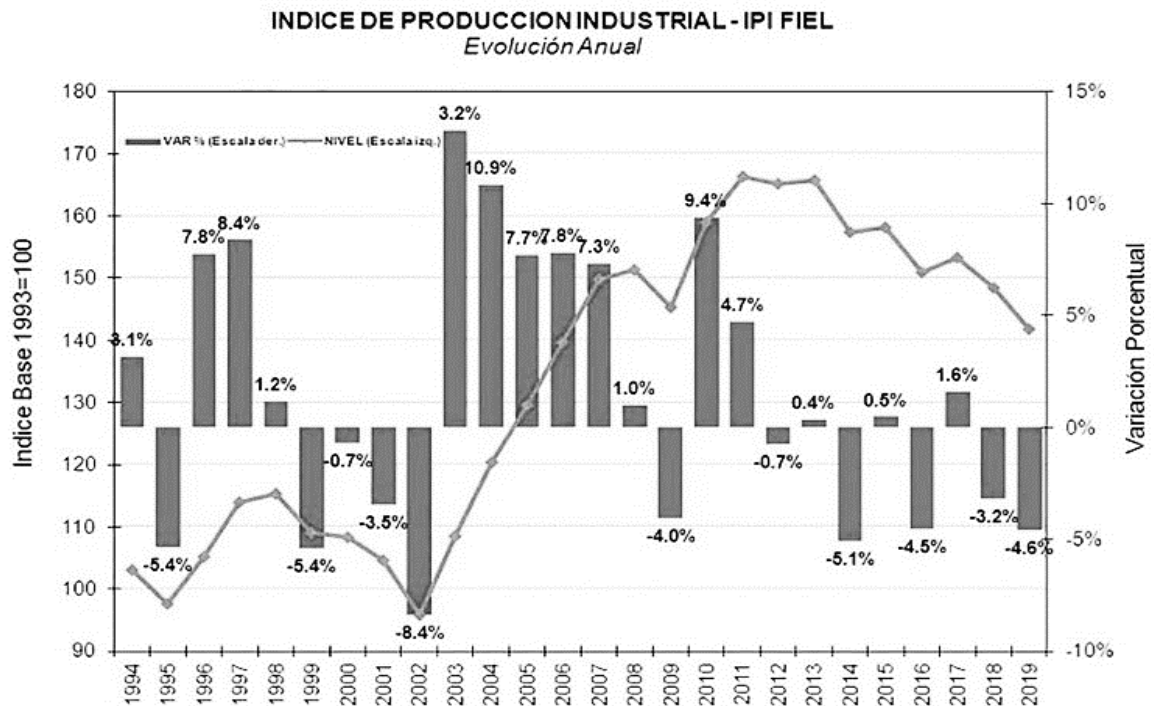
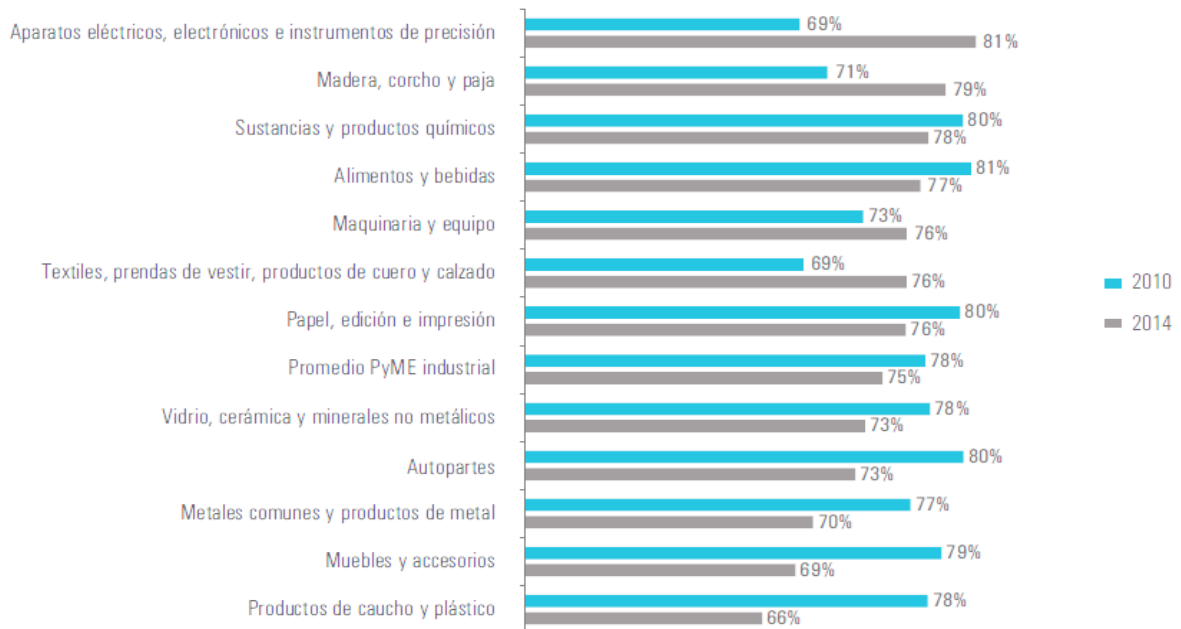


Gráfico 3-14 Índice de Producción Industrial (IPI).  
 Fuente: Fundación de Investigaciones Económicas Latinoamericanas (FIEL).

Resulta interesante vincular el desempeño de estos índices al comportamiento del mercado y la producción industrial. Esto puede ser posible visualizando los siguientes gráficos.



Fuente: Encuesta Estructural a PyME industriales 2010 y 2014. Fundación Observatorio PyME.

Gráfico 3-15 Proporción utilizada de la capacidad instalada en las PyME industriales, según detector de actividad (% promedio de utilización de la capacidad total).

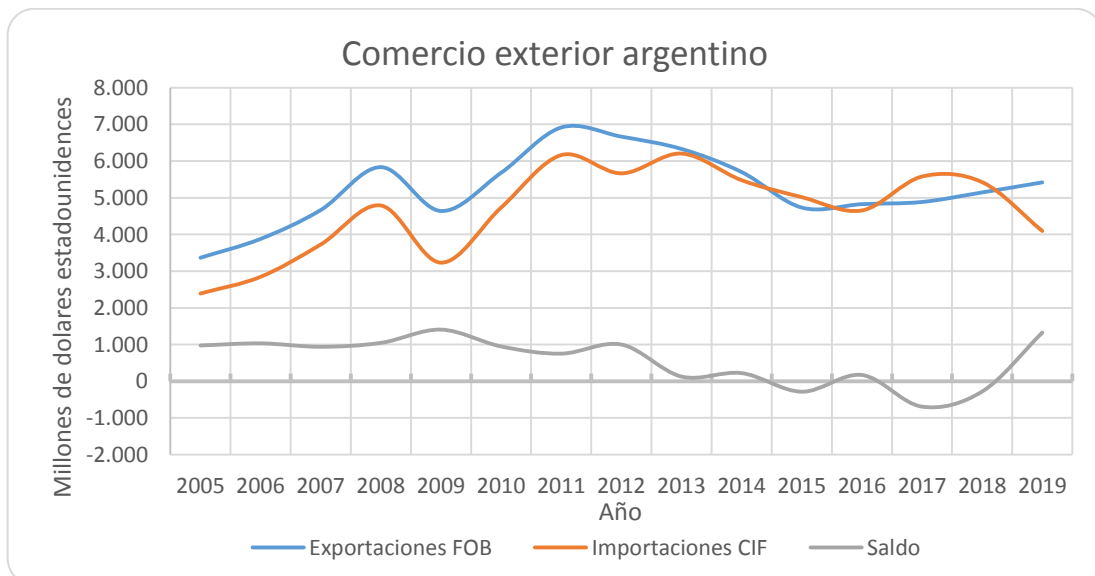


Gráfico 3-16 Comercio exterior argentino.

Fuente: (Ferrerres, s.f.)



Al analizar la información correspondiente a Gráfico 3-13, Gráfico 3-14, Gráfico 3-15 y Gráfico 3-16, es posible inferir las causas de las variaciones en el consumo de PG.

La evolución del consumo de PG mantiene un incremento constante en el período 2009/2012, al igual que el índice EMI. Esto es debido a la estabilidad económica alcanzada luego de la crisis del 2009, principalmente, a la ejecución de medidas tendientes a solucionar los mayores inconvenientes que presentaba Argentina. Esto produjo que el consumo a nivel general aumentara.

Para el periodo 2013/2019, la situación es más compleja. El contexto económico internacional permanece relativamente sin fluctuaciones bruscas, destacándose una lenta pero constante caída de precios de commodities como el barril de petróleo, la soja y otros. La economía nacional se encuentra envuelta por esos años en una inflación alta (entre 20% y 48% anual) lo que induce un atraso cambiario Peso-Dólar alto, que afecta a la rentabilidad de la industria nacional. A falta de acciones que puedan revertir este contexto, la industria nacional sufre un estancamiento (Gráfico 3-14 y Gráfico 3-15), las industrias Química, Autopartes y plástica ocupa una porción inferior de la capacidad productiva instalada respecto al año 2010 (Gráfico 3-15). En esta situación, las importaciones y exportaciones caen, retrocediendo también el consumo de PG. Es de destacar las obstrucciones impuestas por parte del gobierno nacional para el ingreso de importaciones (con el fin de detener la fuga de divisas internacionales) entre los años 2011 y 2016, en especial las provenientes desde Brasil.

En los años 2017-2019 acontece una gran recesión en la economía argentina que se refleja en la mayoría de los sectores industriales e irrumpe con un continuado decrecimiento de la actividad industrial Argentina (ver Gráfico 3-13 y Gráfico 3-14).

### **3.2.5.3 Análisis de tendencia**

Al analizar la serie de valores de anuales correspondientes al consumo nacional aparente de PG, es preciso buscar una tendencia, que, expresada por una función, permita representar de manera aproximada el comportamiento histórico del consumo. La tendencia permitirá realizar estimaciones de consumos futuros esperados. La función hallada tendrá una confiabilidad asociada, el cual dará una medida de cuan diferentes son los valores arrojados por esta respecto a los valores de la serie. Esta confiabilidad es medida por el índice “R cuadrado”, el cual, mientras más cercano a 1 se encuentra, tanto más confiable será la función de tendencia.

Antes de proceder a determinar un modelo de tendencia, se deberá aislar la alteración de aquellos valores antes mencionados que se han visto distorsionados por factores circunstanciales conocidos y que no han tenido una severa incidencia en los valores futuros. Los casos mencionados fueron los valores de los años 2002, 2009, 2012, resaltados en amarillo en la Tabla 3-6 y Tabla 3-8. Para suavizar la serie y eliminar la incidencia de las distorsiones para el modelizado de la tendencia, se los sustituye por la media calculada entre el valor anterior y posterior a cada uno. Los valores “corregidos” se pueden ver en la columna derecha de la Tabla 3-8 (en color Verde). Luego, al representarlos gráficamente en el Gráfico 3-17 se perciben mejor los valores suavizados.

Tabla 3-8 Consumo Aparente - Suavizado de la serie mediante corrección por promedio.

AÑO	C.A. (t)	C.A. Corregido (t)
2001	6.301,00	6.301,00
2002	4.456,20	5.751,67
2003	6.497,80	6.497,80
2004	8.040,43	8.040,43
2005	10.072,65	10.072,65
2006	9.021,28	9.021,28
2007	10.769,11	10.769,11
2008	9.790,23	9.790,23
2009	9.632,31	10.444,01
2010	11.909,49	11.909,49
2011	13.257,38	13.257,38
2012	14.236,22	12.888,83
2013	11.172,90	11.172,90
2014	10.561,64	10.561,64
2015	13.349,00	11.583,10
2016	10.838,65	10.838,65
2017	10.166,91	10.166,91
2018	9.834,96	9.834,96
2019	9.185,49	9.185,49

Fuente: Elaboración propia.

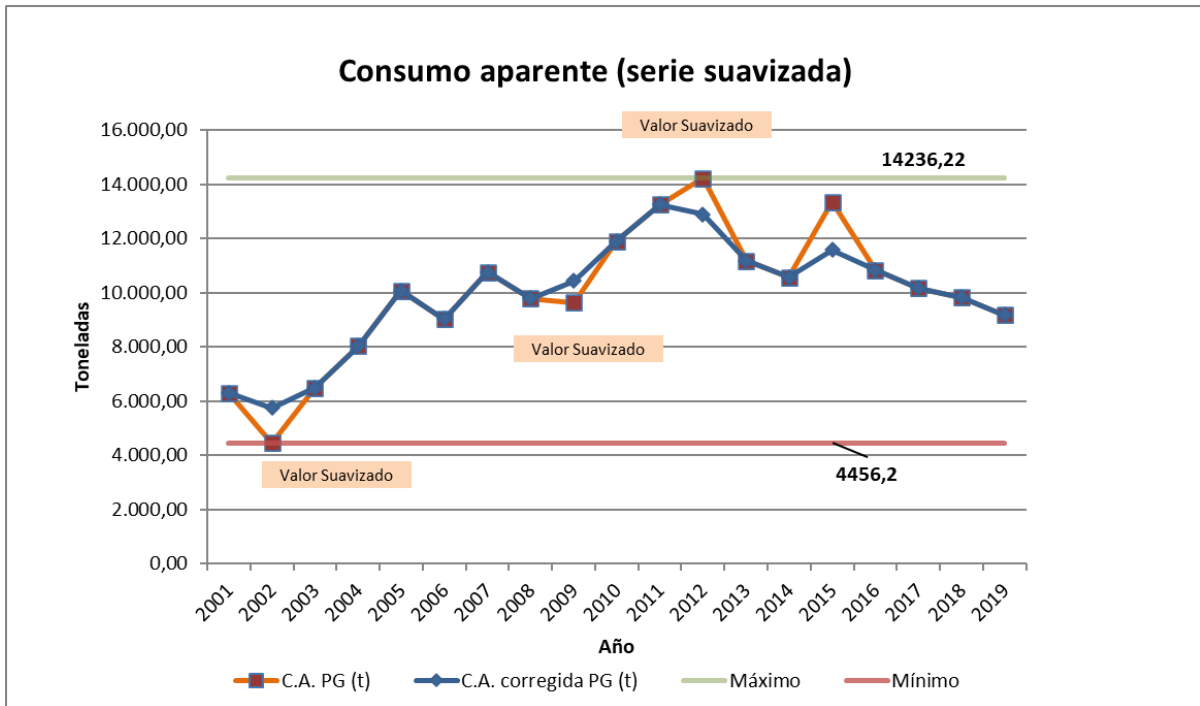


Gráfico 3-17 Representación de los valores de consumo aparente (celeste) junto a los corregidos suavizados por promedio de adyacentes.  
 Fuente: Elaboración propia.

Ahora, teniendo la serie corregida, se calcula la tendencia.

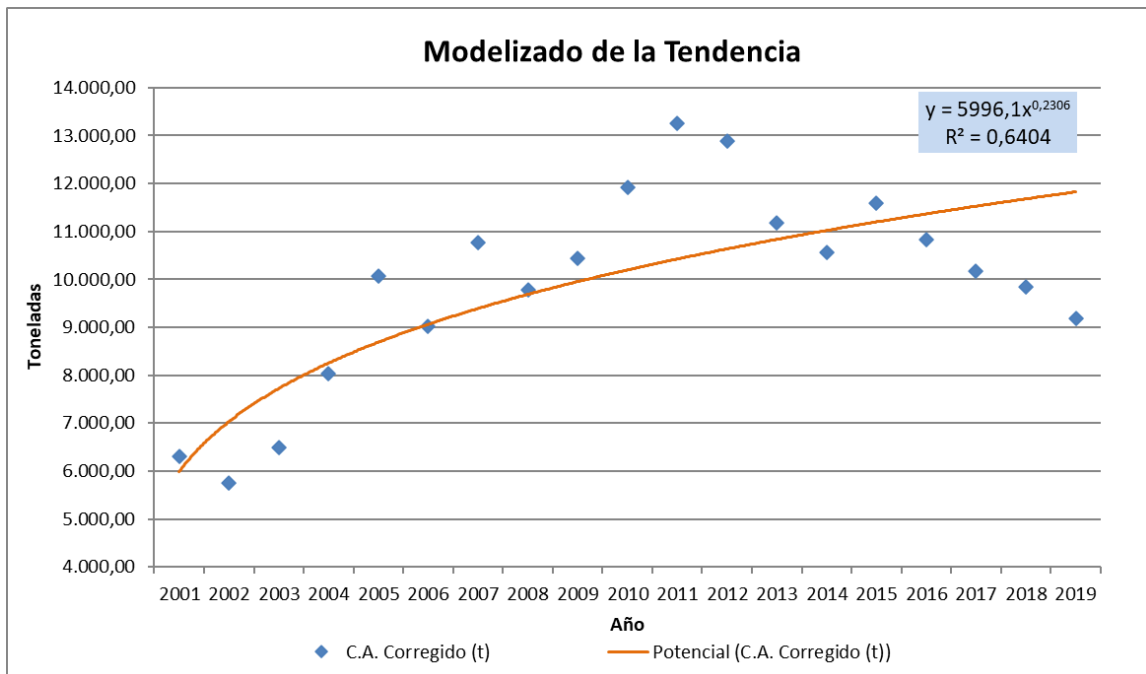


Gráfico 3-18 Modelizado de la tendencia.  
 Fuente: Elaboración propia.

De esta manera se obtiene la función correspondiente a una curva representada por:  $y=5996,1x^{0,2306}$  siendo  $y$  el consumo aparente y  $x$  el año. La confiabilidad da un valor de  $R^2 = 0,64$ . El cual no resulta satisfactorio, por esto, se toman los máximos y mínimos como referencia para estimar los valores por los cuales se puede encontrar el consumo aparente en el futuro. Si se comparan estos puntos, puede verse que el mínimo consumo aparente fue en el año 2002 que coincide con el punto más bajo en el índice de actividad industrial, mientras que el máximo coincide con el punto más alto histórico de actividad industrial. Es posible concluir que, para los años de funcionamiento del proyecto, el consumo aparente local podría fluctuar entre las 4.456 toneladas y las 14.236 toneladas. Al calcular la media de la serie de valores de la columna derecha de la Tabla 3-8 se obtiene una media de 9.900 t/año.

Se espera entonces, que en el período 2020-2029 el consumo aparente se mantenga en valores comprendidos entre el máximo y mínimo históricos, y **al no encontrar una tendencia clara, se deberá recurrir al promedio histórico de 9.900 t/año para proyectar la posible demanda futura insatisfecha a nivel nacional**, la cual, actualmente es cubierta por las importaciones desde Brasil, China, Corea del Sur, EE.UU. entre otros.

El mercado del producto para los países del cono sur es atractivo y debe tenerse en cuenta. Esto se demuestra en el gráfico de análisis de importaciones/exportaciones para MERCOSUR más Chile. (Gráfico 3-9)

No es posible determinar si existe una demanda del tipo insatisfecha, ya que solo se cuenta con datos del consumo nacional aparente y consumo mundial del producto. Pero dado que en Argentina no existen productores de PG y que tampoco se han encontrado evidencias de la posible aparición de uno, se puede deducir que existe al menos en Argentina existe una demanda del tipo satisfecha no saturada. De ser acertado el pronóstico, bastará aplicar las adecuadas herramientas de mercadotecnia para la introducción de la producción al mercado nacional y mundial.

### **3.3 El mercado del n-Propanol (subproducto)**

El n-propanol (nP) es un subproducto del proceso de obtención del PG, obteniéndose 41,75 kg de nP al 70.5% por cada tonelada de PG, totalizando 1704,68 t/año. Argentina entre el año 2014 y el año 2018 importó entre 5.500 t/año y 9.500 t/año, mientras que las exportaciones fueron casi nulas entre 2016 y 2018 (Trade Map, s.f.). Si bien la producción de nP en la planta es relativamente baja, el mercado argentino, también aparenta serlo, por lo

que las expectativas de comercializar este producto a precios del mercado internacional no serían altas.

Atentos a esta situación, y para evitar la acumulación innecesaria de este compuesto con el riesgo de agotar la capacidad de las instalaciones, es factible proponer la comercialización del n-propanol, a precios considerablemente inferiores a los de mercado, con el fin de ser más atractivos para los posibles demandantes.

Al analizar el precio internacional CIF del nP, se pueden ver los siguientes valores.

Tabla 3-9: Serie de Precios históricos 2-Propanol

Año / Industria	Precio promedio 2-propanol (USD/t)
2010	1.285,00
2011	1.490,00
2012	1.325,00
2013	1.399,00
2014	1.392,00
2015	1.215,00
2016	993,00
2017	1.298,00
2018	1.273,00
2019	1.150,22

Fuente: (Bloomberg), (Trade Map, s.f.)

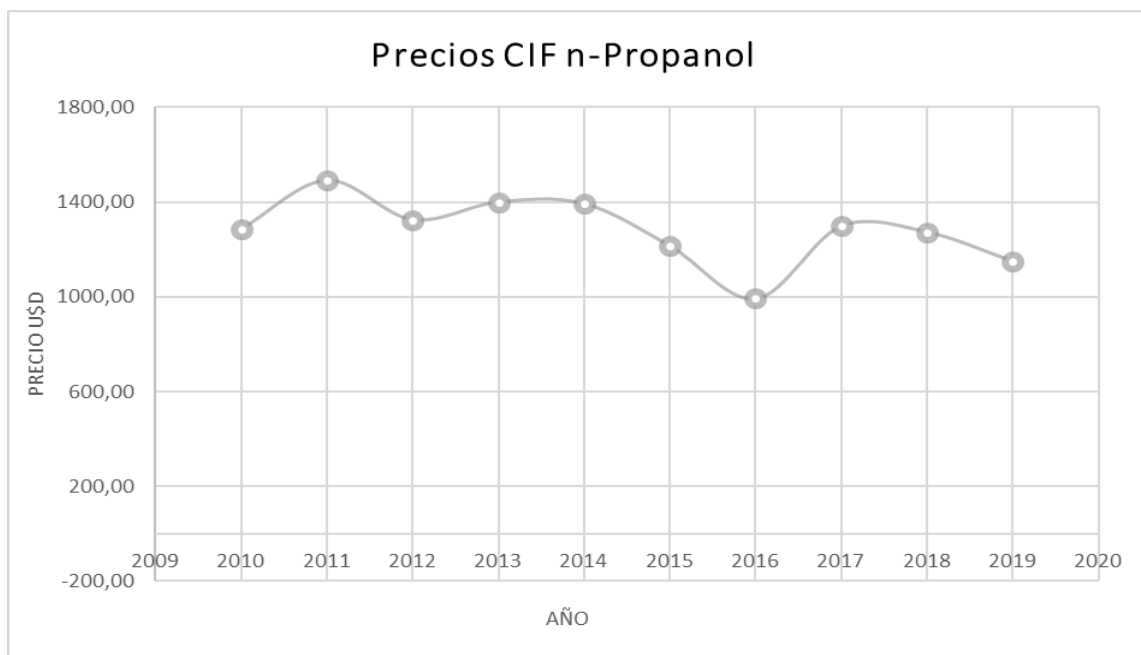


Gráfico 3-19 Representa los Valores de la Tabla 3-9.

Fuente: (Bloomberg), (Trade Map, s.f.)

En base a los datos de la Tabla 3-9 el promedio en el precio durante los últimos 10 años arroja un valor de USD1.282.02 por tonelada. A pesar de esto, la mezcla obtenida es coproducto en bruto, con impurezas y una concentración del 70.5% que requiere ser refinado para su uso. Otro aspecto desfavorable volumen obtenido anualmente, el cual no justifica montar una planta para su procesado. Finalmente se opta por su venta para uso como insumo para la fabricación de pinturas a un precio de USD 84,70 por tonelada.

### 3.4 Mercado de las materias primas

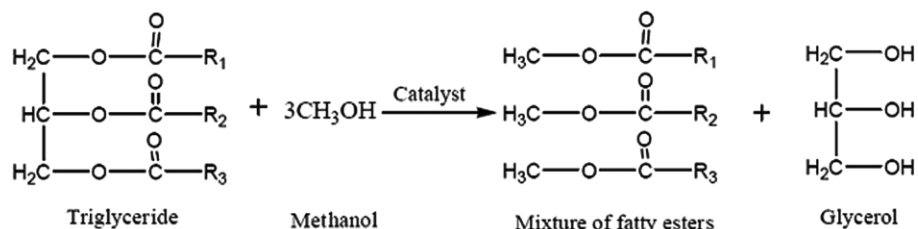
En la producción de PG, se emplean como materias primas principalmente glicerol crudo, generado como subproducto en la obtención del biodiesel, e hidrogeno, que es aplicado en el proceso de hidrogenación. A continuación, se detalla la situación del mercado nacional de cada una de estas materias primas.

#### 3.4.1 Glicerol

##### 3.4.1.1 La industria del biodiesel.

El análisis de la oferta de glicerol crudo se realizará en base a los datos de la producción nacional de biodiesel, ya que, de cada diez partes de biodiesel producido, se genera como subproducto una parte de glicerol crudo.

Esto es posible determinarlo realizando un balance de masa que representa de forma aproximada la realidad a partir la ecuación general de las reacciones que tienen lugar en la obtención del biodiesel. En el proceso de fabricación tradicional de este combustible se lleva a cabo una reacción de trans-esterificación entre aceite vegetal y metanol, catalizada por KOH. En el equilibrio puede simplificarse la reacción a la siguiente estequiometría:



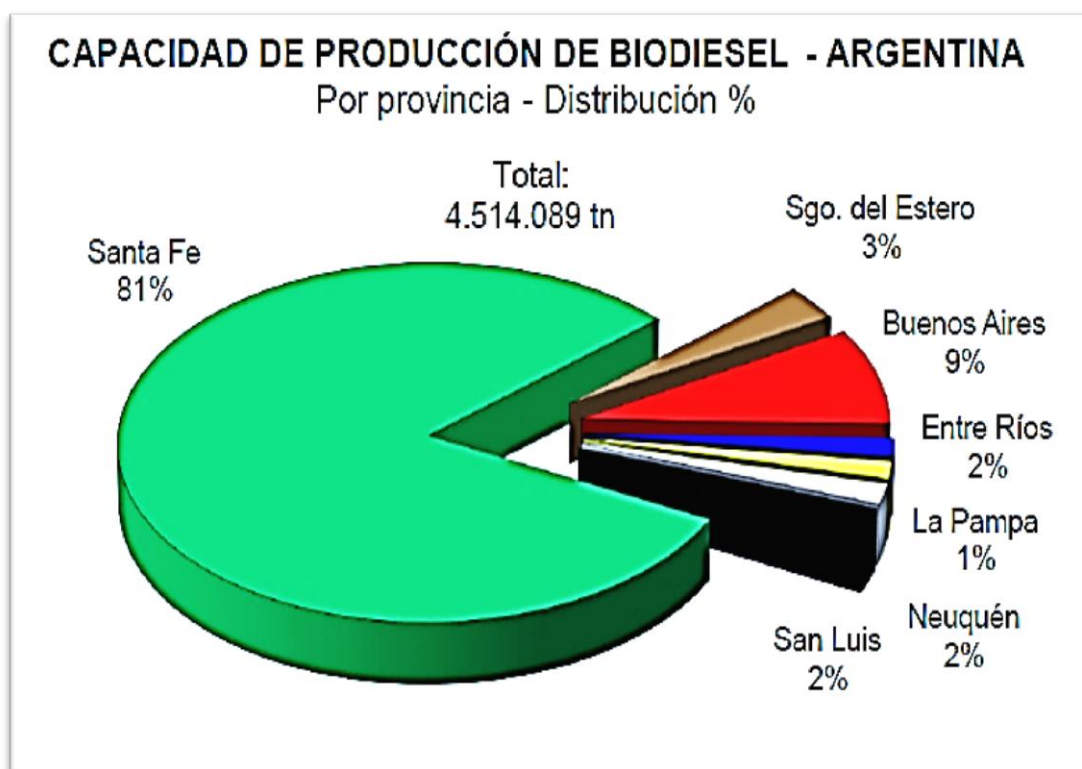
Aceite Vegetal +	MeOH	➔	Metil esterés	+	Glicerol
100 kg	10.5 kg		(biodiesel) 100 kg		10.5 kg

Fuente: (Pagliaro - Rossi, 2008)

Se deduce que son generados 0.105 kg de glicerol por cada 1 kg de Biodiesel.

La producción de biodiesel se sumó como un eslabón más de agregado de valor al complejo agroindustrial argentino, consolidando uno de los mayores polos de producción a nivel mundial, con tecnología y escala que lo ubican entre los más eficientes del mundo. La industria del biodiesel en Argentina muestra un crecimiento “explosivo” desde sus comienzos en 2007, año en que se produjeron cerca de 180.000 toneladas, pasando a casi 2,58 millones de t (toneladas) para el año 2015.

Al año 2015 se registraban 37 plantas de biodiesel en el país, la mayoría de estas se ubican en la provincia de Santa Fe, cercanas a la ciudad de Rosario. Pero también hay presencia de la industria en otras seis provincias. En Gráfico 3-20 se muestra la distribución geográfica de la capacidad instalada de producción de biodiesel, la cual se corresponde para el caso del glicerol crudo. La Tabla 3-10 expone las industrias que comenzaron a operar por año desde el 2001 hasta el 2019, la capacidad de las mismas y la distribución de esta correspondiente a cada año.



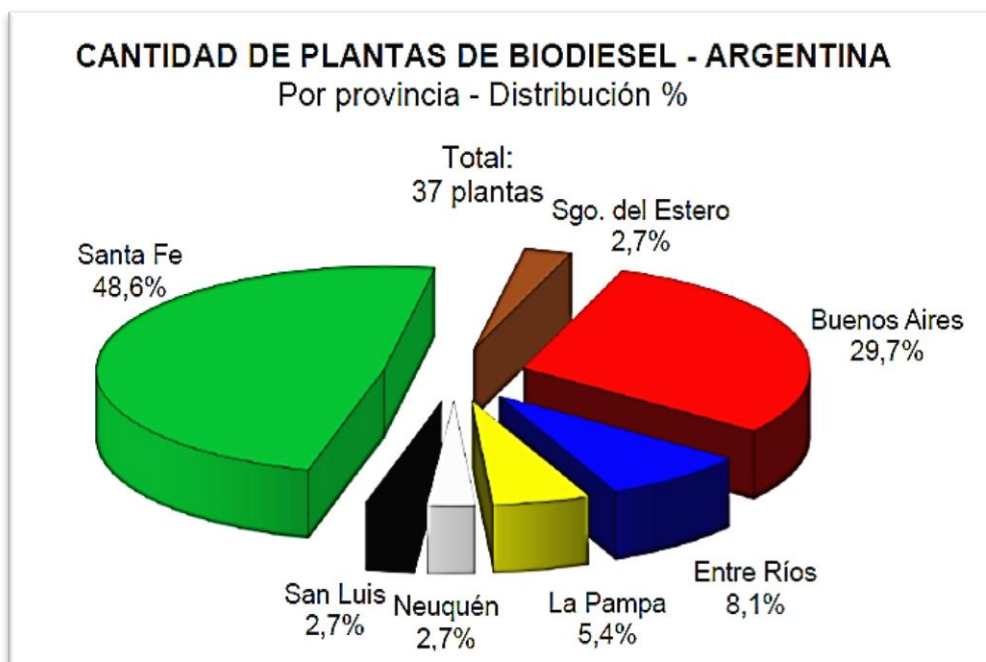


Gráfico 3-20 Distribución geográfica de la capacidad instalada (arriba) y de las industrias productoras de biodiesel (abajo) en 2014.

Fuente: (Universidad De Lomas de Zamora)

Tabla 3-10 Biodiesel Cantidad de plantas y capacidad de producción (inauguradas por año).

Año	Plantas (cantidad)	Capacidad (t/año)	Plantas Distribución (%)	Capacidad
2001	1	18.000	2,70	0,40
2006	1	3.600	2,70	0,80
2007	7	1.316.800	18,90	29,20
2008	4	1.115.000	10,80	24,70
2009	1	500.000	2,70	11,10
2010	5	401.600	13,50	8,90
2011	4	128.800	10,80	2,90
2012	3	362.000	8,10	8,00
2013	7	514.300	18,90	11,40
2014	4	121.589	10,80	2,70
2015	1	87.600	2,60	1,90
2016	0	0	0,00	0,00
2017	0	0	0,00	0,00
2018	0	0	0,00	0,00
2019	0	0	0,00	0,00
<b>TOTAL</b>	<b>38</b>	<b>4569289</b>		

Fuente: (Universidad De Lomas de Zamora) y (Ministerio de Energía y minería).



En vistas de poder calcular las cantidades de glicerol generados por las industrias productoras de biodiesel, se toman datos estadísticos de la producción del combustible desde el año 2008, los cuales han sido relevados por el Ministerio de Energía y Minería de la Nación y se exponen en la Tabla 3-11.

Tabla 3-11 Producción de glicerol como subproducto de la producción de biodiesel.

Periodo	Año	Producción biodiesel (t/a)	Co-Producción de Glicerol (t/a)
1	2008	711.864	74.746
2	2009	1.179.103	123.806
3	2010	1.820.385	191.140
4	2011	2.429.964	255.146
5	2012	2.456.578	257.941
6	2013	1.997.809	209.770
7	2014	2.584.290	271.350
8	2015	1.548.094	162.550
9	2016	2.659.275	279.224
10	2017	2.871.435	301.501
11	2018	2.428.997	255.045
12	2019	2.147.270	225.463

Fuente: Elaboración propia con datos de (Ministerio de Energía y Minería).

Observando la evolución de la producción de glicerol como subproducto de la de biodiesel, se denota un comportamiento con altibajos, destacándose un intenso crecimiento hasta el año 2011 y luego un estancamiento hasta el año 2015, donde los datos publicados advierten una notable caída. Esto se explica por dos factores circunstanciales condicionantes de la rentabilidad del biocombustible: El primero son los precios internacionales, tanto del mismo combustible (afectado en los mercados por el precio del petróleo) como el de los aceites y granos usados como materia prima. El segundo es la política arancelaria tomada por el gobierno nacional en esos años por la aplicación de derechos a la exportación y las de los gobiernos de los países destino de las exportaciones. Ya a partir del 2016 la producción tuvo una recuperación rápida, alcanzo la máxima producción histórica en el 2017.

Por otro lado, la capacidad instalada para la producción de biodiesel ha mantenido un continuo crecimiento desde su florecimiento en el año 2007 tal como lo expone el Gráfico 3-21, extraído de una publicación realizada desde la Universidad de Lomas de Zamora,

luego del 2015 la capacidad instalada se mantiene constante debido a que no se instaló ninguna planta nueva.

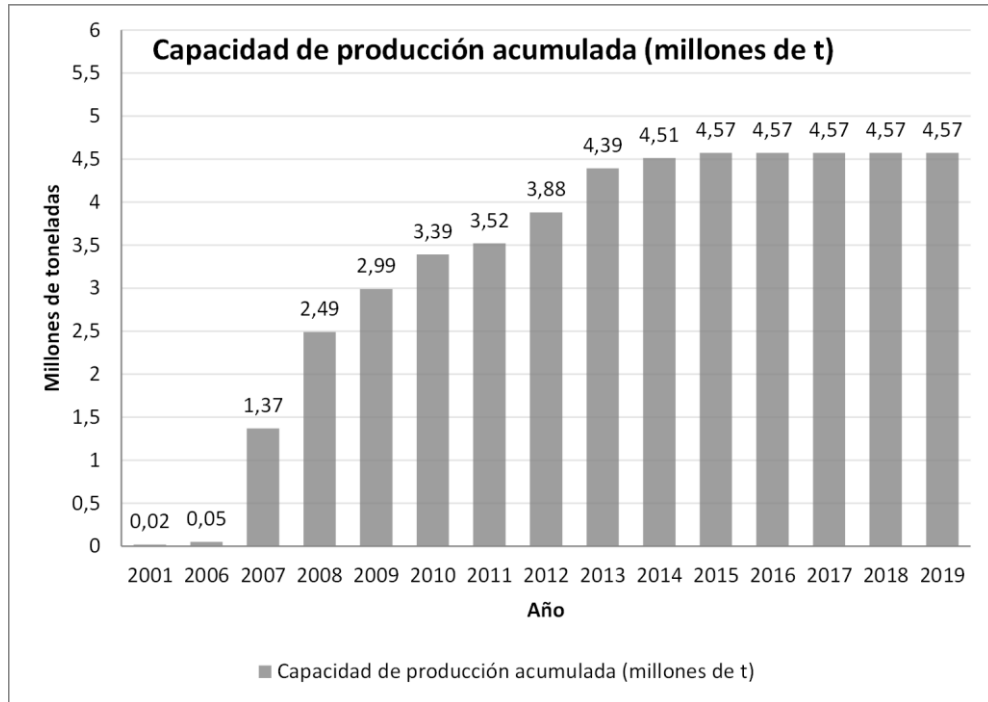


Gráfico 3-21 Capacidad de producción de biodiesel (Argentina) Acumulada desde el año 2001 en millones de toneladas.  
 Fuente: (Universidad De Lomas de Zamora)

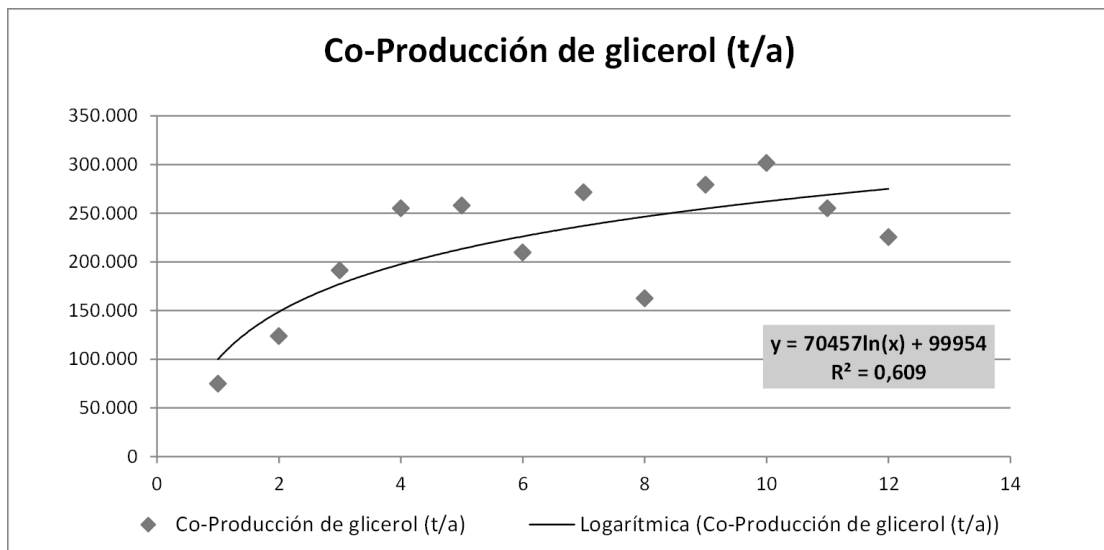


Gráfico 3-22 representación gráfica de los datos de producción de glicerol crudo expuestos en la Tabla 3-11.  
 Fuente: Elaboración propia.

En base a esto, es posible estimar que en caso de que las condiciones de mercado mejoren para este sector de la industria y se alcancen producciones cercanas a la capacidad instalada, podría llegarse a una producción de glicerol cercano a 472,5 miles de toneladas. Por el contrario, analizando el peor escenario, donde la producción de biodiesel caiga demasiado, si bien el piso es cero, es poco probable que la producción cese por completo y en caso de que las condiciones de mercado sean malas, las industrias más grandes serán las que prevalecerán con su producción ya que son las que menos costos tienen por tonelada de biodiesel.

Según (Universidad De Lomas de Zamora), las plantas con capacidad mayor a 100.000 toneladas/año suman 11 y en su conjunto tienen una capacidad de producir casi 3.5 millones de t (toneladas) anuales sumando el 76% del total de la capacidad nacional. Estas empresas llegaron a operar en el 2015 (año que presentó condiciones muy adversas) con una actividad del 29% anual, respecto a la media de sus capacidades. Con esto se tiene que la producción de glicerol mínima estimada es de 106,4 miles de t (toneladas) anuales para la capacidad total instalada al año 2014-2015, ya a partir del año del 2016 la producción subió ocupando aproximadamente el 55% de la capacidad disponible.

#### **3.4.1.2 La industria jabonera.**

Otro productor de glicerina es la industria jabonera, la cual lo obtiene también como subproducto. La producción de este sector no es relevante comparado con la del biodiesel y en los últimos años no ha superado las 20 mil t (toneladas) anuales. Además, no existe una industria local con el volumen y las perspectivas de crecimiento como lo es la del biodiesel. Por este motivo, no se la tendrá en cuenta en nuestros cálculos de la disponibilidad de materia prima.

#### **3.4.1.3 Glicerol Refinado**

En Argentina existen industrias productoras de biodiesel que para sumar rentabilidad a sus operaciones han acoplado una o más plantas de refinado del glicerol crudo. Entre estas se destacan:

### **RNV S.L.**

Es una empresa del tipo “joint venture” formada en el año 2007 por Oleginosa Morno Hnos S.A. (perteneciente al Grupo Glencore) y Vicentn S.A.I.C. El complejo industrial que posee en San Lorenzo es una de las de mayor capacidad y una de las precursoras y de mayor producción de biodiesel en la Argentina con una capacidad 720 t/día cada una, totalizando 1440 t/día. Cuenta con dos plantas refinadoras de glicerina hasta el grado de calidad tipo USP<sup>3</sup> que procesan el glicerol crudo proveniente de su producción y también adquirido a otras plantas productoras de biodiesel a las cuales compra. La capacidad de producción de cada planta es de 150 t/día y 120 t/día totalizando aproximadamente un máximo de 90.000 t/año, y ambas son de tecnología Crown (USA). (RNV)

### **T6 OLEQUÍMICA**

Es una división de la empresa T6 Industrial S.A. y comenzó a operar en el año 2007. Sus socios accionistas son AGD y BUNGE y está asentada en el complejo ubicado en Puerto General San Martín donde pusieron en marcha una planta refinadora de glicerina con una capacidad de 120 t/día o 40.000 t/año, de tecnología Lurgi (Alemania). (T6, s.f.)

Los datos brindados por ambas empresas se expresan en la Tabla 3-12 siendo Rnv la mayor productora. La producción de ambas empresas es exportada en casi su totalidad y esto queda manifestado en los datos aduaneros argentinos, donde existe una clara coincidencia entre los volúmenes de glicerol refinado producido y los exportados.

Existen además otros fabricantes como MATERIA HNOS. S.A.C.I.F de la localidad de Mar del Plata, que produce glicerina a partir de cebo vacuno y aceites vegetales. Los volúmenes producidos por esta industria son menores y forman parte de la columna “otros” en la tabla Tabla 3-12.

---

<sup>3</sup> *United States Pharmacopeia*

Tabla 3-12 Volúmenes anuales de producción, expresado en t/año.

Año / Industria	TOTAL (t/año)
2009	34.941,00
2010	68.139,00
2011	77.779,00
2012	85.435,00
2013	117.112,00
2014	107.520,00
2015	105.819,00
2016	114.711,00
2017	102.876,00
2018	111.731,00
2019	118.316,00

Fuente: Trade Map.

En vista de los grandes volúmenes anuales de glicerol refinado producido por estas plantas se está en condiciones de evaluar la posibilidad de producir propilenglicol partiendo de la materia prima ya refinada e incluso pudiendo incorporar el tren de procesos como anexo a una de estas plantas ya mencionadas evitando incurrir en los grandes costos de inversión que involucra la planta de refinado del glicerol y otros costos asociados a la operación.

#### 3.4.1.3.1 Disponibilidad del glicerol refinado

Además de la producción nacional, es necesario determinar la Disponibilidad (D) que surge de restar a la producción nacional (P) el consumo nacional (C), calculado en base al consumo aparente nacional, ( $D = P - C$ ). Siendo el consumo aparente la suma del el Glicerol importado (I) más el producido en el país (P) menos el Glicerol exportado (E) quedando  $C = P + I - E$ . Por tanto, se consultan los registros en los últimos años (periodo 2009-2019) y se calculan los valores del Consumo Aparente, y luego el glicerol disponible (Tabla 3-13).

Tabla 3-13 Determinación del consumo aparente y el glicerol disponible para el período 2009-2019.

Período	Año	Toneladas Exportadas	Toneladas Importadas	Toneladas producidas	Consumo aparente (t/a)	Glicerol disponible (t/a)
---------	-----	----------------------	----------------------	----------------------	------------------------	---------------------------

1	2009	17018,75	2297,96	34941,00	20220,20	14.720,80
2	2010	62219,88	940,45	68139,00	6859,57	61.279,43
3	2011	65915,80	867,82	77779,00	12731,02	65.047,98
4	2012	68691,34	773,24	85435,00	17516,90	67.918,10
5	2013	102104,97	1993,40	117112,00	17000,43	100.111,57
6	2014	103098,12	564,46	107520,00	4986,35	102.533,65
7	2015	87488,14	316,77	105819,00	18647,63	87.171,37
8	2016	98914,60	485,14	114711,00	16281,54	98.429,46
9	2017	100342,21	397,98	102876,00	2931,77	99.944,23
10	2018	106731,79	379,34	111731,00	5378,55	106.352,45
11	2019	108309,56	400,00	118316,00	10406,44	107.909,56

Fuente: Elaboración propia con datos de (SCAVAGE, s.f.)

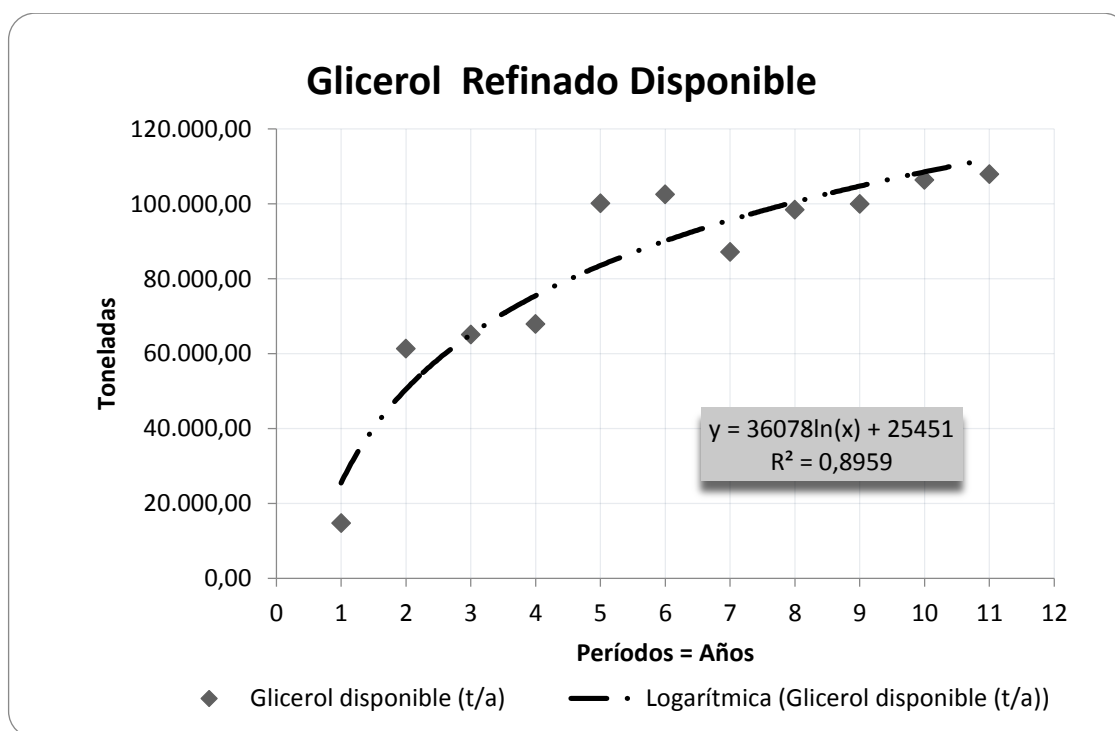


Gráfico 3-23 Representación gráfica de los datos expuestos en la Tabla 3-13.

Fuente: Elaboración propia con datos de (SCAVAGE, s.f.).

Carece de sentido efectuar una proyección a futuro de la disponibilidad de glicerol refinado ya que dependerá de la capacidad de producción instalada (que hasta el año 2019 totalizaba 390 t/día o 130.000 t/año entre RNV Y T6) y de aquella que se espere lograr en proyectos futuros, de los que por el momento no se tienen noticias.

Además, los volúmenes operados por las refinerías están ligados a la producción de biodiesel, sirviendo de límite en caso de que las cantidades producidas demasiado bajas o

inexistentes. Considerando que la capacidad instalada (de biodiesel) es por mucho suficiente para abastecer a todas las refinerías (comparar Tabla 3-11 y Tabla 3-12), y teniendo en cuenta que las capacidades instaladas las refinerías de glicerol serían en un principio lo suficientemente grandes, es posible plantear que será viable (al menos en este aspecto) el proyecto en cuestión.

Analizando la Tabla 3-13, la disponibilidad de glicerol en los últimos años ha crecido de forma continuada, tanto como como las exportaciones. Esto es debido al gran remanente que no es adquirido por las industrias asentadas en territorio argentino.

Es importante señalar como factor negativo a la iniciativa del proyecto la alta dependencia que existe entre la producción de glicerol refinado con la de biodiesel. Esta solo es posible, al menos en el territorio argentino, si es se mantiene activa la industria del biocombustible. La información recabada desde la empresa T6 indica que esta solo procesa el glicerol proveniente de su producción, quedando la planta de refinado parada si se detiene la de biodiesel. Por otro lado, RNV se abastece tanto de su propia producción como de otras plantas de las que adquiere el glicerol crudo, con lo cual se intenta que al menos una de las plantas se mantenga en funcionamiento. De este modo, es posible plantear la opción de desarrollar el proyecto como una planta productora de propilenglicol integrada al tren de procesos ya montado en el complejo industrial que posee RNV en la localidad de San Lorenzo, Santa Fé.

### 3.4.2 Hidrogeno

El hidrógeno es un insumo necesario para el proceso de hidrogenación, y es posible adquirirlo a proveedores u obtenerlo a partir del glicerol mediante reformado con vapor de agua.

*En Argentina existen varias empresas dedicadas a la producción de gas hidrogeno para uso industrial. Las principales empresas son:*

- *Linde Argentina S.A.*
- *Praxair Argentina S.A.*
- *Air Liquide Argentina S.A.*
- *Indura Argentina S.A.*

Estas empresas cuentan con sucursales distribuidas en distintas partes del país, lo que favorece el abastecimiento de esta materia prima. En la Tabla 3-14 se muestra la ubicación geográfica de las distintas sucursales que poseen las empresas proveedoras de gas hidrogeno.

Tabla 3-14 Ubicación de las diferentes sucursales de las compañías proveedoras de gas hidrogeno.

Empresa	Sucursal (Ciudad)
<b>Linde Argentina S.A.</b>	Córdoba
	Mendoza
	San Miguel de Tucumán
	Corrientes
	San Lorenzo (Prov. de Bs. As.)
	San Martin (Prov. de Bs. As.)
	Avellaneda (Prov. De Bs. As.)
	Mar del Plata
	Neuquén
	<b>Praxair Argentina S.A.</b>
Córdoba	
Rosario	
Posadas	
Mar del Plata	
El Talar (Prov. de Bs. As.)	
Mendoza	
San Miguel de Tucumán	
Neuquén	
Resistencia	
<b>Indura Argentina S.A.</b>	Córdoba
	Rosario
	Tucumán
	Mendoza
	Escobar (Prov. de Bs. As.)
<b>Air Liquide Argentina S.A.</b>	San Isidro (Prov. de Bs. As.)

Fuente: Elaborado en base a datos suministrados por las empresas.

La principal fuente de obtención de hidrogeno es el reformado de vapor de agua por hidrocarburos, especialmente gas natural, el precio de éste influirá sobre el precio del hidrógeno.

### 3.5 Análisis De Precios

#### 3.5.1 Análisis de precios del propilenglicol



El PG consumido en Argentina es importado en su totalidad, no existe producción nacional actualmente; por esto, la evolución de los precios del PG se pueden estimar desde el análisis de las importaciones argentinas y se realiza con datos colectados por la Aduana Argentina, expresado en precios CIF (Cost, insurance and freight), los que incluyen los fletes y los seguros que deben pagarse junto con la carga transportada ingresada al país. Este precio sirve de referencia para saber cómo se debe competir en el mercado local y el mundo.

Tabla 3-15 Precios CIF promedio anuales del Propilenglicol (Izquierda) – Promedio anual de los precios del barril de petróleo Brent. USD (Derecha).

<b>AÑO</b>	<b>Precio del PG CIF en USD/t</b>	<b>AÑO</b>	<b>Cotización barril de petróleo Brent USD</b>
2004	1260,00	2004	38,28
2005	1390,00	2005	54,29
2006	1455,00	2006	64,97
2007	1500,00	2007	72,95
2008	1625,00	2008	102,40
2009	1283,00	2009	61,64
2010	1704,00	2010	79,91
2011	1875,00	2011	112,25
2012	1620,00	2012	111,94
2013	1598,00	2013	109,62
2014	1735,89	2014	99,92
2015	1694,74	2015	53,95
2016	1180,00	2016	35,00
2017	1197,00	2017	54,61
2018	1400,00	2018	64,87
2019	1419,00	2019	59,29

Fuente: (OrbiChem, 2019)

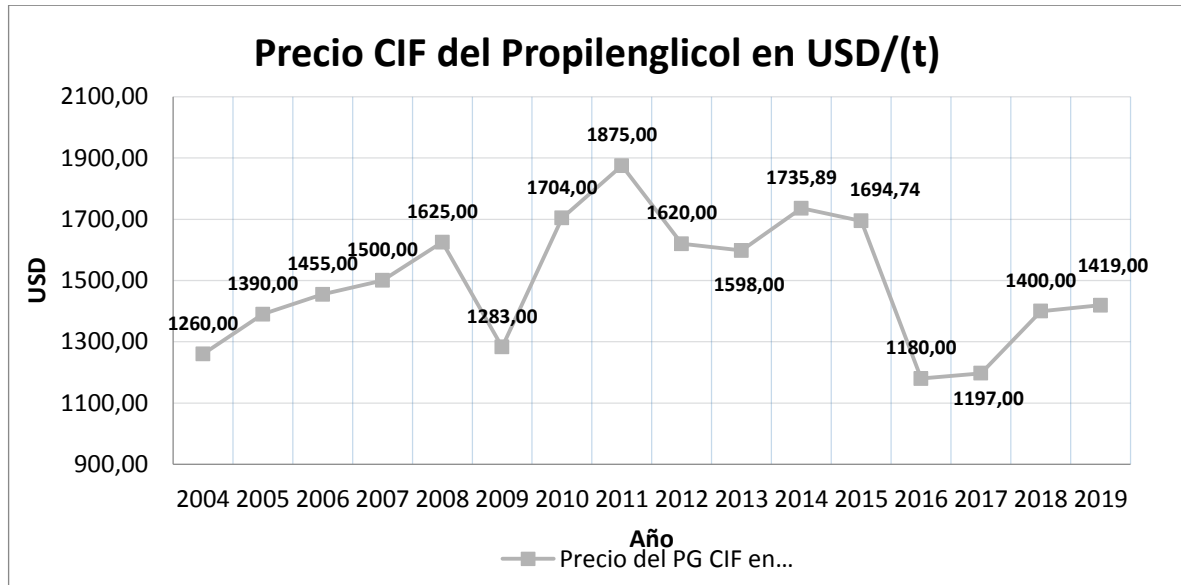


Gráfico 3-24 Evolución de precios CIF en dólares de la tonelada de PG.  
 Fuente: (OrbiChem, 2019)

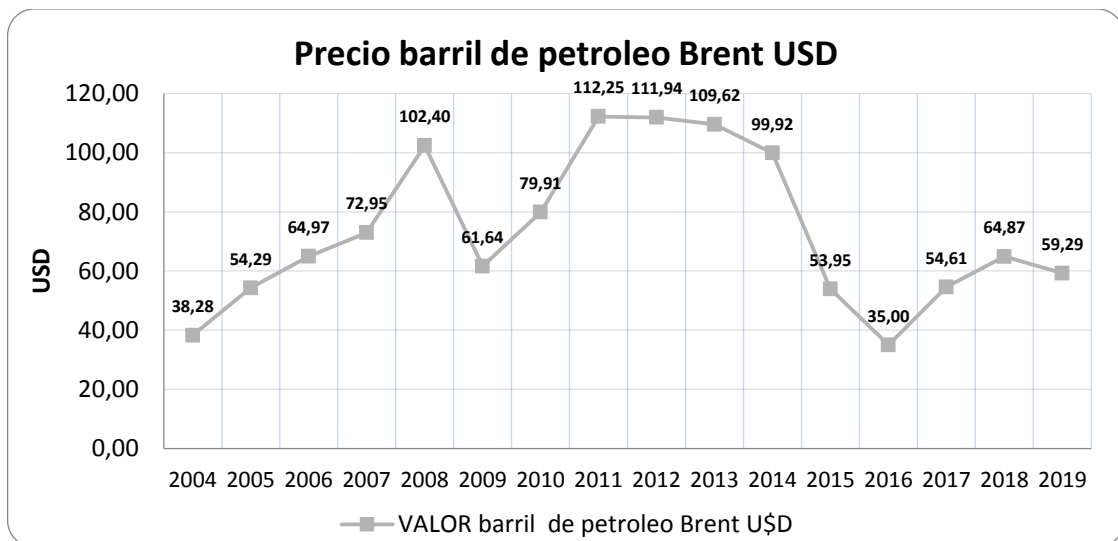


Gráfico 3-25 Evolución del precio del barril del petróleo BRENT en dólares.  
 Fuente: (OrbiChem, 2019)

En el Gráfico 3-24 se observa que los precios del PG tuvieron un crecimiento continuo durante el período 2004-2011 con una interrupción en el año 2009 producto de la caída que sufrieron los precios de todos los commodities en ese año; también se debió a un derrumbe del sector de las resinas insaturadas provocado por la caída en los sectores de la construcción y automotriz, esto provocó una caída en los precios para ese período.

Luego de ese traspasé, los precios aumentaron llegando a superar los 1800 dólares la tonelada impulsada por los altos valores del barril de petróleo en los años 2011 y 2012 el

cual alcanzó un promedio de USD 112,25 para el caso del Petróleo Brent. A partir del año 2012 se empezó a registrar una continua caída en el precio, la cual coincide con la caída del precio internacional de los hidrocarburos (siendo el precio histórico del petróleo el reflejo de esto), entre ellos el propileno, fuente principal para la obtención del óxido de propileno, materia prima principal con la que se obtiene casi la totalidad del PG en el mundo. En el año 2015 y principio de 2016, el petróleo registró una estrepitosa caída a niveles impensados hasta el momento llegándose a valores que se remontan a 10 años antes, los precios del PG cayeron en igual proporción, luego de 2017 el precio de PG comenzó una recuperación.

La vinculación del desempeño del precio del petróleo con el precio del PG la realiza analizando los datos de la Tabla 3-15 Precios CIF promedio anuales del Propilenglicol (Izquierda) – Promedio anual de los precios del barril de petróleo Brent. USD (Derecha). y efectuando una prueba de correlación (Excel) la cual arroja que los datos se correlacionan en un 71.383%, demostrando que el precio del PG mantiene un comportamiento asociado al precio del petróleo, siendo este influyente pero no definitorio.

Se analiza ahora la elasticidad precio de la demanda. Esto facilitará visualizar cuan volátil es el precio del PG respecto a la demanda y al precio del petróleo. Los valores calculados se pueden ver en la Tabla 3-16.

Tabla 3-16 Elasticidad precio de la demanda del propilenglicol y su relación con el precio del petróleo.

Año	Elasticidad Precio de la demanda (EPD)
2004-2005	0,32
2005-2006	1,45
2006-2007	2,26
2007-2008	0,73
2008-2009	0,14
2009-2010	0,37
2010-2011	0,54
2011-2012	-0,76
2012-2013	-5,93
2013-2014	0,59
2014-2015	-1,96
2015-2016	-0,15
2016-2017	3,87
2017-2018	0,00
2018-2019	0,00
<b>PROMEDIO</b>	<b>0,09</b>

Fuente: Elaboración propia con datos antes citados.

Al ser el valor promedio de la elasticidad precio de la demanda resulta de 0.09 siendo superior a 0 pero no mayor a 1. Se concluye entonces que la demanda es relativamente inelástica a las variaciones de precios; es decir, se encuentra muy poca sensibilidad en la respuesta de la cantidad demandada a la variación de precios. Por tanto, los precios no tienen demasiada influencia (dentro del rango de datos analizados) con las cantidades demandadas. Sin embargo, puede que en casos extremos tomen importancia productos sustitutos del PG como lo es por ejemplo un regreso al uso etilenglicol en algunas aplicaciones (el cual es tendiente a ser sustituido por el PG).

### **3.5.1.1 Análisis de tendencia y estimación de precios futuros para el PG**

Se repetirá el análisis hecho para el análisis de la tendencia y predicciones para el consumo aparente del PG de Argentina, pero esta vez lo se hará con la serie del promedio anual de precios CIF registrados para el PG.

Para poder identificar una tendencia que permita representar de manera aproximada el comportamiento histórico del precio, es necesario analizar la serie de valores de anuales. La tendencia permitirá realizar estimaciones de posibles precios futuros. La función hallada tendrá una confiabilidad asociada, el cual dará una medida de cuan diferentes son los valores arrojados por estos, respecto a los valores de la serie. Esta confiabilidad es medida por el índice “R cuadrado”, el cual, mientras más cercano a 1 se encuentra, tanto más confiable será la función de tendencia.

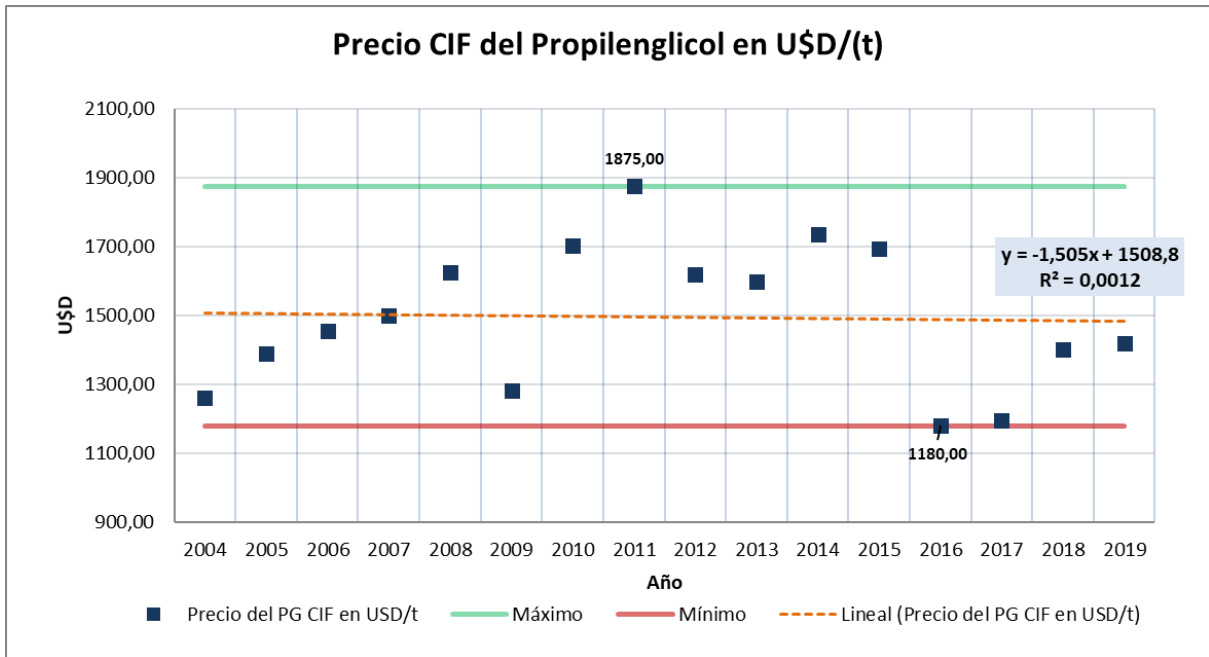


Gráfico 3-26 Representación de máximos, mínimos y línea de tendencia en la serie histórica de precios del propilenglicol

La serie histórica de precios del propilenglicol, recoge valores de 15 años desde el año 2004 hasta el 2019. El comportamiento del precio ha sido errático y no puede elaborarse una línea de tendencia fiable. Como puede verse en el Gráfico 3-26, la línea de tendencia tiene un índice de ajuste  $R^2=0,0012$ , valor que resulta no satisfactorio. Al no poder encontrar una tendencia clara, se puede recurrir a analizar máximos, mínimos y valor promedio.

En los últimos 15 años, el valor mínimo fue de USD 1.180,00 la tonelada y se registró en el 2016, coincidente con la caída del precio del barril de petróleo para el mismo año, valor que podría atribuirse a la caída generalizada de precios de commodities en los mercados. El valor máximo fue de USD 1.875,00 y se registró en el año 2011, también coincidente con máximos históricos del valor del barril de petróleo atribuible a la suba generalizada en los precios de los commodities.

Otro indicador que puede calcularse es la media y la mediana:

<b>Media</b>	1496,04
<b>Mediana</b>	1477,50
<b>Desviación Típica</b>	207,33

A los fines de poder conocer entre que intervalo de valores ha sido registrado el precio con mayor frecuencia, es posible eliminar los valores extremos justificando que estos son atribuibles a fluctuaciones circunstanciales en los precios de los commodities que no

perduraron en el tiempo. De esta forma y aplicando el criterio de excluir aquellos valores que se alejen del entorno de 1.25 veces la desviación típica se obtiene la siguiente tabla donde fueron excluidos los años 2011, 2016 y 2017 (ver Gráfico 3-27)

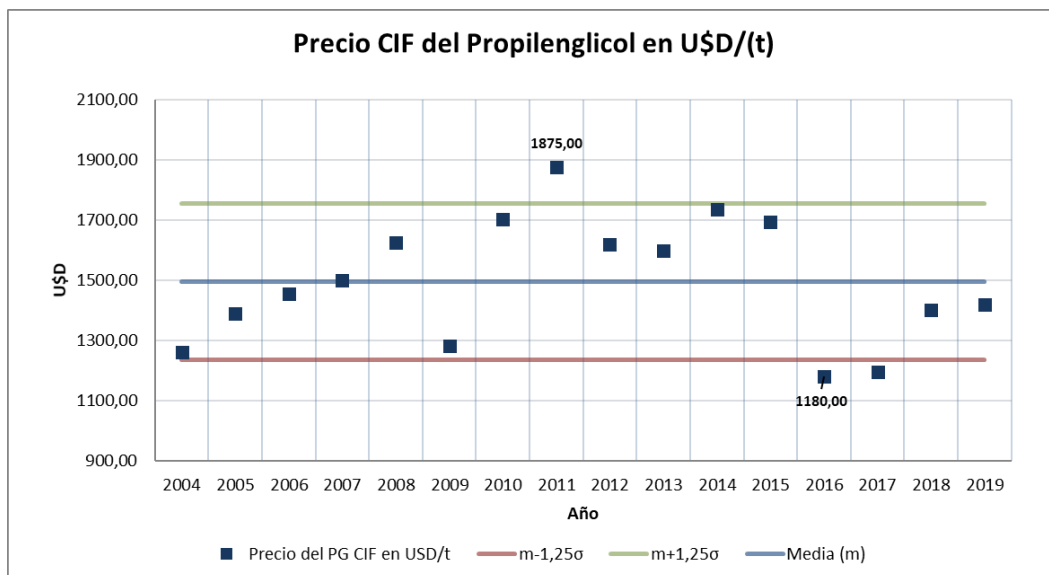


Gráfico 3-27 Análisis de Precios históricos del PG que muestra la media, y dos líneas de entorno, una superior y otra inferior equivalente a 1.25 veces la desviación típica de la serie.

Entre el límite inferior de  $m-1,25\sigma = \text{USD } 1371,64$  y el superior  $m+1,25\sigma = 1620,44$  se encuentran el 81,25% de los precios de la serie 2004-2019 por lo que puede ser satisfactoria para caracterizar el comportamiento de la variable pudiendo definir como límites entre los que podría fluctuar el precio durante la vida del proyecto.

La nueva media calculada, arroja una media de USD 1.514 por tonelada de propilenglicol. Debido a que los precios anuales resultan del cálculo del precio promedio por tonelada comercializada a lo largo de cada año, se utilizará como estimación a futuro el valor medio surgido de la Tabla 3-15 sin los valores de los años 2011, 2016 y 2017. A esta media, se le resta un margen de seguridad del 8% **lo cual deja un precio aproximado de USD 1.400 por tonelada. Este será el usado para las estimaciones en el Capítulo 15 (estudio económico financiero).**

### 3.5.2 Análisis de materias primas

#### 3.5.2.1 Glicerol refinado

##### 3.5.2.1.1 Análisis de tendencia y estimaciones de precios futuros para el Glicerol

Analizando los precios del glicerol refinado que es exportado (AFIP) así como los precios internacionales (Ayoub & Abdullah) en el mercado se pueden estudiar los precios aproximados del mismo con el fin de realizar un pronóstico a futuro.

Tanto en la Tabla 3-17 como en el Gráfico 3-28 se observa que el precio del glicerol en el periodo 2013/2016 ha disminuido; esto es debido a los grandes excedentes de glicerol crudo que son generados por las industrias de biodiesel. Cabe aclarar que los precios tomados para el glicerol son promedios anuales. Estos dependen principalmente del grado de calidad que posea el glicerol, valiendo menos aquel que se encuentre menos puro. Los valores corresponden al glicerol con una calidad USP el cual sería la materia prima del proyecto.

Tabla 3-17 Evolución de los precios del glicerol refinado, periodo 2004-2019 en USD por tonelada.

Fecha	Precio FOB Glicerol USD/t	Precio del PG CIF USD/t
2004	1026,53	1260,00
2005	869,25	1390,00
2006	671,33	1455,00
2007	670,89	1500,00
2008	608,14	1625,00
2009	381,00	1283,00
2010	542,91	1704,00
2011	627,24	1875,00
2012	615,77	1620,00
2013	660,29	1598,00
2014	581,57	1735,89
2015	471,20	1694,74
2016	425,00	1180,00
2017	540,25	1197,00
2018	746,77	1400,00
2019	460,34	1419,00

Fuente: Elaboración propia en base a estadísticas de Aduana Argentina y reportes (Ayoub & Abdullah).

La Tabla 3-17 expresa la serie de precios tanto del glicerol como del propilenglicol

Ahora se debe realizar la estimación de precios hasta el año 2029 y para lograrlo es necesario trabajar sobre la serie de precios. Lo primero que se realizará, al igual que en las

series antes analizadas es suavizar únicamente los precios correspondientes al año 2009 y 2018, donde el contexto mundial económico del 2009 condujo a una caída en casi todos los precios de commodities en mercados internacionales, para luego, al año siguiente recuperarse, en el 2018 el aumento se debió a un aumento en las expectativas de la demanda. El valor del año 2009, corresponde a USD 381,00 y ha sido suavizado, promediando los valores de los años 2008 y 2010 marcados en tono rojizo, para luego reemplazarlo como precio para el glicerol en el año 2009, para el valor del año 2018 se realizó el mismo procedimiento. Ver Tabla 3-18.

Con la serie de la Tabla 3-18, se efectúa un análisis de tendencia, la cual puede ser visualizada en el Gráfico 3-29. Esta arroja que el mejor ajuste posible se obtiene mediante una función del tipo logarítmica expresada por  $y = -176.5 \cdot \ln(X) + 953.82$  donde X representa al orden en la serie, siendo 1 para el año 2004 y 16 para el año 2019. Sin embargo, la el índice  $R^2$  es de 0.8321 y no resulta satisfactorio. Es necesario efectuar otro estudio para lograr llegar a una tendencia con un ajuste aceptable.

Se debe estudiar estadísticamente la serie, para lo cual se procede a restar los valores de la tendencia calculada expresada por  $y = -176.5 \cdot \ln(X) + 953.82$  para obtener una serie libre de tendencia que permita encontrar valores extremos.

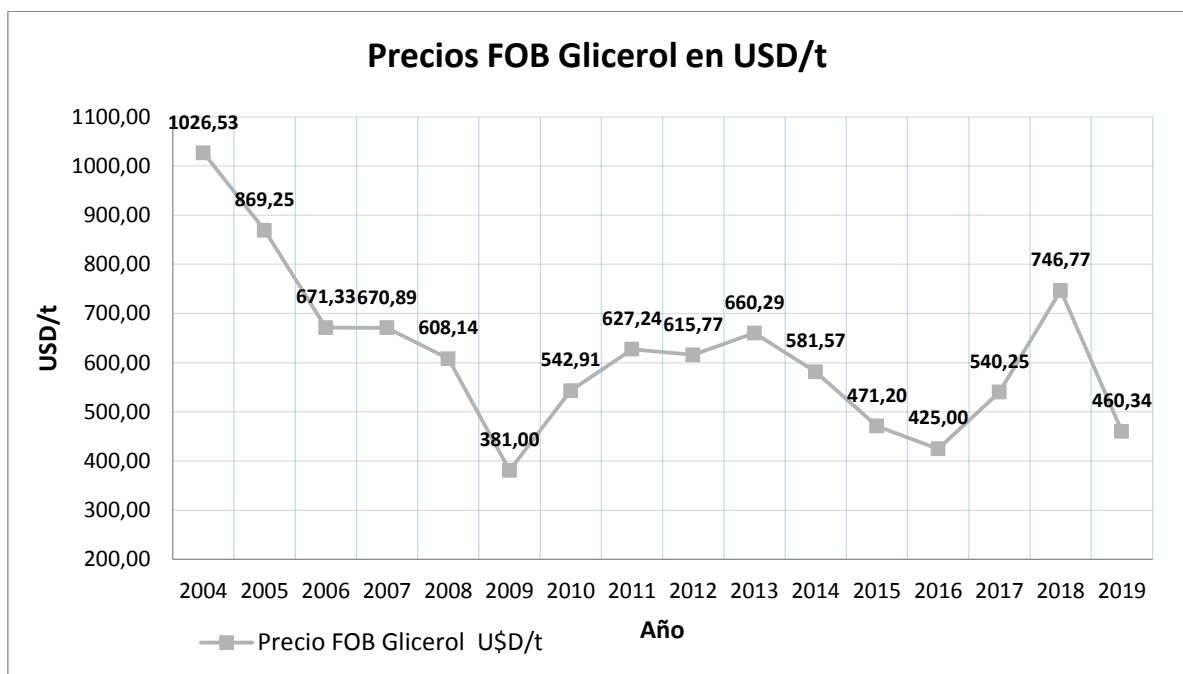


Gráfico 3-28 Evolución de los precios del glicerol crudo, periodo 2004-2019 en USD por tonelada. Representación de los datos de la Tabla 3-23.  
 Fuente: Elaboración propia.



Tabla 3-18 Serie original del precio del glicerol (izquierda) y serie suavizada (derecha) para el año 2009 (verde).

Fecha	Precio FOB Glicerol USD/t	Precio FOB Glicerol exportado USD/t Suavizado
2004	1026,53	1026,53
2005	869,25	869,25
2006	671,33	671,33
2007	670,89	670,89
2008	608,14	608,14
2009	381,00	575,53
2010	542,91	542,91
2011	627,24	627,24
2012	615,77	615,77
2013	660,29	660,29
2014	581,57	581,57
2015	471,20	471,20
2016	425,00	425,00
2017	540,25	540,25
2018	746,77	500,29
2019	460,34	460,34

Fuente: Elaboración propia.

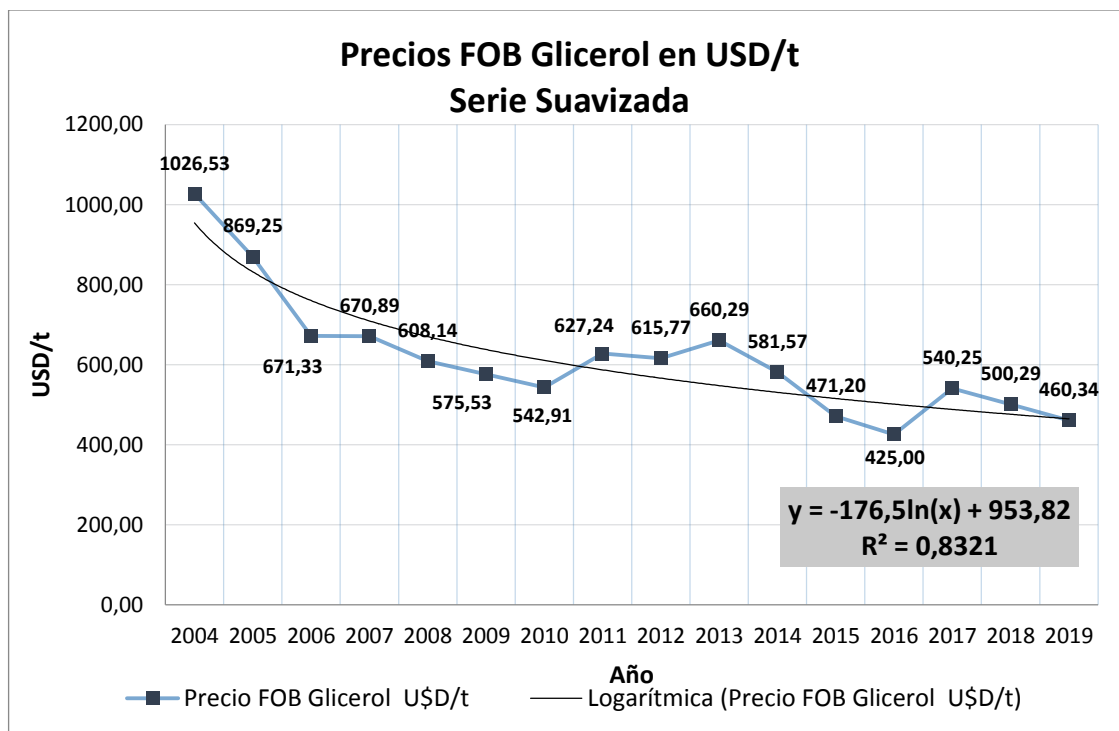


Gráfico 3-29 Representa los valores de la Tabla 3-18. La curva de tendencia que se ajusta mejor a estos valores.

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3-19: Tendencia calculada para los valores de la columna de los precios del glicerol. Serie libre de tendencia (columna de la izquierda).

AÑO	A Precio FOB Glicerol exportado USD/t Suavizado	B Tendencia (Toneladas/año)	C Serie Sin Tendencia(A-B)
2004	1026,53	953,82	72,71
2005	869,25	831,48	37,77
2006	671,33	759,91	-88,58
2007	670,89	709,14	-38,25
2008	608,14	669,75	-61,61
2009	575,53	637,57	-62,05
2010	542,91	610,37	-67,46
2011	627,24	586,80	40,44
2012	615,77	566,01	49,76
2013	660,29	547,41	112,88
2014	581,57	530,59	50,98
2015	471,20	515,23	-44,03
2016	425,00	501,11	-76,11
2017	540,25	488,03	52,22
2018	500,29	475,85	24,44
2019	460,34	445,46	-14,88

Fuente: Elaboración propia.

Con los valores de la serie libre de tendencia (residuos) de la columna C de la Tabla 3-19 se calcula Media y desviación estándar dando:

<b>MEDIA</b>	-0,06
<b>DES. TPICA</b>	60,59

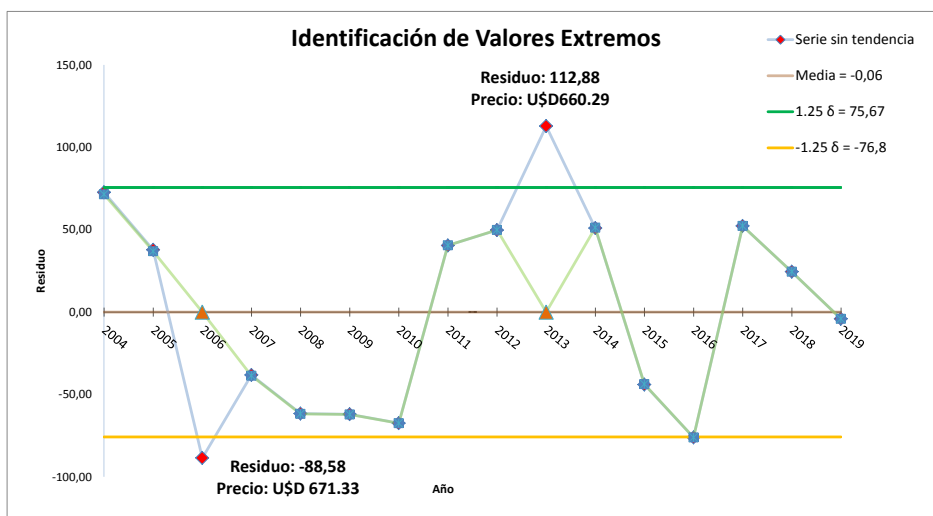


Gráfico 3-30 Grafico Elaborado para identificar valores que exceden 1.25 veces sigma.

Fuente: Elaboración propia.

Ahora es posible establecer un criterio para identificar valores extremos. Así se designarán como tales a aquellos que se excedan en valor absoluto una y un cuarto de veces la desviación típica (sigma) respecto a la media (-0.06 +o- 1.25x60.59). Esto será suficiente para lograr una línea de tendencia con una confiabilidad aceptable. Es muy útil graficar esto para visualizar fácilmente los valores extremos (Gráfico 3-30).

Tabla 3-20 (Izquierda) Serie Final de valores para el precio del glicerol, (Centro) Valores de la nueva tendencia y (derecha) proyección de consumo esperado hasta el año 2029.

AÑO	Precio FOB Glicerol exportado USD/t Serie Final	AÑO	Tendencia de Precio del Glicerol según Serie Final (USD/t)	AÑO	Predicción del precio del Glicerol (USD/t)
2004	1026,53	2004	976,11	2020	440,63
2005	869,25	2005	845,11	2021	429,83
2006	759,91	2006	768,47	2022	419,61
2007	670,89	2007	714,10	2023	409,92
2008	608,14	2008	671,93	2024	400,70
2009	575,53	2009	637,47	2025	391,90
2010	542,91	2010	608,33	2026	383,50
2011	627,24	2011	583,10	2027	375,46
2012	615,77	2012	560,83	2028	367,74
2013	547,41	2013	540,92	2029	360,33
2014	581,57	2014	522,91		
2015	471,20	2015	506,46		
2016	425,00	2016	491,33		
2017	540,25	2017	477,33		
2018	500,29	2018	464,29		
2019	460,34	2019	445,46		

Fuente: Elaboración propia.

Se observan en el Gráfico 3-30 dos valores marcados con rombos rojos. Para los años 2006 y 2013. Puede considerarse que estos no corresponden a la distribución a la que pertenecen el resto de los datos y por este motivo deberán ser ajustados. Así, serán reemplazados por los números asignados por la tendencia para estos años. Es decir, que, si se visualizan en el gráfico mencionado, quedarían representados por los triángulos anaranjados sobre la línea central.

La serie final está representada en la Tabla 3-20 por la tabla de la izquierda, donde se visualizan los precios originales de la serie (gris), los que se originaron luego del

suavizado por corresponder a situaciones excepcionales y aquellos que mediante un análisis estadístico se determinó que correspondían a valores extremos de la serie (verde), siendo reemplazados por los valores de la tendencia expresados por la función  $-176,5\ln(x) + 953,82$  donde X representa al orden en la serie, siendo 1 para el año 2004 y 16 para el año 2019.

Ahora, se está en condiciones de elaborar una nueva tendencia más fiable que permita proyectar el posible comportamiento de precios futuros. La nueva tendencia queda representada por la tabla central de la Tabla 3-20 y la predicción del precio hacia 10 años en el futuro (2029) por la tabla de la derecha de la Tabla 3-20 quedando representada por el Gráfico 3-31.

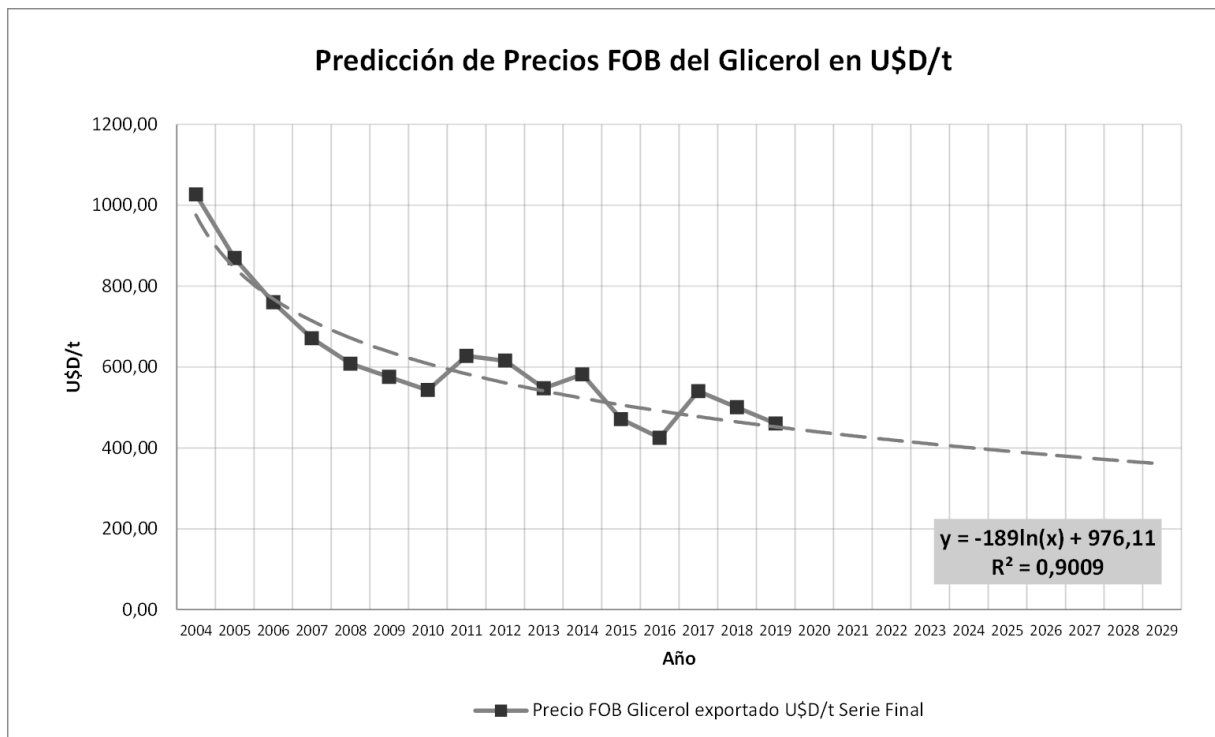


Gráfico 3-31: Representación de los valores correspondientes a la Tabla 3-20.  
 Proyección de precios hasta el año 2029.  
 Fuente: Elaboración propia.

Debido a que el precio del glicerol es clave para la realización del estudio económico financiero, usar el precio proyectado a futuro de acuerdo a la tendencia encontrada conlleva a tener un precio distinto para cada año del proyecto, situación que complica el cálculo económico financiero. Para facilitar esto, se tomará la media de la serie proyectada para el período 2019-2029 el cual resulta ser USD 402,28 a la que, por basarse en una estimación, se le suma un margen de seguridad del 12% **dando un valor aproximado de USD 450,00**

**por tonelada el cual será el precio estimado del glicerol refinado que será usado en el capítulo 15 para la elaboración del estudio económico-financiero.**

Definido el precio estimado para los cálculos del proyecto, es posible ver que la diferencia entre el precio estimado del propilenglicol y el del glicerol refinado se encuentra en: 
$$\frac{\text{Precio de Venta del Propilenglicol}}{\text{Precio de compra del glicerol refinado}} = \frac{\text{USD } 1400 /t}{\text{USD } 450 /t} = 3,11.$$
 Siendo un margen esperanzador para la viabilidad del proyecto.

### 3.5.2.2 Hidrógeno

En Argentina la producción de gas hidrogeno en su mayoría se realiza mediante el reformado de vapor con gas natural, por lo que los precios del gas hidrogeno dependen de los precios del gas natural. Estas tarifas varían con el tamaño del consumidor, su ubicación geográfica y si se reciben subsidios estatales.

En la última década el precio del metro cúbico de gas natural para grandes consumidores ha crecido de forma escalonada, pero se dio de manera drástica a comienzos del año 2019; por lo que el valor del gas hidrogeno ha sufrido un aumento de los precios en proporción a estos.

El precio del H<sub>2</sub> queda determinado por los costos del gas natural u otros combustibles de acuerdo con la fuente utilizada. En Argentina, estos costos no dependen solo del mercado, sino que el estado nacional mantiene un rol importante en la definición de los precios de los combustibles y de la energía eléctrica. A lo mencionado se suman los cortes en suministro de gas natural y energía eléctrica que han sufrido las industrias producto de la crisis energética atravesada por el país.

Considerando este contexto, la disponibilidad de hidrógeno y su precio quedarán condicionados por factores de mercado y por otros que resultan impredecibles como lo es la política energética de los gobiernos de Argentina.

El costo por tonelada de hidrógeno licuado informado por la empresa Linde en el primer trimestre del año 2020 es de **USD 4161.25. Este será el precio usado en el capítulo 15 para la elaboración del estudio económico-financiero.**

### 3.6 Análisis FODA

El análisis FODA es una herramienta que permite conformar un cuadro de la situación actual del objeto de estudio y de esta manera obtener un diagnóstico y en función de este tomar decisiones acordes con los objetivos formulados. Se analizan cuatro aspectos del proyecto, las fortalezas, las oportunidades, las debilidades y por último las amenazas.

#### **Fortalezas**

- El PG es empleado en la preparación una amplia gama de productos por las industrias simplificando su comercialización.
- Se espera que el mercado de los derivados del PG se mantenga en rápido crecimiento y constante durante el período de tiempo estudiado.
- Es posible lograr la sustitución de las importaciones y sumar nuevas exportaciones, constituyendo esto un aspecto favorable al momento de conseguir apoyo gubernamental para la financiación del proyecto.
- Disponibilidad nacional y cercana de materia primas.
- Industrialización del glicerol, el cual representa un subproducto de la industria del biodiesel y a esta no le es rentable almacenarlo por largos períodos.
- Proyectos de este tipo que agregan valor a las exportaciones y con la posibilidad de generación de puestos de trabajo favorece a la economía nacional y el Gobierno Nacional tiende a incentivar las actividades que ofrecen esta oportunidad.
- El costo del transporte, tanto del glicerol cuando es exportado, como del PG cuando es importado, hace que los competidores, tanto los demandantes de glicerol como los oferentes de PG estén en desventaja ante la posición de una industria nacional. Respecto al contexto internacional, el costo de transporte del PG y de la Glicerina refinada a destino no varía ya que son productos de comportamiento fisicoquímico y reológico similar.
- El precio de las materias primas muestra una tendencia negativa mientras que el precio del producto ha venido mostrando una tendencia alcista.
- Se obtendrá un producto de una fuente renovable que competirá contra el mismo producto obtenido de fuentes no renovables.

### **Oportunidades**

- Se constituiría en la única industria productora de PG en el país.
- Creciente demanda interna y mundial del propilenglicol.
- Posibilidad de acceso de nuevos mercados externos, debido a que solo existe un solo productor en Sudamérica.
- Posibilidad de acoplar la planta a alguno de los procesos de refinado de glicerol crudo ya instalados en las citadas industrias asentadas en el país, reduciendo el costo de inversión notablemente y el de operación.
- Buena relación entre el precio de la materia prima y de mercado del producto.
- Es un producto bio-based lo cual ofrece la oportunidad de ser insertado en los crecientes mercados que exigen estos productos ecológicamente sustentables y con baja huella de carbono<sup>4</sup>, sustituyendo al PG de proveniente de fuentes no renovables.
- Dar una solución a las industrias productoras de Biodiesel por lograr concretar una rápida venta disposición final al glicerol, obteniendo un producto con mayor valor agregado que permite incrementar la rentabilidad de la empresa.
- Ley Nacional Nº 25924 establece un régimen de promociones para proyectos de inversión.
- Los análisis realizados a primera instancia arrojan la oportunidad de montar una industria que podría ser rentable y atractiva para los inversores.

### **Debilidades**

- Costos de producción locales que puedan restar rentabilidad al comparar con los costos que se tienen en otros países.
- Problemas para insertarse al mercado (hay que convencer a los consumidores de la calidad del producto y al ser un commodity, competir con los precios de la competencia).
- La competencia la constituyen empresas multinacionales sumamente poderosas en el mercado.
- La disponibilidad del hidrógeno en el caso de que se opte por adquirirlo a proveedores en lugar de producirlo in-situ.
- La materia prima necesaria está atada a la producción de la industria del biodiesel y su dependencia es alta.

---

<sup>4</sup> La totalidad de gases de efecto invernadero emitidos por efecto directo o indirecto de un individuo, organización, evento o producto.

- La inestabilidad de la economía argentina. La demanda local del propilenglicol está atada al nivel de actividad industrial, los costos de producción y amortización de la inversión, están ligados al tipo de cambio pesos/dólar.

### **Amenazas**

- Competencias con industrias extranjeras, con elevada capacidad productiva, y que satisfacen gran parte de la demanda mundial de dicho producto.
- Brasil ya posee una planta instalada que pertenece a Dow Chemical y que puede condicionar al mercado que se pretende cubrir.
- Posible exceso de oferta a nivel internacional.
- Volatilidad e incertidumbre de los mercados, producto de las recurrentes crisis nacionales e internacionales.

Del análisis FODA se puede concluir que instalar en Argentina una planta productora de propilenglicol en base a glicerol refinado obtenido a partir del glicerol crudo proveniente de industrias del biodiesel sería una buena oportunidad para satisfacer la creciente demanda internacional de este producto y nacionalmente donde actualmente se está recurriendo a la importación de la totalidad del PG demandado. Además, como se dijo con anterioridad los excedentes de glicerol crudo, la existencia de grandes complejos industriales que lo refinan, la posibilidad de montar la planta en alguno de estos centros de producción ya existentes y los regímenes de promoción industrial en el ámbito nacional refuerza esta posibilidad.

A nivel mundial la competencia es elevada, pero la intención de dicho proyecto es comercializar un producto que se diferencia del convencional por ser obtenido de fuentes renovables, con perspectivas también de acceder al mercado nacional y el de países limítrofes que recurren a la importación.

## **3.7 Conclusiones**

El 1,2-propanodiol o también llamado propilenglicol (PG) es un compuesto muy versátil como insumo industrial, siendo utilizado en numerosas aplicaciones donde se destacan la industria automotriz, la construcción, la farmacéutica y la industria de los alimentos. Debido a estos usos variados, existen varios grados de pureza comercializados, dependiendo de su aplicación, se conoce como PG de grado industrial y PG grado USP



(apta para consumo humano) y otros aún superiores. La creciente sustitución del etilenglicol por el uso del propilenglicol tiene un importante rol en la demanda.

La producción del PG está distribuida mundialmente, pero los países productores con más peso son Alemania, Japón, China, EE.UU. y recientemente Arabia Saudita. Más del 90% del PG producido mundialmente proviene de fuentes no renovables (propileno). EL PG que es objeto de estudio es obtenido a partir de la glicerina surgida como subproducto de la producción de biodiesel; constituyendo un producto "bio-based" y por tanto, proveniente de una fuente renovable. Esto le otorga una ventaja ante el PG convencional.

Se espera que la demanda de PG "bio-based" crezca sostenidamente para el período 2019-2029. Para el período 2018-2022 se proyecta una demanda en alza impulsada principalmente por la industria de los cosméticos (cerca de un 10% interanual), la industria automotriz (entre un 5% y 6%), la demanda creciente en la construcción para la zona Asia-Pacífico (cerca del 12% interanual) y por la creciente conciencia medioambiental de los consumidores que apuntan a adquirir productos de fuentes renovables.

Mundialmente el PG producido para el año 2017 fue estimado en 2.65 millones de toneladas, marcando un incremento de un 5,57% respecto al año 2016. Para el 2013 la capacidad productiva ocupada rondaba el 77% del total. Se ha proyectado un crecimiento interanual compuesto en la producción de un 4.5% para el período 2018-2025.

En América del Sur, Brasil es el único productor de propilenglicol con una capacidad productiva de 95.000t/año. Respecto al consumo, Brasil es el principal seguido de Argentina y Colombia. La variación del consumo de PG en la zona MERCOSUR más Chile ha seguido la misma suerte que la actividad industrial y comercial en la región; aumentando en los años prósperos y decayendo en las recesiones. Actualmente la capacidad productiva general de las industrias está baja y se espera que se incremente a medida que las economías recuperen su crecimiento.

En el ámbito nacional, actualmente no existen productores de PG y la demanda interna es saciada mediante importaciones. Estas importaciones provienen principalmente de Brasil. El análisis elaborado con datos de la Aduana Argentina registra que para el año 2019, el consumo aparente de PG fue de 9.185 toneladas registrando una baja cercana al 6,6% respecto al consumo aparente en el año 2018. Se encontró que el consumo aparente está vinculado a las variaciones en la actividad industrial argentina (medido con el índice EMI) con un 92% de correlación, dependiendo en forma directa (en gran medida) la cantidad consumida a las variaciones en la producción industrial.

El estudio realizado sobre la estimación futura del consumo aparente en el territorio argentino del propilenglicol arroja que para el período 2019-2029 se espera que la demanda

se mantenga entre las 4.456 t/año y las 14.236 t/año y que la misma sea muy dependiente del desempeño económico del sector industrial. Al no encontrar una tendencia clara, se deberá recurrir al promedio histórico de 9.900 t/año para proyectar la posible demanda futura insatisfecha a nivel nacional

El análisis del comportamiento del precio de este producto no fue concluyente respecto a la identificación de una tendencia confiable, pero en base al comportamiento histórico del precio entre los años 2004-2019 se encontró que el precio ha fluctuado entre los USD 1371,64 y USD 1620,44 por tonelada. La media para los años en los que el precio estuvo ubicado entre esos límites, fue de USD 1.514. Con este valor y luego de descontar un margen de seguridad, se estima el precio de venta del producto en USD 1.400 por tonelada para todo el período del proyecto.

Respecto al estudio del mercado de las materias primas principales que son necesarias adquirir para el proceso (Glicerol crudo e Hidrógeno) se concluyó que solo es necesario analizar el comportamiento del glicerol. El hidrógeno es posible adquirirlo a industrias que lo producen a partir del reformado de combustibles fósiles, dependiendo su mercado de los precios y disponibilidad de estos. También, se observó la oportunidad de que el hidrógeno sea obtenido in-situ mediante el reformado del glicerol.

El glicerol para utilizar en el proceso es refinado y será adquirido a alguna de las dos industrias que procesan el glicerol crudo procedente del proceso del biodiesel, donde constituye un subproducto de la obtención de este combustible. Se sabe que por cada 1 kg de biodiesel producido se tienen 0.105 kg de glicerol crudo. La disponibilidad de esta materia prima, por tanto, queda ligada a la producción nacional de biodiesel de forma proporcional. Así se concluyó que en el año 2019 se han producido 225.463,00 toneladas de glicerol crudo, del cual una fracción fue posteriormente refinada para alcanzar las 118,316,00 t/año. Las proyecciones sobre el glicerol disponible para el período 2019-2029 no es posible realizarlas, ya que están directamente vinculadas a la capacidad productiva instalada y la de proyectos a futuro que puedan ampliar la misma, y al momento de realizar este trabajo no se tienen noticias vinculadas a esto.

Respecto al precio del glicerol refinado, en el año 2019 alcanzó un promedio de 460,34 dólares por tonelada, comparados con los 1026.53 dólares por tonelada del año 2004 constituye una baja del 55.1% en el precio. Las proyecciones realizadas para el precio futuro, indicaron que se adapta a una tendencia del tipo logarítmica con un ajuste R cuadrado del 90,09%. Para el período 2019-2029 indicando que el precio posiblemente disminuya cerca de un 20.29% alcanzando los 360.33 dólares por tonelada para el año 2029. Esto arroja una media proyectada de USD 402,28 sin embargo, para facilitar los



cálculos en el estudio económico financiero y utilizando el criterio de prudencia, se definió el que el precio de compra del glicerol refinado será de USD 450 para todo el período de funcionamiento del proyecto.

Al comparar los precios del propilenglicol y del glicerol refinado definidos para el proyecto, se obtiene una relación de 3.11 en el cociente. Este dato es muy alentador, ya que implica la posibilidad de un amplio margen de rentabilidad del producto o la posibilidad de llegar al mercado con precios menores a los de la competencia.

Se realizaron, por tanto, análisis de los precios, consumos, disponibilidad de materias primas y otros factores relevantes del mercado mundial, regional y nacional. Los resultados son prometedores y plantean la posibilidad de llevar adelante esta empresa de forma rentable.

En conclusión, se puede estimar que llevar a cabo la instalación de una planta productora de propilenglicol en nuestro país, aprovechando el glicerol refinado obtenido por refinado del glicerol crudo proveniente de la industria del biodiesel constituye un proyecto prometedor.



# **CAPÍTULO 4**

## **LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DEL PROYECTO**

## 4. LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DEL PROYECTO

Para el futuro éxito de un proyecto industrial, tan importante como la elección del proceso lo es la elección de una ubicación adecuada. Para cumplir con este cometido, es necesario efectuar un amplio análisis. En primer lugar, se hará un estudio de macro localización que delimitará la zona donde deberá elegirse el terreno sobre el que se emplazará la instalación industrial. Posteriormente, se optará por una superficie puntual que reúna las características apropiadas mediante un análisis de micro localización.

### 4.1 Macro localización

Se delimitará el área geográfica donde el proyecto tendrá cierta interacción con el entorno involucrando factores geográficos, ambientales, sociales, económicos y de infraestructura. Por esto, la delimitación quedará ligada a buscar reunir las mejores condiciones existentes para el conjunto de estos factores.

El proyecto se llevará a cabo dentro del territorio de la República Argentina y se tomará como prioridad el aprovisionamiento de la materia prima que deberá ser confiable, estable, en cantidad suficiente y económicamente conveniente.

#### 4.1.1. Desarrollo de las alternativas

Para comenzar es preciso plantear cuales son los factores condicionantes a nivel general que permitirán reducir al mínimo el número de lugares posibles para la instalación de la planta. Así, se podrán establecer cuáles son las alternativas de entre las cuales se tendrá que optar para luego, valiéndose de una evaluación más específica, decidirse por una.

Como se citó en el estudio de mercado, la materia prima será el glicerol refinado y del total de productores de este compuesto localizados en el territorio argentino, solo dos cuentan con capacidad de producción lo suficientemente grande como para abastecer la planta de propilenglicol en proyecto. Estas son RNV y T6 OLEQUÍMICA. Dado que el presente proyecto se plantea como la incorporación de una nueva planta de procesos a efectuar en forma posterior a las etapas de refinado del glicerol, la localización quedará acotada a las inmediaciones de estos complejos industriales, logrando grandes ahorros de

inversión, en costos de operación, mantenimiento, servicios, etc. A continuación, se analizarán las características de cada una de estas industrias.

#### **4.1.2. RNV San Lorenzo**

Citando a la información brindada por la propia empresa:

*RNV es un joint venture formado en el año 2007 por Oleginosa Morno Hnos. S.A., perteneciente al Grupo Glencore, y Vicentn S.A.I.C. Opera bajo el concepto comercial de empresa de servicios de producción con contratos de fasón.<sup>5</sup>*

El contrato fasón o prestación de servicios de producción, corresponde a la manufactura efectuada a pedido de un tercero, el cual, tiene la propiedad de los insumos o los medios necesarios para la elaboración de un producto o trabajo. (RAE) El material procesado en esta industria es el poroto de soja del cual obtiene 6 productos principales: Harina de soja de alta proteína, pellets de cascara de soja, aceite de soja, lecitina de soja, biodiesel y glicerina cruda y refinada.

El complejo industrial de Rnv ubicado al Sur de la ciudad de San Lorenzo departamento San Lorenzo, Provincia de Santa Fé, República Argentina, cuenta con una planta para el neutralizado y refinado de aceite, otra para neutralizarlo únicamente para uso industrial, dos plantas de fabricación de biodiesel con capacidad de producción de 720 t/día cada una, totalizando 1440 t/día. Para el refino del glicerol crudo obtenido cuenta con dos plantas, una de 150 t/día y otra de 120 t/día obteniendo calidad USP.

##### **4.1.2.1. Factores Geográficos**

La localidad de San Lorenzo se ubica al sur de la provincia de Santa Fe, Argentina. Dista 23 km hacia el norte de la ciudad de Rosario; en la orilla occidental del río Paraná y 147 km de la capital provincial, la Ciudad de Santa Fe.

El acceso al complejo industrial se localiza sobre la Ruta Nacional N° 11 que une la ciudad de Rosario de Santa Fe hacia el norte con las provincias de Chaco y Formosa hasta la República del Paraguay. Linda al oeste con zona urbana y al este con el Río Paraná donde se encuentran la infraestructura correspondiente al Complejo Portuario San Lorenzo

---

<sup>5</sup> Fuente: página web corporativa <http://www.rnv.com.ar/compania.php>

– Puerto San Martín. Tanto al norte como al sur linda con otras industrias y acopios de cereales.



Figura 4-1 Ubicación Geográfica de la localidad de San Lorenzo.  
 Fuente: Elaboración propia.

La autopista Rosario – Santa Fe y la Ruta Nacional N° A012 se interconectan con la Ruta Nacional N° 11 a solo pocos metros del ingreso a las plantas, permitiendo La ubicación es estratégica ya que permite acceso al transporte por vías fluviales y el flujo de los fletes de materia prima desde diferentes puntos del país.



Figura 4-2 Distancias de San Lorenzo a los principales centros urbanos.  
 Fuente: (T6)

#### 4.1.2.2. Distancia a los mercados

Localizado sobre la ribera del río Paraná, el complejo industrial posee un puerto con infraestructura necesaria para la carga a granel en buques con flujos grandes de glicerina USP facilitando el flete de manufacturas hacia puertos extranjeros. Además, cuenta con instalaciones para carga a granel de glicerina en recipientes del tipo “isotank” y flexibag”. Otra alternativa disponible es el envasado en tambores de 200 l con una gran capacidad de flujo.

El Complejo Portuario San Lorenzo - Puerto San Martín, es un grupo de Terminales de Embarques y de muelles privados, para cereales/subproductos, aceites, combustibles, hidrocarburos, minerales, químicos y petroquímicos. El Complejo es el polo exportador más importante del país y a sus terminales llega la producción cerealera del centro, litoral y noroeste del país. A la actividad cerealera del complejo hay que agregarle la actividad en rubros de hidrocarburos y derivados, gas, químicos, petroquímicos y minerales.

#### **4.1.2.3. Factores institucionales**

Debido a que las instalaciones se hallan rodeadas por una zona urbana, todo proyecto industrial a establecerse en un contexto de este tipo es sensible a la existencia de regulaciones o restricciones impuestas desde el estado municipal que limiten la contaminación o incidencias que pueda tener el funcionamiento de una nueva planta industrial.

Según informa la Cámara de Comercio, Industria y Servicios de San Lorenzo y su zona, existe un “Programa de Monitoreo Continuo de la Calidad del Aire en el Cordón Industrial”. Consiste en una iniciativa público-privada enmarcada en la Resolución Ministerial 686/10, mediante la cual los dos sectores se comprometen a colaborar en la obtención y seguimiento de datos científicos sobre la calidad de aire de la zona del Cordón Industrial, abarcando las localidades de Puerto General San Martín, San Lorenzo, Fray Luis Beltrán, Capitán Bermúdez y Timbúes. El municipio de San Lorenzo publica informes periódicos de las condiciones ambientales generales en la zona.

Por otro lado, las instalaciones portuarias correspondientes, están bajo la regulación del municipio de San Lorenzo, existiendo además una delegación la AFIP. DGA (Administración Federal de Ingresos Públicos. Dirección general de Aduana).



#### **4.1.2.4. Factores Sociales**

No se espera que el proyecto tenga demasiado impacto social, ya que la mano de obra a emplear no será mucha por tratarse de procesos automatizados.

Respecto a la inversión, el impacto en mano de obra será solo temporal quedando liberada al finalizar al culminar las obras.

Si se considera la contribución al estado municipal en forma de tasas aplicadas por este órgano, este se verá incrementada en caso de que las nuevas manufacturas obtenidas en la planta conlleven a incrementar los ingresos brutos declarados.

En lo que refiere al contexto socioeconómico de la región, San Lorenzo es la ciudad cabecera del departamento homónimo y posee una población de aproximadamente 50.000 habitantes. Culturalmente tiene una importante riqueza, principalmente desde el punto de vista histórico, arqueológico y paleontológico, con numerosos museos y puntos de interés turístico. En lo que a educación se refiere, existen numerosas instituciones públicas y privadas que brindan enseñanza primaria y secundaria; no así la universitaria, donde se limita a un convenio con la Universidad Nacional de Rosario para la impartición de solo algunos cursos y tecnicaturas.

#### **4.1.2.5. Disponibilidad de materias primas**

La disponibilidad de materia prima, glicerol refinado, quedará por completo en dependencia del volumen de producción en las plantas de refinado y, por consiguiente, al volumen disponible de glicerol crudo proveniente de las plantas de biodiesel y el adquirido a otras industrias productoras del biocombustible. Rnv es uno de los dos mayores productores de glicerol refinado del país y por este motivo que se lo eligió como una de las dos alternativas de entre las cuales optar.

Otro punto clave a analizar, es que, según la información brindada por la Cooperativa de Trabajadores Portuarios Ltda. Puerto General San Martín, la zona es el polo aceitero exportador más grande del mundo. Además, es el principal complejo portuario para la carga de cereales del país, con una capacidad de carga estimada en las 400.000 t/año. (Telam A. , s.f.) Este volumen requiere de instalaciones para el almacenaje de los cereales y un flujo de camiones de gran magnitud facilitando el acceso a las materias primas.

El factor quizás más importante para destacar es la manera en que opera comercialmente Rnv. Al trabajar mediante contratos de locación de servicios de producción, el abastecimiento de glicerol crudo para las plantas de refinado no queda condicionado a



que las plantas de biodiesel se encuentren operando dentro del mismo complejo industrial, ya que la Rnv no solo refina el glicerol crudo obtenido en sus procesos, sino también, el proveniente de otras plantas de biodiesel. Para refinado cuenta con dos plantas, una de 150 t/día y otra de 120 t/día obteniendo calidad USP sumando aproximadamente 90.000 t/año.

Respecto a la disponibilidad de hidrógeno, existen dos empresas, Linde Argentina S.A. con sede en la localidad Puerto Gral. San Martín, vecina a la ciudad de San Lorenzo, Santa Fe. Otra es Praxair Argentina S.A. con una unidad comercial en la ciudad de Rosario, Santa Fe, también cercana a San Lorenzo. El aprovisionamiento se podrá realizar con camiones almacenando la carga en forma licuada que posteriormente se descarga y almacenan en tanques montados en las instalaciones de la planta. También es posible el suministro de hidrógeno en camiones con gas a alta presión para brindar flexibilidad en el rango de flujo y presión de suministro.

#### **4.1.2.6. Costo de los insumos**

Debido a que la planta se planea instalarla junto a la refinadora de glicerol, el costo del refinado será por consiguiente igual o inferior al precio FOB de venta abordado en el estudio de mercado. Esto constituiría una importante ventaja competitiva, ya que se anulan los costos de transporte y al aprovisionarse en forma directa de la materia prima, desaparecen las cargas impositivas por la compra de insumos.

Respecto al hidrógeno, la distancia que deberá recorrer el transporte, no serán significativas debido a la corta distancia a los proveedores (inferior a los 100 km). Esto reduce en forma significativa el costo de transporte. Para otros insumos que se adquieren volúmenes inferiores como catalizadores, el costo de transporte no tiene un peso preponderante.

La carga impositiva a insumos producidos en Argentina, así como los aranceles a insumos importados, no presentan una variación con la ubicación territorial de los consumidos a excepción de las cargas impuestas por los estados provinciales sobre los ingresos brutos declarados. Esto se abordará en el apartado sobre presión impositiva.

#### **4.1.2.7. Aprovisionamiento de Servicios.**

El municipio de San Lorenzo pone a disposición una infraestructura básica que incluye: drenaje pluvial, drenaje sanitario por sistema de cloacas, pavimentación y

señalización de calles, alumbrado público, espacios verdes, red de gas natural, red eléctrica, agua potable, red telefónica y fibra óptica para el acceso a internet. Además, dispone de un operativo de control y asistencia para las temporadas donde el tránsito de camiones que ingresan a la localidad con materia prima para descargar se incrementa significativamente (San Lorenzo y zona). Es de suma importancia la existencia del puerto y de vías férreas en la ciudad.

#### **4.1.2.8. Disponibilidad de mano de obra**

La región en la que se sitúa la ciudad de San Lorenzo incluye a la población del departamento homónimo que se aproxima a las 170.000 personas, y la del departamento Rosario que agrupa la aglomeración urbana de la ciudad de Rosario con aproximadamente 1.200.000 personas.

En lo que a formación técnica se refiere, como ya se mencionó con anterioridad, la ciudad de San Lorenzo no cuenta con unidades de formación técnica e ingenieril. Sin embargo, la ciudad de Rosario, aloja dos grandes instituciones de formación, la Facultad de Ciencias Exactas, Ingeniería y Agrimensura de la Universidad Nacional de Rosario y la Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional Rosario además de otras instituciones de menor envergadura. Ambas cuentan con carreras que capacitan a personas con las cualidades que podrían requerirse emplear en el proyecto en cuestión.

#### **4.1.2.9. Presión Impositiva**

El estado, en todos sus niveles, recauda de distintas formas. Los impuestos con más peso recaudados por el Estado Nacional, son el impuesto a las ganancias y el impuesto al valor agregado, este último es cobrado al comprador de la mercancía o reintegrada por la exportación. La única región beneficiada con exenciones impositivas para el fomento del desarrollo industrial es la provincia de Tierra del Fuego (Ley 19.640), por lo tanto, no hay incidencia territorial que otorgue ventajas para las alternativas seleccionadas en lo que a impuestos nacionales se refiere.

En el Informe de Carga Tributaria Provincial y Municipal que publica el Instituto Argentino de Análisis Fiscal, la provincia de Santa Fe promedia una alícuota del 3.64% del impuesto sobre ingresos brutos para empresas con planta asentada en esta provincia, pudiendo llegar hasta el máximo de 4.50% dependiendo del monto declarado de la empresa.

Respecto al estado municipal, los honorarios que percibe en concepto de tasas por servicios se encuentran reglamentados por las Ordenanzas N° 2879, Artículos 45°, 46° y 47°; y N° 3062, Artículo 48° de la misma. (Lorenzo, 2018)

#### **4.1.3. T6 OLEQUÍMICA**

Es como se designa al sector de industria oleoquímica de la firma T6 Industrial S.A. que partiendo del aceite crudo de soja que se obtiene de las plantas de Crushing de la misma empresa, se realiza la producción de aceite neutro, biodiesel, glicerina cruda y refinada. Esta entidad fue constituida por una sociedad entre las empresas Aceitera General Deheza (AGD) y BUNGE que junto a la firma Termal 6 S.A. también de su propiedad, conforman un complejo agroindustrial exportador que según manifiesta la empresa, es el “más importante de América Latina”.

Comenzó sus actividades en septiembre de 2007 con la puesta en funcionamiento de un primer módulo de pre tratamiento del aceite de soja y producción de biodiesel. En el 2009 comenzó a operar la planta de Glicerina Refinada produciendo calidad grado USP y posteriormente en el año 2011, se agregaron segundos módulos que ampliaron la producción a 2.000 t/día en el pre tratamiento y 1.500 t/día de biodiesel.

En su conjunto, el complejo industrial realiza actividades de recepción, almacenamiento, industrialización y embarque, integrando todas las etapas en un mismo lugar.

De acuerdo con la información brindada por la empresa, posee una capacidad de molienda de granos de soja mayor a 20.000 toneladas diarias para la producción de aceite crudo, harina proteica y pellets de cáscara. La planta refinadora de glicerina cuenta con una capacidad de 120 t/día o 40.000 t/año.

El complejo industrial T6 se localiza en la zona costera al Río Paraná cercano a la localidad de Timbúes, Departamento San Lorenzo. A unos 25 km aproximadamente al Norte de la planta de Rnv.

##### **4.1.3.1. Factores Geográficos**

La distancia que separa T6 de Rnv es corta para los efectos de este análisis y puede considerarse como equivalente el análisis realizado anteriormente con la localización de Rnv.

La planta se encuentra alejada unos 4 km de la zona urbana más cercana (en Timbúes) y el acceso al complejo industrial se realiza a través de caminos ripiados o pavimentados que unen la Ruta Nacional N° 11 con el acceso a las instalaciones de descarga del complejo industrial atravesando unos pocos kilómetros de zona rural.

#### 4.1.3.2. Distancia a los mercados

Una particularidad que destaca a este complejo industrial es que cuenta con vías férreas para la recepción de materia prima proveniente de las regiones productivas del interior del país. La red ferroviaria fue adjudicada en concesión por 30 años en 1992 por parte del Estado Nacional a la empresa Nuevo Central Argentino (NCA) propiedad de AGD. El ramal concesionado a NCA, totaliza unos 4.511 Km, pertenece a la antigua línea General Mitre de cargas y es un actor muy importante en el transporte de la producción de oleaginosas por tren la que pasó a ser controlada por AGD.



Figura 4-3 Red ferroviaria del NCA.  
 Fuente: (NCA)

La infraestructura portuaria sobre el Río Paraná integra el Complejo Portuario San Lorenzo – Puerto San Martín y permite la carga y descarga de barcazas para el transporte

de cereales, aceite, biodiesel y glicerol. En su totalidad, la capacidad de descarga declarada por la gerencia del puerto de T6 es de: Camiones: 40.000 t/día, Vagones 26.000 t/día, barcasas 14.000 t/día. Para despacho y embarque cuenta con 3 muelles y 3 plataformas de carga. La capacidad de embarque se aproxima a los 13 millones de toneladas anuales.

En lo que respecta a los factores institucionales, sociales, disponibilidad de mano de obra y presión impositiva, como consecuencia de la cercanía geográfica de las dos plantas, aplica lo mencionado con anterioridad respecto a Rnv. Con la excepción de que al encontrarse ubicada en una zona rural aledaña a la comuna de Timbúes, las regulaciones locales a las que está sometido el complejo T6 son menores.

#### **4.1.3.3. Disponibilidad de materia prima**

Como ya se planteó con anterioridad, la disponibilidad de glicerol refinado depende del volumen producido en las plantas de refinado. En el caso de T6, el glicerol crudo procesado proviene de las plantas de biodiesel allí instaladas y por la información brindada por la empresa, en aquellas oportunidades donde se detuvo la producción de biodiesel, también lo hizo la planta refinadora de glicerol por cortarse el suministro del crudo.

La capacidad de producción de glicerol refinado de T6 Olequímica se estima en 120 t/día o 40.000 t/año.

Terminal 6 cuenta con una ventaja competitiva que es el contar con un transporte ferroviario propiedad de una de las empresas socias. Esto, permite un suministro más seguro de soja para la cadena de procesos industriales, sin tener que depender únicamente del abastecimiento por camiones o barcasas. La estratégica ubicación de Terminal 6 le confiere iguales condiciones que a Rnv respecto al acceso de las oleaginosas que llegan a la zona en camiones, con la excepción, de que, al no estar rodeada de una zona urbana, los camiones pueden acceder más fácilmente al sector de descarga.

En lo que a la disponibilidad de otros insumos se refiere, la situación no cambia demasiado respecto a Rnv presentando circunstancias prácticamente equivalentes a las mencionadas en el análisis realizado para esta empresa.

#### **4.1.3.4. Costo de los Insumos**

Quizás la única diferencia respecto a lo mencionado para Rnv, sea la estructura vertical de negocios que posee AGD y BUNGE. Al integrar la propiedad de varios acopios de

granos, la concesión de un ferrocarril y la industrialización posterior, la composición de los costos es diferente. Si bien se desconoce con exactitud cuáles son estos costos, es posible citar un informe publicado por el Centro de Estudios Económicos de la Bolsa de Comercio de Rosario, que calcula que el uso de ferrocarril mejoraría hasta un 19% el precio de la soja. (Telam, s.f.).

#### 4.1.3.5. Aprovechamiento de servicios.

Al estar alejado de la zona urbana, la infraestructura que rodea a la planta es escasa. Solo se cuenta con una de las vías de acceso pavimentadas, siendo las demás calles ripiadas. El provechamiento de servicios urbanos no existe, por lo que debe valerse por sí misma para el alumbrado de las vías de acceso, la señalización, el control del tráfico en los accesos, el mantenimiento de malezas, la disposición de residuos no industriales, el provechamiento de agua potable y drenajes pluviales.

Otros factores a considerar pueden ser: atmósfera sindical, clima social, costo de vida, políticas de promoción, perspectiva de crecimiento y presencia de servicios complementarios (Restaurantes, Hoteles, Comercios, Entre Otros). Debido a la gran cercanía entre las dos alternativas estudiadas, y a la similitud de las operaciones y actividades económicas realizadas ambas, no se encuentran diferencias sustanciales en estos aspectos y no se considera necesario analizarlos con más detalle.

#### 4.1.4. Selección de la macro localización

Se expresa en un cuadro en forma simplificada los datos desarrollados en el análisis de cada uno de los factores. Se marcan con diferentes intensidades del color verde según donde exista ventaja, a más oscuro el tono de verde, mayor la ventaja y viceversa.

Tabla 4-21 Cuadro de comparación por factores entre Rnv y T6.

FACTOR	RNV	T6 OLEQUÍMICA
Disponibilidad de Materia Prima	Capacidad de producción de glicerol refinado 90,000 t/año	Capacidad de producción de glicerol refinado 40,000 t/año

<b>Factores Geográficos</b>	~25 km de la ciudad de Rosario. Sobre Ruta Nacional N°11	~50 km de la ciudad de Rosario. A ~4 km del acceso por Ruta Nacional N°11
<b>Distancia a los Mercados</b>	Acceso a muelle, carga y descarga de camiones y vagones	Acceso a muelle, carga y descarga de camiones y vagones de vía férrea concesionada por NCA
<b>Factores Institucionales</b>	Mayores controles por estar rodeado emplazado en zona urbana	Alejado unos 4 km de la zona urbana
<b>Factores sociales</b>	Rodeado de zona urbana, posibilidad de conflicto con los habitantes	Alejado de zona urbana
<b>Costo de los insumos</b>	Mayor cercanía a las rutas y a proveedores de otros insumos. Mayor volumen de producción ventaja por economía de escala.	El transporte por vías férreas otorga ventaja en costos al igual que la integración vertical de las empresas socias.
<b>Aprovisionamiento de Servicios</b>	Acceso a los servicios públicos de la ciudad de San Lorenzo	Accesos pavimentados o ripiados, energía eléctrica.
<b>Disponibilidad de Mano de Obra</b>	Igualdad de condiciones	
<b>Presión Impositiva</b>	Igualdad de condiciones	

Fuente: Elaboración propia.

Para poder tomar una decisión de entre las dos alternativas propuestas se utiliza el método de ponderación de factores. Así, se aplica a cada uno de los factores antes desarrollados una puntuación en una escala de entre 1 y 5 asignándole un peso cualitativo. A cada una de las alternativas se le asigna un puntaje de entre 1 y 10 correspondientes a valores para cada uno de los factores. Luego se multiplica el peso asignado al factor de por el puntaje asignado a la alternativa para obtener una ponderación parcial que finalmente se suman para dar una puntuación total. La alternativa con mayor puntuación será la designada como apropiada según este método.



Tabla 4-22 Método de las ponderaciones.

FACTOR	PESO DEL FACTOR	RNV	PONDERACIÓN	T6 OLEQUÍMICA	SUBTOTALES
Disponibilidad de Materia Prima	5,00	<b>10,00</b>	50,00	<b>6,00</b>	30,00
Factores Geográficos	3,00	<b>6,00</b>	18,00	<b>9,00</b>	27,00
Distancia a los Mercados	4,00	<b>8,00</b>	32,00	<b>10,00</b>	40,00
Factores Institucionales	2,00	<b>7,00</b>	14,00	<b>8,00</b>	16,00
Factores sociales	2,00	<b>6,00</b>	12,00	<b>6,00</b>	12,00
Costo de los insumos	5,00	<b>7,00</b>	35,00	<b>7,00</b>	35,00
Aprovisionamiento de Servicios	3,00	<b>9,00</b>	27,00	<b>7,00</b>	21,00
Disponibilidad de Mano de Obra	5,00	<b>9,00</b>	45,00	<b>9,00</b>	45,00
Presión Impositiva	4,00	<b>5,00</b>	20,00	<b>5,00</b>	20,00
		<b>TOTAL RNV</b>	<b>253,00</b>	<b>TOTAL T6 OLEQUIMICA</b>	<b>246,00</b>

Fuente: Elaboración propia.

En base a esta evaluación, puede notarse que la diferencia entre ambas alternativas no es significativa desde un punto de vista general, sin embargo, la diferencia en entre las capacidades de producción es un factor preponderante que incide de manera decisiva en la elección y por eso es que RNV es la mejor.

## 4.2. Micro Localización

Una vez delimitada la zona en macro correspondiente al complejo industrial de RNV, deberá elegirse dentro de esta área el punto donde se debería instalarse la planta para lo cual, se selecciona de entre los terrenos disponibles aquel que reúna las características requeridas.

Resulta necesario brindar argumentos suficientes para decidir si la localización de la planta deberá estar integrada dentro del predio del complejo industrial de Rnv conformando una nueva unidad de procesos. La alternativa es concebir al proyecto en forma independiente, sin integración a la planta de Rnv, que deberá montarse en algún lote cercano disponible, destinado a la construcción de una planta de propilenglicol; manteniendo así solo un vínculo comercial con Rnv como proveedor del glicerol refinado. También es posible optar por alguna opción intermedia, donde la planta de PG se mantenga integrada, pero que se sitúe en algún terreno lindante.

Los factores que se analizan son los siguientes:

#### **4.2.1. Inversión inicial.**

Una menor inversión inicial incrementa la rentabilidad del proyecto, por eso es importante analizar los beneficios de integrar la planta de PG en un complejo industrial existente.

##### **4.2.1.1. Terreno a utilizar**

La adquisición de un nuevo terreno para la instalación de la planta implicaría una inversión que no sería necesaria si esta se decidiera montar dentro del complejo industrial de Rnv.

##### **4.2.1.2. Obras Civiles**

El aprovechamiento de la infraestructura ya existente en el complejo industrial implicaría un importante ahorro en el desembolso inicial de dinero. La envergadura de las obras civiles a realizar sería muy superior si la planta no fuese integrada.

##### **4.2.1.3. Sistema de servicios auxiliares**

Al erigir una planta que operará en forma integrada a una industria ya existente, las posibilidades de aprovechar los equipos de servicios auxiliares existentes implican que solo se deberá invertir en ampliar la red de conexiones y en caso de que los equipos no cuenten con una capacidad suficiente, realizar el montaje de nuevos equipos complementarios.

##### **4.2.1.4. Infraestructura para carga y descarga**

Mediante una planta integrada es posible el aprovechamiento de la infraestructura ya existente para el pesaje, la carga y descarga de camiones, vagones ferroviarios y transportes fluviales. Este es otro costo que sería evitado en la inversión inicial.

##### **4.2.1.5. Normativas, regulaciones y organismos de control**

Ajustar las instalaciones y la operación de la planta a las normativas vigentes en lugar donde se instalará la planta resulta más sencilla si se lo hace en un sitio ya habilitado como establecimiento industrial; puede solicitarse la asistencia de equipos de profesionales que ya vienen realizando esta tarea en el complejo industrial, ahorrando tiempo y reduciendo costos. Las regulaciones que efectúan los organismos de control requieren de inspecciones y de una burocracia que muchas veces resulta ser un impedimento para el éxito del proyecto, sumado a que, si la planta debiera ser instalada en una zona urbanizada, podría encontrarse con descontento y rechazo por parte de los habitantes del área. Estas se facilitarían notablemente si la planta de PG se instala en la zona aledaña a una industria ya existente y habilitada para funcionar como tal.

#### **4.2.1.6. Tratamiento de efluentes**

Efectuando las reformas pertinentes al sistema de tratamiento de efluentes ya existente para adaptar la capacidad y las condiciones a los nuevos residuos, sería posible hacer uso de los recursos ya disponibles para lograr la correcta disposición final de desechos minimizando la inversión necesaria en este aspecto.

#### **4.2.1.7. Aprovechamiento de energía eléctrica, agua y servicios públicos**

Los costos de una nueva acometida de energía eléctrica y conexiones con otros servicios suministrados desde el exterior serían reducidos en forma significativa, reduciendo además el tiempo necesario para poder disponer de los mismos. Se aminora también la envergadura de las líneas de servicios a montar en el interior del establecimiento, pudiendo hacer uso de las ya existentes.

#### **4.2.1.8. Acceso a financiación**

La facilidad para poder financiar un nuevo proyecto es mayor para una empresa que ya está operando, pudiendo contar con mayor respaldo para reducir el riesgo crediticio, beneficiarse con menores tasas de interés o incluso poder lanzar al mercado instrumentos financieros para reunir el capital requerido.

#### **4.2.1.9. Control de calidad**

La necesidad costear el montaje de un laboratorio para el análisis de calidad de la materia prima y productos sería salvada mediante la adaptación de un centro de control ya existente. Bastaría con incorporar nuevos instrumentos de análisis o adaptar los existentes para los nuevos procedimientos de control y compuestos a analizar.

#### **4.2.2. Operación**

Al montar la planta dentro de un complejo industrial existente también se puede sacar provecho a la estructura existente desde el punto de vista operativo.

##### **4.2.2.1. Personal empleado**

La cantidad de personal a contratar sería mayor si el proyecto se llevara a cabo como una planta independiente. Esto se debe a que, si la planta se integrara al establecimiento industrial de Rnv, bastaría con unas pocas personas como consecuencia de que se utilizaría el personal ya empleado en el complejo industrial. Se evitaría la necesidad de contratar personas en especial para aquellas tareas en áreas no relacionadas en forma directa a la producción, como lo es la administración, seguridad y portería, mantenimiento, control de calidad, operarios de servicios auxiliares, etc.

##### **4.2.2.2. Movimientos de materiales**

Al instalar una planta dentro del mismo predio donde se produce la materia prima a utilizar, permite que el glicerol refinado se inmediatamente incorporado al nuevo proceso sin requerir demasiado espacio de almacenaje ni transporte a ubicaciones remotas. Este no es el caso si la planta se ubica en aislada, incrementando los costos de transporte o de inversión si se realiza por medio de tuberías.

##### **4.2.2.3. Manejo de la calidad de la materia prima**

El aprovisionamiento de volúmenes constantes de materia prima y una calidad adaptada a las características del proceso es más fácil de lograr cuando dos plantas están vinculadas. Si la materia prima se adquiere a establecimientos externos, requiere efectuar controles periódicos a los lotes para garantizar la estabilidad en la producción; al ser una planta anexa la proveedora, estos procedimientos analíticos requeridos para el control de calidad serán realizados por el mismo laboratorio del complejo industrial, permitiendo aplicar mayor rigurosidad a los procesos en lograr calidad requerida.

#### **4.2.2.4. Integración energética**

Al estar la planta vinculada a otras, brinda la posibilidad de alcanzar un mayor aprovechamiento energético.

#### **4.2.3. Composición impositiva y costos**

##### **4.2.3.1. Costo de la materia prima**

En caso en el que una misma firma sea la que produce la materia prima, reduce los costos. Si la planta de PG se instalara como un proyecto independiente, el costo a pagar por el glicerol refinado sería el precio de mercado que este tiene. Por el contrario, en una planta integrada, el costo de producción del refinado será el que tendrá la planta de PG.

##### **4.2.3.2. Flexibilidad ante cambios de precios en el mercado**

Las variaciones de precios en los mercados condicionan la rentabilidad de la producción. Para el caso de la glicerina, en un escenario hipotético en el que baje el precio de este bien y el del PG se mantenga constante o crezca, la nueva planta en proyecto permitiría destinar el refinado producido a la obtención de propilenglicol, evitando tener que resignar márgenes de ganancia.

##### **4.2.3.3. Tratamiento impositivo**

En la actualidad, el estado nacional brinda una reducción del impuesto a las ganancias reinvertidas, incentivando a las empresas a invertir.

#### **4.2.4. Disponibilidad de espacio físico**

Solo será posible montar la planta de propilenglicol en las cercanías del predio de Rnv, si este cuenta con suficiente espacio aledaño al predio. Como se observa, la planta de Rnv se encuentra dentro del complejo Vicentn, formado además de Rnv por la planta de Vicentn S.A.I.C; de forma lindante se encuentra la playa de camiones concesionada al complejo, este cuenta con suficiente espacio disponible para la instalación de la planta de PG.

Un análisis más detallado, muestra que la mejor posición en la playa de estacionamiento de camiones para la instalación de la planta se encuentra en la posición colindante norte, debido a que se posicionaría de forma directa a la a la planta, y se puede construir una cañería hacia la planta para el aprovisionamiento del glicerol.

#### **4.3. Conclusión**

Se escoge la planta de RNV, sobre la de T6 OLEQUIMICA para anexionar el proceso de obtención de propilenglicol debido a su disponibilidad cercana de espacio físico para la instalación de la misma, su capacidad de aprovisionamiento de materia prima, y en caso de necesitarlo la provisión de servicios auxiliares; los cuales son factores importantes para la reducción de costos en el proyecto.

El área disponible en la Playa brinda un espacio muy atractivo debido su cercanía y fácil acceso desde la planta de Rnv; lo que permite reducir costos en cañerías de productos, también permitirá el procesamiento de los efluentes líquidos en la planta de tratamientos ya existentes si se lo requiere. Otro beneficio que brindaría este espacio es la utilización de la playa de carga y descarga para la recepción de materias primas y despachos de productos.



# **CAPÍTULO 5**

## **DETERMINACIÓN DEL TAMAÑO ÓPTIMO DE LA PLANTA**

## 5. DETERMINACIÓN DEL TAMAÑO ÓPTIMO DE LA PLANTA

### 5.1. Enunciación y análisis de factores influyentes en la capacidad

El estudio del tamaño de un proyecto es fundamental para determinar el monto de las inversiones y el nivel de operación. Esto permite cuantificar los costos de funcionamiento y los ingresos proyectados. El tamaño óptimo de un proyecto se refiere a su capacidad instalada, la cual se expresa en unidades de producción por año. Se considera óptimo cuando opera con los menores costos totales o la máxima rentabilidad económica. Determinar el tamaño de un proyecto es una tarea delimitada por las relaciones recíprocas que existen entre el tamaño, la demanda, la disponibilidad de las materias primas, la tecnología, los equipos y el financiamiento. Todos estos factores contribuyen a simplificar los procesos de aproximaciones sucesivas, y las alternativas de tamaño entre las cuales se puede escoger se reducen a medida que se examinan los factores condicionantes mencionados. (Baca Urbina, 2010) A continuación se describen los factores que inciden en este proyecto.

#### 5.1.1. Demanda del producto

La demanda es uno de los factores más importantes para condicionar el tamaño de un proyecto. El tamaño propuesto sólo puede aceptarse en caso de que la demanda sea claramente superior. Si el tamaño propuesto fuera igual a la demanda, no sería apropiado llevar a cabo la instalación, puesto que sería muy riesgoso. Cuando la demanda es superior en forma contundente al tamaño propuesto, éste debe ser tal que sólo cubra un bajo porcentaje de la primera, donde es recomendable que no supere el 10%, siempre y cuando haya mercado libre (Baca Urbina, 2010). Para el proyecto planteado se analiza la demanda proyectada obtenida de los datos analizados en el Capítulo 3.

En la Tabla 5-1 se muestra la demanda futura a satisfacer del mercado mundial y la del mercado nacional argentino, la cual, al mostrar un comportamiento errático en la serie de consumo aparente, se optó por estimarla como el promedio de los valores anuales de esta serie (Ver Capítulo III Estudio de Mercado).



Tabla 5-1 Proyección de la demanda de PG Argentina y mundial a satisfacer.

Año	Demanda Mundial proyectada de PG (t/año)	Demanda Proyectada de PG para Argentina (t/año)
2020	3.046.000	9.900
2021	3.170.300	9.900
2022	3.294.600	9.900
2023	3.418.900	9.900
2024	3.543.200	9.900
2025	3.667.500	9.900
2026	3.791.800	9.900
2027	3.916.100	9.900
2028	4.040.400	9.900
2029	4.164.700	9.900

Fuente: Elaboración propia (Ver Capítulo III).

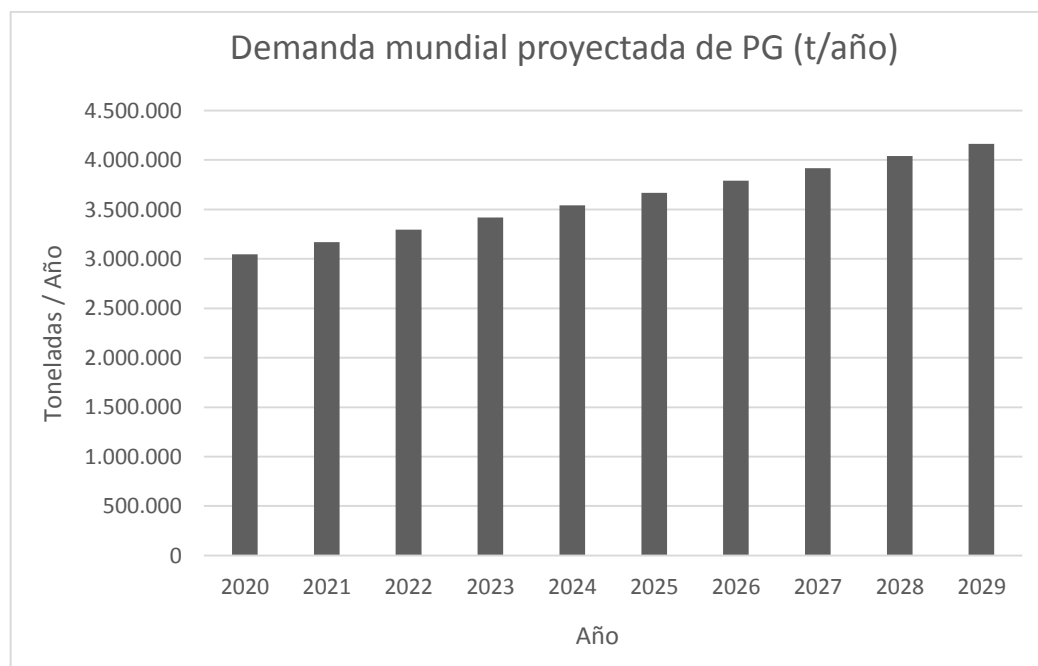


Gráfico 5-1: Representación de los datos expresados en Tabla 5-1

Fuente: Elaboración propia.

Al no poder encontrar una demanda creciente del producto en el tiempo en el mercado argentino, para abastecer este mercado basta con implementar una planta de capacidad constante (Chaín, 2011).

Es importante analizar cuál sería el comportamiento del mercado local ante el ingreso de un nuevo oferente. Se sabe que consumo actual se corresponde con las cantidades demandadas que han sido satisfechas, y este equilibrio es correspondido por el precio al que se realiza en intercambio del bien en estudio. Por otro lado, el consumo aparente local representa apenas el 0.3% del mercado mundial, con tendencia decreciente en el tiempo, siendo entonces un mercado muy pequeño y fácil de saturar.

Dicho esto, se hace necesario analizar cuál sería el impacto que tendría el proyecto en el mercado internacional.

### **5.1.2. Disponibilidad de materia prima**

El abasto suficiente en cantidad y calidad de materias primas es un aspecto vital en el desarrollo de un proyecto. En cuanto a la producción de propilenglicol, como se analizó en el Capítulo 3, la disponibilidad de glicerol refinado está condicionada por la capacidad máxima de producción de RNV y T6. Como se planteó en el Capítulo IV, la posibilidad de integrar la producción de propilenglicol al tren de proceso de purificación de glicerina de RNV es atractiva; debido a que este complejo posee dos plantas de refinación de glicerina, una con una capacidad de 150 t/día y la otra de 120 t/día. En base a esto, sería apropiado optar por la capacidad de la nueva planta en función de aquella a la cual se le acople este proceso para producir propilenglicol.

Basándose en la selección del proceso (realizada en el Capítulo 6) y la patente de Davy Process Technology Ltd (TUCK & TILLEY, 2008); donde obtiene un rendimiento porcentual final aproximado de conversión de glicerol a propilenglicol de 79%, se puede estimar la producción de propilenglicol que se podría alcanzar con las plantas de refinación de glicerina USP existentes en RNV.

En la se representa la producción de propilenglicol que se obtendría en cada planta si se realiza la modificación técnica correspondiente.

Tabla 5-2 Estimación de la producción de PG con las plantas de glicerina USP que posee RNV.

	PLANTA 1	PLANTA 2
<b>Producción diaria de Glicerina USP (t/día)</b>	120	150
<b>Producción anual estimada de Glicerol (t/año)*</b>	40.200	50.250
<b>Producción diaria estimada de PG (t/día)</b>	94,8	118,5
<b>Producción anual estimada de PG (t/año)*</b>	32.706	40.883

Fuente: (RNV S.A., 2016).

Los resultados que muestran la Tabla 5-2 indican que es posible producir anualmente una cantidad de PG que representa más de 4 veces el consumo aparente medio estimado para el mercado argentino. Esta situación permite poner foco en el mercado internacional, ya que no justifica diseñar una planta solo para abastecer el pequeño mercado local. Resulta sumamente atractiva la posibilidad de aprovechar toda la materia prima que sea posible disponer, para producir a una escala que permita acceder al mercado internacional (el cual es más grande y estable), que podría resultar en un beneficio superior esperado de la inversión.

## 5.1 Proyección de la producción calculada

Se considerará entonces como mercado objetivo, el internacional, dejando en un segundo plano el argentino.

Para poder iniciar este análisis, se considera a la proyección de la producción de propilenglicol, como una situación dinámica en el tiempo. Para ello se puede observar que la demanda mundial crece año tras año (Ver página 34), por lo que la producción podría hacerlo al mismo ritmo. Al existir este comportamiento en el crecimiento, no existe un tamaño óptimo de planta, sino una estrategia óptima de ampliación que puede definirse con anticipación. (Chain, 1991)

Al proyectar la demanda mundial esperada, se puede disponer de un cuadro anual de demandas normalmente crecientes.

Se calcula entonces el número de periodos (en años) en que se desarrolla el mercado desde que se inicia la producción. La demanda que se observa en el periodo en que el mercado llega a su desarrollo óptimo, corresponde al tamaño óptimo.

$$\frac{1}{R^n} = 1 - 2 \left[ \frac{1 - \alpha}{\alpha} \right] \left[ \frac{R - 1}{R + 1} \right]^{N-n}$$

**Expresión 5-1**

Dónde:

R = Desarrollo porcentual de la demanda

$\alpha$  = Exponente de factor de escala

N = Vida útil del equipo

n = Periodo optimo

El desarrollo porcentual de la demanda (R) es una función de la tasa de crecimiento estimado del mercado (r), que se puede expresar de la siguiente forma:

$$R = (1 + r)$$

Una vez calculado el “n” optimo, se incorpora a la formula siguiente para determinar el tamaño óptimo del proyecto:

$$D_n = D_0(1 + r)^n$$

Dónde:

$D_0$  = Magnitud del mercado actual

$D_n$  = Tamaño optimo

Para estimar el valor de “r”, se emplearon los datos de la demanda mundial proyectada de PG que se muestran en la considerada la base de cálculo para la capacidad de la planta. El factor de escala,  $\alpha$ , tiene un valor de 0,65 de acuerdo a la lista que publicada por las Naciones Unidas en el boletín N°20 “Industrialización y Productividad”. La vida útil de los equipos, “N”, se estima en diez años por convención, que por otra parte coincide con los años analizados en el presente proyecto. Se toma como demanda a cubrir aproximadamente el 1% del comercio mundial actual (29.000 t/año). En la Tabla 4-3 se muestran los resultados obtenidos de la aplicación de las ecuaciones enunciadas.

Tabla 5-3 Resultado para el análisis de un proyecto con demanda creciente.

<b>r (tasa de crecimiento anual estimada)</b>	0,037
<b>R (desarrollo porcentual de la demanda)</b>	1,037
<b><math>\alpha</math> (factor de escala)</b>	0,65
<b>N (vida útil del equipo, en años)</b>	10
<b>n (periodo óptimo, en años)</b>	8,7
<b>D<sub>0</sub> (magnitud del mercado actual, en t/año)</b>	29.000
<b>D<sub>n</sub> (tamaño óptimo, en tn/año)</b>	39.590

Fuente: Elaboración propia.

Al comparar el resultado obtenido con la Tabla 5-2 puede verse que coincide (aproximadamente) con la capacidad de producción anual actual de la planta N° 2 de Rnv, habilitando la posibilidad de que se utilice la completa producción de glicerol refinado de esta planta para abastecer a la de propilenglicol a instalar.

## 5.2. Incidencia del nuevo proyecto en el mercado.

Para analizar el posible impacto que tendría la producción esperada del proyecto en relación con la demanda mundial, es posible establecer una relación porcentual entre ambos.

Tabla 5-4 Relación entre la demanda mundial esperada de PG y la producción esperada del proyecto.

<b>Año</b>	<b>Demanda Mundial proyectada de PG (t/año)</b>	<b>Producción Esperada (t/año)</b>	<b>(Producción)/(Demanda mundial por mil)</b>
<b>2020</b>	3.046.000	39.590	13,00
<b>2021</b>	3.170.300	39.590	12,49
<b>2022</b>	3.294.600	39.590	12,02
<b>2023</b>	3.418.900	39.590	11,58
<b>2024</b>	3.543.200	39.590	11,17
<b>2025</b>	3.667.500	39.590	10,79
<b>2026</b>	3.791.800	39.590	10,44
<b>2027</b>	3.916.100	39.590	10,11
<b>2028</b>	4.040.400	39.590	9,80
<b>2029</b>	4.164.700	39.590	9,51

Fuente: Elaboración propia.

En la Tabla 5-4 se expresa la relación entre la producción que se espera tendrá la planta una vez en funcionamiento con la demanda mundial que espera exista para el propilenglicol durante los primeros 10 años de

vida del proyecto. Como puede visualizarse en la cuarta columna, la producción esperada representa el 13 por mil de la demanda mundial al inicio del proyecto, lo que equivale al 1.3%, y al fin del período de 10 años, equivale al 9,51 por mil. El Gráfico 5-2 representa en forma de barras la relación entre la demanda mundial (barras azules) y la producción esperada (en anaranjado) la que es de una magnitud muy inferior. La evolución de la razón porcentual calculada en la cuarta columna de la tabla Tabla 5-4 es representada en el Gráfico 5-2 y se ve como disminuye el impacto de la producción esperada en la demanda esperada a lo largo de los años.

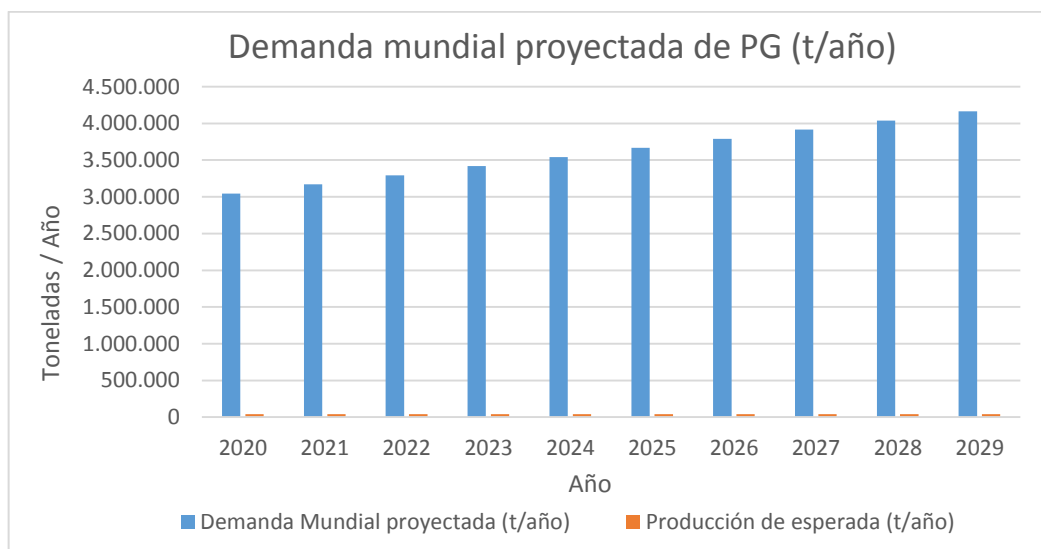


Gráfico 5-2 Representación de los datos expresados en Tabla 5-4. Columnas 2 y 3.  
 Fuente: Elaboración propia.



Gráfico 5-3: Representación de los datos expresados en la Tabla 5-4 Columna 4.

Fuente: Elaboración propia.

En lo que respecta al mercado doméstico, el tamaño de la planta estimado es 4 veces el consumo aparente promedio proyectado para los próximos 10 años, por lo que carece de sentido evaluar el impacto, ya que no se espera que influya en forma considerable en el nivel de producción.

### 5.3. Conclusiones

Como consecuencia del reducido tamaño del mercado local de propilenglicol en relación al comercio mundial de esta mercancía, y a la gran disponibilidad de glicerol refinado, se ha optado entonces por dimensionar la producción con el objetivo de abastecer el mercado internacional. En este sentido, el criterio optado para definir el tamaño es abastecer aproximadamente el 1% de la demanda mundial esperada para el período 2020-2029.

Con este criterio, se estimó que la capacidad óptima de la planta debería ser de 39.590 toneladas anuales, requiriéndose para este fin el abastecimiento de aproximadamente 50.200 toneladas anuales de glicerol refinado, siendo este volumen el equivalente al producido anualmente por la planta N°2 actualmente en funciones de la refinería de Rnv.

Finalmente, se puede concluir que la instalación de una planta de producción de propilenglicol usando como materia prima la producción de glicerol refinado de la planta número dos es la opción adoptada. De esta manera, la producción anual que se obtendría



(39.590 t/año) se aproxima al 1% de la demanda mundial proyectada, la cual es la que se desea cubrir durante un período de 10 años. Se opta entonces por dimensionar el proyecto para estos valores.





# **CAPÍTULO 6**

## **DESCRIPCIÓN Y**

## **SELECCIÓN DE**

## **PROCESO**

## 6. DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DEL PROCESO

La primera descripción reportada acerca del propilenglicol se remonta a 1859, realizada por Wurtz, pero a escala industrial la producción por síntesis a partir de óxido de propileno y agua empezó en la década de los años 1930s. (Sullivan, 2005). En la actualidad este proceso se mantiene en vigencia; sin embargo, investigaciones surgidas en las primeras décadas del siglo XXI han permitido que la hidrogenolisis catalítica del glicerol se constituya como una novedosa alternativa para la obtención de este compuesto.

### 6.1 Hidrolisis de Oxido de Propileno (Proceso convencional)

El óxido de propileno (OP) puede obtenerse a partir del propileno, pero industrialmente, el proceso no se efectúa por oxidación directa del propileno con aire u oxígeno debido a la baja selectividad de esta vía, ya que el metilo en posición alílica resulta fácilmente oxidable. Por esta razón es que su fabricación se efectúa o bien por la antigua vía de la clorhidrina (donde el propileno reacciona con el ácido hipocloroso con la deshidrocloración posterior de las propilenclorhidrinas) o bien mediante oxidación indirecta utilizando peróxidos orgánicos (hidroperóxidos o perácidos).

El único proceso aplicado (a excepción del que utiliza al glicerol como materia prima) para la manufactura del propilenglicol (PG) es la hidrólisis directa del OP con agua. Así, se forma dipropilenglicol y tripropilenglicol por la adición secuencial del óxido de propileno a la molécula de PG. Estos tres productos son obtenidos en simultáneo y separados por destilación. (Sullivan, 2005)

El óxido de propileno y el agua son combinados en una etapa inicial en una relación molar de 1:15, una temperatura de 125 °C y presión de aproximadamente 2 MPa.

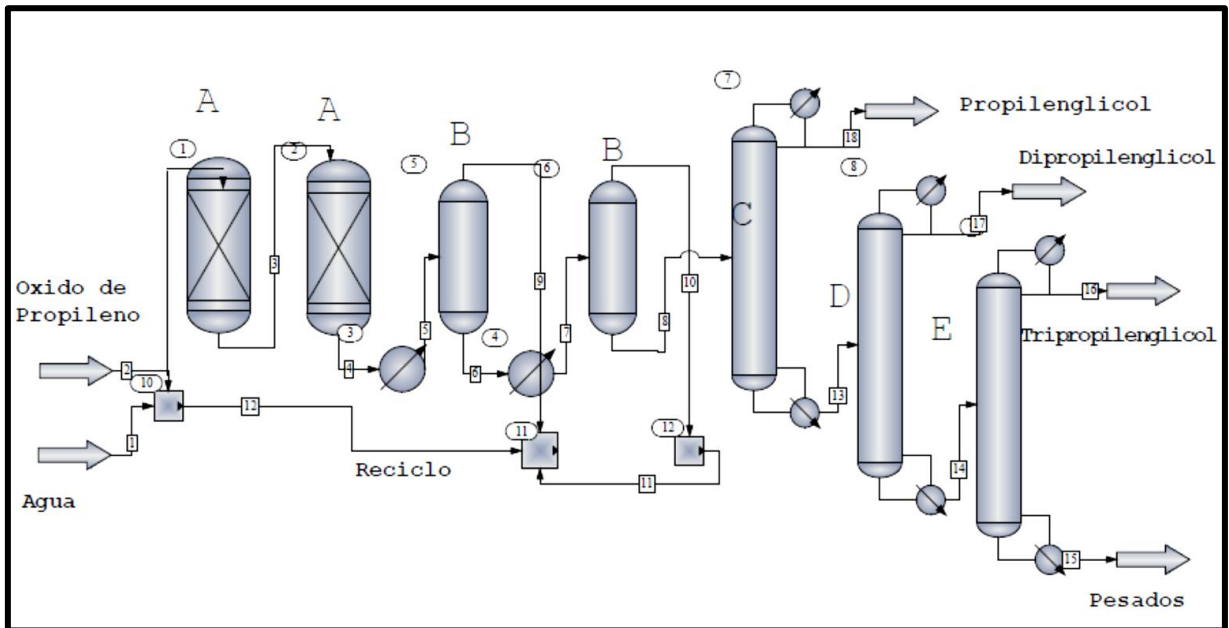


Figura 6-1 Esquema de la producción de propilenglicol.  
 a) Reactores; b) Evaporadores (Normalmente de 2-4 columnas); c) Columna de destilación del propilenglicol; d) Columna de destilación del dipropilenglicol; e) Columna de destilación del tripropilenglicol.  
 Fuente: (Sullivan, 2005)

Debido a la reacción exotérmica, la temperatura del efluente del reactor se elevará por lo general hasta los 190 °C. Si la proporción de agua respecto al óxido se mantiene en la relación antes indicada, la mezcla resultante de glicoles (propilenglicol- dipropilenglicol- tripropilenglicol) tendrá una relación aproximada de 100:10:1. Proporciones mayores de PG son alcanzadas incrementando la fracción de agua respecto al OP, incremento que también eleva la relación de reciclo, decreciendo el rendimiento y con consecuentes mayores costos en energía.

La mezcla de agua y glicoles sale de la zona del reactor a una temperatura cercana a los 200°C y es separada del agua en los evaporadores (b). Luego de tres destilaciones al vacío sucesivas, se separa un PG de alta pureza. El residuo representa una mezcla de glicoles superiores, los cuales tienen usos comerciales limitados. Los volúmenes de desechos que genera este proceso son extraordinariamente bajos y debido a la baja toxicidad de los glicoles, representan un peligro mínimo al medio ambiente. Todos son completamente biodegradables. (Sullivan, 2005).

## 6.2 Hidrogenolisis catalítica del glicerol

La conversión del glicerol puede llevarse a cabo vía muchos procesos como por ejemplo la fermentación, oxidación, reducción, gasificación, carboxilación, esterificación, etc.

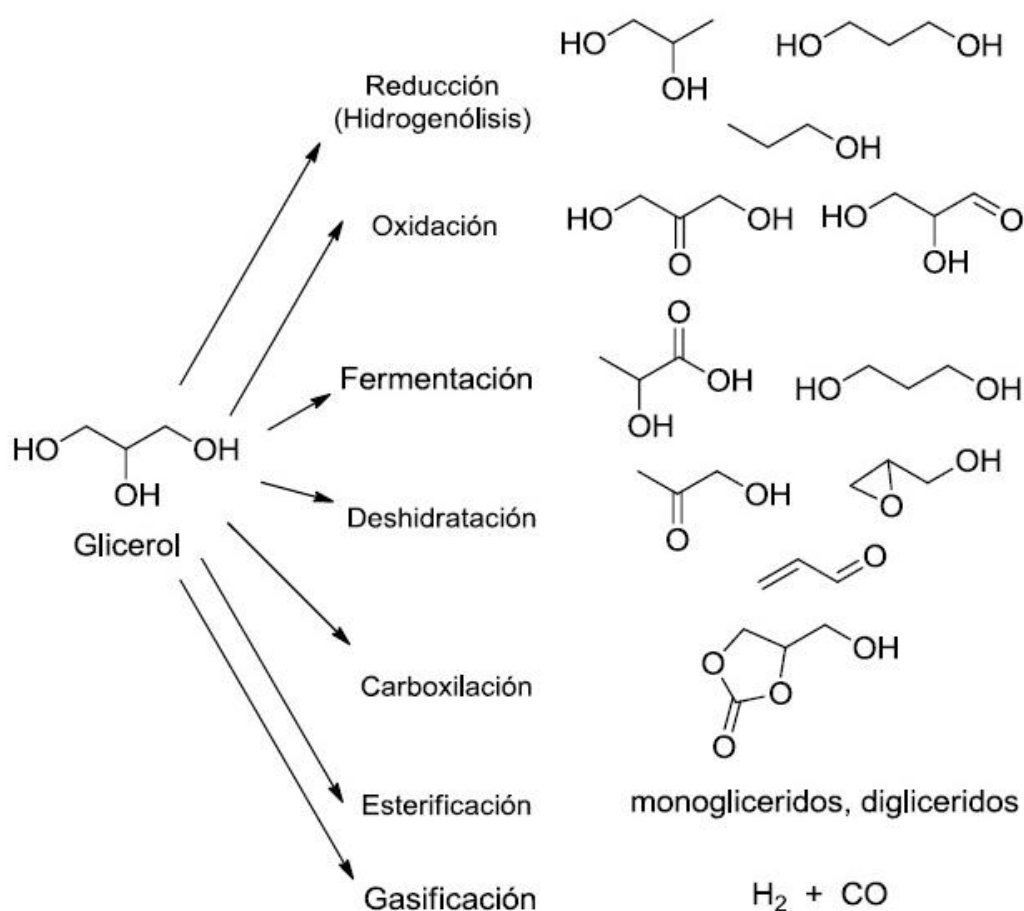


Figura 6-2: Diferentes rutas para la conversión del glicerol en otros compuestos.  
 Fuente: (González, 2013)

El glicerol contiene alto contenido de O/C, por lo tanto, la hidrogenolisis de enlaces C-O es uno de los más atractivos métodos que deriva en varios productos químicos de entre los cuales, algunos son muy importantes industrialmente, en particular el 1,3-propanodiol, 1,2-propanodiol (propilenglicol), el ácido láctico, el 1-propanol, 2-propanol y etilenglicol. De estos, los más atractivos comercialmente son el 1,3-propanodiol y el 1,2-propanodiol debido a su precio más alto y por tener mayores estándares de conversión, ya que los otros productos en su conversión tienen una pobre eficiencia en átomos de carbono y un consumo excesivo en átomos de hidrógeno.

La hidrogenolisis es una reacción química catalítica que rompe un enlace químico en una molécula orgánica con la adición en simultáneo de un átomo de hidrógeno a los fragmentos moleculares resultantes.

La hidrogenolisis del glicerol es una reacción compleja: hay muchas potenciales rutas de reacción y productos. Mediante esta reacción y en presencia de catalizadores metálicos e hidrógeno es posible obtener 1,2-propanodiol, 1,3-propanodiol o etilenglicol. (Chun-Hui (Clayton) Zhou J. N.-X., 2007)

## 6.2.1 Descripción de las reacciones

### 6.2.1.1 Propiedades de las especies

Las propiedades de las especies químicas involucradas (materias primas, productos y subproductos) en todo el proceso se resumen en las siguientes tablas.

Tabla 6-1 Propiedades químicas y físicas de las materias primas.

	Glicerol USP (G)	Hidrogeno (H)
Peso Molecular (g/mol)	92,1	2,01
Punto de fusión (°C)	64,2	-259
Punto de ebullición (°C)	554	-253
Density (lb/pie3)	78,7	0,005
Entalpía estándar de Formación (Btu/lbmol)	-287069	0
Entropia Estandar Molar (Btu/lbmol-R)	-146,3	22,43
Viscosidad (cP)	934	0,009
Thermal Conductivity (Btu-pie/hr-pie2-R)	0,169	0,103
Capacidad Calorífica, Cp (Btu/lbmol-R)	46,327	6,873

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6-1 Propiedades químicas y físicas de los productos y subproductos.

	Propilenglicol (PG)	Agua (W)	n-Propanol (nP)
Peso Molecular (g/mol)	76,09	18	60,1
Punto de fusión (°C)	-60	32	-127
Punto de ebullición (°C)	189	212	97
Density (lb/pie3)	64,207	62,4	50,225
Entalpía estándar de Formación (Btu/lbmol)	-209880	-229,2	-130079
Entropía Estandar Molar (Btu/lbmol-R)	-130,306	38,9	-107,168
Viscosidad (cP)	40,4	1	1,952
Thermal Conductivity (Btu-pie/hr-pie2-R)	0,116	0,335	0,09
Capacidad Calorífica, Cp (Btu/lbmol-R)	38,735	1,8	37,301

Fuente: Elaboración propia.

### 6.2.1.2 Hidrogenolisis

La hidrogenolisis es una reacción química catalítica que rompe un enlace químico en una molécula orgánica con la adición en simultáneo de un átomo de hidrógeno a los fragmentos moleculares resultantes.

La hidrogenolisis del glicerol es una reacción compleja: hay muchas potenciales rutas de reacción y productos. Mediante esta reacción y en presencia de catalizadores metálicos e hidrógeno es posible obtener 1,2-propanodiol, 1,3-propanodiol o etilenglicol. (Chun-Hui (Clayton) Zhou J. N.-X., 2007)

Los diferentes caminos que pueden tomar las reacciones de hidrogenolisis del glicerol son mostrados en la Figura 6-3, con todos los potenciales productos. La hidrogenolisis de dos grupos hidroxilo primario llevan a obtener PG, luego 2-propanol y eventualmente propano. Tanto el grupo hidroxilo primario como el secundario serán más fácilmente reducidos dependiendo de los diferentes sistemas catalíticos y las condiciones de reacción. La escisión catalítica de grupos -OH en la presencia de metales nobles y bajo condiciones reductivas, usualmente favorece la reducción de los grupos hidroxilo primarios por sobre los secundarios. Los grupos -OH terciarios son escindidos más rápidamente que

los secundarios, pero mayormente debido al diferente mecanismo interviniente. (Chun-Hui (Clayton) Zhou J. N.-X., 2007).

El conjunto de productos que se obtienen en la hidrogenolisis son 1,2-propanodiol, 1,3-propanodiol, etilenglicol y otros derivados de la disociación de estos, como pueden ser 1-propanol, 2-propanol y etanol. (Yohei Kusunoki, 2005). Las concentraciones de cada uno de los productos mencionados y la posible aparición de otros, variarán con las condiciones de operación, la concentración de los reactivos y la naturaleza de los catalizadores.

La hidrogenolisis catalítica del glicerol puede ser llevada a cabo sobre catalizadores sólidos sin la presencia de solventes peligrosos, esto favorece el desarrollo de proyectos que sean tanto económica como ambientalmente atractivos.

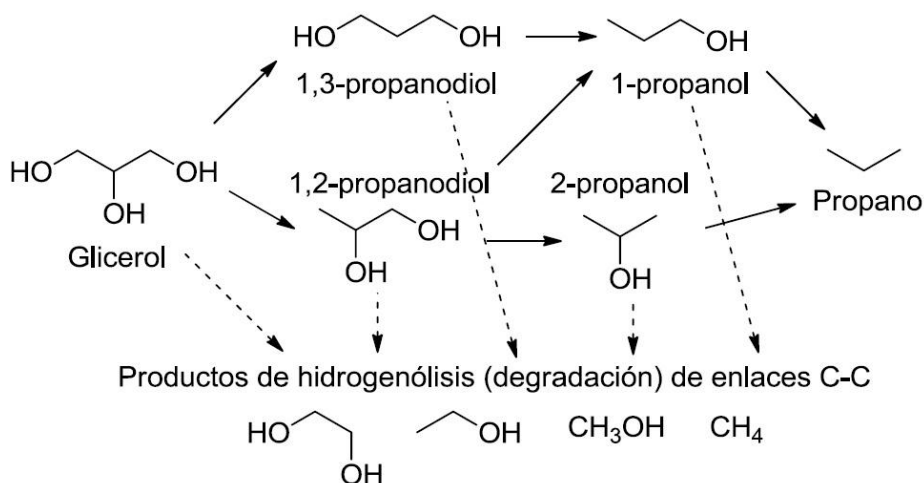


Figura 6-3 Rutas de la hidrogenolisis del glicerol.  
 Fuente: (González, 2013)

El mecanismo de reacción de la hidrogenolisis del glicerol a PG varía en diferentes medios de reacción. En condiciones ácidas, la reacción ocurre en dos etapas separadas en las cuales, el glicerol inicialmente se deshidrata para dar acetol (catalizada por sitios activos ácidos) y luego el acetol formado se hidrogena a 1,2-propanodiol sobre partículas metálicas (Zhenle Yuan, 2010). Por otro lado, en una solución alcalina, esta hidrogenolisis procede en tres etapas consecutivas. En forma primera, el glicerol se deshidrogena para dar gliceraldehidos; seguidamente estos se deshidratan a 2-hidroxiacroleína y este luego se hidrogena a PG.

Según (ZHOU Zhiming, 2010) las rutas pueden resumirse como:

- Deshidratación del glicerol a acetol sobre catalizadores ácidos y posterior hidrogenación sobre catalizadores metálicos (medio ácido).

- Deshidrogenación del glicerol a gliceraldehído sobre catalizador alcalino o en solución básica, seguido de deshidratación a 2-hidroxiacroleína e hidrogenación posterior a propilenglicol. (medio alcalino)

Estos mecanismos sugeridos se resumen en la Figura 6-4.

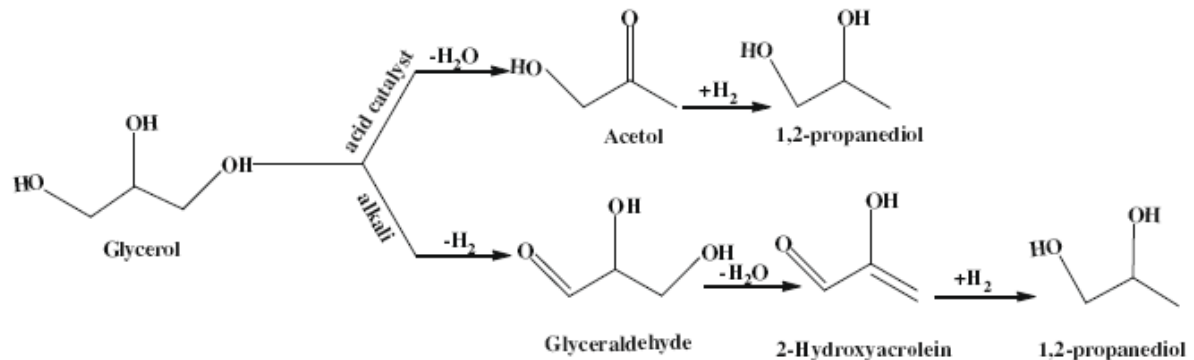


Figura 6-4 Esquema de posibles rutas de reacciones de hidrogenolisis para la obtención de PG.

Fuente: (Zhenle Yuan, 2010)

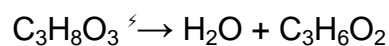
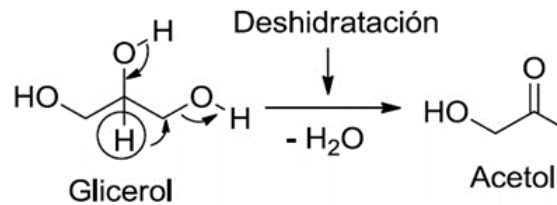
Las prácticas tradicionales de hidrogenación han indicado que los grupos alcohol son estables y no reaccionen con facilidad en las condiciones normales de hidrogenación. Además, los alcoholes son también conocidos como excelentes solventes resistentes para reacciones de hidrogenación. Por lo tanto, los catalizadores convencionales para reacciones de hidrogenación tales como níquel, rutenio y paladio, no son muy efectivos cuando se usan para hidrogenación y escisión catalítica de grupos -OH, y, por ende, la hidrogenolisis del glicerol.

La hidrogenolisis catalítica del glicerol puede ser llevada a cabo sobre catalizadores sólidos sin perjuicio de la presencia de peligrosos solventes, es esto lo que le da el potencial de ser atractivo económica y ambientalmente.

Finalmente, los autores (Yohei Kusunoki, 2005) demostraron que la conversión catalizada mediante catalizadores sólidos ácidos tiene rendimientos superiores a la alternativa alcalina.



### 6.2.1.3 Cinética de las reacciones



$$\Delta H^{\circ}_{298\text{K}} = -7.06 \text{ kcal/mol} \quad \Delta G^{\circ}_{298\text{K}} = -16.76 \text{ kcal/mol}$$

Calculados a T=483K los coeficientes son:

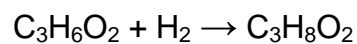
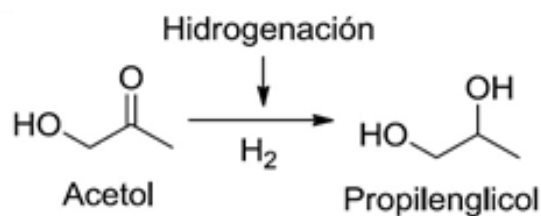
$$k_1 = 7.8 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$$

$$A = 10^{15} \text{ kg mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$E_a = 18.5 + 9.2 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$$

Coeficientes cinéticos (fase líquida)

(Tapas Rajkhowa, 2016)



$$\Delta H^{\circ}_{298\text{K}} = -12.28 \text{ kcal/mol} \quad \Delta G^{\circ}_{298\text{K}} = -5.21 \text{ kcal/mol}$$

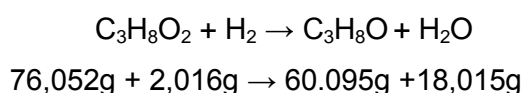
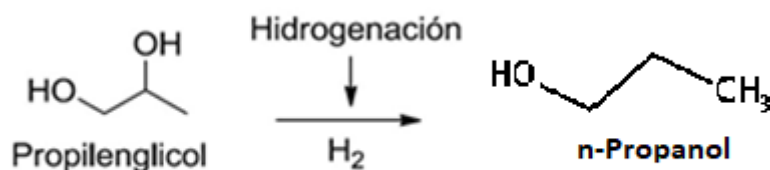
Coeficientes cinéticos (fase líquida)

$$K_2 = 3.9 \times 10^6 \text{ s}^{-1}$$

$$A = 10^{13} \text{ kg mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$E_a = -62.9 + 9.9 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$$

(Tapas Rajkhowa, 2016)



Los coeficientes cinéticos para esta última reacción no serán considerados, ya que por la baja conversión del PG al n-Propanol, no genera un impacto apreciable en los cálculos posteriores en el diseño de los reactores.

## 6.2.2 Catalizadores

### 6.2.2.1 Comparación de catalizadores conocidos

Los catalizadores disponibles en el mercado son múltiples y deberán seleccionarse aquellos que muestren mejores rendimientos en la conversión o que logren una mejor economía del proceso. Por ello es preciso clasificarlos; una manera de hacerlo es de acuerdo a su naturaleza química, diferenciándolos entre aquellos que se constituyen de materiales nobles los que pueden ser no metálicos y metálicos, combinados con ácidos, con bases o con óxidos metálicos modificados. Por otro lado, se tienen los metales de transición de la primera fila y sus compuestos relacionados. (Yoshinao Nakagawa and Keiichi Tomishige, 2010)

Dado que la hidrogenolisis usa hidrogeno como reactante, los catalizadores de esta reacción deben tener la habilidad de activar a las moléculas de hidrógeno.

#### 6.2.2.1.1 Metales nobles

Los metales nobles son bien conocidos por ser capaces de activar las moléculas de hidrógeno y son ampliamente usados en la catálisis de hidrogenación. Uno de los trabajos pioneros en hidrogenolisis de glicerol fue realizado por (C. Montassier, 1991); en este, se llevó a cabo la reacción de hidrogenolisis con catalizadores de Ru soportados sobre carbón (Ru/C) a 483 K, bajo una presión de hidrogeno de 6 MPa y con disoluciones acuosas de

glicerol (al 4 % en peso aprox.) obteniendo como producto principal etilenglicol (50% de selectividad), etano (25%) y una escasa producción de PG (12 % de selectividad). La sulfuración de estos catalizadores condujo a un incremento notable de la selectividad a PG (79 %). El efecto generado por los grupos sulfuro fue descrito como un envenenamiento de los centros activos que reduce la capacidad de hidrogenación de los enlaces C-C y favorece la hidrogenación de los enlaces C-O. Algunos trabajos posteriores realizados también con catalizadores de Ru/C mostraron que en condiciones moderadas de operación también se obtiene PG como producto principal, aunque llevan asociada la formación inevitable de etilenglicol.

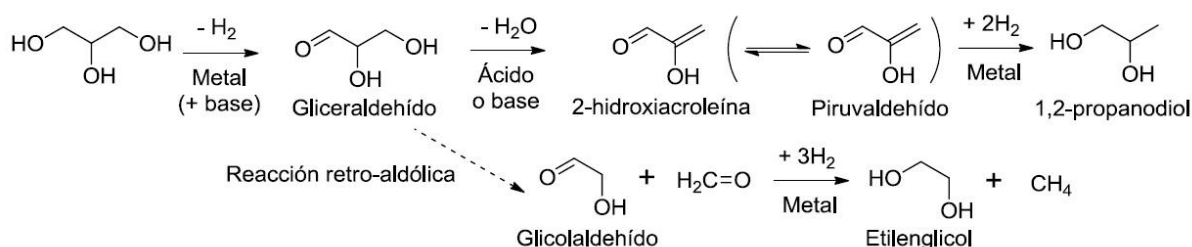


Figura 6-5 Mecanismo propuesto por Montassier para la hidrogenolisis de glicerol.  
 Fuente: (C. Montassier, 1991)

Los metales nobles, generalmente presentan bajas selectividades hacia el propilenglicol, debido a la hidrogenolisis competitiva de los enlaces C-C y C-O, como lo muestra (Dasari, Kiatsimkul, Sutterlin, & Suppes, 2005), lo que da como resultado la excesiva degradación del glicerol para formar alcoholes más pequeños y gases.

En la Tabla 6-3 se presentan algunas características de catalizadores de metales nobles sobre soportes neutros en la reacción de hidrogenolisis de glicerol; cómo se puede observar el metal más usado es el rutenio.

Tabla 6-3 Algunas características de especies citadas en la literatura como catalizadores de metales nobles mono-metálicos sobre soportes neutros para la reacción de hidrogenolisis de glicerol.

Catalizador	Conversión (%)	Selectividad PG (%)	Condiciones		
			T (K)	P H <sub>2</sub> (MPa)	t (h)
Ru/C (5 wt%)	43,7	40,0	473	1,38	24
	42,8	39,8	453	5	12
	6,3	17,9	453	8	10
	3,5	26,4	393	8	10
Ru/C (10 wt%)	Baja	12,0	483	6	-
Ru-S/C (10 wt%)	Baja	79,0	483	6	-
Ru/CNT (5 wt%)	42,3	60,2	473	4	12
Ru/SiO <sub>2</sub>	3,1	55,2	453	5	12
Pt/C (5 wt%)	34,6	82,7	473	1,38	24
	1,1	87,6	453	8	10
	<0,3	27,7	393	8	10
Pd/C (5 wt%)	5,0	72,0	473	1,38	24
	0,7	93,1	453	8	10
	<0,2	30,7	393	8	10
Rh/C (5 wt%)	0,3	58,6	453	8	10
	1,9	62,8	393	8	10
Rh/SiO <sub>2</sub> (5 wt%)	7,2	38,1	393	8	10

Fuente: (González, 2013).

Los catalizadores de metales nobles generalmente dan más de un producto (Dasari, Kiatsimkul, Sutterlin, & Suppes, 2005). Para aumentar la selectividad a uno solo de ellos, puede optarse por la adición de un ácido o de una base (en menos casos) como un co-catalizador.

#### 6.2.2.1.2 Metales de transición

Así como sucede con los metales nobles, los metales de transición Cu, Ni y Co son conocidos por ser capaces de activar las moléculas de hidrógeno y desde luego, ser usados como catalizadores para reacciones de hidrogenación. Aunque la actividad en la hidrogenación es generalmente menor que la obtenida con metales nobles, los precios muy inferiores y la mayor resistencia al envenenamiento por trazas de impurezas, hacen de los metales no nobles, catalizadores importantes en la práctica.



La hidrogenolisis selectiva de glicerol a PG requiere la división de enlaces C-O por  $H_2$ , sin ataque de los enlaces C-C. El Cu, Ni o el Co tienen un desempeño superior en este fin, ya que casi no producen compuestos de degradación (entre los que se encuentran la hidrogenolisis competitiva de C-C y C-O) como si lo hacen los metales nobles y con ellos se podría obtener alta selectividad hacia el PG. Esta clase de catalizadores puede mantener estable la cantidad de el PG formado (porque tienen más baja actividad a la hidrogenolisis del PG que a la de glicerol), y por ende podría limitarse la formación de productos no deseados.

El cobre es el material que más frecuentemente se selecciona como componente activo en los catalizadores debido a la alta selectividad para el PG. Correspondiendo a esto, según (John A. Posada, 2011) y de acuerdo la investigación bibliográfica realizada por los autores del presente trabajo, se ha podido verificar que las mayores selectividades para PG han sido reportadas para catalizadores basados en cobre.

Tabla 6-4 Algunas características de catalizadores usados para la hidrogenolisis del glicerol hechos con metales del periodo cuatro.

Catalizador	Conversión (%)	Selectividad PG (%)	Condiciones		
			T (K)	P H <sub>2</sub> (MPa)	t (h)
Copper-Chromite	65,3	89,6	473	2,1	24
Cu:Cr (1:2)	80,3	83,9	493	8	12
Cu-Cr-Ba	34,0	85,0	493	5	-
CuO/Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /BaO (47:46:7)	17,0	98,0	473	5	7
Cu-Zn-O (Cu/Zn=1)	22,5	83,6	473	4,2	12
CuO/ZnO (Cu 33%)	46	90	473	5	7
CuO/ZnO (60:40)	52,0	98,0	473	5	7
CuO/ZnO/Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	99	80	493	5	5,5
Cu-Zn-Al-O (Cu/Zn/Al=1/1/0.5)	81,5	93,4	493	4	LHSV= 4,6 h <sup>-1</sup>
Cu-Zn-Al-O (Cu/Zn/Al=1/1/4)	48,0	93,9	473	1,38	24
Cu-ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (50% soporte)	25,0	74,0	463	10	7
CuO: ZnO: Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (36:48:16)	17,0	95,0	473	5	7
CuO: ZnO: Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (40:40:20)	10,0	97,0	473	5	7
Cu-Zn-Al-O (32,3% Cu)	20,4	80,1	473	5	10
	96,2	92,2	463	0,64	WHSV= 0,08 h <sup>-1</sup>
Cu-ZnO-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (10:40:50)	100,0	> 90	1 - 12	3,2	523

Fuente: (González, 2013)

El cromito de cobre (Cu<sub>2</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>5</sub>) también llamado “catalizador de Adkins”, un catalizador convencional de hidrogenación muestra un buen desempeño en la hidrogenolisis del glicerol y es el elegido en los proyectos industriales actualmente en marcha. Los mecanismos de reacción para los catalizadores de cobre están en debate. Se ha propuesto que la ruta de deshidratación-hidrogenación es la mostrada en la **Figura 6-6** llegándose a esta deducción por el acetol relativamente puro aislado de la reacción producida al ingresar con glicerol en ausencia de hidrogeno y en presencia del catalizador a 473 K. (Dasari, Kiatsimkul, Sutterlin, & Suppes, 2005)

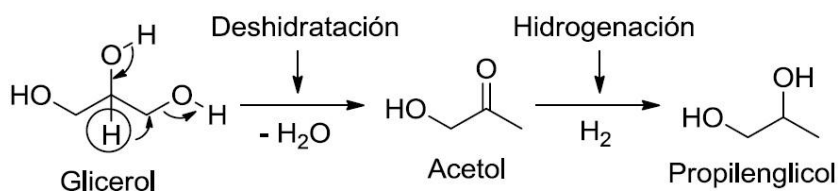


Figura 6-6 Mecanismo propuesto para la hidrogenolisis de glicerol con catalizadores metálicos.

Fuente: (Dasari, Kiatsimkul, Sutterlin, & Suppes, 2005)

Investigadores (ZHOU Zhiming, 2010) trabajaron con el sistema Cu/Zn y Al, obteniendo el mejor desempeño para un catalizador con una relación de 1:1:0,5. Con base en el mecanismo de deshidratación-hidrogenación, propusieron un modelo para describir los datos experimentales y determinaron las energías de activación del proceso en las condiciones trabajadas: 86,56 kJ/mol para el paso de deshidratación y 57,80 kJ/mol para el de hidrogenación. Esto sugiere que el paso limitante del proceso es la deshidratación, y debe ser el punto a poner énfasis si se desea obtener un catalizador adecuado para este tipo de reacciones.

### 6.2.2.2 Elección del catalizador y su descripción.

Se ha encontrado que los catalizadores basados en cromito de cobre son superiores a otros catalizadores estudiados (Chuang-Wei Chiu, 2006) tanto para la selectividad en la formación de acetol (compuesto intermedio) como en la cantidad de residuos formados. Tomando como antecedentes las investigaciones realizadas en la Universidad de Missouri-Columbia (Chiu, 2006) y (Ramos, 2006), y las patentes US 2005/0244312 (Estados Unidos Patente n° 2005/0244312, 2005) y US 8227646 (Estados Unidos Patente n° 8227646, 2007), puede deducirse que el cromito de cobre (Cu<sub>2</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>5</sub>) es un catalizador con rendimiento aceptable en la conversión de glicerol a los productos deseados, y posee una alta selectividad hacia el PG.

El fabricante Sud Chemie dispone en su catálogo de productos del catalizador G-99B-0 que es el utilizado (para el proceso en estudio) en las diferentes patentes e investigaciones citadas.

La especie activa en este catalizador son los cationes de cobre, y el cromo brinda soporte contra la sinterización del catalizador en el proceso. El cobre incrementa la actividad catalítica intrínseca, sin embargo, favorece la sinterización conduciendo al catalizador a menores áreas superficiales. Para contrarrestar esto, el óxido de cromo actúa como un

estabilizador, reduciendo el grado de sinterización. También ayuda a mejorar la actividad del catalizador mediante el efecto de promoción electrónica. A su vez, el óxido de bario es usado como promotor debido a que el bario brinda estabilidad al cobre, el cual es el responsable de la hidrogenolisis del glicerol. Otro efecto positivo del bario es que no permite la aglomeración de residuos sobre la superficie de catalizador lo prolonga la vida útil del mismo (Kanitkar, 2014).

Tabla 6-5 Especificación técnica del catalizador G-99B-0.

Type	Cu/Cr
Form	tablets
Size (mm)	3 × 3
Surface area (BET, m <sup>2</sup> /g)	30
Porous volume (cm <sup>3</sup> /g)	0.2
Bulk density (g/cm <sup>3</sup> )	0.8
Cu content (calculated as CuO in weight percent)	45
Cr content (calculated as Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> in weight percent)	47
MnO <sub>2</sub>	3.5
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.7

Fuente: Sud Chemie.

En una publicación del año 2006 (Chuang-Wei Chiu, 2006), se comprueba la efectividad del catalizador de cromito de cobre al proponer un proceso de deshidratación del glicerol para dar acetol por medio de una destilación reactiva catalítica. Las pruebas demostraron que es posible alcanzar conversiones del 86.62% con una selectividad hacia el acetol del 80.17% bajo condiciones de operación relativamente moderadas y operando en modo semi-batch, sin embargo, estos resultados varían en gran medida con las condiciones del proceso.

Otros trabajos demostraron que, al preparar catalizadores con nano estructura de gran área superficial de Cromito de cobre, (RYNEVELD) existe una significativa actividad catalítica y selectividad al propilenglicol en la hidrogenolisis del glicerol. Se obtuvieron conversiones del 51% con selectividad del 96% a una presión de 41.5 Bares de H<sub>2</sub> y 210°C.



Otros autores (Chiu, 2006), también registraron niveles de selectividad superiores al 90% al acetol operando en modo “destilación reactiva”.

Como consecuencia del análisis de las publicaciones antes citadas, se considera que el catalizador de cromito de cobre es el apropiado para el proceso en desarrollo.

#### **6.2.2.2.1 Carga del Catalizador**

Se ha comprobado que la formación de residuos sobre el catalizador se ve incrementada al aumentar el flujo de glicerol a través del catalizador. Lo mismo ocurre con la selectividad al acetol, la cual decrece debido a los residuos formados que llevan al envenenamiento del catalizador. (Chuang-Wei Chiu, 2006).

También, el mismo autor, ha demostrado buenos resultados efectuando el lavado del catalizador con metanol, permitiendo su reutilización a costa de tan solo un leve decaimiento en los rendimientos en la selectividad. El metanol es efectivo removiendo los residuos, sin embargo, se ha observado que, de formarse condensados en la superficie del catalizador durante el proceso, puede llevar a la aparición de espuma, fenómeno que debe ser evitado ya que el metanol no resulta efectivo para limpiar estos residuos.

#### **6.2.2.2.2 Activación del catalizador**

Para activar el lecho de catalizador, se ha utilizado una corriente de Nitrógeno caliente a 130°C, para luego dar ingreso en forma lenta y progresiva a la carga de hidrógeno comenzando con concentraciones del 1% hasta lograr el 95%. Se ha observado que a medida que la concentración de H<sub>2</sub> se va incrementando, reacciones exotérmicas tienen lugar en el catalizador, lo que lleva a tomar la precaución de controlar en forma cuidadosa la temperatura, sin que esta supere el máximo de 170°C. Luego de comprobar que la temperatura se ha estabilizado, se da paso a elevar la temperatura a 180°C durante 4 horas. (Chiu, 2006)

### **6.2.3 Condiciones de operación**

Según los casos analizados en (Chun-Hui (Clayton) Zhou J. N.-X., 2007) para obtener valores de selectividad óptimos al momento de la elaboración de este reporte, se requieren condiciones y sistemas catalíticos muy complejos. Lo conveniente es implementar

una tecnología que pueda convertir el glicerol refinado a condiciones moderadas de temperatura y presión.

La deshidratación requiere relativamente altas temperaturas para su activación, mientras que la hidrogenación posterior, se ve favorecida con menores temperaturas y altas concentraciones de hidrógeno.

Se ha reportado (RYNEVELD) que la reacción de deshidratación requiere de temperaturas relativamente altas para ser más eficiente, mientras que la reacción de la hidrogenación es favorecida por temperaturas más bajas y altas concentraciones de hidrógeno.

### 6.2.3.1 Temperatura

En función de la temperatura de reacción es bien conocido que la mayor temperatura puede favorecer la deshidratación inicial de glicerol conduciendo a mayores conversiones. Temperaturas excesivamente elevadas podrían favorecer la descomposición de los intermedios de reacción, por promoción de la ruptura de enlaces C-C, o provocar una doble deshidratación de glicerol incrementando la formación de subproductos de reacción. Por el contrario, temperaturas de reacción relativamente bajas incrementan la capacidad de hidrogenación, lo que incrementaría la selectividad a productos de interés. Por lo tanto, se busca una temperatura óptima en la que se produzca la mayor conversión de glicerol manteniendo máxima la selectividad.

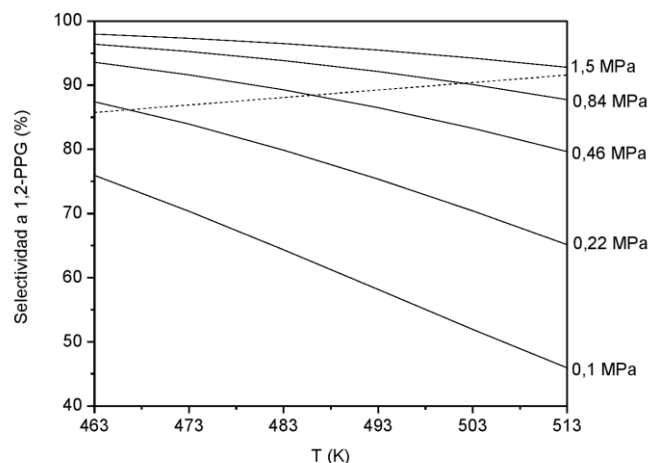


Figura 6-7 Selectividades a 1,2-propilenglicol en el equilibrio termodinámico para distintas presiones (--). La zona de condensación del glicerol está por sobre el área marcada por la línea de trazos (--). (Cálculo realizado para relación molar H<sub>2</sub>/GI=39/1 y solución de glicerol en agua al 40% p/p).

Fuente: (BRONDINO, 2016)

Se ha encontrado que la deshidratación a acetol se lleva a cabo con conversiones superiores al 90% a 240°C en fase líquida y operando a 220°C en fase vapor, donde también es alta la producción de propilenglicol.

Se han logrado (Chiu, 2006) conversiones del glicerol del 78% fueron obtenidas a una temperatura de reacción de 200°C y del 100% a 220°C operando en fase vapor. La selectividad al acetol disminuyó a medida que la temperatura fue incrementada a 230°C y más aún a 240°C indicando que temperaturas excesivas inducen a la obtención de mayor cantidad de productos no deseados.

En otra publicación (BRONDINO, 2016) , previo al ingreso al reactor, el hidrógeno es introducido al evaporador a una temperatura de 230°C para tomar contacto con el glicerol y promover su arrastre y evaporación para luego ingresar a la zona de reacción.

El efecto de la temperatura en la conversión del acetol a tres diferentes presiones (1, 2 y 4 bares) fue estudiado (Chiu, 2006). Se detectó que la producción de PG se ve incrementada a menores temperaturas de reacción, siendo evidente este comportamiento a los tres niveles de presión.

### 6.2.3.2 Presión

La presión de hidrógeno es otro factor clave ya que puede tener distintos efectos en la reacción dado que el hidrógeno es necesario para realizar la obtención de propanodiolos. Sin embargo, debido a que la fase reducida de cobre es la que se considera activa, el incremento de la presión de hidrógeno podría inhibir la reoxidación de estas especies. Respecto a la concentración de glicerol en la disolución se observa, generalmente, que a medida que ésta aumenta, la conversión de glicerol disminuye debido a un descenso del número de centros activos disponibles en la superficie del catalizador que, adicionalmente, puede provocar la disminución de la selectividad a productos de interés como consecuencia del incremento de reacciones secundarias.

Se ha reportado que puede aislarse acetol relativamente puro trabajando a presiones tan bajas como 98 kPa (Chuang-Wei Chiu, 2006). La cantidad de PG obtenido es directamente proporcional a la presión de trabajo, obteniéndose mayores conversiones del acetol cuando se opera a bajas temperaturas y altas presiones. Operar a presiones bajas, beneficia la conversión inversa del PG a acetol, corroborando así la suposición teórica deducida a partir de la ecuación estequiométrica, donde la suma total de moles de los reactivos es superior al de los productos.

### 6.2.3.3 Concentración de H<sub>2</sub>

Numerosas experiencias han sido documentadas (BRONDINO, 2016) para variadas combinaciones en condiciones de reacción, las cuales permiten deducir que al operar en fase vapor, existe una baja selectividad a productos indeseados como el etilenglicol, lo cual se explica por las condiciones de dilución en las que se encuentra el glicerol. Para poder llevar a cabo la hidrogenación a bajas presiones es necesario un exceso de H<sub>2</sub> con relaciones molares respecto al glicerol (H<sub>2</sub>/GI) superiores a 100/1 logrando, además, producir efectos de arrastre. Conversiones del 100% con alta selectividad fueron obtenidas por Tuck y Tilley (TUCK & TILLEY, 2008) trabajando a una presión de 20 Bares con una atmosfera de H<sub>2</sub> respetando una relación molar (para el primer reactor) de 500/1 (H<sub>2</sub>/GI).

### 6.2.3.4 Concentración de Agua

Al analizar la influencia del contenido de agua en el rendimiento de los procesos, (Estados Unidos Patente nº 2005/0244312, 2005) se encuentra que a medida que el contenido del agua aumenta, tanto la conversión como la selectividad a 1,2-propilenglicol disminuyen. En fase vapor, el agua actúa como moderadora de las reacciones de condensación y además puede cumplir un rol fundamental en la regulación de la temperatura del proceso, absorbiendo calor liberado durante la reacción exotérmica.

### 6.2.3.5 Concentración de Glicerol

Se ha reportado (Gatti, 2019) que un aumento en la concentración de glicerol produce una disminución en el grado de conversión del mismo, Sin importar el sistema catalítico utilizado. Al parecer, este efecto se debería a la menor disponibilidad de sitios activos a altas concentraciones de glicerol (permaneciendo constante la masa de catalizador). La selectividad a otros glicoles, depende de la concentración de glicerol y permanece prácticamente invariable cuando se utilizan catalizadores basados en Cu y Co, debido a su alta capacidad para las reacciones de ruptura de enlaces C-O.

Es posible alcanzar una concentración aceptable de glicerol, variando la concentración de H<sub>2</sub> con la que ingresa al proceso.

### 6.2.3.6 Tiempo de residencia y velocidad espacial de flujo

Se ha comprobado (Chiu, 2006) que a medida que se aumenta la cantidad de catalizador cargada para un determinado caudal de los reactivos, el rendimiento total para el acetol y PG se incrementa en forma proporcional. Sin embargo, las pruebas realizadas a 230°C, 1 atm y un caudal de 0.1 l/min, demostraron que cuando la carga de catalizador superaba los 1160 g, el rendimiento empezaba a disminuir como consecuencia del incremento de la cantidad de agua y subproductos formados. En consecuencia, un aumento en el tiempo de reacción contribuye a un incremento de la conversión, sin embargo, puede tener un efecto negativo en la selectividad si los productos formados no suficientemente estables y descomponen en el medio de reacción.

Altos valores en la velocidad espacial de flujo conducen a obtener menores conversiones debido a los bajos tiempos de contacto.

Se ha demostrado experimentalmente en otra publicación (Chiu, 2006) que la formación de residuos se ve incrementada con el aumento del caudal para una cantidad fija de catalizador, lo cual lleva a una desactivación más rápida del mismo. Estos mismos autores, reportaron que los mejores selectividades y conversiones se observan para siguientes condiciones:

- Cuando la masa de catalizador utilizado corresponde a valores entre el 5,00% y 2.50% de la totalidad del peso del glicerol alimentado en modo discontinuo.
- Cuando el caudal de alimentación se encontraba entre 18.75 g/h y 33.33 g/h.
- Esto arroja una velocidad espacial del flujo (para el glicerol en fase líquida) que se encuentra entre 20 h<sup>-1</sup> y 40 h<sup>-1</sup>

Efectuando las pruebas a 240°C y 98 kPa (vacío)

Otros autores (International Publication Number Patente n° WO2007/010299 A1, 2007) comprobaron, que al aumentar la presión hasta los 20 bares, la velocidad espacial de flujo puede reducirse hasta valores de entre 0.1 h<sup>-1</sup> y 0.5 h<sup>-1</sup>.

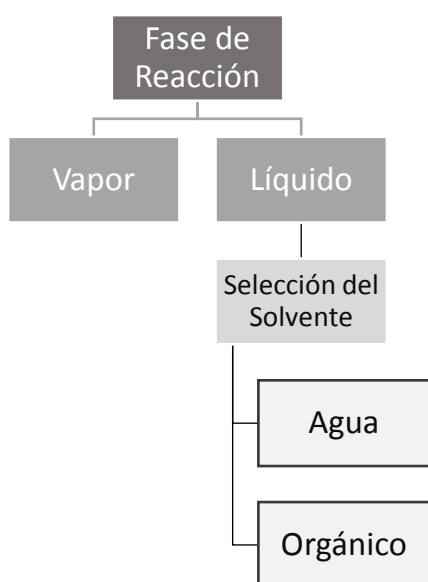
### 6.2.4 Los subproductos

Los resultados de análisis cromatográfico de las muestras a la salida de los reactores dan muestra de la presencia de múltiples subproductos. (International Publication Number Patente n° WO2007/010299 A1, 2007). En este trabajo se supondrá que los únicos productos de reacción serán: 1,2-Propanodiol, acetol (que no logró ser hidrogenado), agua y

n-propanol, siendo este último formado como consecuencia de la hidrogenación (no deseada) del 1,2-propanodiol.

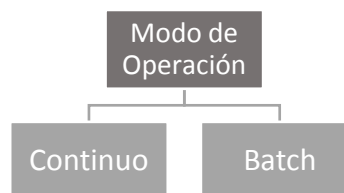
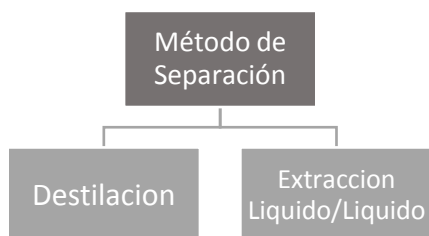
La presencia de etilenglicol y acetol en la mezcla a destilar puede ser un problema, ya que requiere incrementar la capacidad del proceso de separación para poder alcanzar las especificaciones del mercado. La separación de estas especies del PG es costosa y complicada debido a la proximidad en los puntos de ebullición, esto ocasiona un aumento en los costos de capital disminuyendo la rentabilidad del proceso. (Chiu, 2006)

### 6.3 Selección del proceso



Las publicaciones académicas analizadas por los autores del presente trabajo, las cuales son citadas en la bibliografía demuestran que son múltiples los caminos por los que puede obtenerse el 1,2-propanodiol partiendo del glicerol. Los distintos tipos de operaciones ensayadas pueden verse resumidas en los esquemas expuestos en este capítulo.

La presión parcial del glicerol, al ser el menos volátil, será usada como parámetro de referencia para distinguir si el proceso debe transcurrir en fase líquida o fase vapor.



Se ha demostrado que operando en fase vapor, se reduce dramáticamente la cantidad de subproductos (no deseados) formados y, por lo tanto, incrementando el rendimiento del acetol y propilenglicol. (Chuang-Wei Chiu, 2006). El método consiste en un reactor de lecho de catalizador empacado y presencia de hidrógeno, permitiendo que el glicerol se convierta a propilenglicol en un solo reactor.

Los resultados muestran una mayor efectividad de la reacción en fase vapor por sobre la llevada a cabo en fase líquida.

Es necesario optar por aquellas operaciones que sean más eficientes y que logren el mejor rendimiento posible en el conjunto del proceso. Con este objetivo, se realizaron investigaciones en la Universidad de Missouri, Columbia (EE.UU.) (Chiu, 2006) (Chuang-Wei Chiu, 2006), (Dasari, Kiatsimkul, Sutterlin, & Suppes, 2005), las cuales derivaron en las patentes propiedad de Davy Process Technology Ltd. (International Publication Number Patente nº WO2007/010299 A1, 2007) y (TUCK & TILLEY, 2008).

El método de obtención del PG elegido efectúa la conversión del glicerol hacia propilenglicol mediante una hidrogenolisis en fase vapor sobre un catalizador heterogéneo. El reactor es presurizado con hidrógeno operando bajo condiciones moderadas. Requiere de glicerol limpio, con bajo contenido de sulfuros, cloruros y cenizas. El proceso es operado en forma continua y consta de dos secciones principales: 1- Sección de Evaporación y conversión 2- Sección de separación y refinado.

## **6.4 Descripción del proceso**

El proceso debe operar con un exceso considerable de hidrógeno, siendo glicerol el reactivo limitante. Las cantidades de H<sub>2</sub> requeridas en el proceso para alcanzar buenos rendimientos pueden ser reducidas al incrementarse la presión de operación. Sin embargo, la selectividad se ve reducida considerablemente a altas presiones. Por este motivo, se precisa de un proceso que minimice los requerimientos para la cantidad de hidrogeno en circulación mientras se mantienen alta selectividad y conversión. (TUCK & TILLEY, 2008)

### **6.4.1 Sección de Evaporación y Conversión.**

Consiste en un esquema de tres duplas de vaporizadores y reactores. La alimentación de glicerol es dividida en tres corrientes las que alimentaran a los tres reactores catalíticos. Previo al ingreso al reactor, el glicerol es mezclado y vaporizado en una corriente caliente de H<sub>2</sub> en los evaporadores.

Se ha descubierto que el glicerol puede ser convertido a los productos deseados en forma eficiente llevando a cabo la reacción en múltiples etapas, minimizando en forma considerable los requerimientos para la circulación de hidrógeno. (International Publication Number Patente nº WO2007/010299 A1, 2007)

De esta forma, se ha propuesto un proceso de producción de propilenglicol, consistente en la reacción de glicerol en presencia de hidrógeno mediante dos pasos que se repiten tres veces.

**1-a** Se alimenta una corriente de glicerol a la primera zona de vaporización, donde toma contacto con una corriente gaseosa recirculada de hidrógeno caliente permitiendo que sea vaporizada.

**1-b** La corriente saliente del vaporizador, consistente en la corriente de hidrógeno recirculado y glicerol vaporizado, es dirigida a la primera zona de reacción, tomando contacto con un lecho fijo de catalizador. Allí se producen las reacciones de deshidratación e hidrogenación donde la mayor parte del glicerol es convertido. Se logra así una corriente intermedia que comprende del gas de recirculación, los productos de reacción y una mínima fracción de glicerol no convertido.

**2-c** El producto obtenido del primer reactor, es ingresado a la subsiguiente zona de vaporización y toma contacto con una alimentación adicional de glicerol la cual es aproximadamente equivalente a la que fue vaporizada en la zona precedente. El glicerol alimentado es vaporizado.

**2-b** La corriente proveniente de c, es suministrada a una segunda zona de reacción.

e- Las etapas c y d son repetidas nuevamente en otro conjunto evaporador-reactor, dando así, una corriente final que se dirigirá a la etapa de separación y purificación.

### **Condiciones de Operación**

Las Condiciones de reacción pueden resumirse en los siguientes parámetros:

Tabla 6-6 Condiciones de operación en la sección de reacción.

Temperatura	230°C
Presión	20 Bar
Ratio Molar H <sub>2</sub> /Glicerol	125/1
Velocidad espacial	0.5 h <sup>-1</sup>

Fuente: (TUCK & TILLEY, 2007)

En el proceso de hidrogenolisis, la alimentación de glicerol líquido ingresa al sistema y es vaporizado para luego proceder a dos reacciones en serie que ocurren sobre un catalizador sólido para producir propilenglicol.



Para alcanzar altas conversiones, se ha demostrado (International Publication Number Patente nº WO2007/010299 A1, 2007) que es necesaria una alta relación H<sub>2</sub>-Glicerol, la cual debe ser de al menos 125/1 (molar) para el primer reactor.

- El glicerol primeramente se deshidrata a hidroxiacetona (acetol)
- En una subsecuente etapa de hidrogenación, se completa la totalidad del proceso de hidrogenolisis.

Existen además otras reacciones secundarias que dan a lugar a pequeñas cantidades de otros subproductos (TUCK & TILLEY, 2008). En este trabajo se supondrá que la única reacción secundaria será la conversión (no deseada) de propilenglicol a n-propanol.

- La corriente resultante del proceso es un vapor caliente, que se envía a etapas de enfriamiento y condensación, antes de proceder al refinado en fase líquida.

#### **6.4.2 Sección de separación y refinado.**

La corriente proveniente de los reactores es sometida a un proceso de separación hasta alcanzar el grado deseado de concentración para el PG. Esta se diseña tomando conocimiento de la composición de los productos a la salida del reactor.

El PG obtenido es purificado hasta lograr las especificaciones solicitadas por el cliente, entre las cuales se encuentran el PG de grado USP (para uso humano) con una pureza del 99.5% o mayor. Para requerimientos menos exigentes, se comercializa el PG de grado técnico.

##### **6.4.2.1 Separación de condensables y recirculación del H<sub>2</sub>**

La corriente que sale del tercer reactor se compone de una mezcla constituida por Propilenglicol, agua, hidrógeno, n-propanol y glicerol sin reaccionar.

Resulta de suma importancia recuperar y recircular el hidrógeno sin reaccionar, siempre intentando reducir al mínimo los sacrificios energéticos. Para lograr este cometido, se ingresa la corriente saliente del tercer reactor a un equipo flash donde se separan los condensados y se reduce la presión.

La fracción no condensada se recircula y luego de separar los condensables arrastrados, se reingresa al proceso en el primer vaporizador. La carga energética que lleva esta corriente de incondensables compuesta principalmente por hidrogeno sin reaccionar, será promotora de la vaporización del glicerol, logrando economizar el aporte calórico.

### 6.4.2.2 Purificación del PG

Los productos condensados se separan mediante una destilación de múltiples etapas utilizando dos torres en serie para obtener propilenglicol en una concentración de 99.99%.

Desde la corriente de fondo de la primera columna se retira el agua y el n-propanol, saliendo el resto de los componentes por la parte superior (Propilenglicol y glicerol). En la segunda columna se separa el glicerol sin reaccionar, saliendo por el fondo una corriente de 1,2-propanodiol de alta pureza.

El propilenglicol del alto grado que abandona el proceso contiene suficiente pureza para abastecer mercados como el de resinas de poliésteres insaturados y fluidos funcionales. Pero también, puede refinarse aún más para alcanzar el grado farmacológico.

## 6.5 Comparación de procesos

Proceso	Ventajas	Desventajas
<b>Hidrolisis del óxido de propileno</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Es un proceso con más de 80 años en aplicación.</li> <li>Genera escasa cantidad de residuos los cuales son glicoles de baja toxicidad.</li> </ul>	El óxido de propileno se produce a base propileno, siendo este último es un derivado del petróleo.
<b>Hidrogenolisis catalítica del glicerol</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>La fuente de la materia prima es de origen renovable.</li> <li>Abundante materia prima disponible en el mercado.</li> <li>Catalizador con alta conversión del glicerol, y alta selectividad hacia el PG.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Aunque es un proceso ya utilizado a escala industrial todavía es un proceso joven.</li> <li>Requiere que la materia prima sea refinada para optimizar costes.</li> <li>La disponibilidad de materia prima está atada a la economía del biodiesel.</li> </ul>

### 6.5.1 Mejoras Introducidas por el Proceso de Davy

<b>Mejora en la Economía del Biodiesel</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>El proceso se complementa a la perfección con las plantas de Biodiesel y de refinado de glicerol.</li> <li>La corriente del glicerol limpio que sale de la planta de refinado puede ser alimentada al proceso del PG mediante una planta adjunta, reduciendo en gran medida el capital de inversión y costos operativos.</li> </ul>
--	--

<p><b>Reactor de mezcla ideal para hidrogenolisis. Altas conversiones y bajos tiempos de residencia.</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Al operar en fase vapor, se asegura que los reactantes orgánicos se mezclen bien con abundante H<sub>2</sub>, alcanzando un contacto ideal con el catalizador.</li> <li>• Esto deriva en altos ratios de conversión y temperaturas uniformes, con mínimos tiempos de residencia. Garantizando un máximo ritmo de producción.</li> </ul>
<p><b>Hidrogenolisis a Bajas presiones de Operación.</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• El uso de un gran exceso de H<sub>2</sub> gaseoso otorga una gran presión parcial lo cual elimina la necesidad de una alta presión total de operación para llevar a cabo la hidrogenolisis.</li> <li>• El hidrógeno con reactante en fase vapor requiere solo bajas presiones comparado con el uso de un reactante en fase líquida.</li> </ul>
<p><b>Menores costos en materiales y equipos.</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Al operar en condiciones moderadas y con una materia prima no acidificada, permite la construcción del sistema de hidrogenolisis con acero al carbono.</li> <li>• Al operar con bajas presiones, también se reduce el espesor de las paredes de la tubería y de válvulas, lo que implica un menor costo de equipamiento. Además, equipos más livianos reducen el costo de instalación, manejo, estructuras y costos civiles de la planta.</li> </ul>
<p><b>Hidrogenolisis de alta selectividad</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Las condiciones moderadas de operación de esta tecnología, junto a perfil uniforme de temperaturas y cortos tiempos de residencia de los reactantes y productos, llevan a un proceso muy selectivo. Esto resulta en una mínima formación de co-productos.</li> </ul>
<p><b>Seguridad y operatividad de la planta.</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• El uso de bajas presiones en el proceso, y la simplicidad del uso de un lecho fijo con recirculación en fase vapor, incrementa en forma significativa la seguridad de la planta.</li> <li>• El sistema de hidrogenolisis puede ser puesto en marcha y detenido muy rápidamente sin consecuencias para los catalizadores.</li> </ul>
<p><b>No requiere separación de catalizador.</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Al llevarse a cabo en fase gas/vapor, el catalizador sólido no se mezcla con ninguno de los reactantes o productos, eliminando la necesidad de separación de catalizadores, lo cual es de suma importancia para las etapas posteriores.</li> </ul>



# **CAPÍTULO 7**

## **BALANCE DE MASA Y ENERGÍA**

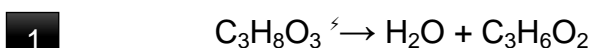
## 7. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

Para el desarrollo de la presente sección, se toma como fuente de información las experiencias realizadas por Johnson Matthey Davy Technologies Limited. Los resultados de las pruebas en planta piloto fueron plasmados en la patente (TUCK, y otros, 2007), en donde se lleva a cabo la transformación del glicerol a PG (y otros co-productos) mediante tres reactores en serie. Utilizando las composiciones de salida de esta patente, se plantean los siguientes balances de masa y energía.

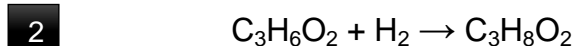
### 7.1. Estequiometría De Las Reacciones

Las especies son las siguientes:

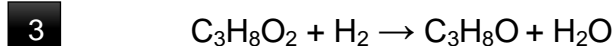
<i><b>Fórmula</b></i>	<i><b>Nombre</b></i>	<i><b>Abreviatura</b></i>	<i><b>Peso Molecular</b></i>
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub></b>	Glicerol	G	92.094g/mol
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>2</sub></b>	Propilenglicol	PG	76.094g/mol
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O</b>	n-Propanol	nP	60.095g/mol
<b>H<sub>2</sub>O</b>	Agua	W	18.015g/mol
<b>H<sub>2</sub></b>	Hidrógeno	H	2.015g/mol



$$92,094g \rightarrow 18,015g + 74,078g$$



$$74,078g + 2,016g \rightarrow + 76,052g$$



$$76,052g + 2,016g \rightarrow 60.095g + 18,015g$$

- En el Capítulo 5, se estima la cantidad de PG a producir la cual es de 39.590 t/año.
- Se supone que, de los 365 días del año, la planta operará 325,15, correspondiendo los 40 días restantes a paradas programadas o imprevistas. Operando 24 h/día, se totalizan entonces 7.803,6 horas.
- La producción total asciende a 5073,29 kg/h de H<sub>8</sub>C<sub>3</sub>O<sub>2</sub> (propilenglicol).

Se estima, a partir de los datos obtenidos en pruebas de laboratorio por (TUCK, y otros, 2007) y por las simulaciones llevadas a cabo con el software Chemcad (Chemstations) por los autores, que la composición a la salida del reactor, alcanza los siguientes valores porcentuales, expresados en peso/peso, sin tener en cuenta el H<sub>2</sub> en la salida del proceso, ya que este es un reactivo en exceso, siendo el glicerol el limitante.

Suponiendo una masa disponible de glicerol de 100 g para la reacción, se tiene los siguientes valores:

	<i>Especie</i>	<i>Masa en g</i>	<i>Moles</i>
<b>ENTRADA</b>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	100,000	1.086
	H <sub>2</sub>	2.252	1.126
	H <sub>2</sub> O	0.999	0.055
	Total	103.252	2.267
<b>SALIDA</b>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0.812	0.009
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	78.889	1.037
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	2.423	0.040
	H <sub>2</sub> O	21.128	1.173
	Total	103.252	2.259

Con estos datos, se puede calcular las conversiones y selectividad en el reactor.

El G sin reaccionar, proviene completamente de la reacción N°1, el Acetol presente a la salida, será el producido por la reacción N°1 menos el que reacciona en la N°2. En una tercera reacción no deseada, parte del PG pasa n-Propanol.

Dado que los coeficientes estequiométricos de todas las especies en las reacciones N°1, 2 y 3 son 1, se tiene así que la conversión para el G es:

$$\text{Conversión: } C = \frac{\text{moles remanentes de G}}{\text{moles alimentados de G}} - 1$$

Tomando una base de 100 g de glicerol alimentados.

$$\text{Conversión: } C = \frac{0.812 \text{ g}}{100 \text{ g}} - 1 = 0,992$$

Calculando la selectividad respecto al PG se tiene que:

$$\text{Selectividad: } \zeta = \frac{\text{moles de PG obtenidos}}{\text{moles de GI consumidos}}$$

$$\zeta = \frac{(78.889 \text{ g}) / (\frac{76.094 \text{ g}}{\text{mol}})}{(99.188 \text{ g}) / (\frac{92.094 \text{ g}}{\text{mol}})} = 0,962$$

El rendimiento puede calcularse de la siguiente manera.

$$\text{Rendimiento: } R = \frac{\text{moles obtenidos de PG}}{\text{moles alimentados de G}}$$

$$\zeta = \frac{78.889 \text{ g} / (\frac{76.094 \text{ g}}{\text{mol}})}{100 \text{ g} / (\frac{92.094 \text{ g}}{\text{mol}})} = 0,956$$

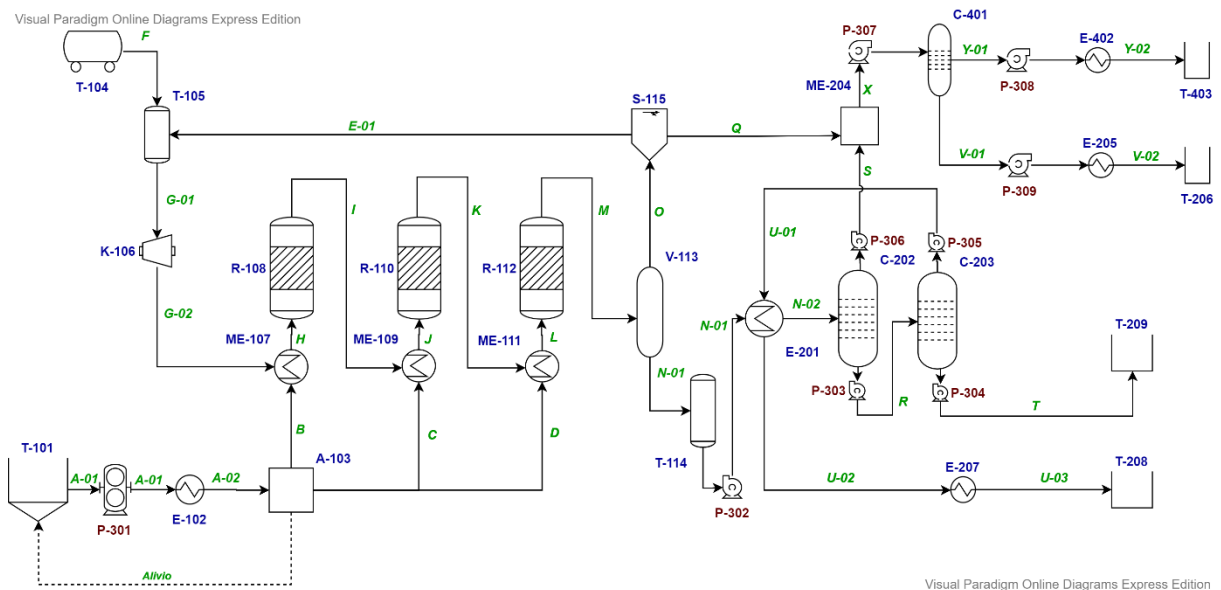
Con este dato de rendimiento, pueden calcularse los moles de glicerol que son requeridos en la alimentación para producir los 5073,29 kg/h de PG.

$$F_G = \frac{(5073,29 \text{ kg/h}) / (\frac{76.094 \text{ kg}}{\text{kmol}})}{\zeta} = \frac{69.739 \text{ kmol}}{\text{h}}$$

## 7.2. Diagrama De Flujo

A continuación, se presenta un diagrama de flujo de todo el proceso; en este se representan las diferentes corrientes y equipos involucrados en la transformación del glicerol refinado en propilenglicol. En la Tabla 7-1 se realiza una descripción de los equipos que intervienen en el proceso.

Figura 7-1 Diagrama de flujo del proceso de obtención de PG a partir de glicerol USP.



Fuente: VP Online.

Tabla 7-1 Descripción de equipos.

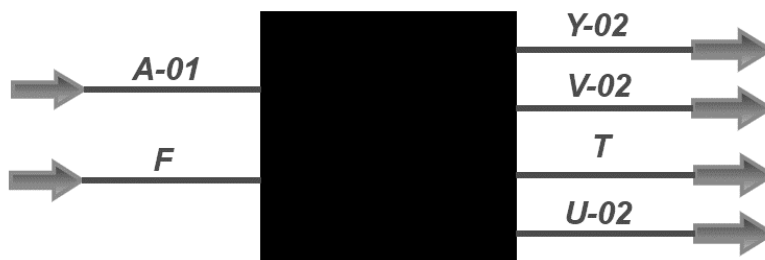
Sector	Código	Tipo de Equipo	Criterio de Trabajo
100	T-101	Tanque de almacenamiento	Adopción
	E-102	Intercambiador de calor	Diseño
	A-103	Divisor de flujo	Adopción
	T-104	Tanque de almacenamiento	Adopción
	T-105	Tanque de almacenamiento	Adopción
	K-106	Compresor de gases	Adopción
	ME-107	Mezclador Flash	Diseño
	R-108	Reactor	Diseño
	ME-109	Mezclador Flash	Diseño
	R-110	Reactor	Diseño
	ME-111	Mezclador Flash	Diseño
	R-112	Reactor	Diseño
	V-113	Separador Flash	Diseño
	T-114	Tanque de almacenamiento	Adopción
	S-115	Tamiz molecular	Diseño
200	E-201	Intercambiador de calor	Diseño
	C-202	Columna de destilación	Diseño
	C-203	Columna de destilación	Diseño
	ME-204	Tanque de mezclado	Adopción
	E-205	Intercambiador de calor	Diseño
	T-206	Tanque de subproductos	Adopción
	E-207	Intercambiador de calor	Diseño
	T-208	Tanque de PG refinado	Adopción
	T-209	Tanque de Glicerol	Adopción
300	P-301	Bomba de desplazamiento positivo	Adopción
	P-302	Bomba centrífuga	Adopción
	P-303	Bomba centrífuga	Adopción
	P-304	Bomba centrífuga	Adopción
	P-305	Bomba centrífuga	Adopción
	P-306	Bomba centrífuga	Adopción
	P-307	Bomba centrífuga	Adopción
	P-308	Bomba centrífuga	Adopción
	P-309	Bomba centrífuga	Adopción
400	C-401	Columna de destilación	Diseño
	E-402	Intercambiador de calor	Diseño
	T-403	Tanque de n-propanol	Adopción

Fuente: Elaboración propia.



### 7.3. Balance General (Caja Negra)

Figura 7-2 Esquema del balance de masa por caja negra.



Fuente: Elaboración propia.

El balance general muestra que el consumo total de H<sub>2</sub> representa un 2.18% del total de la masa que ingresa al proceso en A. El producto constituye una mezcla de polialcoholes, agua y alcanos, de la cual el PG representa un 76.34% p/p.

Tabla 7-2 Balance de masa de caja negra.

Corriente	Especie	Composición Porcentual	t/año	kg/h
A-01	Glicerol	99,01%	51777,68	6440,01
	Agua	0,99%	517,70	64,39
	TOTAL	100,00%	52295,38	6504,40
F	Hidrógeno	100,00%	1166,18	145,05
	TOTAL	100,00%	1166,18	145,05
	TOTAL		53461,55	6649,45
U-03	Glicerol	0,00%	0,00	0,00
	Agua	0,00%	0,08	0,01
	PG	100,00%	40825,43	5077,79
	TOTAL	100,00%	40825,51	5077,80
V-02	Glicerol	0,00%	0,01	0,00
	Hidrógeno	0,00%	0,00	0,00
	PG	0,19%	20,41	2,54
	Agua	99,31%	10438,67	1298,34
	N-propanol	0,50%	52,56	6,54
	TOTAL	100,00%	10511,65	1307,42
T	Glicerol	99,90%	420,57	52,31

	PG	0,10%	0,40	0,05
	TOTAL	100,00%	420,97	52,36
Y-02	Glicerol	0,00%	0,00	0,00
	Hidrógeno	0,10%	1,76	0,22
	PG	0,00%	0,00	0,00
	Agua	29,40%	501,14	62,33
	N-propanol	70,50%	1201,78	149,48
	TOTAL	100,00%	1704,68	212,03
	<b>TOTAL</b>			<b>53461,55</b>

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-3 Consumos de materias primas y servicios por kg y hora de producción.

Especie	Total, por hora de producción	Total, por kg/h de PG	Unidades
Propilenglicol	5077,790	1,000	kg
Glicerol	6440,010	1,268	kg
Hidrógeno	145,047	0,029	kg
Energía Eléctrica	1056,238	0,208	kwh
Gas Natural	541,380	0,107	m3
Vapor	6862,900	1,352	kg
Agua de Servicio	91,010	0,018	m3

Fuente: Elaboración propia.

## 7.1 Balances de masa y energía del Sector de reacción: Zona 100

### 7.1.1 Intercambiador de calor E-102

El glicerol USP proveniente del proceso de refinado a 130°C es almacenado en el tanque pulmón T-101, de acá es tomado por la bomba de alimentación a planta a través de la corriente A-01 y es calentado a una temperatura de operación en el intercambiador de calor E-102.

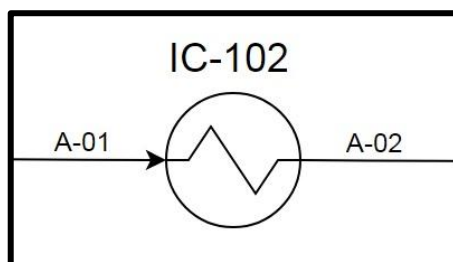


Figura 7-3 Diagrama del Intercambiador de Calor E-102.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-3 Balance de masa del Intercambiador de Calor E-102.

Balance de Energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)
A-01	Entrada	Glicerol USP	0,9901	6440,01	6504,4	130	0,709
		Agua	0,0099	64,39			
A-02	Salida	Glicerol USP	0,9901	6440,01	6504,4	163,75	0,751
		Agua	0,0099	64,39			
<b>Presión (bar)</b>		20,00					
<b>Calor intercambiado (kcal/h)</b>		160289,00					

Fuente: ChemCAD.

Consideraciones:

- El calor suministrado es a través de vapor de 12 kg/cm<sup>2</sup>.

### 7.1.2 Divisor de corrientes (manifold) A-103

La corriente de salida A-02 del intercambiador de calor E-102 es dividida en tres corrientes que luego alimentarán a cada uno de los evaporadores de los reactores. El fraccionamiento de la corriente A-02 en tres corrientes se realiza según la patente internacional WO2007/010299 A1 (TUCK, y otros, 2007), en donde se aprovecha el calor generado en la reacción para evaporar el glicerol adicionado en la posterior etapa.

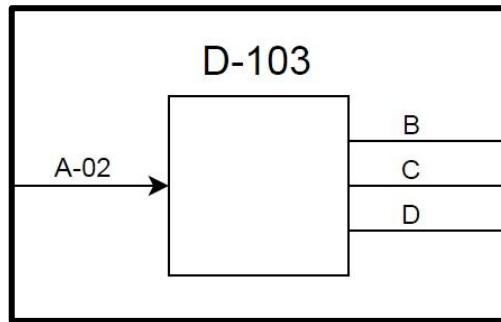


Figura 7-4 Diagrama del Divisor de Corrientes A-103.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-4 Ecuaciones del balance general y parcial del Divisor de Corrientes A-103.

Ecuaciones de balance de masa		
Balance general		$A-02 = B + C + D$
Balances parciales de componentes	Glicerol USP(G)	$A-02 \cdot X_{GA-02} = B \cdot X_{GB} + C \cdot X_{GC} + D \cdot X_{GD}$
	Agua(W)	$A-02 \cdot X_{WA-02} = B \cdot X_{WB} + C \cdot X_{WC} + D \cdot X_{WD}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-5 Balance de masa del Divisor de Corrientes A-103.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>A-02</b>	Entrada	Alimentación de glicerol USP a planta	6504,4	Glicerol USP	0,9901	6440,01
				Agua	0,0099	64,39
<b>B</b>	Salida	Alimentación de glicerol USP al ME-107	1951,32	Glicerol USP	0,9901	1932,00
				Agua	0,0099	19,32
<b>C</b>	Salida	Alimentación de glicerol USP al ME-109	1951,32	Glicerol USP	0,9901	1932,00
				Agua	0,0099	19,32
<b>D</b>	Salida	Alimentación de glicerol USP al ME-111	2601,76	Glicerol USP	0,9901	2576,00
				Agua	0,0099	25,76

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.3 Tanque de mezclado de hidrógeno T-105

La corriente de reposición de hidrógeno a planta F y la corriente de hidrógeno de reproceso E se mezclan en un tanque interno de forma continua, de ahí la mezcla alimenta el compresor de gases K-106. En este recipiente se equaliza la temperatura del hidrógeno.

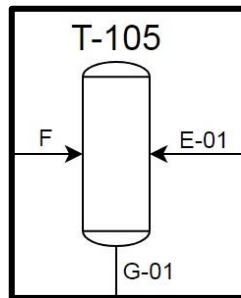


Figura 7-5 Diagrama del Tanque de Mezclado de hidrógeno T-105.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-6 Ecuaciones del balance general y parcial del Tanque de Mezclado de hidrógeno T-105.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general	$F + E-01 = G-01$
Balance parcial Hidrógeno(H)	$F \cdot X_{HF} + E \cdot X_{HE-01} = G-01 \cdot X_{HG-01}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-7 Balance de masa del Tanque de Mezclado de hidrógeno T-105.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>F</b>	Entrada	Hidrógeno de reposición	145,05	Hidrógeno	1	145,05
<b>E-01</b>	Entrada	Hidrógeno de reproceso	6267,32	Hidrógeno	1	6267,32
<b>G-01</b>	Salida	Alimentación de hidrógeno al ME-107	6412,37	Hidrógeno	1	6412,37

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-8 Balance de energía del Tanque de Mezclado de hidrógeno T-105.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
<b>F</b>	Entrada	Hidrógeno	1	145,05	145,05	20,00	3,411
<b>E-01</b>	Entrada	Hidrógeno	1	6267,32	6267,32	40,00	3,428
<b>G-01</b>	Salida	Hidrógeno	1	6412,37	6412,37	39,56	3,428
<b>Presión (bar)</b>		7					

Fuente: ChemCAD.

Consideraciones:

- Se omite la cantidad de calor intercambiado debido a que la corriente F en caudal es muy pequeña con respecto a la E.

### 7.1.4 Compresor de gases K-106

El hidrógeno proveniente de la corriente G-01 es comprimido en el compresor de gases K-106 hasta los 20 bar, también en esta etapa la compresión del gas va acompañada de un aumento en la temperatura del fluido.

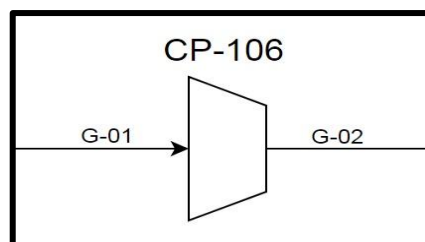


Figura 7-6 Diagrama del Compresor de Gases K-106.  
Fuente: VP Online.

Tabla 7-9 Características de la corriente de alimentación al K-106.

Características de la corriente gaseosa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción	Caudal másico (kg/h)
<b>G-01/G-02</b>	Entrada / Salida	Alimentación de hidrógeno al ME-107	6412,37	Hidrógeno	1	6412,37

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-10 Balance de energía del Compresor de Gases K-106.

Balance de energía	
Calor generado por compresión (kcal/h)	4466430
Temperatura de entrada (°C)	39,56
Temperatura de salida (°C)	240,30
Presión de entrada (bar)	7
Presión de salida (bar)	20

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.5 Evaporador ME-107

La corriente B de glicerol USP se mezcla con la corriente G-02 de hidrógeno en el evaporador ME-107, aquí la corriente B es convertida completamente en fase vapor como lo requiere el proceso. En este equipo no hace falta adicionar calor debido a que con el contenido energético con que viene la corriente G-02 le da para convertir completamente en fase vapor el glicerol USP.

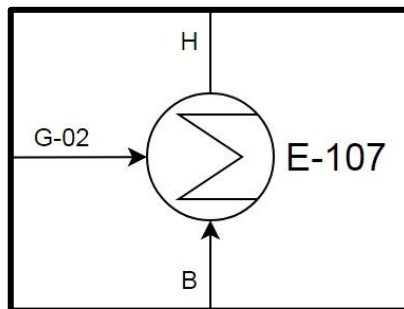


Figura 7-7 Diagrama del Evaporador ME-107.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-11 Ecuaciones del balance general y parcial del Evaporador ME-107.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $B + G-02 = H$	
Balance parcial Glicerol USP (G)	$B \cdot X_{GB} = H \cdot X_{GH}$
Balance parcial Agua (W)	$B \cdot X_{WB} = H \cdot X_{WH}$
Balance parcial Hidrógeno (H)	$G-02 \cdot X_{HG-02} = H \cdot X_{HH}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-12 Balance de masa del Evaporador ME-107.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>B</b>	Entrada	Alimentación de glicerol USP a primera sección de reacción	1951,32	Glicerol USP	0,9901	1932,00
				Agua	0,0099	19,32
<b>G-02</b>	Entrada	Alimentación de hidrógeno	6412,37	Hidrógeno	1	6412,37
<b>H</b>	Salida	Alimentación de reactivos al primer reactor	8363,69	Glicerol USP	0,2310	1932,00
				Hidrógeno	0,7667	6412,37
				Agua	0,0023	19,32

Fuente: ChemCAD.



Tabla 7-13 Balance de energía del Evaporador ME-107.

Balance de energía								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	$\lambda$ (kcal/kg)	Cp (kcal/kg°C)
<b>B</b>	Entrada	Glicerol USP	0,9901	1932,00	1951,32	163,75	205,4	0,751
		Agua	0,0099	19,32				
<b>G-02</b>	Entrada	Hidrógeno	1	6412,37	6412,37	240,30	-	3,505
<b>H</b>	Salida	Glicerol USP	0,2310	1932,00	8363,69	217,18	-	2,831
		Hidrógeno	0,7667	6412,37				
		Agua	0,0023	19,32				
<b>Presión (bar)</b>			20,00					

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.6 Reactor R-108 (primera sección de reacción)

La corriente H en fase vapor proveniente del ME-107 ingresa al reactor, en donde se produce la deshidratación del glicerol USP y la posterior hidrogenación para formar el PG y demás subproductos. La estequiometría de las reacciones es descrita en el punto 7.1. de este capítulo.

Los cálculos fueron realizados con ChemCAD 7.1 realizando un balance molecular para calcular las cantidades de productos obtenidos.

Tabla 7-14 Balance molar del Reactor R-108.

Componente	H (kmol/h)	I (kmol/h)
Glicerol USP	20,978	0,420
Hidrógeno	3181,054	3160,194
Agua	1,072	22,042
Propilenglicol	-	20,148
n-propanol	-	0,411

Fuente: ChemCAD.

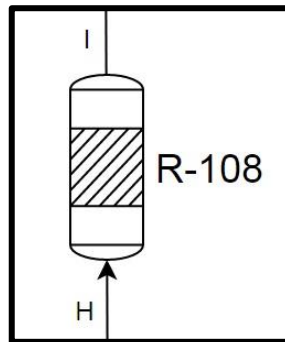


Figura 7-8 Diagrama del Reactor R-108.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-15 Balance de masa del Reactor R-108.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
H	Entrada	Alimentación a reactor R-108	8363,69	Glicerol USP	0,2310	1932,00
				Hidrógeno	0,7667	6412,37
				Agua	0,0023	19,32
I	Salida	Productos de primera sección de reacción	8363,69	Glicerol USP	0,0046	38,64
				Hidrógeno	0,7616	6370,16
				Propilenglicol	0,1833	1533,13
				Agua	0,0475	397,09
				n-propanol	0,0030	24,71

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-16 Balance de energía del Reactor R-108.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
H	Entrada	Glicerol USP	0,2310	1932,00	8363,69	217,18	2,831
		Hidrógeno	0,7667	6412,37			
		Agua	0,0023	19,32			
I	Salida	Glicerol USP	0,0046	38,64	8363,69	241,40	2,829
		Hidrógeno	0,7616	6370,16			
		Propilenglicol	0,1833	1533,13			
		Agua	0,0475	397,09			
		n-propanol	0,0030	24,71			

Energía requerida por el reactor	
Calor de reacción (kcal/h)	-38439,00
Presión (bar)	20,00

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.7 Evaporador ME-109

La corriente de productos del reactor I se mezcla con la corriente de glicerol USP C en el evaporador ME-109, en esta etapa el glicerol USP es evaporado aprovechando el contenido energético de la corriente I. La corriente resultante J alimenta al reactor R-110.

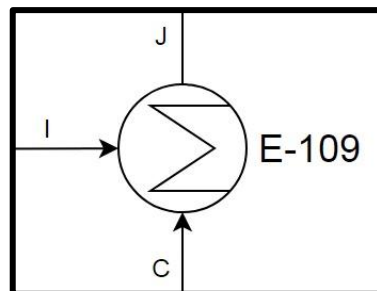


Figura 7-9 Diagrama del Evaporador ME-109.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-17 Ecuaciones del balance general y parcial del Evaporador ME-109.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $I + C = J$	
Balance parcial Glicerol USP (G)	$I \cdot X_{GI} + C \cdot X_{GC} = J \cdot X_{GJ}$
Balance parcial Agua (W)	$I \cdot X_{WI} + C \cdot X_{WC} = J \cdot X_{WJ}$
Balance parcial Hidrógeno (H)	$I \cdot X_{HI} = J \cdot X_{HJ}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$I \cdot X_{PGI} = J \cdot X_{PGJ}$
Balance parcial n-propanol (nP)	$I \cdot X_{nPI} = J \cdot X_{nPJ}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-18 Balance de masa del Evaporador ME-109.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
I	Entrada	Productos de salida de la primera sección de reacción	8363,69	Glicerol USP	0,0046	38,64
				Hidrógeno	0,7616	6370,16
				Propilenglicol	0,1833	1533,13
				Agua	0,0475	397,09
				n-propanol	0,0030	24,71
C	Entrada	Alimentación de glicerol USP a segunda sección de reacción	1951,32	Glicerol USP	0,9901	1932,00
				Agua	0,0099	19,32
J	Salida	Productos de entrada a la segunda sección de reacción	10315,01	Glicerol USP	0,1910	1970,64
				Hidrógeno	0,6176	6370,64
				Propilenglicol	0,1486	1533,13
				Agua	0,0404	416,40
				n-propanol	0,0024	24,71

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-19 Balance de energía del Evaporador ME-109.

Balance de energía								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	$\lambda$ (kcal/kg)	Cp (kcal/kg°C)
I	Entrada	Glicerol USP	0,0046	38,64	8363,69	241,6	-	2,829
		Hidrógeno	0,7616	6370,16				
		Propilenglicol	0,1833	1533,13				
		Agua	0,0475	397,09				
		n-propanol	0,0030	24,71				
C	Entrada	Glicerol USP	0,9901	1932,00	1951,32	163,75	205,4	0,751
		Agua	0,0099	19,32				
J	Salida	Glicerol USP	0,1910	1970,64	10315,01	218,37	-	2,406
		Hidrógeno	0,6176	6370,64				
		Propilenglicol	0,1486	1533,13				
		Agua	0,0404	416,41				
		n-propanol	0,0024	24,71				
Presión (bar)			20,00					

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.8 Reactor R-110 (segunda sección de reacción)

La corriente en fase vapor J proveniente desde el ME-109 ingresa al reactor R-110; en esta etapa el glicerol USP de la corriente es convertido en PG y subproductos. En el reactor se produce la deshidratación del glicerol USP y la posterior hidrogenación para formar el PG y demás subproductos. La estequiometría de las reacciones es descrita en el punto 7.1. de este capítulo.

Los cálculos fueron realizados con ChemCAD 7.1 realizando un balance molecular para calcular las cantidades de productos obtenidos.

Tabla 7-20 Balance molar del Reactor R-110.

Componente	J (kmol/h)	K (kmol/h)
Glicerol USP	21,398	0,428
Hidrógeno	3160,194	3138,401
Agua	23,115	44,907
Propilenglicol	20,148	40,295
n-propanol	0,411	1,234

Fuente: ChemCAD.

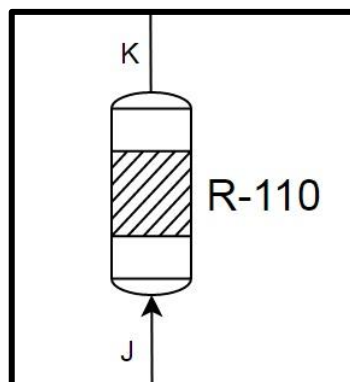


Figura 7-10 Diagrama del Reactor R-110.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-21 Balance de masa del Reactor R-110.

<b>Balance de masa</b>						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>J</b>	Entrada	Productos de entrada al reactor R-110	10315,01	Glicerol USP	0,1910	1970,64
				Hidrógeno	0,6176	6370,64
				Propilenglicol	0,1486	1533,13
				Agua	0,0404	416,41
				n-propanol	0,0024	24,71
<b>K</b>	Salida	Productos de la segunda sección de reacción	10315,01	Glicerol USP	0,0038	39,41
				Hidrógeno	0,6133	6326,27
				Propilenglicol	0,2972	3066,26
				Agua	0,0784	809,00
				n-propanol	0,0072	74,13

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-22 Balance de energía del Reactor R-110.

<b>Balance de energía</b>							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
<b>J</b>	Entrada	Glicerol USP	0,1910	1970,64	10315,01	218,37	2,406
		Hidrógeno	0,6176	6370,64			
		Propilenglicol	0,1486	1533,13			
		Agua	0,0404	416,41			
		n-propanol	0,0024	24,71			
<b>K</b>	Salida	Glicerol USP	0,0038	39,41	10315,01	242,60	2,406
		Hidrógeno	0,6133	6326,27			
		Propilenglicol	0,2972	3066,26			
		Agua	0,0784	809,00			
		n-propanol	0,0072	74,13			
<b>Energía requerida por el reactor</b>							
<b>Calor de reacción (kcal/h)</b>					-38439		
<b>Presión (bar)</b>					20		

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.9 Evaporador ME-111

La corriente de productos K del reactor R-110 se mezcla con la corriente de glicerol USP D en el evaporador ME-111; en este equipo el glicerol USP que ingresa en fase líquida es evaporada aprovechando el contenido energético con que viene la corriente K desde el reactor.

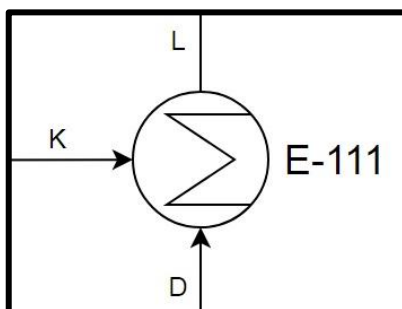


Figura 7-11 Diagrama del Evaporador ME-111.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-23 Ecuaciones del balance general y parcial del Evaporador ME-111.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $K + D = L$	
Balance parcial Glicerol USP(G)	$K \cdot X_{GK} + D \cdot X_{GD} = L \cdot X_{GL}$
Balance parcial Agua (W)	$K \cdot X_{WK} + D \cdot X_{WD} = L \cdot X_{WL}$
Balance parcial Hidrógeno(H)	$K \cdot X_{HK} = L \cdot X_{HL}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$K \cdot X_{PGK} = L \cdot X_{PGL}$
Balance parcial n-propanol (nP)	$K \cdot X_{nPK} = L \cdot X_{nPL}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-24 Balance de masa del Evaporador ME-111.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
K	Entrada	Productos de salida de la segunda sección de reacción	10315,01	Glicerol USP	0,0038	39,41
				Hidrógeno	0,6133	6326,27
				Propilenglicol	0,2972	3066,26
				Agua	0,0784	809,00
				n-propanol	0,0072	74,13
D	Entrada	Alimentación de glicerol USP a tercera sección de reacción	2601,76	Glicerol USP	0,9901	2576,00
				Agua	0,0099	25,76
L	Salida	Productos de entrada de la tercera sección de reacción	12916,77	Glicerol USP	0,2025	2615,42
				Hidrógeno	0,4898	6326,28
				Propilenglicol	0,2374	3066,26
				Agua	0,0646	834,74
				n-propanol	0,0057	74,13

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-25 Balance de energía del Evaporador ME-111.

Balance de energía								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	$\lambda$ (kcal/kg)	Cp (kcal/kg°C)
K	Entrada	Glicerol USP	0,0038	39,41	10315,01	242,60	-	2,406
		Hidrógeno	0,6133	6326,27				
		Propilenglicol	0,2972	3066,26				
		Agua	0,0784	809,00				
		n-propanol	0,0072	74,13				
D	Entrada	Glicerol USP	0,9901	2576,00	2601,76	163,75	205,4	0,751
		Agua	0,0099	25,76				
L	Salida	Glicerol USP	0,2025	2615,42	12916,77	216,89	-	2,036
		Hidrógeno	0,4898	6326,28				
		Propilenglicol	0,2374	3066,26				
		Agua	0,0646	834,74				
		n-propanol	0,0057	74,13				
<b>Presión (bar)</b>					20			

Fuente: ChemCAD.



### 7.1.10 Reactor R-112 (tercera sección de reacción)

La corriente L en fase vapor ingresa al reactor R-112, en donde el glicerol USP de la corriente es convertido en PG y subproductos. En el reactor se produce la deshidratación del glicerol USP y la posterior hidrogenación para formar el PG y demás subproductos. La estequiometría de las reacciones es descrita en el punto 7.1. de este capítulo.

Los cálculos fueron realizados con ChemCAD 7.1 realizando un balance molecular para calcular las cantidades de productos obtenidos.

Tabla 7-26 Balance molar del Reactor R-112.

Componente	L (kmol/h)	M (kmol/h)
Glicerol USP	28,399	0,568
Hidrógeno	3138,401	3109,208
Agua	46,337	75,531
Propilenglicol	40,295	66,764
n-propanol	1,234	2,596

Fuente: ChemCAD.

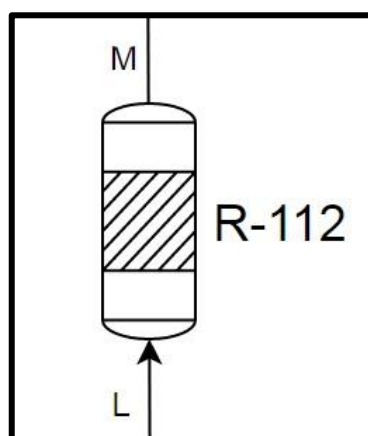


Figura 7-12 Diagrama del Reactor R-112.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-27 Balance de masa del Reactor R-112.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>L</b>	Entrada	Productos de entrada a reactor R-112	12916,77	Glicerol USP	0,2025	2615,42
				Hidrógeno	0,4898	6326,27
				Propilenglicol	0,2374	3066,26
				Agua	0,0646	834,76
				n-propanol	0,0057	74,13
<b>M</b>	Salida	Productos de la tercera sección de reacción	12916,77	Glicerol USP	0,0040	52,31
				Hidrógeno	0,4852	6267,46
				Propilenglicol	0,3933	5080,29
				Agua	0,1053	1360,69
				n-propanol	0,0121	156,01

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-28 Balance de energía del Reactor R-112.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
<b>L</b>	Entrada	Glicerol USP	0,2025	2615,42	12916,77	216,89	2,036
		Hidrógeno	0,4898	6326,27			
		Propilenglicol	0,2374	3066,26			
		Agua	0,0646	834,76			
		n-propanol	0,0057	74,13			
<b>M</b>	Salida	Glicerol USP	0,0040	52,31	12916,77	244,15	2,029
		Hidrógeno	0,4852	6267,46			
		Propilenglicol	0,3933	5080,29			
		Agua	0,1053	1360,69			
		n-propanol	0,0121	156,01			
<b>Energía requerida por el reactor</b>							
<b>Calor de reacción (kcal/h)</b>				-51245			
<b>Presión (bar)</b>				20			

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.11 Separador Flash V-113

Aprovechando las condiciones de presión y temperatura de la corriente M, se la hace pasar por un separador flash para realizar la separación del hidrógeno de los demás componentes de la corriente. Los productos de fondo del V-113 son enviados al T-114 que funciona como tanque pulmón entre la sección 100 y 200.

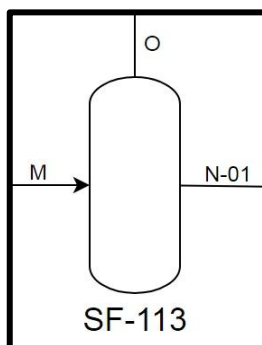


Figura 7-13 Diagrama del Separador Flash V-113.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-29 Ecuaciones del balance general y parcial del Separador Flash V-113.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $M = O + N-01$	
Balance parcial Glicerol USP (G)	$M \cdot X_{GM} = O \cdot X_{GO} + N-01 \cdot X_{GN-01}$
Balance parcial Agua (W)	$M \cdot X_{WM} = O \cdot X_{WO} + N-01 \cdot X_{WN-01}$
Balance parcial Hidrógeno (H)	$M \cdot X_{HM} = O \cdot X_{HO} + N-01 \cdot X_{HN-01}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$M \cdot X_{PM} = O \cdot X_{PO} + N-01 \cdot X_{PN-01}$
Balance parcial n-propanol (nP)	$M \cdot X_{nPM} = O \cdot X_{nPO} + N-01 \cdot X_{nPN-01}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-30 Balance de masa del Separador Flash V-113.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>M</b>	Entrada	Corriente de salida de la tercera sección de reacción	12916,77	Glicerol USP	0,0040	52,31
				Hidrógeno	0,4852	6267,46
				Propilenglicol	0,3933	5080,29
				Agua	0,1053	1360,69
				n-propanol	0,0121	156,01
<b>O</b>	Salida	Corriente de cabeza del separador flash, rica en hidrógeno	6630,52	Glicerol USP	1,3E-07	8,6E-04
				Hidrógeno	0,9452	6267,17
				Propilenglicol	0,0004	2,46
				Agua	0,0477	316,42
				n-propanol	0,0067	44,47
<b>N-01</b>	Salida	Corriente de fondo del separador flash	6286,25	Glicerol USP	0,0083	52,31
				Hidrógeno	3,5E-05	0,22
				Propilenglicol	0,8078	5077,92
				Agua	0,1661	1044,25
				n-propanol	0,0177	111,55

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-31 Balance de energía del Separador Flash V-113.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Presión (atm)
<b>M</b>	Entrada	Glicerol USP	0,0040	52,31	12916,77	244,15	19
		Hidrógeno	0,4852	6267,46			
		Propilenglicol	0,3933	5080,29			
		Agua	0,1053	1360,69			
		n-propanol	0,0121	156,01			
<b>O</b>	Salida	Glicerol USP	1,3E-07	8,6E-04	6630,52	40	8
		Hidrógeno	0,9452	6267,17			
		Propilenglicol	0,0004	2,46			
		Agua	0,0477	316,42			
		n-propanol	0,0067	44,47			
<b>N-01</b>	Salida	Glicerol USP	0,0083	52,31	6286,25	40	8
		Hidrógeno	3,5E-05	0,22			
		Propilenglicol	0,8078	5077,92			
		Agua	0,1661	1044,25			
		n-propanol	0,0177	111,55			
<b>Trabajo de expansión (kcal/h)</b>		-6912900					

Fuente: ChemCAD.

### 7.1.12 Tamiz molecular S-115

Para poder reprocesar el hidrógeno de la corriente O primero hay que separarle los compuestos arrastrados en la separación flash. Para poder eliminar las impurezas del hidrógeno se requiere utilizar el tamiz molecular S-115; en este dispositivo se logra retener todas las impurezas.

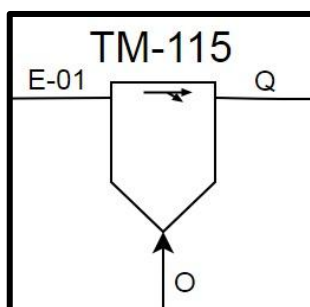


Figura 7-14 Diagrama del Tamiz Molecular S-115.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-32 Ecuaciones del balance general y parcial del Tamiz Molecular S-115.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $O = E-01 + Q$	
Balance parcial Glicerol USP(G)	$O \cdot X_{GO} = Q \cdot X_{GQ}$
Balance parcial Agua(W)	$O \cdot X_{WO} = Q \cdot X_{WQ}$
Balance parcial Hidrógeno(H)	$O \cdot X_{HO} = E-01 \cdot X_{HE-01}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$O \cdot X_{PGO} = Q \cdot X_{PGQ}$
Balance parcial n-propanol (nP)	$O \cdot X_{nPQ} = Q \cdot X_{nPQ}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-33 Balance de masa del Tamiz Molecular S-115.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
O	Entrada	Corriente de cabeza del separador flash, rica en hidrógeno	6630,52	Glicerol USP	1,3E-07	8,6E-04
				Hidrógeno	0,9452	6267,17
				Propilenglicol	0,0004	2,46
				Agua	0,0477	316,42
				n-propanol	0,0067	44,47
E-01	Salida	Corriente de hidrógeno de reproceso	6267,32	Hidrógeno	1	6267,32
Q	Salida	Corriente de impurezas separadas en el S-115	363,35	Glicerol USP	2,4E-06	8,6E-04
				Propilenglicol	0,0068	2,46
				Agua	0,8708	316,42
				n-propanol	0,1224	44,47

Fuente: ChemCAD.

## 7.2 Balances de masa y energía del Sector de purificación: Zona 200

### 7.2.1 Intercambiador de calor E-201

Aprovechando el contenido energético de la corriente U-01 de PG refinado de salida de la columna de destilación C-203 se precalienta con esta la corriente N-01 antes de ingresar a la columna de destilación C-202.

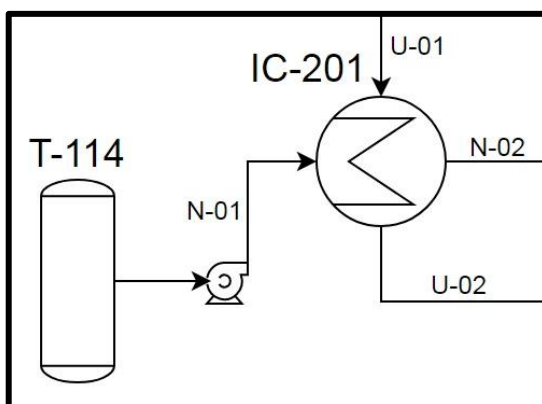


Figura 7-15 Diagrama del Intercambiador de Calor E-201.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-34 Balance de energía del Intercambiador de Calor E-201.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
N-01	Entrada	Glicerol USP	0,0083	52,31	6286,25	40,00	0,802
		Hidrógeno	3,5E-05	0,22			
		Propilenglicol	0,8078	5077,92			
		Agua	0,1661	1044,25			
		n-propanol	0,0177	111,55			
U-01	Entrada	Glicerol USP	1,0E-07	5,2E-04	5077,80	183,31	0,879
		Propilenglicol	0,9999	5077,79			
		Agua	1,7E-06	0,01			
N-02	Salida	Glicerol USP	0,0083	52,31	6286,25	142,34	0,867
		Hidrógeno	3,5E-05	0,22			
		Propilenglicol	0,8078	5077,92			
		Agua	0,1661	1044,25			
		n-propanol	0,0177	111,55			
U-02	Salida	Glicerol USP	1,0E-07	0,0005	5077,80	55,00	0,776
		Propilenglicol	0,9999	5077,79			
		Agua	1,7E-06	0,0087			
Presión (bar)		4					
Calor intercambiado (kcal/h)		534521					

Fuente: ChemCAD.

### 7.2.2 Columna de destilación C-202

La corriente R-02 luego de salir del E-201 ingresa a la columna de destilación C-202; en la cual se elimina prácticamente toda el agua, n-propanol e hidrógeno.

El proceso se realiza a una presión de 1 bar, y permite obtener concentraciones de PG de aproximadamente 99%.

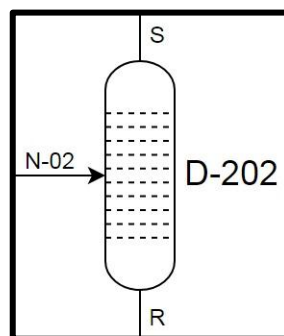


Figura 7-16 Diagrama de la Columna de Destilación C-202.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-35 Ecuaciones del balance general y parcial de la Columna de Destilación C-202.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $N-02 = S + R$	
Balance parcial Glicerol USP (G)	$N-02 \cdot X_{GN-02} = S \cdot X_{GS} + R \cdot X_{GR}$
Balance parcial Agua (W)	$N-02 \cdot X_{WN-02} = S \cdot X_{WS} + R \cdot X_{WR}$
Balance parcial Hidrógeno (H)	$N-02 \cdot X_{HN-02} = S \cdot X_{HS}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$N-02 \cdot X_{PGN-02} = S \cdot X_{PGS} + R \cdot X_{PGR}$
Balance parcial n-propanol (nP)	$N-02 \cdot X_{nPN-02} = S \cdot X_{nPS}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-36 Balance de masa de la Columna de Destilación C-202.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>N-02</b>	Entrada	Corriente de productos de la Zona 100	6286,25	Glicerol USP	0,0083	52,31
				Hidrógeno	3,5E-05	0,22
				Propilenglicol	0,8078	5077,92
				Agua	0,1661	1044,25
				n-propanol	0,0177	111,55
<b>S</b>	Salida	Productos de cabeza de la columna de destilación C-202	1156,09	Glicerol USP	6,3E-13	7,3E-10
				Hidrógeno	0,0002	0,22
				Propilenglicol	6,6E-05	0,08
				Agua	0,9033	1044,24
				n-propanol	0,0965	111,55
<b>R</b>	Salida	Productos de fondo de la columna de destilación C-202	5130,16	Glicerol USP	0,0102	52,31
				Propilenglicol	0,9898	5077,84
				Agua	2,0E-06	0,01

Fuente: ChemCAD.



Tabla 7-37 Balance de energía de la Columna de Destilación C-202.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fración másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
<b>N-02</b>	Entrada	Glicerol USP	0,0083	52,31	6286,25	142,34	0,867
		Hidrógeno	3,5E-05	0,22			
		Propilenglicol	0,8078	5077,92			
		Agua	0,1661	1044,25			
		n-propanol	0,0177	111,55			
<b>S</b>	Salida	Glicerol USP	6,3E-13	7,3E-10	1156,09	98,73	0,941
		Hidrógeno	0,0002	0,22			
		Propilenglicol	0,0001	0,08			
		Agua	0,9033	1044,24			
		n-propanol	0,0965	111,55			
<b>R</b>	Salida	Glicerol USP	0,0102	52,31	5130,16	183,53	0,878
		Propilenglicol	0,9898	5077,84			
		Agua	2,0E-06	0,01			
<b>Calor Rehervidor (kcal/h)</b>			1589990				
<b>Calor Condensador (kcal/h)</b>			-878191				

Fuente: ChemCAD.

### 7.2.3 Columna de destilación C-203

La corriente de fondo R de la columna de destilación C-202, que contiene los componentes pesados ingresa a la columna de destilación C-203, en donde se separa el PG del Glicerol USP. En esta etapa se logra obtener un PG con una pureza del 99,99%.

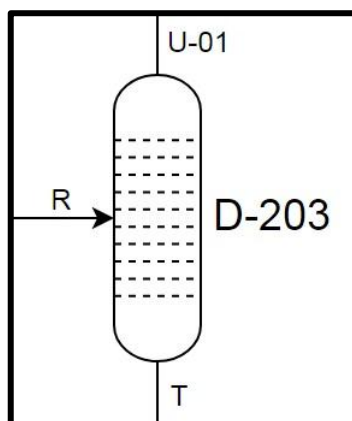


Figura 7-17 Diagrama de la Columna de Destilación C-203.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-38 Ecuaciones del balance general y parcial de la Columna de Destilación C-203.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $R = T + U-01$	
Balance parcial Glicerol USP (G)	$R \cdot X_{GR} = T \cdot X_{GT} + U-01 \cdot X_{GU-01}$
Balance parcial Agua (W)	$R \cdot X_{WR} = T \cdot X_{WT} + U-01 \cdot X_{WU-01}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$R \cdot X_{PGR} = T \cdot X_{PGT} + U-01 \cdot X_{PGU-01}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-39 Balance de masa de la Columna de Destilación C-203.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>R</b>	Entrada	Productos de fondo de la columna de destilación C-202	5130,16	Glicerol USP	0,0102	52,31
				Propilenglicol	0,9898	5077,84
				Agua	2,0E-06	0,01
<b>T</b>	Salida	Productos de fondo de la columna de destilación C-203	52,36	Glicerol USP	0,9990	52,31
				Propilenglicol	0,0010	0,05
<b>U-01</b>	Salida	Productos de cabeza de la columna de destilación C-203	5077,80	Glicerol USP	1,0E-07	5,2E-04
				Propilenglicol	0,9999	5077,79
				Agua	1,7E-06	0,01

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-40 Balance de energía de la Columna de Destilación C-203.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
<b>R</b>	Entrada	Glicerol USP	0,0102	52,31	5130,16	183,53	0,878
		Propilenglicol	0,9898	5077,84			
		Agua	2,0E-06	0,01			
<b>T</b>	Salida	Glicerol USP	0,9990	52,31	52,36	283,76	0,898
		Propilenglicol	0,0010	0,05			
<b>U-01</b>	Salida	Glicerol USP	1,0E-07	5,2E-04	5077,80	183,31	0,879
		Propilenglicol	0,9999	5077,79			
		Agua	1,7E-06	0,01			
<b>Calor Rehervidor (kcal/h)</b>			2482320				
<b>Calor Condensador (kcal/h)</b>			-2478930				

Fuente: ChemCAD.

### 7.2.4 Mixer ME-204

Las corrientes de subproductos Q y S se mezclan en el tanque de mezclado ME-204 obteniéndose un producto que luego será sometido a separación de por destilación con el fin de aislar la máxima cantidad posible de n-propanol.

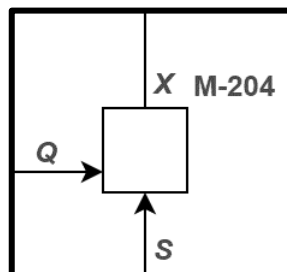


Figura 7-18 Diagrama del Tanque de Mezclado ME-204.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-41 Ecuaciones del balance general y parcial del Tanque de Mezclado ME-204.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $Y = S + Q$	
Balance parcial Agua (W)	$Y \cdot X_{WY} = S \cdot X_{WS} + Q \cdot X_{WQ}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$Y \cdot X_{PGY} = S \cdot X_{PGS} + Q \cdot X_{PGQ}$
Balance parcial n-propanol (nP)	$Y \cdot X_{nPY} = S \cdot X_{nPS} + Q \cdot X_{nPQ}$
Balance parcial Glicerol (G)	$Y \cdot X_{GY} = S \cdot X_{GS} + Q \cdot X_{GQ}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-42 Balance de masa de Mixer ME-204.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>S</b>	Entrada	Productos de fondo de la columna de destilación D-301	1156,095	Hidrógeno	0,0001897	0,219
				n-Propanol	0,09648582	111,547
				Propilenglicol	6,5884E-05	0,076
				Agua	0,9032586	1044,253
				Glicerol	6,2835E-13	0,000
<b>Q</b>	Entrada	Productos condensados separados de S-115	363,349	Hidrógeno	0	0,000
				n-Propanol	0,12237669	44,465
				Propilenglicol	0,00677788	2,463
				Glicerol	2,37E-06	0,001
				Agua	0,87084305	316,420
<b>X</b>	Salida	Productos de la mezcla de V-01	1519,444	Hidrógeno	0,00014434	0,219
				n-Propanol	0,10267717	156,012
				Propilenglicol	0,00167094	2,539
				Glicerol	5,6676E-07	0,001
				Agua	0,89550698	1360,673

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-43 Balance de energía de Mixer ME-204.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
S	Entrada	Hidrógeno	0,0001897	0,219	1156,095	98,730	0,981
		n-Propanol	0,09648582	111,547			
		Propilenglicol	6,5884E-05	0,076			
		Agua	0,9032586	1044,253			
		Glicerol	6,2835E-13	0,000			
Q	Entrada	Hidrógeno	0	0,000	363,349	40,000	0,996
		n-Propanol	0,12237669	44,465			
		Propilenglicol	0,00677788	2,463			
		Glicerol	2,37E-06	0,001			
		Agua	0,87084305	316,420			
X	Salida	Hidrógeno	0,00014434	0,219	1519,444	89,782	0,976
		n-Propanol	0,10267717	156,012			
		Propilenglicol	0,00167094	2,539			
		Glicerol	5,6676E-07	0,001			
		Agua	0,89550698	1360,673			
Presión (bar)			4				

Fuente: ChemCAD.

### 7.2.5 Intercambiador de calor E-205

La corriente V proveniente del fondo C-401 es enfriada en el E-205 hasta una temperatura de 40°C para así poder ser almacenada en el tanque de almacenamiento T-206.

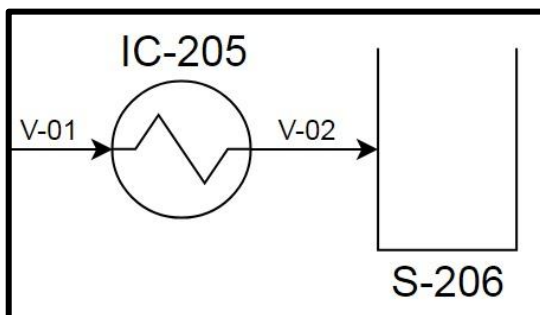


Figura 7-19 Diagrama del Intercambiador de Calor E-205.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-44 Balance de energía del Intercambiador de Calor E-205.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
V-01	Entrada	Hidrógeno	0,00103436	0,000	1307,42	119,72	1,012
		n-Propanol	0,70498782	6,537			
		Propilenglicol	1,6279E-21	2,539			
		Glicerol	1,9702E-21	0,001			
		Agua	0,29397781	1298,342			
V-02	Salida	Hidrógeno	0,00103436	0,000	1307,42	40,00	0,996
		n-Propanol	0,70498782	6,537			
		Propilenglicol	1,6279E-21	2,539			
		Glicerol	1,9702E-21	0,001			
		Agua	0,29397781	1298,342			
Presión de Salida (bar)			4				
Calor de intercambio (kcal/h)			-104.374				

Fuente: ChemCAD.

### 7.2.6 Intercambiador de calor E-207

La corriente de PG refinado U-02 luego de salir del E-201 es llevada a la temperatura de almacenamiento en el E-207, luego es depositado en el T-208. En esta etapa se lleva a 25°C la corriente U-02.

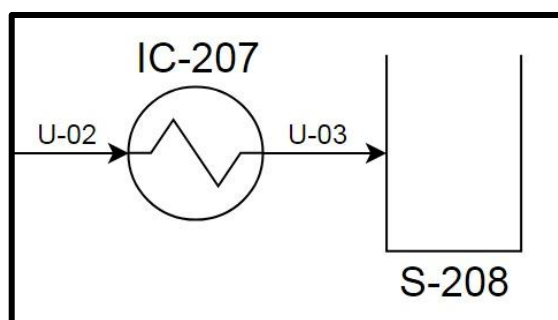


Figura 7-20 Diagrama del Intercambiador de Calor E-207.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-45 Balance de energía del Intercambiador de Calor E-207.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
U-02	Entrada	Glicerol USP	1,0E-07	5,2E-04	5077,80	55,00	0,776
		Propilenglicol	0,9999	5077,79			
		Agua	1,7E-06	8,7E-03			
U-03	Salida	Glicerol USP	1,0E-07	5,2E-04	5077,80	30,00	0,764
		Propilenglicol	0,9999	5077,79			
		Agua	1,7E-06	8,7E-03			
Presión (bar)		4					
Calor intercambiado (kcal/h)		-117094					

Fuente: ChemCAD.

### 7.3 Balances de masa y energía del Sector de purificación: Zona 400

#### 7.3.1 Columna de destilación C-401

En esta columna tiene el fin de separar el n-propanol de la corriente S, si bien la corriente es de un caudal relativamente bajo, la necesidad de tener efluentes que puedan ser vertidos cumpliendo las normativas vigentes, obliga a aplicar una operación de separación. El n-propanol conforma un azeótropo con el agua a una concentración del 71.7% (p/p), siendo esta obtenida del proceso.

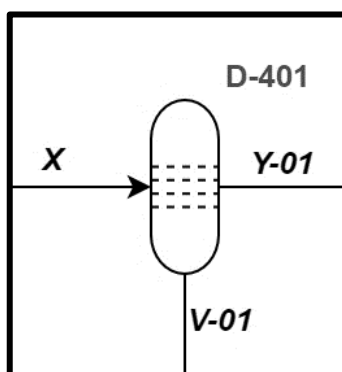


Figura 7-21 Diagrama de la Columna de Destilación C-401.

Fuente: VP Online.

Tabla 7-46 Ecuaciones del balance general y parcial de la Columna de Destilación C-401.

Ecuaciones de balance de masa	
Balance general: $X = V + Y-01$	
Balance parcial n-Propanol (nP)	$X * X_{nPX} = V * X_{nP+} + Y-01 * X_{nP Y-01}$
Balance parcial Agua (W)	$X * X_{WX} = V * X_{WV} + Y-01 * X_{W Y-01}$
Balance parcial Propilenglicol (PG)	$X * X_{PGX} = V * X_{PGV} + Y-01 * X_{PG Y-01}$
Balance parcial Glicerol (G)	$X * X_{GX} = V * X_{GV} + Y-01 * X_{G Y-01}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7-47 Balance de masa de la Columna de Destilación C-401.

Balance de masa						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
<b>X</b>	Entrada	Corriente de Salida de ME-204	1519,44	Hidrógeno	0,00014434	0,219
				n-Propanol	0,10267717	156,012
				Propilenglicol	0,00167094	2,539
				Glicerol	5,6676E-07	0,001
				Agua	0,89550698	1360,673
<b>Y-01</b>	Salida	Productos de cabeza de la columna de destilación C-401	212,02	Hidrógeno	0,00103436	0,219
				n-Propanol	0,70498782	149,475
				Propilenglicol	1,6279E-21	0,000
				Glicerol	1,9702E-21	0,000
				Agua	0,29397781	62,331
<b>V-01</b>	Salida	Productos de fondo de la columna de destilación C-401	1307,41	Hidrógeno	0	0,000
				n-Propanol	0,005	6,537
				Propilenglicol	0,00194192	2,539
				Glicerol	6,5867E-07	0,001
				Agua	0,99305742	1298,342

Fuente: ChemCAD.



Tabla 7-48 Balance de energía de la Columna de Destilación C-401.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
<b>X</b>	Entrada	Hidrógeno	0,00014434	0,219	1519,444	89,78	0,981
		n-Propanol	0,10267717	156,012			
		Propilenglicol	0,00167094	2,539			
		Glicerol	5,6676E-07	0,001			
		Agua	0,89550698	1360,673			
<b>Y-01</b>	Salida	Hidrógeno	0,00103436	0,219	212,025	107,56	0,834
		n-Propanol	0,70498782	149,475			
		Propilenglicol	1,6279E-21	0,000			
		Glicerol	1,9702E-21	0,000			
		Agua	0,29397781	62,331			
<b>V-01</b>	Salida	Hidrógeno	0	0,000	1307,419	119,72	1,012
		n-Propanol	0,005	6,537			
		Propilenglicol	0,00194192	2,539			
		Glicerol	6,5867E-07	0,001			
		Agua	0,99305742	1298,342			
<b>Presión (bar)</b>			4				
<b>Calor del Reboiler (kcal/h)</b>			218816				
<b>Calor del Condensador (kcal/h)</b>			-176393				

Fuente: ChemCAD.

### 7.3.2 Intercambiador de calor E-402

La corriente Y-01 proveniente de la cabeza C-401 es enfriada en el E-402 hasta una temperatura de 40°C para así poder ser almacenada en el tanque de almacenamiento T-403.

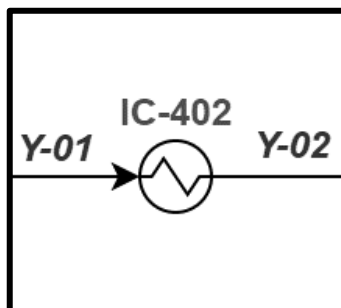


Figura 7-22 Diagrama del Intercambiador de Calor IC-402.  
 Fuente: VP Online.

Tabla 7-49 Balance de energía del Intercambiador de Calor IC-402.

Balance de energía							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
<b>Y-01</b>	Entrada	Hidrógeno	0,00103436	0,219	212,025	107,563	0,834
		n-Propanol	0,70498782	149,475			
		Propilenglicol	1,6279E-21	0,000			
		Glicerol	1,9702E-21	0,000			
		Agua	0,29397781	62,331			
<b>Y-02</b>	Salida	Hidrógeno	0,00103436	0,219	212,025	40,000	0,772
		n-Propanol	0,70498782	149,475			
		Propilenglicol	1,6279E-21	0,000			
		Glicerol	1,9702E-21	0,000			
		Agua	0,29397781	62,331			
<b>Presión de Salida (bar)</b>			4				
<b>Calor de intercambio (kcal/h)</b>			-11.456				

Fuente: ChemCAD.



# **CAPÍTULO 8**

## **DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS**

## 8. DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS

### 8.1 Introducción

Este capítulo es dedicado al diseño y adopción de todos los equipos correspondientes a la planta industrial para la producción de propilenglicol a partir de glicerina.

En el capítulo VII se estableció como capacidad máxima de producción teórica 5073,29 kg/h de  $H_8C_3O_2$  (Propilenglicol).

Se expone una tabla que resume las unidades adoptadas y diseñadas:

Tabla 8-1: Especificación de equipos adoptados y diseñados

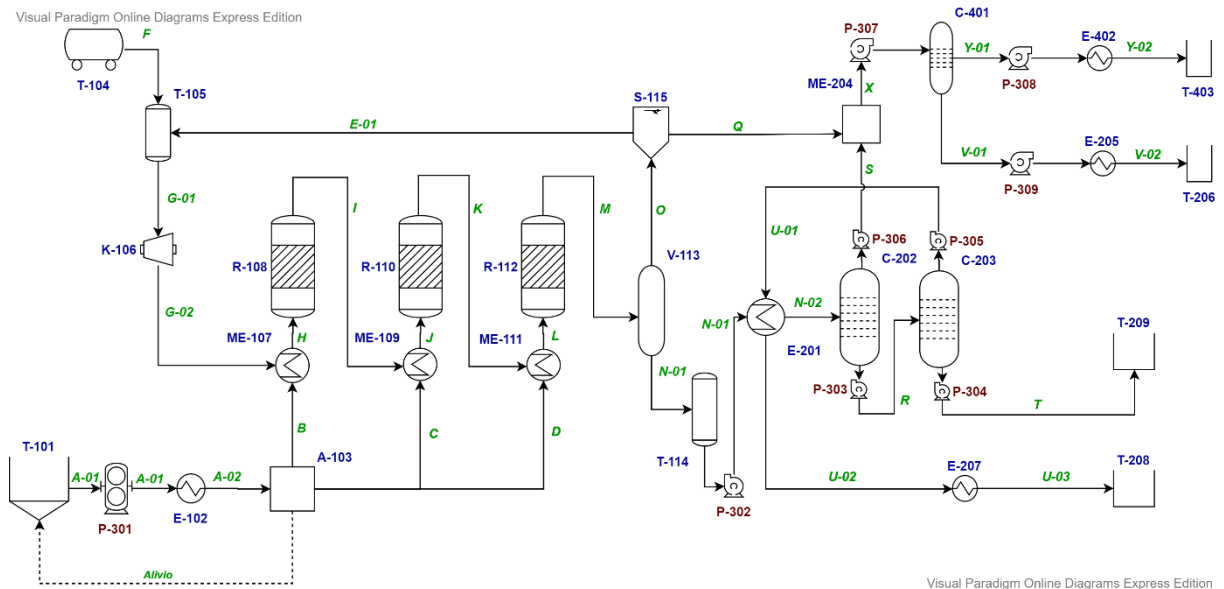
Sector	Código	Tipo de Equipo	Criterio de Trabajo
100	T-101	Tanque de almacenamiento	Adopción
	E-102	Intercambiador de calor	Diseño
	A-103	Divisor de flujo	Adopción
	T-104	Tanque de almacenamiento	Adopción
	T-105	Tanque de almacenamiento	Adopción
	K-106	Compresor de gases	Adopción
	ME-107	Mezclador Flash	Diseño
	R-108	Reactor	Diseño
	ME-109	Mezclador Flash	Diseño
	R-110	Reactor	Diseño
	ME-111	Mezclador Flash	Diseño
	R-112	Reactor	Diseño
	V-113	Separador Flash	Diseño
	T-114	Tanque de almacenamiento	Adopción
	S-115	Tamiz molecular	Diseño
200	E-201	Intercambiador de calor	Diseño
	C-202	Columna de destilación	Diseño
	C-203	Columna de destilación	Diseño
	ME-204	Tanque de mezclado	Adopción
	E-205	Intercambiador de calor	Diseño
	T-206	Tanque de subproductos	Adopción
	E-207	Intercambiador de calor	Diseño
	T-208	Tanque de PG refinado	Adopción
	T-209	Tanque de Glicerol	Adopción
300	P-301	Bomba de desplazamiento positivo	Adopción

	P-302	Bomba centrífuga	Adopción
	P-303	Bomba centrífuga	Adopción
	P-304	Bomba centrífuga	Adopción
	P-305	Bomba centrífuga	Adopción
	P-306	Bomba centrífuga	Adopción
	P-307	Bomba centrífuga	Adopción
	P-308	Bomba centrífuga	Adopción
	P-309	Bomba centrífuga	Adopción
400	C-401	Columna de destilación	Diseño
	E-402	Intercambiador de calor	Diseño
	T-403	Tanque de n-propanol	Adopción

Fuente: Elaboración propia

El criterio por utilizar es el de diseñar todos aquellos equipos que reúnen características específicas del proceso de producción en cuestión; por el contrario, se adoptarán aquellas unidades que resultan de uso común en la industria de procesos.

Figura 8-1: Diagrama de procesos de la planta



Fuente: Elaboración propia (Visual Paradigm Online)

## 8.1 Sector 100: Zona De Reacción

### 8.1.1. T-101: Tanques de almacenamiento de Glicerol

El almacenamiento del glicerol USP provisto por la planta de refinado se realiza en tanques con atmosfera nitrogenada para evitar la oxidación de la materia prima y a presión atmosférica. Para realizar la adopción de los tanques se tienen en cuenta las siguientes variables de proceso:

- $F_m$  = Flujo másico de alimentación: 5504,39 kg/h.
- $\rho_g$  = Densidad de la alimentación: 1183,00 kg/m<sup>3</sup>.
- $t_r$  = Tiempo de almacenamiento máximo: 48 horas.

La capacidad máxima de almacenamiento requerida será:

$$\text{Capacidad máxima} = \frac{F_m}{\rho_g} \times 24 \text{ hs} = \frac{5504,39 \frac{\text{kg}}{\text{hs}}}{1183,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{48 \text{ hs}}{1 \text{ día}} = 223,34 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Los tanques por adoptar deberán permitir operar la planta durante 48 horas en caso de que se interrumpa el suministro de Glicerol USP. Dado a que la temperatura de la alimentación al tanque será alta (entre 25 °C y 130 °C) por motivos de seguridad, es conveniente adoptar cuatro tanques.

Debido a que en la etapa posterior el Glicerol USP es calentado a una temperatura superior a la de almacenamiento, es de importancia que las pérdidas de energía en el tanque de almacenamiento se reduzcan al mínimo. Para el cálculo de la energía

Tabla 8-2: Características de los tanques de almacenamiento T-101

<b>Fluido</b>	Glicerol USP
<b>Densidad del fluido</b>	1183,00 kg/m <sup>3</sup>
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	25,00 a 130,00 °C
<b>Presión de almacenamiento</b>	1 bar
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	48 horas
<b>Capacidad requerida</b>	223,34 m <sup>3</sup>
<b>N° de tanques</b>	4
<b>Capacidad teórica por tanque</b>	55,83 m <sup>3</sup>
<b>Capacidad máxima del tanque adoptado</b>	60,00 m <sup>3</sup>
<b>Volumen Total</b>	240,00 m <sup>3</sup>
<b>Fabricante</b>	Bertotto y Bolgione
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo vertical
<b>Diámetro</b>	2,92 m

<b>Altura</b>	9,00 m
<b>L/D</b>	3,08
<b>Material de construcción</b>	Acero al Carbono
<b>Espesor</b>	4,76 mm(3/16")
<b>Aislación</b>	Lana mineral de vidrio
<b>Espesor del aislante</b>	0,0508 m (2 plg)
<b>Pérdidas de calor del tanque aislado</b>	6985,1 kcal/h

Fuente: Elaboración propia

Debido a que en la etapa posterior el Glicerol USP es calentado a una temperatura superior a la de almacenamiento, es de importancia que las pérdidas de energía en los tanques de almacenamiento se reduzcan al mínimo. A continuación se calculan las pérdidas de calor de los tanques con aislamiento, suponiendo las condiciones más desfavorables de operación, es decir, el máximo nivel de líquido y una temperatura ambiente de 5 °C que puede llegar a alcanzarse en invierno. Dadas las amplias dimensiones de los tanques, el flujo de calor se calcula como si se tratara de paredes planas.

Utilizando lana mineral de vidrio como aislante:

- $t_0$  = Temperatura interior del tanque: 130 °C.
- $t_3$  = Temperatura ambiente: 5 °C.
- $L_a$  = Espesor del aislante: 0,0508 m (2 plg).
- $k_a$  = Conductividad térmica del aislante: 0,0344 kcal/h.m.°C.
- $A$  = Área de intercambio ( $\pi$ . D. h): 82,52 m<sup>2</sup>.

$$\text{Pérdidas de calor} = \frac{t_0 - t_3}{\frac{L_a}{k_a \cdot A}} = \frac{130 \text{ °C} - 5 \text{ °C}}{\frac{0,0508 \text{ m}}{0,0344 \frac{\text{kcal}}{\text{h.m.}^\circ\text{C}} \cdot 82,52 \text{ m}^2}} = 6985,1 \text{ kcal/h}$$

Las características del aislante utilizado y las pérdidas de calor calculadas, de cada uno de los cuatro tanques adoptados se muestran en la tabla 8-2.

### 8.1.2. E-102: Intercambiador de calor

El glicerol USP para poder ingresar al proceso debe ser llevado de 130 a 163,75 °C, para esto se utiliza un intercambiador. Para su diseño se utiliza el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de un intercambiador de calor de casco y tubos, en el que la corriente que ingresa por los tubos es la A-01, consecuentemente, ingresa por la coraza vapor de 12 bar.

En la siguiente tabla se describen las características de diseño y termodinámicas obtenidas en el simulador.

Tabla 8-3: Características Intercambiador de calor E-102

<b>Características de diseño</b>	
<b>Clase/Tipo de intercambiador</b>	TEMA C/AEL
<b>Diámetro interno de la coraza</b>	30,48 cm
<b>Número de tubos</b>	87
<b>Longitud de tubo</b>	2,4384 m
<b>Diámetro externo de los tubos</b>	1,905 cm
<b>Diámetro interno de los tubos</b>	1,5748 cm
<b>Material</b>	Acero al carbono
<b>Arreglo de los tubos</b>	Triangular
<b>Paso de los tubos</b>	2,380 cm
<b>Número de pasos por los tubos</b>	8
<b>Número de pasos por la coraza</b>	1 serie / 1 paralelo
<b>Número de baffles</b>	57
<b>Separación entre baffles</b>	6,10 cm
<b>Segmentación del baffle</b>	15%
<b>Tipo de baffle</b>	Segmentación simple
<b>Características termodinámicas</b>	
<b>Área efectiva de transferencia</b>	12,08 m <sup>2</sup>
<b>Área requerida</b>	9,51 m <sup>2</sup>
<b>U (Calculado/Servicio)</b>	(580,56/457,25) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Calor calculado</b>	203508,27 kcal/h
<b>Calor especificado</b>	160282,56 kcal/h
<b>Exceso</b>	26,97%
<b>Factor de obstrucción</b>	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
<b>ΔP(Coraza/Tubos)</b>	0,02 bar / 0,23 bar
<b>Coef. de película para la coraza</b>	11406,03 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Coef. de película para los tubos</b>	1062,25 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

Fuente: ChemCAD

### 8.1.3. A-103: Divisor de flujo (alimentación de glicerol)

Este equipo consiste en recinto colector de la corriente A-02 de glicerol proveniente del tanque T-101 y propulsado por la bomba P-301. Para alimentar a los tres reactores, se dispone de 4 conductos de salida que dividen la corriente A-02 en las líneas B, C, D y un



cuarto que sirve como alivio que retorna el fluido al T-101. Antes del ingreso, es necesario controlar la presión a la salida de la bomba con el fin de mantenerla estable, para esto se instala un instrumento transductor para medir la presión. A cada boca de salida se adaptan una válvula modulante, un caudalímetro y una válvula de retención para prevenir el retorno del fluido en caso de una Pérdida de carga.

#### 8.1.4. T-104: Tanques de almacenamiento de H<sub>2</sub>

El suministro de hidrógeno será efectuado mediante un proveedor externo. Empresas como Linde® y PraxAir® o Air Liquide® proveen cilindros “bulk” de almacenaje en comodato junto a los equipos vinculados como reguladores de presión, instrumentos de medición y operación. El suministro del gas es efectuado en forma periódica mediante cargas transportadas al destino en camiones desde la planta de suministro.

La masa requerida de H<sub>2</sub> en forma diaria es:

$$\text{Consumo diario de H}_2(Cd_{H_2}) = 145,05 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} = 3481,02 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Al operar con hidrógeno deberán tenerse en cuenta algunas cuestiones:

Debido al bajo peso molecular del hidrógeno, se requieren de grandes presiones para almacenamiento y transporte de una masa lo suficientemente grande. Esta particularidad también hace que sea difícil de comprimir en las máquinas convencionales y para este objetivo existen compresores especiales.

Es por esto por lo que se requiere de analizar las alternativas tecnológicas existentes en el manejo de este gas para luego seleccionar la más apropiada.

Los proveedores ofrecen dos tipos de soluciones para el aprovisionamiento del gas:

*Almacenamiento Comprimido:* Sistemas de almacenamiento presurizados de varios tamaños y presiones. Cilindros de acero de hasta 70 l y 20 MPa de presión, recipientes de alta presión (20m<sup>3</sup> a 20 MPa de presión) o recipientes esféricos de baja presión (15000 m<sup>3</sup> a 1.2-1.6 MPa). Los sistemas de alta o baja presión son apropiados para el almacenaje de suministros diarios o semanales.

*Almacenamiento Licuado:* La técnica del licuado del hidrógeno está bien desarrollada y es ofrecida por los proveedores. Los tanques de almacenamiento son aislados mediante una doble pared (dewars) y el espacio entre ambas, es evacuado y relleno con un

aislante. Las pérdidas por evaporación disminuyen con el incremento del tamaño del recipiente.

El transporte se realiza a  $-253^{\circ}\text{C}$  logrando transportar una masa 4 veces mayor para un mismo volumen respecto al almacenamiento comprimido. Las unidades pueden ser tanques de 5000 l o tanques acoplados de 3 a 5 104 l.

Los costos de compresión y transporte en tuberías son entre 1.3 y 1.6 veces más altos que los del gas natural, mientras que los costos por transporte en cilindros en vehículos pueden ser hasta 50 veces más altos respecto al transporte en tuberías (incluyendo los costos de los equipos). Un problema a tener en cuenta, son las pérdidas por evaporación que se producen durante la distribución, las cuales se encuentran entre 7 y 11%.

Para poder elegir el método óptimo de transporte y almacenamiento, se debe saber primero cual es la capacidad máxima efectiva requerida.

Tomando el consumo diario calculado ( $Cd_{H_2}$ ) y estimando la cantidad requerida de reserva para operar durante 7 días:

$$\text{Capacidad máxima efectiva} = Cd_{H_2} \times 7 \text{ días} = 3481,02 \text{ kg/día} \times 7 \text{ días} = 24367,14 \text{ kg}$$

Si se estiman las pérdidas en un 9 % semanal. La capacidad real del sistema deberá ser:

$$\text{Capacidad máxima real} = \frac{(Cd_{H_2} \times 7 \text{ días})}{1 - 0,09} = 26777,08 \text{ kg}$$

Debido a la baja densidad, si se optara por el aprovisionamiento de hidrógeno en forma comprimida, el volumen sería muy elevado tanto para el almacenamiento como para el transporte. Esto se traduce en mayores costos de equipos y mayor costo de transporte.

Si se optase por el  $\text{LH}_2$  el costo de transporte se reduce en forma considerable, ya que se requieren menos viajes en camión para una misma cantidad de masa. Sin embargo, el costo del hidrógeno licuado es superior. Otro aspecto favorable, es que las dimensiones requeridas de los equipos de almacenamiento son menores. Se opta entonces por el hidrógeno licuado ( $\text{LH}_2$ ).

La densidad del hidrógeno licuado es de aproximadamente  $71.11 \text{ kg/m}^3$ .

El volumen requerido es entonces:

$$\text{Volumen de almacenamiento} = \frac{26777,08 \text{ kg}}{71,11 \text{ kg/m}^3} = 376,56 \text{ m}^3$$

El transporte del LH<sub>2</sub> se realiza en semirremolques tanques con capacidad de 30 m<sup>3</sup>. La frecuencia de recarga del reservorio viene determinada de la siguiente manera:

$$\text{Frecuencia de Recarga LH}_2 = \frac{\text{Capacidad máxima real}/\rho_{\text{LH}_2}}{\text{Capacidad por viaje}} = \frac{\frac{26777.08 \text{ kg}}{71.11 \text{ kg/m}^3}}{30 \text{ m}^3} = 12.551$$

Interpretando que se requerirán 12.551 viajes por cada 7 días. Ya que no es conveniente que los fletes se hagan con la capacidad incompleta, se establece que se requerirán 13 viajes en 7 días.

Esto da un volumen requerido de almacenamiento de:

$$\text{Volumen de almacenamiento requerido} = 30 \text{ m}^3 \times 13 \text{ viajes} = 390 \text{ m}^3$$

Tabla 8-4: Características de los tanques de almacenamiento de hidrógeno

<b>Fluido</b>	H <sub>2</sub>
<b>Densidad del fluido</b>	-
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	-253,00°C
<b>Presión de Almacenamiento</b>	1.50-8 bar
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	7 días
<b>Volumen Requerido</b>	390,00 m <sup>3</sup>
<b>N° de tanques</b>	4
<b>Volumen Calculado por tanque</b>	94,14 m <sup>3</sup>
<b>Volumen por adoptar por tanque</b>	100,00 m <sup>3</sup>
<b>Volumen Total</b>	400,00 m <sup>3</sup>
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo vertical
<b>Diámetro</b>	3,8 m
<b>Largo</b>	9,00
<b>L/D</b>	2.37
<b>Material</b>	Acero al Carbono (SA-516)
<b>Espesor de la pared cilíndrica (t<sub>p</sub>)</b>	0,01730 m
<b>Espesor del cabezal (t<sub>e</sub>)</b>	0,01725 m
<b>Aislación</b>	Lana mineral de vidrio
<b>Espesor de la aislación</b>	0,0762 m (3 plg)
<b>Pérdidas de frío del tanque aislado</b>	-15442,3 kcal/h

Fuente: Elaboración propia

El espesor de las paredes de los tanques adoptados se determina según los requisitos expuestos en el código ASME que incluye directivas para el diseño de recipientes sometidos a presión.

El espesor del material de construcción se calcula según las siguientes ecuaciones.

Espesor de la pared cilíndrica:

$$t_p = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + MC$$

Espesor del cabezal:

$$t_e = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + MC$$

- $t_p$  y  $t_e$  = Espesor.
- R = Radio interno del tanque: 1,9 m.
- D = Diámetro interno del tanque: 3,8 m.
- P = Presión de diseño: 8 bar.
- E = Eficiencia de la soldadura: 1.
- S = Máxima tensión admisible por el material (SA-516): 1080 bar.
- MC = Margen por corrosión: 0,003175 m.

A continuación se calculan las pérdidas de calor de los tanques con aislamiento, suponiendo las condiciones más desfavorables de operación, es decir, una temperatura ambiente de 35 °C que puede llegar a alcanzarse en verano. Dadas las amplias dimensiones de los tanques, el flujo de calor se calcula como si se tratara de paredes planas.

Utilizando lana mineral de vidrio como aislante:

- $t_0$  = Temperatura interior del tanque: -253 °C.
- $t_3$  = Temperatura ambiente: 35 °C.
- $L_a$  = Espesor del aislante: 0,0762 m (3 plg).
- $k_a$  = Conductividad térmica del aislante: 0,0344 kcal/h.m.°C.
- A = Área de intercambio ( $\pi \cdot D \cdot h + \pi \cdot R^2$ ): 118,72 m<sup>2</sup>.

$$\text{Pérdidas de frío} = \frac{t_0 - t_3}{\frac{L_a}{k_a \cdot A}}$$

Los espesores calculados para las paredes y cabezal de los tanques adoptados, como así las características del aislante utilizado y pérdidas de frío de los tanques aislados se muestran en la tabla 8-4.

### 8.1.5. T-105: Tanque pulmón y de mezclado

Este tanque realiza el mezclado de la corriente gaseosa de hidrógeno que retorna del proceso (E-01) para ser recirculada y la corriente de hidrógeno que ingresa proveniente de los tanques de almacenamiento (F).

Las características de este equipo son las siguientes:

Tabla 8-5: Características de los tanques pulmón y de mezclado

<b>Flujo másico</b>	6410,38 kg/h
<b>Caudal volumétrico</b>	11852,33 m <sup>3</sup> /h
<b>Densidad del fluido</b>	0,540 kg/m <sup>3</sup>
<b>Altura de descarga</b>	1,30 m
<b>Altura de carga</b>	0,50 m
<b>Presión de diseño</b>	8,40 bar
<b>Forma del Superior</b>	Elipsoidal
<b>Diámetro interior</b>	2,44 m
<b>Velocidad Máxima</b>	0,80 m/s
<b>Tiempo de retención</b>	5,00 min
<b>Longitud</b>	2,33 m
<b>Esbeltez</b>	0,956
<b>Acero al carbono</b>	Acero al carbono (SA-516)
<b>Espesor de la coraza</b>	0,0127 m
<b>Espesor del cabezal</b>	0,0125 m
<b>Peso de la coraza</b>	1788,20 kg
<b>Peso del cabezal</b>	1540,33 kg
<b>Peso total</b>	3328,53 kg
<b>Volumen total</b>	14,68 m <sup>3</sup>

Fuente: Elaboración propia

Los cálculos de espesor de coraza y cabezal mostrados en la tabla anterior se realizaron basándose en la norma ASME de la siguiente forma:

Espesor de la pared cilíndrica:

$$t_p = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + MC$$

Espesor del cabezal:

$$t_e = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + MC$$

- $t_p$  y  $t_e$  = Espesor.
- R = Radio interno del tanque: 1,22 m.

- D = Diámetro interno del tanque: 2,44 m.
- P = Presión de diseño: 8,4 bar.
- E = Eficiencia de la soldadura: 1.
- S = Máxima tensión admisible por el material (SA-516): 1080 bar.
- MC = Margen por corrosión: 0,003175 m.

### 8.1.6. K-106: Compresor de Gases

Para alcanzar la presión requerida del proceso, es preciso elevarla hasta los 20 bares con los que va a ingresar al proceso.

Tabla 8-6: Requerimientos energéticos para la compresión de gases

<b>Presión de salida</b>	20,00 bar
<b>Presión de ingreso</b>	8,00 bar
<b>Ratio de presiones</b>	2.50
<b>Temperatura de ingreso</b>	40,00 °C
<b>Eficiencia</b>	0,710
<b>Potencia real</b>	1306,91 HP
<b>Cp/Cv</b>	1.404
<b>Caudal másico</b>	6410,00 kg/h
<b>Caudal Volumétrico de Salida</b>	4681,20 m <sup>3</sup> /h

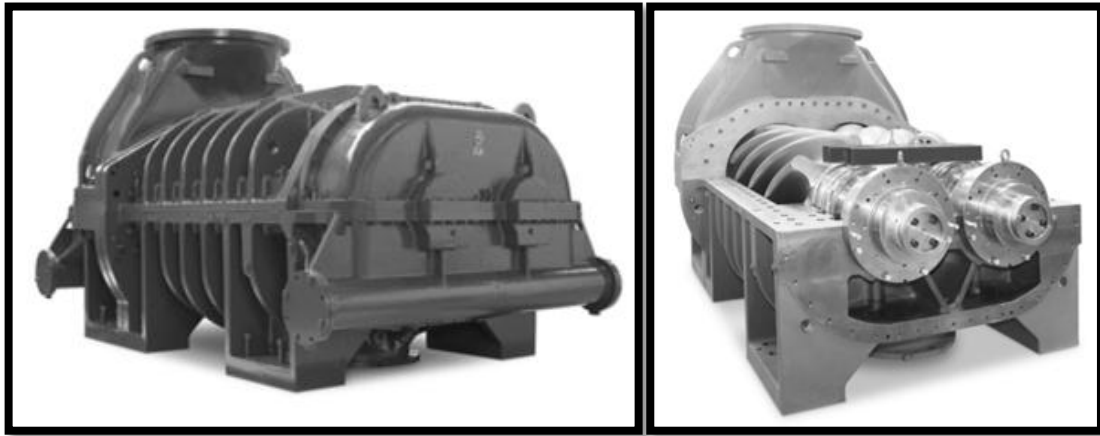
Fuente: Elaboración propia

Tabla 8-7: Características del compresor adoptado

<b>Presión máxima de salida</b>	25,00 bar
<b>Marca</b>	AERZEN
<b>Modelo</b>	VRa 436 M
<b>Tipo</b>	Compresor de tornillo
<b>Tipo de acoplamiento</b>	Seco
<b>Presión mínima de ingreso</b>	6,00 bar
<b>Rango de temperaturas de admisión</b>	-40 - 50 °C
<b>Potencia máxima</b>	1359,62 HP
<b>Caudal Volumétrico</b>	3300 – 6600 m <sup>3</sup> /h

Fuente: Aerzen

Figura 8-2: Compresor adoptado



Fuente: Aerzen

### 8.1.7. ME-107, ME-109 y MME-111: Mezcladores Flash

El glicerol es calentado a presión y luego es evaporado en un equipo flash, al tiempo que se mezcla con la corriente de Hidrógeno.

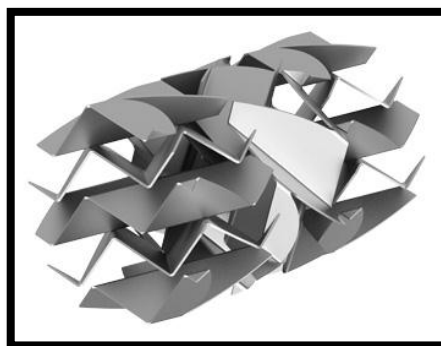
Este equipo consiste en un recipiente donde se produce la vaporización del glicerol, y el cual, está provisto en su interior de elementos de relleno que otorgan mayor eficiencia de mezclado con el gas de H<sub>2</sub>.

El resultado es una corriente constituida por una mezcla vapor-gas que ingresará en forma posterior al reactor.

El interior del equipo es provisto de una estructura de acero que tiene la finalidad de lograr una mezcla homogénea entre el vapor y el gas. Para esto, el diseño de la estructura consiste en una serie de placas plegadas e interpuestas de acero que conforman intrincados canales por donde el fluido circula mezclándose.

Un diseño apropiado para este fin, es el ofrecido por la marca PRIMIX® es el elemento mezclador (estático) tipo PMV.

Figura 8-3: Mezclador estático PRIMIX®



Fuente: PRIMIX®

Tabla 8-8: Propiedades y características

Propiedad/Característica	VAPOR	LÍQUIDO
Flujo másico	12469,53 kg/h	446,11 kg
Flujo volumétrico	6662,77 m <sup>3</sup> /h	0,4064 m <sup>3</sup> /h
Densidad	1,871 kg/m <sup>3</sup>	1097,709 kg/m <sup>3</sup>
Altura mínima de desacople	1,2192 m	
Temperatura		
Altura mínima de ingreso del líquido	0,4572 m	
Eliminador de niebla	0,1524 m	
Presión de operación	20,00 bar	
Presión de diseño	24,00 bar	
Tensión admitida	1378 bar	
Tipo de cabezal	Elipsoidal	
Tolerancia a la corrosión	0,003175 m	
Densidad del equipo	7833,41 kg/m <sup>3</sup>	
Diámetro interno	1,2192 m	
Velocidad máxima	1,8986 m/s	
Tiempo de retención	5,00 min	
Máxima altura del líquido	0,0348 m	
Altura normal del líquido	0,0290 m	
Longitud	1,8636 m	
L/D	1,5286	
Material	Acero inoxidable AISI 316	
Espesor de la pared	0,01390 m	
Espesor de los cabezales	0,01381 m	
Peso de la coraza	1081,83 kg	
Peso del cabezal	646,43 kg	
Peso total (vacío)	1728,26 kg	
Volumen total del tanque	2,65 m <sup>3</sup>	
Peso total lleno	4637,34 kg	

Fuente: ChemCAD



Los cálculos de los espesores de las paredes y cabezales de los mezcladores flash se realizaron de la siguiente manera basándose en el código ASME:

Espesor de la pared cilíndrica:

$$t_p = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + MC$$

Espesor de los cabezales elipsoidales:

$$t_e = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + MC$$

- $t_p$  y  $t_e$  = Espesor.
- R = Radio interno del evaporador: 0,6096 m.
- D = Diámetro interno del evaporador: 1,2192 m.
- P = Presión de diseño: 24 bar.
- E = Eficiencia de la soldadura: 1.
- S = Máxima tensión admisible por el material (AISI 316): 1378 bar.
- MC = Margen por corrosión: 0,003175 m.

### 8.1.8. R-108, R-110 y R-112: Reactores

Tal como fue descripto en el capítulo 6, se requieren de tres reactores en serie para alcanzar la conversión deseada. Las pruebas piloto citadas en dicho capítulo muestran resultados satisfactorios en el uso de un lecho fijo de catalizador.

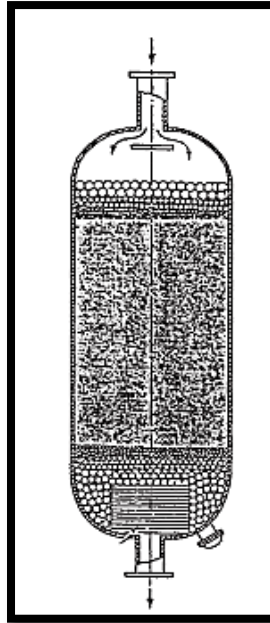
Los cálculos efectuados utilizando las condiciones de operación requeridas, como así también, los caudales y conversión deseada, muestran que es posible satisfacer la producción objetivo mediante la implementación de un simple recipiente provisto de sección única de reacción, sin incurrir en la necesidad de implementar un reactor con tubos. De esta forma, el catalizador se aloja como un lecho estático que rellena una fracción de la cámara de reacción, soportado sobre una base de esferas cerámicas tal como se muestra en el modelo de la ilustración.

El reactor opera en forma adiabática y el calor generado por la reacción (exotérmica) es luego aprovechado en la operación posterior de evaporación.

La razón para el uso de tres reactores en serie es el buen rendimiento alcanzado cuando la alimentación del glicerol (que es el reactivo limitante) se mantiene entre 1/100 y 1/150 (mol/mol) respecto al H<sub>2</sub>. Mediante este esquema, se alcanza una conversión casi

total del glicerol con una eficiencia superior a la obtenida usando solo un reactor. (Ver capítulo 6).

Figura 8-4: Esquema de un reactor de lecho fijo



Fuente: Manual del Ingeniero Químico 7ed. - Robert H. *Perry*

### 8.1.8.1. Parámetros cinéticos

#### 8.1.8.1.1. Factor de frecuencia y energía de activación

Tabla 8-9: Factor de frecuencia y energía de activación

<b>Factor de frecuencia (A)</b>	7030
<b>Energía de activación(<math>E_a</math>)</b>	12,00 kJ/mol

Fuente: ChemCAD

#### 8.1.8.1.2. Características del catalizador adoptado

Consiste en un lecho de partículas con forma cilíndrica de aspecto similar a las mostradas en la siguiente ilustración.

Figura 8-5: Catalizador Cu/Cr



Fuente: Sud Chemie

Tabla 8-10: Características del catalizador

<b>Tipo de Catalizador</b>	Cu/Cr
<b>Nombre del catalizador</b>	G-99B-0 Cobre-Cromito
<b>Forma</b>	Tabletas
<b>Fabricante</b>	Sud Chemie
<b>Dimensiones (mm)</b>	3,00 x 3,00
<b>Área superficial (BET, m<sup>2</sup>/g)</b>	30,00
<b>Porosidad (cm<sup>3</sup>/g)</b>	0,20
<b>Densidad (g/cm<sup>3</sup>)</b>	0,80

Fuente: Sud Chemie

### 8.1.8.2. Condiciones de operación

Las condiciones de operación requeridas para los reactores son las siguientes:

Tabla 8-11: Condiciones de operación

<b>Temperatura</b>	230,00°C
<b>Presión</b>	20,00 Bar
<b>Ratio Molar H<sub>2</sub>/Glicerol</b>	125/1
<b>Velocidad espacial</b>	0,50 h <sup>-1</sup>

Fuente: Elaboración propia

### 8.1.8.3. Dimensiones calculadas de los reactores

Como es exhibido en los balances de masa, las alimentaciones de los reactores crecen en masa ya que las corrientes de ingreso van sumando la alimentación de glicerol al

producto del reactor anterior. De esta forma, el último reactor es atravesado por un flujo másico superior al de los otros dos. Utilizando el módulo para la simulación de reactores cinéticos del software ChemCad se llega al resultado expuesto en la tabla:

El volumen del reactor calculado es: 9.432m<sup>3</sup>

Tabla 8-12: Dimensión de los reactores

<b>Tipo de Reactor</b>	Adiabatic
<b>Fase de Reacción</b>	Vapor
<b>Presión de Diseño (bar)</b>	24.00
<b>Presión de Operación (bar)</b>	20.00
<b>Caída de Presión</b>	1.886
<b>Temperatura de Salida C</b>	242.4509
<b>Conversión</b>	0.9920
<b>Overall IG Ht of Rxn</b>	-567802.0 (kcal/h)
<b>Porcentaje de Sobredimensionamiento</b>	20%
<b>Volumen real (V<sub>re</sub>)</b>	11.3184 m3
<b>Longitud (L)</b>	6,00 m

Fuente: ChemCAD

#### 8.1.8.3.1. Características de la Coraza

Tabla 8-13: Características de la coraza

<b>Diámetro nominal de coraza</b>	1.5836 m
<b>Tipo de material</b>	Acero Inoxidable AISI 316
<b>Diámetro interno de coraza</b>	1.5500 m
<b>Espesor de pared</b>	0.0168 m
<b>Espesor de los cabezales</b>	0.0167 m
<b>Presión de trabajo admisible</b>	1378 bar
<b>Temperatura admisible</b>	325 °C

Fuente: ChemCAD

Los cálculos del espesor de la pared y de los cabezales de los reactores se realizaron cumpliendo el código ASME:

Espesor de la pared cilíndrica:

$$t_p = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + MC$$

Espesor de los cabezales elipsoidales:

$$t_e = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + MC$$

- $t_p$  y  $t_e$  = Espesor.
- R = Radio interno del reactor: 0,775 m.
- D = Diámetro interno del reactor: 1,550 m.
- P = Presión de diseño: 24 bar.
- E = Eficiencia de la soldadura: 1.
- S = Máxima tensión admisible por el material (AISI 316): 1378 bar.
- MC = Margen por corrosión: 0,003175 m.

### 8.1.8.3.2. Caída de presión

El radio de aspecto del reactor puede ser estimado con la caída de presión aceptable. La caída de presión puede ser estimada usando la ecuación de Ergun.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu v}{(\varphi D_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon) \rho_{gas} v^2}{\varepsilon^3 \varphi D_p}$$

(Perry)

Dónde:

$\mu = 0,01437 \text{ cp} = 1,437 \times 10^{-5}$ : viscosidad del fluido (kg/m.s)

$\varepsilon = 0,32$ : porosidad del lecho

$\varphi = 1$ : esfericidad de las partículas que conforman el lecho.

$\rho = 1,656 \text{ kg/m}^3$ : densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>)

$L = 6 \text{ m}$ : altura del lecho

$D_p = 0,003 \text{ m}$  diámetro de las partículas.

$v$ : es la velocidad del fluido

La velocidad del fluido en el reactor se calcula de la siguiente manera:

$$A = \frac{V_{re}}{L} = \frac{11,3184 \text{ m}^3}{6 \text{ m}} = 1,886 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{F_s}{A \rho} = \frac{12915,61 \text{ kg/h}}{1,8864 \text{ m}^2 \cdot 1,656 \text{ kg/m}^3} = 4134,48 \frac{\text{m}}{\text{h}} \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 1,148 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$F_s$ : es el flujo másico a la salida del reactor.

A: área transversal del reactor.

$\rho$ : es la densidad del fluido.

El cálculo de la pérdida de carga arroja los siguientes valores:

$$\Delta P = 1.819 \cdot 10^6 \text{ Pa} = 1.819 \text{ bar}$$

### 8.1.9. V-113: Separador Flash

El diseño del separador flash V-113 se realiza con el simulador ChemCAD 7.1.2. La corriente M que ingresa al separador se encuentra a 20 bar y una temperatura de 244,13°C permitiendo bajar las condiciones de presión a 8 atm y así separar el hidrógeno de los demás componentes. Se obtienen dos corrientes, O que es rica en hidrógeno y la corriente N-01 que es enviada a la sección de purificación.

En la tabla 8-14 se describen los datos de diseño obtenidos en el simulador.

Tabla 8-14: Características del separador flash.

<b>Características generales</b>	
<b>Presión de operación</b>	8 bar
<b>Presión de diseño</b>	9,6 bar
<b>Fracción de vapor</b>	1
<b>Tipo</b>	Elipsoidal
<b>Longitud (altura)</b>	2,7899 m
<b>Diámetro interno</b>	0,9144 m
<b>Relación L/D</b>	3,051
<b>Volumen total</b>	2,0228 m <sup>3</sup>
<b>Nivel máximo de líquido</b>	0,9466 m
<b>Nivel normal de líquido</b>	0,7889 m
<b>Espesor de la pared</b>	0,006373 m
<b>Espesor de los cabezales</b>	0,006362 m
<b>Espesor de la acometida de alimentación (1)</b>	0,006304 m
<b>Espesor de la acometida superior (2)</b>	0,004418 m
<b>Espesor de la acometida inferior (3)</b>	0,003441 m
<b>Margen de corrosión</b>	0,003175 m
<b>Velocidad máxima</b>	4,9670 m/s
<b>Material</b>	Acero inoxidable AISI 316

Fuente: ChemCAD

Los espesores de las paredes, cabezales y acometidas del equipo fueron calculados de acuerdo al código ASME:

Espesor de la pared cilíndrica:

$$t_p = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + MC$$

Espesor de los cabezales elipsoidales:

$$t_e = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + MC$$

Espesor de las acometidas:

$$t_a = \frac{P \cdot R_{Aj}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + MC$$

- $t_p$ ,  $t_e$  y  $t_a$  = Espesor.
- R = Radio interno del separador: 0,4572 m.
- D = Diámetro interno del separador: 0,9144 m.
- $R_{A1y2}$  y  $R_{A3}$  = Radio interno de las acometidas: 0,1778 m y 0,0381 m
- P = Presión de diseño: 9,6 bar.
- E = Eficiencia de la soldadura: 1.
- S = Máxima tensión admisible por el material (AISI 316): 1378 bar.
- MC = Margen por corrosión: 0,003175 m.

### 8.1.10. T-114: Tanque de almacenamiento

Este es un tanque pulmón en el que se depositan los condensados salientes del separador flash V-113 luego del cual, el producto ingresará a la etapa de separación.

- $F_v$  = Flujo volumétrico de alimentación: 6,0980 m<sup>3</sup>/h.
- $t_r$  = Tiempo de almacenamiento máximo: 12 horas.

La capacidad máxima de almacenamiento requerida será:

$$\text{Capacidad máxima} = F_v \times 8 \text{ hs} = 6,098 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 12 \text{ hs} = 48,784 \text{ m}^3$$

Tabla 8-15: Características del tanque de almacenamiento de T-114

<b>Fluido</b>	Producto condensado
<b>Densidad del fluido</b>	1011.216 kg/m <sup>3</sup>
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	40 °C
<b>Presión de Almacenamiento</b>	1 atm
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	8 hs

<b>Volumen Requerido</b>	48,784 m <sup>3</sup>
<b>N° de tanques</b>	1
<b>Volumen por adoptar por tanque</b>	60 m <sup>3</sup>
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo vertical
<b>Diámetro</b>	2,93 m
<b>Largo</b>	9,00 m
<b>L/D</b>	3,08
<b>Material</b>	Acero inoxidable AISI 216
<b>Aislación</b>	No
<b>Espesor</b>	4/16"

Fuente: Elaboración propia.

### 8.1.11. S-115: Tamiz molecular

El hidrógeno para poder ser reprocesado debe ser separado de los compuestos que no lograron ser separados en el separador flash V-113; para ello se utiliza un tamiz molecular.

El sistema de purificación del hidrógeno, compuesto por dos tamices moleculares, opera de forma alterna, de forma que uno de los lechos se encuentra operando mientras que el otro se encuentra en táreas de regeneración.

Para el diseño de este equipo se adoptó un tamiz molecular PSA diseñado para obtener hidrógeno purificado.

En la tabla 8-16 se muestran las especificaciones de la zeolita utilizada como relleno del tamiz molecular.

Tabla 8-16: Especificación de la zeolita utilizada en el tamiz

<b>Tipo de adsorbente</b>	Zeolita 4A
<b>Forma</b>	Pellets
<b>Diámetro del poro (Å)</b>	4
<b>Diámetro de la zeolita (mm)</b>	3 (1/8")
<b>Densidad aparente (kg/m<sup>3</sup>)</b>	680
<b>Constante B (depende del tipo de partícula)</b>	0,07722
<b>Constante C (depende del tipo de partícula)</b>	0,000124
<b>Capacidad de adsorción (kg agua / kg desecante)</b>	0,252
<b>Estructura química</b>	Na <sub>2</sub> O·Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ·2SiO <sub>2</sub> ·4.5H <sub>2</sub> O.(SiO <sub>2</sub> :Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ≈2)

Fuente: Sud Chemie



Las condiciones del gas tratado, y los resultados obtenidos del dimensionamiento del equipo se muestran en la tabla 8-17.

Tabla 8-17: Características de los tamices moleculares

<b>Caudal másico de entrada (kg/h)</b>	6628,42
<b>Temperatura de la corriente gaseosa (°C)</b>	40
<b>Presión de operación (bar)</b>	8
<b>Presión de diseño (bar)</b>	9,4
<b>Velocidad del gas (m/s)</b>	0,9211
<b>Diámetro interno del tamiz (m)</b>	1,981
<b>Cantidad de líquido retenido por el desecante (kg/h)</b>	363,35
<b>Ciclo de adsorción (h)</b>	6
<b>Constante de la zona de tamiz Z</b>	1,7
<b>Longitud de la zona MTZ (m)</b>	0,849
<b>Longitud de la zona de saturación (m)</b>	4,162
<b>Longitud del lecho (m)</b>	5,011
<b>Relación L/D</b>	2,529
<b>Caída de presión (bar)</b>	1-3
<b>Espesor de la pared (m)</b>	0,009950
<b>Espesor de los cabezales (m)</b>	0,009936

Fuente: Elaboración propia

Los cálculos del espesor de las paredes y los cabezales de los tamices se realizaron de acuerdo al código ASME de la siguiente manera:

Espesor de la pared cilíndrica:

$$t_p = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + MC$$

Espesor de los cabezales elipsoidales:

$$t_e = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + MC$$

- $t_p$  y  $t_e$  = Espesor.
- R = Radio interno del reactor: 0,9905 m.
- D = Diámetro interno del reactor: 1,981 m.
- P = Presión de diseño: 9,4 bar.
- E = Eficiencia de la soldadura: 1.
- S = Máxima tensión admisible por el material (AISI 316): 1378 bar.
- MC = Margen por corrosión: 0,003175 m.

## 8.2. Sector 200: Zona De Separación

### 8.2.1. E-201: Intercambiador de calor

La corriente N-01 tomada del tanque pulmón T-114 antes de ingresar a la sección de purificación es precalentada en el intercambiador de calor E-201; en esta etapa se utiliza como fluido térmico para calentar la corriente N-01 a la corriente U-01 de cabeza de la columna de destilación C-203, esta corriente que sale de columna con una temperatura de 183,31 °C en el intercambiador logra elevar la temperatura de la corriente N-01 de 40 °C a 142,34 °C. Para el diseño del equipo se utiliza el simulador ChemCAD 7.1.2, y para estas condiciones se elige un intercambiador de placas.

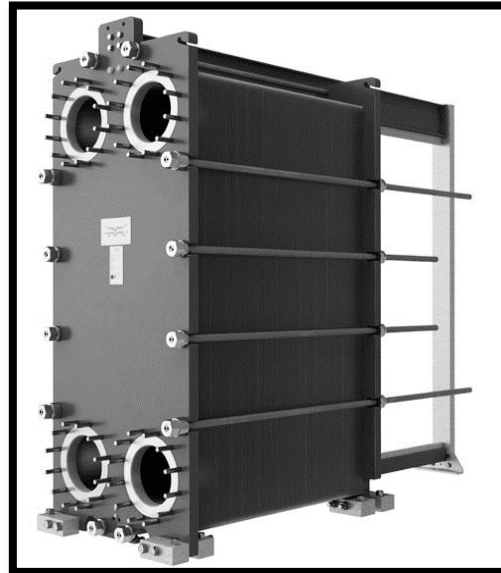
En la Tabla 8-18 se describen las características de diseño y termodinámicas calculadas del equipo en el simulador.

Tabla 8-18: Características del Intercambiador de calor E-201

Características de diseño	Lado frio	Lado caliente
Número de placas	127	
Altura de placa	1,5 m	
Ancho de placa	0,5 m	
Espesor de placa	0,254 cm	
Tipo de corrugación	Chevron	
Ángulo de corrugación	80°	
Material	Acero (AISI 316L)	
Número de pasos	1	1
Tipo de paso	Paralelo	Serie
Diámetro de conexión	DN150	DN150
<b>Características termodinámicas</b>		
Calor intercambiado	534521 kcal/h	
Área requerida	86,273 m <sup>2</sup>	
Área efectiva de transferencia	85,711 m <sup>2</sup>	
Exceso de área	0,70%	
U (calculado/servicio)	(242/240) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	
Coeficiente de película	536,5 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	693,3 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
Factor de ensuciamiento	0,00038 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal	0,00038 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
Velocidad	0,011 m/s	0,009 m/s

Fuente: ChemCAD

Figura 8-6: Intercambiador de placas E-201

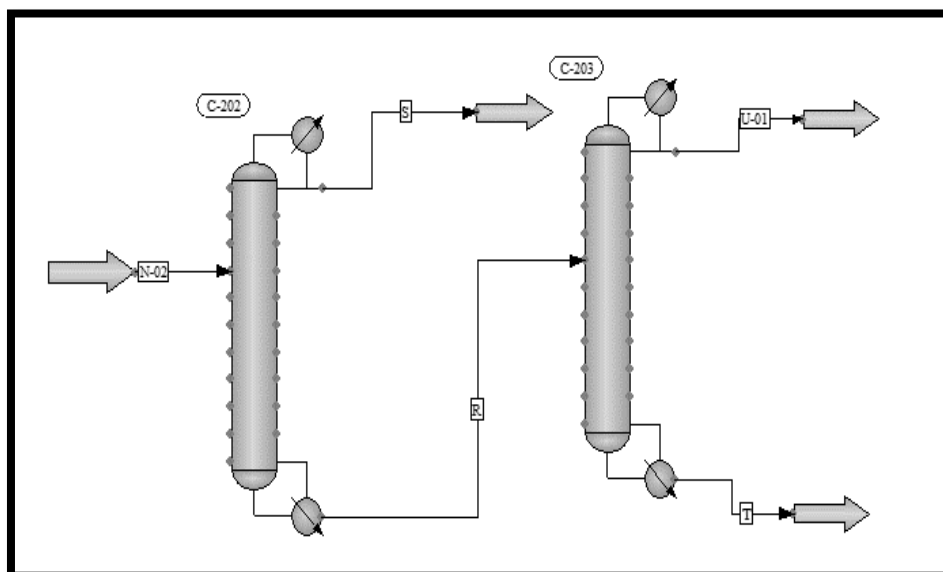


Fuente: Alfa Laval

### 8.2.2. C-202 y C-203: Columnas de destilación

La separación se realiza en dos torres en serie de lecho empacado.

Figura 8-7: Columnas de destilación C-202 y C-203

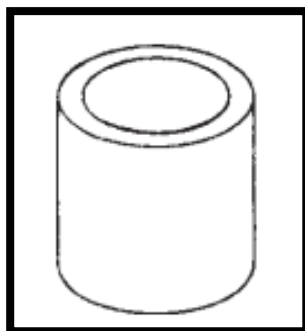


Fuente: ChemCAD

La mezcla condensada proveniente de T-114 ingresa a las operaciones de separación por la corriente N-02. En la primera columna C-202 por cabeza de la torre se retira casi la totalidad contenido de agua y n-propanol, mientras que por el fondo se retira la mezcla menos volátil de PG y glicerol. En la segunda columna C-203 el glicerol de la corriente R, al ser menos volátil, es separado del PG y retirado por el fondo con la corriente T. La corriente U-01, del producto PG que sale por cabeza contiene una concentración del 99,99% en peso.

Ambas columnas operan a presión atmosférica y son rellenas de anillos Raschig.

Figura 8-7: Anillo Raschig



Fuente: Manual del Ingeniero Químico 7ed. - Robert H. Perry

Tabla 8-19: Características de la columna de destilación C-202 y C-203.

Equipo	C-202	C-203
N° de Etapas	18	18
1° etapa de alimentación	12	9
Tipo de Condensador	Total	Total
Caudal de destilación (kmol/h)	58,5	66,63
Caudal de reflujo (kmol/h)	66,74	5,496
Temperatura de Cabeza °C	98,79	190,84
Temperatura de Reboiler °C	191,12	287,21
Presión de Operación (bar)	1	1
Demanda calórica del condensador (kcal/h)	-924911	-1101537,76
Demanda calórica del Reboiler (kcal/h)	1657500	966648
Ratio de Reflujo	1,58	0,12
Reflujo másico (kg/h)	1714,09	597,7
Diámetro de la columna de relleno (m)	1	1
Altura del relleno (m)	6	5
Tamaño del relleno (mm)	15	15
Superficie del relleno(m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	378,4	378,4
Fracción Vacía del empaquetado	0,92	0,92

<b>Secciones de la columna</b>	1	1
--------------------------------	---	---

Fuente: ChemCAD

Las características de diseño y termodinámicas de los condensadores y rehervidores de las columnas de destilación C-202 y C-203 de muestran en las siguientes tablas.

Tabla 8-20: Características de los condensadores de las columnas C-202 y C-203

<b>Características de diseño</b>		
<b>Equipo</b>	<b>C-202</b>	<b>C-203</b>
<b>Clase/Tipo de intercambiador</b>	TEMA R/AEL	TEMA R/AEL
<b>Diámetro interno de la coraza</b>	30,48 cm	25,40 cm
<b>Número de tubos</b>	118	79
<b>Longitud de tubo</b>	2,44 m	3,05 m
<b>Diámetro externo de los tubos</b>	1,905 cm	1,905 cm
<b>Diámetro interno de los tubos</b>	1,5748 cm	1,5748 cm
<b>Material</b>	Acero al carbono	Acero al carbono
<b>Arreglo de los tubos</b>	Triangular	Triangular
<b>Paso de los tubos</b>	2,380 cm	2,380 cm
<b>Número de pasos por los tubos</b>	1	1
<b>Número de pasos por la coraza</b>	1 serie / 1 paralelo	1 serie / 1 paralelo
<b>Número de baffles</b>	23	18
<b>Separación entre baffles</b>	9,697 cm	15,541 cm
<b>Segmentación del baffle</b>	17%	21%
<b>Tipo de baffle</b>	Segmentación simple	Segmentación simple
<b>Características termodinámicas</b>		
<b>Área efectiva de transferencia</b>	16,44 m <sup>2</sup>	13,96 m <sup>2</sup>
<b>Área requerida</b>	14,97 m <sup>2</sup>	12,11 m <sup>2</sup>
<b>U (Calculado/Servicio)</b>	(1238,4/1127,9) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	(638,5/553,9) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Calor calculado</b>	1015545 kcal/h	1269548 kcal/h
<b>Calor especificado</b>	924911 kcal/h	1101537 kcal/h
<b>Exceso</b>	9,80%	0,1525
<b>Factor de obstrucción</b>	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
<b>ΔP(Coraza/Tubos)</b>	0,3187 bar / 0,0182 bar	0,3093 bar / 0,0544 bar
<b>Coef. de película para la coraza</b>	4809,9 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	5420,3 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Coef. de película para los tubos</b>	11503,2 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	1365,4 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

Fuente: ChemCAD

Tabla 8-21: Características de los rehervidores de las columnas C-202 y C-203

<b>Características de diseño</b>		
<b>Equipo</b>	<b>C-202</b>	<b>C-203</b>
<b>Clase/Tipo de intercambiador</b>	TEMA R/AEL	TEMA R/AEL
<b>Diámetro interno de la coraza</b>	59,06 cm	30,48 cm
<b>Número de tubos</b>	479	118
<b>Longitud de tubo</b>	4,88 m	4,88 m
<b>Diámetro externo de los tubos</b>	1,905 cm	1,905 cm
<b>Diámetro interno de los tubos</b>	1,5748 cm	1,5748 cm
<b>Material</b>	Acero al carbono	Acero al carbono
<b>Arreglo de los tubos</b>	Triangular	Triangular
<b>Paso de los tubos</b>	2,380 cm	2,380 cm
<b>Número de pasos por los tubos</b>	1	1
<b>Número de pasos por la coraza</b>	1 serie / 1 paralelo	1 serie / 1 paralelo
<b>Número de baffles</b>	33	55
<b>Separación entre baffles</b>	13,77 cm	6,15 cm
<b>Segmentación del baffle</b>	17%	17%
<b>Tipo de baffle</b>	Segmentación simple	Segmentación simple
<b>Características termodinámicas</b>		
<b>Área efectiva de transferencia</b>	134,20 m <sup>2</sup>	32,94 m <sup>2</sup>
<b>Área requerida</b>	132,04 m <sup>2</sup>	27,76 m <sup>2</sup>
<b>U (Calculado/Servicio)</b>	(800,1/787,2) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	(403,2/339,7) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Calor calculado</b>	1616049 kcal/h	1147166 kcal/h
<b>Calor especificado</b>	1589989 kcal/h	966648 kcal/h
<b>Exceso</b>	1,64%	18,67%
<b>Factor de obstrucción</b>	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
<b>ΔP(Coraza/Tubos)</b>	0,2618 bar / 0,0385 bar	0,2577 bar / 0,0758 bar
<b>Coef. de película para la coraza</b>	12554,25 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	4589,43 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Coef. de película para los tubos</b>	1795,38 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	686,25 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

Fuente: ChemCAD

### 8.2.3. ME-204: Mixer - Tanque de Subproductos

Este es un tanque pulmón de depósito final de los condensados salientes de las torres de separación C-202 y C-203 compuesto por las corrientes **S** e **Q**. El objetivo de este equipo es el mezclado (inercial) de las corrientes y otorgar cierto tiempo de retención para luego ser enfriado en intercambiador de calor y su disposición final. La mezcla representa un subproducto que no interesa al objetivo del trabajo. El cálculo del volumen necesario para el tanque es:

$F_v$  = Flujo volumétrico de alimentación:  $S = 1156,09 \text{ kg/h}$  y  $T = 52,36 \text{ kg/h}$  Total =  $1208,45 \text{ kg/h}$ . La mezcla resultante posee una densidad calculada (chemcad) de  $0,8747 \text{ kg/m}^3$ . El flujo volumétrico resultante es de  $1,600 \text{ m}^3/\text{h}$ .

$t_r$  = Tiempo de almacenamiento máximo: 36 horas.

La capacidad máxima de almacenamiento requerida será:

$$\text{Capacidad máxima} = F_v \times 12 \text{ hs} = 1,600 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 12 \text{ hs} = 19,2 \text{ m}^3$$

Tabla 8-22: Características de los tanques de almacenamiento de ME-204

<b>Fluido</b>	Producto condensado
<b>Densidad del fluido</b>	$1156,09 \text{ kg/m}^3$
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	$99,00 \text{ }^\circ\text{C}$
<b>Presión de Almacenamiento</b>	$1,00 \text{ bar}$
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	$36,00 \text{ h}$
<b>Volumen Requerido</b>	$19,20 \text{ m}^3$
<b>N° de tanques</b>	1
<b>Volumen por adoptar por tanque</b>	$20,00 \text{ m}^3$
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo Vertical
<b>Diámetro</b>	$2,40 \text{ m}$
<b>Largo</b>	$3,75 \text{ m}$
<b>L/D</b>	1,56
<b>Material</b>	Acero al carbono
<b>Aislación</b>	No
<b>Espesor</b>	$1/8 \text{ ''}$

Fuente: Elaboración propia

#### 8.2.4. E-205: Intercambiador de Calor

La corriente V-01 que es la corriente de fondo de la columna de destilación C-401 debe ser enfriada hasta una temperatura que permita realizar la disposición final de la misma. Para esta tarea se utiliza un intercambiador de casco y tubos, el diseño del mismo se realiza con el simulador ChemCAD 7.1.2, y como fluido de enfriamiento se utiliza agua de servicio. La corriente de salida V-02 va al tanque de almacenamiento T-206 donde se almacena hasta darle la disposición final.

Tabla 8-23: Características del intercambiador de calor E-205

<b>Características de diseño</b>	
<b>Clase/Tipo de intercambiador</b>	TEMA C/AEL
<b>Diámetro interno de la coraza</b>	25,40 cm
<b>Número de tubos</b>	79
<b>Longitud de tubo</b>	2,43 m
<b>Diámetro externo de los tubos</b>	1,905 cm
<b>Diámetro interno de los tubos</b>	1,5748 cm
<b>Material</b>	Acero al carbono
<b>Arreglo de los tubos</b>	Triangular
<b>Paso de los tubos</b>	2,380 cm
<b>Número de pasos por los tubos</b>	1
<b>Número de pasos por la coraza</b>	1 serie / 1 paralelo
<b>Número de baffles</b>	56
<b>Separación entre baffles</b>	5,00 cm
<b>Segmentación del baffle</b>	15%
<b>Tipo de baffle</b>	Segmentación simple
<b>Características termodinámicas</b>	
<b>Área efectiva de transferencia</b>	10,97 m <sup>2</sup>
<b>Área requerida</b>	8,47 m <sup>2</sup>
<b>U (Calculado/Servicio)</b>	(375,70/289,84) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Calor calculado</b>	135225 kcal/h
<b>Calor especificado</b>	104321 kcal/h
<b>Exceso</b>	29,62%
<b>Factor de obstrucción</b>	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
<b>ΔP(Coraza/Tubos)</b>	0,3039 bar / 0,0003 bar
<b>Coef. De película para la coraza</b>	2070,86 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Coef. De película para los tubos</b>	717,79 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

Fuente: ChemCAD

### 8.2.5. T-206 - Tanques de almacenamiento de Subproductos

El subproducto del proceso es una mezcla con la siguiente composición fraccionaria:

Tabla 8-24: Composición (fracción másica) de subproductos

<b>Glicerol USP</b>	0,0333
<b>Hidrógeno</b>	0,0001
<b>Propilenglicol</b>	0,0016
<b>Agua</b>	0,8657
<b>n-propanol</b>	0,0993

Fuente: Elaboración propia.



El caudal másico de esta corriente es de  $F_m = 1571,80 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

La densidad de la descarga es de:  $\rho_g = 979.602 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

El tiempo de almacenamiento requerido es de 3 días. Dando margen considerable de tiempo para efectuar las descargas.

$$\text{Capacidad Máxima Requerida} = \frac{F_m}{\rho_g} \times 72\text{hs} = \frac{1571.80 \frac{\text{kg}}{\text{hs}}}{979.602 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 72 \text{hs} = 115.52 \text{ m}^3$$

Tabla 8-25: Características de los tanques de almacenamiento de subproductos T-206

<b>Fluido</b>	Subproducto líquido
<b>Densidad del fluido</b>	979.60 kg/m <sup>3</sup>
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	25,00 °C
<b>Presión de Almacenamiento</b>	1,00 bar
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	48,00 h
<b>Volumen Requerido</b>	115,52 m <sup>3</sup>
<b>N° de tanques</b>	2
<b>Volumen Calculado por tanque</b>	57,76 m <sup>3</sup>
<b>Volumen por adoptar por tanque</b>	60,00 m <sup>3</sup>
<b>Volumen Total</b>	120,00 m <sup>3</sup>
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo vertical
<b>Diámetro</b>	2,92 m
<b>Largo</b>	9,00 m
<b>L/D</b>	3,08
<b>Material</b>	Acero al Carbono
<b>Aislación</b>	No
<b>Espesor</b>	3/16 "

Fuente: Elaboración propia

### 8.2.6. E-207: Intercambiador de calor

La corriente U-02 de PG luego de ser enfriada en el economizador E-201 debe ser enfriada hasta una temperatura final de 25 °C para poder ser almacenada en los depósitos T-208. Se debe almacenar a en estas condiciones para evitar que el PG se oxide y modifique sus propiedades de fisicoquímicas.

Para realizar esta operación se utiliza un intercambiador de placas, y para el diseño del mismo se utilizó el simulador ChemCAD 7.1.2.

Tabla 8-26: Características del intercambiador de calor E-205.

Características de diseño	Lado frío	Lado caliente
Número de placas	29	
Altura de placa	1,5 m	
Ancho de placa	0,5 m	
Espesor de placa	0,254 cm	
Tipo de corrugación	Chevron	
Ángulo de corrugación	80°	
Material	Acero (AISI 316L)	
Número de pasos	1	1
Tipo de paso	Paralelo	Serie
Diámetro de conexión	DN150	DN150
<b>Características termodinámicas</b>		
Calor intercambiado	48012,29 kcal/h	
Área requerida	19,452 m <sup>2</sup>	
Área efectiva de transferencia	19,700 m <sup>2</sup>	
Exceso de área	1,30%	
U (calculado/servicio)	(141/139) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	
Coeficiente de película	4868,1 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	1345,4 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
Factor de ensuciamiento	0,0035 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal	0,0035 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
Velocidad	0,248 m/s	0,062 m/s

Fuente: ChemCAD

### 8.2.7. T-208: Tanques de almacenamiento de productos

El producto del proceso es propilenglicol con una pureza superior al 99,90%:

El caudal másico de esta corriente es de  $F_m = 5077,80 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

La densidad de la descarga es de:  $\rho_g = 1036,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

El tiempo de almacenamiento requerido es de 3 días. Dando margen considerable de tiempo para efectuar las descargas.

$$\text{Capacidad Máxima Requerida} = \frac{F_m}{\rho_g} \times 72 \text{ hs} = \frac{5077,80 \frac{\text{kg}}{\text{hs}}}{1036,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 72 \text{ hs} = 352.89 \text{ m}^3$$

Tabla 8-27: Características de los tanques de almacenamiento de subproductos T-208

<b>Fluido</b>	Subproducto líquido
<b>Densidad del fluido</b>	1036,00 kg/m <sup>3</sup>
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	25 °C
<b>Presión de Almacenamiento</b>	1 bar
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	72 hs
<b>Volumen Requerido</b>	352.89 m <sup>3</sup>
<b>N° de tanques</b>	3
<b>Volumen Calculado por tanque</b>	117.63 m <sup>3</sup>
<b>Volumen por adoptar por tanque</b>	150,00 m <sup>3</sup>
<b>Volumen Total</b>	450,00 m <sup>3</sup>
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo vertical
<b>Diámetro</b>	4,61 m
<b>Largo</b>	9,00 m
<b>L/D</b>	1.95
<b>Material</b>	Acero al Carbono
<b>Aislación</b>	No
<b>Espesor</b>	3/16"

Fuente: Elaboración propia

### 8.2.1. T-208: Tanque de almacenamiento de glicerol

El glicerol que queda sin reaccionar en el proceso, debe ser almacenado para luego ser enviado al proceso de refinado.

El caudal másico de esta corriente es de  $F_m = 52,36 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

La densidad de la descarga es de:  $\rho_g = 1036,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

El tiempo de almacenamiento requerido es de 3 días. Dando margen considerable de tiempo para efectuar las descargas.

$$\text{Capacidad Máxima Requerida} = \frac{F_m}{\rho_g} \times 72 \text{ hs} = \frac{52,36 \frac{\text{kg}}{\text{hs}}}{1036,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 72 \text{ hs} = 3,64 \text{ m}^3$$

Tabla 8-28: Características de los tanques de almacenamiento de subproductos T-208.

<b>Fluido</b>	Subproducto líquido
<b>Densidad del fluido</b>	1036,00 kg/m <sup>3</sup>
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	50 °C
<b>Presión de Almacenamiento</b>	1 bar
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	72 hs
<b>Volumen Requerido</b>	3.64 m <sup>3</sup>
<b>N° de tanques</b>	1

<b>Volumen Calculado por tanque</b>	3.64 m <sup>3</sup>
<b>Volumen Total</b>	10 m <sup>3</sup>
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo vertical
<b>Diámetro</b>	1.79 m
<b>Largo</b>	4.00 m
<b>L/D</b>	2.234
<b>Material</b>	Plástico
<b>Aislación</b>	No
<b>Espesor</b>	3/16"

Fuente: Elaboración propia

## 8.3. Sector 300: Impulsores

### 8.3.1. Adopción de bombas de proceso

La fuerza impulsora necesaria para que un líquido fluya de un punto a otro en una tubería es suministrada por bombas que incrementan la energía mecánica del fluido para aumentar la velocidad, presión y elevación del mismo.

Existen dos tipos de bombas principalmente, las de desplazamiento positivo y las de acción centrífuga. Cada una de ellas tiene aplicaciones específicas para las cuales se adaptan de manera más adecuada que la otra.

Debido a que la función básica de toda bomba es la de transportar un fluido las características de funcionamiento y los medios de acción sobre el fluido deben estar estrechamente relacionados con las características del fluido en. Ello se refleja en las ecuaciones empleadas para el cálculo, lo que puede apreciarse a continuación.

#### 8.3.1.1. Cálculos para la adopción de bombas

##### 8.3.1.1.1. Pérdidas de carga del sistema

Las pérdidas de carga del sistema se calculan con la siguiente expresión.

$$h_f = f \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g}$$

Dónde:

- $f$  = Factor de fricción
- $L_{eq}$  = Longitud equivalente (tubería + accesorios)

- $D$  = Diámetro interno de la cañería

#### 8.3.1.1.2. Altura de impulsión neta

Para determinar la altura de impulsión se utiliza la ecuación de Bernoulli corregida, para tener en cuenta la fricción del fluido.

$$H_b = h_f + \left( \frac{P_2}{\delta \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + Z_2 \right) - \left( \frac{P_1}{\delta \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + Z_1 \right)$$

Dónde:

- $H_b$  = Altura de impulsión neta
- $P_1$  y  $P_2$  = Presión sobre el fluido en los puntos de succión y descarga
- $Z_1$  y  $Z_2$  = Altura del nivel del líquido en los puntos de succión y descarga
- $v_1$  y  $v_2$  = Velocidad del fluido en los puntos de succión y descarga
- $\delta$  = Densidad del fluido
- $h_f$  = Pérdidas de carga del sistema
- $g$  = Aceleración de la gravedad

#### 8.3.1.1.3. Potencia real de la bomba

La potencia ejercida por la bomba se calcula de la siguiente manera, se le adiciona un 10% de sobre diseño como margen de seguridad (PETERS – TIMMERHAUS, Cuarta edición). Con esta altura de elevación final  $H_b$ , se calcula la potencia de la bomba a adoptar mediante la fórmula:

$$P_B = \frac{(H_b \cdot Q_b \cdot g \cdot \delta)}{\eta}$$

Dónde:

- $\eta$  = Rendimiento mecánico de la bomba
- $Q_b$  = Caudal volumétrico

#### 8.3.1.1.4. Carga neta de succión positiva disponible (NSPH)

Otro aspecto importante a considerar es el cálculo de la carga neta de succión positiva (NPSH) que se calcula a partir de la ecuación siguiente.

$$NSPH_{disp} = \frac{P_{atm}}{\delta \cdot g} \pm H - h_{fasp} - P_{vap}$$

### 8.3.1.2. Características de las diferentes líneas de bombeo

En la siguiente tabla se detallan las diferentes bombas de proceso de la planta, junto con los caudales y propiedades de las corrientes.

Tabla 8-29: Características de las líneas de bombeo.

Código	Origen	Destino	Fluido	Temperatura (°C)	Viscosidad (poise)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
P-301	T-101	E-102	A-01	130,00	0,05056	1183	5,4959
P-302	T-114	E-201	N-01	40,00	0,03904	1011	6,2165
P-303	C-202	C-203	R	183,53	0,01884	892	5,7521
P-304	C-203	ME-204	T	283,76	0,01770	1063	0,0492
P-305	C-203	E-201	U-01	183,31	0,01878	890	5,7048
P-306	C-202	ME-204	S	98,73	0,00684	920	1,257
P-307	ME-204	C-401	X	89,78	0,00317	951	1,597
P-308	C-401	E-402	Y-01	107,56	0,00309	778	0,212
P-309	C-401	E-205	V-01	119,716	0,00230	942	1,387

Fuente: Elaboración propia.

Conociendo el caudal con que van a trabajar las bombas y las propiedades del fluido a transportar se pueden realizar los cálculos para la adopción de las bombas.

### 8.3.1.3. Resumen de cálculos de las bombas de proceso

En los siguientes cuadros se resumen los cálculos para las distintas bombas de proceso.

Tabla 8-30: Resumen de cálculos de las bombas de proceso adoptadas.

Descripción	P-301	P-302	P-303	P-304
Tipo de bomba	Desplazamiento positivo	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga
Fluido	A-01	N-01	R	T
Diámetro de la cañería (plg)	3,5	3,5	3,5	0,5
Material de la cañería	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Velocidad de impulsión (m/s)	0,23	0,26	0,24	0,07
Rugosidad superficial interna (mm)	0,03	0,03	0,03	0,03
Factor de fricción <i>f</i>	0,063	0,062	0,060	0,100
Longitud equivalente (m)	140,2	62,0	37,2	14,5
Accesorios y equipos	3 T	-	-	-
	10 codos 90°	3 codos 90°	3 codos 90°	3 codos 90°
	5 válvulas esf.	3 válvulas esf.	2 válvulas esf.	2 válvulas esf.

	3 válvulas mod.	1 válvula mod.	-	-
	3 retenciones	1 retención	1 retención	1 retención
	E-102	E-201	-	-
<b>Pérdida de carga <math>h_f</math> (m)</b>	0,27	0,15	0,07	0,02
<b>Diferencia de presión <math>\Delta P/\delta</math> (m)</b>	163,82	20,2	22,9	19,2
<b>Diferencia de altura <math>\Delta H</math> (m)</b>	5,7	8	3	5
<b>Altura de impulsión neta (m)</b>	169,79	28,32	25,94	24,21
<b>Potencia de la bomba (HP)</b>	5,73	0,92	0,69	0,01

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-31: Resumen de cálculos de las bombas de proceso adoptadas.

Descripción	P-305	P-306	P-307	P-308
<b>Tipo de bomba</b>	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga
<b>Fluido</b>	U-01	S	X	Y-01
<b>Diámetro de la cañería (plg)</b>	3,5	1,5	1,5	0,5
<b>Material de la cañería</b>	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
<b>Velocidad de impulsión (m/s)</b>	0,24	0,27	0,34	0,39
<b>Rugosidad superficial interna (mm)</b>	0,03	0,03	0,03	0,03
<b>Factor de fricción f</b>	0,060	0,058	0,058	0,065
<b>Longitud equivalente (m)</b>	99,2	33,4	49,0	47,4
<b>Accesorios y equipos</b>	-	-	-	-
	6 codos 90°	3 codos 90°	3 codos 90°	8 codos 90°
	4 válvulas esf.	2 válvulas esf.	3 válvulas esf.	3 válvulas esf.
	-	-	-	-
	1 retención	1 retención	1 retención	1 retención
	E-201 / E-207	-	-	E-402
<b>Pérdida de carga <math>h_f</math> (m)</b>	0,20	0,17	0,41	1,48
<b>Diferencia de presión <math>\Delta P/\delta</math> (m)</b>	22,9	22,2	21,4	22,7
<b>Diferencia de altura <math>\Delta H</math> (m)</b>	9	3	8,7	6
<b>Altura de impulsión neta (m)</b>	32,11	25,34	30,55	30,18
<b>Potencia de la bomba (HP)</b>	0,85	0,15	0,24	0,03

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-32 Resumen de cálculos de las bombas de proceso adoptadas.

Descripción	P-309
<b>Tipo de bomba</b>	Centrifuga
<b>Fluido</b>	V-01
<b>Diámetro de la cañería (plg)</b>	1,5
<b>Material de la cañería</b>	Acero inoxidable
<b>Velocidad de impulsión (m/s)</b>	0,29
<b>Rugosidad superficial interna (mm)</b>	0,03
<b>Factor de fricción f</b>	0,058

<b>Longitud equivalente (m)</b>	53,2
<b>Accesorios y equipos</b>	-
	3 codos 90°
	3 válvulas esf.
	-
	1 retención
<b>Pérdida de carga <math>h_f</math> (m)</b>	0,33
<b>Diferencia de presión <math>\Delta P/\delta</math> (m)</b>	21,6
<b>Diferencia de altura <math>\Delta H</math> (m)</b>	3
<b>Altura de impulsión neta (m)</b>	24,96
<b>Potencia de la bomba (HP)</b>	0,24

Fuente: Elaboración propia.

### 8.3.1.4. Descripción de las bombas seleccionadas

En las siguientes tablas se muestran las principales características de las bombas seleccionadas empleando los catálogos de fabricantes y los cálculos realizados anteriormente.

Tabla 8-33: Bombas de proceso adoptadas.

<b>Característica</b>	<b>P-301</b>	<b>P-302</b>	<b>P-303</b>	<b>P-304</b>
<b>Caudal min-max (m<sup>3</sup>/h)</b>	8	8	7	1
<b>Potencia adoptada (HP)</b>	8	2,5	2,3	0,9
<b>Consumo del motor (kw)</b>	6	1,9	1,7	0,7
<b>Revoluciones del motor (rpm)</b>	1450	2900	2900	2900
<b>NPSH<sub>max</sub> (m)</b>	-	5	2	2
<b>Modelo</b>	Serie W	MegaCPK 025-160	MegaCPK 025-160	MegaCPK 025-160
<b>Fabricante</b>	Bornemann	KSB	KSB	KSB
<b>Tamaño del impulsor (mm)</b>	-	169	165	145

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-34: Bombas de proceso adoptadas.

<b>Característica</b>	<b>P-305</b>	<b>P-306</b>	<b>P-307</b>	<b>P-308</b>	<b>P-309</b>
<b>Caudal min-max (m<sup>3</sup>/h)</b>	7	2	2	1	2
<b>Potencia adoptada (HP)</b>	2,5	0,9	1,3	0,9	1,3
<b>Consumo del motor (kW)</b>	1,9	0,7	1	0,7	1
<b>Revoluciones del motor (rpm)</b>	2900	2900	2900	2900	2900
<b>NPSH<sub>max</sub> (m)</b>	2,2	2	2	2	2
<b>Modelo</b>	MegaCPK 025-160	MegaCPK 025-160	MegaCPK 025-160	MegaCPK 025-160	MegaCPK 025-160
<b>Fabricante</b>	KSB	KSB	KSB	KSB	KSB
<b>Tamaño del impulsor (mm)</b>	169	145	165	145	165

Fuente: Elaboración propia.



## 8.4. Sector 400: Tratamiento de subproductos

### 8.4.1. C-401: Columna de destilación

Esta unidad tiene el objetivo de separar el n-propanol para evitar verterlo como efluente. El n-propanol forma un azeótropo a la concentración de 71% aproximadamente, la cual será la concentración máxima que será posible separar este alcohol. La columna, al igual que las otras dos, consta de relleno de anillos Raschig.

Tabla 8-35: Características de la columna de destilación C-401.

<b>N° de Etapas</b>	33,00
<b>1° etapa de alimentación</b>	20,00
<b>Tipo de Condensador</b>	Total
<b>Caudal de destilación (kmol/h)</b>	1.7694
<b>Caudal de reflujo (kmol/h)</b>	2.3002
<b>Temperatura de Cabeza °C</b>	97.233
<b>Temperatura de Reboiler °C</b>	98.784
<b>Presión de Operación Bar</b>	2,00
<b>Demanda calórica del condensador (kcal/h)</b>	-127216.148
<b>Demanda calórica del Reboiler (kcal/h)</b>	149427.578
<b>Ratio de Reflujo</b>	2.100
<b>Reflujo másico (kg/h)</b>	319.314
<b>Diámetro de la columna de relleno (m)</b>	0.450
<b>Altura del relleno (m)</b>	4.000
<b>Tamaño del relleno (mm)</b>	15,00
<b>Superficie del relleno(m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)</b>	378,40
<b>Fracción Vacía del empaquetado</b>	0,92
<b>Secciones de la columna</b>	1

Fuente: ChemCAD.

Las características de diseño y termodinámicas del condensador y rehervidor de la columna de destilación C-401 se muestran en las siguientes tablas.

Tabla 8-36: Características del condensador de la columna C-401.

<b>Características de diseño</b>	
<b>Clase/Tipo de intercambiador</b>	TEMA R/AEL
<b>Diámetro interno de la coraza</b>	20,32 cm
<b>Número de tubos</b>	47
<b>Longitud de tubo</b>	1,83 m

<b>Diámetro externo de los tubos</b>	1,905 cm
<b>Diámetro interno de los tubos</b>	1,5748 cm
<b>Material</b>	Acero al carbono
<b>Arreglo de los tubos</b>	Triangular
<b>Paso de los tubos</b>	2,380 cm
<b>Número de pasos por los tubos</b>	1
<b>Número de pasos por la coraza</b>	1 serie / 1 paralelo
<b>Número de baffles</b>	43
<b>Separación entre baffles</b>	5,145 cm
<b>Segmentación del baffle</b>	15%
<b>Tipo de baffle</b>	Segmentación simple
<b>Características termodinámicas</b>	
<b>Área efectiva de transferencia</b>	4,65 m <sup>2</sup>
<b>Área requerida</b>	3,88 m <sup>2</sup>
<b>U (Calculado/Servicio)</b>	(741,8/618,2) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Calor calculado</b>	155060 kcal/h
<b>Calor especificado</b>	127216 kcal/h
<b>Exceso</b>	20,00%
<b>Factor de obstrucción</b>	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
<b>ΔP(Coraza/Tubos)</b>	0,0867 bar / 0,0125 bar
<b>Coef. de película para la coraza</b>	2349,7 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Coef. de película para los tubos</b>	2825,2 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8-37: Características del rehervidor de la columna C-401.

<b>Características de diseño</b>	
<b>Clase/Tipo de intercambiador</b>	TEMA R/AEL
<b>Diámetro interno de la coraza</b>	15,24 cm
<b>Número de tubos</b>	23
<b>Longitud de tubo</b>	1,52 m
<b>Diámetro externo de los tubos</b>	1,905 cm
<b>Diámetro interno de los tubos</b>	1,5748 cm
<b>Material</b>	Acero al carbono
<b>Arreglo de los tubos</b>	Triangular
<b>Paso de los tubos</b>	2,380 cm
<b>Número de pasos por los tubos</b>	1
<b>Número de pasos por la coraza</b>	1 serie / 1 paralelo
<b>Número de baffles</b>	105
<b>Separación entre baffles</b>	1,0873 cm
<b>Segmentación del baffle</b>	15%
<b>Tipo de baffle</b>	Segmentación simple
<b>Características termodinámicas</b>	
<b>Área efectiva de transferencia</b>	1,59 m <sup>2</sup>
<b>Área requerida</b>	1,20 m <sup>2</sup>
<b>U (Calculado/Servicio)</b>	(1369,6/1039,1) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

<b>Calor calculado</b>	196964 kcal/h
<b>Calor especificado</b>	149427 kcal/h
<b>Exceso</b>	31,81%
<b>Factor de obstrucción</b>	2,048E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
<b>ΔP(Coraza/Tubos)</b>	0,2486 bar / 0,0182 bar
<b>Coef. de película para la coraza</b>	8021,3 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Coef. de película para los tubos</b>	10922,9 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

Fuente: ChemCAD.

#### 8.4.2. E-402: Intercambiador de calor

La corriente Y-01 de cabeza de la columna de destilación C-401 debe ser enfriada a una temperatura igual o inferior a 40°C para poder ser almacenada de forma segura en el T-403. Para llevar a cabo la reducción de temperatura de esta corriente y por las características de fluido se utilizara un intercambiador de casco y tubos, y para el diseño del mismo se utilizó el simulador ChemCAD 7.1.2.

En la siguiente tabla se muestran las características del equipo diseñado.

Tabla 8-33: Características Intercambiador de calor E-402.

<b>Características de diseño</b>	
<b>Clase/Tipo de intercambiador</b>	TEMA C/AEL
<b>Diámetro interno de la coraza</b>	15,24 cm
<b>Número de tubos</b>	23
<b>Longitud de tubo</b>	2,438 m
<b>Diámetro externo de los tubos</b>	1,905 cm
<b>Diámetro interno de los tubos</b>	1,5748 cm
<b>Material</b>	Acero al carbono
<b>Arreglo de los tubos</b>	Triangular
<b>Paso de los tubos</b>	2,380 cm
<b>Número de pasos por los tubos</b>	1
<b>Número de pasos por la coraza</b>	1 serie / 1 paralelo
<b>Número de baffles</b>	43
<b>Separación entre baffles</b>	7,03 cm
<b>Segmentación del baffle</b>	15%
<b>Tipo de baffle</b>	Segmentación simple
<b>características termodinámicas</b>	
<b>Área efectiva de transferencia</b>	2,850 m <sup>2</sup>
<b>Área requerida</b>	2,380 m <sup>2</sup>
<b>U (Calculado/Servicio)</b>	(146,30/121,84) kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Calor calculado</b>	13200 kcal/h
<b>Calor especificado</b>	11014 kcal/h
<b>Exceso</b>	19,85%

<b>Factor de obstrucción</b>	2,058E-004 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
<b>ΔP(Coraza/Tubos)</b>	0,2588 bar / 0,0179 bar
<b>Coef. de película para la coraza</b>	703,28 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C
<b>Coef. de película para los tubos</b>	245,24 kcal/h.m <sup>2</sup> .°C

Fuente: ChemCAD.

### 8.4.3. T-403: Tanque de n-propanol

El caudal másico de esta corriente es de  $F_m = 212.025 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

La densidad de la descarga es de:  $\rho_g = 837.999 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

El tiempo de almacenamiento requerido es de 3 días. Dando margen considerable de tiempo para efectuar las descargas.

$$\text{Capacidad Máxima Requerida} = \frac{F_m}{\rho_g} \times 36\text{hs} = \frac{212.025 \frac{\text{kg}}{\text{hs}}}{837.999 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 36 \text{hs} = 9.108 \text{ m}^3$$

Tabla 8-34: Características del tanque de almacenamiento de n-propanol.

<b>Fluido</b>	Propanol al 70%
<b>Densidad del fluido</b>	837,999 kg/m <sup>3</sup>
<b>Temperatura de Almacenamiento</b>	40.00 °C
<b>Presión de Almacenamiento</b>	1,00 bar
<b>Tiempo máximo de almacenamiento</b>	36,00 h
<b>Volumen Requerido</b>	9.10 m <sup>3</sup>
<b>N° de tanques</b>	1
<b>Volumen por adoptar por tanque</b>	10,00 m <sup>3</sup>
<b>Tipo de tanque</b>	Aéreo Vertical
<b>Diámetro</b>	1,79 m
<b>Largo</b>	4,00 m
<b>L/D</b>	2,23
<b>Material</b>	Acero al carbono
<b>Aislación</b>	No
<b>Espesor</b>	5/32"

Fuente: Elaboración propia.



# **CAPÍTULO 9**

## **SERVICIOS AUXILIARES**

## 9. SERVICIOS AUXILIARES

Para una industria, es de suma importancia que el funcionamiento de un proceso sea óptimo y que la eficiencia del mismo sea máxima, para aprovechar lo mejor posible las materias primas y recursos empleados en el proceso.

Estos recursos incluyen servicios auxiliares que son necesarios para el funcionamiento de los equipos de proceso, y proveer estos servicios en una planta representa costos significativos para la empresa.

Los servicios auxiliares comprenden agua de servicio, agua blanda, agua potable, generación de vapor de agua, suministro de electricidad y gas.

### 9.1 Servicios de Agua

Los servicios de agua comprenden el agua de proceso, reposición de las torres de enfriamiento que es utilizada para los equipos de enfriamiento y condensadores, el agua de reposición de caldera, como así también el agua de uso sanitario y potable.

Debido a las cercanías de la planta al complejo RNV, el suministro de agua clarificada se lo adquirirá a esta empresa, así se reducen costos que surgirían del tratamiento que se le tendría que realizar al agua.

En el siguiente cuadro se resumen los consumos de agua en cada una de las etapas del proceso.

Tabla 9-1: Consumo estimado de agua según su uso.

Etapa	m <sup>3</sup> /h
Agua de enfriamiento	84,04
Reposición de caldera	6,86
Usos generales	0,10
Total	91,01

Fuente: Elaboración propia.

Si bien el mayor consumo de agua lo requiere el proceso de refrigeración, con un correcto manejo de temperatura por medio de las torres de enfriamiento, es recirculada al proceso, por lo que no implica un gasto constante de la misma. También los condensados de los equipos de calentamiento son recirculados hacia caldera lo que minimiza el gasto de agua. Como para uso general se estimó un consumo de 0,1 m<sup>3</sup>/h.

El consumo total de agua por hora se calcula teniendo en cuenta las reposiciones de agua que requerirán las torres de enfriamiento y servicio de vapor, la cantidad de reposición depende de las pérdidas que tienen el sistema y la apertura con que se trabajan las purgas. En la siguiente tabla se describe la reposición de agua estimada por hora teniendo en cuenta las pérdidas y purgas de los sistemas.

Tabla 9-2: Caudal de reposición de agua de las diferentes etapas.

Etapas	Requerimiento del proceso (m <sup>3</sup> /h)	% por pérdidas y purgas	Caudal de reposición (m <sup>3</sup> /h)
Agua de enfriamiento	84,04	2,5	2,1010
Reposición de caldera	6,86	1	0,0686
Total			2,1696

Fuente: Elaboración propia.

### 10.1.1 Tanque de almacenamiento de agua clarificada (TACL)

Como se mencionó al comienzo de este capítulo, el agua clarificada utilizada en la planta proviene de RNV. Esta agua es bombeada desde esta hacia un tanque interno de almacenamiento (TACL), y de este se deriva hacia las torres de enfriamiento y/o ablandadores de caldera.

El tanque se adopte deberá permitir una autonomía de 24 horas de suministro de agua clarificada en caso de una interrupción del suministro de agua clarificada.

Para la adopción del TACL se utilizan las siguientes variables:

- $F_m$  = Flujo volumétrico de reposición: 2,1696 m<sup>3</sup>/h.
- $t_a$  = Tiempo de autonomía máximo: 24 horas.

La capacidad máxima de almacenamiento requerida será:

$$\text{Capacidad máxima} = F_m \times t_a = 2,1696 \frac{m^3}{h} \times \frac{24 \text{ hs}}{1 \text{ día}} = 52,07 \frac{m^3}{\text{día}}$$

En la siguiente tabla se muestran las características del tanque que se adoptó para el almacenamiento de agua clarificada en planta basándose en el cálculo de capacidad máxima realizado.

Tabla 9-3: Especificaciones del tanque adoptado.

Características del TACL	
Tipo	Tanque de almacenamiento
Fluido	Agua clarificada
Densidad del fluido	1000 kg/m <sup>3</sup>
Temperatura de Almacenamiento	10-35 °C
Presión de Almacenamiento	1 atm
Tiempo máximo de autonomía	24 horas
Volumen requerido	52,07 m <sup>3</sup>
Volumen por adoptar	60 m <sup>3</sup>
Tipo de tanque	Aéreo vertical
Diámetro	3,0 m
Alto	8,6 m
L/D	2,86
Material	Acero al carbono
Espesor	3/16 pulgadas

Fuente: Elaboración propia.

### 10.1.2 Adopción de torres de enfriamiento

Se necesita enfriar un caudal de agua de 84,04 m<sup>3</sup>/h, proveniente de las etapas de enfriamiento en los E y condensadores de las columnas de destilación, desde una temperatura determinada hasta los 28 °C con el fin de reutilizar el agua nuevamente como medio de enfriamiento. Las pérdidas se compensan con agua adicional que se suministra desde el TACL.

En el siguiente cuadro se describen los volúmenes de agua que requiere cada etapa y las temperaturas con retorna de cada una.

Tabla 9-4: Consumo de agua de los equipos, y condiciones de temperaturas.

Etapa	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Caudal másico (kg/h)	Temp. Inicial (°C)	Temp. Final (°C)
E-205	4,75	4750	28	50,0
E-207	20,00	20000	28	30,0
E-402	0,92	920	28	40,0
Condensador de C-202	25,05	25046	28	65,0
Condensador de C-203	29,83	29828	28	65,0
Condensador de C-401	3,50	3499	28	65,0

Fuente: Elaboración propia.



Como el agua se alimenta a los equipos y retorna directamente a las torres desde una cañería principal, directamente se tiene una sola corriente de agua, con las siguientes características:

Tabla 9-5: Consumo de agua total, y condiciones de temperaturas.

Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Caudal másico (kg/h)	Temp. Inicial (°C)	Temp. Final (°C)
84,04	84043,00	28	55,55

Fuente: Elaboración propia.

Con estos datos se puede calcular el calor que deben absorber las torres de enfriamiento adoptadas:

Tabla 9-6: Calor que deben absorber las torres de enfriamiento para las condiciones requeridas.

Caudal másico (kg/h)	Temp. Inicial (°C)	Temp. Final (°C)	cp (kcal/kg.°K)	Calor absorbido (kcal/h)
84043,00	55,55	28,00	0,9995	2314183

Fuente: Elaboración propia.

Con los datos obtenidos se puede realizar la selección de las torres de enfriamiento que se requieren para enfriar el agua con este rango de temperatura. Es importante destacar que se va a seleccionar un equipo que requiera un muy bajo mantenimiento y permita trabajar con aguas duras.

En la tabla 9-7 se muestran las características de las torres de enfriamiento adoptadas y que mejor se adecuan a las condiciones requeridas.

Tabla 9-7: Cantidad y características de las torres de enfriamiento adoptadas.

Proveedor	SINAX S.A.
Modelo	EWK 680
Potencia (KW)	7,5
Peso vacío (kg)	1016
Peso servicio (kg)	3347
Largo (mm)	3395
Ancho (mm)	2381
Alto (mm)	4485
Cantidad de módulos	3
Material	PRFV

Fuente: SINAX S.A.

### 10.1.3 Adopción de ablandador de agua

El ablandador de agua se emplea para eliminar todo tipo de dureza capaz de generar incrustaciones en las instalaciones de generación de vapor. Las incrustaciones reducen el proceso de intercambio de calor, generando mayor consumo de energía y disminuyendo la vida útil de las instalaciones.

La capacidad del ablandador debe ser de por lo menos 0,0686 m<sup>3</sup>/h, que es la cantidad de agua blanda que se debe reponer al sistema de caldera.

El ablandador es alimentado con agua clarificada desde el TACL por medio de la bomba P-ACL; y el agua blanda generada es almacenada en el tanque de agua blanda TABL.

Se adopta el ablandador automático Vulcano ABL-1044 que cumple con las necesidades requeridas; en el siguiente cuadro se describen las especificaciones técnicas del equipo y en la figura 9-1 se lo muestra.

Tabla 9-8: Características del ablandador adoptado.

Fabricante	Vulcano	
Modelo	ABL-1044	
Material	PRFV	
Carga de resina (litros)	25	
Caudal de trabajo (m <sup>3</sup> /h)	1	
Rango de operación (ppm)	50-1000	
Frecuencia de regeneración (días)	1 a 12	
Presión mínima de trabajo (kg/cm <sup>2</sup> )	1,8	
Presión máxima (kg/cm <sup>2</sup> )	6	
Temperatura máxima de trabajo (°C)	37	
Dimensiones	Diámetro (mm)	270
	Alto (mm)	1320

Fuente: VULCANO S.A.



Figura 9-1: Ablandador Vulcano ABL-1044.  
 Fuente: VULCANO S.A.

### 10.1.3.1 Adopción de tanque de agua blanda (TABL)

El agua blanda generada en el ablandador debe ser almacenada en un tanque propio, para luego según la necesidad es utilizada para la generación de vapor en caldera.

Para la adopción del TABL se utilizan las siguientes variables:

- $F_m$  = Flujo volumétrico de reposición: 0,0686 m<sup>3</sup>/h.
- $t_a$  = Tiempo de autonomía máximo: 24 horas.

La capacidad máxima de almacenamiento requerida es:

$$\text{Capacidad máxima} = F_m \times t_a = 0,0686 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ hs}}{1 \text{ día}} = 1,6464 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Con la capacidad máxima de almacenamiento calculada se procede a seleccionar un tanque de almacenamiento que mejor se adecue a las necesidades.

Tabla 9-9: Características del tanque de agua blanda adoptado.

Características del TABL	
Fabricante	Formingplast SRL
Tipo	Tanque de almacenamiento
Fluido	Agua blanda
Densidad del fluido	1000 kg/m <sup>3</sup>
Temperatura de Almacenamiento	10-35 °C
Presión de Almacenamiento	1 atm
Tiempo máximo de autonomía	24 hs
Volumen requerido	1,6464 m <sup>3</sup>
Volumen por adoptar	2,00 m <sup>3</sup>
Tipo de tanque	Aéreo vertical
Diámetro	1,060 m
Alto	2,720 m
L/D	2,566
Material	Polietileno
Espesor	5 mm

Fuente: Formingplast S.R.L.

## 1.2 SERVICIO DE VAPOR

A partir del Capítulo 7 - Balance de masa y energía, se puede obtener los consumos de vapor de cada uno de los equipos que lo utilizan, en la tabla 9-10 se especifican los requerimientos de vapor por hora de cada equipo.

Tabla 9-10: Requerimiento de vapor de cada uno de los equipos.

Equipo	Caudal (kg/h)
E-102	331,4
Rehervidor de C-202	3340,7
Rehervidor de C-203	2877,2
Rehervidor de C-401	313,6
<b>Total</b>	<b>6862,9</b>

Fuente: Elaboración propia.

Como se describió en la sección 9.1 de este capítulo, los condensados de salida de los equipos son retornados a caldera para volver a ser reutilizados, y las pérdidas de agua del sistema son respuestas desde el TABL.

#### 10.1.4 Adopción de caldera

A partir del caudal de vapor requerido, descrito en la tabla 9-10, y la necesidad de que sea de 10 kg/cm<sup>2</sup> de presión, se procede a la selección de una caldera que pueda cumplir estos requisitos.

En la siguiente tabla se muestran las características de la caldera adoptada y que cumple con los requisitos de suministro de vapor.

Tabla 9-11: Características de la caldera adoptada.

Fabricante		Marcowicz
Modelo		LNR 640
Tipo		Humotubular
Capacidad (kg/h)		10000
Capacidad calorífica (kcal/h)		6600000
Superficie de calefacción (m <sup>2</sup> )		250
Dimensiones	Ancho (mm)	3950
	Largo (mm)	8900
	Alto (mm)	4350
Peso aprox. del equipo vacío (kg)		24500

Fuente: CALDERAS ARGENTINAS MARCOWICZ S.A.

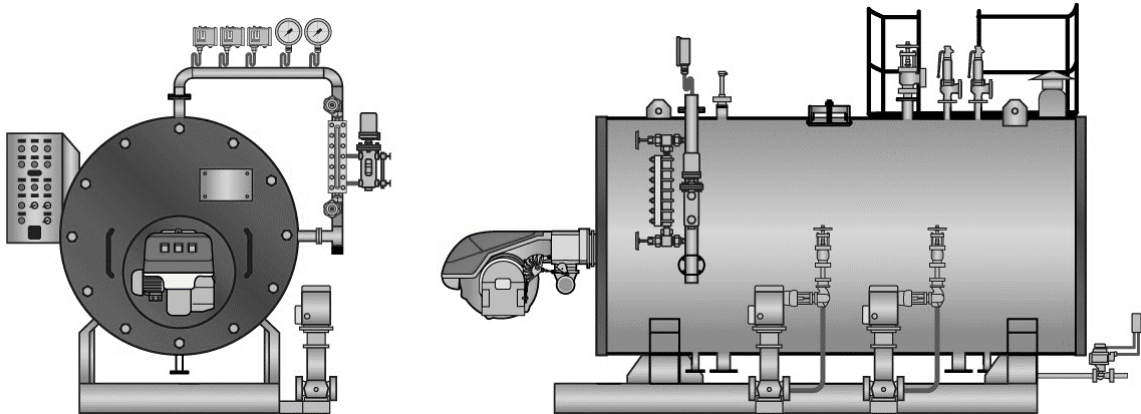


Figura 9-2: Caldera generadora de vapor modelo LNR.  
 Fuente: CALDERAS ARGENTINAS MARCOWICZ S.A.

### 10.1.5 Adopción De Bombas De Servicio Auxiliar

#### 10.1.5.1 Cálculos para la adopción de bombas

##### 10.1.5.1.1 Pérdidas de carga del sistema

Las pérdidas de carga del sistema se calculan con la siguiente expresión.

$$h_f = f \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g}$$

Dónde:

- $f$  = Factor de fricción
- $L_{eq}$  = Longitud equivalente (tubería + accesorios)

$D$  = Diámetro interno de la cañería

##### 10.1.5.1.2 Altura de impulsión neta

Para determinar la altura de impulsión se utiliza la ecuación de Bernoulli corregida, para tener en cuenta la fricción del fluido.

$$H_b = h_f + \left( \frac{P_2}{\delta \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + Z_2 \right) - \left( \frac{P_1}{\delta \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + Z_1 \right)$$

Dónde:

- $H_b$  = Altura de impulsión neta
- $P_1$  y  $P_2$  = Presión sobre el fluido en los puntos de succión y descarga
- $Z_1$  y  $Z_2$  = Altura del nivel del líquido en los puntos de succión y descarga

- $v_1$  y  $v_2$  = Velocidad del fluido en los puntos de succión y descarga
- $\delta$  = Densidad del fluido
- $h_f$  = Perdidas de carga del sistema
- $g$  = Aceleración de la gravedad

#### 10.1.5.1.3 Potencia real de la bomba

La potencia ejercida por la bomba se calcula de la siguiente manera, se le adiciona un 10% de sobre diseño como margen de seguridad (PETERS – TIMMERHAUS, Cuarta edición). Con esta altura de elevación final  $H_b$ , se calcula la potencia de la bomba a adoptar mediante la fórmula:

$$P_B = \frac{(H_b \cdot Q_b \cdot g \cdot \delta)}{\eta}$$

Dónde:

- $\eta$  = Rendimiento mecánico de la bomba
- $Q_b$  = Caudal volumétrico

#### 10.1.5.1.4 Carga neta de succión positiva disponible (NSPH)

Otro aspecto importante a considerar es el cálculo de la carga neta de succión positiva (NPSH) que se calcula a partir de la ecuación siguiente.

$$NSPH_{disp} = \frac{P_{atm}}{\delta \cdot g} \pm H - h_{f_{asp}} - P_{vap}$$

#### 10.1.5.1.5 Características de las diferentes líneas de bombeo

En la siguiente tabla se detallan las diferentes bombas de servicio, junto con los caudales y propiedades de las corrientes.

Tabla 9-12: Características de las diferentes corrientes de agua de servicio.

TAG	Origen	Destino	Temperatura (°C)	Viscosidad (poise)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
P-ACL	TACL	Torres de enfriamiento y Ablandador	10-35	0,01	1000	2,10
P-ABL	TABL	Caldera	10-35	0,01	1000	6,86
P-AE	Torres de enfriamiento	E-205, E-207, E-402 y Condensadores de C-202, C-203 y C-401	28	0,01	1000	84,04

Fuente: Elaboración propia.

Conociendo el caudal con que van a trabajar las bombas y las propiedades del fluido a transportar se pueden realizar los cálculos para la adopción de las bombas.

#### 10.1.5.1.6 Resumen de cálculos de las bombas de servicio

En el siguiente cuadro se resumen los cálculos para las distintas bombas de servicio.

Tabla 9-13: Resumen de cálculos de las bombas de servicio.

TAG	P-ACL	P-ABL	P-AE
Tipo de bomba	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga
Fluido	Agua	Agua	Agua
Diámetro de la cañería (plg)	1,5	3,5	8
Material de la cañería	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Velocidad de impulsión (m/s)	0,44	0,29	0,69
Rugosidad superficial interna (mm)	0,03	0,03	0,03
Factor de fricción f	0,057	0,057	0,057
Longitud equivalente (m)	52,8	47	293,9
Accesorios y equipos	4 válvulas esf.	4 válvulas esf.	14 válvulas esf.
	1 válvula mod.	1 válvula mod.	4 válvulas mod.
	7 codos 90°	4 codos 90°	16 codos 90°
	1 retención	1 retención	1 retención
	1 T	Caldera	E-205 / E-207 / E-402
	-	-	Condensadores C-202 / C-203 / C-401
Perdida de carga $h_f$ (m)	0,74	0,13	1,97
Diferencia de presión $\Delta P/\delta$ (m)	41	122,36	61,4
Diferencia de altura $\Delta H$ (m)	5	2,5	9
Altura de impulsión neta (m)	46,74	122,49	72,37
Potencia de la bomba (HP)	0,51	4,36	31,60

Fuente: Elaboración propia.

#### 10.1.5.1.7 Descripción de las bombas seleccionadas

En la siguiente tabla se muestran las principales características de las bombas seleccionadas empleando los catálogos de fabricantes y los cálculos realizados anteriormente.



Tabla 9-14: Descripción de las bombas adoptadas.

TAG	P-ACL	P-ABL	P-AE
Caudal min-max (m <sup>3</sup> /h)	5	10	100
Potencia adoptada (HP)	1,5	8	40
Consumo del motor (kw)	1,1	6	30
Revoluciones del motor (rpm)	2900	2900	3500
NPSHmax (m)	1,7	2	4
Modelo	CR 5-9	CR 10-18	MegaCPK 080-200
Fabricante	Grundfos	Grundfos	KSB
Tamaño del impulsor (mm)	-	-	189

Fuente: Elaboración propia.

## 10.2 Suministro De Electricidad

La energía necesaria para el funcionamiento de la planta, es suministrada por la Empresa Provincial de Energía de Santa Fe (E.P.E.). La distribución de la energía eléctrica parte de una red de media tensión y llega al establecimiento industrial por medio de una subestación transformadora que posibilita la reducción a 380/220 V con una potencia eléctrica acorde a cada necesidad en particular.

En la tabla 9-15 se muestra un detalle de la cantidad de equipos con motores eléctricos que se ponen en marcha para el proceso de elaboración y servicios auxiliares, como así también su potencia en kilovatios (kW) y su consumo diario en kilovatios-hora (kW/h).

Tabla 9-15: Consumo de los equipos de producción y servicios auxiliares.

Equipo	Potencia (kW)	Consumo diario (kW/h)
Bombas	P-301	6
	P-302	1,9
	P-303	1,7
	P-304	0,7
	P-305	1,9
	P-306	0,7
	P-307	1
	P-308	0,7
	P-309	1
	P-ACL	1,1
	P-ABL	6
P-AE	30	
Compresor	CP-106	1000
		24000

Total	1064	25264,8
-------	------	---------

Fuente: Elaboración propia.

En la siguiente tabla se muestra un resumen del consumo de electricidad diario y anual de los equipos e iluminación (ver el Capítulo 13 - Instalaciones eléctricas).

Tabla 9-16: Consumo diario y anual de electricidad.

Uso	Consumo diario (kW/h)	Consumo anual (kW/h)
Equipos	25264,8	8214849,7
Iluminación	84,9	27679,0
Total	25349,7	8242528,7

Fuente: Elaboración propia.

### 10.3 Suministro De Gas Natural

Debido a que en el área hay varios complejos industriales, se cuenta con una red de media y alta presión de gas natural. Esta red provee de gas principalmente a la caldera para la generación de vapor, y a los otros sectores tales como laboratorio, cocina, oficinas para calefacción.

El consumo de gas se obtiene de la siguiente ecuación:

$$C_{GN} = \frac{Q_R}{Y \cdot P_{CGN}}$$

Dónde:

- $C_{GN}$  es el consumo de gas natural ( $m^3/h$  y  $m^3/mes$ ).
- $Q_R$  es la energía requerida ( $kcal/h$  y  $kcal/mes$ ).
- $Y$  es el rendimiento de la combustión, aproximadamente 80%.
- $P_{CGN}$  es el poder calorífico del gas natural provisto,  $9300 \text{ kcal}/m^3$ .

Con los datos de energía requerida descrita en la sección 9.1.4 de este capítulo se realiza el cálculo del consumo de gas por la caldera para la generación de vapor.

Tabla 9-17: Consumo de gas de la caldera.

	Consumo	
	Por hora	Por mes
$Q_R$	4529514 kcal/h	3261250080 kcal/h
$\gamma$	90 %	90 %
$P_{CGN}$	9300 kcal/m <sup>3</sup>	9300 kcal/m <sup>3</sup>
$C_{GN}$	541,16 m <sup>3</sup> /h	389635,61 m <sup>3</sup> /mes

Fuente: Elaboración propia.

En la siguiente tabla se resume el consumo de gas para todos los sectores de la planta.

Tabla 9-18: Consumo total de gas del complejo.

Proveedor		Litoral Gas S.A.
Consumo por sector (m <sup>3</sup> /h)	Caldera	541,16
	Laboratorio	0,22*
	Total	541,38

Fuente: Elaboración propia.

\*Datos obtenidos de ENARGAS.



# **CAPÍTULO 10**

## **CONTROL DE CALIDAD**

## 10. CONTROL DE CALIDAD

A escala industrial, el control de calidad es el conjunto de los mecanismos, acciones y herramientas realizadas para detectar la presencia de desvíos o errores que puedan afectar la calidad del producto realizado.

En el presente capítulo se establecen los diferentes controles que se le realizan a las variables de proceso, que comienza desde la materia prima que ingresa a planta, hasta productos finales e intermedios. Se describirán los métodos y técnicas de análisis necesarios en cada una de las etapas, y se dejarán establecidos los registros que se utilizarán en cada punto de control tanto para la inspección de las diferentes variables como para el asentamiento de los resultados de laboratorio.

### 2.1 CONTROL DE LAS MATERIAS PRIMAS

Todas las materias primas utilizadas en el proceso deben ser monitoreadas. En la recepción de las cargas de hidrógeno se controla remito y la hoja de calidad correspondiente a esa partida. En el caso del glicerol refinado que se va a procesar, como se recibe de forma continua desde la planta de RNV, los controles de laboratorio se realizarán de forma rutinaria cada 4 horas.

Las variables que se analizan son aquellas que pueden llegar a producir algún desvío en los parámetros establecidos.

#### 11.1.1 Glicerol USP

En la siguiente tabla se especifican los diferentes parámetros que se le controlan al Glicerol USP que ingresa a planta; también se especifica los límites aceptados, métodos analíticos utilizados, frecuencia de control, responsabilidades y registros asignados

Tabla 30-1 Especificación de calidad del Glicerol USP requerido para el proceso.

<b>GLICEROL USP</b>					
DETERMINACION	LIMITES	METODO ANALITICO	FRECUENCIA	RESPONSABLE	REGISTRO
Glicerol base seca	LIE=99,00 % m/m; LSE=101,00 % m/m	USP 37	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Glicerol tal cual	LIE=99,70% m/m	USP METHOD 621	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Agua	LSE=0,30% m/m	USP METHOD 921	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Color APHA	LSE=10	APHA COLOR SCALE	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Ácidos grasos y ester	LSE=1,00 ml de NaOH 0.5N	USP METHOD 541	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Identificación Dietilenglicol B -	LSE=0,10% m/m	USP METHOD 621	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Identificación Etilenglicol B -	LSE=0,10% m/m	USP METHOD 621	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Cloruros	LSE=10 ppm	USP METHOD 221	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Compuestos clorados	LSE=30 ppm	USP METHOD 221	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Sulfatos	LSE=20 ppm	USP METHOD 221	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Metales pesados	LSE=5 ppm	USP METHOD 231	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Residuos de incineración	LSE=0,010% m/m	USP METHOD 281	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Impurezas individuales	LSE=0,10% m/m	USP METHOD 621	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Impurezas totales	LSE=1,00% m/m	USP METHOD 621	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01
Gravedad específica	LIE=1,2490 g/ml a 25°C	USP METHOD 841	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-01

Fuente: Elaboración propia.

Los datos correspondientes a los análisis realizados y datos obtenidos son plasmados en el RG-LAB-01, en la figura 10-1 se muestra este registro; cuando los resultados se desvían de los límites de especificación dados en la tabla 10-1, el analista de laboratorio debe notificar al área de producción para que este tome las medidas correctivas respectivas.

REGISTRO DE ANALISIS DE GLICERINA USP			Revision 0	RG-LAB-01
Fecha:		Hora:		
DETERMINACION	PESO (gr.)	VOLUMEN (ml.)	VALOR	UNIDAD
Glicerol base seca				% m/m
Glicerol tan cual				% m/m
Agua				% m/m
Identificación B - Dietilenglicol				% m/m
Identificación B - Etilenglicol				% m/m
Residuos de incineración				% m/m
Impurezas individuales				% m/m
Impurezas totales				% m/m
Ácidos grasos y esterres				ml de NaOH 0.5N
Cloruros				ppm
Compuestos clorados				ppm
Sulfatos				ppm
Metales pesados				ppm
Color APHA				APHA
Gravedad específica				g/ml a 25°C

Figura 10-1 Registro de ingreso de Glicerina USP, RG-LAB-01.

Fuente: Elaboración propia.

### 11.1.2 Hidrógeno

El hidrógeno es recibido en planta por los operarios de logística, previo a la descarga este debe controlar el remito y contrastar los datos del protocolo de análisis de la carga con los límites de calidad establecidos en la siguiente tabla.

Tabla 10-2 Especificación técnica del hidrógeno requerido en el proceso.

HIDRÓGENO				
DETERMINACION	LIMITES	METODO ANALITICO	RESPONSABLE	REGISTRO
Hidrógeno	LIE=99,99% m/m	ASTM D7649-10	Operario de logística	RG-LOG-01
Agua	LSE=20 ppm	ASTM D7649-10	Operario de logística	RG-LOG-01
Oxígeno	LSE=2 ppm	ASTM D7649-10	Operario de logística	RG-LOG-01
Nitrógeno	LSE=50 ppm	ASTM D7649-10	Operario de logística	RG-LOG-01
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	LSE=1 ppm	ASTM D7649-10	Operario de logística	RG-LOG-01

Fuente: Elaboración propia.

Luego de realizada la descarga del producto el operador de logística debe dejar registrado en el RG-LOG-01 (figura 10-2) el número de remito y numero de protocolo de análisis correspondiente a la carga, como también la cantidad ingresada. Cuando la carga no esté en especificación el operador de logística debe notificar al responsable de laboratorio para que este determine si habilitar la descarga o no.

		<b>REGISTRO DE INGRESO DE HIDROGENO</b>		Revision 0	RG-LOG-01
<b>FECHA</b>	<b>HORA</b>	<b>NUMERO DE REMITO</b>	<b>NUMERO DE PROTOCOLO</b>	<b>CANTIDAD DESCARGADA (kg.)</b>	

Figura 10-2 Registro de ingreso de hidrógeno, RG-LOG-01.  
 Fuente: Elaboración propia.

## 2.2 CONTROL DE LOS PRODUCTOS

### 2.2.1 Propilenglicol

Conocer las especificaciones y características técnicas del producto que se fabrica es indispensable no solo para la selección del mercado y la exigencia de los clientes, sino que también es de gran importancia para el control periódico de la calidad del producto.

El producto de cabeza de la tercera columna de destilación se le debe realizar un control de laboratorio cada 4 h.

En la siguiente tabla se especifican los parámetros analizados en el propilenglicol final.



Tabla 10-3 Especificación técnica del propilenglicol producido.

PROPILENGLICOL					
DETERMINACION	LIMITES	METODO ANALITICO	FRECUENCIA	RESPONSABLE	REGISTRO
Propilenglicol	LIE=99,5% m/m	USP METHOD 621	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Agua	LSE=0,20% m/m	USP METHOD 921	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Color APHA	LSE=10	APHA COLOR SCALE	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Cloruros	LSE=0,5 ppm	USP METHOD 221	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Sulfatos	LSE=60 ppm	USP METHOD 221	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Acidez (como ácido acético)	LSE=0,002% m/m	USP METHOD 541	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Metales pesados	LSE=5 ppm	USP METHOD 231	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Hierro	LSE=0,5 ppm	USP METHOD 231	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03
Gravedad específica	LIE=1,035 gr/ml a 25°C.	USP METHOD 841	4 h	Analista de laboratorio	RG-LAB-03

Fuente: Elaboración propia.

Las determinaciones realizadas y resultados obtenidos son registradas en el RG-LAB-03 como se muestra en la figura 10-3. Cuando algún o algunos de los valores obtenidos están desviados de los límites de especificación el analista de laboratorio debe notificar al supervisor de producción para que tome las acciones correctivas correspondientes.

REGISTRO DE ANALISIS DEL PROPILENGLICOL				Revision 0	RG-LAB-03
Fecha:	Hora:	Analista:		Frecuencia: 4 hr.	
DETERMINACION	PESO (gr.)	VOLUMEN (ml.)	VALOR	UNIDAD	
Propilenglicol				% m/m	
Agua				% m/m	
Acidez (como ácido acético)				% m/m	
Cloruros				ppm	
Sulfatos				ppm	
Metales pesados				ppm	
Hierro				ppm	
Color APHA				APHA	
Gravedad específica				g/ml a 25°C	

Figura 10-3 Registro de control de producto, RG-LAB-03.

Fuente: Elaboración propia.

Cada vez que uno tanque de los tanques de producción es completado este debe ser recirculado aproximadamente 2 horas y posteriormente muestreado, con los resultados de laboratorio obtenidos es generado un protocolo de análisis correspondiente a cada partida. En la siguiente figura se muestra el protocolo de análisis final (COA).

<b>CERTIFICADO DE ANALISIS (COA)</b>			
FECHA DE MUESTREO:		INFORME N°:	
FECHA DE ENSAYO:			
PRODUCTO:		TANQUE:	
ETAPA:			
CANTIDAD (Tn):			
VIDA UTIL:			
METODO	DETERMINACIÓN	VALOR OBTENIDO	ESPECIFICACIÓN
USP METHOD 621	Propilenglicol		LIE=99,5% m/m
USP METHOD 921	Agua		LSE=0,20% m/m
APHA COLOR SCALE	Color APHA		LSE=10
USP METHOD 221	Cloruros		LSE=0,5 ppm
USP METHOD 221	Sulfatos		LSE=60 ppm
USP METHOD 541	Acidez (como ácido acético)		LSE=0,002% m/m
USP METHOD 231	Metales pesados		LSE=5 ppm
USP METHOD 231	Hierro		LSE=0,5 ppm
USP METHOD 841	Gravedad especifica		LIE=1,035 gr/ml a 25°C.

Figura 10-4 Certificado de análisis final de cada partida.  
 Fuente: Elaboración propia.

## 11.2 Control Del Proceso De Producción

En forma adicional de los controles que se le realizan a las materias primas y producto fabricado; se implementa un sistema de control automático en los distintos equipos del proceso, poniendo énfasis en aquellos puntos considerados como críticos que pueden afectar la calidad del producto o funcionamiento de la planta. Este accionar tiene como resultado un estricto control de las variables del proceso, repercutiendo de manera directa en la calidad final del producto.

Los controles de proceso lo realizan el operador de planta, y el analista de laboratorio realiza el muestreo y las determinaciones a las etapas intermedias del proceso que requieran un control.

A continuación, se detallan los parámetros a inspeccionar, sus valores óptimos y sus correspondientes tolerancias para las etapas de mayor importancia del proceso.

### 11.3.1 Plan de control de proceso

Todos los controles que se le realizan al proceso son plasmados en un “Plan de control de proceso”, en donde se describen las variables que se deben controlar en cada una de las etapas del proceso, como así los límites de especificación, la frecuencia en que se debe realizar, los responsables de la realización, y las acciones preventivas y/o correctivas que se deben tomar en caso de un desvío.

En la siguiente tabla se muestra el “Plan de control de control de proceso”.

Tabla 10-4. Plan de control de proceso.

<b>PLAN DE CONTROL DE PROCESO</b>							
<b>EQUIPO</b>	<b>CORRIENTE</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>LIMITE</b>	<b>FRECUENCIA</b>	<b>RESPONSABLE</b>	<b>AC/AP</b>	<b>REGISTRO</b>
E-102	A-02	Temperatura	163,75 ± 5 °C	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
D-103	B	Caudal	1951,32 ± 50 kg/h	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
		Presión	20 ± 1 bar	1 hora			
	C	Caudal	1951,32 ± 50 kg/h	1 hora			
		Presión	20 ± 1 bar	1 hora			
	D	Caudal	2601,76 ± 50 kg/h	1 hora			
		Presión	20 ± 1 bar	1 hora			
T-104	F	Presión	7 ± 0,5 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
K-106	G-02	Presión	20 ± 1 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
		Temperatura	240,3 ± 10 °C	1 hora			
ME-107	H	Temperatura	217,18 ± 10 °C	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
R-108	I	Presión	20 ± 1 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones	RG-PRO-01

		Temperatura	241,4 ± 10 °C			operativas del equipo	
ME-109	J	Temperatura	218,37 ± 10 °C	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
R-110	K	Presión	20 ± 1 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
		Temperatura	242,6 ± 10 °C				
ME-111	L	Temperatura	216,89 ± 10 °C	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
R-112	M	Presión	20 ± 1 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
		Temperatura	244,15 ± 10 °C				
V-113	N-01	Composición	PG: LIS = 80,78%	4 horas	Analista de laboratorio	Notificar a operador para que tome acciones	RG-LAB-02
	O	Presión	8 ± 0,5 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
S-115	E-01	Presión	7 ± 0,5 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
E-201	N-02	Caudal	6286,25 ± 50 kg/h	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
C-202	Equipo	Presión	1 ± 0,2 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
	R	Temperatura	183,53 ± 5 °C	1 hora			
	S	Temperatura	98,73 ± 2 °C	1 hora			
C-203	Equipo	Presión	1 ± 0,2 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
	U-01	Temperatura	183,31 ± 5 °C	1 hora			
E-207	U-03	Temperatura	40 ± 5 °C	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
C-401	Equipo	Presión	1 ± 0,2 bar	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01
	V-01	Temperatura	119,71 ± 5 °C	1 hora			
	Y-01	Temperatura	107,55 ± 5 °C	1 hora			
E-205	V-02	Temperatura	40 ± 5 °C	1 hora	Operador de planta	Verificar condiciones operativas del equipo	RG-PRO-01

Fuente: Elaboración propia.

A continuación, se muestran los dos registros vinculados a este plan de control.

<b>REGISTRO DE ANALISIS DE SALIDA DEL SEPARADOR FLASH (V-113)</b>			Revision 0	RG-LAB-02
<b>Fecha:</b>	<b>Hora:</b>	<b>Analista:</b>		<b>Frecuencia: 4 hr.</b>
DETERMINACION	PESO (gr.)	VOLUMEN (ml.)	VALOR	UNIDAD
Propilenglicol				% m/m
Agua				% m/m
Glicerol USP				% m/m
n-propanol				% m/m
Cloruros				ppm
Sulfatos				ppm
Color APHA				APHA
Gravedad especifica				g/ml a 25°C

Figura 10-5 Registro de control RG-LAB-02.  
 Fuente: Elaboración propia.

		<b>CONTROL OPERATIVO DE PLANTA</b>												Revision 0	RG-PRO-01
<b>Fecha:</b>		<b>Turno:</b>				<b>Operador:</b>									
		<b>HORA</b>													
<b>CORIENTE/ EQUIPO</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>07:00/ 19:00</b>	<b>08:00/ 20:00</b>	<b>09:00/ 21:00</b>	<b>10:00/ 22:00</b>	<b>11:00/ 23:00</b>	<b>12:00/ 00:00</b>	<b>13:00/ 01:00</b>	<b>14:00/ 02:00</b>	<b>15:00/ 03:00</b>	<b>16:00/ 04:00</b>	<b>17:00/ 05:00</b>	<b>18:00/ 06:00</b>		
A-02	Temperatura														
B	Caudal														
	Presión														
C	Caudal														
	Presión														
D	Caudal														
	Presión														
F	Presión														
G-02	Presión														
	Temperatura														
H	Temperatura														
I	Presión														
	Temperatura														
J	Temperatura														
K	Presión														
	Temperatura														
L	Temperatura														
M	Presión														
	Temperatura														
O	Presión														
E-01	Presión														
N-02	Caudal														
C-202	Presión														
R	Temperatura														
S	Temperatura														
C-203	Presión														
U-01	Temperatura														
U-03	Temperatura														
C-401	Presión														
V-01	Temperatura														
Y-01	Temperatura														
V-02	Temperatura														

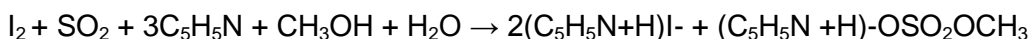
Figura 10-6 Registro de control de proceso RG-PRO-01.

Fuente: Elaboración propia.

## 11.4 Métodos Analíticos

### 11.4.1 Determinación del contenido de agua en el propilenglicol – METHOD 921

La determinación volumétrica de agua está basada en la reacción cuantitativa del agua con una solución anhidra de dióxido de azufre e iodo en presencia de una solución amortiguadora, que reacciona con los iones hidrógeno, según la siguiente ecuación:



En la solución volumétrica original, conocida como Reactivo de Karl Fischer, el dióxido de azufre y el iodo se disuelven generalmente en piridina y metanol, pudiéndose utilizar otros solventes y/o bases, en cuyo caso es necesario verificar la estequiometría y la ausencia de interferencias. Para este propósito pueden utilizarse reactivos comerciales teniendo en cuenta las recomendaciones del proveedor.

Se disuelve en el reactivo y el contenido de agua es determinado midiendo la cantidad de iodo consumido como resultado de la reacción con el agua. La muestra en ensayo puede valorarse con el Reactivo directamente.

El punto final se determina de forma electrométrica utilizando un aparato con un circuito eléctrico simple que genera un potencial aplicado de aproximadamente 200 mV entre un par de electrodos de platino sumergidos en la solución que se desea valorar. En el final de la valoración un ligero exceso de reactivo aumenta el flujo de corriente entre 50 y 150  $\mu$ A durante un período de 30 segundos a 30 minutos, dependiendo de la solución que se esté valorando. En el titulador volumétrico automático el cambio abrupto de corriente o de potencial en el punto final hace cerrar una válvula operada por solenoide que controla la bureta que suministra la solución volumétrica.

El aparato que se utiliza para esta medición es un titulador automático Karl Fisher de sistema cerrado que consta de una o dos buretas automáticas y un vaso de valoración cubierto herméticamente, equipado con los electrodos necesarios y un agitador magnético. El aire en el sistema se mantiene seco con un desecante adecuado.

#### **Reactivos y equipos:**

- Valorador volumétrico automático Karl Fischer automático con celda de titulación, doble electrodo de platino, agitador magnético, bureta dispensadora y unidad de control.
- Jeringas: 5  $\mu$ L, 10  $\mu$ L y 100  $\mu$ L.

- Balanza analítica: capaz de pesar hasta 0,0001 gramos.
- Valorante volumétrico, consistente en una mezcla de una amina orgánica, dióxido de azufre y yodo disuelto en un disolvente no higroscópico. Reactivos comerciales con títulos de 1, 2 y 5 mg de H<sub>2</sub>O / ml.
- Solvente Karl Fischer: compuesto típicamente de una amina orgánica y dióxido de azufre disuelto en metanol anhidro.

**Procedimiento:**

1. Calibrar el titulador. Para ello, usar una jeringa de 5µL, inyectar 3,0 µL de agua en la celda de titulación que contiene el disolvente que se ha titulado previamente para eliminar la humedad residual. Calcular el título de la siguiente manera:  
$$3.0 \text{ mg de H}_2\text{O} / \text{mL de titulador consumido} = \text{mg} / \text{ml de H}_2\text{O equivalente de titulante.}$$
2. Pese una muestra de 100 µL de propilenglicol por diferencia con una jeringa limpia y seca que tiene la aguja insertada en un pequeño trozo de goma de silicona para reducir la evaporación de la muestra. Se utiliza la balanza analítica para el pesaje.
3. Inyecte la muestra en el tabique celular de titulación y vuelva a pesar la jeringa para determinar el peso real inyectado. Valorar la muestra al punto final y registrar los resultados.
4. A menos que se especifique de otro modo en la monografía individual, transferir suficiente metanol u otro solvente adecuado al vaso de valoración asegurándose de que el volumen sea suficiente para cubrir los electrodos (aproximadamente 30-40 ml) y valorar con el Reactivo hasta el punto final electrométrico o visual para consumir la humedad que pudiera estar presente. (No considerar el volumen consumido en el cálculo). Agregar rápidamente la muestra preparada según se indica en Preparación de la muestra, mezclar y valorar con el Reactivo hasta el punto final electrométrico o visual. Calcular el contenido de agua en la muestra, en porcentaje, por la fórmula: % agua =  $(VF \times 100)/m$  en donde V es el volumen, en ml, del Reactivo consumido en la valoración; F es el factor de equivalencia de agua del reactivo y m la masa de la muestra, en mg.



### **Resultados:**

Calcular el contenido de agua en ppm o porcentaje en la muestra según el instrumento, si se ingresó el peso de la muestra, o dividir la lectura del instrumento en gramos de H<sub>2</sub>O encontrada por la masa de muestra inyectada con las correcciones apropiadas para cualquier dilución o extracción.

$$\%H_2O = \frac{(V_F - 100)}{m}$$

Dónde:

V: volumen en ml del reactivo consumido en la valoración.

F: es el factor de equivalencia de agua del reactivo.

m: la masa de la muestra en mg.

### **11.4.2 Determinación de la gravedad específica – METHOD 841**

El método utilizado para la determinación de la densidad es el del picnómetro. Este es un instrumento de medición sencillo que se utiliza para medir de manera precisa la densidad de líquidos.

En el análisis se utiliza un picnómetro de Gay Lussac de vidrio borosilicato que cuenta con un capilar lateral y un termómetro con escala en vidrio opal, esmerilado cónico y un rango de medición de 10 a 35 °C con columna de mercurio.

#### **Materiales:**

- Picnómetro de Gay Lussac de 25 ml.
- Agua destilada.
- Balanza analítica de precisión 0.001 g.
- Termómetro graduado 0.1 °C.
- Baño termostático.

#### **Procedimiento:**

1. Pesarse el picnómetro vacío y anotar su masa ( $m_p$ ).
2. Enrasarse el picnómetro con agua (fluido de referencia) y anotar su masa ( $m_p+w$ ). Enrasarse el picnómetro significa llenarlo completamente, evitando la formación de burbujas en su interior. Al cerrarlo, el nivel de agua subirá por el capilar y ésta rebosará, quedando el capilar también lleno de agua. Una vez

el agua haya rebosado, habrá que secar el picnómetro por fuera antes de pesarlo.

3. Enrasar el picnómetro con la solución de glicerol USP/propilenglicol y anotar su masa ( $m_{p+g}$ ). Se seguirá el mismo procedimiento y se tendrán las mismas precauciones que al enrasar el picnómetro con agua.

Es importante en todas las mediciones mantener la temperatura del líquido que se va a pesar a 20 °C utilizando el baño termostatizado o un recipiente con hielo si la temperatura ambiente está por encima de ese valor.

#### ***Cálculos y resultados:***

Con los valores obtenidos en los pasos anteriores se calcula la densidad del glicerol USP/propilenglicol sustituyendo en la siguiente ecuación.

$$g_e = \frac{m_{p+g} - m_p}{m_{p+w} + m_p} \cdot \rho_w$$

#### **11.4.3 Determinación de glicerol USP y propilenglicol – METHOD 621**

Es de fundamental importancia controlar la calidad de la materia prima y producto final que se comercializa, ya que es el principal requerimiento solicitado por el proceso y los clientes. El grado de pureza del glicerol USP y propilenglicol es el principal factor por cumplimentar y por ello se realiza un análisis de laboratorio mediante cromatografía gaseosa para determinar la concentración de ambos compuestos.

#### ***Reactivos y equipos:***

- Glicerol USP/Propilenglicol grado analítico 99,9 %.
- Metanol grado analítico.
- Cromatógrafo GC Agilent 6890.
- Detector de ionización de llama FID.
- Tubo de gas helio como carrier.
- Microjeringas de 1y 100 µl.
- Micropipeta de 1 y 5 ml.
- Matraz de 50 ml con tapa de teflón.
- Matraz de 100 ml.
- Balanza analítica 0.01g.

**Procedimiento:**

1. Colocar aproximadamente 9,8 ml de metanol en un matraz volumétrico de 10 ml con tapa. Dejar reposar el matraz, quitar la tapa durante unos 10 minutos o hasta que todas las superficies mojadas se hayan secado. Pesar el matraz al 0.1 mg más cercano.
2. Usando una jeringa de 100  $\mu$ l, agregar inmediatamente 2 gotas de material de referencia de glicerol USP u propilenglicol según corresponda, al matraz, luego volver a pesar. Asegurarse de que las 2 gotas caigan directamente en el metanol sin tocar el cuello del matraz.
3. Diluir al volumen, detener y luego mezclar invirtiendo el matraz varias veces. Transferir la solución estándar a una botella de 15 ml con tapa de teflón a rosca.
4. Calcular la concentración en microgramos por microlitro con la diferencia de peso de la balanza.
5. Preparar estándares de dilución secundaria en agua. Los estándares deben prepararse en concentraciones tales que abarquen completamente el rango de trabajo del sistema cromatográfico.
6. Usando estándares de dilución secundarios, preparar los estándares de calibración agregando cuidadosamente  $\mu$ l del estándar a 1, 5 o 10 ml de agua libre de productos orgánicos.
7. Ensamblar el aparato cromatográfico de gases necesario y establecer parámetros de operación. Al inyectar estándares de dilución secundarios, establecer la curva de calibración y el rango lineal del sistema analítico para para glicerol USP u propilenglicol según corresponda.

**Control de calidad:**

Antes de procesar cualquier muestra, el analista debe demostrar diariamente a través del análisis de un blanco de agua sin contenido orgánico que todo el sistema analítico está libre de interferencia.

**Recogida, conservación y manejo de muestras:**

- Recoger unos 500 ml de muestra en un recipiente limpio. Ajuste el pH de la muestra a 6,5 - 7,5 agregando  $H_2SO_4$  diluido 1:1 o NaOH mientras se agita vigorosamente. Si la muestra contiene cloro residual, agregar 35 mg de tiosulfato de sodio por parte por millón de cloro libre por litro de muestra.

- Llenar una botella de 40 ml y selle la botella para que no queden burbujas atrapadas en ella. Mantener el sello hermético en la botella de la muestra hasta el momento del análisis.
- Ajustar el caudal de gas de purga de helio a 20 ml/min y la temperatura del dispositivo de purga a 85 °C. Conectar la entrada de la trampa al dispositivo de purga y configurar el dispositivo para purgar. Abra la válvula de la jeringa ubicada sobre la aguja de introducción de muestras del dispositivo de purga.
- Retirar el émbolo de una jeringa de 5 ml y conectar una válvula de jeringa cerrada. Abrir la botella de muestra (o estándar) y vertir cuidadosamente el agua en el cilindro de la jeringa hasta que se desborde. Reemplazar el émbolo de la jeringa y comprimir la muestra. Abrir la válvula de la jeringa y ventilar el aire residual mientras se ajusta el volumen de la muestra a 5.0 ml.
- Conectar el conjunto de la válvula de la jeringa a la válvula de la jeringa en el dispositivo de purga. Abra las válvulas de la jeringa e inyecte la muestra en la cámara de purga
- Cerrar ambas válvulas y purgar la muestra durante 30 minutos.
- Monitorear y controlar la temperatura del dispositivo de purga para obtener 85 °C.
- Después del tiempo de purga de 30 minutos, coloque la trampa en el cromatógrafo y ajuste el dispositivo al modo de desorción. Introducir los materiales atrapados en la columna de GC, calentando rápidamente la trampa a 180 ° C mientras se realiza un lavado a contracorriente con helio a 45 ml/min durante 5 minutos. El tiempo de retrolavado y el caudal de gas deben reproducirse cuidadosamente de una muestra a otra. Durante la toma retroactiva, la columna cromatográfica se mantiene a 100 °C. Registrar el tiempo de retención de GC desde el inicio de la desorción.
- Mientras la trampa se está desorbiendo en el cromatógrafo de gases, vaciar la cámara de purga con la jeringa de introducción de muestras. Lavar la cámara con dos porciones de 5 ml de agua libre de sustancias orgánicas.
- Después de desorber la muestra durante 5 minutos, reacondicionar la trampa devolviendo el dispositivo de purga y trampa al modo de purga y comenzar el programa GC. Esperar 15 segundos, luego cerrar la jeringa en el dispositivo de purga para comenzar el flujo de gas a través de la trampa. Mantenga la temperatura de la trampa a 180 °C. Después de aproximadamente 7 minutos, apague el calentador de la trampa y abra la válvula de la jeringa para detener



el flujo de gas a través de la trampa. Cuando está fría, la trampa está lista para la siguiente muestra.

- Calibrar el sistema diariamente mediante el análisis de un mínimo de tres niveles de concentración de estándares de calibración.

***Cálculos y resultados:***

Determinar la concentración de glicerol USP u propilenglicol directamente de las gráficas de calibración de concentración (mg/l) en función de la altura máxima o las unidades de área.

Reportar los resultados en microgramos por litro. Cuando se analizan muestras duplicadas y enriquecidas, todos los datos obtenidos deben ser reportados.



# **CAPÍTULO 11**

## **TRATAMIENTO DE EFLUENTES**

## 11. TRATAMIENTO DE EFLUENTES

Los desechos líquidos industriales son aquellos que provienen de las diferentes actividades o servicios auxiliares que están involucrados en los procesos de producción, como líquidos residuales, aguas de proceso, purgas de torres de enfriamiento y aguas de caldera.

Como consecuencia de la toxicidad para el ecosistema de ciertos efluentes, se hace necesario el tratamiento de éstos previo al vertido, principalmente en cursos de agua. Los parámetros para controlar y regular antes del vertido son: concentración de oxígeno disuelto (OD, mg/l), demanda biológica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno (DQO), pH, color, turbidez, dureza (mg/l), sólidos disueltos totales (STD, mg/l), sólidos en suspensión (SS, mg/l), concentración de productos tóxicos (mg/l), olor y temperatura. A nivel nacional también se exige control en la presencia de metales tales como cromo, mercurio y plomo, entre otros. Los parámetros dependen de las normativas a las que deban ajustarse cada tipo de industria.

En el presente capítulo se describen los efluentes que producen el proyecto y los mecanismos que se utilizarán para que estos alcancen los requisitos necesarios para poder ser vertidos con seguridad.

### 12.1 Caracterización de los efluentes de la planta

El soluto mayoritario que deberá ser desechado es el n-propanol que no logra ser separado saliendo del fondo de la columna D-401 en la corriente V-02.

Tabla 11-1: Composición de la corriente V-02.

Compuesto	Caudal total kg/h	Fracción másica	Caudal kg/h
Glicerol USP	1307,41	6,8838E-07	0,0009
Hidrogeno		0	0
Propilenglicol		0,00188	2,46
Agua		0,99311	1298,41
n-propanol		0,00500	6,5371

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 11-2: Corrientes de efluentes.

Denominación	Descripción	Caudal (kg/h)	Temperatura	Destino
V-02	Subproductos del proceso	1307,41	40 °C	A determinar
AE	Purgas de Agua de enfriado	3742	28 °C	A determinar

Fuente: Elaboración propia.

La composición de AE es agua con una fracción indeterminada pero relativamente pequeña de sales.

### 12.1.1 Caracterización de los efluentes

#### **Degradación Abiótica:**

No se dispone de datos referidos a la descomposición química del n-propanol en el agua. Se conoce que la hidrólisis o degradación inducida por la luz, es poco probable.

#### **Biotransformación:**

La demanda teórica de oxígeno del n-propanol se calcula en 2.40g de O<sub>2</sub> por cada gramo de n-propanol. Para simplificar la estimación, se supondrá que los otros componentes minoritarios de la mezcla son todos equivalentes al n-propanol. Los resultados de la determinación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) a 20°C se expresan como porcentaje de la demanda teórica y están entre 96% y 93%. Se toma entonces el valor 96% para ser usado en los cálculos.

Con estos datos es posible calcular la DQO efluente:

$$DQO = \frac{(0.0009 + 2.4527 + 6.5371)kg/h}{5049.4174kg/h} \times 2.54 \frac{gO_2}{gnP} \times 0.96 \times 1E6$$

Suponiendo que la densidad de la mezcla es de 1 kg/l.

Tabla 11-3: Resultado de la determinación de DQO.

Compuesto	Caudal total kg/h	Fracción másica	Caudal kg/h	DQO (mg/l)
Glicerol USP	5049,41	0,000%	0,0009	4106,93
Hidrogeno		0,000%	0	
Propilenglicol		0,049%	2,4627	
Agua		99,822%	5040,41	
n-propanol		0,129%	6,5371	

Fuente: Elaboración propia.



El valor obtenido de DQO es muy superior al límite de 300 mg/l establecido por la Ley Nacional N° 26.221, como consecuencia de esto, el vertido sin tratamiento previo no es posible.

### **12.1.2 El efecto del n-propanol en el ambiente**

El principal soluto del efluente es n-propanol, las concentraciones de los otros compuestos son mínimas, y por eso el análisis se enfoca en este compuesto. Los datos se han obtenido del reporte elaborado por *International Programme On Chemical Safety*, de la Organización Mundial de la Salud. (OMS, 1990)

El n-propanol es un líquido incoloro y altamente inflamable con un olor que se asemeja a una mezcla entre etanol y acetona. El compuesto es completamente miscible en agua, etanol, acetona, cloroformo y benceno.

La Toxicidad del n-propanol para organismos acuáticos, insectos y plantas es baja registrándose indicios de intoxicación en niveles que van desde 104 mg/l para un protozoo hasta más de 50.000 mg/l para gusanos. La mortalidad por intoxicación aguda en mamíferos es baja, tanto para exposición por vía oral, dérmica o respiratoria.

En humanos, es rápidamente absorbido y distribuido por el cuerpo luego de su inhalación o ingestión. En la escala HMIS (Hazardous Materials Identification System), es catalogado como 1 en un rango de 0 a 4, siendo, por tanto, una sustancia levemente nociva e irritante.

Es posible removerlo de los efluentes mediante biodegradación, posee bajo potencial de persistencia en el medio ambiente, sin embargo, en largos periodos de tiempo pueden aparecer productos peligrosos con potencial de causar agotamiento de oxígeno en sistemas acuosos.

## **12.2 Solución Adoptada**

Quedando descartada la opción del vertido directo el efluente, se requiere de un tratamiento que pueda aminorar la demanda química de oxígeno, degradando el propilenglicol y el n-propanol. Debido al relativamente bajo caudal del efluente (~5 t/h) y a que la naturaleza química de los compuestos a degradar es similar a la del glicerol, se considera la opción de utilizar la planta de tratamientos de efluentes ya instalada en el mismo complejo industrial de la empresa Rnv, con la contrapartida del pago de una



retribución por el servicio que podría ser acordado en conjunto con el precio del glicerol refinado adquirido a la misma entidad.

Para evaluar la viabilidad de esta solución, es necesario determinar si se cuenta con la suficiente capacidad instalada como para afrontar esta carga adicional de efluente.

Es así que con esta información puede deducirse que:

- El aporte de 5 m<sup>3</sup>/h que realizaría la nueva línea de propilenglicol no sobrepasa la capacidad de tratamiento existente.
- Los compuestos a degradar son de naturaleza similar a los ya presentes en el sistema de tratamiento (para los cuales fue diseñado).
- La DQO promedio del efluente actual de la planta ronda los 7500 mgO<sub>2</sub>/l, mientras que la DQO teórica del nuevo efluente a sumar ha sido calculado en 4106,93 mgO<sub>2</sub>/l y por lo tanto, inferior al de diseño del sistema instalado.

Se opta entonces por transportar la totalidad del efluente saliente del tanque S-405 proveniente de la corriente V-02 del fondo de la columna C-401 hacia la planta de tratamientos de efluentes de Rnv.



# **CAPÍTULO 12**

## **OBRAS CIVILES**

## 13. OBRAS CIVILES

El objetivo del presente capítulo es determinar las características constructivas generales de la planta elaboradora de propilenglicol. Su diseño se basa en la premisa de que cada área de trabajo se calcula de manera de proveer el espacio físico necesario para el correcto desempeño de cada tarea.

La planta industrial se encontrará ubicada en el km 24,5 de la Ruta 1 (calle Citadini) en la parcela anexa a la planta de RNV de la localidad de San Lorenzo (Sta. Fe); el terreno consta de 3.202,8 m<sup>2</sup>, cuyas dimensiones se muestran en la siguiente figura.

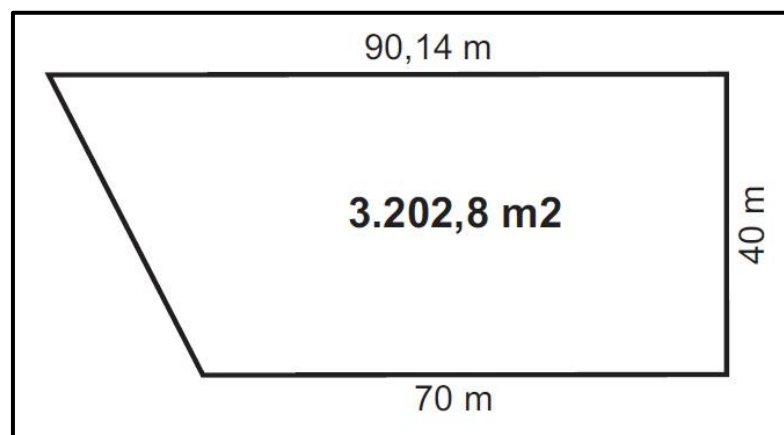


Figura 12-1: Lote donde se ubica la planta.  
 Fuente: Elaboración propia.

El terreno cuenta con los siguientes servicios:

- Red eléctrica de baja y media tensión.
- Red de agua corriente.
- Red de gas natural de alta presión.
- Red de cloacas.
- Sistema de desagües pluviales.
- Vías de circulación para cargar pesadas.

### 12.1. Características Edilicias Generales

El predio posee un cerco perimetral de 2,5 m de altura con tejido de alambre del tipo romboidal. Los pilares de este cerco están hechos de premoldeados de hormigón en forma de postes olímpicos y colocados cada 10 metros de perímetro. Estos postes sirven de bases

y en su parte superior un tendido de 3 filas de alambres de púas, cubriendo la totalidad de la superficie de este.

En las instalaciones edilicias se destacan zonas cubiertas bajo techo y zonas descubiertas a la intemperie. En la siguiente tabla se detallan cada una de ellas:

Tabla 12-1: Descripción de zonas de la planta.

Zonas cubiertas	Zonas descubiertas
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Nave de la planta y sala de control</li> <li>• Nave de servicios auxiliares y sala de caldera</li> <li>• Taller mecánico / eléctrico</li> <li>• Deposito</li> <li>• Portería de planta</li> <li>• Oficina de logística</li> <li>• Oficinas</li> <li>• Laboratorio</li> <li>• Baños y vestuarios</li> <li>• Comedor</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Torres de enfriamiento</li> <li>• Balanza</li> <li>• Depósitos de glicerol USP</li> <li>• Depósitos de propilenglicol</li> <li>• Depósitos de hidrogeno</li> <li>• Depósitos de subproductos</li> <li>• Depósito de agua clarificada</li> </ul>

Fuente: Elaboración propia.

Algunas áreas se unificarán en espacios comunes para aprovechar y minimizar las zonas cubiertas. En otros casos cuestiones de seguridad o particulares de funcionalidad, sugieren que dicho sector se encuentre aislado del resto.

Antes de determinar el área de cada sector, se fijan las consideraciones hechas a tal objetivo:

- Maximizar la funcionalidad de cada sector y de la planta en su totalidad.
- Minimizar el área cubierta y los desplazamientos de vehículos y personal.
- Promover una eficiente comunicación entre las áreas y las personas que allí se encuentran.
- Facilitar el flujo de corrientes y de información.
- Cumplimentar todas las normas vigentes.

En la siguiente tabla se muestran las edificaciones a emplazar, las áreas dentro de cada una de ellas y la superficie que tendrá cada uno de estos sectores. Por último, en la figura 12-2 se muestra la distribución general de la planta, mientras que en el anexo B se adjuntan los planos correspondientes.

Tabla 12-2: Instalaciones emplazadas y su área correspondiente.

Edificio	Sectores	Área (m <sup>2</sup> )	
1	Portería de planta (Sector 3)	9	9
2	Oficinas (Sector 9)	42	124
	Laboratorio (Sector 7)	30	
	Oficina de logística (Sector 6)	12	
	Baños y vestuarios (Sector 5)	20	
	Comedor (Sector 8)	20	
3	Taller mecánico/eléctrico (Sector 11)	48	48
4	Deposito (Sector 10)	48	48
5	Depósitos de propilenglicol (T-208) (Sector 12)	240	240
6	Depósitos de hidrogeno (T-104) (Sector 13)	46	46
7	Depósitos de subproductos (Sector 15)	66	66
8	Nave de la planta (Sector 16 y17)	200	200
9	Sala de control (Sector 14)	25	25
10	Depósitos de glicerol USP (T-101) (Sector 18)	104	104
11	Sala de caldera	4	4
12	Nave de servicios auxiliares (Sector 19)	88	88
13	Torres de enfriamiento (Sector 20)	25	25
14	Depósito de agua clarificada (TA CL)	7,1	7,1
15	Estacionamiento (Sector 4)	100	100
16	Balanza (Sector 2)	76	76
Área total construida			1210,1

Fuente: Elaboración propia.

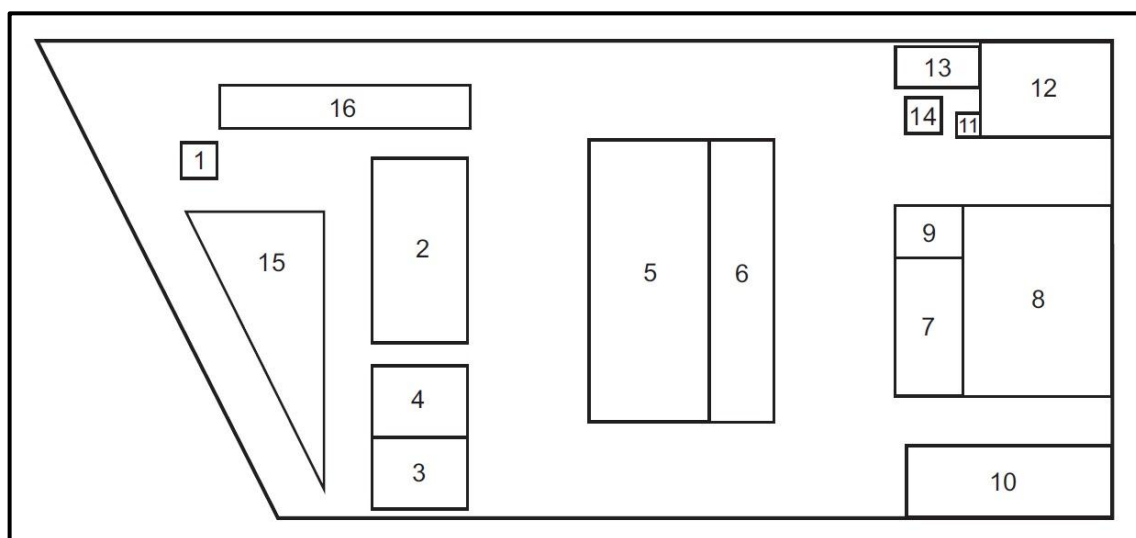


Figura 12-2: Distribución general de la planta a escala.

Fuente: Elaboración propia.

## **13.1 Distribución física de las diferentes áreas**

### **13.1.1 Edificio 1: Portería de planta**

Como se mencionó anteriormente, el ingreso a planta se realiza por el frente norte del establecimiento situado sobre la calle Madeo Citadini. Para el ingreso se emplaza una barrera al paso y un puesto de portería que, tiene en principal, la función de controlar el ingreso y el egreso de proveedores, clientes y visitas, como así del personal por medio de un reloj biométrico.

### **13.1.2 Edificio 2: Oficinas, laboratorio, oficina de logística, comedor, baños y vestuarios**

El edificio 2 contiene las oficinas, laboratorio, oficina de logística, comedor, y los baños y vestuarios. En la figura 12-3 se exhibe la distribución de este edificio. Las características constructivas de este espacio son:

- La edificación posee unos 124 m<sup>2</sup> (8 x 15,5 m), y una altura de 3 m.
- Paredes externas e internas con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm.
- Terminaciones en ambos lados con revoque grueso, fino y pintura látex.
- Los techos son de hormigón, y en las partes interiores son de cielo raso.
- Pisos con mosaicos graníticos.
- Instalación de gas natural, agua y electricidad.
- El laboratorio, comedor, y vestuarios y baños poseen un recubrimiento con azulejos hasta los 1,8 m para el lado interno.
- Las divisiones internas de las oficinas se realizan con placas de yeso.
- Todas las puertas y ventanas son de aluminio.

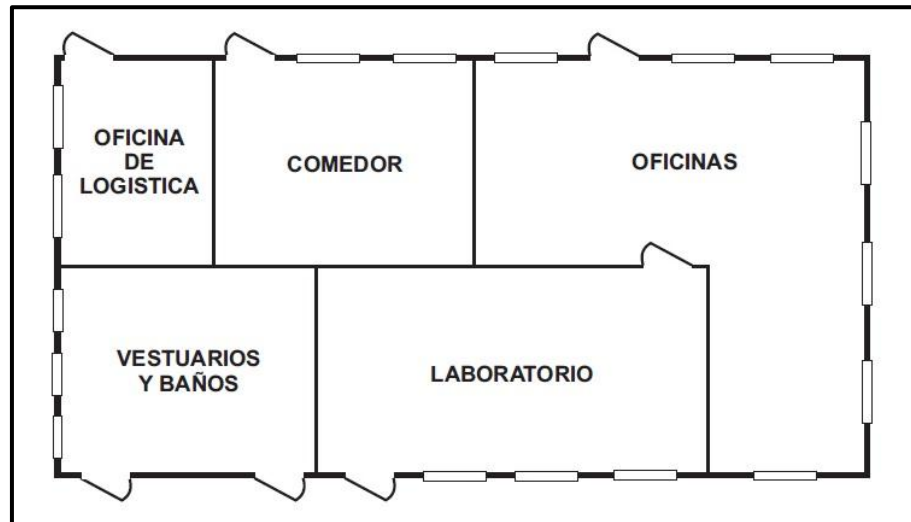


Figura 12-3: Distribución del edificio 2.

Fuente: Elaboración propia.

### 13.1.3 Edificios 3 y 4: Taller mecánico/eléctrico y depósito

El taller y el depósito son dos áreas iguales con el mismo alto de techo y separados por una pared central. A continuación se describen las características constructivas de estos espacios:

- Las edificaciones poseen cada una 48 m<sup>2</sup> (6 x 8 m) y 7 m de alto.
- Paredes externas e internas con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm.
- Los techos son de chapa con recubrimiento interior de poliuretano.
- Paredes pintadas por ambos lados.
- Instalación de agua y electricidad.
- Ambos portones son de caño estructural y chapa de zinc.
- Las puertas y ventanas son de aluminio.

En la siguiente figura se muestran los dos edificios.



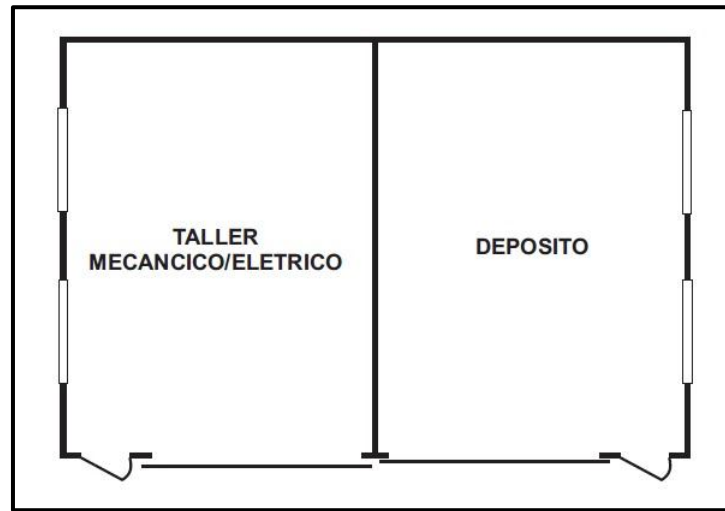


Figura 12-4: Distribución de los edificios 3 y 4.

Fuente: Elaboración propia.

### 13.1.4 Edificios 5 y 6: Depósitos de propilenglicol (T-208) e hidrogeno (T-104)

Los depósitos de propilenglicol e hidrogeno están ubicados al aire libre en la parte central del predio, para maximizar la funcionalidad del sector, y facilitar la circulación de vehículos.

Los depósitos de propilenglicol poseen una contención por seguridad; esta tiene la capacidad del tanque de mayor tamaño con un exceso del 10%. Los tanques de hidrogeno solo requieren que las bases estén cubiertas por hormigón. A continuación, se muestran las características constructivas de estos sectores:

- Los depósitos de propilenglicol tienen las siguientes dimensiones, diámetro de 4,61 m y una altura de 9 m.
- Los depósitos de hidrogeno tienen las siguientes dimensiones, diámetro de 3,8 m y una altura de 9 m.
- El área que ocupa la contención de los depósitos de propilenglicol es de 240 m<sup>2</sup> (23,6 x 10,17 m), y una altura de 0,8 m.
- Las bases de cada uno de los depósitos de propilenglicol tienen una superficie de 16,7 m<sup>2</sup>.
- Las bases de los depósitos de hidrógeno tienen una superficie de 11,33 m<sup>2</sup> cada una.
- Las bases de los depósitos y la contención son de hormigón.

### 13.1.5 Edificio 7: Depósitos de subproductos

Los depósitos de subproductos como así los demás depósitos vinculados al proceso se encuentran ubicados de forma contigua a la nave de la planta y con acceso directo a la calle central.

A continuación, se describen las características constructivas de este espacio.

- El área que ocupa la contención de los depósitos es de 66 m<sup>2</sup> (11,6 x 5,68 m), y una altura de 0,8 m.
- Los depósitos ubicados en esta área son; T-105, T-114, T-206, T-209, y T-40; como así la bomba P-302.

En la siguiente imagen se muestra la disposición de los depósitos como otros sectores en la planta.

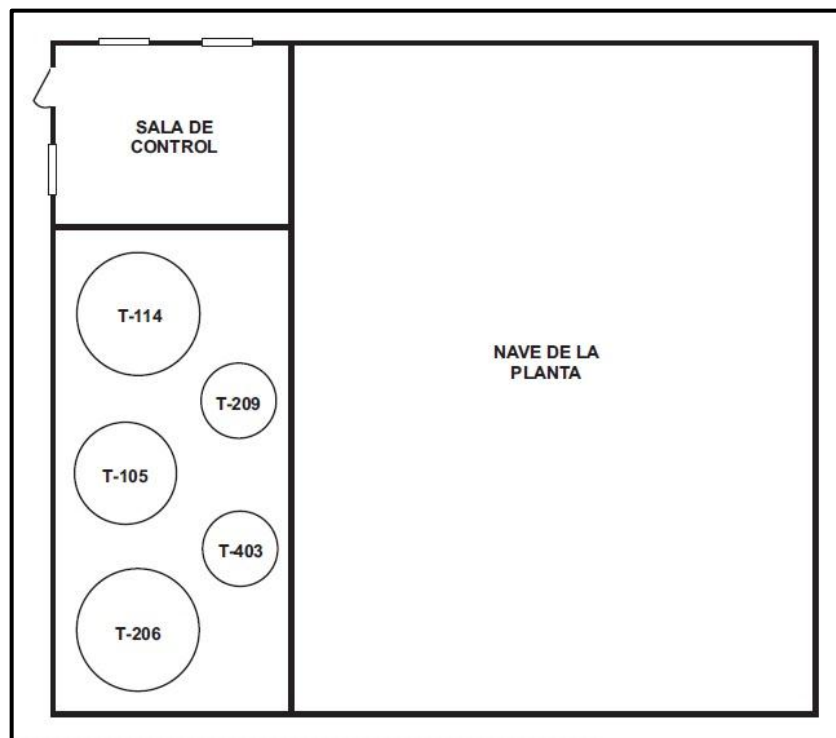


Figura 12-5: Distribución de los edificios 7, 8 y 9.

Fuente: Elaboración propia.

### 13.1.6 Edificio 8: Nave de la planta

La nave de la planta posee un cerramiento lateral construido con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm, con terminación interior con revoque grueso, fino y pintura

epoxi; el cerramiento lateral de la nave con bloques llega hasta los 3,5 m de alto, y a partir de este nivel se continúa la construcción con chapa repintada y policarbonato, con techo cubierto a dos aguas de chapa con pendiente de un 5%.

A continuación, se describen las características constructivas de este espacio:

- La nave consta de dos niveles, la planta baja o nivel +0, y el piso superior o nivel +7000, este último a 7 m del nivel 0.
- La superficie cubierta de la nave es de 200 m<sup>2</sup> (16 x 12,5 m), y con una altura de 14 m.
- En el piso del nivel +0 están posicionadas las bombas, intercambiadores de calor, compresor, y ME-204; y en la parte superior de este nivel están posicionadas todas las cañerías, como así las partes inferiores de los equipos que están fijados en el nivel +7000.
- En el nivel +7000 se encuentran posicionados los reactores, evaporadores, separador flash, tamices moleculares, y columnas de destilación.

En la figura 12-5 se muestra el sector como así los sectores aledaños.

### **13.1.7 Edificio 9: Sala de control**

La sala de control por funcionalidad limita con la nave de la planta y los depósitos de subproductos; está construida con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm, con terminación interior con revoque grueso, fino y pintura epoxi; con techo cubierto de hormigón.

A continuación, se describen las características constructivas de este espacio:

- La edificación posee unos 25 m<sup>2</sup> (4,4 x 5,68 m), y una altura de 3 m.
- El techo posee cielo rasó.
- Pisos con mosaicos graníticos.
- Posee instalación de electricidad, y redes de comunicación.
- La puerta y ventanas son de aluminio.

En la figura 12-5 se muestra este sector.

### **13.1.8 Edificio 10: Depósitos de glicerol USP (T-101)**

Los depósitos de glicerol USP están ubicados al aire libre en la parte sureste del predio, para así maximizar la funcionalidad del sector. Estos poseen una contención por seguridad; con la capacidad del tanque de mayor tamaño con un exceso del 10%; ocupa

una superficie de 104 m<sup>2</sup> (6 x 17,3 m), y una altura de 0,8 m. En la siguiente imagen se muestra la distribución de estos depósitos.

### 13.1.9 Edificio 11: Sala de caldera

La sala de caldera (control de servicios auxiliares) por razones de funcionalidad y seguridad limita con la nave de servicios auxiliares. Está construida con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm, con terminación interior con revoque grueso, fino y pintura epoxy; con techo de hormigón.

A continuación, se describen las características constructivas de este espacio:

- La edificación posee unos 4 m<sup>2</sup> (2 x 2 m), y una altura de 3 m.
- El techo posee cielo rasó.
- Pisos con mosaicos graníticos.
- Posee instalación de electricidad, y redes de comunicación.
- La puerta y ventanas son de aluminio.

En la figura 12-6 se muestra este sector, como también la nave de servicios auxiliares.

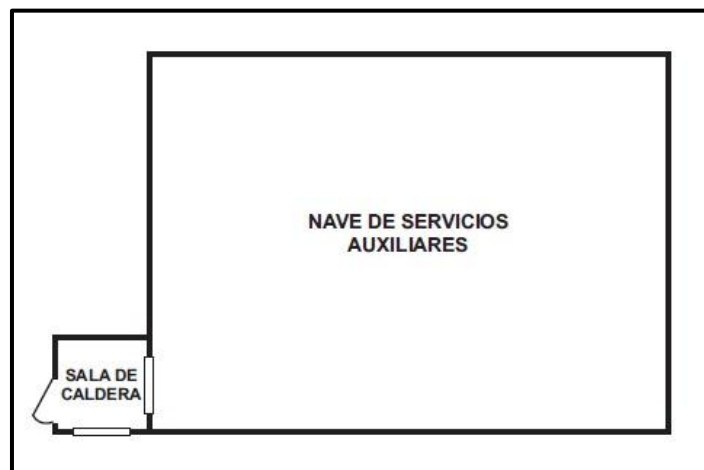


Figura 12-6: Distribución de los edificios 11 y 12.

Fuente: Elaboración propia.

### **13.1.10 Edificio 12: Nave de servicios auxiliares**

La nave de servicios auxiliares posee un cerramiento lateral completo con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm, con terminación interior con revoque grueso, fino y pintura epoxi; con techo cubierto a dos aguas de chapa con pendiente de un 5%.

A continuación, se describen las características constructivas de este espacio:

- La edificación posee unos 88 m<sup>2</sup> (11 x 8 m), y una altura de 7 m.
- Posee instalación de electricidad, y gas.
- En su interior se encuentra ubicada la caldera, el tanque de agua TABL, la bomba P-ABL y el ablandador.

En la figura xx se muestra la distribución de esta construcción.

### **13.1.11 Edificio 13: Torres de enfriamiento**

Las tres torres de enfriamiento van posicionadas sobre un pileton construido completamente de hormigón, en donde el agua luego de ser enfriada por las torres queda disponible en este depósito para ser nuevamente utilizada en el proceso.

A continuación, se describen las características constructivas de este espacio:

- Construido completamente de hormigón, de un área de 25 m<sup>2</sup> (4 x 7,2 m) y una altura de 3,5 m.
- Todo el espacio interior se encuentra alisado e impermeabilizado con una pintura especial para resistencia al agua.

### **13.1.12 Edificio 14: Depósito de agua clarificada (TACL)**

El depósito de agua clarificada está en una posición cercana al nave de servicios auxiliares como de las torres de enfriamiento ya que suministra agua a estos dos sectores. El área que ocupa la base del depósito es de 7,1 m<sup>2</sup>, y está construida de hormigón.

### **13.1.13 Edificio 15: Estacionamiento**

El estacionamiento de planta ocupa un área de 100 m<sup>2</sup>, posee un piso de material consolidado; y para la protección de los vehículos se emplazan toldos impermeables con malla sombra tipo dickson.



#### **13.1.14 Edificio 16: Balanza**

La balanza está ubicada en el ingreso a la planta, posee unos 76 m<sup>2</sup> (3,6 x 18,6 m), y está construida con placas ensambladas de hormigón armado y sendas con perfiles IPN 300. La báscula es completamente electrónica y permite manejar los datos a través de una PC.



# **CAPÍTULO 13**

## **INSTALACIONES ELÉCTRICAS**

## 14. INTALACIONES ELÉCTRICAS

En el siguiente capítulo se describe de manera general las características de las instalaciones eléctricas y el consumo de los equipos utilizados en el proceso, desde los tanques de almacenamiento de glicerol hasta nuestro producto final.

También se realizan los cálculos para determinar los requerimientos de consumo energético de iluminación y equipos correspondientes.

En el diseño, se adaptan las normas IRAM de manera de garantizar la correcta seguridad del personal, reducir costos y calidad del personal.

### 13.1. Descripción General

El terreno cuenta con una red de distribución de energía eléctrica de media tensión para grandes usuarios de 33 kV y 50 MW de la E.P.E. (Empresa Provincial de Energía), lo suficiente como para abastecer a la planta.

El requerimiento de potencia total se determina considerando el consumo de los artefactos utilizados para la iluminación y el correspondiente a cada uno de los equipos que se encuentran involucrados en el proceso productivo. Los circuitos de alumbrado emplean corriente alterna monofásica de 220 V, mientras que en los circuitos de fuerza motriz la corriente utilizada es alterna trifásica de 380 V.

#### 13.1.1. Descripción de las instalaciones eléctricas

A continuación, se detallan los elementos necesarios para el correcto funcionamiento de las instalaciones eléctricas:

- *Conductores eléctricos (cables)*: Realizan la conducción de la energía eléctrica desde donde se produce hasta donde se va a utilizar. Los metales habitualmente usados para la fabricación de cables son de cobre, aluminio o aleaciones de este último. Poseen un alambre central de material conductor, cuya sección está determinada por la corriente a conducir y limitada por el calentamiento y la caída de tensión que provoca. Externamente poseen una cubierta de aislante térmica y eléctrica. Está cubierta es de material plástico, principalmente de policloruro de vinilo (PVC). Este tipo de material tiene la desventaja de endurecerse y volverse frágil a bajas temperaturas y



ablandarse a altas, pero tiene la ventaja de retomar sus propiedades físicas a temperaturas normales. Una temperatura del orden de los 70 °C se considera la máxima recomendada, sin descartar que algunos tipos de plásticos pueden tolerar temperaturas del orden de los 100 °C.

- *Bandejas portacables*: son dispositivos que se emplean para contener a los conductores, de manera que estos queden protegidos contra deterioro mecánico, contaminación y a su vez protejan a la instalación contra incendios. En la planta se utilizan canalizaciones del tipo escalera y ducto ya que las estructuras son metálicas y algunas de hormigón prefabricado.
- *Tableros*: Contienen los dispositivos necesarios para la operación, rastreo, protección y control de todas las instalaciones eléctricas. Permite la correcta distribución de la corriente eléctrica a todos los sectores de la industria. Deben construirse con materiales metálicos o plásticos que sean: no inflamables, no higroscópicos, que posean resistencia mecánica para soportar cargas y una baja constante dieléctrica. En los tableros, los circuitos se bifurcan y ordenan convenientemente. Éstos están formados por aparatos de maniobra, con llaves o conmutadores, aparatos de protección, como fusibles y llaves automáticas, aparatos de medición, como medidores de energía, amperímetros, voltímetros, etc. Son generalmente paneles verticales colocados dentro de cajas. La altura a la cual están ubicados debe permitir las operaciones de una persona. Los tableros, clasificados desde el punto de vista de su operación son:
  - Tablero principal: opera toda la instalación
  - Tablero seccional: opera circuitos
  - Tablero subseccional: opera solo una parte del circuito
- *Tomacorrientes*: Es todo lugar donde se consume energía eléctrica. Se calcula la potencia requerida para los tomacorrientes fijando los W de salida. Para oficinas y usos generales se usarán tomacorrientes para 150 y 300 W, mientras que en la zona de producción es de 2000 W.
- *Transformadores*: Se utiliza para soportar los esfuerzos de cortocircuito externo, sobretensiones de impulso y maniobra, y para lograr una disipación óptima del calor. Está instalado en la subestación eléctrica y desde ahí se distribuye la electricidad hacia toda la planta.
- *Dispositivos de protección*: Los circuitos eléctricos pueden tener fallas que provoquen daños letales al organismo. Es por ello que el circuito debe estar

conectado a tierra, con lo cual, ante la abertura del circuito la corriente es derivada al suelo y se protege a la persona que está en contacto con la instalación. En una instalación industrial las carcasas de los equipos eléctricos, los accionamientos de los aparatos, los armazones de estructura y las partes metálicas de los cables deben estar conectados a tierra. La puesta a tierra debe tener este tipo de conexión las carcasas de los equipos eléctricos, los accionamientos de los aparatos eléctricos, los armazones de estructura y las partes metálicas de los cables.

- *Iluminación:* El propósito de la iluminación en la industria es proporcionar una visibilidad eficiente y cómoda en el trabajo, así como ayudar a mantener un ambiente seguro. Para seleccionar la iluminación adecuada es necesario determinar: La tarea visual o tipo de trabajo que se va a desarrollar, la cantidad, la calidad y el tipo de iluminación de acuerdo con la tarea visual y los requerimientos de seguridad y comodidad, el equipo de alumbrado o luminarias que proporcionen la luz requerida.

Una buena iluminación presenta ventajas tanto para el trabajador como para la empresa. En el caso del trabajador, conserva su capacidad visual, evita la fatiga ocular y disminuye los accidentes. A la empresa le proporciona un aumento en la producción, disminuye el número de errores, facilita la limpieza y el mantenimiento, mejora la utilización del espacio, etc.

Más adelante se da un detalle de la cantidad y los tipos de luminaria a utilizar tanto en las partes interiores como en las exteriores de todo el proceso.

- *Iluminación de emergencia:* Suministra iluminación a vías de evacuación, escaleras y en los casos de interrupción de servicio normal. Debe tomar energía de una conexión independiente y distinta a la del servicio principal y ser capaz de mantener la intensidad de 5 luxes por lo menos durante una hora.
- *Pararayos:* Es un instrumento cuyo objetivo es atraer un rayo ionizando el aire para excitar, llamar y conducir la descarga hacia tierra, de tal modo que no cause daños a las personas o construcciones.

### 13.1.2. Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso

En la siguiente tabla se detallan los consumos de potencia de cada equipo por día, considerando las horas de funcionamiento en un ciclo de producción de 325,15 días.

Tabla 13-1: Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso.

Equipo	Potencia (kW)	Consumo eléctrico (kW/h)		
		Consumo diario	Consumo anual	
Bombas	P-301	6	144	46821,6
	P-302	1,9	45,6	14826,84
	P-303	1,7	40,8	13266,12
	P-304	0,7	16,8	5462,52
	P-305	1,9	45,6	14826,84
	P-306	0,7	16,8	5462,52
	P-307	1	24	7803,6
	P-308	0,7	16,8	5462,52
	P-309	1	24	7803,6
	P-ACL	1,1	26,4	8583,96
	P-ABL	6	144	46821,6
P-AE	30	720	234108	
Compresor	CP-106	1000	24000	7803600
Total		1052,7	25264,8	8214849,72

Fuente: Elaboración propia.

### 13.1.3. Requerimiento de iluminación

El nivel mínimo de iluminación requerida por los diversos espacios físicos de la planta está calculado en base a los requisitos de las normas IRAM, las cuales se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 13-2: Niveles mínimos de iluminaciones por actividad y sectores.

Clase de actividad visual	Iluminación sobre el plano de trabajo (lux)
Visión ocasional solamente	100
Tareas intermitentes ordinarias y fáciles, con contrastes fuertes	100 a 300
Tareas moderadamente críticas y prolongadas, con detalles medianos	300 a 750
Tareas severas y prolongadas y de poco contraste	750 a 1500
Tareas muy severas y prolongadas, con detalles minuciosos o muy poco contraste	1500 a 3000
Tareas excepcionales, difíciles o importantes	5000 a 10000
Tipo de edificio, local y tarea visual	
Circulación general	100
Iluminación general sobre escaleras y pasarelas	200
Sobre equipos	400
Laboratorio de ensayo y control	600
Iluminación sobre el plano de lectura de aparatos	600
Panel de control	600
Sala de calderas	600
Baños	150
Comedor	200
Oficinas	600

Fuente: Norma IRAM-AADL J 20-06.

Para obtener el nivel de iluminación necesario y deseado para cada sector, se tienen en cuenta las dimensiones que poseen los mismos y el flujo luminoso necesario de acuerdo al trabajo que se realice en él. El nivel de iluminación se mide en lux ( $\text{lm}/\text{m}^2$ ) y surge del cociente de flujo luminoso (lumen) y el área de la superficie iluminada ( $\text{m}^2$ ).

## 14.1 Adopción De Luminarias

Las lámparas necesarias para iluminación se adoptan teniendo en cuenta los siguientes factores: El consumo energético, la economía de instalación, el mantenimiento que debe realizarse como así también el nivel de iluminación, las dimensiones del sector y la

exposición al medio ambiente. En la siguiente tabla se especifican el tipo de lámpara adoptado para cada zona.

Tabla 13-3: Adopción de luminarias para cada zona de la planta.

Sector	Tipo de lámpara	Luminosidad	Potencia
Oficinas	Luminaria Lucciola Serie SPLIT LINE Modelo: SPL125	3800 lm	24 W
Laboratorio	Luminaria Lucciola Serie SPLIT LINE Modelo: SPL125	3800 lm	24 W
Sector de producción	Luminaria Lucciola Serie UFO Modelo: CAL200	20000 lm	200 W
Sala de control	Luminaria Lucciola Serie SPLIT LINE Modelo: SPL125	3800 lm	24 W
Taller mecánico / eléctrico	Luminaria Lucciola Serie UFO Modelo: CAL150	15000 lm	150 W
Deposito	Luminaria Lucciola Serie UFO Modelo: CAL150	15000 lm	150 W
Oficina de logística	Luminaria Lucciola Serie SPLIT LINE Modelo: SPL125	3800 lm	24 W
Portería de ingreso	Luminaria Lucciola Serie SPLIT LINE Modelo: SPL125	3800 lm	24 W
Alumbrado exterior	Luminaria Lucciola Serie SOLAR LED Modelo: SOO070	11000 lm	70 W
Comedor	Luminaria Lucciola Serie SPLIT LINE Modelo: SPL125	3800 lm	24 W
Baños y vestuarios	Luminaria Lucciola Serie SPLIT LINE Modelo: SPL125	3800 lm	24 W

Fuente: Elaboración propia.

Para determinar la cantidad de lámparas requeridas para la iluminación interior y exterior se emplearán un conjunto de ecuaciones que se mostraran a continuación. Para las luminarias que solo se encenderán de noche, funcionaran entre las 18:00 y 6:00 h respectivamente.

### 14.1.1 Cálculo del número de luminarias interiores

De acuerdo con los requisitos lumínicos de cada sector se procede a los cálculos de la cantidad de lámparas necesarias para cubrir las necesidades de iluminación establecidos.

Para ello se utiliza la siguiente ecuación:

$$N^{\circ} \text{ de Lámparas} = \frac{E \cdot S}{F_m \cdot F_u \cdot I_l}$$

Dónde:

- E: nivel de iluminación (lux).
- S: superficie del sector a iluminar (m<sup>2</sup>).
- F<sub>m</sub>: factor de mantenimiento.
- F<sub>u</sub>: factor de utilización.
- I<sub>l</sub>: flujo luminoso de la lámpara (lumen).

El factor de mantenimiento está relacionado con el ensuciamiento de la iluminación, lo cual se ve reflejado en una disminución de la intensidad de iluminación. Este factor, se designa según los diversos sectores de las empresas siendo este de un 90% para lugares donde hay baja polución en luminarias de interior y de un 80% para luminarias de exterior. Cuando la polución en el medio exterior es importante se utiliza un factor del 60%, cuando es moderada de un 70%, y, cuando es reducida, de un 80%.

El factor de utilización da el rendimiento de las luminarias ubicadas en los sectores analizados, y se calcula de la siguiente manera:

$$K = \frac{a \cdot b}{h \cdot (a + b)}$$

Dónde:

- K: índice del local.
- a: largo de la superficie.
- b: ancho de la superficie.
- h: altura de las lámparas.

También, se debe conocer, el nivel de reflectancia de las paredes y el techo. Para ello, se adopta un factor de reflexión de 0.5 para techo y 0.5 para las paredes, considerando que serán de un color claro.

A continuación se presenta una tabla en donde se resumen la cantidad de lámparas calculadas y adoptadas para cada sector teniendo en cuenta los factores mencionados anteriormente.

Tabla 13-4: Cantidad de lámparas en las zonas cubiertas.

Sector	E (lux)	S (m <sup>2</sup> )	K	F <sub>u</sub>	F <sub>m</sub>	I <sub>l</sub> (lm)	Nº de lámparas calculadas	Nº de lámparas adoptadas
Oficinas	600	42	1,08	0,81	0,9	3800	9,10	10
Laboratorio	600	30	0,91	0,77	0,9	3800	6,84	7
Sala de control	600	25	0,83	0,75	0,9	3800	5,85	6
Nave de la planta	300	200	0,56	0,56	0,6	20000	5,95	6
Deposito	300	48	0,49	0,65	0,7	15000	2,11	3
Oficina de logística	600	12	0,57	0,63	0,9	3800	3,34	4
Portería de planta	600	9	0,5	0,6	0,9	3800	2,63	3
Comedor	200	20	0,74	0,72	0,9	3800	1,62	2
Baños y vestuarios	150	20	0,74	0,72	0,9	3800	1,22	2
Sala de caldera	600	4	0,40	0,65	0,9	3800	1,00	1
Nave de servicios auxiliares	100	88	0,66	0,67	0,7	15000	1,30	2
Taller mecánico / eléctrico	400	48	0,49	0,65	0,8	15000	2,90	3

Fuente: Elaboración propia.

### 14.1.2 Cálculo del número de luminarias exteriores

La iluminación de áreas exteriores requiere de lámparas con carcadas reforzadas (reflectores) para que logre resistir las condiciones ambientales exteriores.

Se utiliza el siguiente método para determinar el número de reflectores; primero se calcula el flujo luminoso total ( $\Phi$ ) con la siguiente expresión:

$$\phi = \frac{N_i \cdot S}{K}$$

Dónde:

- $N_i$ : nivel de iluminación deseado.
- $S$ : superficie a iluminar.
- $K$ : coeficiente de utilización.

Para nuestro caso y tomando en consideración la pérdida de flujo luminoso por condiciones ambientales, se adopta un valor de  $K$  entre 0,20 y 0,35. Luego se determina el número de reflectores mediante la siguiente expresión:

$$N^{\circ} \text{ de reflectores} = \frac{\phi}{\phi_l}$$

Dónde:

- $\phi_l$ : flujo de cada luminaria.

Tabla 13-5: Cantidad de reflectores en las zonas exteriores.

Sector	Nivel de iluminación	S (m <sup>2</sup> )	$\phi_l$ (lm)	Numero de lámparas
Playa de estacionamiento	100	60	11000	2
Vías de circulación	100	1040	11000	35
Iluminación de la parte superior de los tanques	200	80	11000	4

Fuente: Elaboración propia.

## 14.2 Consumo Total De Energía Eléctrica Del Sistema De Iluminación

En la siguiente tabla se muestran los consumos diarios y anuales de las luminarias de cada uno de los sectores. Como no todos los sectores requieren que las luminarias estén encendidas las 24 horas, en la misma se muestran las horas/día que estarán encendidas.



Tabla 13-6: Consumo energético del sistema de iluminación.

Sector	Nº de lámparas adoptadas	Potencia (kW/h)	Frecuencia (h/día)	Consumo diario (kW/h)	Consumo anual (kW/h)
Oficinas	10	0,240	8	1,920	625,9
Laboratorio	7	0,168	24	4,032	1314,4
Sala de control	6	0,144	24	3,456	1126,7
Nave de la planta	6	1,200	12	14,400	4694,4
Deposito	3	0,450	8	3,600	1173,6
Oficina de logística	4	0,096	12	1,152	375,6
Portería de planta	3	0,072	24	1,728	563,3
Comedor	2	0,048	8	0,384	125,2
Baños y vestuarios	2	0,048	24	1,152	375,6
Sala de caldera	1	0,024	24	0,576	187,8
Nave de caldera y servicios	2	0,300	24	7,200	2347,2
Taller mecánico / eléctrico	3	0,450	24	10,800	3520,8
Playa de estacionamiento	2	0,141	12	1,697	553,2
Vías de circulación	35	2,451	12	29,414	9589,0
Iluminación de la parte superior de los tanques	4	0,283	12	3,394	1106,4
Total				84,905	27679,0

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3 Consumo Total De Energía Eléctrica De La Planta

El consumo total de energía eléctrica de la planta, que contempla el consumo de los equipos involucrados en la producción y servicios auxiliares, como así las luminarias, se encuentra descrito en la siguiente tabla.

Tabla 13-7: Consumo total de energía eléctrica de la planta.

<b>Tipo de consumo</b>	<b>Consumo diario (kW/h)</b>	<b>Consumo anual (MW/h)</b>
Equipos	25264,80	8214,85
Iluminación	84,905	27,68
Total	25349,71	8242,53

Fuente: Elaboración propia.



# **CAPÍTULO 14**

## **ORGANIZACIÓN**

### **INDUSTRIAL**

## 15. ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL

El objetivo del estudio organizacional de un proyecto es fundamentalmente, permitiendo realizar una estimación lo suficientemente realista de los costos generados en la implementación, administración y operación del mismo.

La empresa actuará como una institución, la toma de decisiones sobre la utilización de estos factores de producción para obtener los bienes y servicios que ofrecerá en el mercado. La actividad productiva consistirá en la transformación de bienes intermedios (materias primas) en bienes finales, mediante el empleo de factores productivos (básicamente trabajo y capital).

En el presente capítulo se define el tipo de sociedad comercial adoptado, se describen las diferentes áreas que integran la empresa, las funciones de cada puesto de trabajo y se elabora un organigrama donde se especifican los niveles de jerarquía dentro de la empresa. También se detallan las actividades de los diferentes puestos de trabajo.

Los empleados de esta industria pertenecen a la industria química y petroquímica. Esto significa que corresponden al convenio colectivo de la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina (FATIQYP). El convenio colectivo utilizado es el CCT 564/09 de Químicos y Petroquímicos.

### 14.1. Tipo De Organización Industrial

Los principales parámetros a tener en cuenta, para elegir el tipo de sociedad en el cual encuadrar a la industria son:

- El tamaño de la empresa.
- La responsabilidad asumida por los socios: si es limitada, solidaria o subsidiaria.
- El tipo de impuestos que se deba pagar según el tipo de sociedad.
- Disposiciones legales o reglamentarias, según la actividad que se realice.
- Características del mercado, nacional o internacional, en el que opera la sociedad, que pueden indicar determinadas exigencias societarias.

La Ley de Sociedades Comerciales (LSC) de la República Argentina contempla una importante variedad de tipos societarios. Los más utilizados por los inversores en el país son dos: Sociedad Anónima (SA) y Sociedad de Responsabilidad Limitada (SRL). Estos dos

tipos societarios responden, en principio, sólo con el capital de la sociedad que se crea o en la cual se participa.

La forma jurídica adoptada es la de sociedad anónima, en donde la responsabilidad de cada socio o accionista se limita a la cantidad máxima del capital que haya aportado. Esto hace que este tipo de sociedad represente una seguridad financiera bastante alta respecto de las demás, debido a que sus socios deberán responder, como máximo, con el capital aportado.

Para su conformación se requiere un mínimo de dos accionistas, siendo el máximo ilimitado. Las acciones pueden cotizar, o no, en el mercado de valores local. El directorio está compuesto por uno o más miembros, que pueden ser o no accionistas.

## **14.2. Estructura De La Organización**

Para la organización de la empresa se adopta el modelo de organización mixta. Se basa en la distinción entre jefes con autoridad (tipo jerárquico) y técnicos especialistas que deben ser oídos antes de tomar una decisión. En este caso, el jefe con autoridad recibe los informes de los técnicos (llamados staff) y bajo su responsabilidad toman la decisión pasando al encargado la orden de ejecutarla. Es decir, reúne las características de una organización lineal y una funcional. Se lo denomina lineal porque mantiene una jerarquía vertical entre superiores y subordinados, reforzando la autoridad y responsabilidad; y funcional, porque proporciona especialización, pero no se permiten las órdenes cruzadas, cada jefe o encargado maneja su departamento o sector, dentro del cual es el único que puede dar órdenes.

En la figura 14-1 se representa el organigrama jerárquico de la empresa.

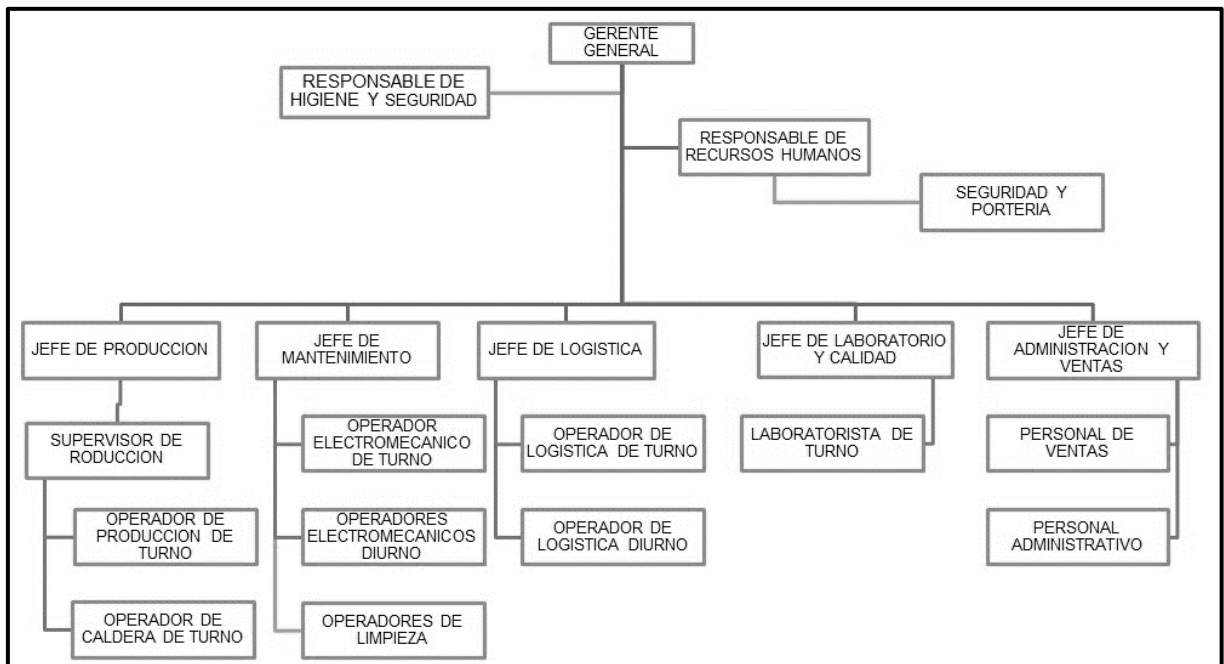


Figura 14-1: Organigrama de la empresa.

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3. Descripción De Los Puestos De Trabajo

Las funciones que tiene cada departamento, como así también los miembros que lo componen, se detallan a continuación:

#### 14.3.1. Gerente general

El perfil del responsable de la gerencia general se describe de la siguiente manera:

- Es la máxima autoridad de toda la planta.
- Desarrolla y define los objetivos organizacionales.
- Planifica el crecimiento de la empresa a corto y largo plazo.
- Coordina y supervisa los proyectos de inversión que afectan el funcionamiento de la planta y proceso de producción.
- Controla los departamentos y obtiene información de los mismos para la toma de decisiones.

- Ejerce la representación legal de la empresa y participa en reuniones con instituciones públicas y privadas.
- Garantiza el cumplimiento de las normas, reglamentos, políticas, instructivos internos y los establecidos por las entidades de regulación y control.
- Participa en reuniones con Asociaciones, Cámaras, Ministerio y demás instituciones Públicas y Privadas.
- Controla y supervisa los reportes financieros, comparando los resultados reales con los presupuestados.
- Controlar los costos y rentabilidad de la empresa.
- Controlar los índices y costos de producción, planes y programas de producción.
- Controlar la administración de los recursos monetarios y el cumplimiento de regulaciones en materia tributaria, arancelaria y demás obligaciones legales.

### **14.3.2. Departamento de producción**

Las funciones del departamento de producción son las siguientes:

- Elaboración del producto.
- Desarrollo e implementación de los planes productivos.
- Estudio de la factibilidad de nuevos procesos de trabajo.
- Respeto de los estándares y patrones de calidad para obtener un producto final que alcance la excelencia.

El departamento se encuentra conformado por un jefe de producción, supervisores y operarios encargados del monitorear el proceso.

#### **14.3.2.1. Jefe de producción**

Es el máximo responsable de la conducción del área, y responde directamente a la gerencia de la empresa. Sus funciones son las de coordinar las políticas del departamento, con las políticas internas de la planta, incluyendo:

- Supervisión, coordinación y ejecución de actividades de producción.
- Decisión de los puestos a ocupar por el personal de la planta.
- Hacer cumplir las reglas de trabajo, convivencia y conducta.
- Supervisar las actividades y a los responsables de cada área a su cargo.

- Establecer técnicas y métodos de trabajo en la producción.
- Control y regulación del proceso.
- Definir y hacer cumplir el programa de mantenimiento de la planta de acuerdo con las necesidades.

#### **14.3.2.2. Supervisores de producción**

Las funciones de los supervisores de producción son las siguientes:

- Los supervisores son los encargados de proyectar, dirigir, desarrollar y controlar el trabajo diario.
- Debe planificar el trabajo del día, estableciendo prioridades y manejando efectivamente los recursos disponibles.
- Controla a los operarios, a los cuales debe impartir ordenes claras y precisas, favoreciendo el buen clima laboral y motivándolos para que realicen su tarea correctamente.

#### **14.3.2.3. Operarios de producción**

Los operarios involucrados en la producción realizarán las siguientes actividades:

- Se encargan de manejar los equipos de acuerdo a lo indicado por el supervisor de producción.
- Controlan las distintas variables del proceso, manteniendo la planta en orden y en condiciones de limpieza.
- Completan los registros, informan desperfectos a mantenimiento o desviaciones a calidad.

#### **14.3.2.4. Operarios de caldera**

Los operarios de caldera son los responsables de operar y controlar todos los servicios auxiliares, y realizan las siguientes funciones:

- Operatoria y control del funcionamiento de la caldera, torres de enfriamiento, y ablandador.
- Control de la calidad del agua de los diferentes sistemas.



- Completan los registros, informan desperfectos a mantenimiento o desviaciones a calidad.

### **14.3.3. Departamento de mantenimiento**

Esta sección tiene por finalidad supervisar el mantenimiento de las instalaciones y reparación de equipos, estimando el tiempo y los materiales necesarios para realizarlo. Se planifica, coordina y controla el mantenimiento preventivo y correctivo de los equipos y sistemas eléctricos que se utilizan en las instalaciones.

#### **14.3.3.1. Jefe de mantenimiento**

Las funciones del jefe de mantenimiento son las siguientes:

- Es el encargado de verificar la calidad, cantidades y características de los materiales de construcción que se utilizan en cada sección de la planta.
- Controla la correcta ejecución de las tareas de montaje: soldaduras, conexión, fijación, soportes, etc.
- Verifica especificaciones técnicas del equipamiento que se va adquirir, colaborando en la decisión de compra.
- Asegura que se cumplan por las condiciones instalación, puesta en marcha y mantenimiento preventivo de los equipos; conservando los manuales y las garantías de cada equipo.
- Verificar la calidad técnica de los trabajos que se ejecuten y de las personas que los lleven a cabo y dirijan a estos.
- Planifica los mantenimientos.

#### **14.3.3.2. Operadores electromecánicos de turno**

Las funciones del operario encargado del mantenimiento de turno son:

- Realizar las reparaciones de los desvíos que surgen de forma imprevista.
- Realizan las órdenes de trabajo y revisiones periódicas de los equipos e instalaciones.
- Realizan trabajos de mantenimiento en general.

### **14.3.3.3. Operadores electromecánicos diurnos**

Las funciones del operario mantenimiento diurno son:

- Realización de trabajos planificados.
- Brindar apoyo al mecánico de turno en trabajos grandes o de urgencia.
- Realizar el movimiento de repuestos en el depósito.

### **14.3.4. Departamento de logística**

Este departamento se encarga de la obtención y coordinación de los materiales, herramientas y servicios, transporte de productos y materia prima para su entrega al departamento de comercialización. Se encargan de planificar, desarrollar y aplicar procedimientos de almacenaje y transporte.

#### **14.3.4.1. Jefe de logística**

El jefe de logística deberá desarrollar las siguientes funciones:

- Planificar la estrategia para las actividades de suministro de la empresa (transporte, almacenaje, distribución) con el fin de garantizar la satisfacción del cliente.
- Desarrollar y aplicar procedimientos operativos para recibir, manejar, almacenar y enviar mercancías y materiales.

#### **14.3.4.2. Operadores de logística de turno**

Los operarios involucrados en esta área deberán desarrollar las siguientes funciones:

- Recibo del glicerol USP y de los demás insumos, movimiento de tanques y despacho de productos, organización del depósito, y control de stock.
- Control de peso de materia prima en camiones ingresantes y de producto terminado de camiones salientes en la balanza.
- Medición de tanques a las 00:00 para la realización del stock de producción.

#### **14.3.4.3. Operarios de logística diurno**

Los operarios de logística diurno realizarán las siguientes funciones:

- Brindan apoyo al operador de turno debido a que durante el día se realizan los despachos de Propilenglicol.
- Realiza la descarga de insumos al depósito.

#### **14.3.5. Departamento de calidad y laboratorio**

Este departamento se encarga de establecer límites de variación en los atributos y variables del producto e informar el estado en el que se mantiene el producto dentro de esos límites.

Comprende las funciones de desarrollo de métodos de control, control de medidas, inspección y ensayos, reclamos de clientes y recuperación de materiales rechazados o fuera de uso.

##### **14.3.5.1. Jefe de calidad y laboratorio**

Las funciones del jefe de calidad y laboratorio son las siguientes:

- Es el encargado de desarrollar e implementar procedimientos internos y de certificación de normas, para lo cual debe trabajar conjuntamente con las áreas vinculadas.
- Controla que las variables de proceso estén dentro de lo previsto, y de lo contrario reporta al jefe de producción.
- Contar con equipamiento específico que funcione correctamente y esté calibrado según los patrones establecidos.
- Responsabilizarse del entrenamiento de su personal.
- Debe garantizar que se estén utilizando las materias primas adecuadas y verificar que las actividades de su área se realicen de acuerdo a lo establecido.
- Debe tener registro de todos los procedimientos realizados y de los análisis de materias primas y productos.
- Solicitar toma de muestras en campo y analizar las determinaciones con el objeto de verificar desvíos en las condiciones de proceso.

- Administrar documentación técnica y mantenerla actualizada, en especial de la base de datos del laboratorio.

#### **14.3.5.2. Laboratorista de turno**

Las funciones del laboratorista son las siguientes:

- Es el responsable de realizar los controles físico-químicos de materias primas y productos terminados.
- Realiza las tareas que le asigna el jefe de laboratorio.
- Es el encargado de mantener el orden y la limpieza del laboratorio.

#### **14.3.6. Departamento de administración y ventas**

Este departamento se encarga de la planificación, dirección y medición de los resultados de las operaciones monetarias de la empresa, como así también de la compra de materias primas y comercialización de productos y subproductos.

##### **14.3.6.1. Jefe de administración y ventas**

El jefe de administración y ventas tendrá las siguientes funciones:

- Tiene como función general coordinar, supervisar y controlar la ejecución de los procedimientos administrativos y contables que rigen el funcionamiento interno de la organización.
- Es el responsable de todo lo que se referido a la medición, planificación y dirección de los resultados de las operaciones económicas de la empresa.
- Realiza altas y actualizaciones de cuentas de proveedores y clientes, inscripciones y trámites ante organismos oficiales, evaluación crediticia de clientes.
- Confecciona balances mensuales e informes periódicos a solicitud de la gerencia.
- Incluye las funciones de determinación de políticas de ventas, presupuesto y embalajes.

#### **14.3.6.2. Personal administrativo**

El personal administrativo es el encargado de la realización de las diversas tareas administrativas como:

- Atención a proveedores, pedidos de cotización, compra de insumos.
- Atención a clientes y facturación del producto vendido.
- Registro contable de las operaciones comerciales.
- Liquidación de sueldos.
- Pagos y cobranzas.
- Confección de balances contables mensuales y anuales, entre otras actividades administrativas.

#### **14.3.6.3. Personal de ventas**

El personal de ventas realiza las siguientes funciones:

- Debe crear relaciones comerciales con clientes y/o proveedores.
- Realiza la comercialización de productos y subproductos.
- Selecciona y maneja los canales de distribución para la entrega de los productos en tiempo y forma.
- Gestiona la cartera de clientes.

#### **14.3.7. Departamento de recursos humanos**

El departamento se encarga de fomentar una relación de cooperación entre directivos y trabajadores para evitar enfrentamientos derivados por una relación jerárquica tradicional. A su vez, fomenta la participación activa entre todos los trabajadores para que se comprometan con los objetivos de la empresa.

##### **14.3.7.1. Responsable de recursos humanos**

El responsable de recursos humanos es el encargado de realizar las siguientes funciones:

- Planificar las plantillas de acuerdo con la organización de la empresa, diseñar los puestos de trabajo oportunos, definir funciones y responsabilidades,

prever las necesidades de personal a medio y largo plazo, analizar los sistemas retributivos y de promoción interna.

- Se encarga del proceso de reclutamiento, selección e ingreso de personal.
- Establecer el monto del salario mediante el proceso de negociación entre la empresa y los sindicatos de trabajadores.
- Colaborar con administración en tareas de liquidaciones de sueldos de los empleados de la planta.
- Evaluación del desempeño y control del personal.

#### **14.3.8. Personal subcontratado**

Para determinados puestos de trabajo se tomara personal subcontratado, a continuación se describen estas áreas a cubrir y las actividades que desarrollaran:

##### **14.3.8.1. Responsable de seguridad e higiene**

Es un profesional externo contratado para controlar el cumplimiento de normas de higiene y seguridad, el estado de las instalaciones y el uso de elementos de protección personal. Dirige los programas de capacitación en materia de seguridad industrial e higiene ocupacional.

##### **14.3.8.2. Personal de limpieza**

El personal contratado de limpieza estará bajo la supervisión del departamento de mantenimiento y realizaran las siguientes funciones:

- Limpieza y sanitización de oficinas, sala de control y caldera, baños, vestuarios y comedor.
- Movimiento de residuos sanitarios.
- Limpieza de los sectores de producción según la necesidad de producción y mantenimiento.

### **14.3.8.3. Personal de seguridad y portería**

Su función principal es la de permitir o no tanto el ingreso como el egreso de los empleados, vehículos y visitas a la planta como así también los camiones de materia primas y los que despachan productos respectivamente. Este personal estará bajo la supervisión del responsable de recursos humanos.

## **14.4. Organización De La Producción Y Turnos De Trabajo**

La planta funciona 326 días al año, realizando una parada de 39 días para realizar un mantenimiento general. Se trabaja las 24 h del día, a continuación, se detallan los horarios:

- Horario central (C)

Para las personas que trabajan en turno fijo el horario a cumplir es de lunes a jueves 7 a 16 h, y los viernes de 7 a 15 h, contemplando 1 h para almuerzo. Dentro de este grupo se encuentra el gerente general, y los departamentos: administración y ventas, como así también los jefes de los demás departamentos.

- Horario rotativo (R)

Se establece para los departamentos de producción, mantenimiento, laboratorios y calidad, y logística. Los turnos son de 12 h y 7 días a la semana, donde el sistema de rotación es de 3x2 donde dos turnos están en operatoria y dos turnos están en su franco laboral. Los horarios serán de 7 a 19 h, y de 19 a 7 h.

El responsable de higiene y seguridad, al no pertenecer al personal fijo de la planta, no cumple estos horarios, sino que debe cumplir 8 h mensuales.

## **14.5. Requisitos De Formación Y Cantidad De Personal**

En la siguiente tabla se detalla la formación requerida para cada puesto, el horario laboral y la cantidad de personas que se necesitan.

Tabla 14-1: Formación y cantidad de empleados requeridos por cargo.

Cargo	Formación	Horario laboral	Cantidad
Gerente general	Ingeniero químico o industrial	C	1
Jefe de producción	Ingeniero químico o industrial	C	1
Jefe de mantenimiento	Ingeniero electromecánico	C	1
Jefe de logística	Técnico superior en logística	C	1
Jefe de laboratorio y calidad	Ingeniero o licenciado en química	C	1
Jefe de administración y ventas	Contador publico	C	1
Supervisor de producción	Ingeniero químico o técnico superior con experiencia	R	4
Operador de producción de turno	Técnico químico	R	4
Operador de caldera y servicios auxiliares	Técnico con curso de foguista	R	4
Operador de logística de turno	Bachiller	R	4
Operador de logística diurno	Bachiller	C	1
Laboratorista	Técnico químico	R	4
Personal de ventas	Especializado	C	2
Personal administrativo	Especializado	C	2
Operador electromecánico de turno	Técnico electromecánico	R	4
Operador electromecánico de diurno	Técnico electromecánico	C	2
Responsable de recursos humanos	Licenciado en recursos humanos	C	1
Operarios de limpieza	Bachiller	C	4
Responsable de higiene y seguridad	Licenciado en higiene y seguridad	8 h/mes	1
Seguridad y portería	Bachiller	R	4
		C	1
Total empleados			48

Fuente: Elaboración propia.





# **CAPÍTULO 15**

## **ESTUDIO ECONÓMICO Y FINANCIERO**

## 15. ESTUDIO ECONÓMICO Y FINANCIERO

### 15.1 Introducción

En el marco del estudio de la viabilidad de una inversión, resulta de suma importancia analizar la posible rentabilidad del proyecto empresarial, así como la magnitud del capital requerido para concretar la inversión.

Una vez comprobada la viabilidad técnica, la económica quedará condicionada por el retorno en utilidades como resultado de la actividad empresarial en el marco de un contexto económico presupuesto. Si la tasa interna de retorno esperada de la inversión (TIR) es superior a la tasa de interés pagada por activos más seguros del mercado, sumado a una tasa de riesgo asociada a la ejecución del proyecto, entonces se tendrá considerable certeza de que es posible generar beneficios empresariales y el que el proyecto resultaría atractivo para capitales de riesgo.

El estudio de mercado realizado en el capítulo III ha definido el precio del PG en USD 1.400 por tonelada y el del glicerol refinado en USD 450 por tonelada para todo el período proyectado. El estudio de mercado también es la base para poder estimar la intensidad del capital requerido para el proyecto y de su financiación.

En este capítulo se elaborará una estimación monetaria tanto de la inversión total requerida como del costo financiero. Para esto será necesario desarrollar los siguientes puntos:

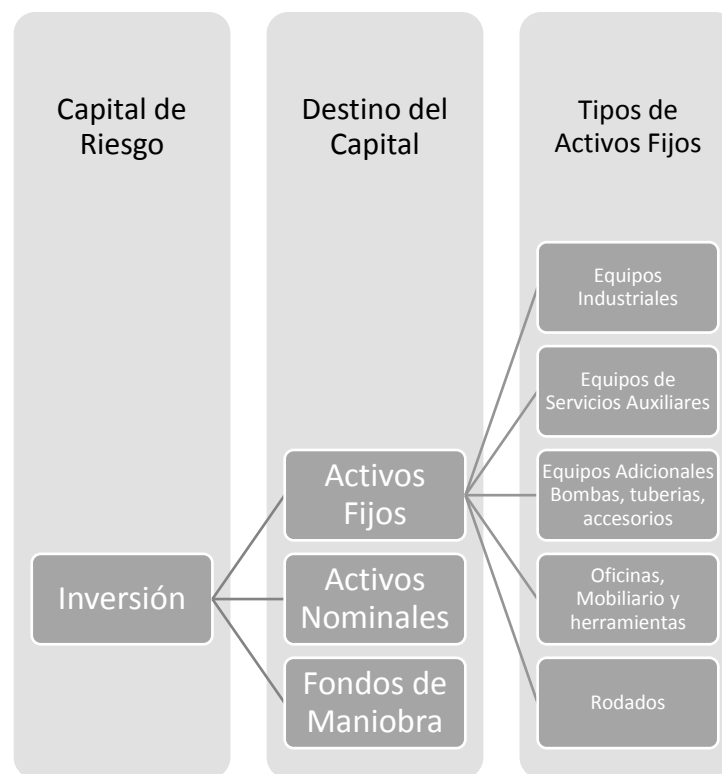
- *Estimar la inversión requerida y cuál será el instrumento financiero a valerse para reunir el capital necesario.*
- *Calcular y analizar los costos (fijos y variables).*
- *Estimar el flujo de ingresos provenientes de la venta del propilenglicol.*
- *La estimación del punto de equilibrio o umbral de rentabilidad de la empresa (break-even point).*
- *La proyección del estado de resultados.*
- *El cálculo y análisis de indicadores económicos claves: VAN, la TIR y el PRI.*
- *Ejecutar un análisis de sensibilidad financiero del proyecto para evaluar el impacto de los cambios en variables exógenas.*
- *Juzgar la viabilidad del proyecto basándose en los estudios efectuados.*

## 15.2 La Inversión

Se define a la inversión como aquella “actividad que consiste en dedicar recursos con el objetivo de obtener un beneficio de cualquier tipo.” (López, s.f.). Los recursos principales son tiempo, trabajo y capital. El capital estará compuesto por activos fijos, activos nominales y el fondo de maniobra.

Los aspectos a desarrollar de la inversión son los siguientes:

Tabla 15-1 Distribución de la Inversión.



### 15.2.1 Destino del Capital

#### 15.2.1.1 Activos Fijos

Los activos fijos son aquellos de naturalezas permanentes e imprescindibles para el funcionamiento de la empresa durante el período predeterminado de actividad de la misma. En la **Tabla 15-1** se enumeran todos tipos de activos en los que se debe invertir.

Algunas consideraciones iniciales:

1. Debido a la volatilidad que muestra la moneda soberana de la República Argentina, el peso, los valores de los bienes serán expresados en dólares estadounidenses, que es la moneda internacionalmente más aceptada.
2. La Ley Nacional 23.349 establece un gravamen impuesto al valor agregado de los bienes comercializados del 21% para bienes finales producidos en el territorio argentino y de 10.5% para los bienes importados, electrónica y equipos industriales.
3. Si bien el costo de los fletes depende del peso y características del material transportado, para simplificar las estimaciones establece como el 15% del valor de la mercadería en el caso de insumos y productos a granel, y del 20% para equipos y elementos industriales, instrumentos, herramientas y otros. En el caso del suministro de hidrógeno, se establece el costo de transporte como USD 217.11 por tonelada.

#### 15.2.1.1.1 Obras Civiles

El terreno sobre el que se asienta la planta pertenece al predio y si bien es parte de la propiedad de la empresa, se tendrá en cuenta en los costes como si se adquiriera pagando un costo de mercado equivalente.

El costo del m<sup>2</sup> de construcción se establece de acuerdo la calculadora del estudio Leza, Escriña y Asociados S.A. a la fecha 15-06-2020 en dólares estadounidenses y se refleja en la tabla de costos de construcción. La totalidad de los materiales de construcción son nacionales, por lo tanto, se toma un IVA del 21%.

Tabla 15-2 Costos de Obras Civiles.

Sector	Superficie m2	Altura m	Tipo	Costo USD/ m2	Costo Total	IVA
Terreno	3202,80	-	-	215,00	USD 688.602,00	USD 144.606,42
Portería	9,00	3,00	Civil	422,99	USD 3.806,89	USD 799,45
Oficinas	42,00	3,00	Civil	422,99	USD 17.765,47	USD 3.730,75
Laboratorio	30,00	3,00	Industrial	422,99	USD 12.689,62	USD 2.664,82
Oficina de Logística	12,00	3,00	Civil	422,99	USD 5.075,85	USD 1.065,93
Vestuario y baños	20,00	3,00	Civil	422,99	USD 8.459,75	USD 1.776,55
Comedor	20,00	3,00	Civil	422,99	USD 8.459,75	USD 1.776,55
Taller de mantenimiento mecánico eléctrico	48,00	7,00	Industrial	661,16	USD 31.735,68	USD 6.664,49

Depósito	48,00	7,00	Industrial	661,16	USD 31.735,68	USD 6.664,49
Depósitos de propilenglicol (T-208)	240,00	0,80	Industrial	151,42	USD 36.340,80	USD 7.631,57
Depósitos de hidrógeno (T-104)	46,00	-	Industrial	98,15	USD 4.514,90	USD 948,13
Depósitos de subproductos y T-114	66,00	0,80	Industrial	151,42	USD 9.993,72	USD 2.098,68
Nave de planta	200,00	14,00	Industrial	736,43	USD 147.286,82	USD 30.930,23
Sala de control	25,00	3,00	Industrial	453,39	USD 11.334,75	USD 2.380,30
Depósitos de glicerol USP (T-101)	104,00	0,80	Industrial	151,42	USD 15.747,68	USD 3.307,01
Sala de Caldera	4,00	3,00	Industrial	422,99	USD 1.691,96	USD 355,31
Nave de servicios auxiliares	88,00	7,00	Industrial	620,16	USD 54.573,64	USD 11.460,47
Torres de enfriamiento	25,00	3,50	Industrial	736,43	USD 18.410,75	USD 3.866,26
Depósitos de agua clarificada (TACL)	7,10	-	Industrial	98,15	USD 696,87	USD 146,34
Estacionamiento	100,00	-	Civil	58,72	USD 5.872,09	USD 1.233,14
Balanza	76,00	-	Industrial	58,72	USD 4.462,79	USD 937,19
Perimetrado (m lineales)	244,92	-	Civil	4,26	USD 1.043,87	USD 219,21
Parquización	2000,00	-	Civil	2,37	USD 4.740,61	USD 995,53

<b>Total</b>	<b>USD 1.125.041,94</b>	<b>USD 236.258,81</b>
--------------	-------------------------	-----------------------

Fuente: Leza, Escriña y Asociados S.A.

### 15.2.1.1.2 Equipos Industriales

Los costos estimados para equipos industriales se muestran en la tabla, dado que son importados, el IVA es del 10.5%. El precio es CIF, por lo que el coste del flete solo considera el transporte doméstico, desde el puerto al predio de la planta. El IVA del flete es del 21%. La columna IVA expresa la suma tanto del aplicado al equipo como al flete.

Tabla 15-3 Costos de Equipos Industriales.

Sector	Código	Tipo de Equipo	Costo	Flete	IVA
100	T-101	Tanque de almacenamiento	USD 134.786,40	USD 26.957,28	USD 19.813,60
	E-102	Intercambiador de calor	USD 18.529,26	USD 3.705,85	USD 2.723,80

	A-103	Divisor de flujo	USD 1.370,35	USD 274,07	USD 201,44
	T-104	Tanque de almacenamiento	USD 292.800,00	USD 58.560,00	USD 43.041,60
	T-105	Tanque de almacenamiento	USD 9.248,40	USD 1.849,68	USD 1.359,51
	K-106	Compresor de gases	USD 95.400,53	USD 19.080,11	USD 14.023,88
	ME-107	Mezclador Flash	USD 1.722,50	USD 344,50	USD 253,21
	R-108	Reactor	USD 63.500,00	USD 12.700,00	USD 9.334,50
	ME-109	Mezclador Flash	USD 1.722,50	USD 344,50	USD 253,21
	R-110	Reactor	USD 63.500,00	USD 12.700,00	USD 9.334,50
	ME-111	Mezclador Flash	USD 1.722,50	USD 344,50	USD 253,21
	R-112	Reactor	USD 63.500,00	USD 12.700,00	USD 9.334,50
	V-113	Separador Flash	USD 1.314,82	USD 262,96	USD 193,28
	T-114	Tanque de almacenamiento	USD 33.690,60	USD 6.738,12	USD 4.952,52
	S-115	Tamiz molecular	USD 13.852,45	USD 2.770,49	USD 2.036,31
200	E-201	Intercambiador de calor	USD 6.433,57	USD 1.286,71	USD 945,73
	C-202	Columna de destilación	USD 18.436,11	USD 3.687,22	USD 2.710,11
	C-203	Columna de destilación	USD 18.436,11	USD 3.687,22	USD 2.710,11
	ME-204	Tanque de mezclado	USD 11.635,80	USD 2.327,16	USD 1.710,46
	E-205	Intercambiador de calor	USD 15.073,55	USD 3.014,71	USD 2.215,81
	T-206	Tanque de subproductos	USD 67.381,20	USD 13.476,24	USD 9.905,04
	E-207	Intercambiador de calor	USD 3.784,45	USD 756,89	USD 556,31
	T-208	Tanque de PG refinado	USD 252.679,50	USD 50.535,90	USD 37.143,89
	T-209	Tanque de Glicerol	USD 3.534,50	USD 706,90	USD 519,57
300	P-301	Bomba de desplazamiento positivo	USD 3.155,00	USD 631,00	USD 463,79
	P-302	Bomba centrifuga	USD 1.350,00	USD 270,00	USD 198,45
	P-303	Bomba centrifuga	USD 1.350,00	USD 270,00	USD 198,45
	P-304	Bomba centrifuga	USD 135,00	USD 27,00	USD 19,85
	P-305	Bomba centrifuga	USD 1.350,00	USD 270,00	USD 198,45
	P-306	Bomba centrifuga	USD 135,00	USD 27,00	USD 19,85
	P-307	Bomba centrifuga	USD 352,00	USD 70,40	USD 51,74
	P-308	Bomba centrifuga	USD 135,00	USD 27,00	USD 19,85

	P-309	Bomba centrífuga	USD 352,00	USD 70,40	USD 51,74
400	C-401	Columna de destilación	USD 11.413,43	USD 2.282,69	USD 1.677,77
	E-402	Intercambiador de calor	USD 9.659,30	USD 1.931,86	USD 1.419,92
	T-403	Tanque de n-propanol	USD 5.600,00	USD 1.120,00	USD 823,20
	TACL	Tanque de agua clarificada	USD 33.690,00	USD 6.738,00	USD 4.952,43

**TOTAL                    USD 1.262.731,83    USD 252.546,37    USD 185.621,58**

Fuente: Elaboración propia.

### 15.2.1.1.3 Equipos adicionales y de servicios auxiliares.

En la estimación de los costos se utilizaron la lista de precios de la empresa Alfa Laval. El IVA aplicado es del 10,5%. La columna IVA expresa la suma tanto del aplicado al equipo como al flete.

Código	Tipo de Equipo	Costo	Flete	IVA
-	Torres de enfriamiento	USD 7.411,76	USD 1.482,35	USD 1.089,53
-	Ablandador de agua	USD 954,80	USD 190,96	USD 140,36
TABL	Tanque de agua blanda	USD 258,41	USD 51,68	USD 37,99
-	Caldera	USD 93.925,67	USD 18.785,13	USD 13.807,07
P-ACL	Bomba	USD 3.155,00	USD 631,00	USD 463,79
P-ABL	Bomba	USD 5.967,00	USD 1.193,40	USD 877,15
P-AE	Bomba	USD 9.658,14	USD 1.931,63	USD 1.419,75

**USD 121.330,79    USD 24.266,16    USD 17.835,63**

### 15.2.1.1.4 Transporte de Fluidos

En la estimación de los costos se utilizaron la lista de precios de los fabricantes KSB y Bornemann. El IVA aplicado es del 10,5%. La columna IVA expresa la suma tanto del aplicado al equipo como al flete.

Tabla 15-4 Costos de equipos para transporte de fluidos.

Sector	Código	Tipo de Equipo	Costo	Flete	IVA
300	P-301	Bomba de desplazamiento positivo	USD 3.155,00	USD 631,00	USD 463,79
	P-302	Bomba centrífuga	USD 1.350,00	USD 270,00	USD 198,45
	P-303	Bomba centrífuga	USD 1.350,00	USD 270,00	USD 198,45
	P-304	Bomba centrífuga	USD 135,00	USD 27,00	USD 19,85
	P-305	Bomba centrífuga	USD 1.350,00	USD 270,00	USD 198,45

	P-306	Bomba centrífuga	USD 135,00	USD 27,00	USD 19,85
	P-307	Bomba centrífuga	USD 352,00	USD 70,40	USD 51,74
	P-308	Bomba centrífuga	USD 135,00	USD 27,00	USD 19,85
	P-309	Bomba centrífuga	USD 352,00	USD 70,40	USD 51,74

<b>TOTAL</b>	<b>USD 8.314,00</b>	<b>USD 1.662,80</b>	<b>USD 1.222,16</b>
--------------	---------------------	---------------------	---------------------

Fuente: Elaboración propia.

### 15.2.1.1.5 Tuberías, accesorios y servicio de vapor

Se contemplan los costos tuberías requeridas para el transporte de fluidos. Los accesorios incluyen aquellos componentes necesarios para el funcionamiento del sistema de transporte, sensores, el sistema de control automático y elementos de laboratorio. La columna IVA expresa la suma tanto del aplicado al equipo como al flete.

Tabla 15-5 Costos de Tuberías y Accesorios.

Artículo	Unidades	Precio unitario	Costo Total	Flete	IVA
Cañería 1/2" y accesorios	40,00	USD 17,21	USD 688,23	USD 137,65	USD 101,17
Cañería 1 1/2" y accesorios	51,00	USD 11,03	USD 562,50	USD 112,50	USD 82,69
Cañería 2" y accesorios	17,00	USD 28,47	USD 483,94	USD 96,79	USD 71,14
Cañería 2 1/2" y accesorios	31,00	USD 57,64	USD 1.786,81	USD 357,36	USD 262,66
Cañería 3" y accesorios	16,00	USD 33,75	USD 540,00	USD 108,00	USD 79,38
Cañería 3 1/2" y accesorios	188,00	USD 35,81	USD 6.731,44	USD 1.346,29	USD 989,52
Cañería 4" y accesorios	38,00	USD 60,00	USD 2.280,00	USD 456,00	USD 335,16
Cañería 12 " y accesorios	95,00	USD 447,02	USD 42.467,11	USD 8.493,42	USD 6.242,67
Caudalímetro	40,00	USD 1.500,00	USD 60.000,00	USD 12.000,00	USD 8.820,00
Sensores de Nivel	10,00	USD 380,00	USD 3.800,00	USD 760,00	USD 558,60
Sensores de Presión	20,00	USD 200,00	USD 4.000,00	USD 800,00	USD 588,00
Sensores de Temperatura	40,00	USD 180,00	USD 7.200,00	USD 1.440,00	USD 1.058,40
Válvulas	70,00	USD 230,00	USD 16.100,00	USD 3.220,00	USD 2.366,70
Filtros Varios	3,00	USD 350,00	USD 1.050,00	USD 210,00	USD 154,35
Equipamiento de Laboratorio	1,00	USD 53.000,00	USD 53.000,00	USD 10.600,00	USD 7.791,00
HPLC	1	USD 17.000,00	USD 17.000,00	USD 3.400,00	USD 2.499,00

<b>TOTAL</b>	<b>USD 217.690,04</b>	<b>USD 43.538,01</b>	<b>USD 32.000,44</b>
--------------	-----------------------	----------------------	----------------------

Fuente: Elaboración propia.



Tabla 15-6 Costos de equipos servicio de vapor.

Código	Tipo de Equipo	Costo	Flete	IVA
-	Torres de enfriamiento	USD 7.411,76	USD 1.482,35	USD 1.089,53
-	Ablandador de agua	USD 954,80	USD 190,96	USD 140,36
TABL	Tanque de agua blanda	USD 258,41	USD 51,68	USD 37,99
-	Caldera	USD 93.925,67	USD 18.785,13	USD 13.807,07
P-ACL	Bomba	USD 3.155,00	USD 631,00	USD 463,79
P-ABL	Bomba	USD 5.967,00	USD 1.193,40	USD 877,15
P-AE	Bomba	USD 9.658,14	USD 1.931,63	USD 1.419,75

<b>TOTAL</b>	<b>USD 121.330,79</b>	<b>USD 24.266,16</b>	<b>USD 17.835,63</b>
--------------	-----------------------	----------------------	----------------------

Fuente: Elaboración propia.

#### 15.2.1.1.6 Mobiliarios y elementos de oficina

Son muebles y elementos necesarios para las oficinas, comedor, vestidores, laboratorio y portería.

Tabla 15-7 Costos de Mobiliario y elementos de oficina.

Artículo	Unidades	Precio Unitario	Costo Total	Flete	IVA
PC	13	USD 411,76	USD 5.352,94	USD 1.070,59	USD 1.348,94
Notebook	2	USD 511,76	USD 1.023,53	USD 204,71	USD 257,93
Aire Acondicionado	7	USD 441,18	USD 3.088,23	USD 617,65	USD 778,24
Calefactor	6	USD 111,76	USD 670,59	USD 134,12	USD 168,99
Escritorios	15	USD 52,94	USD 794,12	USD 158,82	USD 200,12
Escritorios de recepción	1	USD 294,12	USD 294,12	USD 58,82	USD 74,12
Mesa p/ Sala de Reuniones	1	USD 235,29	USD 235,29	USD 47,06	USD 59,29
Mesa de Comedor	1	USD 176,47	USD 176,47	USD 35,29	USD 44,47
Sillas	30	USD 29,41	USD 882,35	USD 176,47	USD 222,35
Armario	10	USD 147,06	USD 1.470,59	USD 294,12	USD 370,59
Heladera	1	USD 411,76	USD 411,76	USD 82,35	USD 103,76
Cocina	1	USD 647,06	USD 647,06	USD 129,41	USD 163,06
Microondas	2	USD 176,47	USD 352,94	USD 70,59	USD 88,94
Televisor	1	USD 411,76	USD 411,76	USD 82,35	USD 103,76
Proyector	1	USD 882,35	USD 882,35	USD 176,47	USD 222,35

<b>TOTAL</b>	<b>USD 16.694,12</b>	<b>USD 3.338,82</b>	<b>USD 4.206,92</b>
--------------	----------------------	---------------------	---------------------

Fuente: Elaboración propia.

### 15.2.1.1.7 Rodados

En rodados deben contemplarse aquellos funcionales al trabajo en la industria principalmente los requeridos para el transporte de cargas en distancias cortas dentro de la planta. También es necesario contar con un vehículo utilitario tipo furgón para usos múltiples del personal.

Tabla 15-8 Costos de Rodados.

Artículo	Unidades	Precio unitario	Costo Total	Flete	IVA
Autoelevadores 2500 kg	1	\$10.600,00	USD 10.600,00	USD 2.120,00	USD 2.671,20
Transpaletas 2500 kg	2	\$250,00	USD 500,00	USD 100,00	USD 126,00
Pickup Furgon	1	\$9.200,00	USD 9.200,00	USD 1.840,00	USD 2.318,40
<b>TOTAL</b>			<b>USD 20.300,00</b>	<b>USD 4.060,00</b>	<b>USD 5.115,60</b>

Fuente: Infoauto.

### 15.2.1.1.8 Resumen de activos fijos

La inversión requerida en activos fijos se muestra resumida en la siguiente tabla, donde se diferencia el capital requerido para cada rubro y el porcentaje que cada uno representa respecto al total en activos fijos.

Tabla 15-9 Resumen de Activos Fijos.

Concepto	Incidencia Porcentual	Costo en USD
Obras Civiles	36,27%	USD 1.125.041,94
Equipos	40,71%	USD 1.262.731,83
Equipos Adicionales	3,91%	USD 121.330,79
Transporte de Fluidos	0,27%	USD 8.314,00
Tuberías y Accesorios	7,02%	USD 217.690,04
Mobiliarios y Oficina	0,54%	USD 16.694,12
Rodados	0,65%	USD 20.300,00
Flete	10,62%	USD 329.412,15
<b>TOTAL</b>	<b>100,00%</b>	<b>USD 3.101.514,87</b>

Fuente: Elaboración propia.

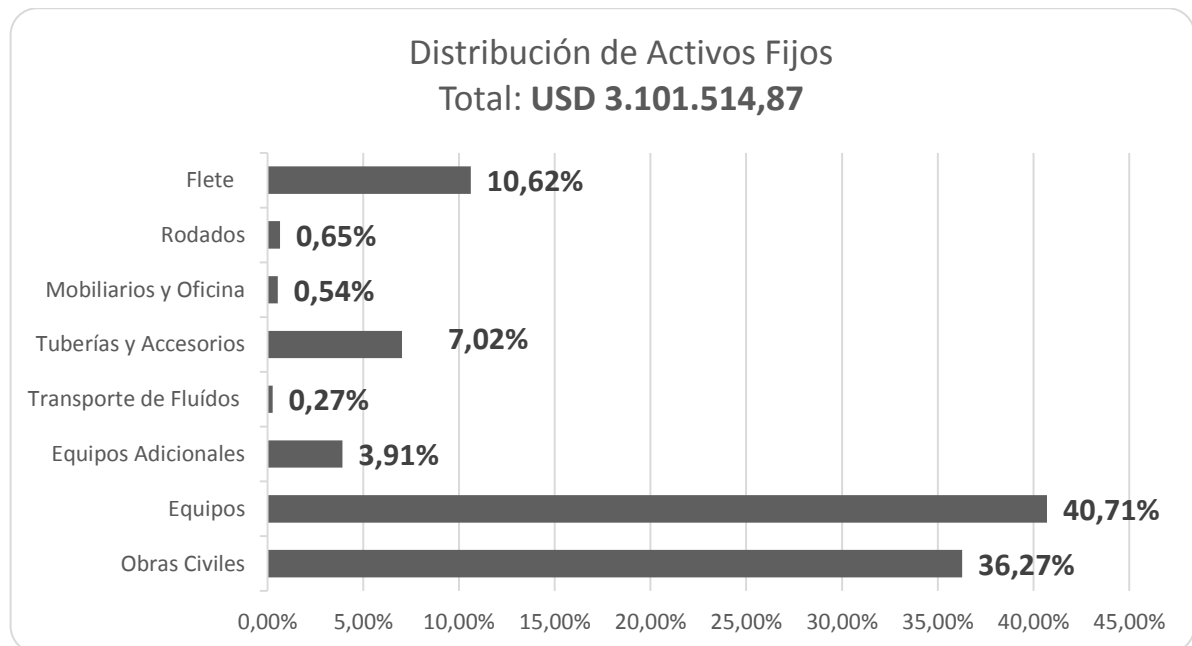


Gráfico 15-1 Representación gráfica de la Tabla 15-9.  
 Fuente: Elaboración propia.

### 15.2.1.2 Activos Nominales

Son activos intangibles que deben ser adquiridos por la empresa previamente a la puesta en marcha del proyecto. La empresa no podrá recuperar nada de este capital ya que no es un gasto evitable, pero se podrá recuperarse su equivalente monetario una vez que la empresa empiece a dar utilidades.

- **Gastos de organización**

Dirección y coordinación de obras, gastos asociados a la construcción, instalación, montaje. Además, se incluyen los sistemas de información y gastos en cuestiones legales.

Según datos aportados por el Colegio de Ingenieros de la Provincia de Córdoba el costo en esta área suele establecerse entre el 12% y el 25% del total en activos fijos (sin tener en cuenta rodados ni fletes). En nuestro caso, se establece este porcentaje en el 19%.

- **Licencias obligatorias**

Permisos municipales, autorizaciones notariales. Se establece en 0.3% del costo en activos fijos.

- **Gastos de la puesta en marcha:** Se contemplan en el capital de trabajo.

- **Capacitaciones**

Preparación del personal para la puesta en marcha y la operación de la planta. Se considera un costo del 0.7% de la inversión en activos fijos.

- **Imprevistos**

Se asigna el 1% del total a invertir en activos fijos en concepto de contratiempos y gastos no previstos que puedan aparecer.

- **Mano de obra de montajes e instalación:** Si bien no corresponde exactamente a un activo nominal, se incluyen los costos de mano de obra de construcción y montaje en esta sección. Se estima como el 20% del total de los activos fijos.

Tabla 15-10 Resumen de Costos en Activos Nominales.

Total, Activos Fijos (sin fletes)		USD 2.772.102,71	
Rubro	Porcentaje Sobre Activos Fijos	Costo Total	IVA
Mano de Obra (Montajes e instalaciones)	20,00%	USD 554.420,54	USD 116.428,31
Gastos de Organización	19,00%	USD 526.699,52	USD 110.606,90
Licencias Obligatorias	0,30%	USD 8.316,31	USD 1.746,42
Capacitaciones	0,70%	USD 19.404,72	USD 4.074,99
Imprevistos	1,00%	USD 27.721,03	USD 5.821,42
<b>TOTAL</b>		<b>USD 1.136.562,11</b>	<b>USD 238.678,04</b>

Fuente: Elaboración propia.

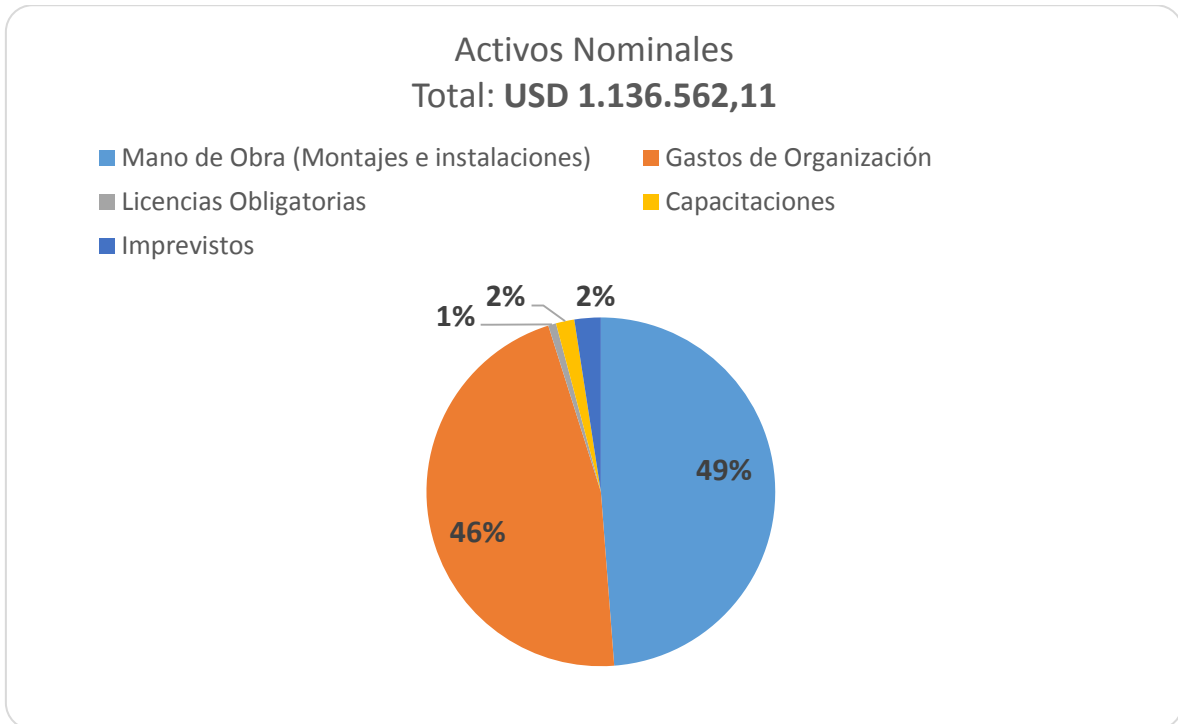


Gráfico 15-2 Representación de los datos de la Tabla 15-10.  
 Fuente: Elaboración propia.

### 15.2.1.3 Capital de trabajo

El capital de trabajo, también llamado “fondo de maniobra” lo constituye el conjunto de activos corrientes requeridos para la operación normal del ciclo productivo de un proyecto. El ciclo productivo es el período comprendido entre el momento en que se realizan los pagos por la compra de insumos y cuando el producto ya terminado es vendido.

Este capital será el requerido para que la empresa pueda afrontar el inicio de las actividades productivas y por lo tanto puede estimarse como el primer lote de producto. Dado que la planta operará en forma continua, este primer lote se estimará como la cantidad de producto obtenido desde la puesta de marcha hasta el cobro la primera venta. Para esto se establecen los siguientes supuestos:

- Demora promedio de 30 días en los pagos de los clientes, contado desde el momento del flete del producto.
- La planta operará a toda su capacidad una vez finalizada la puesta en marcha.

- Los tanques de almacenamiento serán llenados hasta un 50% de la capacidad total y se mantendrán en ese nivel promedio durante la totalidad del período de funcionamiento de la planta.
- La totalidad de lo producido estará ya reservado por contratos con los clientes, garantizando de antemano el destino y el cobro de las ventas.
- Se estima un 50% de exceso al total calculado con el fin de cubrir mermas propias de la puesta en marcha inicial de la planta.
- Los otros costos se toman como el 8.5% de los costos anuales estimados.

De esta forma, el capital de trabajo requerido para 30 días de producción será el siguiente:

Tabla 15-11 Costos correspondientes al capital de trabajo.

Concepto	Costo	Flete	IVA
Materia Prima	USD 3.787.615,57	USD 22.369,34	USD 800.096,83
Otros Insumos	USD 116.312,41	USD 17.446,86	USD 15.876,64
Servicios	USD 6.816,60	USD 0,00	USD 715,74
Mano de Obra	USD 80.527,04	USD 0,00	USD 8.455,34
Tercerizados	USD 8.485,32	USD 0,00	USD 890,96
<b>TOTAL</b>	<b>USD 3.999.756,95</b>	<b>USD 39.816,20</b>	<b>USD 826.035,52</b>

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 15-12 Resumen de Fondos de Maniobra.

Concepto	Monto	Incidencia Porcentual
Materia Prima	\$3.787.615,57	93,76%
Otros Insumos	\$116.312,41	2,88%
Servicios	\$6.816,60	0,17%
Mano de Obra	\$80.527,04	1,99%
Tercerizados	\$8.485,32	0,21%
Fletes	\$39.816,20	0,99%
<b>TOTAL</b>	<b>USD 4.039.573,16</b>	<b>100,00%</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 15.2.2 Inversión requerida

Al sumar Activos Fijos, Nominales y capital de trabajo se obtienen los valores de la siguiente tabla:

Tabla 15-13 Resumen de Inversión Requerida.

Concepto	Montos	Incidencia Porcentual
Activos Fijos	USD 3.101.514,87	37,47%
Activos Nominales	USD 1.136.562,11	13,73%
Capital de Trabajo	USD 4.039.573,16	48,80%
<b>TOTAL</b>	<b>USD 8.277.650,14</b>	<b>100,00%</b>

Fuente: Elaboración propia.

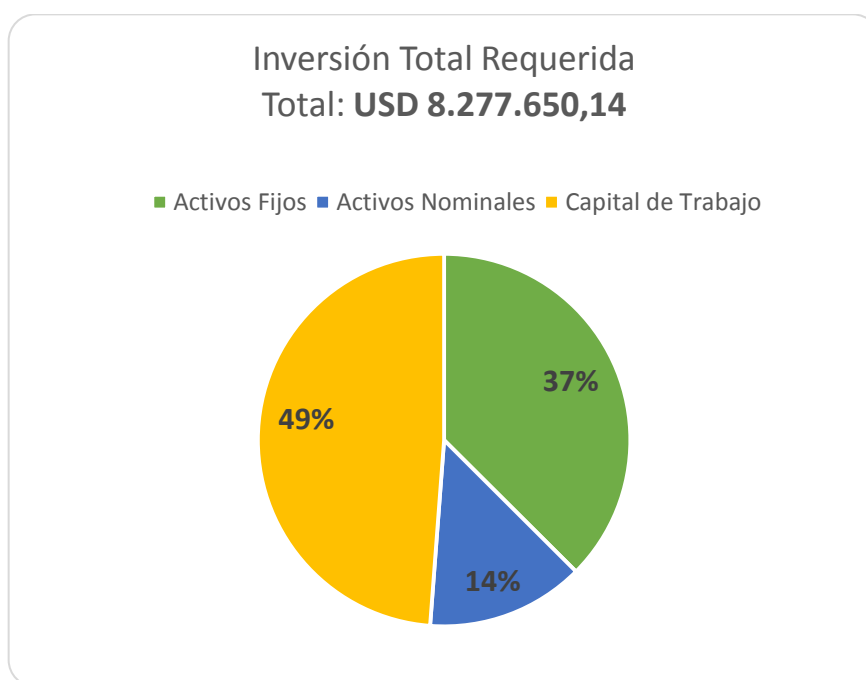


Gráfico 15-3 Representación Gráfica de la Tabla 15-13.

Fuente: Elaboración propia.

### 15.3 Análisis De Costos

Los costos pueden ser clasificados como costos fijos y costos variables. Aquellos denominados como fijos no varían (en el corto plazo) con el nivel de producción mientras que los variables guardan estrecha dependencia con el volumen producido.

Costos Fijos	Costos Variables
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mano de obra (fija)</li> <li>• Gastos indirectos de fabricación</li> <li>• Gastos administrativos</li> <li>• Seguros</li> <li>• Impuestos fijos y licencias</li> <li>• Depreciación</li> <li>• Costo financiero</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Materia prima directa</li> <li>• Materiales e insumos directos</li> <li>• Mano de obra (fija)</li> <li>• Servicios</li> <li>• Gastos de comercialización</li> <li>• Impuestos (por alícuotas sobre facturación)</li> </ul>

### 15.3.1 Costos Variables

#### 15.3.1.1 Costos de Materias Primas

Se procede a analizar los costos de la totalidad de materias primas requeridas para el proceso incluyendo el costo de los fletes.

##### 15.3.1.1.1 Flete

Según la Cámara Empresarial del Autotransporte de Cargas de Córdoba (CEDAC) de transporte de cargas se mantiene a abril de 2020 entre \$4.18 y \$5.00 en dólares por km por t de carga.

Analizando las materias primas se encuentra que el glicerol no incurre en flete ya que se obtiene de la planta aledaña y es transportado por cañerías. Por otro lado, el hidrógeno es comprado a proveedores y es transportado licuado por camiones para lo cual se requiere equipamiento especializado intensivo en capital que encarece el flete. Según lo informado por la empresa proveedora de hidrógeno licuado por cada tonelada transportada desde la planta de Linde ubicada en Puerto General San Martín hasta la ubicación de la planta en San Lorenzo (11 km), el costo es de USD 211.71 por tonelada de Hidrogeno licuado. A esto se suma el IVA que es del 21%.



### 15.3.1.1.2 Materia Prima

En el capítulo III “Estudio de Mercado” se realizó el análisis de precios de la materia prima más incidente en los costos totales a lo cual deberá añadirse el IVA y flete. La siguiente tabla resume estos costos:

Tabla 15-14 Cálculo de consumo y costo de la materia prima.

Materia prima	Consumo (t/día)	Precio por tonelada	Consumo		Flete/ t PG	Total	Distribución Porcentual	IVA/t PG
			por tonelada de PG producido (t)	Costo por tonelada de PG producido				
Glicerol Refinado	154,39	USD 450,00	1,268	USD 570,60	USD 0,00	USD 570,60	81,82%	USD 119,83
Hidrógeno	3,53	USD 4.161,25	0,029	USD 120,68	USD 6,12	USD 126,80	18,18%	USD 26,63
<b>TOTAL</b>				<b>USD 691,28</b>	<b>USD 6,12</b>	<b>USD 697,40</b>	<b>100%</b>	<b>USD 146,45</b>

Fuente: Elaboración propia.

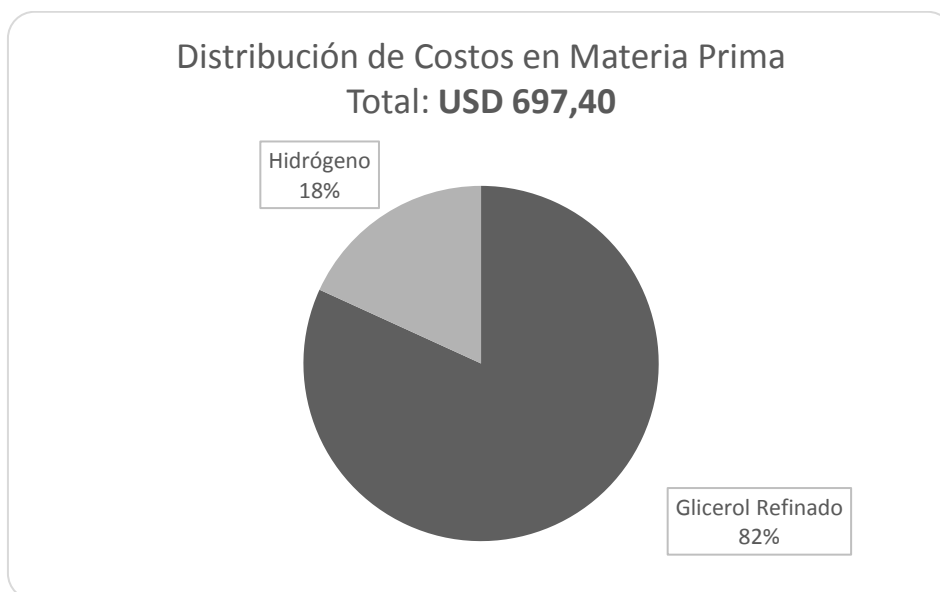


Gráfico 15-4 Representación de la Tabla 15-14.

Fuente: Elaboración propia.

### 15.3.1.1.3 Otros Insumos

Otros costos vinculados a la producción como puede ser catalizadores y otros insumos varios se estiman en la siguiente tabla:

Otros Insumos	Costo por tonelada de PG	Flete	IVA
Catalizadores y otros	USD 34,56	USD 0,20	USD 7,30

### 15.3.1.2 Servicios

#### 15.3.1.2.1 Gas Natural

El proveedor del servicio de Gas Natural en la provincia de Santa Fé es Litoral Gas S.A. Este nivel de consumo queda identificado como “grandes usuarios” ya que supera el mínimo total anual de los 3.000.000 m<sup>3</sup> y los 10.000 m<sup>3</sup>/día dando de esta forma conexión directa al sistema de transporte.

El costo será el siguiente:

Tabla 15-15 Cálculos del costo del servicio de gas natural.

Proveedor	Litoral Gas S.A.
Sector	Consumo m <sup>3</sup> /h
Caldera	541,16
Laboratorio	0,22
<b>Total</b>	<b>541,38</b>

Consumo Diario (m3)	Consumo Mensual (m3)	Consumo Anual (m3)
12.993,12	389.793,60	4.224.712,97

Proveedor	Cargo Fijo mensual por Factura	Cargo por m3 de consumo (más de 9000 m3/día)	Costo Anual por t de PG (USD/m3)	IVA por (t de PG)	IIBB por (t de PG)
Litoral Gas S.A.	USD 29,21	USD 0,06	USD 6,12	USD 1,29	USD 0,12

Fuente: Litoral Gas.

#### 15.3.1.2.2 Agua corriente

La empresa proveedora del servicio de Agua potable Aguas Santafesinas S.A. El costo del m<sup>3</sup> de agua informado a abril del 2020 por esta empresa es de 0.7 USD/m<sup>3</sup>. La fábrica posee conexiones subterráneas que abastecen de este servicio para los sectores de oficinas, baños, laboratorio, comedor, etc.

El consumo de agua de red es estimado en promedio de 45 m<sup>3</sup>/día. Por lo tanto el costo anual del servicio es el siguiente:

Tabla 15-16 Costos del servicio de agua corriente.

Consumo total diario estimado (m3)	Consumo mensual estimado	Consumo total anual m3
45,00	1350,00	14631,75

Cargo Fijo	Costo por m3 (más de 50 m3/mes)	Otros Cargos USD/m3	Costo anual/PG	IVA/PG	IIBB/PG
USD 10,29	USD 0,70	USD 0,02	USD 0,29	USD 0,06	USD 0,01

### 15.3.1.2.3 Energía Eléctrica

La empresa proveedora de energía eléctrica es EPE (Empresa Provincial de Energía de Santa Fé).

El costo por kWh para consumos industriales promedia los 0.089 USD/kWh. El total en costo energético se obtiene del producto entre el consumo de los equipos por el costo de la energía por kWh.

Tabla 15-17 Calculo del coste del servicio de energía eléctrica.

Artículo	TARIFA	
	Potencia Menor a 300 KW	Potencia Mayor a 300 KW
Cargo Fijo (USD/mes)	\$71,1800	
Cargo por Capacidad en Horas Pico (USD/kW-mes)	\$4,2300	
Cargo por Capacidad en Horas de baja demanda (USD/kW-mes)	\$3,6600	
Cargo Fijo por potencia reservada (USD/kW-mes)	\$0,8520	
Costo en horas de alta demanda (USD/kWh)	\$0,0791	\$0,0835
Costo en horas de Baja demanda (USD/kWh)	\$0,0402	\$0,0690

Uso	Consumo diario (kW/h)	Potencia kW	Consumo Mensual	Consumo anual (kW/h)
Equipos	25.264,80	1.052,70	684.570,81	8.214.849,72
Iluminación	84,90	3,54	2.300,44	27.605,24
<b>Total</b>	<b>25.349,70</b>	<b>1.056,24</b>	<b>686.871,25</b>	<b>8.242.454,96</b>

Cargos Fijos	Cargos Variables	Costo mensual	Costo anual/PG	IVA	IIBB
\$5.137,95	\$52.335,75	\$57.473,70	\$17,42	\$3,66	\$0,35

Fuente: Elaboración propia con datos de E.P.E.

#### 15.3.1.2.4 Impuestos

Los impuestos a contemplar son los que establece cada jurisdicción. En la siguiente tabla se detallan cuáles son y cuál es la alícuota a aplicar.

Tabla 15-18 Clasificación de impuestos y tasas que afectan al proyecto.

Jurisdicción	Impuesto	Alícuota
MUNICIPAL	Tasa municipal	1,00%
PROVINCIAL	Impuesto sobre los Ingresos Brutos	2,50%
	Impuesto Inmobiliario	2,00%
	Patente Automotor	1,00%
NACIONAL	Impuesto a las Ganancias	35,00%

Para el caso de la tasa municipal y el impuesto sobre los ingresos brutos, la alícuota se aplica sobre las ventas totales facturadas. El impuesto inmobiliario, sobre la valuación edilicia, el impuesto sobre la patente de los rodados se aplica sobre la valuación de los mismos. Por último, el impuesto a las ganancias se aplica sobre las utilidades reportadas en los balances correspondientes a un período fiscal.

#### 15.3.1.2.5 Comercialización

La venta de lo producido requiere llegar a acuerdos de provisión con clientes. La búsqueda de los clientes es un proceso que insume recursos y la forma mas difundida es la firma de convenios con distribuidores o la contratación de vendedores, los cuales reciben su remuneración como un porcentaje en comisiones sobre el total de las ventas. Además, se suman otros costos como los de marketing, participación en eventos, viáticos y otros atribuidos directamente a los contratos pactados con los compradores. Estos costos se estiman en un 3% sobre el total de las ventas.

### 15.3.1.3 Resumen de Costos Variables

El proyecto ha sido dimensionado con una capacidad vinculada a la disponibilidad de materia prima. Es por este motivo que desde el año 1 de su ejecución se realiza al 100% de la capacidad dando como resultado los costos variables expresados en la tabla:

Tabla 15-19 Distribución de los costos variables.

Concepto	Costo Anual	Incidencia Porcentual
Materia Prima	USD 27.367.626,74	86,62%
Otros Insumos	USD 1.368.381,34	4,33%
Fletes	USD 250.364,39	0,79%
Comercialización	USD 1.666.980,00	5,28%
Gas Natural	USD 242.259,21	0,77%
Agua Corriente	USD 11.530,29	0,04%
Energía Electrica	USD 689.684,36	2,18%
<b>TOTAL</b>	<b>USD 31.596.826,33</b>	<b>100,00%</b>

Fuente: Elaboración propia.

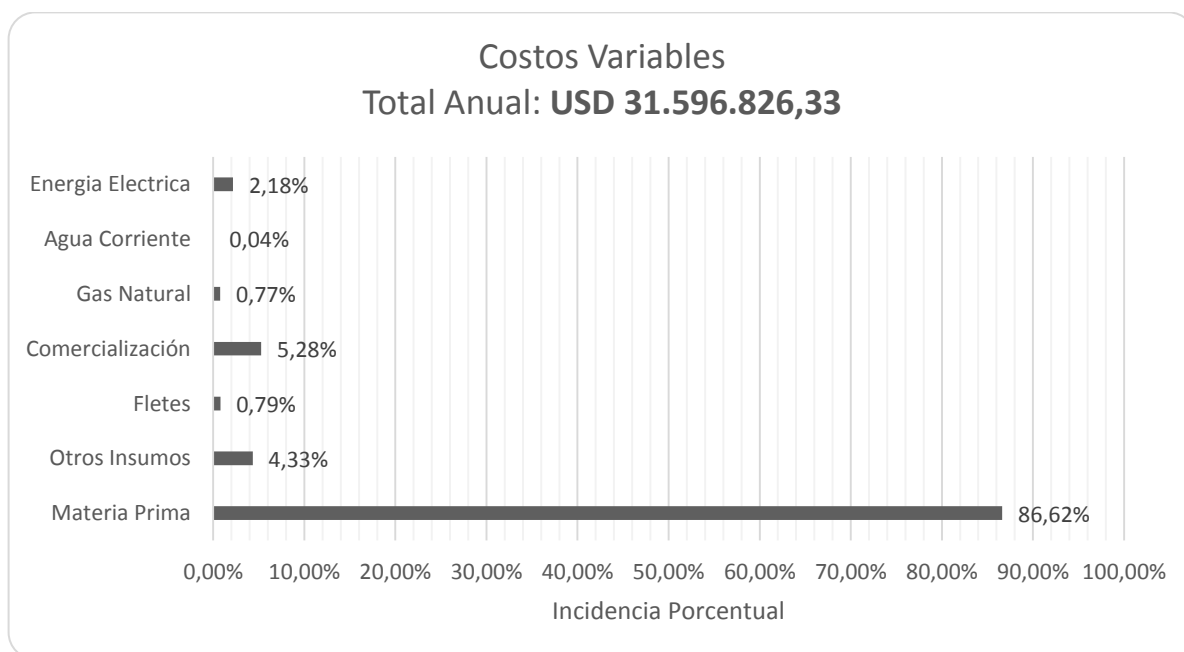


Gráfico 15-5 Representación de los datos de la Tabla 15-19.

Fuente: Elaboración propia.

## 15.3.2 Costos Fijos

Los costos fijos a considerar son mano de obra indirecta, amortizaciones y depreciaciones, costo financiero, marketing, seguros, comunicaciones, certificaciones, entre otros.

### 15.3.2.1 Costo de la mano de obra

El personal para la industria en estudio está clasificado en la normativa laboral argentina como vinculada a la industria química y petroquímica quedando ligados al convenio colectivo de la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina (FATIQYP). El convenio colectivo utilizado es el CCT 564/09 de Químicos y Petroquímicos, y para la estimación de los salarios se utilizan las escalas convenidas para mayo/junio de 2020.

Para la estimación se tienen en cuenta tres rubros: los operarios de producción, los operarios de mantenimiento y los analistas de laboratorio. Todos estos rubros comparten horario laboral rotativo y no dependen del volumen de producción ya que se calcularon para la plena capacidad de trabajo.

Tabla 15-20 Estimación de costos de la mano de obra.

Cargo	Cantidad	Sueldo mensual básico [\$/mes]	Carga social [\$/mes]	Costo total por puesto [\$/mes]	Costo total mensual [\$/mes]	Costo total anual [\$/año]	Costo total anual [USD/año]
Gerente general	1	\$255.616	\$64.768	\$320.383	\$320.383	\$4.164.983	USD 48.856
Jefe de producción	1	\$194.755	\$49.347	\$244.102	\$244.102	\$3.173.321	USD 37.224
Jefe de mantenimiento	1	\$194.755	\$49.347	\$244.102	\$244.102	\$3.173.321	USD 37.224
Jefe de calidad y laboratorio	1	\$194.755	\$49.347	\$244.102	\$244.102	\$3.173.321	USD 37.224
Jefe de logística	1	\$134.852	\$34.169	\$169.020	\$169.020	\$2.197.266	USD 25.774
Jefe de Administración y Ventas	1	\$103.094	\$26.122	\$129.216	\$129.216	\$1.679.802	USD 19.704
Personal de ventas	2	\$79.303	\$20.094	\$99.397	\$198.793	\$2.584.311	USD 30.314
Administración	2	\$79.303	\$20.094	\$99.397	\$198.793	\$2.584.311	USD 30.314
Supervisor de producción	4	\$158.238	\$40.094	\$198.332	\$793.330	\$10.313.288	USD 120.977
Analistas de laboratorio	4	\$121.722	\$36.749	\$158.471	\$633.882	\$8.240.469	USD 96.662

Responsable de RRHH	1	\$103.094	\$26.122	\$129.216	\$129.216	\$1.679.802	USD 19.704
Operario de producción	4	\$133.894	\$33.926	\$167.820	\$671.279	\$8.726.631	USD 102.365
Operarios de mantenimiento electromecánico	6	\$121.722	\$30.842	\$152.563	\$915.381	\$11.899.949	USD 139.589
Operarios de caldera	4	\$131.850	\$33.408	\$165.258	\$661.032	\$8.593.417	USD 100.803
Operarios de logística	5	\$105.312	\$26.684	\$131.995	\$659.977	\$8.579.696	USD 100.642
<b>Total</b>	<b>38</b>	<b>\$2.112.263</b>	<b>\$541.109</b>	<b>\$2.653.372</b>	<b>\$6.212.607</b>	<b>\$80.763.888</b>	<b>USD 947.377</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 15.3.2.2 Servicios tercerizados

Son servicios de limpieza, seguridad, portería, mantenimiento general y parquización que se contratan de empresas especializadas en prestarlos a las industrias con sede en San Lorenzo, Santa Fé.

El personal de limpieza de las instalaciones es contratado a la empresa Grammatico Servicio de Limpieza, la cual provee tanto el personal como los insumos y herramientas de limpieza. Para esto se requerirá de 4 personas a la semana.

Para el servicio de seguridad y portería, empresa elegida es Prosegur, la cual ofrece servicios de seguridad privada y servicios de guardias en porterías. Se requerirán una persona para el rol de sereno nocturno más dos guardas para el control de ingreso y salida al predio.

Esta tarea se realiza en forma intermitente y a requerimiento. El servicio de mantenimiento de áreas verdes será requerido con mayor frecuencia en primavera y verano, mientras que el mantenimiento edilicio será requerido con más intensidad a medida que el paso del tiempo afecta el estado de las edificaciones.

Tabla 15-21 Costos de servicios tercerizados.

Servicio	Costo Anual	IVA
Seguridad y portería	USD 34.781,70	USD 7.304,16
Limpieza general	USD 30.263,93	USD 6.355,43
Mantenimiento general y parquización	USD 34.781,70	USD 7.304,16
<b>TOTAL</b>	<b>USD 99.827,33</b>	<b>USD 20.963,74</b>

### 15.3.2.2.1 Mantenimiento edilicio

Se presupuesta un monto fijo e incremental en el tiempo para mantenimiento y reparaciones en general, tanto edilicia como de equipos que se incrementa en un 20% año tras año, ya que las necesidades en este concepto se incrementan con el paso del tiempo. El monto inicial asignado es el 1,5% de la inversión en activos fijos (sin contar el flete).

### 15.3.2.3 Depreciaciones y amortizaciones

La depreciación es la disminución del valor de un bien con el paso del tiempo mientras dura el proyecto. Los orígenes de este fenómeno pueden ser: desgaste físico debido al uso, funcional debido al paso del tiempo u obsolescencia. La diferencia entre depreciación y amortización es que el primero se aplica a los activos fijos (disminuyendo su valor), mientras que el segundo se aplica a activos diferidos o intangibles (implicando el cargo anual para recuperar dicha inversión).

Los períodos de amortización se consideran en 10 años para instalaciones civiles, y los equipos industriales. El método elegido para calcular la amortización es lineal y de depreciación creciente.

Según el decreto presidencial N° 873/1997 que fija la vida útil de bienes en contabilidad se tiene:

- Edificaciones: 50 años
- Maquinaria y equipos: 10 años.
- Instalaciones: 10 años.
- Muebles y útiles: 10 años.
- Rodados: 5 años.

Descontando en la contabilidad de la empresa una tasa lineal de depreciación de un bien, se tiene que al tiempo de finalización del proyecto (10 años), algunos bienes tendrán un valor nulo o residual.

Tabla 15-22 Distribución de las Amortizaciones/ Depreciaciones.

Categoría	Inversión Realizada	Tasa	Depreciación/ amortización anual	Período De Actividad (Años)	Valor tras período de actividad USD
Instalaciones Civiles	USD 1.125.041,94	20,00%	USD 225.008,39	10	-USD 1.125.041,94
Equipos Industriales	USD 1.262.731,83	10,00%	USD 126.273,18	10	USD 0,00
Equipos adicionales	USD		USD 12.133,08	10	USD 0,00



<b>Tuberías y Accesorios</b>	121.330,79				
	USD 217.690,04		USD 21.769,00	10	USD 0,00
<b>Mobiliario y útiles</b>	USD 16.694,12		USD 1.669,41	10	USD 0,00
<b>Rodados</b>	USD 20.300,00	20,00%	USD 4.060,00	5	USD 0,00

**TOTAL USD 390.913,07**

Fuente: Elaboración propia.

### 15.3.2.4 Costo Financiero

Para reunir el capital requerido en el financiamiento del proyecto existen varios caminos, Fondos de capital de riesgo, créditos, mercado de capitales, etc.

Debido a que la totalidad del propilenglicol producido será destinado a la exportación, los ingresos serán en dólares estadounidenses, es posible solicitar financiamiento en dólares así poder acceder a las bajas tasas que presenta el contexto internacional. Este crédito puede ser solicitado a través de bancos multinacionales con filiales en Argentina como: ICBC, HSBC, BBVA, Santander, Citibank, Itaú, Bice, etc. Según las últimas licitaciones de Obligaciones Negociables en USD en el mercado local, las empresas han pagado tasas que van del 10% al 19%. Por principio de prudencia, se toma como tasa pasiva la del 19% anual. (Mastra, s.f.)

El monto total a financiar es de USD 9.838.615,48. equivalente al resultado del año cero del flujo de caja (ver sección de estado de resultados). La financiación se calcula por sistema francés y los pagos son en 10 cuotas anuales.

Tabla 15-23 Detalle de plan de pagos de la financiación, Valores en USD.

Año	Amortización	Intereses	Iva	Ingresos brutos	Total	Saldo
1	920.938,92	143.643,79	30.165,20	4.622,46	1.099.370,36	9.581.244,33
2	934.384,63	130.198,08	27.341,60	4.189,77	1.096.114,07	8.516.661,63
3	948.026,64	116.556,06	24.476,77	3.750,77	1.092.810,25	7.452.078,93
4	961.867,83	102.714,87	21.570,12	3.305,36	1.089.458,19	6.387.496,22
5	975.911,10	88.671,60	18.621,04	2.853,45	1.086.057,19	5.322.913,52
6	990.159,40	74.423,30	15.628,89	2.394,94	1.082.606,54	4.258.330,81
7	1.004.615,73	59.966,97	12.593,06	1.929,74	1.079.105,51	3.193.748,11
8	1.019.283,12	45.299,58	9.512,91	1.457,74	1.075.553,36	2.129.165,41
9	1.034.164,65	30.418,05	6.387,79	978,85	1.071.949,35	1.064.582,70
10	1.049.263,46	15.319,25	3.217,04	492,97	1.068.292,72	0,00

Fuente: Elaboración propia.

### 15.3.2.5 Costos Administrativos

Los gastos administrativos son aquellos que se originan en el ejercicio de la dirección, organización y administración, no forman parte de la actividad ordinaria de la empresa. No participan directamente en un departamento en especial, sino que son necesarios a la hora de ejecutar la forma de funcionar y organizar la empresa. (Llamas, s.f.) Para este proyecto, estos gastos se estiman con el 10% de los costos fijos sin tener en cuenta la financiación y la amortización.

### 15.3.2.6 Seguros

Los seguros son contratos que permiten cubrir contingencias a cambio del pago de una prima. Son necesarios en la gestión de los riesgos y las sumas a pagar dependerán de las coberturas elegidas, las alícuotas aplicadas y las sumas aseguradas.

Para simplificar, se puede estimar el costo anual como una alícuota la cual por lo general se encuentran cerca del 1% de la suma asegurada. Tomando la suma asegurada como la valuación de los activos totales menos aquellos no sujetos a riesgo y los contemplados en otros ítems como lo son los seguros de riesgo de trabajo y de transporte de mercancías. El IVA total aplicado para los seguros es del 24%.

Tabla 15-24 Detalle de Seguros.

Suma asegurada	USD 7.208.163,21
Alícuota	1,00%
Prima Anual	USD 72.081,63
Sellados	USD 720,82
Gastos de gestión y emisión	USD 14.416,33
Premio Anual Sin IVA	USD 87.218,77
IVA	USD 20.759,51
<b>Total</b>	<b>USD 107.978,28</b>

Fuente: Piacentini Seguros.

### 15.3.2.7 Resumen de costos fijos

Los costos fijos no permanecen constantes, sino que varían al pasar los años por el efecto de la depreciación y del presupuesto calculado para mantenimiento, el cual se

incrementa progresivamente. Para simplificar el análisis, se toman los promedios del todo el período de 10 años de cada rubro dando los valores del costo anual:

Tabla 15-25 Resumen de Costos Fijos.

Concepto	Monto	Incidencia Porcentual
Mano de Obra	USD 947.376,98	52,24%
Mantenimiento	USD 107.940,20	5,95%
Seguros	USD 87.218,77	4,81%
Administración	USD 99.389,06	5,48%
Tercerizados	USD 99.827,33	5,51%
Depreciación	USD 390.913,07	21,56%
Intereses Financiación	USD 80.721,16	4,45%
<b>Total</b>	<b>USD 1.813.386,57</b>	<b>100,00%</b>

Fuente: Elaboración propia.

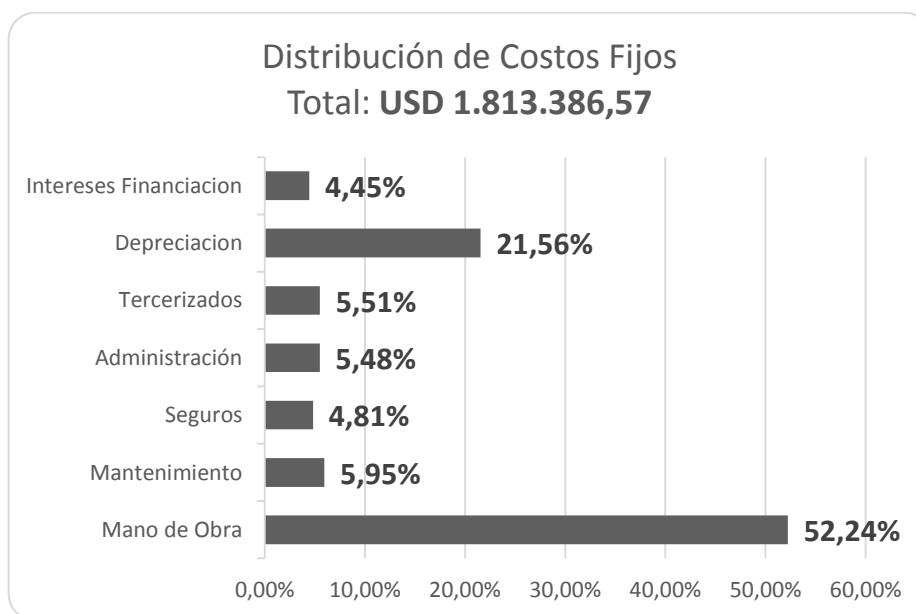


Gráfico 15-6 Representaci3n Gráfica de la Tabla 15-25.

Fuente: Elaboraci3n propia.

## 15.4 Estimaci3n De Punto De Equilibrio

El punto de equilibrio representa la cantidad de unidades de producto que requieren ser vendidas para que la utilidad sea igual a cero, es decir, que los costos totales igualen a los ingresos totales por ventas. Para su c3lculo se requiere determinar los costos variables y fijos junto al margen de beneficios unitario. Este valor es utilizado en las empresas como

primer indicador de la rentabilidad de un proyecto, ya que permite conocer si es posible generar utilidades, y que nivel de producción se requiere para ser rentable.

### 15.4.1 Ingresos por Ventas

Ya se conoce la composición de los costos, ahora se determinan los ingresos por ventas, los cuales provienen de la venta del producto principal, el propilenglicol (PG) y n-propanol un producto secundario, que es ofertado a un bajo precio para evitar acumularlo.

Los precios venta de productos y adquisición de materia prima se definieron en el Estudio de Mercado, Capítulo III con los siguientes valores:

Tabla 15-26 Precios de Productos y Materias Primas.

Tipo	Materia	Precio por tonelada (sin IVA)
Precios de Productos	Propilenglicol	USD 1.400,00
	n-Propanol	USD 84.70
Precios de Materia Prima	Glicerol Refinado	USD 450,00
	Hidrógeno	USD 4.161,25

Suponiendo que el total de unidades vendidas es igual al máximo de capacidad de producción anual de la planta: 39.590 toneladas.

Tabla 15-27 Ventas totales para producción del 100% de la capacidad.

Productos	Unidades (toneladas)	Ingresos anuales por Ventas
Propilenglicol	39.590	USD 55.426.000,00
n-Propanol	1.653	USD 140.000,00
Total Ventas Anuales		USD 55.566.000,00

### 15.4.2 Costo unitario de producción, costos totales y utilidad.

El costo total de producción es el gasto necesario para fabricar un bien y está relacionado con aquellos gastos necesarios quedando fuera otros como los financieros.

Debido a que los costos fijos cambian con cada año calculado para el proyecto, se toma un promedio de estos para representarlos.

Como consecuencia de que los productos obtenidos son genéricos y se comercializan sin distinción alguna respecto a los obtenidos por otros actores del mercado (commodities), no es posible ajustar el precio de venta para mantener márgenes, debiendo someterse al mercado internacional. Esto no deja más alternativa que la de depender de los costos totales de producción para determinar si es redituable operar la planta, los cuales se componen de la siguiente manera:

Tabla 15-28 Costos Totales, Variables y Fijos.

Tipo	Monto	Incidencia Porcentual
Costos Variables	USD 31.596.826,33	94,57%
Costos Fijos	USD 1.813.386,57	5,43%
<b>Total</b>	<b>USD 33.410.212,90</b>	<b>100,00%</b>

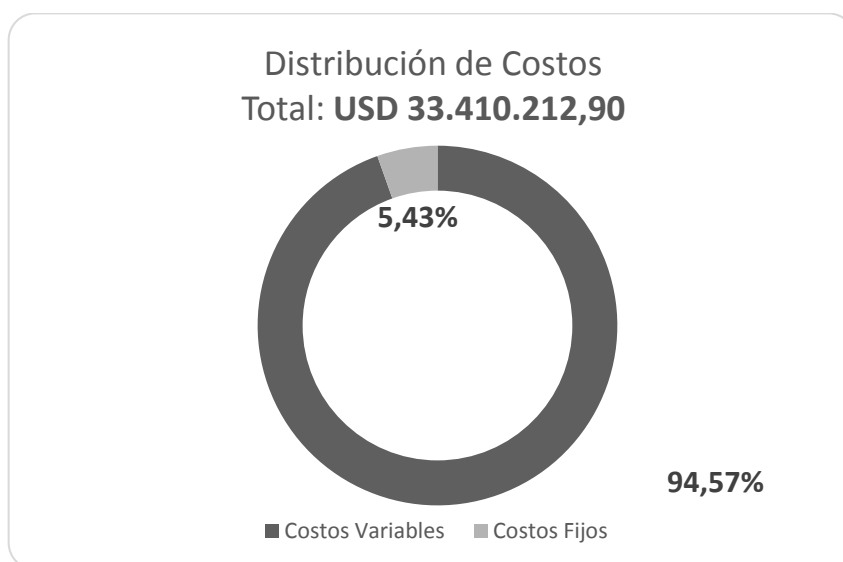


Gráfico 15-7 Representación gráfica de los datos de la Tabla 15-28.

El margen bruto es el beneficio directo que se obtiene por un bien es decir, la diferencia entre el precio de venta (sin IVA) de un producto y su coste de producción. Por ello también se conoce como margen de beneficio.

En el caso de estudio, se cuenta con ingresos por venta de subproductos los cuales se cuentan como ingresos por venta por cada tonelada de PG producido y se resta de los costos unitarios. Si se toman en cuenta para el cálculo los precios promedio del producto y materias primas del año 2019, por cada tonelada de propilenglicol producida, se tienen los siguientes valores:

Tabla 15-29 Cálculo del Margen de beneficios.

Concepto	Valor por Tonelada de PG	Incidencia Porcentual
Ingresos Por Ventas PG	USD 1.400,00	99,75%
Ingresos por Ventas de n-P	USD 3,54	0,25%
<b>Total Ingreso Por Ventas</b>	<b>USD 1.403,54</b>	<b>100,00%</b>
Costo Unitario de Producción	USD 843,91	60,13%
Margen de Beneficios	USD 559,63	39,87%

El margen promedio calculado, suponiendo que los precios permanecen igual a los del año 2019 es del 39,87 % o USD 559,63 por tonelada de PG producida.

### 15.4.3 Cálculo del punto de equilibrio

El punto de equilibrio es aquel nivel de ventas mínimo que iguala los costes totales a los ingresos totales. Para este caso, el nivel de ventas se mide en toneladas de propilenglicol.

Tabla 15-30 Valores para el cálculo del punto de equilibrio.

Concepto	Valor	Abreviatura
Costos Fijos Totales	USD 1.813.386,57	<i>Cf</i>
Costos Variables Por t de PG	USD 798,10	<i>Cvu</i>
Ingresos Por Ventas Por t de PG	USD 1.403,54	<i>Ivu</i>
Punto de equilibrio (toneladas)	2994,18	<i>Qe</i>

$$Q_e = \frac{C_f}{(I_{vu} - C_{vu})} = 2994,18 \text{ t}$$

Al graficar la variación de la producción anual como porcentaje del total (*eje x*) versus la utilidad total (*eje y*) se obtiene la siguiente recta:

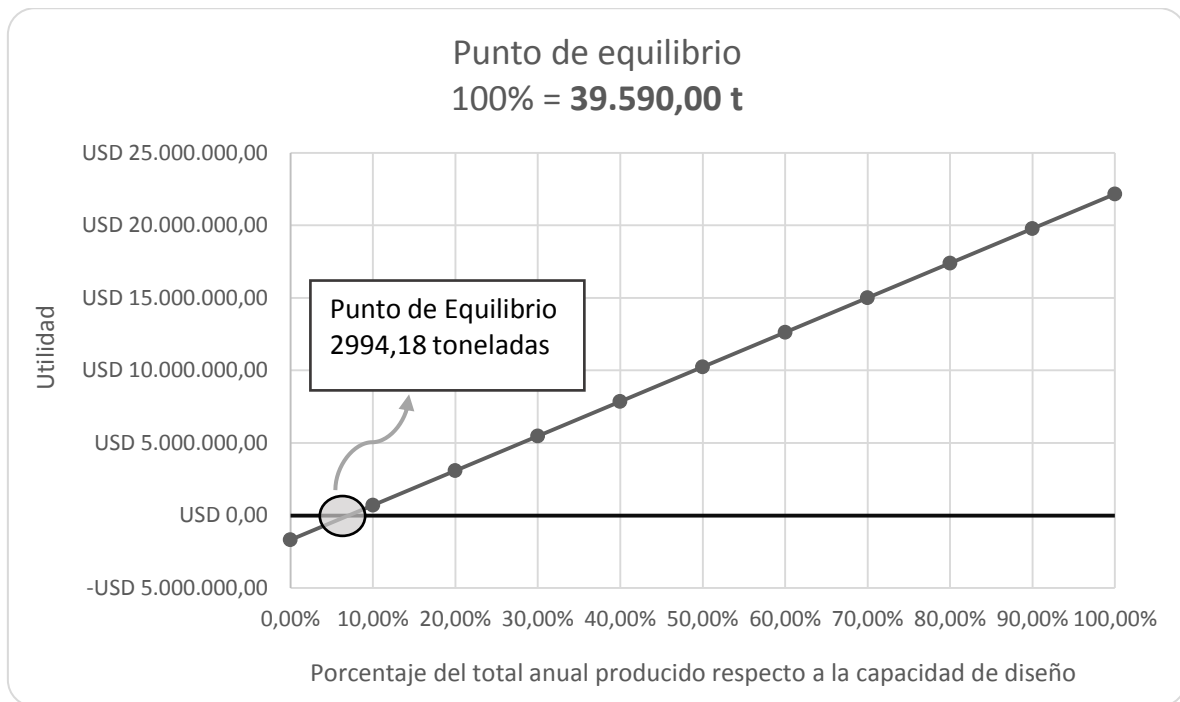


Gráfico 15-8 Representación gráfica del punto de equilibrio.

Tabla 15-31 Variación de Costos, Ingresos y utilidad con la cantidad producida (Valores en USD).

Porcentaje sobre la Capacidad total	Producción (toneladas/año)	Costos Variables	Costos Fijos	Costos Totales	Ingresos Por Ventas	Utilidad
0,00%	0,00	4.200,00	1.813.386,57	1.817.586,57	140.000,00	- 1.677.586,57
10,00%	3.959,00	3.163.462,63	1.813.386,57	4.976.849,21	5.682.600,00	705.750,79
20,00%	7.918,00	6.322.725,27	1.813.386,57	8.136.111,84	11.225.200,00	3.089.088,16
30,00%	11.877,00	9.481.987,90	1.813.386,57	11.295.374,47	16.767.800,00	5.472.425,53
40,00%	15.836,00	12.641.250,53	1.813.386,57	14.454.637,11	22.310.400,00	7.855.762,89
50,00%	19.795,00	15.800.513,16	1.813.386,57	17.613.899,74	27.853.000,00	10.239.100,26
60,00%	23.754,00	18.959.775,80	1.813.386,57	20.773.162,37	33.395.600,00	12.622.437,63
70,00%	27.713,00	22.119.038,43	1.813.386,57	23.932.425,00	38.938.200,00	15.005.775,00
80,00%	31.672,00	25.278.301,06	1.813.386,57	27.091.687,64	44.480.800,00	17.389.112,36
90,00%	35.631,00	28.437.563,70	1.813.386,57	30.250.950,27	50.023.400,00	19.772.449,73
100,00%	39.590,00	31.596.826,33	1.813.386,57	33.410.212,90	55.566.000,00	22.155.787,10

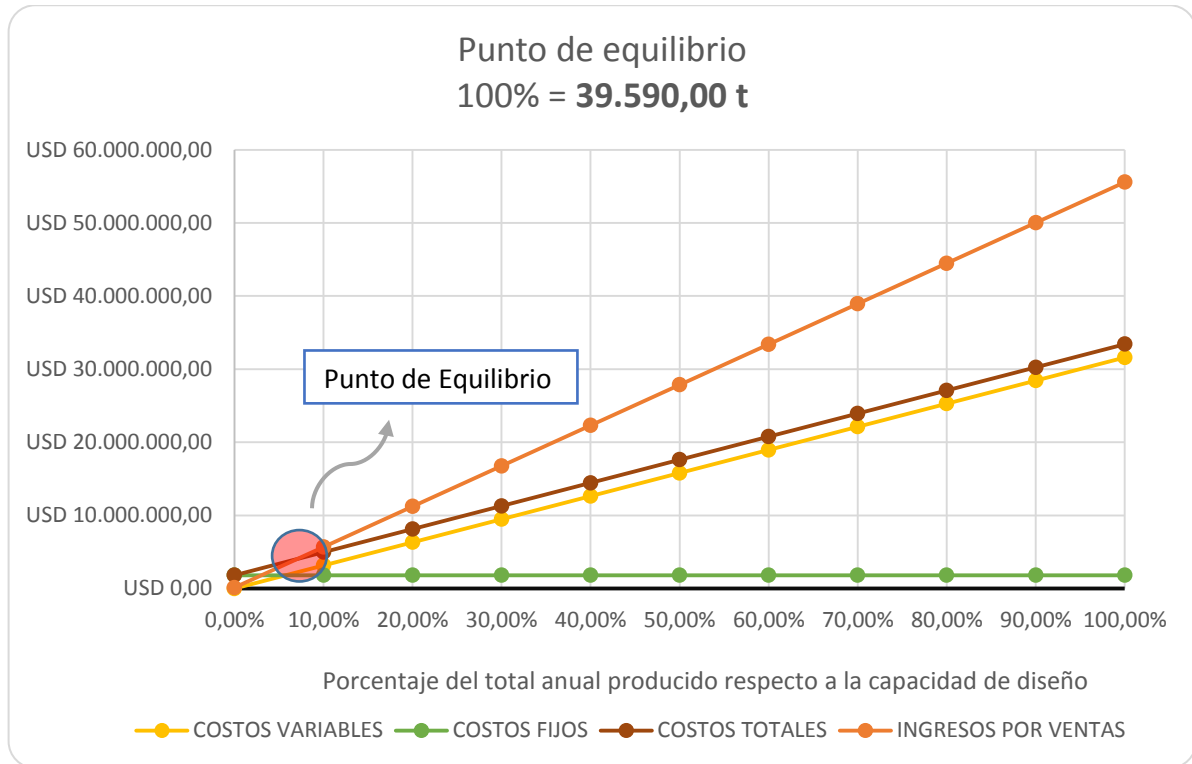


Gráfico 15-9 Representación Gráfica de los valores de la Tabla 15-31.

## 15.5 Evaluación Económica: Indicadores Financieros

Analizar la viabilidad y rentabilidad de un proyecto es de máxima importancia para decidir si es conveniente o no ejecutarlo. Solo será conveniente invertir capital si se tiene cierta seguridad de que será posible recuperar el mismo más un plus de rentabilidad en cierto período de tiempo. Una vez estimados todos factores económicos y financieros inherentes al proyecto, se vuelve necesario adoptar criterios que justifiquen la toma de decisiones sobre la viabilidad económica del mismo y sobre el contexto apropiado para ejecutarlo.

En el mercado financiero existen diversos instrumentos para que los capitales inviertan pudiendo decidir por opciones más riesgosas a cambio de la posibilidad de obtener mayores retornos, o por alternativas más seguras con baja rentabilidad. (Llamas, s.f.). Una forma de decidir sobre la conveniencia de un proyecto es analizar el contexto financiero para encontrar cuales son los activos más seguros, estudiar la rentabilidad de los mismos y luego compararla con la utilidad esperada en el proyecto. Para que resulte atractivo la ejecución de la inversión, la rentabilidad esperada debe ser mayor, que la obtenida por activos de bajo riesgo (como pueden ser plazos fijos, bonos y letras del tesoro nacional o provincial).



Existen muchos índices que indican la rentabilidad de un proyecto. Los más utilizados son el valor actual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR) y el período de recupero de la inversión (PRI). La estimación de estos indicadores se realiza en base al resultado de los flujos de caja futuros proyectados para la empresa. Antes de proceder a la estimación de estos índices, se calcula el estado de resultados, el cual será necesario para el cálculo de los indicadores antes mencionados.

### 15.5.1.1 Estado de resultados

El estado de resultados recoge los ingresos y gastos que ha tenido una empresa durante un periodo de tiempo. Es uno de los cinco estados financieros de la contabilidad que indica como los ingresos se transforman en beneficio según se van restando los gastos. También ayuda a tener una visión rápida de cuáles han sido los gastos más importantes para la empresa.

Los inversores estudian el estado de resultados para como parte del análisis sobre lo que vale una empresa, mientras que los deudores examinan la estado de resultados para saber la facilidad que tiene la empresa para devolverles el dinero. En este análisis, los ingresos son las cantidades directas de dinero que ha obtenido la empresa por la venta de sus productos o servicios, mientras que los gastos son las cuantías de dinero en las que ha tenido que incurrir la empresa para conseguir esos ingresos.

Entre los componentes del estado de resultados se encuentran:

**Ingresos totales:** ingresos por ventas en el período considerado para los bienes que produce la empresa.

**Costos de producción:** Considera los costos de materias primas, mano de obra directa e indirecta y servicios directos.

**Depreciaciones:** (Ver estimación en la sección correspondiente) dado que no suponen desembolso de dinero, no se incluyen para determinar el flujo neto efectivo.

**Gastos administrativos, comerciales y de financiación:** los gastos administrativos son aquellos reconocidos a las actividades administrativas globales de la empresa (gastos de papelería y suministros de oficina por ejemplo); los gastos comerciales son aquellos necesarios para la venta de un bien o servicio, y que incluyen gastos como marketing, publicidad y comisiones, entre otros. Los gastos financieros son los que incurre una empresa al financiarse con terceros (costo de capital) y que suponen la amortización del capital solicitado en cierto período de tiempo junto a los intereses fijados. Para el caso en



estudio, el período es de 10 años y el monto a financiar es el resultante del flujo de caja del período cero.

**Resultado antes de impuestos:** Es el resultado obtenido del período obtenido por la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos totales de producción sin tener en cuenta los impuestos

**Impuestos:** A lo ya descrito con anterioridad (Ver sección correspondiente) es preciso agregar lo que sucede con el impuesto al valor agregado (IVA). En el año cero se incurre en todos los costos para ejecutar la construcción de la planta y el IVA pagado en las compras es acreditado en la cuenta del regulador fiscal y debido a que no hay ventas hasta ese momento, queda como un crédito para el futuro. Luego, en el primer año de funcionamiento de la planta, las ventas realizadas requieren que se cobre el IVA al comprador o que sea reintegrado si la venta es una exportación; es en este proceso cuando se compensa el IVA que fue pagado con los gastos del año cero resultando el año 1 con un flujo de caja mayor al de los períodos posteriores.

**Utilidad después de impuestos:** resultante de la diferencia entre la utilidad antes de impuestos y los impuestos a afrontar.

**Flujo neto efectivo (FNE):** hace referencia a las salidas y entradas netas de dinero que tiene una empresa o proyecto en un período determinado. Facilitan informarse acerca de la capacidad de la empresa para pagar sus deudas. Por ello, resulta una información indispensable para conocer el estado de la empresa y viabilidad de un proyecto. (Kiziryan)

Tabla 15-32 Estado de resultados (Valores expresados en USD).

Concepto		AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3
<b>Ventas</b>	Propilenglicol		55.426.000,00	55.426.000,00	55.426.000,00
	N-Propanol		140.000,00	140.000,00	140.000,00
	Total Ventas		55.566.000,00	55.566.000,00	55.566.000,00
<b>Costos Variables</b>	Materia Prima		27.367.626,74	27.367.626,74	27.367.626,74
	Otros Insumos		1.368.381,34	1.368.381,34	1.368.381,34
	Fletes		250.364,39	250.364,39	250.364,39
	Comercialización		1.666.980,00	1.666.980,00	1.666.980,00
	Gas Natural		242.259,21	242.259,21	242.259,21
	Agua Corriente		11.530,29	11.530,29	11.530,29
	Energía Eléctrica		689.684,36	689.684,36	689.684,36
<b>Costos Fijos</b>	Mano De Obra		947.376,98	947.376,98	947.376,98
	Mantenimiento		41.581,54	49.897,85	59.877,42
	Seguros		87.218,77	87.218,77	87.218,77
	Administración		94.080,37	94.745,68	95.544,04
	Tercerizados		99.827,33	99.827,33	99.827,33
	Depreciación		390.913,07	390.913,07	390.913,07
	Intereses de Financiación		143.643,79	130.198,08	116.556,06
<b>Resultado (Antes De Impuestos)</b>		-	22.164.531,82	22.168.995,91	22.171.859,99
<b>Impuestos</b>	IVA Ventas	0,00	11.668.860,00	11.668.860,00	11.668.860,00
	IVA Compras	1.558.512,26	6.367.634,72	6.364.811,12	6.361.946,30
	Saldo IVA	1.558.512,26	- 5.301.225,28	- 5.304.048,88	- 5.306.913,70
	Inmobiliario	- 2.250,08	- 1.800,07	- 1.350,05	- 900,03
	Automotores	- 203,00	- 162,40	- 121,80	- 81,20
	Ingresos Brutos	0,00	- 1.398.848,25	- 1.398.415,56	- 1.397.976,56
	Municipal	0,00	- 555.660,00	- 555.660,00	- 555.660,00
	Resultado Sujeto A Ganancias	-	20.208.061,10	20.213.448,50	20.217.242,20
	Impuesto A Las Ganancias	0,00	- 7.072.821,39	- 7.074.706,97	- 7.076.034,77
<b>Resultado Después De Impuestos</b>		8.280.103,22	13.135.239,72	13.138.741,52	13.141.207,43
<b>Flujo Neto Efectivo</b>		<b>9.838.615,48</b>	<b>15.084.665,04</b>	<b>13.529.654,59</b>	<b>13.532.120,49</b>

Concepto		AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7
<b>Ventas</b>	Propilenglicol	55.426.000,00	55.426.000,00	55.426.000,00	55.426.000,00
	N-Propanol	140.000,00	140.000,00	140.000,00	140.000,00
	<b>Total Ventas</b>	<b>55.566.000,00</b>	<b>55.566.000,00</b>	<b>55.566.000,00</b>	<b>55.566.000,00</b>
<b>Costos Variables</b>	Materia Prima	27.367.626,74	27.367.626,74	27.367.626,74	27.367.626,74
	Otros Insumos	1.368.381,34	1.368.381,34	1.368.381,34	1.368.381,34
	Fletes	250.364,39	250.364,39	250.364,39	250.364,39
	Comercialización	1.666.980,00	1.666.980,00	1.666.980,00	1.666.980,00
	Gas Natural	242.259,21	242.259,21	242.259,21	242.259,21
	Agua Corriente	11.530,29	11.530,29	11.530,29	11.530,29
	Energía Eléctrica	689.684,36	689.684,36	689.684,36	689.684,36
<b>Costos Fijos</b>	Mano De Obra	947.376,98	947.376,98	947.376,98	947.376,98
	Mantenimiento	71.852,90	86.223,48	103.468,18	124.161,82
	Seguros	87.218,77	87.218,77	87.218,77	87.218,77
	Administración	96.502,08	97.651,73	99.031,30	100.686,79
	Tercerizados	99.827,33	99.827,33	99.827,33	99.827,33
	Depreciación	390.913,07	390.913,07	390.913,07	390.913,07
	Intereses de Financiación	102.714,87	88.671,60	74.423,30	59.966,97
<b>Resultado (Antes De Impuestos)</b>		<b>22.172.767,66</b>	<b>22.150.990,70</b>	<b>22.166.914,73</b>	<b>22.159.021,93</b>
<b>Impuestos</b>	IVA Ventas	11.668.860,00	11.668.860,00	11.668.860,00	11.668.860,00
	IVA Compras	6.359.039,65	6.356.090,56	6.353.098,42	6.350.062,59
	Saldo IVA	5.309.820,35	5.312.769,44	5.315.761,58	5.318.797,41
	Inmobiliario	- 450,02	0,00	450,02	900,03
	Automotores	- 40,60	- 203,00	- 162,40	- 121,80
	Ingresos Brutos	1.397.531,15	1.397.079,24	1.396.620,73	1.396.155,53
	Municipal	- 555.660,00	- 555.660,00	- 555.660,00	- 555.660,00
	Resultado Sujeto A Ganancias	20.219.085,89	20.198.048,46	20.214.921,62	20.207.984,64
	Impuesto A Las Ganancias	7.076.680,06	7.069.316,96	7.075.222,57	7.072.794,62
	<b>Resultado Después De Impuestos</b>		<b>13.142.405,83</b>	<b>13.128.731,50</b>	<b>13.139.699,05</b>
<b>Flujo Neto Efectivo</b>		<b>13.533.318,89</b>	<b>13.519.644,57</b>	<b>13.530.612,12</b>	<b>13.526.103,08</b>

Concepto		AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
<b>Ventas</b>	Propilenglicol	55.426.000,00	55.426.000,00	55.426.000,00
	N-Propanol	140.000,00	140.000,00	140.000,00
	<b>Total Ventas</b>	<b>55.566.000,00</b>	<b>55.566.000,00</b>	<b>55.566.000,00</b>
<b>Costos Variables</b>	Materia Prima	27.367.626,74	27.367.626,74	27.367.626,74
	Otros Insumos	1.368.381,34	1.368.381,34	1.368.381,34
	Fletes	250.364,39	250.364,39	250.364,39
	Comercialización	1.666.980,00	1.666.980,00	1.666.980,00
	Gas Natural	242.259,21	242.259,21	242.259,21
	Agua Corriente	11.530,29	11.530,29	11.530,29
	Energía Eléctrica	689.684,36	689.684,36	689.684,36
<b>Costos Fijos</b>	Mano De Obra	947.376,98	947.376,98	947.376,98
	Mantenimiento	148.994,18	178.793,01	214.551,62
	Seguros	87.218,77	87.218,77	87.218,77
	Administración	102.673,38	105.057,29	107.917,98
	Tercerizados	99.827,33	99.827,33	99.827,33
	Depreciación	390.913,07	390.913,07	390.913,07
	Intereses de Financiación	45.299,58	30.418,05	15.319,25
<b>Resultado (Antes De Impuestos)</b>		<b>22.146.870,37</b>	<b>22.129.569,16</b>	<b>22.106.048,68</b>
<b>Impuestos</b>	IVA Ventas	11.668.860,00	11.668.860,00	11.668.860,00
	IVA Compras	6.346.982,44	6.343.857,32	6.340.686,57
	<b>Saldo IVA</b>	<b>- 5.321.877,56</b>	<b>- 5.325.002,68</b>	<b>- 5.328.173,43</b>
	Inmobiliario	1.350,05	1.800,07	2.250,08
	Automotores	- 81,20	- 40,60	0,00
	Ingresos Brutos	- 1.395.683,53	- 1.395.204,64	- 1.394.718,76
	Municipal	- 555.660,00	- 555.660,00	- 555.660,00
	Resultado Sujeto A Ganancias	20.196.795,69	20.180.463,99	20.157.920,00
	Impuesto A Las Ganancias	- 7.068.878,49	- 7.063.162,40	- 7.055.272,00
<b>Resultado Después De Impuestos</b>		<b>13.127.917,20</b>	<b>13.117.301,59</b>	<b>13.102.648,00</b>
<b>Flujo Neto Efectivo</b>		<b>13.518.830,27</b>	<b>13.508.214,66</b>	<b>13.493.561,06</b>

Fuente: Elaboración propia.

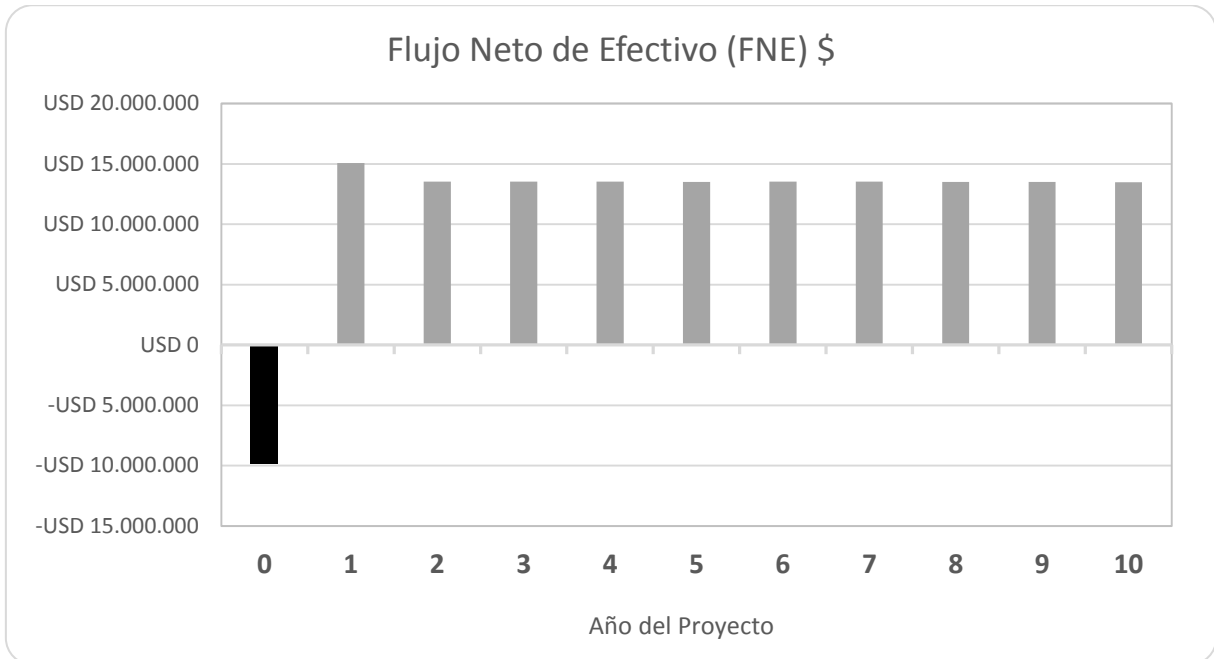


Gráfico 15-100 Representación gráfica del Flujo Neto Efectivo por año.  
 Fuente: Elaboración propia.

### 15.5.1.2 Valor Actual Neto

El valor actual neto (VAN) es un criterio de inversión que consiste en actualizar los cobros y pagos de un proyecto o inversión para conocer cuánto se va a ganar o perder con esa inversión. Para este cálculo se necesita conocer cuál es el retorno de una inversión considerada como más segura. Es posible tomar como referencia la rentabilidad de los bonos emitidos por el tesoro del estado nacional argentino, los cuales al día 27-11-2020 se aproximaban al 14% en dólares estadounidenses. (Puente, s.f.)

La fórmula que se utiliza para la valoración de distintas opciones de inversión es la siguiente:

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+k)^t} = -I_0 + \frac{F_1}{(1+k)} + \frac{F_2}{(1+k)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+k)^n}$$

Donde  $F_t$  son los flujos de dinero en cada periodo  $t$ ,  $I_0$  es la inversión realizada en el momento inicial ( $t = 0$ ),  $n$  es el número de periodos de tiempo,  $k$  es el tipo de descuento o tipo de interés exigido a la inversión, que para este caso será el rendimiento de los bonos del tesoro del estado argentino.

Los criterios de decisión son los siguientes:

VAN > 0: El valor actualizado de los cobros y pagos futuros de la inversión, a la tasa de descuento elegida generará beneficios.

VAN = 0: El proyecto de inversión no generará ni beneficios ni pérdidas, siendo su realización, en principio, indiferente.

VAN < 0: El proyecto de inversión generará pérdidas, por lo que deberá ser rechazado.

Al calcular en una planilla de Excel, se obtiene el siguiente resultado:

Tasa de Descuento (k)	14%
VAN del Proyecto	USD 62.075.200,26

De esta forma se concluye que a la tasa de descuento  $k = 14\%$  el proyecto genera beneficios.

### 15.5.1.3 Tasa interna de retorno

La tasa interna de retorno (TIR) es la tasa de rentabilidad que ofrece una inversión. Expresado como el porcentaje de beneficio o pérdida que tendrá una inversión. También se define como el valor de la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero, para un proyecto de inversión dado. (Arias, s.f.)

Si  $TIR > k$ , el proyecto de inversión será aceptado. En este caso, la tasa de rendimiento interno que se obtiene es superior a la tasa mínima de rentabilidad exigida a la inversión.

Si  $TIR = k$ , se estaría en una situación similar a la que se producía cuando el VAN era igual a cero. En esta situación, la inversión podrá llevarse a cabo si mejora la posición competitiva de la empresa y no hay alternativas más favorables.

Si  $TIR < k$ , el proyecto debe rechazarse. No se alcanza la rentabilidad mínima que se necesita en la inversión.

Para el caso en estudio el cálculo de la TIR en Excel arroja el siguiente valor:

TIR	146,91%
-----	---------

Así, resulta ser muy superior a  $k$ , concluyendo que el proyecto es conveniente.

#### 15.5.1.4 Período de retorno de la inversión

El período de retorno de la inversión (PRI) es un indicador que mide en cuánto tiempo se recuperará el total de la inversión a valor presente.

$$PRI = a + \frac{(b - c)}{d}$$

Donde **a** = Año inmediato anterior en que se recupera la inversión, **b** = Inversión Inicial, **c** = Flujo de Efectivo Acumulado del año inmediato anterior en el que se recupera la inversión, **d** = Flujo de efectivo del año en el que se recupera la inversión.

Al analizar el flujo de caja en la sección de *estado de resultado* puede verse que el resultado del año 1 es superior (en valor absoluto) al resultado del año cero. Así es posible establecer en 1 año el período de retorno de la inversión.

### 15.6 Análisis De Sensibilidad

El análisis de sensibilidad permite evaluar la respuesta en la rentabilidad de un proyecto al cambio en elementos económicos contextuales. Con frecuencia el indicador más usado para este fin es la TIR al suponer escenarios donde la fluctuación de las principales variables consideradas en el estudio económico afecta su resultado. Para la selección de las variables se debe analizar cuáles son los elementos con mayor incidencia en la estructura de costos e ingresos.

- La predominancia de los costos variables (más del 90% del total de costos) sobre los fijos hace que estos últimos no tengan mayor incidencia en la variación de la TIR.
- Del total de costos variables, más del 80% corresponden a las materias primas, de las cuales, más del 80% corresponde al costo del glicerol refinado, por lo que debe hacerse foco sobre la variación del precio de este compuesto.
- La mano de obra tiene una incidencia cercana al 3% en los costos totales, por lo que no será evaluada.
- El precio del propilenglicol es otra variable a estudiar, ya que es el producto a obtener y comercializar.
- Siendo el precio del glicerol refinado la variable más incidente en los costos, se analizará cómo afecta la brecha de precios en el mercado entre el propilenglicol y el glicerol.



### 15.6.1 Variación de la TIR con la producción.

Es el primer caso que se analiza y estudia cómo varía el rendimiento del proyecto, medido a través de la TIR, con la fluctuación de la producción. Se supone que la producción se reduce hasta un 50% y los valores resultantes pueden verse en la siguiente tabla.

Tabla 15-33 Variación de la TIR con la producción.

Variación Porcentual	Capacidad	TIR
50,00%	5986,01	115,94%
60,00%	11972,02	121,69%
70,00%	19953,36	129,28%
80,00%	28504,80	137,29%
90,00%	35631,00	143,85%
100,00%	39590,00	147,45%

Fuente: Elaborado con herramienta de Análisis de hipótesis de M. Excel

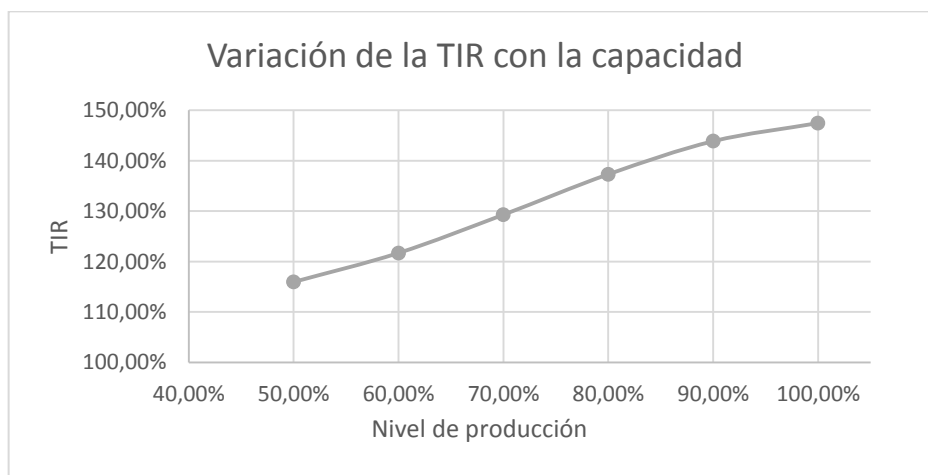


Gráfico 15-11 Representación gráfica de la Tabla 15-33.

La rentabilidad sigue siendo alta aun cuando la planta opera al 50% de su capacidad por lo que en caso de que alguna circunstancia obligue a bajar el nivel de producción, esto no afectará la viabilidad del proyecto, pudiendo afrontar sin inconvenientes el pago de todos los costos estimados.

## 15.6.2 Variación de la TIR con el precio de venta

Como es obvio, el precio de mercado de los productos condiciona el precio al que se realicen las ventas. Debido a que el producto obtenido pertenece a la categoría de mercancía cotizable (commodity) por ser genérico y no tener especialización alguna, el precio de venta queda sometido a la cotización del mercado.

Al analizar el comportamiento de la TIR con la variación en el precio del propilenglicol se obtienen los siguientes valores:

Tabla 15-34 Variación de la TIR con el precio de Venta.

Variación Porcentual	Precio del Propilenglicol	TIR
		146,91%
-40%	USD 840,00	-35%
-39%	USD 850,00	-15%
-34%	USD 920,00	19%
-26%	USD 1.040,00	54%
-17%	USD 1.160,00	86%
-9%	USD 1.280,00	117%
0%	USD 1.400,00	147%
10%	USD 1.540,00	182%
20%	USD 1.680,00	217%
30%	USD 1.820,00	252%
40%	1960,00	286%
50%	2100,00	321%
60%	2240,00	355%

Fuente: Elaborado con herramienta de Análisis de hipótesis de M. Excel

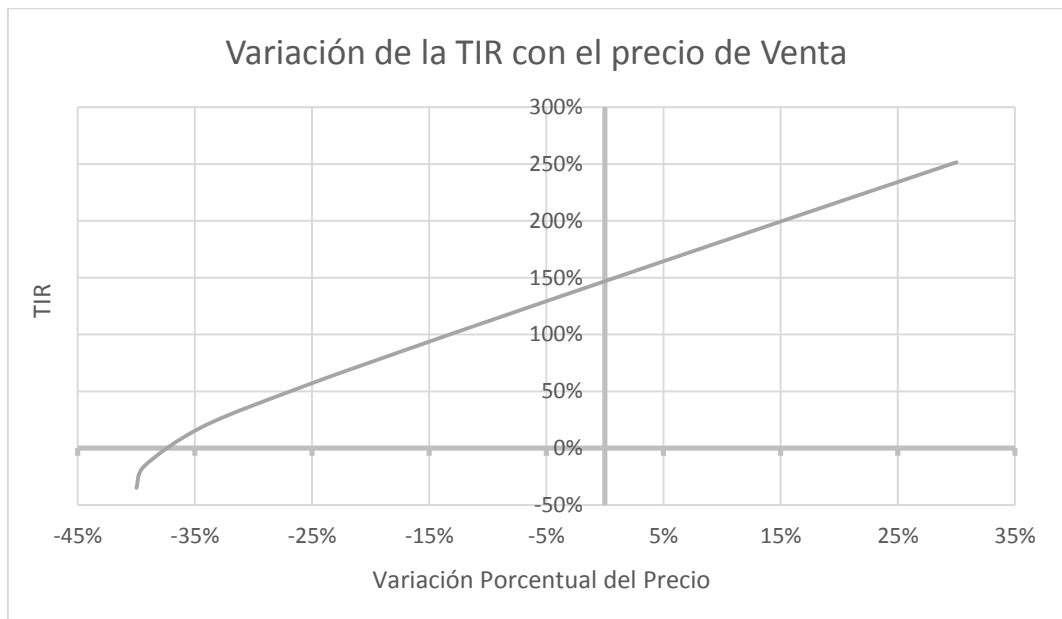


Gráfico 15-12 Representación gráfica de la Tabla 15-34.

Es evidente que hay una alta sensibilidad al precio, y una caída superior al 35% del mismo haría peligrar la viabilidad, convirtiendo en no rentable la operación de la planta.

### 15.6.3 Variación de la TIR con el precio del glicerol refinado.

El glicerol refinado es otro commodity genérico, por lo tanto, el precio al cual es adquirido depende de la cotización en el mercado internacional, una variación al alza puede convertir en no rentable la operación de la planta, debido a que tiene una incidencia cercana al 70% en la totalidad de los costos variables.

Al evaluar el comportamiento de la TIR con el precio se obtienen los siguientes valores:

Tabla 15-35 Variación de la TIR con el precio del glicerol refinado.

Variación Porcentual	Variación TIR con Precio Glicerol	TIR
-20,00%	USD 360,00	179,44%
0,00%	USD 450,00	146,91%
20,00%	USD 540,00	114,28%
26,67%	USD 570,00	103,35%
33,33%	USD 600,00	92,38%
46,67%	USD 660,00	70,19%
53,33%	USD 690,00	58,89%

66,67%	USD 750,00	35,25%
80,00%	USD 810,00	6,68%
86,67%	USD 840,00	-22,49%

Fuente: Elaborado con herramienta de Análisis de hipótesis de M. Excel

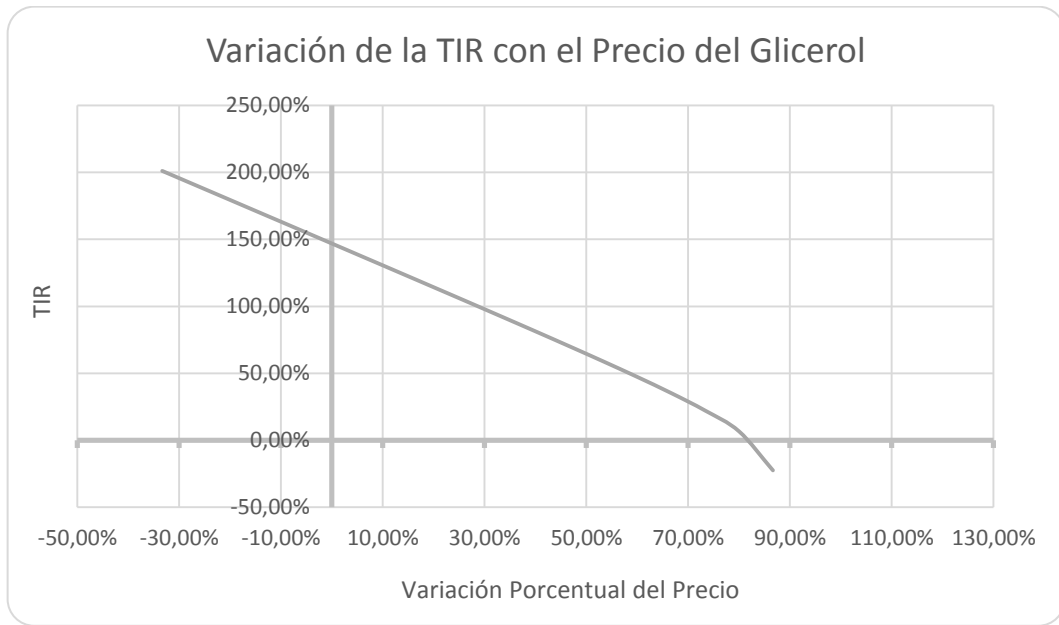


Gráfico 15-13 Representación gráfica de la Tabla 15-35.

Al visualizar los datos resultantes, se determina que un incremento superior al 80% en el precio del glicerol refinado volvería no rentable la operación de la planta.

#### 15.6.4 Variación de la TIR con la brecha entre el precio del PG y Glicerol Refinado

Como consecuencia de la gran incidencia del precio del glicerol refinado en los costos totales de producción, resulta de interés evaluar cómo se comportaría la TIR en caso de que el precio de venta del propilenglicol y el precio de compra del glicerol refinado varíen en forma simultánea. Para esto se define una variable que se llamará “Brecha”, la cual es igual a:

$$Brecha = \frac{\text{Precio de venta del Propilenglicol} \left(\frac{USD}{t}\right)}{\text{Precio Glicero Refinado definido para el proyecto} \left(\frac{USD}{t}\right)} \times 100$$

$$Brecha = \frac{\text{Precio de Venta del propilenglicol} \left(\frac{USD}{t}\right)}{\text{Precio de compra del glicerol refinado} \left(\frac{USD}{t}\right)} \times 100$$

$$\begin{aligned}
 Brecha &= \frac{\text{Precio de venta del Propilenglicol} \left(\frac{USD}{t}\right)}{450,00 \left(\frac{USD}{t}\right)} \times 100 \\
 &= \frac{\text{Precio de compra del glicerol refinado} \left(\frac{USD}{t}\right)}{1400,00 \left(\frac{USD}{t}\right)} \times 100
 \end{aligned}$$

Para los precios supuestos para el presente estudio económico financiero, la *Brecha* es cercana a 310,00, y en caso de que varíe se obtendrían los siguientes resultados para la TIR

Tabla 15-36 Comportamiento de los precios en relación a la variable “Brecha”.

Variación Porcentual	Brecha	TIR	Precio PG	Precio Glicerol Refinado
-24,19%	235,00%	-14,53%	USD 1.057,50	USD 595,74
-22,58%	240,00%	8,59%	USD 1.080,00	USD 583,33
-20,97%	245,00%	22,77%	USD 1.102,50	USD 571,43
-19,35%	250,00%	34,70%	USD 1.125,00	USD 560,00
-12,90%	270,00%	75,31%	USD 1.215,00	USD 518,52
-6,45%	290,00%	111,57%	USD 1.305,00	USD 482,76
0,00%	310,00%	145,61%	USD 1.395,00	USD 451,61
6,45%	330,00%	178,05%	USD 1.485,00	USD 424,24
12,90%	350,00%	209,24%	USD 1.575,00	USD 400,00
19,35%	370,00%	239,42%	USD 1.665,00	USD 378,38
25,81%	390,00%	268,76%	USD 1.755,00	USD 358,97

Fuente: Elaborado con herramienta de Análisis de hipótesis de M. Excel

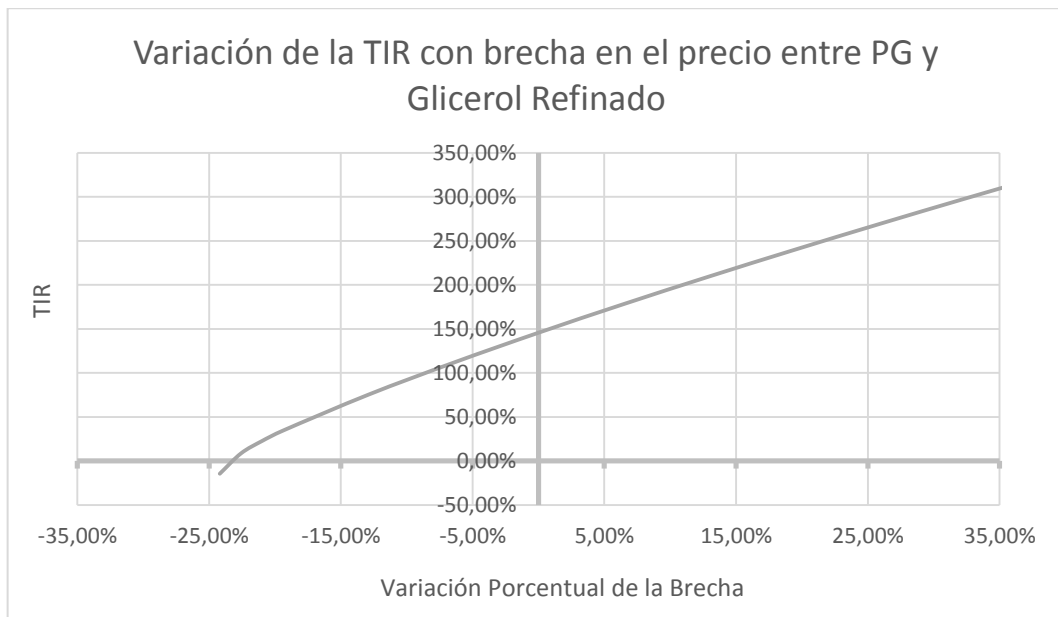


Gráfico 15-14 Representación Gráfica de la Tabla 15-36.

Puede verse que si la *brecha* se reduce en un 23% hasta 235,00 el proyecto deja de ser rentable, Debe tenerse en cuenta que esto constituye una gran sensibilidad a los precios de estos dos compuestos. Este escenario se alcanzaría en caso de que el precio del Propilenglicol se aproxime a los USD 1.050,00 y que en simultáneo el glicerol refinado suba a los USD 600,00.

## 15.7 Conclusiones

Del análisis de todos los indicadores estimados, calculados y/o analizados, se concluye que el proyecto de producción de propilenglicol a partir de glicerol refinado e hidrógeno es viable desde el punto de vista económico-financiero.

Las distintas secciones desarrolladas en este capítulo sirven de evidencia para demostrar la rentabilidad del mismo y pueden realizarse las siguientes observaciones:

- En el proyecto se usaron los precios promedio del año 2019 tanto de las materias primas como de los productos, sin embargo, tal como se desprende del estudio del mercado, el precio del propilenglicol ha tenido un comportamiento errático en los últimos 10 años haciendo difícil poder estimar una tendencia y volviendo el proyecto vulnerable a una brusca caída en el valor de comercialización del PG.

- De la estimación de los costos se desprende que los costos fijos llegan a representar solo el 5,43% del total (cuando la planta opera a plena producción) y que la mayor influencia sobre la rentabilidad viene por parte de los costos variables. De estos, es la variable *materias primas* la de mayor peso con un 86,62%, del cual un 81,82% corresponde al glicerol refinado.
- La Tasa Interna de Retorno de la inversión (TIR) calculada tiene un valor muy alto, 146,91% en comparación a las tasas activas de otros activos en el mercado. Sin embargo, esto es algo propio de los precios de mercado usados para las estimaciones, los cuales pueden cambiar muy rápidamente y reducir la TIR a niveles negativos.
- Del análisis de sensibilidad se concluye que el proyecto tiene una gran dependencia de la brecha entre el precio de mercado del propilenglicol y el del glicerol refinado. Ambos compuestos son mercancías genéricas (commodities) y su cotización depende del comportamiento de los mercados mundiales. Para representar este comportamiento, se definió la variable *Brecha*, la cual sirve para representar la variación de la TIR cuando los precios de ambas mercancías se acercan o se alejan una de la otra. Surge de este análisis, que cuando la brecha se reduce un 23% el proyecto deja de ser viable. Esto equivale a decir que si en simultaneo sucediera que el precio del PG baja hasta USD 1.050,00 mientras que el precio del glicerol refinado sube a los USD 600,00 no sería conveniente producir.
- Los costos financieros son muy elevados en Argentina comparados con los rendimientos y tasas bajas que actualmente existen en el resto del mundo. A pesar de esto, el costo de financiación tiene bajo impacto sobre los costos fijos representando los intereses el 4,45%.
- El punto de equilibrio se ubica en las 3.000 toneladas anuales de propilenglicol, pero puede variar mucho con la variación de los precios en las materias primas y producto.
- Del estado de resultados, puede concluirse que luego de descontados tanto los costos fijos, los costos variables e impuestos, de los ingresos, se obtiene una utilidad después de impuestos positiva para todos los años del proyecto, excepto para el preliminar en el que se realiza la inversión inicial y no hay ventas.



- En los indicadores económicos, pude observa que para el nivel de precios evaluado el proyecto es rentable dados los muy altos valores de VAN, TIR y el bajo PRI, que son USD 62.075.200,26, 146,91% y 12 meses,





# **ANEXO**

# **PLANIMETRIA**



## PLANO 1: FLOWSHEET



## **PLANO 2: DISTRIBUCION GENERAL DE LA PLANTA**



## **PLANO 3: DISTRIBUCION GENERAL DE LOS EQUIPOS**



## **PLANO 4: DISTRIBUCION GENERAL DE LAS CAÑERIAS**



## **PLANO 5: CORTES A – B DE LA PLANTA**



## **PLANO 6: SERVICIOS AUXILIARES E INSTALACION ELECTRICA BASICA**



## **PLANO 7: ISOMETRICO DE CAÑERIAS**





## PLANO 8: REACTOR R-112



## **PLANO 9: COLUMNA DE DESTILACION C-112**



# FUENTES CONSULTADAS

## FUENTES CONSULTADAS

### CAPITULO 1: Introducción.

- Carl J. Sullivan. Propanodíoles, 2003. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry.
- Kirk, Othmer Y. ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY, 2004.
- Mario Pagliaro, \*Rosaria Ciriminna, Hiroshi Kimura, Michele Rossi, and Cristina Della Pina. From Glycerol to Value-Added Products, 2007.
- Chun-Hui (Clayton) Zhou, Jorge N. Beltramin y Yong-Xian Fana and G. Q. Chemoselective catalytic conversion of glycerol as a biorenewable source to valuable commodity chemicals, 2007.
- Ley 18284 Decreto, 2126/71 - Artículo 1398 inc. 124.3, 1971. ADITIVOS ALIMENTARIOS, CODIGO ALIMENTARIO ARGENTINO.
- Murphy, Alton E. Martin - Frank H. DOW CHEMICAL COMPANY. GLYCOLS PROPYLENE GLYCOLS, 2006.
- Debdu Roy, Bala Subramaniam y Raghunath V. Chaudhari. Aqueous phase hydrogenolysis of glycerol to 1,2-propanediol without external, 2010.

### CAPITULO 2: Descripción del producto y las materias primas.

- [es.wikipedia.org/wiki/Propilenglicol](https://es.wikipedia.org/wiki/Propilenglicol)
- Dow Propylene Glycol, Technical Grade, 2014.
- Posada, Cardona. Bioglicerol como materia prima para la obtención de productos de valor agregado, 2009.
- Anthony J. Papa. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2007.
- AABH. (2014). Asociación Argentina de Biocombustibles e Hidrogeno.

### CAPITULO 3: Estudio de mercado.

- Murphy, Alton E. Martin - Frank H. DOW CHEMICAL COMPANY. GLYCOLS PROPYLENE GLYCOLS, 2006.
- Business Wire (Berkshire Hathaway).  
<http://www.businesswire.com/news/home/20160505005028/en/Shift-Organic-Products-Significantly-Propel-Global-Bio-based>
- Merchant Research & Consulting Ltd. (Abril 18 - 2020). World Propylene Glycol Market to Reach Supply-Demand Balance in 2019.
- mcgroup. (s.f.). Propylene Glycol Production Will Be Dominated by the US Companies.  
<http://mcgroup.co.uk/researches/propylene-glycol-pg>.
- BIOREF-INTEG, E. N. Development of advanced biorefinery schemes to be integrated into existing industrial fuel producing complexes, 2010.
- chemsystem. (s.f.). <http://database.thinking.nexant.com/index.cfm>

- APLA. (s.f.). Anuario 2013-2014.
- Trade Map, I. T. (s.f.). <http://www.trademap.org/>.
- SCAVAGE. (s.f.). <http://www.scavage.com/>.
- INDEC. (s.f.). <http://www.indec.gov.ar/>.
- La Nación, E. (s.f.). <http://www.lanacion.com.ar/>.
- Bloomberg. (s.f.). <https://www.bloomberg.com/press-releases/2019-10-21/propanol-market-to-reach-usd-5-01-billion-by-2026-reports-and-data>
- Universidad De Lomas de Zamora, U. (s.f.). Centro de estudios del sistema agroalimentario.
- Ministerio de Energía y Minería. (s.f.).
- OrbiChem, T. (2015). Monopropylene Glycol Report. [www.orbichem.com](http://www.orbichem.com).
- AFIP. (s.f.). Sistema MARIA.
- Ayoub, M., & Abdullah, A. Z. (s.f.). Critical review on the current scenario and significance of crude glycerol resulting from biodiesel industry towards more sustainable energy industry.

#### **CAPITULO 4: Tamaño óptimo de la planta.**

- Baca Urbina, G. (2010). Evaluación de Proyectos. Mc Graw Hill.
- Chain, N. S. (1991). Preparación y Evaluación de Proyectos. Mc Graw Hill.
- TUCK, M. W., & TILLEY, S. N. (2008). Patente nº WO2008/012244. International Patent.

#### **CAPITULO 5: Localización de la planta.**

- Maps, G. (s.f.). Google Maps. Obtenido de <https://www.google.com.ar/maps/>
- Telam. (s.f.). <http://www.telam.com.ar/notas/201703/181956-complejo-portuario-san-lorenzo-santa-fe-duplicara-sus-cargas-a-400-mil-toneladas-el-ano-proximo.html>
- Gobierno de la Provincia, d. S. (s.f.). <https://www.santafe.gov.ar>.
- Ley 19.640. (s.f.). Argentina, Honorable Congreso de la Nación.
- Lorenzo, M. d. (2018). sanlorenzo.gob.ar. <http://sanlorenzo.gob.ar/ordenanzas/>
- NCA. (s.f.). Nuevo Central Argentino. Obtenido de <http://www.nca.com.ar/Nuestra-red>
- Puerto General San Martin, C. d. (s.f.). <http://www.cooportuaria.com/>.
- Telam. (s.f.). <http://www.telam.com.ar/notas/201704/186481-agro-granos-costos-ferrocarril-julio-calzada-bolsa-rosario.html>

#### **CAPITULO 6: Descripción y selección de procesos.**

- . Montassier, J. C. (1991). Journal of Molecular Catalysis.
- Chemsystems - Prep Program. (2008). GLYCERINE CONVERSION TO PROPYLENE GLYCOL. NEXANT - WWW.CHEMSYSTEMS.COM.

- Chiu, C.-W. (2006). CATALYTIC CONVERSION OF GLYCEROL TO PROPYLENE GLYCOL: SYNTHESIS AND TECHNOLOGY ASSESSMENT.
- Chuang-Wei Chiu, M. A. (2006). Dehydration of Glycerol to Acetol via Catalytic Reactive Distillation. AIChE - interScience.
- Chun-Hui (Clayton) Zhou, J. N.-X. (2007). Chemoselective catalytic conversion of glycerol as a biorenewable source to valuable commodity chemicals. Chemical Society Reviews, 7-9.
- Dasari, M. A., Kiatsimkul, P.-P., Sutterlin, W. R., & Suppes, G. J. (2005). Low-pressure hydrogenolysis of glycerol to propylene glycol. 225-231.
- González, J. (2013). Catalizadores para la reacción de transferencia de hidrógeno de un alcohol a glicerina para su conversión en propilenglicol.
- John A. Posada, L. E. (2011). Design and analysis of biorefineries based on raw glycerol: Addressing the glycerol problem.
- Kanitkar, S. R. (2014). Modeling and Analysis of Production of Propylene Glycol over Copper Chromite.
- Ortiz, V. (2012). CATALIZADORES SOPORTADOS DE COBRE ACTIVOS Y SELECTIVOS EN HIDROGENOLISIS DE GLICEROL A 1,2-PROPANODIOL.
- Pussana Hirunsit, C. L. (2014). Effect of alumina hydroxylation on glycerol hydrogenolysis to 1,2-propanediol over Cu/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: combined experiment and DFT investigation†. ROYAL SOCIETY OF CHEMISTRY.
- Ramos, L. R. (2006). EQUILIBRIUM LIMITATIONS AND SELECTIVITY ON CONVERSION OF GLYCEROL TO PROPYLENE GLYCOL.
- Sullivan, C. J. (2005). Propanediols - ARCO Chemical Company. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry.
- Suppes, G. J. (2005). Estados Unidos Patente nº 2005/0244312.
- TUCK, M. W., & TILLEY, S. (2007). International Publication Number Patente nº WO2007/010299 A1.
- TUCK, M. W., & TILLEY, S. (2008). International Patent Patente nº WO2008/012244.

### **CAPITULO 7: Balance de masa y energía.**

- Chemstations. CHEMCAD 7.1.2.
- TUCK, Michael William Marshall y TILLEY, Simon Nicholas. 2007. WO2007/010299 A1 International Publication Number, 2007.
- VP Online. <https://online.visual-paradigm.com/app/diagrams>

### **CAPITULO 8: Diseño y adopción de equipos.**

- VP Online. <https://online.visual-paradigm.com/app/diagrams>
- Chemstations. CHEMCAD 7.1.2.

- [www.aerzen.com/es.html](http://www.aerzen.com/es.html)
- [www.bertotto-boglione.com/es](http://www.bertotto-boglione.com/es)
- [www.primix.com/products/static-mixers-bespoke.html#pmv-mixing-element](http://www.primix.com/products/static-mixers-bespoke.html#pmv-mixing-element)
- PERRY, Robert H.; GREEN, James O. Moloney. 2001, “Manual del ingeniero químico”. México: editorial Interamericana de México.
- [www.sud-chemie.com](http://www.sud-chemie.com)
- TUCK, M. W., & TILLEY, S. (2007). International Publication Number Patente n° WO2007/010299 A1.
- GUERRERO ESCOBEDO, Adolfo. 2016, “Diseño De Un Sistema De Deshidratación Mediante Tamices Moleculares Para Obtener Alcohol Carburante Y Concentración De Su Efluente Vinaza En Evaporadores De Multiple Efecto”.
- <https://www.alfalaval.lat/productos-y-soluciones/transferencia-de-calor/intercambiadores-de-calor-de-placas/intercambiadores-de-calor-de-placas-y-bastidor-con-juntas/>
- Plant Design & Economics for Chemical Engineers, 4th Edition, PETERS – TIMMERHAUS, 1991.
- [http://www.ksb.com.br/php/produtos/download.php?arquivo=mt\\_megacpk\\_2731\\_5\\_04\\_es.pdf&tipo=tecnicos\\_esp](http://www.ksb.com.br/php/produtos/download.php?arquivo=mt_megacpk_2731_5_04_es.pdf&tipo=tecnicos_esp)

#### **CAPITULO 9: Servicios auxiliares.**

- [www.bertotto-boglione.com/es](http://www.bertotto-boglione.com/es)
- <http://www.sinax.com.ar>
- <https://www.vulcano-sa.com/ar/kit-control-dureza/>
- <http://formingplast.com.ar/tanques.html>
- <https://calderasargentinas.com.ar/modelos-y-especificaciones/>
- <https://product-selection.grundfos.com/ar/products/cr-cre-cri-crie-crn-crne-crt-crte?tab=products>
- [http://www.ksb.com.br/php/produtos/download.php?arquivo=mt\\_megacpk\\_2731\\_5\\_04\\_es.pdf&tipo=tecnicos\\_esp](http://www.ksb.com.br/php/produtos/download.php?arquivo=mt_megacpk_2731_5_04_es.pdf&tipo=tecnicos_esp)
- [www.epe.santafe.gov.ar](http://www.epe.santafe.gov.ar)

#### **CAPITULO 10: Control de calidad.**

- USP 37 – NF 32. Convención de la Farmacopea de los Estados Unidos de América – 2014.

#### **CAPITULO 11: Tratamiento de efluentes.**

- OMS, Organization World Health 2-PROPANOL (1990).

### **CAPITULO 12: Obras civiles.**

- Maps, G. (s.f.). Google Maps. Obtenido de <https://www.google.com.ar/maps/>
- AutoCAD®

### **CAPITULO 13: Instalaciones eléctricas.**

- [www.epe.santafe.gov.ar](http://www.epe.santafe.gov.ar)
- Norma IRAM AADL J 20-06 (1976). Iluminación natural y artificial en industrias. Argentina.
- <https://www.lucciola.com.ar/>

### **CAPITULO 14: Organización industrial.**

- <https://federacionquimica.org.ar/>
- LEY DE SOCIEDADES COMERCIALES”, Ed. La Ley S.A.E. e.I, Bs. As., Argentina, 2003.

### **CAPITULO 15: Estudio económico financiero.**

- Arias, A. S. (s.f.). <https://economipedia.com/definiciones/tasa-interna-de-retorno-tir.html>.
  - Excel. (s.f.). Microsoft Excel.
  - FIEL, F. d. (s.f.).
  - ICIS. (s.f.). <http://www.icis.com/>.
  - INDEC. (s.f.). <http://www.indec.gov.ar/>.
  - Kiziryan, M. (s.f.). <https://economipedia.com/definiciones/flujo-de-caja.html>.
  - La Nación, E. (s.f.). <http://www.lanacion.com.ar/>.
  - Llamas, J. (s.f.). *Economipedia*. Obtenido de <https://economipedia.com/definiciones/gastos-administrativos.html>
  - López, J. F. (s.f.). <https://economipedia.com/>.
  - Mastra, S. L. (s.f.). Obtenido de <https://www.iprofesional.com/finanzas/319898-obligaciones-negociables-como-funcionan-y-cuanto-pagan>
  - Puente, C. (s.f.). <https://www.puentenet.com/cotizaciones/riesgo-pais>.
-