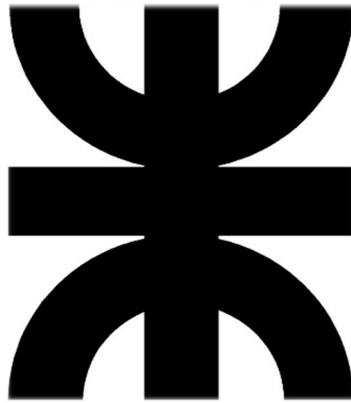


UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL



FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

INGENIERIA QUÍMICA

PROYECTO FINAL

**“PRODUCCIÓN DE METANOL A
PARTIR DE GLICERINA”**

PRESENTAN

BICEGO, FRANCO

CHIAPPERO, ALEJANDRO

MOLINENGO, LAUTARO

VILLA MARÍA, CÓRDOBA

2018

FIRMA DE LOS ALUMNOS:

BICEGO, FRANCO OSCAR

DNI: 35.639.046

LEGAJO: 8850

FIRMA: _____

CHIAPPERO, ALEJANDRO

DNI: 37.876.481

LEGAJO: 10199

FIRMA: _____

MOLINENGO, LAUTARO

DNI: 37.286.425

LEGAJO: 9830

FIRMA: _____

**Aceptado por la Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional
Villa María el día ____ del mes de _____ del año 2018.**

APROBADA POR SU CONTENIDO Y ESTILO

Presidente del Tribunal: _____

Primer Miembro Vocal: _____

Segundo Miembro Vocal: _____

AGRADECIMIENTOS

La realización de este proyecto no hubiera sido posible sin la colaboración del Ing. Rubén Baccifava, quien fue nuestro guía a lo largo de estos meses y nos ayudó a evacuar cada una de las incertidumbres.

Agradecemos a toda la Universidad Tecnológica Nacional por darnos el prestigio de poder egresarnos en una de las facultades más grandes de la Argentina, formadora de grandes profesionales.

BICEGO FRANCO

“Si he logrado ver más lejos, ha sido porque he subido a hombros de gigantes.”

Sir. Isaac Newton

Como muy bien lo reflejo Sir. Isaac Newton, este proceso de formación personal no hubiera sido tal sin esos gigantes, que nos levantan en hombros para poder llegar a visualizar las metas y ayudándonos a poder lograr los objetivos.

Gracias a mis padres, Rosa y Pinocho, siempre acompañando mis pasos y confiando en mí, sin ellos nada hubiera sucedido, dos gigantes ejemplos de la vida, a los cual amo.

Gracias a mis hermanos, Roberto, Maxi, Rosario y Victoria. La vida me dio cuatro pilares en los cuales siempre poder apoyarme, de los cuales aprendí muchísimas cosas, la más importante compartir amor.

Gracias a mi novia, fue fundamental su comprensión en momentos de crisis y su compañía en todos.

Gracias a todos los docentes, esos gigantes que no se guardaron nada y me ayudaron a no bajar los brazos, fomentaron mis ganas de aprender y fueron ejemplos a imitar.

Gracias a mis compañeros de estudio, de ellos aprendí muchísimo y compartí momentos de mucha alegría.

Por último, gracias a todas esas personas, amigos de la vida, que con su amistad y cariño me acompañaron a lo largo de todos los momentos, tanto buenos como malos, pero siempre estuvieron ahí, sin pedir nada a cambio.

CHIAPPERO ALEJANDRO

Quiero agradecer a mis padres Rubén y Mariana por todo el apoyo que me han brindado a lo largo de toda mi carrera, por todos los valores y enseñanzas que me han transmitido y que hoy en día tengo el orgullo de poder devolverles esta alegría que tanto se merece

Gracias a mis hermanos Genaro y Luigi por todo el cariño y confianza que me han tenido en estos años, son una parte muy importante de mi vida.

Gracias a mis abuelos especialmente a mi abuela Pochi por todo el apoyo incondicional, todo el amor y confianza que una abuela da a sus nietos que quiere ver triunfar en la vida, para ustedes este regalo.

Gracias a mi novia por todos los momentos que le toco bancarme y hacer que cada obstáculo pudiera ser superado.

Gracias a todos mis compañeros estudio Franco y Lautaro por permitirme hacer este proyecto, compartir muy buenos momentos y aprender increíbles cosas de cada uno de ustedes.

Gracias a todos los docentes por todas las enseñanzas transmitidas en toda la carrera, por ayudarme a comprender y hacer más amena cada materia.

Gracias a mis amigos de toda la vida, a mis compañeros de curso por estar cuando siempre los necesite, tanto en los buenos como en los malos momentos, a todos ustedes gracias.

MOLINENGO LAUTARO

Quiero agradecer a mis padres Viviana y Claudio que me acompañaron, apoyaron y me hicieron más llevadero este camino que transité, incentivándome a seguir adelante en cada momento de desazón, por transmitirme sus valores, los cuales asimilé y forjé permitiéndome ser quien soy. Este logro fue posible gracias a ellos, estudiar no se compara al esfuerzo que hicieron por mí.

Gracias a mi hermana Trinidad por el cariño, apoyo y contención.

A mi familia en general, abuelas, tíos y primos. A mis amigos, que estuvieron al pie del cañón siempre que los necesité, los de la infancia, los de la secundaria y los que conseguí transitando esta hermosa carrera.

Por último y no menos importante, quiero agradecer a nuestra casa de altos estudios, la prestigiosa Facultad Regional UTN Villa María y el cuerpo docente que la conforma, los cuales se transformaron en una pieza importantísima en mi vida, construyendo y transitando este largo camino hacia la vida profesional cuando era todavía un adolescente

Facultad se escribe con la misma F con la que se escribe Familia y eso fue lo que encontré en este tiempo.

A todos ustedes, Gracias de corazón

ÍNDICE

CAPÍTULO 1	10
OBJETIVOS Y GENERALIDADES DEL PROYECTO	10
1.1 Objetivos generales del proyecto	11
1.2 Objetivos específicos del proyecto	11
1.3 Generalidades del proyecto	12
CAPÍTULO 2	13
DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO, PROPIEDADES Y USOS, MATERIAS PRIMAS E INSUMOS	13
2.1 Introducción	14
2.2 Descripción del producto	15
2.2.1 Definición	15
2.2.2 Propiedades	16
2.2.3 Aplicaciones	17
2.3 Descripción de la materia prima	18
2.3.1 Definición	18
2.3.2 Propiedades	19
2.3.3 Aplicaciones	20
CAPÍTULO 3	22
ESTUDIO DE MERCADO	22
3.1 Introducción	23
3.2 Producción mundial de metanol	23
3.2.1 Principales empresas productoras de metanol a nivel internacional	24
3.2.2 Principales empresas productoras de metanol en Sudamérica	25
3.3 Demanda mundial de metanol	26
3.4 Producción Nacional de metanol	27
3.5 Importación de metanol	28
3.6 Exportación de metanol	29
3.7 Consumo aparente de metanol	30
3.8 Proyección de la demanda nacional de metanol	32
3.9 Precio nacional de metanol	34
3.10 Análisis de materia prima	36
3.10.1 Biodiesel	36
3.10.2 Glicerol crudo	43
3.11 Análisis FODA	50
3.12 Conclusiones	52

CAPÍTULO 4	53
4 LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DE LA PLANTA	53
4.1 Introducción	54
4.2 Macrolocalización	55
4.2.1 Disponibilidad de materia prima	55
4.2.2 Distancia a zonas de consumo o mercados	56
4.2.3 Distancia al mercado competidor	57
4.2.4 Disponibilidad de servicios generales y terreno	58
4.3 Microlocalización	58
4.3.1 Distribución de parques industriales en la provincia de Santa Fe	59
4.3.2 Distribución de la población en la provincia de Santa Fe	60
4.4 Parque Industrial San Lorenzo	62
4.4.1 Características	64
4.4.2 Croquis del parque industrial	65
4.4.3 Ventajas	65
4.4.4 Beneficios impositivos	66
CAPÍTULO 5	67
CAPACIDAD PRODUCTIVA DE LA PLANTA	67
5.1 Introducción	68
5.2 Proyección de la producción óptima	68
5.3 Estimación de la materia prima disponible	70
5.4 Capacidad máxima de producción adoptada	70
CAPÍTULO 6	72
SELECCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO	72
6.1 Introducción	73
6.2 Procesos convencionales para producir metanol	73
6.2.1 Tecnología Johnson Matthey-Davy (Tecnología ICI)	73
6.2.2 Tecnología Lurgi Megamethanol™	75
6.2.3 Tecnología Toyo Engineering Corp.	76
6.3 Proceso de producción de metanol a través de glicerol crudo	77
6.3.1 Pretratamiento del glicerol crudo	78
6.3.2 Reformado del glicerol pretratado	79
6.3.3 Síntesis del metanol crudo	83
6.3.4 Purificación del metanol crudo	86
CAPÍTULO 7	88
BALANCE DE MASA Y ENERGIA	88
7.1 Introducción	89
7.2 Balances de masa y energía	89
7.2.1 Diagrama de flujo	90
7.2.2 Sector de pretratamiento del glicerol crudo: Zona 100	93

7.2.3	Sector de reformado del glicerol: Zona 200	96
7.2.4	Sector de síntesis de metanol crudo: Zona 300.....	104
7.2.5	Sector de purificación del metanol crudo: Zona 400.....	110
CAPÍTULO 8		116
DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS		116
8.1	Introducción.....	117
8.2	Sector de pretratamiento del glicerol crudo: Zona 100.....	119
8.2.1	Recibo de la materia prima: Pesaje	119
8.2.2	Tanques de almacenamiento glicerol crudo: T-101.....	119
8.2.3	Tanque de almacenamiento Subproducto A: T-106	121
8.2.4	Tanque de almacenamiento Subproducto B: T-107	122
8.2.5	Centrifuga Tridecantadora: C-103	123
8.3	Sector de reformado del glicerol: Zona 200	126
8.3.1	Mezclador tanque agitado: M-201	126
8.3.2	Intercambiador de calor de casco y tubo: IC-203	129
8.3.3	Intercambiador de calor de casco y tubo: IC-204	130
8.3.4	Reactor de reformado de glicerol: R-206:.....	131
8.3.5	Separador líquido-gas: SLG-207.....	133
8.4	Sector de Síntesis de Metanol: Zona 300	135
8.4.1	Compresor multietapas: CP-301.....	135
8.4.2	Mezclador de gases: M-302	136
8.4.3	Reactor de síntesis de metanol: R-303.	138
8.4.4	Separador Líquido-gas: SLG-305	142
8.5	Sector de purificación de metanol: Zona 400.....	143
8.5.1	Separador Flash: F-401.....	143
8.5.2	Tanque pulmón T-403	143
8.5.3	Intercambiador de calor de casco y tubo IC-405	145
8.5.4	Columna de destilación: D-406.....	146
8.5.5	Mezclador tanque agitado: M-410.....	147
8.5.6	Intercambiador de calor de casco y tubo: IC-412	150
8.5.7	Tanques de almacenamiento: T-413.....	151
8.6	Adopción de Bombas de proceso	152
8.6.1	Procedimiento de cálculos para la adopción de bombas	153
8.6.2	Características de las diferentes líneas de bombeo.....	155
8.6.3	Resumen de cálculos de bombas de proceso productivo.....	156
8.6.4	Descripción de bombas seleccionadas.....	160
8.7	Adopción de Sopladores de proceso.....	162
8.7.1	Soplador SP-205.....	162
8.7.2	Soplador SP-304.....	164
8.7.3	Soplador SP-306.....	166

CAPÍTULO 9	168
SERVICIOS AUXILIARES	168
9.1 Introducción	169
9.2 Suministro de agua de proceso y uso general	169
9.2.1 Adopción de cisternas de almacenamiento de agua	170
9.3 Adopción de sistema de enfriamiento de agua de proceso	172
9.3.1 Adopción de torres de enfriamiento	173
9.3.2 Adopción de tanque pulmón T-416	174
9.3.3 Adopción de ablandador de agua Twin	175
9.3.4 Adopción de intercambiador de calor IC-414	176
9.4 Servicio de vapor (integración energética)	177
9.5 Adopción de bombas de servicio auxiliar	179
9.5.1 Procedimiento de cálculos para la adopción de bombas	179
9.5.2 Resumen de cálculos de bombas de servicio auxiliar	181
9.5.3 Descripción de bombas seleccionadas	182
9.6 Sistema de calentamiento con fluido térmico	183
9.6.1 Diseño del sistema de calentamiento	183
9.6.2 Tipos de aceites o líquidos térmicos	183
9.6.3 Modelos de Calentadores Notholt	185
9.6.4 Selección del modelo de sistema de calentamiento Notholt	186
9.7 Servicio de gas natural	187
CAPÍTULO 10	189
CONTROL DE CALIDAD	189
10.1 Introducción	190
10.2 Control en materias primas e insumos	190
10.2.1 Especificaciones	190
10.2.2 Sistemas de control de agua	195
10.3 Control de proceso de producción	195
10.3.1 Control pretratamiento del glicerol	195
10.3.2 Control durante el reformado del glicerol	197
10.3.3 Control durante la síntesis del metanol	199
10.3.4 Control en la purificación de metanol	201
10.4 Planillas de control	203
CAPÍTULO 11	209
OBRAS CIVILES	209
11.1 Introducción	210
11.2 Descripción general del establecimiento	210
11.3 Distribución física de la planta	211
11.4 Características edilicias de las zonas cubiertas	214

CAPÍTULO 12	219
INSTALACIONES ELÉCTRICAS	219
12.1 Introducción	220
12.2 Descripción de la instalación eléctrica	220
12.2.1 Tableros eléctricos	220
12.2.2 Conductores eléctricos	221
12.2.3 Tomacorrientes	222
12.2.4 Elementos de protección eléctrica	222
12.2.5 Generador de emergencia	223
12.3 Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso	224
12.4 Sistema de iluminación	224
12.4.1 Determinación del nivel de iluminación requerido para cada ambiente ...	225
12.4.2 Adopción de tipos de luminarias para iluminación	226
12.4.3 Determinación de cantidad de luminarias requeridas	227
12.5 Consumo energético total del sistema de iluminación	230
12.6 Consumo global de energía eléctrica de la planta	231
CAPÍTULO 13	232
ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL	232
13.1 Introducción	233
13.2 Tipo de organización empresarial	233
13.3 Organización interna	234
13.4 Distribución jerárquica por departamentos	234
13.5 Personal necesario	235
13.6 Descripción de funciones por puestos	236
13.6.1 Gerente general	236
13.6.2 Departamento de Producción	237
13.6.3 Departamento de Calidad	238
13.6.4 Departamento de Mantenimiento y Seguridad Industrial	239
13.6.5 Departamento de Administración	240
13.6.6 Departamento de Recursos Humanos	241
13.6.7 Departamento de Logística	242
13.6.8 Departamento de Comercialización	242
13.6.9 Personal de seguridad	243
13.7 Programación de la producción y turnos de trabajo	243
CAPÍTULO 14	245
ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO	245
14.1 Introducción	246
14.2 Inversión total	247
14.2.1 Activos fijos	248
14.2.2 Activos nominales	253

14.2.3	Capital de trabajo	256
14.2.4	Inversión total del proyecto	257
14.3	Costos totales de producción.....	258
14.3.1	Costos directos de producción	260
14.3.2	Costos indirectos de producción	262
14.3.3	Costos fijos indirectos.....	265
14.3.4	Costos generales.....	267
14.4	Costo de producción unitario del metanol producido	268
14.5	Ingresos por ventas	268
14.6	Financiación del proyecto	269
14.7	Evaluación económica.....	270
14.7.1	Estado de resultados	271
14.7.2	Indicadores	274
14.7.3	Análisis de sensibilidad.....	276
14.8	Conclusiones	280
CONCLUSIONES.....		281
ANEXO A.....		283
TÉCNICAS ANALÍTICAS		283
TEC - ALCOHOL: DETERMINACIÓN DE CONCENTRACIÓN DE ALCOHOL		284
TEC - PH: DETERMINACIÓN DEL PH		284
TEC - CROM: CROMATOGRAFÍA GASEOSA		284
TEC - C: DETERMINACIÓN DE CONDUCTIVIDAD		285
TEC - S: DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS TOTALES Y HUMEDAD		285
TEC - Z: DETERMINACIÓN DE CENIZAS		285
ANEXO B.....		287
PLANIMETRÍA.....		287
PLANO 1 : DISTRIBUCIÓN EN PLANTA GENERAL		288
PLANO 2 : DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS		289
PLANO 3 : DETALLE ZONA 100,200,SERVICIOS AUXILIARES 1 Y OFICINAS		290
PLANO 4 : DETALLE ZONA 300,400,SERVICIOS AUXILIARES 2		291
PLANO 5: VISTA ISOMÉTRICA		292
PLANO 6: VISTAS FRONTAL Y DERECHA DE LA PLANTA		293
PLANO 7: SERVICIOS AUXILIARES		294
PLANO 8: INSTALACIÓN ELÉCTRICA		295
PLANO 9: REACTOR DE REFORMADO DE GLICEROL R-206		296
PLANO 10: COLUMNA DE DESTILACIÓN D-206.....		297
PLANO 11: MEZCLADOR TANQUE AGITADO M-410		298
BIBLIOGRAFÍA.....		299

CAPÍTULO 1

OBJETIVOS Y GENERALIDADES DEL PROYECTO

1.1 Objetivos generales del proyecto

- Comprobar la viabilidad técnico-económica de llevar a cabo una planta de producción de alcohol metílico (metanol) en Argentina a partir del glicerol obtenido como subproducto de la fabricación de biodiesel.
- Regenerar la materia prima del proceso productivo del biodiesel a partir de un subproducto de dicho proceso, la glicerina.
- Integrar los conocimientos y habilidades profesionales del ingeniero químico adquiridos durante la carrera para poder llevar a cabo las tareas involucradas en el proyecto.

1.2 Objetivos específicos del proyecto

- Realizar un estudio de mercado para analizar el mercado consumidor y proveedor del producto elegido y de la materia prima.
- Determinar la ubicación óptima para radicar el proyecto, promoviendo el aprovechamiento de la glicerina generada por alguna planta productora de biodiesel.
- Analizar las distintas variantes de procesos productivos existentes con el fin de optar por el más conveniente.
- Determinar la tasa óptima de transformación de glicerina a metanol, dado que este último va a ser empleado como materia prima en la planta de biodiesel seleccionada.
- Diseñar los equipos e instalaciones involucradas en el proceso.
- Realizar un análisis técnico que avale la posibilidad o no, de llevar a cabo el proyecto propuesto.
- Realizar un estudio económico-financiero para evaluar la viabilidad de la planta productora de metanol.

1.3 Generalidades del proyecto

En el presente proyecto se analiza la factibilidad técnico-económica de instalar una planta de elaboración de metanol a partir de glicerina, utilizando el método de producción que se considere más apropiado, con el fin de obtener un producto competitivo en cuanto a precio y calidad. El interés en este producto en particular surge de la necesidad de disminuir el consumo de gas natural para producir metanol, debido a que hoy en día las reservas energéticas en Argentina vienen disminuyendo, sumando a esto que la glicerina obtenida en las industrias de biodiesel, es un subproducto de poco aporte económico global al producto en sí y que su aumento viene de la mano de la producción del biodiesel.

Se analiza la situación del mercado nacional e internacional en forma global, obteniendo a partir de los datos actuales, estimaciones de las tendencias futuras de producción, consumo y precios tanto de la materia prima como del producto, lo que posibilita la toma de las decisiones más adecuadas a cerca de la manera de llevar a cabo el proyecto en cuanto a la ubicación de la planta, los mercados proveedores y consumidores, e incluso, la cantidad de producto a elaborar.

Posteriormente, se determina la localización de la planta productora de metanol, analizando los factores que inciden sobre todo en carácter económico lo cual permite optimizar la producción.

A partir del proceso de producción elegido considerando las ventajas y desventajas, se realiza el diseño de la planta de producción. Teniendo en cuenta, factores como demanda, materia prima, y tecnología disponible, se determina la capacidad instalada para satisfacer la demanda del producto.

Por último, se realiza un estudio económico-financiero que permitirá evaluar la viabilidad económica del proyecto elegido.

CAPÍTULO 2

DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO, PROPIEDADES Y USOS, MATERIAS PRIMAS E INSUMOS

2.1 Introducción

El petróleo es la principal fuente de energía utilizada en el planeta, pero su disponibilidad es limitada y en los últimos tiempos ha cobrado gran interés la búsqueda de nuevas fuentes renovables de energía. Los biocombustibles, como el etanol y el biodiesel, constituyen las opciones más prometedoras para la sustitución de los combustibles fósiles. El biodiesel es producido a partir de grasas animales y aceites vegetales generando cerca de un 10% en peso de glicerol como el subproducto principal.

Al no haber aumentado la demanda de glicerina en la misma magnitud que su producción se ha generado un exceso que puede convertirse en un problema ambiental debido a que no puede depositarse en el medioambiente sin haber sido tratada.

Además, este incremento en su volumen ha generado una sobreproducción mundial que ha repercutido fuertemente en su precio. Esto, agravado por la baja calidad comercial, elimina la alternativa de venderla, lo que muchas veces imposibilita llevar a cabo nuevos proyectos debido a la gran reducción en la rentabilidad de estos.

Toda esta problemática ha provocado que muchos investigadores se interesen en encontrar y desarrollar nuevas alternativas para utilizar la glicerina o para tratarla de manera de obtener otro producto.

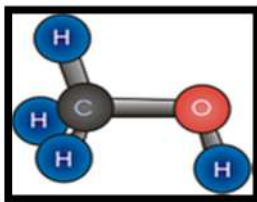
La producción de metanol a través del reformado de la glicerina empleando vapor, parece ser una buena variable para suplir este impedimento.

2.2 Descripción del producto

2.2.1 Definición

El compuesto químico metanol, también conocido como alcohol de madera o alcohol metílico (o raramente alcohol de quemar), es el alcohol más sencillo. A temperatura ambiente se presenta como un líquido ligero (de baja densidad), incoloro, inflamable y tóxico que se emplea como anticongelante, disolvente y combustible. Su fórmula química es CH₃OH (CH₄O).

- **Estructura Química:**



- **Nombre IUPAC:** Metanol

- **Otros nombres:**

- Carbinol.
- Alcohol metílico.
- Alcohol de madera.
- Espíritu de madera.

- **Formula Molecular:** CH₄O

- **Numero de CAS:** 67-56-1

2.2.2 Propiedades

<i>Físicas</i>	
Apariencia	Incoloro
Densidad	791,8 kg/m ³ a 25 °C
Masa Molar	32,04 g/mol
Punto de fusión	176 K(-97 °C)
Punto de ebullición	337,8(65°C)
Presión crítica	81±1 atm
Viscosidad	0,59 mPa·s a 20 °C.
<i>Químicas</i>	
Acidez	~ 15,5 pK _a
Solubilidad en agua	Totalmente miscible
<i>Termodinámicas</i>	
ΔH_{fgas}^0	-205±10 kJ/mol
$\Delta H_{fliquido}^0$	-238,4 kJ/mol
<i>Peligrosidad</i>	
Punto de inflamabilidad	285 K(12°C) a 1 atm
Temperatura de autoignición	658 K(385 °C) a 1 atm
Frases R	R11, R23/24/25 ,R39
Frases S	S1/2, S7, S16, S36/37, S45
<i>Riesgos</i>	
Ingestión	Puede producir ceguera, sordera y muerte
Inhalación	Por evaporación de esta sustancia a 20°C, puede alcanzarse una concentración nociva en el aire
Piel	Puede producir dermatitis
Ojos	Irritación

Figura 2-1: Propiedades fisicoquímicas del Metanol

Fuente: <https://es.wikipedia.org/wiki/Metanol>

2.2.3 Aplicaciones

Las aplicaciones del metanol son las siguientes:

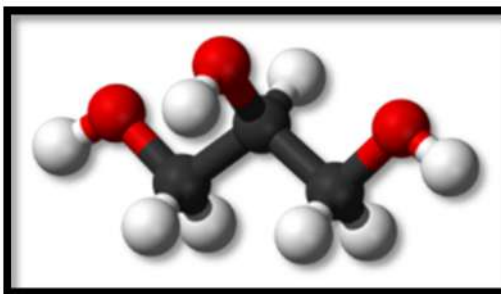
- La principal aplicación del metanol es la producción de productos químicos puesto que es un sustituto potencial del petróleo.
- En la actualidad se está utilizando cada vez más en el tratamiento de aguas residuales. Las aguas residuales contienen altos niveles de amoníaco. Mediante un proceso de degradación de bacterias, este amoníaco es convertido en nitrato.
- En la producción de biodiesel, combustible alternativo de combustión limpia elaborado a partir de elementos naturales y biodegradables.
- Se utiliza en la manufactura del formaldehído, del ácido acético y de una variedad de productos químicos intermedios que forman la base de una gran cantidad de derivados secundarios como son los cloro metanos, el metacrilato de metilo, las metilaminas y el dimetiltereftalato.
- Se emplea en la producción de MTBE (metil t-butil éter), aditivo para mejorar la combustión de combustibles sin plomo, que se mezcla con gasolina para reducir la cantidad de emisiones nocivas de los vehículos de combustión.
- El metanol también se está utilizando en menor escala como combustible para las celdas de combustible.
- Cristalización, precipitación y limpieza de sales haloide alcalinas metálicas.
- Precipitación de resinas de poliestireno y cloropreno.
- Limpieza y secado de fracciones de carbón en polvo.
- Disolventes de pintura.
- Limpieza de superficies metálicas.
- Limpieza de resinas de intercambio iónico.
- Extracción de humedad y resinas de maderas.
- Agente extractor en la industria petrolera, química y alimenticia.
- Combustible para cocinas de camping y soldadores.
- Líquido anticongelante y limpia parabrisas para automóviles.
- Anticongelante para deshidratación de oleoductos.

2.3 Descripción de la materia prima

2.3.1 Definición

El glicerol, también conocido como glicerina o 1, 2,3 propanotriol, es un compuesto alcohólico con tres grupos –OH (hidroxilos). La palabra glicerol, procede del griego Glykos, que significa dulce. Posee un aspecto de líquido viscoso, no tiene color, si un característico olor, además de un sabor dulzón. El glicerol es un compuesto higroscópico, lo que quiere decir que tiene la capacidad de ceder o absorber la humedad presente en el medio ambiente que lo rodea. Fácilmente soluble en agua, y se descompone en ebullición, en la cual entra a una temperatura de 290°C. Es un compuesto líquido si se encuentra a temperatura ambiente, (a unos 25°C). Su fórmula química es HOCH₂-CHOH-CH₂OH.

- **Estructura Química:**



- **Nombre IUPAC:** 1, 2,3 propanotriol.
- **Otros nombres:**
 - Glicerol.
 - Glicerina.
 - Propanotriol.
 - 1, 2,3-Trihidroxipropano.
- **Formula Molecular:** C₃H₈O₃
- **Numero de CAS:** 56-81-5

2.3.2 Propiedades

Físicas	
Apariencia	Incoloro
Densidad	1261 kg/m ³ a 25 °C
Masa Molar	92,09 g/mol
Punto de fusión	291K(18°C)
Punto de ebullición	563(290°C)
Viscosidad	1,5 Pa·s a 25 °C.
Índice de refracción(n _D)	1,4729 a 25 °C
Químicas	
Solubilidad	Soluble en agua en cualquier proporción y en alcohol. Insoluble en éter y otros disolventes orgánicos.
Peligrosidad	
Punto de inflamabilidad	433 K (160 °C) a 1 atm
Temperatura de autoignición	623 K (350 °C) a 1 atm

Figura 2-2: Propiedades fisicoquímicas del Glicerol

Fuente: <https://es.wikipedia.org/wiki/Glicerol>

La glicerina en bruto se presenta con características diferentes según los métodos de producción:

- Hidrolisis: es un líquido de color amarillo claro que llega hasta el pardo, de sabor dulzón y sin olor desagradable.
- Procedente de las aguas glicerinosas: es un líquido de color amarillo claro, de sabor astringente y de olor desagradable. El glicerol obtenido del tratamiento de las lejías residuales de jabonería es un líquido amarillo negruzco, de sabor dulzón y a veces aliáceo y de olor más o menos desagradable.
- Por hidrólisis catalítica y enzimática: se obtiene un líquido de sabor y olor desagradable, que contiene notables cantidades de sustancias orgánicas y minerales.

La glicerina en bruto puede también obtenerse por transesterificación de los aceites y grasas por otros alcoholes. La glicerina pura puede producirse a partir de glicerol bruto, por destilación u otros métodos de purificación, como resinas intercambiadoras de iones. Por síntesis a partir del propileno, como glicerina sintética.

El glicerol puro es inodoro y de sabor dulce. Es generalmente incoloro, pero puede presentar a veces una ligera coloración amarilla.

En la actualidad, la glicerina es principalmente un subproducto de una gran variedad de procesos industriales, entre los cuales, en los últimos años ha cobrado gran importancia el proceso de producción de biodiesel.

2.3.3 Aplicaciones

Dentro de los principales usos se encuentran:

- La elaboración de cosméticos como, por ejemplo, jabones de tocador. La glicerina aumenta su detergencia, da blancura a la piel y la suaviza. Se puede encontrar entre un 8-15% de glicerina en la composición de estos jabones.
- En el área de la medicina se utiliza en la elaboración de medicamentos en forma de jarabes (como excipiente; como antiséptico para prevenir infecciones en heridas; como inhibidor de cambios enzimáticos durante la fermentación de ungüentos, pastas o cremas; como disolvente de iodo, bromo, fenol, timol, taninos, alcaloides y cloruro de mercurio). También es utilizado para lubricantes y humectantes oftalmológicos.
- Además, se utiliza formando parte de los supositorios de glicerina, que tienen acción laxante. El mecanismo de acción de estos supositorios se basa en dos propiedades de la glicerina: es higroscópico y ligeramente irritante de mucosas.
- Puede ser uno de los excipientes de los líquidos empleados en los cigarrillos electrónicos.
- Como baño calefactor para temperaturas superiores a los 250 °C.
- Lubricación de maquinarias específicas. Por ejemplo, de producción de alimentos y medicamentos (por no ser tóxica), de petróleo, etc.
- En las industrias militares y minería para la fabricación de explosivos, como la nitroglicerina así como para enfriar los cañones de las armas de fuego.
- Anticongelante (baja el punto de fusión del agua, por el descenso crioscópico).
- Elaboración de productos de consumo. Principalmente, se utiliza para preparar extractos de té, café, jengibre y otros vegetales; fabricación de refrescos; aditivo (tipo tensioactivo comestible) para mejorar la calidad del producto.
- Elaboración de resinas alquídicas, que se utilizan como aislantes.
- Fluido separador en tubos capilares de instrumentos.

- Industria de lacas y pinturas. Componente clave de los barnices que se utilizan para acabados. En algunos casos, se utiliza glicerina al 98% para preparar barnices electroaislantes.
- Industria tabacalera. Debido a la elevada capacidad higroscópica de la glicerina, es posible regular la humedad con el fin de eliminar el sabor desagradable e irritante del humo de tabaco.
- Industria textil. Proporciona elasticidad y suavidad a las telas.
- Industria del cuero. Se añade a disoluciones acuosas de cloruro de bario con el fin de preservar las pieles. También se añade a emulsiones de cera para curtirlas.

CAPÍTULO 3

ESTUDIO DE MERCADO

3.1 Introducción

El presente capítulo consiste en una evaluación de las características del mercado del metanol, y de la materia prima para su producción. Se analiza la evolución de la demanda, consumo, comercio exterior, etc., con la finalidad de proyectar estos datos y poder sacar conclusiones acerca de las posibles características futuras del mercado.

3.2 Producción mundial de metanol

El metanol es considerado uno de los principales productos petroquímicos realizados a nivel mundial. Su producción se lleva a cabo en Asia, América del Norte y del Sur, Europa, África y Oriente Medio. Las plantas de metanol en todo el mundo poseen una capacidad de producción total de más de 75 millones de toneladas métricas. Si bien Latinoamérica se encuentra muy lejos de los mercados líderes de metanol, la industria regional de los biocombustibles podría elevar sensiblemente la demanda de este en el futuro.

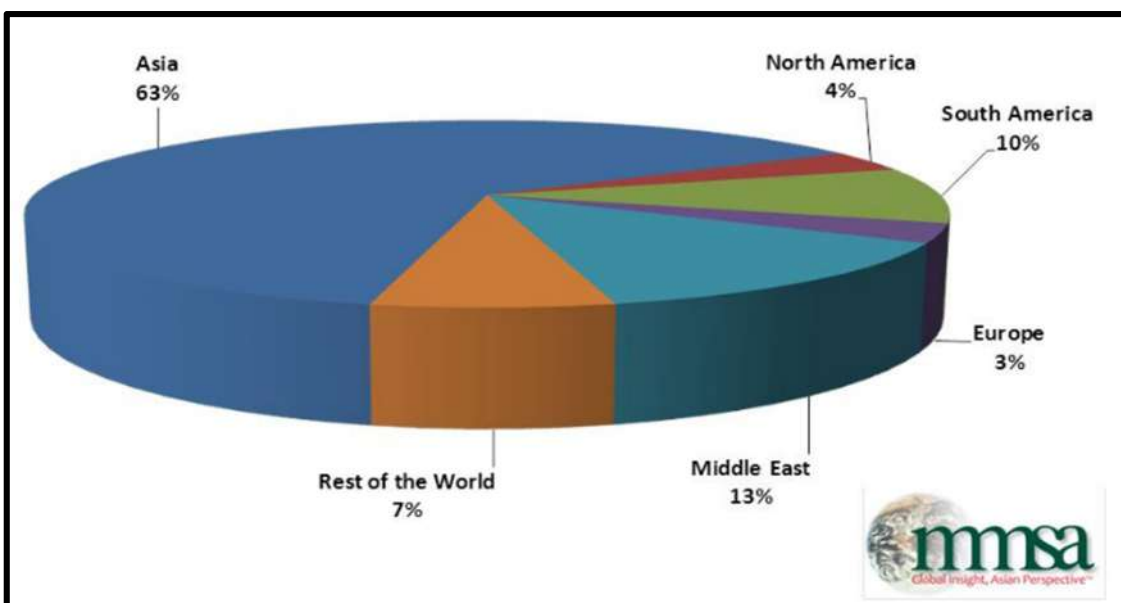


Figura 3-1: Distribución de la producción de metanol en el mundo-Año 2015

Fuente: www.methanolmsa.com

3.2.1 Principales empresas productoras de metanol a nivel internacional

- **CHIMSCA:** Japón es el principal productor y consumidor de metanol en el mundo, si se realiza un análisis de las últimas 6 décadas desde 1950 este país sintetiza en promedio, el 31% del metanol en el mundo, seguido muy lejos por, China (que ha aumentado su producción por la construcción en el 2003 de Chimsca, la empresa con mayor capacidad) y México, asimismo, tomando en cuenta el consumo mundial, representan el 26% seguido por China y Taiwán.
- **METHANEX:** Las instalaciones de producción de metanol de Methanex están ubicadas en Cabo Negro, cerca de la ciudad de Punta Arenas, en el corazón del sector productor de gas y petróleo de Chile. Las instalaciones le dan a Methanex su centro más grande de producción. Sus cuatro plantas de metanol tienen una capacidad anual combinada de 3,8 millones de toneladas. La estratégica ubicación del complejo permite que Methanex embarque metanol en buques hacia todos sus mercados principales de Asia, América del Sur y del Norte, Europa y Sudáfrica.
- **MITSUBISHI GAS CHEMICAL:** Es uno de los mayores productores de metanol en el mundo. Opera dos empresas conjuntas en Arabia Saudita y Venezuela. Comercializa metanol a partir de estos lugares a nivel mundial. La nueva capacidad en ambos lugares y una nueva ubicación (Brunei) aumentó la posición en el mercado mundial de metanol Mitsubishi Gas Chemical (MGC).

3.2.2 Principales empresas productoras de metanol en Sudamérica

Tabla 3-1: Empresas productoras de metanol en Sudamérica.

COMPAÑÍA	LOCALIZACIÓN	2017 (-000- TONELADAS METRICAS)
Argentina		
YPF S.A.	Neuquén	456
Arauco Argentina S.A.	San Martin. SF	50
Total Argentina		506
Brasil		
Metanor	Camacari,BA.	91
Posint Quimica	Rio de Janeiro	200
Total Brasil		291
Chile		
Methanex Corporation	Pta. Arenas. TF	1010
Methanex Corporation	Pta. Arenas. TF	840
Total Chile		1850
Trinidad y Tobago		
Atlas Metanol		1750
MHTL-CMC(M2)	Point Lisas	550
Methanol Holdings Trinidad Ltd.(MHTL)-M5	Point Lisas	1900
MHTL-M4	Point Lisas	550
Methanex Titan	Point Lisas	850
MHTL-Trinidad y Tobago Methanol Company(M1)	Point Lisas	460
MHTL-Trinidad y Tobago Methanol Company(M3)	Point Lisas	550
Total Trinidad y Tobago		6610
Venezuela		
Metor	Jose,Anz	730
Metor	Jose,Anz	850
Supermetanol	Jose,Anz	790
Total Venezuela		2370
Total Sudamérica		11336

Fuente: www.methanolmsa.com

3.3 Demanda mundial de metanol

A continuación, se presenta a través de un gráfico de torta la distribución de la demanda de metanol en el año 2016. Los principales mercados mundiales de consumo de metanol están ubicados en Asia y Europa, observando que la posición de consumo en Sudamérica es apreciablemente menor, pero esto no quita que los volúmenes demandados sean altos y la perspectiva de consumo no aumente.

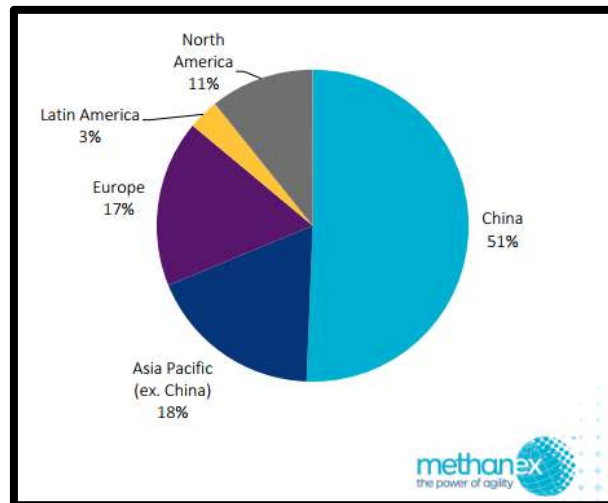


Figura 3-2: Distribución de la demanda mundial de metanol en el año 2016.

Fuente: <https://www.methanex.com/>

3.4 Producción Nacional de metanol

A continuación, se presenta una tabla con los valores de producción¹ de metanol en Argentina. Los datos son obtenidos del instituto petroquímico argentino (IPA). Cabe destacar que en la república existen dos empresas productoras del alcohol a partir del reformado de gas natural. Dentro de los valores de producción nacional, según lo informado por IPA, el 76% de la producción de este se destina a la industria del biodiesel. Las empresas productoras son: YPF S.A. y Arauco Argentina S.A.

Tabla 3-2: Evolución de la producción nacional de metanol en el periodo 2007-2016.

Año	Producción(t)
2007	376657
2008	398587
2009	319482
2010	408085
2011	400602
2012	411419
2013	365358
2014	402622
2015	425043
2016	389031

Fuente: Instituto Petroquímico Argentino.

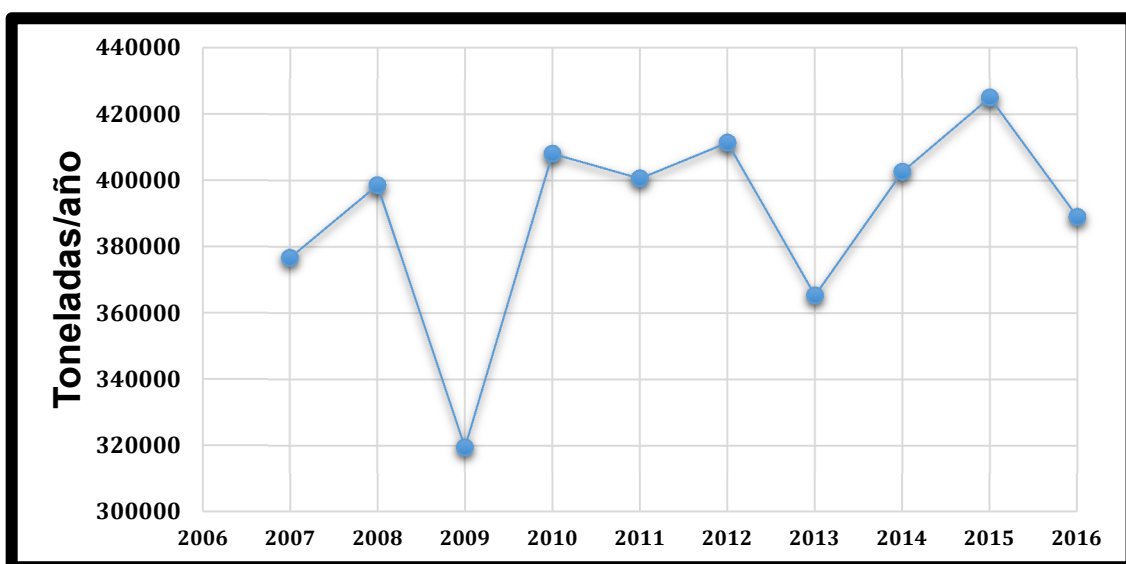


Figura 3-3: Representación gráfica de la Tabla 3-2.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos provistos por Instituto Petroquímico Argentino.

¹ En toneladas- (t)

3.5 Importación de metanol

En la tabla siguiente se presentan los valores de importación de metanol en Argentina.

Tabla 3-3: Importación de metanol en Argentina

Año	Importación(t)
2007	52
2008	66
2009	78
2010	116
2011	16429
2012	1958
2013	36539
2014	124231
2015	83633
2016	54970

Fuente: www.scavage.com

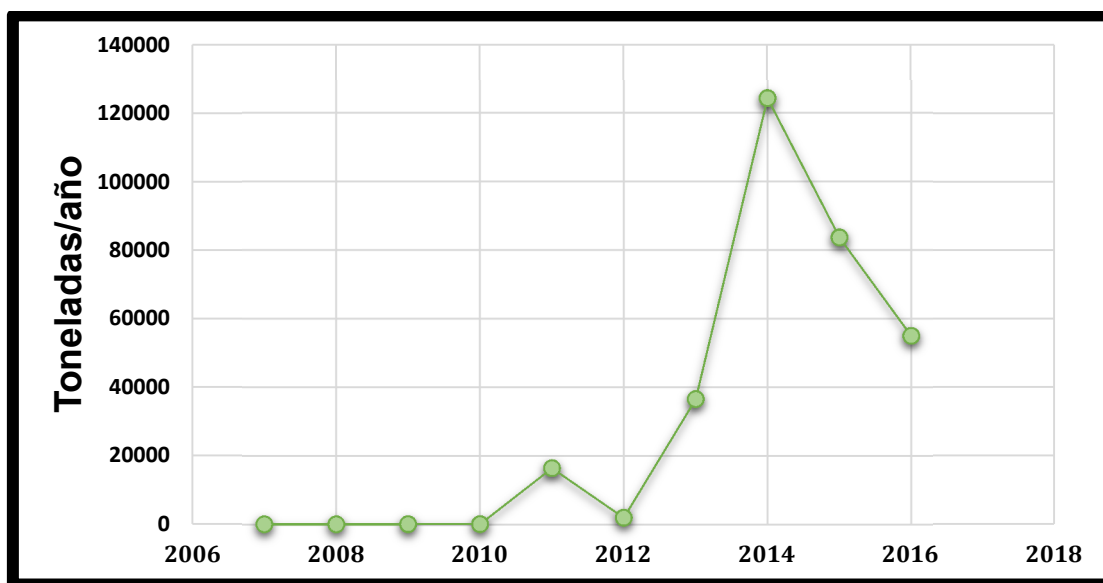


Figura 3-4: Representación gráfica de la Tabla 3-3.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de www.scavage.com

3.6 Exportación de metanol

Los valores de exportación de metanol en Argentina se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 3-4: Exportación de metanol en Argentina

Año	Exportación(t)
2007	219802
2008	168027
2009	79826
2010	79449
2011	45943
2012	42798
2013	42612
2014	84357
2015	258266
2016	13214

Fuente: www.scavage.com

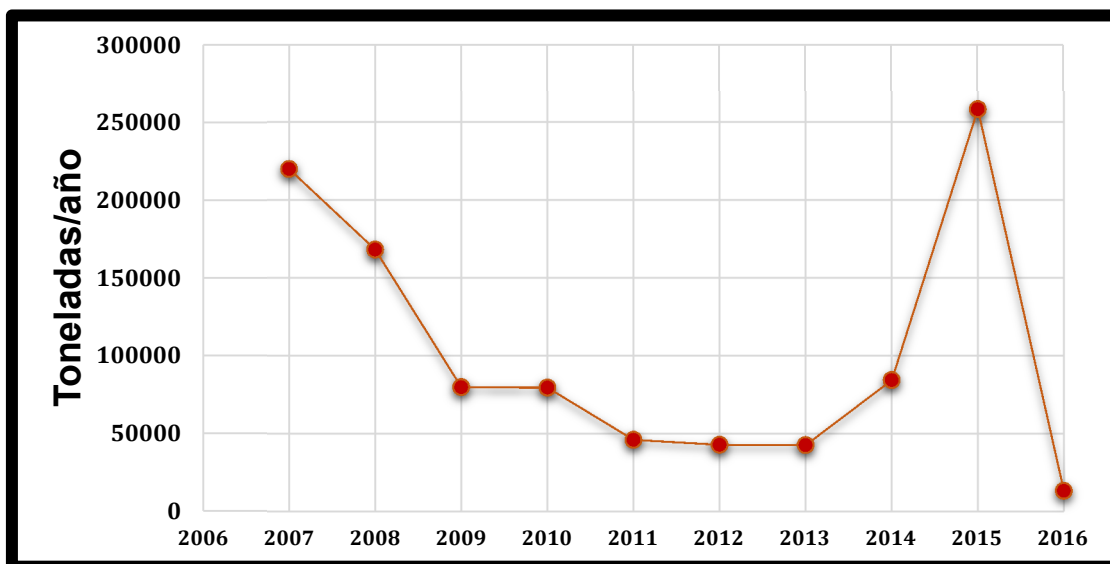


Figura 3-5: Representación gráfica de la Tabla 3-4.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de www.scavage.com

3.7 Consumo aparente de metanol

Con los datos previos, se puede obtener los distintos valores de demanda insatisfecha de metanol en el periodo considerado de 10 años (2007-2016). Los mismos serán utilizados para obtener la demanda proyectada en diez años subsiguientes y así estimar la capacidad productiva de la planta en cuestión.

$$\text{Consumo Nacional Aparente (CNA)} = \text{Producción nacional} + \text{Importación} - \text{Exportación}$$

Tabla 3-5: Consumo aparente de metanol en Argentina

Año	Producción(t)	Importación(t)	Exportación(t)	Consumo Aparente(t)
2007	376657	52	219802	156908
2008	398587	66	168027	230626
2009	319482	78	79826	239734
2010	408085	116	79449	328752
2011	400602	16429	45943	371088
2012	411419	1958	42798	370580
2013	365358	36539	42612	359285
2014	402622	124231	84357	442496
2015	425043	83633	258266	436642
2016	389031	54970	13214	430788

Fuente: Elaboración propia de datos extraídos de Scavage e IPA

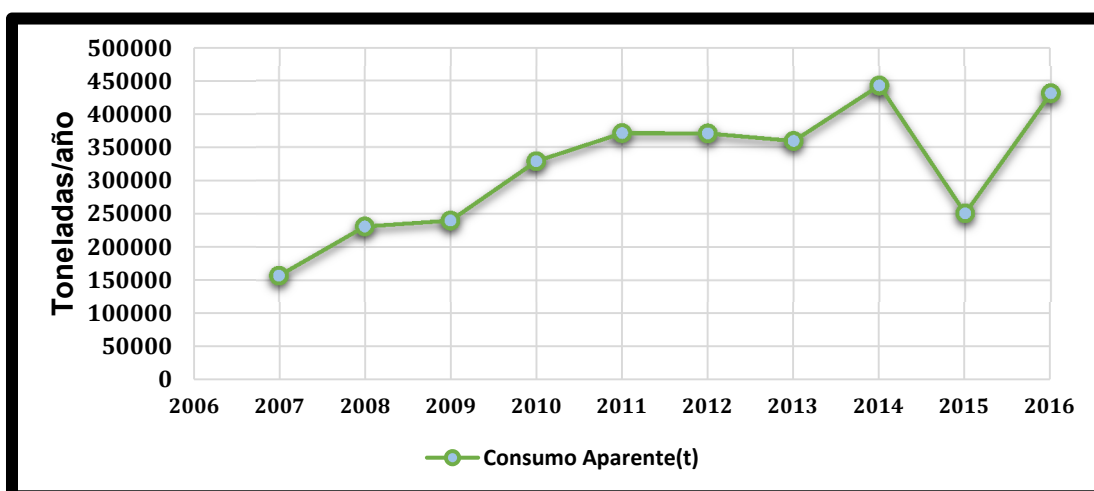


Figura 3-6: Representación gráfica de la Tabla 3-5.

Fuente: Elaboración propia.

Con respecto a la gráfica de consumo aparente, antes de proceder a determinar un modelo de tendencia, se debe 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. Cabe aclarar que el valor de consumo de metanol en el año 2015 es uno de estos valores afectados debido a lo ocurrido a nivel país, se produjo cambio de gobierno, el cual generó apertura de exportaciones (ver Figura 3-5) donde el valor de consumo aparente se ve reflejado en la tabla 3-5.

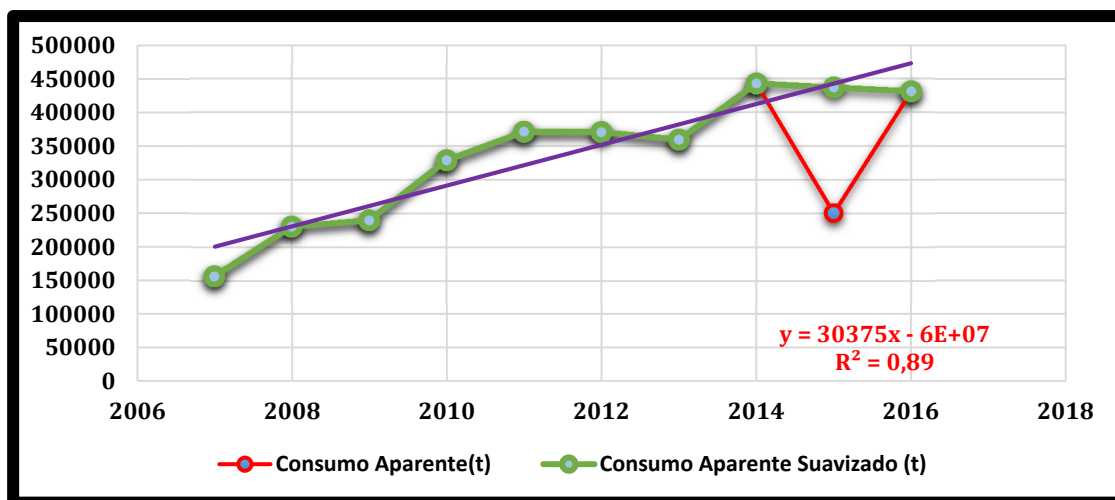


Figura 3-7: Curva suavizada del consumo aparente de la Tabla 3-5

Fuente: Elaboración propia.

Analizando la serie de valores anuales correspondientes al consumo nacional aparente de metanol, podemos encontrar una tendencia, que, expresada por una función, nos permita representar de manera aproximada el comportamiento histórico del consumo. La tendencia permitirá realizar pronósticos de consumos futuros. La función hallada tendrá una confiabilidad asociada, el cual nos dará una medida de cuán diferentes son los valores arrojados por estos respectos 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. En el grafico anterior se muestran dos series de datos, la serie azul que contiene el valor distorsionado antes mencionado y la serie verde contiene el valor corregido. Esta corrección de la curva original permitió mejorar la confiabilidad asociada obteniendo un $R^2=0,89$ comparado con el obtenido previamente que era de $R^2 = 0,52$. El método de corrección es calcular el promedio de un valor antes y después del punto en cuestión y así suavizar la curva de demanda insatisfecha de metanol.

3.8 Proyección de la demanda nacional de metanol.

El cálculo de la proyección de la demanda argentina se hace teniendo en cuenta los datos del consumo aparente (tabla 3-6) y utilizando el método de regresión lineal.

A partir de la recta de regresión ($y = 30375x - 6E+07$) se puede obtener una proyección en 10 años de la demanda de metanol expresada en toneladas y su respectivo gráfico. A continuación, se muestra una tabla de datos con los valores de la serie suavizada de consumo aparente y los valores proyectados (2017 a 2026).

Tabla 3-6: Proyección de la demanda de metanol en Argentina

Año	Consumo Aparente(t)
2007	156908
2008	230626
2009	239734
2010	328752
2011	371088
2012	370580
2013	359285
2014	442496
2015	436642
2016	430788
2017	503754
2018	534130
2019	564505
2020	594880
2021	625256
2022	655631
2023	686006
2024	716382
2025	746757
2026	777132

Fuente: Elaboración propia

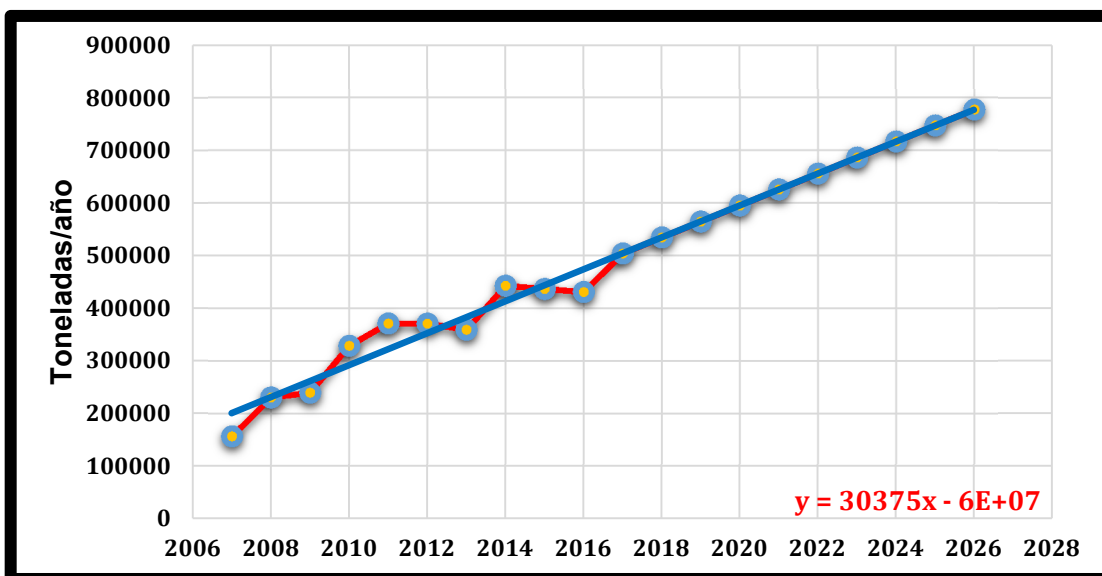


Figura 3-8: Representación gráfica la Tabla 3-6

Fuente: Elaboración propia.

Se puede observar en el gráfico que la demanda nacional sigue una tendencia creciente con un aumento sostenido hasta el año 2026. La tasa de crecimiento anual es de 4 % aproximadamente y se espera un consumo de 750mil toneladas de metanol para el año 2026.

3.9 Precio nacional de metanol

En la actualidad la totalidad de la producción del alcohol metílico proviene de la utilización de un recurso no renovable, como es el combustible fósil, específicamente gas natural. El precio de éste se encuentra ligado a la variabilidad de los precios del petróleo y, por ende, el precio del metanol. Con lo ante mencionado se procedió a la búsqueda de precios de metanol en diversas fuentes, con el afán de encontrar su variabilidad en los últimos años y así poder proyectar su valor. Las fuentes recurridas fueron Scavage e IPA, siendo estas las más consultadas por su carácter de fiabilidad.

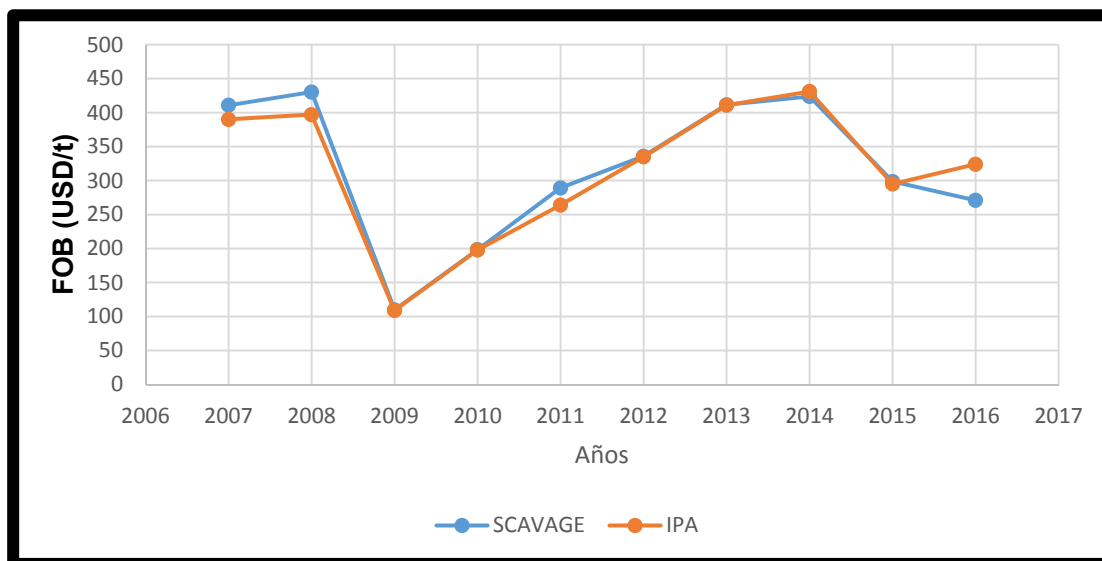
En el análisis efectuado se procedió a graficar la curva FOB en dólares por tonelada (USD/t) de metanol en el periodo comprendido desde el 2007 al 2016.

Tabla 3-7: Precio Nacional del metanol.

Año	SCAVAGE	IPA
2007	411	390
2008	430	397
2009	110	109
2010	198	198
2011	289	264
2012	336	335
2013	411	411
2014	424	431
2015	299	295
2016	271	324

Fuente: Datos extraídos de Scavage e IPA.

Figura 3-9: Representación gráfica la tabla 3-7



Fuente: Elaboración propia.

Se puede concluir que los combustibles fósiles se encuentran en una etapa de cambios a nivel mundial, donde la cantidad disponible para procesar comienza a ser incierta y los precios dependen del mercado mundial. Esto nos da la pauta y la imperiosa necesidad de buscar métodos alternativos de producción de insumos en este caso citado el metanol, debido a que el mismo se encuentra fuertemente asociado a las variabilidades del precio del petróleo y por ende una disminución apreciable de la cantidad de gas natural repercute fuerte y directamente en el precio.

Hacer hincapié en el análisis económico de las variables que afectan al petróleo resultaría una pérdida de tiempo y desenfoco del objetivo del proyecto en cuestión, que es tratar de reemplazar una materia prima proveniente de una energía no renovable como es el gas natural, por la utilización de un subproducto (glicerina) del biodiesel que no posee a corto plazo gran utilización y factibilidad económica

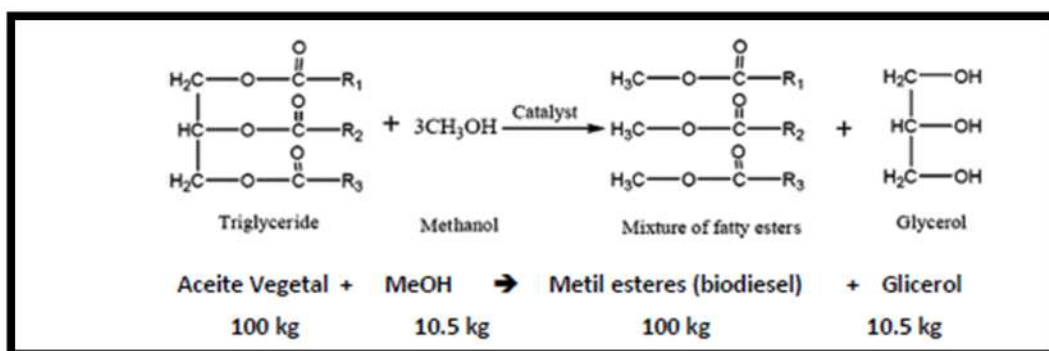
3.10 Análisis de materia prima

3.10.1 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 transesterificación entre aceite vegetal y metanol, catalizada por KOH. En el equilibrio puede simplificarse la reacción a la siguiente estequiometría:

Figura 3-10: Estequiometría de reacción de formación de biodiesel



Fuente: Pagliario, Rossi, 2008.

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

3.10.1.1 Contexto nacional del biodiesel

Argentina ha mostrado en años recientes un importante dinamismo en la producción de biodiesel a partir de aceite de soja, basándose en la fuerte posición competitiva que tiene el país en el complejo oleaginoso. Ocupa el cuarto lugar en el ranking mundial de productores de biodiesel, luego de la Unión Europea, los EEUU y Brasil, y el primer lugar en las exportaciones mundiales.

Los sectores privados en Argentina, encabezados por las grandes aceiteras, estuvieron entre los primeros en construir plantas de producción de biodiesel utilizando mayoritariamente tecnología extranjera, con el foco puesto en el mercado externo, especialmente Europa. Argentina es, de hecho, uno de los países que desarrollaron primero el sector externo antes que el mercado doméstico.

La capacidad de producción de la industria del biodiesel en Argentina muestra un crecimiento explosivo desde sus comienzos en 2007, producto de sus más de 1.500 millones de dólares en inversiones.

A lo largo de los años, tanto el número de plantas instaladas como la capacidad de producción aumentaron en el país, no ocurre lo mismo con el uso de dicha capacidad, que por diversos factores económicos en los años 2013 y 2015 sufrieron una merma. Según lo que estima este informe en el año 2016 hubo un incremento en el uso de la capacidad instalada, lo que plantea un panorama alentador para la recuperación de la economía del biodiesel.

Cabe destacar que las plantas nacionales siempre operaron en una capacidad inferior a su pico máximo, por ende, tanto la producción de biodiesel como de su subproducto (glicerina) se verá incrementado en cuanto a volumen, cuando dichas industrias aumenten el uso de su capacidad.

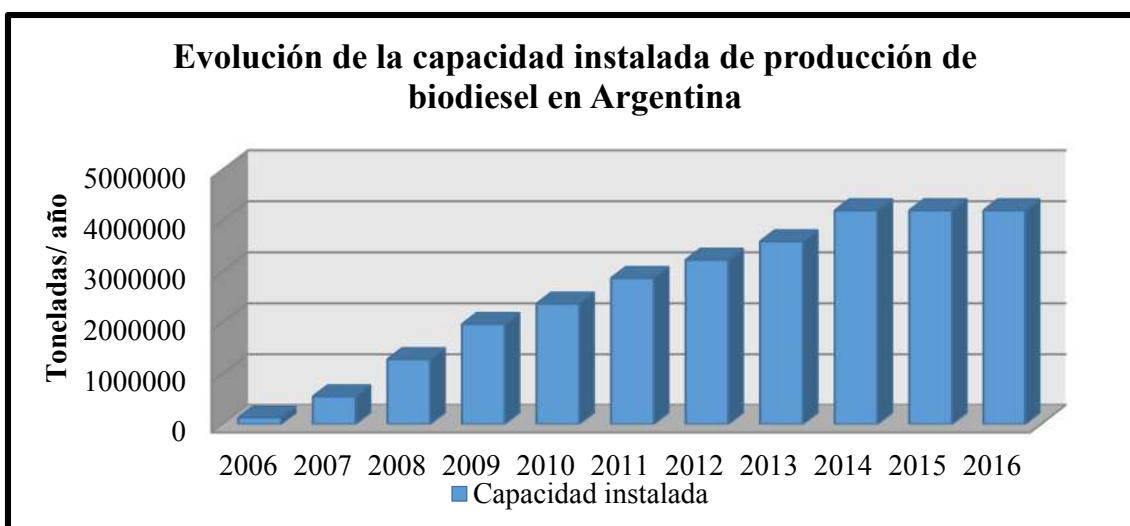


Figura 3-11: Evolución de la capacidad instalada de producción de biodiesel en Argentina

Fuente: CARBIO, CADER, Bolsa de comercio de Rosario, //biodiesel.com.ar

Como se observa en la figura 3-11, la capacidad instalada en Argentina presentó un incremento del 250% en el período 2006-2016, variando de 130.000 toneladas anuales a 4.200.000 toneladas anuales de capacidad.

3.10.1.2 Desarrollo del mercado del biodiesel en Argentina

En la siguiente tabla y figura se detallan valores (en toneladas) de producción, exportaciones y ventas locales de biodiesel en Argentina, en período 2007-2016.

Tabla 3-8: Producción, mercado interno y exportaciones de Biodiesel.

PERÍODO	PRODUCCIÓN	CONSUMO MERCADO INTERNO	EXPORTACIONES
2007	168.365	0	168.365
2008	711.864	265	680.219
2009	1.179.103	426	1.142.283
2010	1.820.385	508.566	1.342.318
2011	2.429.964	748.742	1.649.352
2012	2.456.578	874.794	1.543.094
2013	1.997.809	884.976	1.149.259
2014	2.584.290	970.141	1.602.695
2015	1.810.659	1.014.361	788.226
2016	2.659.275	1.036.400	1.626.264

Fuente: Secretaría de energía de la nación.

Hacia mediados de 2013 la industria Argentina del biodiesel operó al 40% de su capacidad productiva instalada. Los motivos para haber llegado a esta situación es la reducción de las exportaciones a la U.E, consecuencia de las investigaciones dumping que impuso la U.E y que afecto de manera directa a la Argentina, al mismo tiempo que se aplicaron derechos de importación al biodiesel argentino. Según informa CARBIO, en el primer trimestre de 2013 apenas se alcanzaron a exportar 163.500 toneladas de biodiesel, que contrasta con las 410.300 toneladas para el mismo período de 2012, e incluso con los 266.500 de 2011.

El punto de inflexión se debe a la crisis que comenzó en abril de 2012 cuando España, que importaba la mitad de biodiesel argentino, puso un freno a sus compras en represalia a la decisión del gobierno de Cristina Kirchner de expropiar el 51% de las acciones de la petrolera YPF que estaba en manos de la compañía española Repsol. Además, el estado argentino subió los aranceles de exportación del biodiesel, perjudicando aún más al sector.

La exportación de biodiesel cayó en el 2015 respecto al 2014 fundamentalmente debido a la caída de precios del barril de petróleo, lo que produjo una merma en la producción de biocombustibles, tanto de biodiesel como de bioetanol.

En el corriente año 2016, en un gesto de inocultable contenido político, el gobierno español levanto el veto a las importaciones de biodiesel argentino que había impuesto cuatro años atrás como represalia por la estatización compulsiva de las

acciones de YPF que tenía la petrolera Repsol. Esta nueva medida política genera un nuevo realce de las exportaciones, asegurando un mejor panorama hacia el futuro.

El primer trimestre de 2016 fue auspicioso desde que la producción de biodiesel creció un 21% respecto al mismo trimestre de 2015, pasando de 330.000 millones a 400.000 millones de litros; y aunque se retornó al nivel alcanzado en 2013 y 2014, éste quedó lejos de la mejor marca ocurrida en 2012 de 710.000 millones de litros en el primer trimestre de ese año.

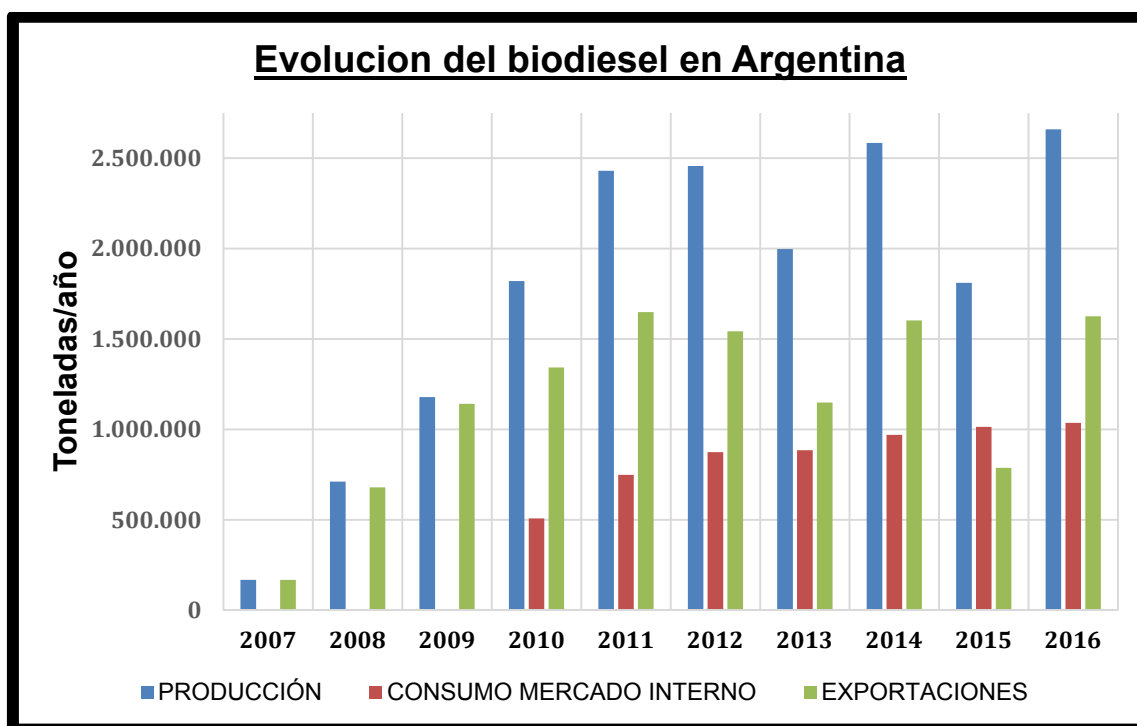


Figura 3-12: Representación gráfica de Tabla 3-8

Fuente: Elaboración propia.

3.10.1.3 Configuración de la industria del Biodiesel.

La gran demanda de combustible verde en la Argentina y en el mundo potenció la expansión de las plantas dedicadas a la producción de biodiesel que hoy se encuentran instaladas en varias provincias argentinas, pero con una mayor concentración en Santa Fe dada la disponibilidad de la materia prima y la proximidad portuaria para el destino de exportación.

En la Argentina funcionan 38 plantas productoras de biodiesel, la mayoría se encuentran ubicadas en Santa Fe, cerca de Rosario y el resto se encuentran distribuidas en diferentes provincias. Del total de las 38 empresas, 10 están adheridas a CARBIO (Cámara Argentina de Biocombustibles) y cuentan con una tecnología de punta.

La distribución geográfica de la producción responde a las estrategias de las empresas, dado que en 2006 el sector estaba compuesto por pequeñas firmas independientes, se observaba una gran concentración de la producción de biodiesel en Buenos Aires. En cambio, desde que las grandes empresas ingresaron al mercado de los biocombustibles, la ubicación estratégica por su proximidad a los puertos de exportación y la disponibilidad de materia prima determinaron que la producción de biodiesel se concentrara en Santa Fe como se exhibe en la siguiente tabla.

Tabla 3-9: Distribución de las industrias de biodiesel en Argentina

Provincia	Grandes plantas		Pymes		Total general	
	Cantidad	Toneladas	Cantidad	Toneladas	Cantidad	Toneladas
Santa Fe	10	3090000	8	310000	18	3400000
Buenos Aires	0	0	11	425600	9	425600
Santiago del Estero	1	200000	0	0	1	200000
San Luis	0	0	2	48000	2	48000
Neuquén	0	0	1	80000	1	80000
Entre Ríos	0	0	3	74800	3	74800
La Pampa	0	0	2	10000	2	10000
Totales	11	3290000	27	948400	38	4238400

Fuente: CARBIO (Cámara Argentina de Biocombustibles).

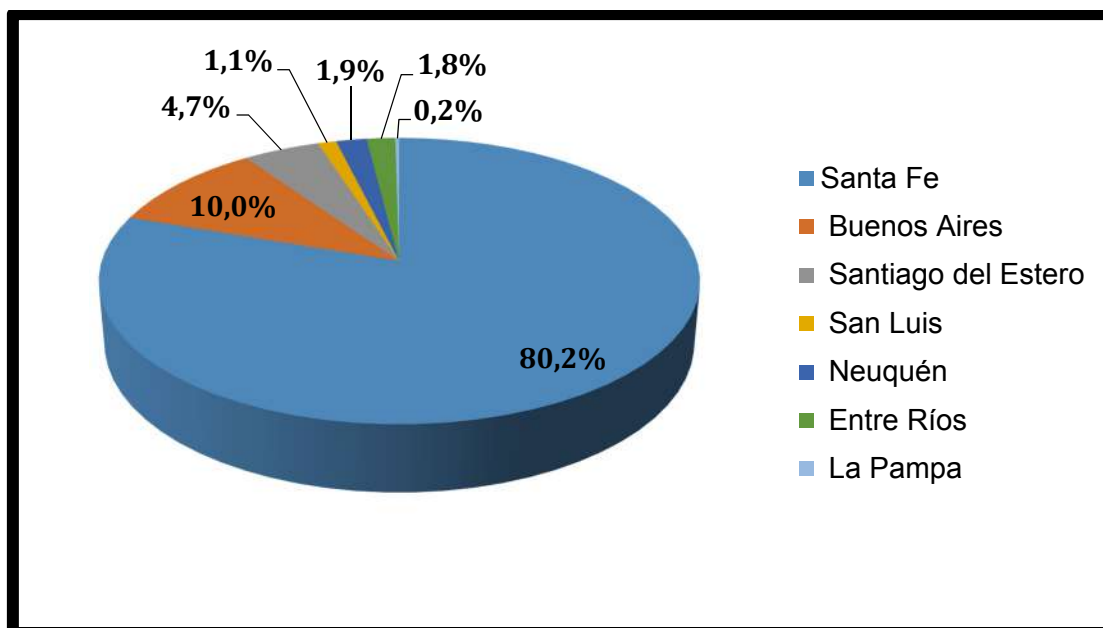


Figura 3-13: Representación gráfica de tabla 3-9

Fuente: Elaboración propia

Rango de tamaño (capacidad de producción en tn/año)	Número de plantas
Menos de 20.000 tn/año	8
Entre 20.001 y 50.000	3
Entre 50.001 y 100.000 tn/año	16
Entre 100.001 y 200.000	3
Entre 200.001 y 700.000 tn/año	7
Total	37

Figura 3-14: Tamaño de plantas de biodiesel en Argentina

Fuente: Bolsa de comercio de Rosario (2017)

Compañía	Ubicación/Localidad	Provincia	Capacidad producción anual (Tn)
LDC Argentina SA	Gral. Lagos	Santa Fe	610.000
Renova S.A.	San Lorenzo	Santa Fe	480.000
Patagonia Bioenergía S.A.	San Lorenzo	Santa Fe	480.000
T 6 Industrial S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	480.000
COFCO Argentina S.A.	Puerto Gral San Martín	Santa Fe	240.000
CARGILL S.A.C.I.	Villa Gobernador Gálvez	Santa Fe	240.000
UNITEC - BIO S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	240.000
Viluco S.A. (Grupo Lucci)	Frias	Sgo del Estero	200.000
Vicentín SAIC	Avellaneda	Santa Fe	120.000
Molinos Río de la Plata S.A.	Rosario	Santa Fe	120.000
Explora S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	120.000
El Albardón S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	100.000
Diaseer S.A.	Parque Industrial San Luis	San Luis	96.000
ARIPAR	Daireaux	Buenos Aires	50.000
Cremer Argentina SA	Arroyo Seco	Santa Fe	50.000
Bio Bahía S.A	Bahía Blanca	Buenos Aires	50.000
Pampa Bio S.A	General Pico	La Pampa	50.000
Rosario Bioenergy S.A.	Roldán	Santa Fe	50.000
Bio Ramallo S.A.	Ramallo	Buenos Aires	50.000
Bio Bin S.A.	Junín	Buenos Aires	50.000
Bio Nogoyá S.A.	Nogoyá	Entre Ríos	50.000
Latin Bio S.A.	Arroyo Seco	Santa Fe	50.000
Bio Corba SA	Ramallo	Buenos Aires	50.000
Refinar Bio	Ramallo	Buenos Aires	50.000
Bio Bal SA	Ramallo	Buenos Aires	50.000
Energías Renovables S.A	Catriló	La Pampa	50.000
Advanced Organic Materials S.A. (AOM)	Parque Industrial Pilar	Buenos Aires	48.000
Diferoil S.A.	General Alvear	Santa Fe	48.000
Energías Renovables Argentinas S.R.L.	Piamonte	Santa Fe	24.000
Colalao del Valle S.A.	Los Polvorines	Buenos Aires	18.000
Soy Energy S.A.	Villa Astolfi	Buenos Aires	18.000
Héctor Bolzán S.A.	Aldea María Luisa	Entre Ríos	14.400
Prochem Bio S.A. (AC)	Ramallo	Buenos Aires	12.000
New Fuel S.A.	Villaguay	Entre Ríos	10.800
B.H. Biocombustibles S.R.L.	Calchaquí	Santa Fe	10.800
Doble L Bioenergías S.A.	Esperanza	Santa Fe	10.800
Agro M&G	Saladillo	Buenos Aires	8.000
Capacidad de producción Argentina (en toneladas/año)		100%	4.398.800
Capacidad de producción Provincia de Santa Fe (en toneladas/año)		79%	3.473.600

Figura 3-15: Capacidad de producción anual de plantas industriales de biodiesel

Fuente: Bolsa de comercio de Rosario (2017)

En base a esto, se puede 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 10 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.

3.10.2 Glicerol crudo

La fabricación del biodiesel origina un subproducto que es el glicerol crudo. En la industria es común que a un subproducto no se le encuentre utilidad y deba ser gestionado como un residuo. Cuando esto ocurre origina un costo adicional al producto objeto de la fabricación y una baja en la rentabilidad del proceso. Si, en cambio, puede ser utilizado como materia prima en otro proceso productivo, sin someterse previamente a una operación de purificación o tratamiento costosa, redundaría en un mayor beneficio económico del proceso productivo, este es el caso del glicerol crudo.

Por cada 10kg de biodiesel producido se obtiene aproximadamente 1 kg de glicerol crudo, es decir un 10% en peso. Este compuesto contiene, según el tipo de proceso y la materia prima utilizada, un porcentaje de glicerol del 40 al 88%, sales, metanol, restos de catalizador y ácidos grasos libres. El costo de purificación es elevado y varía según el grado de pureza que se requiera para su uso posterior, es decir, glicerol crudo (80%), glicerina grado técnico (98%) y glicerina grado USP (99,9%).

El glicerol tiene una enorme cantidad de usos y aplicaciones en diversos tipos de industrias y su costo varía en forma considerable según el grado de pureza. El consumo de este continúa aumentando, especialmente el de calidad alimenticia y medicinal, pero la oferta de glicerol proveniente del biodiesel crece a un ritmo superior originando una baja en los precios como consecuencia de la saturación del mercado.

3.10.2.1 Mercado nacional: Análisis de consumo y disponibilidad del glicerol

El consumo de glicerol bruto a nivel nacional (CNA) es estimado a partir de los valores extraídos de SCAVAGE, expuestos en la siguiente tabla, en conjunto con los datos de producción nacional, que se relacionan de la siguiente manera:

$$\text{CNA} = \text{Producción} + \text{Importación} - \text{Exportación}$$

Consideraciones:

- Para calcular la producción nacional de glicerol se parte de la relación siguiente, son generados 0.105 kg de glicerol crudo por cada 1 kg de biodiesel.
- Otro productor de glicerol es la industria jabonera, en la cual se 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 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 tendrá en cuenta en nuestros cálculos de la disponibilidad de materia prima.

Por otra parte, para calcular la disponibilidad de glicerol crudo en el mercado local, se resta a la producción nacional con el consumo nacional aparente calculado. Luego de esto, se realiza la proyección de la disponibilidad de glicerol crudo (DGC) como materia prima a futuro.

$$\text{DGC} = \text{Producción} - \text{Consumo}$$

Tabla 3-10: Análisis del mercado de Glicerina en Argentina.

Año	Producción Biodiesel (t)	Producción de glicerol (t)	Exportaciones (t)	Importaciones (t)	Consumo aparente (t)	Glicerol disponible (t)
2007	168.365	17.678	477	2.368	19.569	-1.891
2008	711.864	74.746	296	3.783	78.232	-3.487
2009	1.179.103	123.806	15.317	2.346	110.835	12.971
2010	1.820.385	191.140	56.664	940	135.417	55.723
2011	2.429.964	255.146	60.146	868	195.868	59.278
2012	2.456.578	257.941	68.851	773	189.863	68.077
2013	1.997.809	209.770	100.999	1.993	110.764	99.006
2014	2.584.290	271.350	102.516	564	169.399	101.952
2015	1.810.659	190.119	87.038	325	103.406	86.713
2016	2.659.275	279.223	98.914	485	180.795	98.429

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la Secretaría de Energía y Minería de la Nación y Scavage

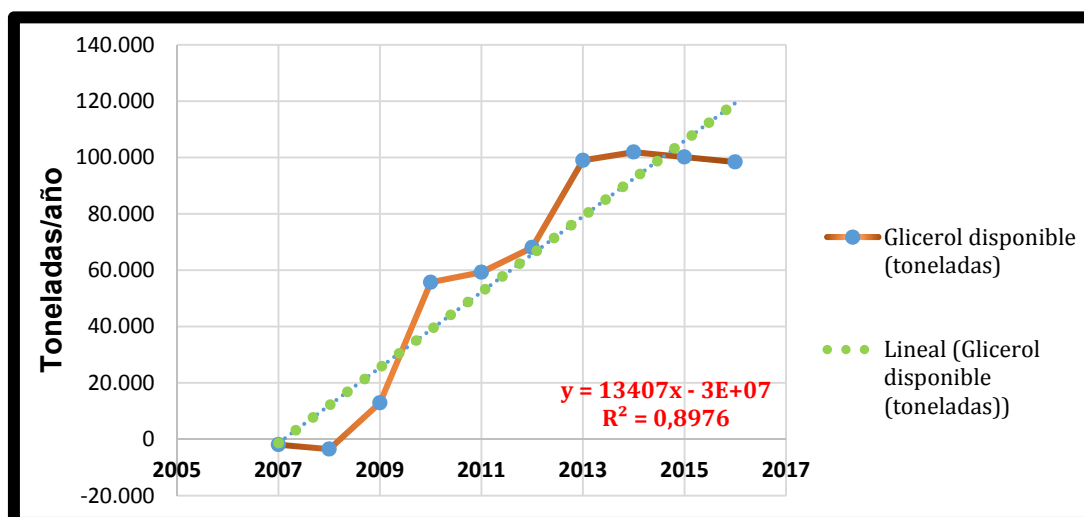


Figura 3-15: Regresión de disponibilidad de glicerol

Fuente: Elaboración propia

Como se puede observar en la tabla, existe un punto en el año 2015 que no es acorde a la tendencia que se reflejan años anteriores, por tal motivo se corregirá la curva de regresión tomando el valor promedio entre sus años precedentes. Esto es posible dada la justificación siguiente: En el año 2015 debido a la caída de precios relativos de gasoil, la producción de biodiesel tuvo un freno en Argentina, reduciendo de forma directa la producción de glicerina cruda.

Teniendo en cuenta la ecuación encontrada producto del modelo de regresión realizada, se calcula la disponibilidad de glicerol proyectando 10 años a futuro, debido a que solo se dispone de información estadística en un período de 10 años anteriores.

En cuanto al modelo de tendencia se puede decir que la función lineal encontrada, con una confiabilidad de $R=0.89$ nos brinda seguridad de nuestro análisis.

Tabla 3-11: Disponibilidad a futuro de Glicerol.

Año	Glicerol disponible (t)
2007	-1.891
2008	-3.487
2009	12.971
2010	55.723
2011	59.278
2012	68.077
2013	99.006
2014	101.952
2015	100.191
2016	98.429
2017	124.395
2018	141.160
2019	157.925
2020	174.689
2021	191.454
2022	208.219
2023	224.984
2024	241.748
2025	258.513
2026	275.278

Fuente: Elaboración propia.

Analizando la tabla 3-11 la disponibilidad de glicerol en los últimos años ha crecido de forma continua, tanto como las exportaciones. Esto es debido al gran remanente que no es adquirido por la industria nacional. Además, los datos otorgados por la aduana Argentina, indican que este glicerol es exportado en su mayoría crudo y con poco valor agregado.

La tabla 3-11 expone los valores predichos por el modelo de tendencia hasta el año 2026. Para este año se alcanzarán las 275 mil toneladas anuales y resultan muy alentadores para los requerimientos de materia prima que serán necesarios. De este análisis se puede concluir que la disponibilidad de glicerol crudo para la realización del proyecto es muy satisfactoria.

3.10.2.2 Análisis de precios del glicerol crudo a futuro

El precio de glicerol en bruto viene disminuyendo abruptamente, cayendo a cero e incluso negativo, lo que genera que algunos productores biodiesel se vean obligados a incinerarlos o pagar para que se lo retiren de sus plantas.

Analizando los precios del mismo que se ha exportado, así como los precios internacionales en el mercado, se pueden estudiar los precios aproximados con el fin de realizar un pronóstico a futuro.

En la tabla 3-12 se observa que el precio del glicerol en los últimos años ha disminuido; esto es debido a los grandes excedentes de glicerol crudo que son generados por las industrias de biodiesel. Cabe destacar que los precios considerados para el glicerol crudo son promedios anuales.

Otro punto considerado es el precio del glicerol en función del grado de refinamiento, es decir el contenido de impurezas reduce su precio. Los valores de dicha tabla corresponden al glicerol con una concentración aproximadamente del 80% p/p, el cual va a ser nuestra materia prima, concentraciones superiores tienen un costo superior.

Tabla 3-12 Precio por tonelada (FOB) del glicerol.

Período	Cantidad exportada (t)	Valor FOB (USD)	Precio FOB glicerina (USD/t)
2007	11821	4.144.883	350,65
2008	74774	26.622.296	356,04
2009	108376	13.404.237	123,68
2010	156043	24.736.540	158,52
2011	170854	46.221.784	270,53
2012	164647	43.720.659	265,54
2013	75216	23.390.471	310,98
2014	168395	34.618.097	205,58
2015	78634	11.686.104	148,61
2016	154236	16.661.087	108,02

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del Scavage

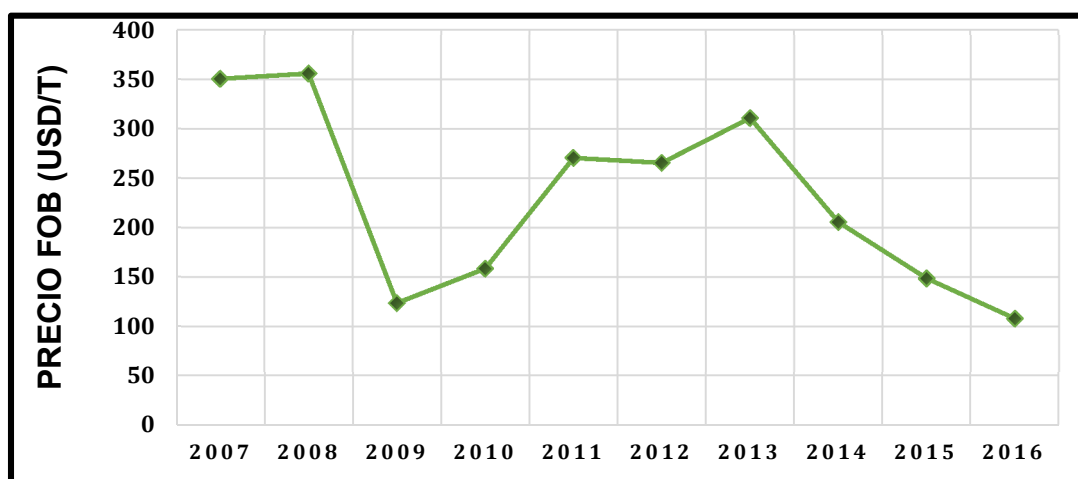


Figura 3-16: Representación gráfica de tabla 3-12

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del Scavage

Ahora se realiza la predicción de precios hasta el año 2026 y para lograrlo es necesario trabajar con dicha serie de precios. Lo primero que realizará, al igual que en casos anteriores es suavizar aquellos puntos que presentan anomalía en cuanto a las tendencias normales. Un punto fuera de control es el año 2009, donde el contexto mundial económico condujo a una caída en casi todos los precios de commodities en mercados internacionales, para luego al año siguiente comenzar a recuperarse. En consecuencia, el valor de FOB glicerina (USD/t) para el año 2009 se eliminó y el del 2010 se obtuvo del promedio de los valores correspondientes a los años 2008 y 2011 respectivamente.

Otro punto fuera de las tendencias se presenta en el año 2013, este valor también fue promediado con valores de año anterior y posterior. Como ya se explicó anteriormente en 2013 debido a conflictos con la Unión Europea, Argentina no comercializó sus productos en igual medida en dicho mercado, reduciendo la producción de biodiesel, como consecuencia de esto, la disponibilidad de glicerol crudo en el mercado nacional se redujo, aumentando su precio. Luego de realizar estas correcciones se procedió a utilizar el modelo de tendencia cuyo fin es estimar a futuro el precio del glicerol.

Tabla 3-13: Precios FOB (USD/t) suavizados del glicerol.

Período	Cantidad (kg)	Valor FOB (USD)	Precio FOB (USD/t) suavizado
2007	11.820.661	4.144.883	350,65
2008	74.774.375	26.622.296	356,04
2010	156.042.928	24.736.540	313,28
2011	170.854.334	46.221.784	270,53
2012	164.646.636	43.720.659	265,54
2013	75.215.589	23.390.471	235,56
2014	168.395.306	34.618.097	205,58
2015	78.634.083	11.686.104	148,61
2016	154.235.624	16.661.087	108,02

Fuente: Elaboración propia, Scavage.

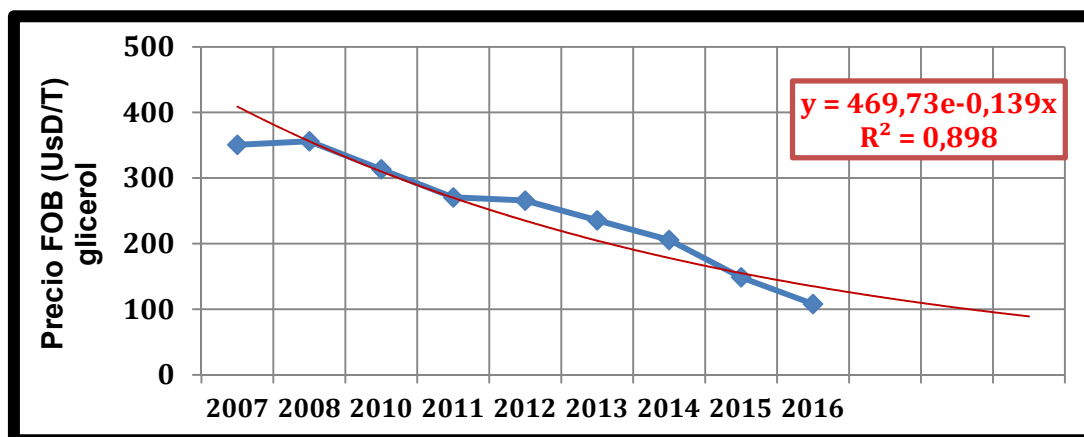


Figura 3-17: Representación gráfica de tabla 3-13 y curva de regresión

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del Scavage

Como se puede observar en la figura 3-17 el índice de confiabilidad de dicha curva de tendencia muestra un valor de $R=0,90$ el cual nos indica un confiable análisis a futuro a pesar de las fluctuaciones económicas de Argentina. Teniendo en cuenta la ecuación de la curva de tendencia se analizarán los precios del glicerol a futuro.

Tabla 3-14: Precio a futuro del glicerol.

Año	Precio FOB (USD/t) suavizado
2007	350,64
2008	356,03
2010	313,28
2011	270,53
2012	265,54
2013	235,55
2014	205,57
2015	148,61
2016	108,02
2017	101,81
2018	88,60
2019	77,10
2020	67,09
2021	58,39
2022	50,81
2023	44,21
2024	38,48
2025	33,49
2026	29,14

Fuente: Elaboración propia, Scavage.

La Tabla 3-14 expone la estimación del precio de la glicerina cruda para el año 2026, realizado con el modelo de tendencia. Como conclusión del análisis se puede asegurar que los costos de nuestra materia prima se reducirán con el tiempo, maximizando de esta forma la rentabilidad de la empresa.

3.11 Análisis FODA

El análisis FODA es una herramienta que permite conformar un cuadro de la situación actual del objeto de estudio permitiendo de esta manera obtener un diagnóstico preciso. Permite así, en función de este diagnóstico, tomar decisiones acordes con los objetivos formulados.

Tabla 3-15: Análisis FODA

<p>Fortalezas</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Proceso productivo innovador • Producto obtenido de fuente renovable que competirá contra el mismo producto obtenido de fuentes no renovables. • Saturación del glicerol crudo en el mercado. • Disponibilidad nacional y cercana de materia primas. • Precio de materia prima con tendencia negativa para los próximos 10 años. • Precio de producto obtenido con tendencia positiva para los próximos 10 años.
<p>Oportunidades</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Los análisis realizados arrojan la oportunidad de montar una industria que logre ser rentable y atractiva para los inversores • Posibilidad de asociación con proveedores de materia prima, y firma de convenios con empresas generadoras de glicerol crudo. • Dar una solución a las industrias de biodiesel por la disposición final del glicerol. • Generar materia prima implicada en la producción de biodiesel.
<p>Debilidades</p>	<ul style="list-style-type: none"> • La materia prima necesaria está atada a la producción de la industria del biodiesel y su dependencia es alta. • Proceso innovador con poco estudio a nivel industrial • Utilización de la matriz energética Argentina. • Gran inversión inicial.
<p>Amenazas</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Producción Nacional a gran escala • Inestabilidad de la economía nacional.

Fuente: Elaboración propia

3.12 Conclusiones

A partir del estudio de mercado realizado es posible concluir lo siguiente:

- La materia prima necesaria para la producción de metanol, es decir el glicerol crudo, cuenta con un crecimiento a largo plazo. Como consecuencia del elevado costo de purificación y la ausencia del uso para aumentar su valor agregado, nos permite disponer de este insumo en cantidad necesaria a un precio que tiende a un descenso aumentando la rentabilidad de la planta.
- Analizando la serie de valores anuales correspondientes al consumo nacional aparente de metanol se puede encontrar una tendencia creciente asociada a la producción de biodiesel, por defecto de su utilización como precursor en la transesterificación del aceite crudo. Esto garantiza mercado consumidor del producto en cuestión.
- Se presenta una gran oportunidad para reemplazar el metanol proveniente de una materia prima no renovable como es el gas natural (petróleo), por un proceso en el cual se emplea un subproducto de la propia industria de biodiesel. De esta manera se genera una descontractura en la saturación del glicerol crudo en el mercado interno.
- El presente estudio de mercado está basado en la utilización del alcohol (metanol) netamente en el mercado de la República Argentina.
- La existencia de plantas productoras de metanol puede generar una complicación para la atracción de inversiones en nuestra planta de elaboración de metanol, debido a que no se podría competir con los costos de producción a través de energía no renovable (YPF).

CAPÍTULO 4

LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DE LA PLANTA

4.1 Introducción

La elección de la localización de la planta constituye un factor clave para su posterior éxito. Lo más importante es lograr que el costo de producción y distribución sean mínimos, teniendo en cuenta el espacio para futuras ampliaciones y las condiciones generales para la vida.

En la determinación del lugar de emplazamiento intervienen numerosos factores, entre estos hay algunos que poseen mayor relevancia y son los analizados para tomar las decisiones correctas. Estos elementos determinan una serie de ventajas y desventajas de las posibles zonas geográficas, en las cuales se podría ubicar la planta.

Entre los factores a considerar para la localización óptima de la planta de fabricación industrial se encuentran:

- Localización de las fuentes de abastecimiento de materias primas.
- Localización de los clientes o compradores.
- Localización de la competencia.
- Mano de obra calificada.
- Calidad de vida.
- Acceso a los suministros y servicios básicos.
- Medios de transporte.
- Condiciones climatológicas de la zona.
- Marco jurídico.
- Impuestos y servicios públicos.
- Acceso al terreno y construcción.

4.2 Macrolocalización

Consiste en la selección de la región o zona más adecuada, evaluando las regiones que presenten ciertos atractivos para la industria. El producto por desarrollar está pensado para su comercialización dentro del territorio argentino, tiene aplicabilidad en zonas agrícolas (particularmente en la producción de biodiesel), por lo que para realizar la macro localización se buscará la cercanía a las mismas.

Los factores a tener en cuenta para poder determinar la región óptima para emplazar la planta productora de metanol se detallan a continuación:

- A. Disponibilidad de materia prima.
 - Principales fuentes de abastecimiento.
 - Costo del medio de transporte.
- B. Zona de consumo o mercado.
- C. Disponibilidad de servicios generales y terreno.

En cuanto a los criterios seleccionados, estos se analizaron de acuerdo a la importancia en el proceso.

4.2.1 Disponibilidad de materia prima

Se pondera este criterio como uno de los más importantes, como se explicó anteriormente, la materia prima fundamental, en este proyecto, para la producción de metanol es la glicerina obtenida como subproducto del biodiesel. Para ello, es necesario analizar las empresas que cuenten con dicho producto y con una capacidad suficiente que nos permita satisfacer los requerimientos del proyecto, cerca del lugar de instalación o, como alternativa, tener facilidades para obtener el abastecimiento de la materia prima a través de transporte, teniendo en cuenta que su costo dependerá de las distancias y cantidades transportadas. Considerando la capacidad instalada de las empresas de mayor tasa de producción en argentina, se recomienda revisar Tabla 3-9 y figura 3-13 las cuales dejan en claro que la ubicación a seleccionar se encontrara entre las provincias de: Santa Fe, Buenos Aires y Santiago del Estero.

Se puede concluir que la mayor concentración de empresas capaces de proveer dicha materia prima se ubica en la provincia de Santa Fe (ver figura 3-15), albergando al 80% de las plantas productoras de Biodiesel en el territorio de la República Argentina.

En la figura 4-1 se muestra un mapa en donde se representa la ubicación de las empresas que producen Biodiesel y poseen una capacidad de producción igual o superior a las 50000 toneladas por año.

4.2.2 Distancia a zonas de consumo o mercados

Se pondera este criterio como el segundo criterio más importante en la localización de la planta productora de metanol, debido a que dicho producto va a ser comercializado y consumido por el mercado productor de biodiesel en Argentina, este factor afecta a los costos de distribución del producto obtenido (metanol), por ende, es imprescindible emplazar la planta en cercanías a tales productores de biodiesel.

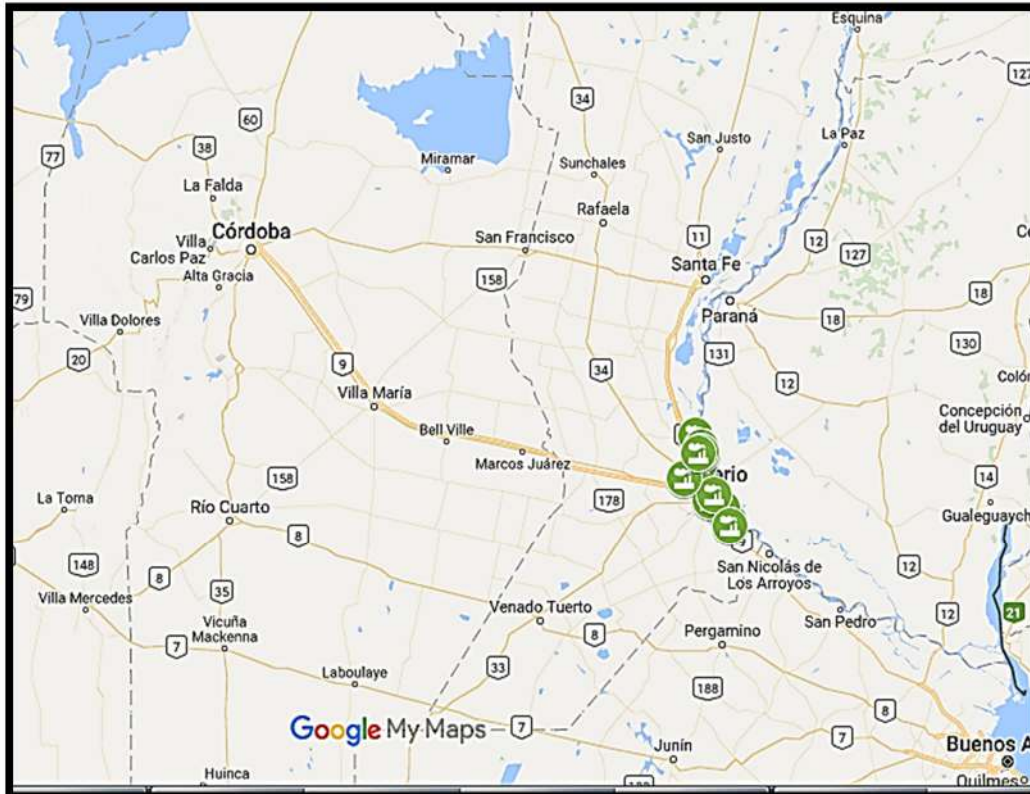


Figura 4-1: Distribución de las industrias más grandes de Biodiesel en Santa Fe.

Fuente: Elaboración propia- Google Maps-2018

4.2.3 Distancia al mercado competidor

Este criterio se pondera como el tercer criterio más importante. En la República Argentina existen dos plantas productoras de metanol que emplean gas natural como materia prima: YPF S.A (Neuquén) y Arauco Argentina S.A (Santa Fe). De las antes mencionadas el competidor más fuerte es YPF (volumen producido), por lo tanto localizar la planta lejos de dicho competidor va a determinar una diferencia en el costo de distribución del producto, ya que el mismo tiene que transportarlo, en gran parte, desde Neuquén hacia Santa Fe.



Figura 4-2: Mercado competidor: Plantas productoras de metanol en Argentina

Fuente: Elaboración propia- Google Maps-2018

4.2.4 Disponibilidad de servicios generales y terreno

El terreno por adquirir debe ser capaz de albergar todas las instalaciones de la planta, administración, mantenimiento, almacenamiento de productos y materias primas; además debe quedar espacio disponible para futuras ampliaciones.

Teniendo en cuenta lo mencionado en los cuatro criterios anteriormente, se elige la provincia de Santa Fe como la Macro localización que mejor se adapta a los requerimientos del proyecto.

4.3 Microlocalización

Consiste en la selección específica del sitio o terreno que se encuentra en la región que ha sido evaluada como la más conveniente. Entre las distintas alternativas para el emplazamiento de la fábrica se tienen zonas, áreas y parques industriales.

Las zonas industriales son extensiones de tierra dotadas de infraestructura, localizadas en armonía con los planes de desarrollo urbano locales y con el medio ambiente, y aptas para la radicación de instalaciones industriales. La ubicación debería ser suburbana para asegurar el cumplimiento de las condiciones necesarias para la producción. No se requieren normativas específicas provinciales y nacionales, pero si las propias del distrito en el cual se desarrolle, y por lo tanto no tiene beneficios implícitos. Áreas industriales se denominan a los terrenos urbanizados y subdivididos en parcelas, dotados de infraestructura y servicios públicos, y con servicios e instalaciones comunes necesarias para el establecimiento de plantas industriales. Al estar reguladas por normas provinciales y nacionales, precisan de una autorización provincial para funcionar. Además, exige la conformación de un consorcio de administración. Los Parques Industriales suponen extensiones de terreno destinadas al asentamiento de industrias, cuyo espacio físico e infraestructura están definidos de antemano al igual que en las áreas, pero que cuentan con servicios comunes a todas las industrias radicadas, y reglamento interno, con un ente administrador organizador y con funciones de control. Los servicios que se brindan colaboran con el desarrollo de las actividades industriales, como ser: tratamientos de efluentes, captación y distribución de agua, sala de primeros auxilios, servicios bancarios, correos, comunicaciones, etc.

Considerando las ventajas que se obtienen al emplazar la industria en un parque industrial y teniendo en cuenta el costo de transporte del glicerol, se analizaran los parques industriales ubicados en la provincia de Santa Fe, en donde teniendo en cuenta los criterios mencionados en la macro localización en conjunto con la distribución de la

mano de obra disponible en dicha provincia y de esta manera se determinará la ubicación definitiva de la planta.

4.3.1 Distribución de parques industriales en la provincia de Santa Fe

A continuación, se muestra un mapa, en donde se representan los parques y las áreas industriales más cercanas a la zona de gran densidad de industrias de biodiesel, es decir, en las proximidades al Puerto General San Martín. Los mismos son:

- Parque Industrial San Lorenzo.
- Parque Industrial de Cañada de Gómez.
- Área Industrial Carcarañá.
- Área Industrial Oficial del Desarrollo de Roldán.

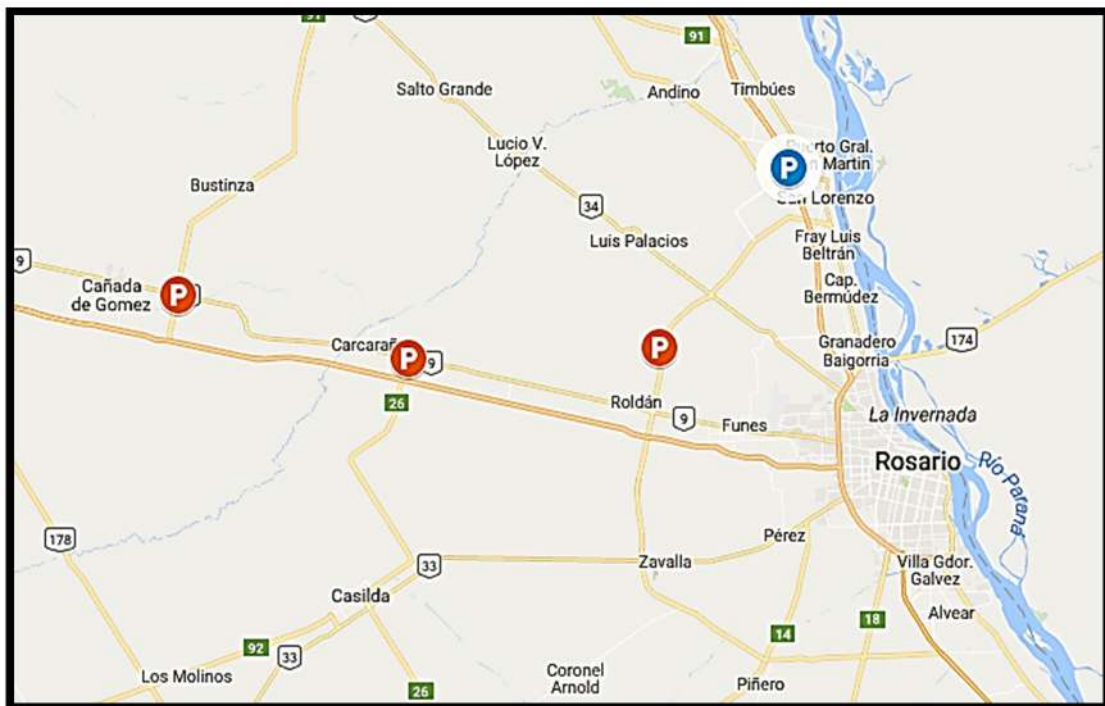


Figura 4-2: Parques Industriales cercanos a la zona de alta densidad de Industrias de Biodiesel.

Fuente: Elaboración propia- Google Maps-2018

4.3.2 Distribución de la población en la provincia de Santa Fe

En este punto se analiza la distribución de la población y de la tasa desocupación con el objetivo de determinar si la zona elegida anteriormente según el criterio de cercanía a las plantas de biodiesel se puede atribuir a una zona de alta densidad de población y que en la misma exista gente desocupada, es decir, mano de obra disponible.

En las figuras 4-4 y 4-5, se muestran una representación de población censada en el año 2010 por INDEC en la provincia de Santa Fe.

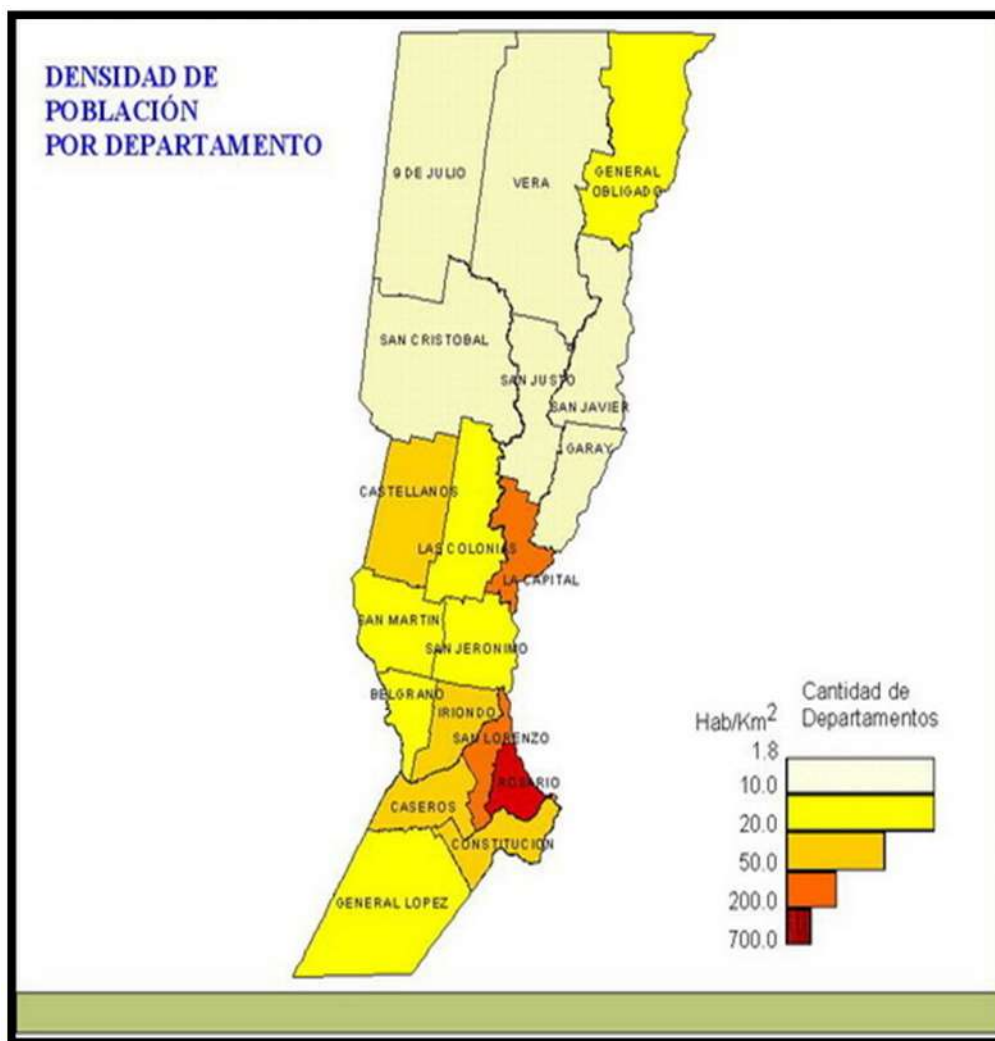


Figura 4-4: Densidad de población por departamento en la Pcia. de Santa Fe

Fuente: INDEC- CENSO 2010

Departamento	Población		Variación absoluta	Variación relativa (%)
	2001	2010		
Total	3.000.701	3.194.537	193.836	6,5
Belgrano	41.449	44.788	3.339	8,1
Caseros	79.096	82.100	3.004	3,8
Castellanos	162.165	178.092	15.927	9,8
Constitución	83.045	86.910	3.865	4,7
Garay	19.913	20.890	977	4,9
General López	182.113	191.024	8.911	4,9
General Obligado	166.436	176.410	9.974	6,0
Iriondo	65.486	66.675	1.189	1,8
La Capital	489.505	525.093	35.588	7,3
Las Colonias	95.202	104.946	9.744	10,2
9 de Julio	28.273	29.832	1.559	5,5
Rosario	1.121.441	1.193.605	72.164	6,4
San Cristóbal	64.935	68.878	3.943	6,1
San Javier	29.912	30.959	1.047	3,5
San Jerónimo	77.253	80.840	3.587	4,6
San Justo	40.379	40.904	525	1,3
San Lorenzo	142.097	157.255	15.158	10,7
San Martín	60.698	63.842	3.144	5,2
Vera	51.303	51.494	191	0,4

Nota: la población total incluye a las personas viviendo en situación de calle.

Figura 4-5: Población total y variación intercensal absoluta y relativa por departamento en la provincia de Santa Fe.

Fuente: INDEC- CENSO 2010

Teniendo en cuenta las figuras anteriores se observa que el aglomerado Gran Rosario conformado por el Departamento Rosario y el Departamento San Lorenzo concentra la mayor parte de la población de la provincia de Santa Fe.

Según el Informe Técnico (Vol. 2, N°49) de INDEC correspondiente a “Mercado de trabajo, principales indicadores (EPH)” redactado en el cuarto trimestre del año 2017, el Gran Rosario llegó a una tasa de desempleo de un 7,6 %, lo que indica que en dicha zona cuenta con mano de obra disponible para la planta correspondiente al presente proyecto.

En función de los análisis efectuados se puede concluir que el Parque Industrial San Lorenzo cumple con los requerimientos antes mencionados, es decir, es el único que posee lotes disponibles de los 4 parques representados en la figura 4-2, se ubica en una zona óptima y en cercanía tanto de disponibilidad de materia prima como de disponibilidad de mercados, por lo que se adopta al mismo como la ubicación definitiva de la planta.

4.4 Parque Industrial San Lorenzo

Se ubica al Noroeste de la ciudad de San Lorenzo, en el área delimitada por la Autopista Rosario-Santa Fe, la intersección de la Ruta Provincial N°10, las vías del Ferrocarril Mitre (hoy Nuevo Central Argentino) y el Arroyo San Lorenzo, dentro un área denominada “Zona de Promoción Industrial” (Ord. N° 2111/98).

Comprendido dentro del Área Metropolitana del Gran Rosario, el Parque fue proyectado en base a las normas urbanísticas locales y provinciales, contribuyendo con la planificación territorial de la ciudad y la región, favoreciendo el desarrollo industrial de forma sustentable y en armonía con sus habitantes y el medio ambiente.

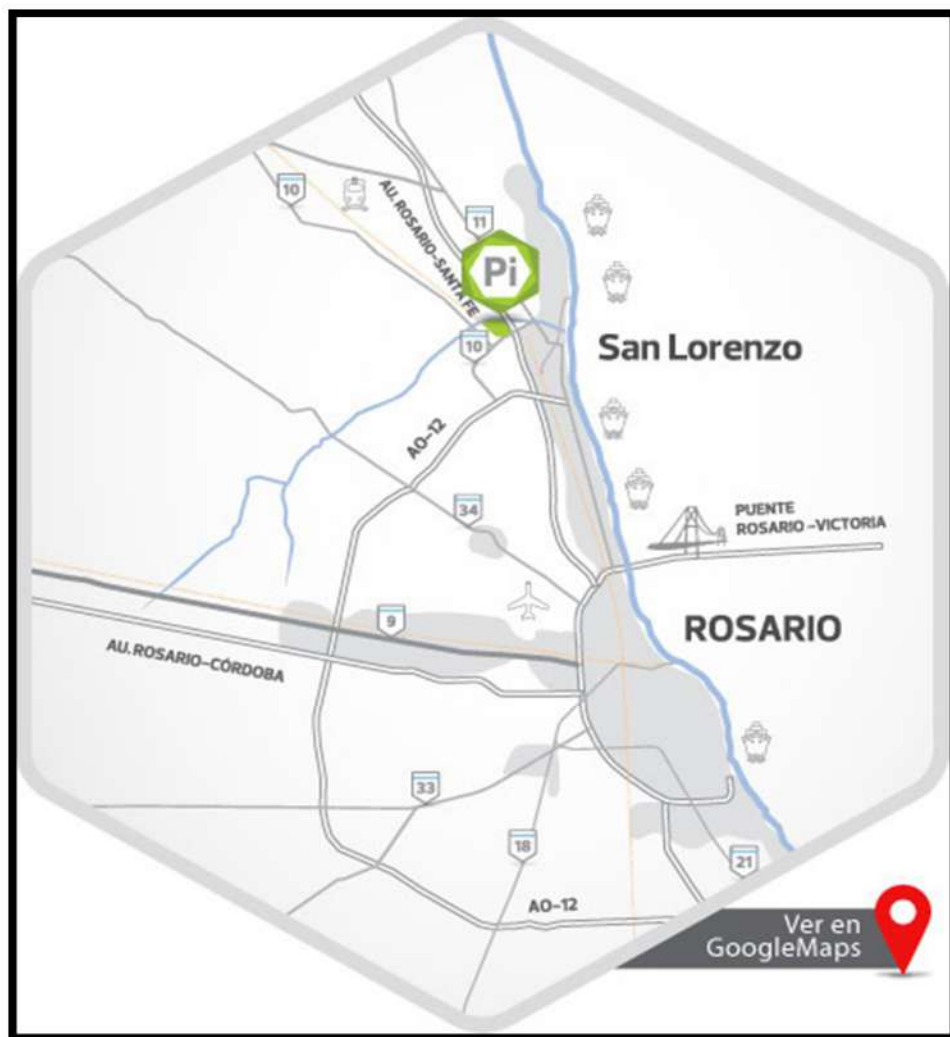


Figura 4-6: Ubicación Parque Industrial San Lorenzo-Vías de comunicación

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/page/ubicacion>

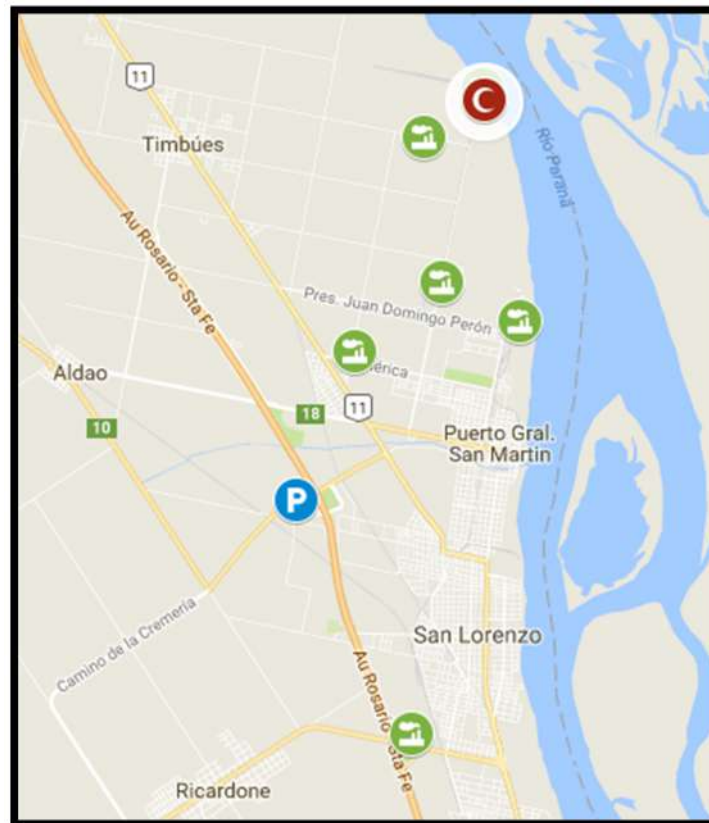


Figura 4-7: Ubicación del parque industrial (P) con respecto a industrias de Biodiesel más cercanas (verde) y de la competencia (C).

Fuente: Elaboración propia- Google Maps-2018



Figura 4-8: Vista satelital del Parque Industrial San Lorenzo

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/page/ubicacionmapa>

4.4.1 Características

Tabla 4-1: Características del Parque Industrial San Lorenzo

Nombre	Parque Industrial San Lorenzo
Superficie total	150 hectáreas
Cantidad total de lotes	200 lotes
Lotes a la venta	200 lotes
Dimensiones	2500 m ² 5000 m ² 20000 m ²
Servicios esenciales	<ul style="list-style-type: none"> • Red Eléctrica de Baja y Media Tensión. • Red de Agua Corriente • Red de Media y Alta. Presión de Gas Natural • Red de Cloacas. • Sistema desagües pluviales. • Red de Telefonía. • Servicio de Internet / Wi-Fi. • Iluminación Interior y Alumbrado Público exterior. • Sistema Hidrantes contra Incendios. • Balanza Común.
Servicios complementarios	<ul style="list-style-type: none"> • Depósito Común. • Centro de Emergencias Médicas y Primeros Auxilios. • Desvío Ferroviario. • Playa de Maniobras para actividades logísticas multimodales. • Guardería.
Seguridad	<ul style="list-style-type: none"> • Doble Cerco Perimetral. • Seguridad Privada las 24 hs. • Sistema Integrado de Monitoreo • Sistema de Control de Ingresos y Egresos.
Servicios financieros y administrativos	<ul style="list-style-type: none"> • Banco. • Oficina de Dependencias Provinciales y municipales.
Salones, negocios	<ul style="list-style-type: none"> • Salón de Convenciones • Salón de Exposiciones • Salón de Usos Múltiples (SUM)

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/page/servicios>

4.4.2 Croquis del parque industrial

A continuación, se muestra un croquis con la distribución de los lotes, siendo los resaltados en color verde los disponibles para uso industrial (200 lotes).



Figura 4-9: Lotes del parque industrial San Lorenzo

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/page/lotes>

4.4.3 Ventajas

Además de contar con todos los servicios esenciales y servicios complementarios, las empresas que se instalen en el Parque pueden acceder a:

- Tarifas Preferenciales de Servicios.
- Reducción de los costos por generación de economías de aglomeración, a partir de la compra conjunta de insumos y materias primas, las relaciones de compra-venta entre las firmas, y la posibilidad de radicación próxima de proveedores y subcontratistas, logrando ahorro en transporte y logística.
- Posibilidad de modernización tecnológica, edilicia y logística.

- Relaciones espontáneas o planificadas entre las empresas, promovidas por el consorcio de administración.
- Cooperación entre las empresas en diversas facetas, desde el intercambio y la producción conjunta de conocimientos tecnológicos, hasta la contratación de servicios y la colocación de la producción.

4.4.4 **Beneficios impositivos**

La Ley N° 11.525 de Parques y Áreas Industriales y la Ley N.º 8.478 de Promoción Industrial de la Provincia de Santa Fe, otorgan a las empresas que se radiquen en Parques Industriales, importantes beneficios y exenciones impositivas de hasta el 100% de los impuestos provinciales, por un período de hasta 10 años:

- Impuesto sobre los Ingresos Brutos.
- Impuesto Inmobiliario.
- Patente Automotor.
- Impuesto de Sellos.
- Aporte patronal ley 5110.
- Tasas retributivas de servicios (constitución, ampliación de capitales y modificaciones de sociedades).

CAPÍTULO 5

CAPACIDAD PRODUCTIVA DE LA PLANTA

5.1 Introducción

A partir del estudio de mercado se pudo llegar a la conclusión de que existe un mercado propicio y atractivo para este proyecto, y se hizo la proyección a futuro de este. Esto sirve de referencia para la determinación del tamaño del proyecto ya que generalmente se toma la dimensión del mercado como variable más importante. Cabe destacar las consideraciones llevadas a cabo para la realización de este. Debido a que el tamaño no debe responder a una situación de corto plazo, sino que debe adecuarse a las expectativas del crecimiento de la demanda, antes de continuar con el análisis de las posibilidades de cubrir el consumo, se establece el nicho de mercado que va a ocupar la planta productora de metanol. Se dictaminó sentando en la base del capítulo de localización de la planta, que el mejor nicho de mercado a satisfacer o intentar suplir con las necesidades, era el ubicado dentro de la provincia de Santa Fe. Esta ubicación dispone de una gran cantidad de empresas productoras de biodiesel, glicerol como subproducto de éstas y una disminución de costos de transportes a la instalación. A continuación, se analiza la posibilidad de cubrir el consumo del mercado de interés proyectando a futuro.

5.2 Proyección de la producción óptima

Ahora bien, se considera la proyección de la producción de metanol, como una situación dinámica en el tiempo. Como se puede observar en los análisis anteriores del capítulo de estudio de mercado, la demanda crece año tras año, y por lo tanto la producción deberá hacerlo al mismo ritmo. Al presentarse tal comportamiento de crecimiento no existe un tamaño óptimo de planta, sino una estrategia óptima de ampliación que puede definirse con anticipación.

El método aproximado que se expone a continuación permite tener una primera idea del tamaño óptimo aconsejable y lo es mucho mejor en la medida en que sea mayor la certeza en la estimación de los parámetros que lo determinan. Debe considerarse como un elemento más de ayuda para la toma de la decisión final en cuanto al tamaño del proyecto. Para poder aplicarlo se deben conocer o estimar previamente los siguientes parámetros:

- D_0 : magnitud de la demanda actual que satisface el proyecto
- r : tasa de crecimiento de la demanda que satisface el proyecto
- N : vida útil de la maquinaria y equipos

- α : factor de escala²

En aquellos mercados en los que el consumo del producto presenta una tendencia creciente, como en el caso de este proyecto, se comienza por estimar el periodo óptimo “n”, al que corresponde el tamaño óptimo del proyecto. Para esto se emplea la ecuación que se presenta a continuación (Sapag Chain, 1995):

$$\frac{1}{R^n} = 1 - 2 \cdot \left(\frac{1-\alpha}{\alpha}\right) \cdot \left(\frac{R-1}{R+1}\right)^{N-n} \quad \text{Ec. (5.1)}$$

El desarrollo porcentual de la demanda, R, es una función de la tasa de crecimiento estimada del mercado, r, que se puede expresar de la siguiente manera (Sapag Chain, 1995).

$$R = 1 + r \quad \text{Ec. (5.2)}$$

Para estimar el valor de “r”, se emplearon los datos obtenidos anteriormente en el estudio de mercado, correspondiente a la proyección demanda a satisfacer del metanol, que se considera como la base para el cálculo de la capacidad de la planta.

Se calcula la demanda anual de este producto y la tasa de crecimiento anual promedio, la cual resultó 0,04(4%). Por lo tanto, “R” toma un valor igual a 1,04.

El exponente de escala, α , tiene un valor de 0,60 de acuerdo a la lista mencionada anteriormente que publicada por las Naciones Unidas en el boletín N° 20 “Industrialización y Productividad”.

Por último, la vida útil de los equipos, “N”, se estima en diez años por convención, que por otra parte coincide con los años que se supone que dura el presente proyecto.

A partir de estos valores y de la ecuación 5.1, se obtuvo, a través de un método de aproximaciones sucesivas, un valor de período óptimo, “n”, correspondiente a 9,27 años aproximadamente.

² El exponente del factor de escala es supremamente difícil de conocer. Al respecto, las Naciones Unidas han efectuado algunos estudios, generando una lista de factores calculados para las industrias químicas, petroquímicas y automovilísticas, publicadas por las Naciones Unidas, Boletín N° 20.

Una vez calculado el “n óptimo”, según el método propuesto, se lo incorpora en la ecuación 5.3 para determinar D_n , Tamaño Óptimo del proyecto (pág. 173. Preparación y evaluación de proyectos. Sapag Chain).

$$D_n = D_0 \cdot (1 + r)^n \quad \text{Ec (5.3)}$$

Las expresiones anteriores se deducen al suponer que el tamaño óptimo del proyecto es aquel que permite mantener al mínimo los costos totales durante la vida útil estimada.

En este caso D_0 corresponde al valor actual de la demanda de metanol, de 430.788 toneladas/año.

Esto señala que el Tamaño Óptimo en función de las expectativas de crecimiento del mercado debe programarse para satisfacer una demanda de 619.673 toneladas de metanol. Adoptando una *capacidad de planta de 620.000 toneladas anuales*.

Cabe destacar que este procedimiento sólo considera la restricción del mercado sin tener en cuenta otros factores limitantes que se analizan a continuación.

5.3 Estimación de la materia prima disponible

El abastecimiento suficiente en cantidad y calidad de materia prima es un aspecto vital que condiciona el tamaño de un proyecto.

Como se describe en el capítulo correspondiente al estudio de mercado, en la tabla 3.11 (disponibilidad futura de glicerol) se puede ver que la cantidad teórica de glicerol (275.000 T/año) para trabajar en la planta, no va a poder suplir con la estimación anterior de producir una cantidad de 600.000 T/año de metanol, por ende, resulta necesario un acotamiento del nicho de mercado estableciendo así las bases y dictaminando que: la materia prima resulta ser un factor limitante del tamaño de producción de la planta.

5.4 Capacidad máxima de producción adoptada

De acuerdo con el análisis realizado anteriormente de los distintos factores, demanda creciente, materia prima, localización, se considera necesario reducir la cantidad de metanol producido para así poder abastecer al mismo con la materia prima disponible.

Se observa en la tabla 3-15 que las empresas productoras de biodiesel y de mayor capacidad instalada (superior a las 100.000 T/año), se ubican en la provincia de Santa Fe. En dicha provincia existen 11 empresas de las cuales suman un total de

capacidad total de producción de biodiesel en 3.230.000 T/año, y por ende, aproximadamente un total de 340.000 T/año de glicerol crudo (10,5kg glicerol/100kg biodiesel). Teniendo en cuenta las características del proceso productivo, es decir, un rendimiento global aproximado del 80-85% y la cantidad de glicerol crudo disponible por año, se estima que la capacidad máxima de producción de metanol será de 140.000 t/año, de tal modo que se pueda contar y garantizar con la materia prima disponible y requerida durante el periodo establecido por el proyecto.

Tabla 5.1- Cantidad de materia prima y producto final en t/año

	Cantidad (t/año)
Glicerol crudo disponible	340.000
Capacidad máxima de producción de metanol	140.000

Fuente: elaboración propia

CAPÍTULO 6

SELECCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO

6.1 Introducción

En el presente capítulo se determina el proceso adoptado para la producción de metanol a través de glicerol crudo de acuerdo con el destino de este, incorporar y/o suplementar en la cadena de elaboración de biodiesel, en este caso. Para ello, el mismo se divide en dos partes: en la primera, se realiza una revisión de la bibliografía existente para detallar todas las vías posibles para obtener, recuperar y concentrar este producto; en la segunda, se analizan las operaciones más factibles detalladas en la parte anterior y mediante diversos métodos se ponderan aquellas que se consideren óptimas para cada etapa, y se confecciona el diagrama de flujo del proceso completo con las condiciones de cada etapa.

6.2 Procesos convencionales para producir metanol

Originariamente se producía metanol por destilación destructiva de astillas de madera. Esta materia prima condujo a su nombre de alcohol de madera. Este proceso consiste en destilar la madera en ausencia de aire a unos 400 °C formándose gases combustibles (CO, C₂H₄, H₂), empleados en el calentamiento de las retortas; un destilado acuoso que se conoce como ácido piroleñoso y que contiene un 7-9% de ácido acético, 2-3% de metanol y un 0.5% de acetona; un alquitrán de madera, base para la preparación de antisépticos y desinfectantes; y carbón vegetal que queda como residuo en las retortas. Actualmente, todo el metanol producido mundialmente se sintetiza mediante un proceso catalítico a partir de monóxido de carbono e hidrógeno. Los procesos industriales más ampliamente usados son los desarrollados por las firmas Lurgi Corp. e Imperial Chemical Industries Ltd. (ICI).

Tecnologías para producir metanol a partir de gas natural de acuerdo con el Instituto de Química IHS, las tecnologías de proceso comerciales más importantes para la producción de metanol son las siguientes:

- Proceso de Producción JM/Davy (Tecnología ICI).
- Proceso de Producción de Metanol Lurgi.
- Proceso de Producción de Metanol TOYO Engineering Corp.

6.2.1 Tecnología Johnson Matthey-Davy (Tecnología ICI)

La Tecnología de proceso Johnson Matthey- Davy, llamado antiguamente proceso ICI es un proceso de producción de metanol a baja presión. El proceso produce metanol a partir del gas de síntesis vía reformado de gas natural. La etapa de reformado, también disponible por esta licenciante, puede ser por reformación con vapor convencional (SR), reformado auto térmico (ATR), reformado combinado (SR + ATR) o

reformación de gas calentado (GHR + ATR). La etapa de reformado o gasificación es seguido por la compresión, la síntesis de metanol y la destilación (uno o dos columnas).

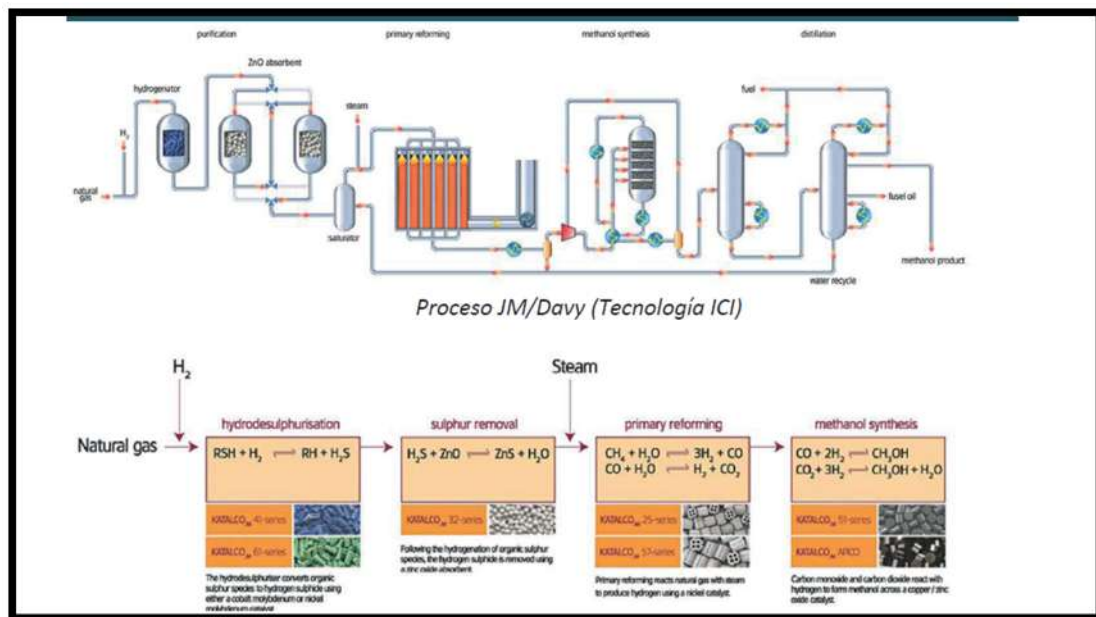


Figura 6-1: Proceso JM/Davy (Tecnología ICI)-Diagrama de procesos.

Fuente: Methanol- Petrochemical Process 2010-Hydrocarbon Processing®

6.2.2 Tecnología Lurgi Megamethanol™

El presente proceso consiste en usar el reformado autotérmico para producir gas de síntesis usando como alimentación el gas natural o hidrocarburos ligeros. Opcionalmente la alimentación es desulfurizada y pre-reformado con vapor obteniendo gas de síntesis en condiciones alrededor de 40 bar, usando oxígeno como agente reformador. El proceso genera un gas de síntesis libre de carbono con una baja relación de H_2/CO , ofrece una gran flexibilidad de operación en un rango de 950-1050 °C. El gas de síntesis se comprime en una sola carcasa de compresor de gas de síntesis con la etapa de reciclaje, obteniendo así la presión necesaria para la síntesis de metanol.

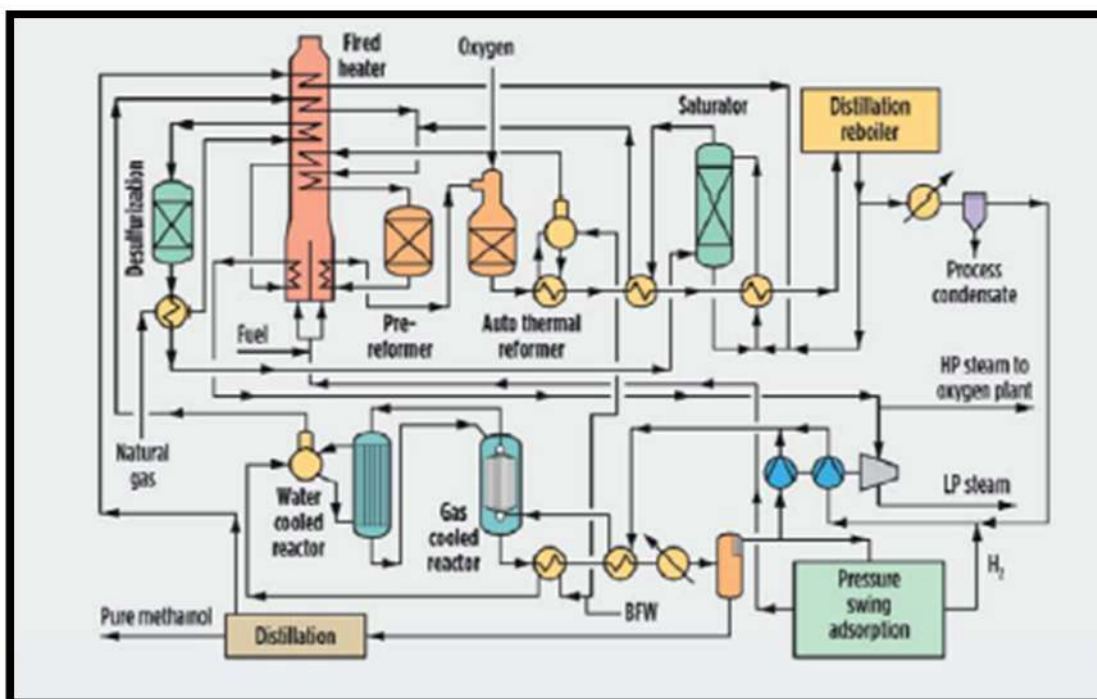


Figura 6-2: Proceso Lurgi Megamethanol™- Diagrama de procesos.

Fuente: [Methanol- Petrochemical Process 2010-Hydrocarbon Processing®](#)

6.2.3 Tecnología Toyo Engineering Corp.

Este proceso se usa para producir Metanol a partir de gas natural o nafta, basado en la tecnología Steam Reforming Methanol, desarrollada por la compañía Toyo Engineering Corp., que patentó el reactor MRF-Z para la síntesis del metanol.

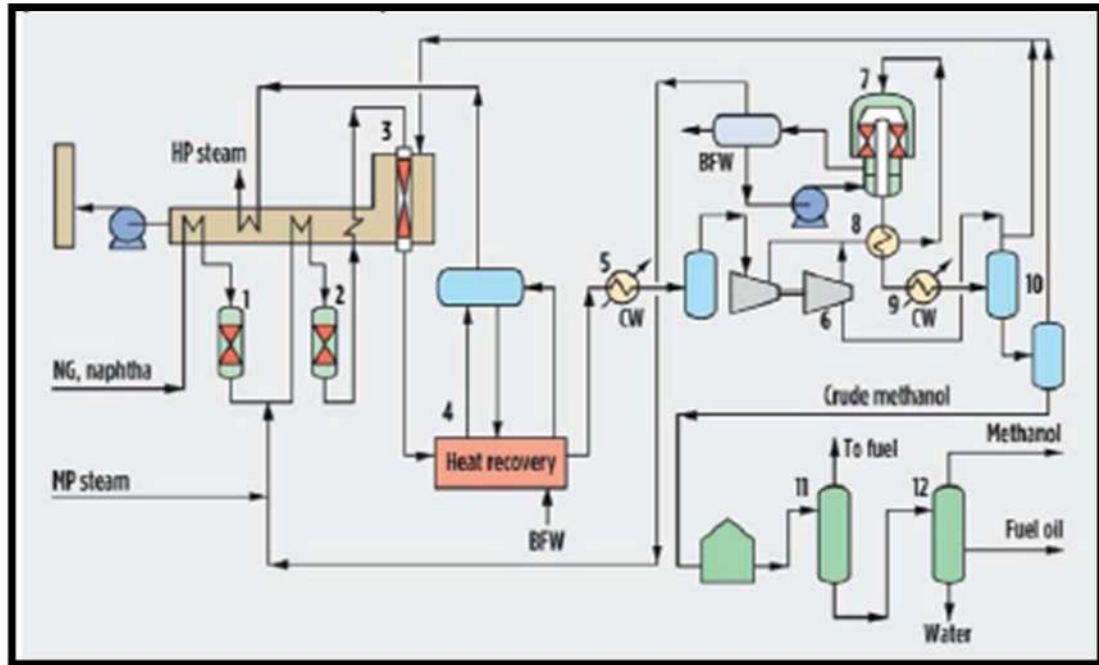


Figura 6-3: Proceso Toyo Engineering Corp.-Diagrama de procesos.

Fuente: Methanol- Petrochemical Process 2010-Hydrocarbon Processing®

6.3 Proceso de producción de metanol a través de glicerol crudo

En las últimas décadas, la biomasa ha recibido gran atención como una nueva fuente de energía limpia porque es renovable, alternativa y produce menos dióxido de carbono que los combustibles fósiles (Saxena RC, 2008). El biodiesel se ha convertido en un importante sustituto del diésel fósil, ya que sus características ambientales benignas pueden reducir la emisión de dióxido de carbono y mitigar los problemas del cambio climático (Ma F, 1999) (Pagliaro M, 2007).

El glicerol se obtiene como un subproducto en la producción de biodiesel usando aceites vegetales mediante una reacción de transesterificación catalizada por una base. El glicerol de alta pureza es una materia prima industrial importante para aplicaciones en alimentos, cosméticos, productos farmacéuticos y otras industrias (Vaidya PD, 2009). En cualquier caso, dado que la producción y utilización de glicerol tiene un impacto notable en la economía y la sostenibilidad de la producción de biodiesel, el desarrollo de nuevos procesos para la valorización de glicerol es esencial. Lo cual alienta a investigar aplicaciones que permitan sintetizar productos químicos con valor agregado y desarrollar nuevos procesos que utilicen este compuesto. Además, la transformación de glicerina tiene beneficios ya que se trata de una materia prima renovable, permitiendo un desarrollo medioambiental sostenible. Entre todas las rutas posibles, la conversión de glicerol en gases valiosos como el hidrógeno y el gas de síntesis como un portador de energía utilizando diferentes procesos de reformación son una de las formas más atractivas de agregar valor en el glicerol (Vaidya PD, 2009). El gas de síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$) se puede obtener de distintas formas. Los distintos procesos productivos se diferencian entre sí precisamente por este hecho. Actualmente el proceso más ampliamente usado para la obtención del gas de síntesis es a partir de la combustión parcial del gas natural en presencia de vapor de agua, en el caso del proyecto en cuestión y sentando las bases en lo mencionado anteriormente, el gas de síntesis es producido a través del reformado de la glicerina. Se seguirá una secuencia de operaciones similares a las mencionadas anteriormente en la producción de metanol a partir de gas natural. A continuación, se presenta la misma:

- 1- Pretratamiento del glicerol crudo
- 2- Reformado del glicerol.
- 3- Síntesis de metanol crudo.
- 4- Purificación del metanol.

6.3.1 Pretratamiento del glicerol crudo

Analizando las distintas ofertas de glicerol crudo en Argentina, se puede elaborar una tabla con la composición promedio de la materia prima que se utiliza como punto de partida en el proyecto.

Tabla 6.1: Composición promedio del glicerol crudo adoptado como materia prima.

Componente	%p/p
Glicerol	~80
Agua	~16
Metanol	~1.7
MONG (Materia orgánica no Glicérica)	~1.5
K ₂ SO ₄	~0.8

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de oferentes de glicerol crudo

6.3.1.1 Centrifugación

La corriente ingresa al equipo y se separan dos fases líquidas, una pesada compuesta por glicerol, agua y metanol, y otra liviana compuesta por ácidos grasos; y una fase sólida compuesta por las sales precipitadas.

El principio de separación utilizado en esta etapa es la diferencia de densidad de las fases (Datos obtenidos de CHEMCAD):

- Densidad de la fase liviana (ácidos grasos): ~881 kg/m³ a 55°C
- Densidad de la fase pesada (rica en glicerol): ~998 kg/m³ a 55°C
- Densidad de la fase sólida (KH₂PO₄) precipitada: ~2340 kg/m³

Tanto las sales de fosfato como los ácidos grasos obtenidos en esta etapa son almacenados y comercializados como subproductos a la industria del jabón y producción de fertilizantes.

6.3.2 Reformado del glicerol pretratado

En la literatura analizada existen diversos procesos de reformado del glicerol. Cada uno de ellos presenta sus variantes en las condiciones de temperatura y presión que operan, como así también, en el tipo de catalizador que usan para la transformación. Para simplificar la elección del proceso óptimo para el presente proyecto se mencionan a continuación tres procesos de reformado del glicerol:

- Reformado con vapor de agua. (SR).
- Reformado autotérmico (ATR).
- Reformado con agua supercrítica (SCWR)

6.3.2.1 Reformado con vapor de agua (Steam Reforming)

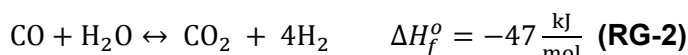
El reformado de glicerina con vapor de agua para la producción de gas de síntesis se realiza en fase gas y generalmente a presión atmosférica, por lo que son necesarias temperaturas altas, superiores a 300°C (Adhikari, Fernando, & Haryanto, 2007) determinaron que, teóricamente, la temperatura óptima para llevar a cabo este proceso es entre 400 y 700°C con una alimentación de glicerina y agua en una relación molar 1:3, es decir un S/C (relación molar vapor de agua/carbono) de 3.

Las reacciones que se llevan a cabo en este proceso son las siguientes:

Reformado de glicerina con vapor de agua:



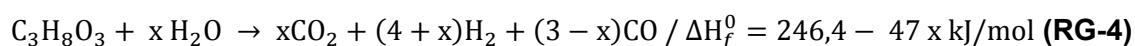
Reacción WGS (Water Gas Shift):



Reacción de Metanación:



En términos generales las dos primeras reacciones pueden representarse como:



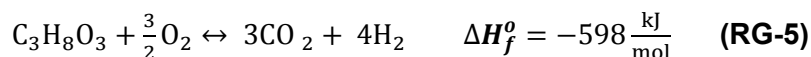
Para valores de x entre 0 y 3 se favorece la formación de mezclas de CO e H₂, es decir, gas de síntesis.

El gas de síntesis obtenido puede tener una relación $H_2/CO = 1,33$ si no se introduce vapor de agua, tal como predice la ecuación RG-1 (Behr, Eilting, Irawadi, Leschinski, & Lindner, 2008). Pero, introduciendo vapor de agua, se produce la reacción de intercambio (o de WGS) transformando el CO en CO_2 y aumentando así la relación H_2/CO . Para el proceso de síntesis de metanol es necesario una relación $H_2/CO \approx 2$. Para ello es necesario que la reacción WGS tenga lugar regulando con la presencia del CO_2 dicha relación.

La reacción de metanación tiene lugar si el reformado del glicerol se produce a bajas temperaturas. Para evitar que se produzca la misma el proceso se realiza a temperaturas superiores a los $300\text{ }^\circ\text{C}$ ya que la presencia de metano desencadena otra serie de reacciones que terminan depositando carbono sólido (coque) en los poros del catalizador, provocando la desactivación de este.

6.3.2.2 Reformado Autotérmico

Globalmente, este proceso es una combinación del reformado con vapor de agua (SR) y un proceso de oxidación parcial que emplea oxígeno como reactivo para producir gas de síntesis y generalmente se utiliza para ajustar la relación sintética. El reformado autotérmico (ATR) se realiza a presión atmosférica ya que las presiones altas no favorecen el reformado (Wang, A, 2009). En contraste con el SR, que se realiza a altas temperaturas en presencia de un catalizador, ya que el proceso global es fuertemente endotérmico, el reformado autotérmico no requiere la adición externa de calor. La temperatura del reactor puede ser optimizada y la desactivación del catalizador por sinterización se evita en gran medida con este proceso, debido a la utilización de temperaturas relativamente bajas. Así, el intervalo óptimo de temperatura de reacción está comprendido entre los $327\text{-}727^\circ\text{C}$, obteniéndose un gas de síntesis con una relación molar $H_2:CO=1$.



6.3.2.3 Reformado con agua supercrítica

Este proceso es una nueva tecnología que implica la gasificación de la alimentación utilizando condiciones de presión y temperatura superiores a las del punto crítico del agua (374°C y 221atm), para producir así, gas de síntesis o hidrógeno. El agua supercrítica tiene propiedades que aportan un medio homogéneo y reactivo para conseguir una buena conversión de las moléculas orgánicas. Es miscible con numerosos compuestos orgánicos y gases debido a su baja constante dieléctrica y a que sus enlaces de puente de hidrógeno son menos fuertes que en el agua líquida. Además, se reducen también las limitaciones de transferencia de masa y la formación

de coque en la superficie del catalizador debido a su baja viscosidad y alta difusividad (Osada, Hiyoshi, Sato, Arai, & Shirai, 2007). En este proceso, el hidrógeno no se obtiene como producto principal, y sólo si la solución de glicerina de la alimentación es muy diluida se obtiene una buena eficiencia en la gasificación. Ésta disminuye cuando la concentración está por encima del 20% en peso, ya que a partir de dicho valor predominan las reacciones de condensación entre los productos de descomposición de la glicerina, lo que provoca la formación de coque (Xu, Matsumura, Stenberg, & Antal, 1996). Esta reacción se puede llevar a cabo sin catalizador si la alimentación introducida está muy diluida. Sin embargo, se obtienen mejores resultados si se utiliza un catalizador. Algunos autores (Behr, Eilting, Irawadi, Leschinski, & Lindner, 2008) empleando un catalizador con un 3% de Ru en un soporte de TiO₂ han conseguido una conversión completa de la glicerina para alimentaciones con concentraciones entre 5 y 17% en peso de glicerina. La conversión de la glicerina aumenta con la temperatura (Behr, Eilting, Irawadi, Leschinski, & Lindner, 2008). Estos autores observaron un aumento de la conversión desde el 20% a 450 °C hasta el 90% a 700 °C. Sin embargo, en el mismo estudio encontraron que, si se aumenta la temperatura por encima de los 700°C, ya no se observa ningún aumento en la conversión. Además, la composición del gas de salida también depende de la temperatura, obteniéndose más cantidad de hidrógeno a altas temperaturas.

6.3.2.4 Selección del tipo de proceso de reformado

Como el objetivo de esta etapa es reformar glicerol y obtener un gas de síntesis de características similares al obtenido a través del reformado del gas natural (ratio H₂/CO≈2), es necesario seleccionar entre las tres tecnologías antes mencionadas, aquella que pueda ser implementada según los requerimientos del proyecto.

Los distintos tipos de reformado de glicerol fueron estudiados y analizados por (Antonio C., 2010) mediante un análisis termodinámico empleando diversas simulaciones y en dicho informe el autor concluye que el reformado con vapor (SR) posee una mayor conversión a gas de síntesis y a su vez posee una relación H₂/CO óptimo para la posterior operación, síntesis de metanol.

A continuación, se presenta una tabla en donde se comparan los tres procesos antes descriptos:

Tabla 6-2: Comparación de los tres procesos de reformado del glicerol

Tecnología Característica	Reformado con vapor	Reformado autotérmico	Reformado con agua supercrítica
Presión operativa	1 atm	1 atm	> 221 atm
Temperatura operativa	400-700°C	327-727°C	> 374°C
Relación H ₂ /CO	≈ 2 – 2,15	1	≈ 3 - 5
% Gas de síntesis	≈85-90%	≈70%	≈40%
Uso de catalizador	Si	Si	Si
Nivel de aplicación (escala)	Media-Alta	Alta	Baja
Materias prima	Glicerol-Agua	Glicerol-Agua-Oxígeno	Glicerol-Agua
Inversión Inicial	Medio	Alto	Alto
Alcance de estudio	Alto	Medio	Bajo

Fuente: Elaboración propia.

Teniendo en cuenta la tabla comparativa anterior se concluye que el reformado con vapor es el método que más se adecua a los objetivos del proyecto. La tecnología seleccionada utiliza catalizadores, la elección de este es realizada siguiendo las bases de investigaciones y anteponiendo la presencia o disponibilidad de este en el mercado. El catalizador seleccionado es aquel que posee su centro activo Ni por su bajo costo y excelente actividad en procesos de reformado soportado sobre una base de alúmina Al₂O₃.

Se dispone de una tabla en la cual se resumen las condiciones operativas adoptadas para la etapa correspondiente al reformado del glicerol

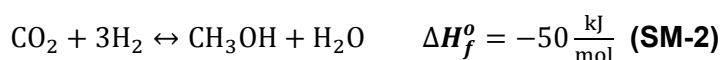
Tabla 6-3: Condiciones operativas adoptadas para el reformado del glicerol

Tipo de reformado	Reformado con vapor de agua
Temperatura de operación	≈ 400 °C
Presión	≈ 1 atm
Catalizador	Ni/Al ₂ O ₃
Ratio H ₂ /CO	≈ 2 – 2,15
Tipo de reactor	Reactor tubular
Glicerol/Agua (alimentación)	3-1

Fuente: Elaboración propia.

6.3.3 Síntesis del metanol crudo

La síntesis de metanol es una reacción exotérmica. Termodinámicamente, mientras menor es la temperatura y mayor es la presión, más favorables son las condiciones para la reacción. En el proceso de producción convencional de metanol las condiciones de reacción oscilan entre 50 bar a 100 bar en términos de la presión y entre 200 a 300 °C en términos de la temperatura. Las reacciones presentes en la síntesis son:



Las dos reacciones de formación de metanol están acopladas a su vez con la reacción de desplazamiento de gas de agua (Water-Gas-Shift Reaction):



Una manera de determinar si el gas de síntesis a ser introducido en el reactor va a tener una conversión eficiente a metanol es mediante el uso del concepto de número estequiométrico (SN), el cual se define de la siguiente manera:

$$\text{SN} = \frac{\text{H}_2 - \text{CO}_2}{\text{CO} + \text{CO}_2} \quad \text{(SM-4)}$$

El gas de síntesis ideal para la producción de metanol tiene un número estequiométrico (SN) de 2.05. Al observar solo la reacción SM-1 se puede deducir que la relación H_2/CO requerida es 2. Sin embargo, se requiere el concepto de número estequiométrico porque el metanol también se produce a través de la reacción SM-2. En consecuencia, de ello, un número estequiométrico inferior a 2 aumenta la formación de productos secundarios tales como alcoholes de mayor punto de ebullición y éter dimetílico (DME), y una relación superior implica que el hidrogeno que no reacciona. Además, una pequeña concentración de CO_2 (alrededor del 5%) aumenta la actividad del catalizador. Una concentración más baja de CO_2 provoca una desactivación de catalizador por reducción excesiva y, por el contrario, una elevada concentración de este retarda la síntesis de metanol por una fuerte adsorción de este gas (Lovik, 2005).

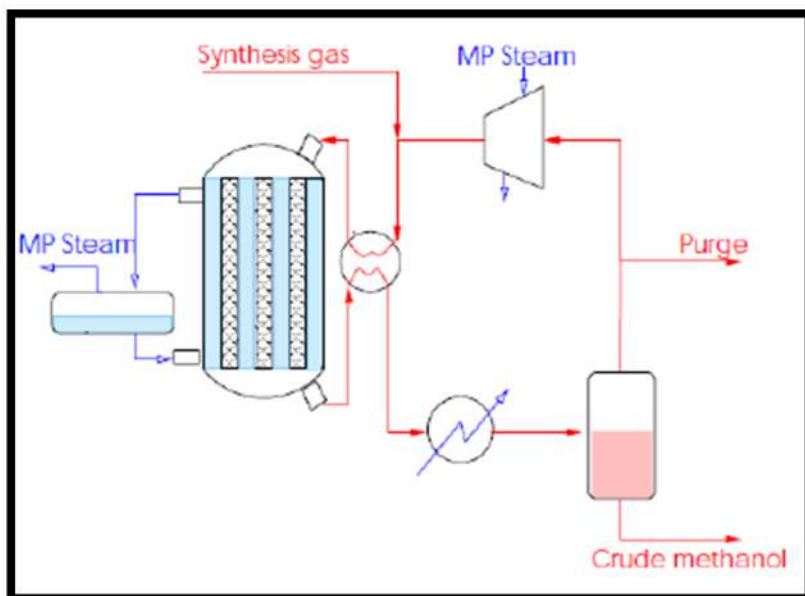


Figura 6-4: Componentes básicos de un circuito de síntesis de metanol.

Fuente: Kinetic Modelling and Reactor Design Methanol Synthesis 2013, Kelvin Obareti

La existencia de dos generaciones de catalizadores en la escala industrial contribuyo en consecuencia, al desarrollo de dos tipos principales de reactores, un reactor de operación isotérmica y otro de operación adiabática.

6.3.3.1 Reactor de operación isotérmica (Reactor Lurgi)

Es un reactor compuesto por tubos (similar a un intercambiador de calor de casco y tubo) rellenos de catalizador, enfriados externamente por circulación de gas, o más generalmente, un fluido refrigerante. Presenta el catalizador en el interior del tubo y por la coraza presenta agua hirviendo, permitiendo obtener vapor de agua.

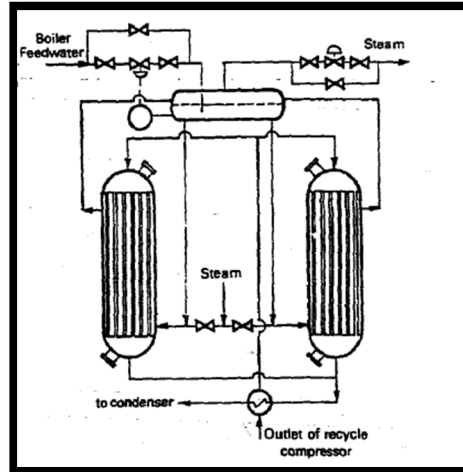


Figura 6-5: Reactor Tubular Lurgi

Fuente: Petrochemical Process: Synthesis Gas Derivatives and Major Hydrocarbons- A.Chauvel-1985

6.3.3.2 Reactor de operación adiabática (Reactor ICI)

Es un reactor conformado por lechos de catalizador en varias etapas, con enfriamiento intermedio por inyección de un fluido de enfriamiento rápido. El gas de síntesis es alimentado al reactor de síntesis de metanol junto con el gas de recirculación.

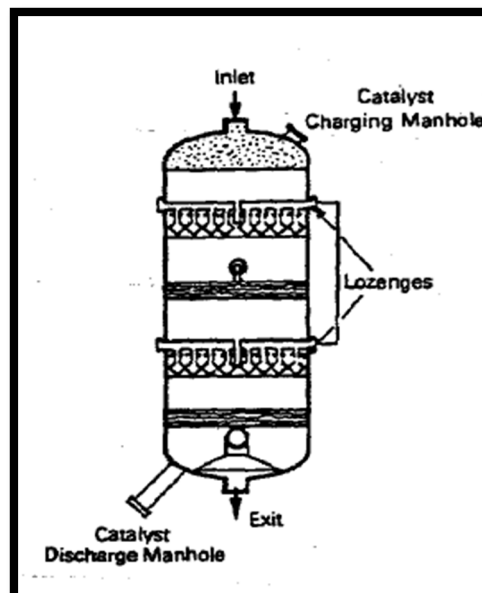


Figura 6-6: Reactor ICI

Fuente: Petrochemical Process: Synthesis Gas Derivatives and Major Hydrocarbons- A.Chauvel-1985

Debido a que el reactor adiabático (ICI) mencionado anteriormente, emplea generalmente un fluido refrigerante de alto costo y el reactor isotérmico (Lurgi), agua,

posibilitando la generación de vapor, lo cual conlleva a la integración energética del proceso, se decide adoptar este último reactor. Como se explicó anteriormente, el reactor Lurgi o isotérmico es un reactor tubular, cuyos tubos están llenos de catalizador, el cual es, $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ desarrollado por ICI y enfriados exteriormente por agua en ebullición. El calor de reacción se transmite al agua en ebullición obteniéndose de 1 a 1,4 Kg. de vapor por Kg. de metanol, protegiendo además al catalizador presente en el reactor. De esta manera, la temperatura de reacción se mantiene así entre 240-290 °C

Las características de esta etapa se encuentran estudiadas y actualmente utilizada en cualquier planta productora de metanol. Se apoya en la bibliografía consultada y se aborda el proceso utilizando los conocimientos adquiridos en la carrera para disponer del proceso óptimo y eficiente, que constituya el menor costo operativo.

6.3.4 Purificación del metanol crudo

El metanol crudo a partir de la síntesis de metanol se purifica mediante el uso de columnas de destilación. De acuerdo con las leyes de metanol de los Estados Unidos, hay dos grados de metanol: grado AA y grado A. El peso mínimo de metanol de grado AA y grado A es el mismo 99,85%, mientras que los pesos máximos de agua son 0,1% y 0,15% respectivamente. Típicamente, el grado A de metanol crudo requiere una columna de destilación, mientras que el grado AA requiere 2 o 3 columnas de destilación. El efluente del reactor se enfría mediante intercambio de calor, y luego se lleva a cabo la separación de Syngas / metanol crudo en un recipiente a presión. El gas de síntesis sin convertir se recicla al convertidor a través de un compresor de circulación. Se toma una pequeña purga de gas de síntesis sin reaccionar del gas reciclado para mantener un nivel mínimo de impurezas e hidrógeno en el circuito y se utiliza como combustible en el reformador. El producto condensado (agua / metanol) luego pasa al tanque de almacenamiento de metanol bruto después de ser evaporado a una presión superior a la atmosférica para eliminar los gases disueltos físicamente a la presión de separación. El metanol bruto se envía a una columna de destilación que normalmente consta separa el metanol del agua a presión atmosférica.

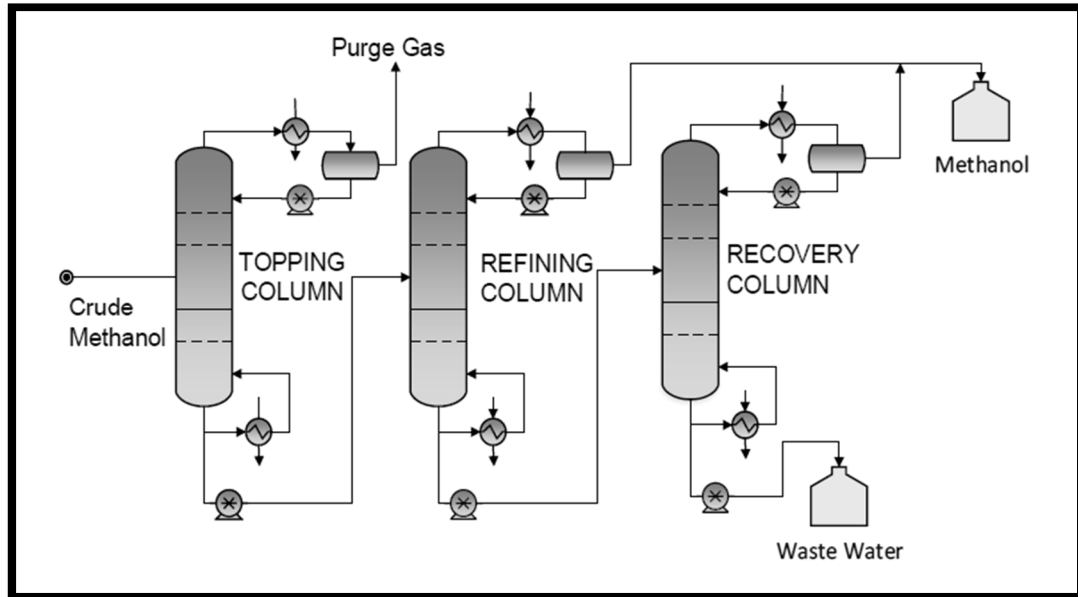


Figura 6-7: Purificación del metanol crudo-Obtención de Metanol Grado AA

Fuente: Modeling, Analysis and Optimization of the Gas-Phase Methanol Synthesis Process- Abdulaziz A.

CAPÍTULO 7

BALANCE DE MASA Y ENERGIA

7.1 Introducción

En el presente capítulo se desarrollan los cálculos correspondientes a los balances de masa y energía de cada uno de los equipos involucrados en el proceso de producción de metanol. Para el cálculo de la masa de glicerol que debe tratarse por hora, es necesario definir los días de actividad de la planta al año que se fija en 340 días, considerando 15 días para paradas destinadas a mantenimiento y 10 días de detenciones imprevistas. Para 140.000 t/año de metanol y 340 días definidos, a este valor, se lo divide, a su vez, por las 24 h/día en las que se produce, por tratarse de un proceso continuo. Estos cálculos arrojan un resultado de 17.156 kg/h de metanol. El objetivo de este balance es sentar las bases necesarias para la realización del diseño y adopción de equipos, logrando obtener los caudales másicos de todas las corrientes del proceso. Teniendo en cuenta una pérdida global del proceso de 2-3% se producirán 16.800 kg/h de metanol que al año se traducen a 137.000 t/año.

7.2 Balances de masa y energía

En este apartado se exponen los balances de masa y de energía correspondientes a cada uno de los equipos involucrados en el proceso de producción en kg/h y kcal/h. A continuación, se presentan los equipos y la nomenclatura empleada en el cálculo para definir las corrientes másicas y sus componentes.

Para la realización de los balances de masa se tuvieron en cuenta una serie de consideraciones:

- Se parte de la premisa que se opera en estado estacionario, no hay acumulación en el sistema.
- Cada etapa conlleva un rendimiento o eficiencia asignado, reportado en la bibliografía o comparable con la misma etapa en procesos análogos.
- Pérdida global del proceso de 2-3%.

7.2.1 Diagrama de flujo

A continuación, se presenta el diagrama de flujo de todo el proceso que involucra la transformación del glicerol crudo proveniente de las industrias del Biodiesel en Metanol de alta pureza.

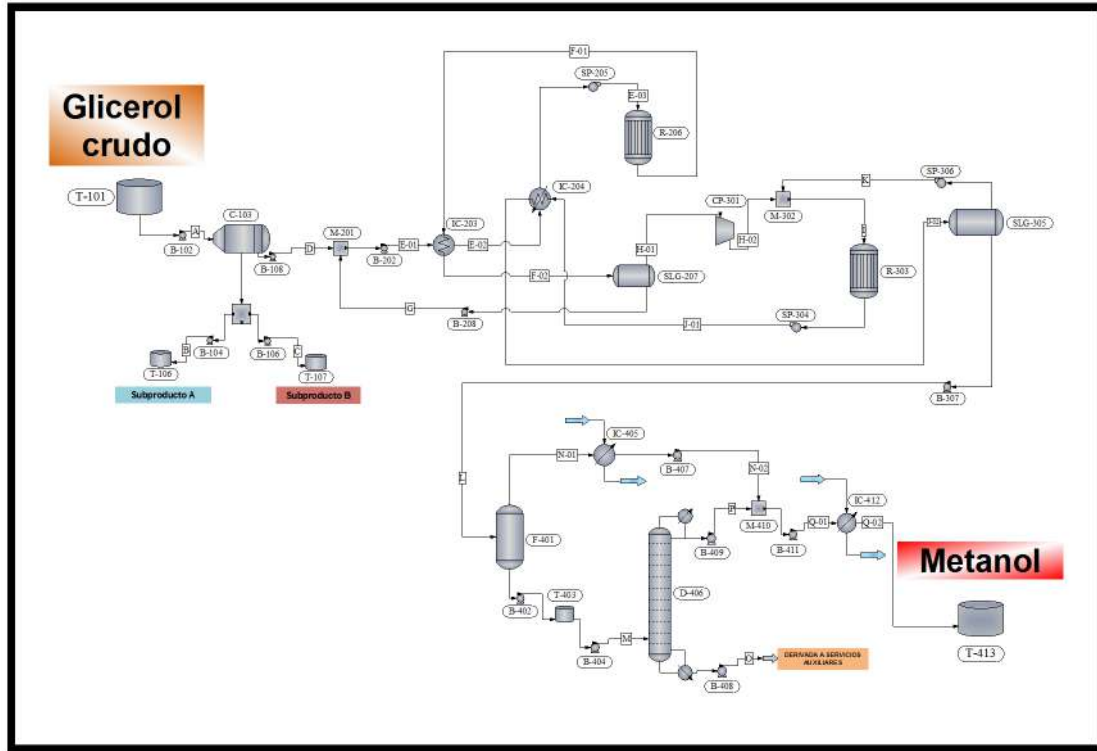


Figura 7-1: Diagrama de flujo del proceso productivo de metanol

Fuente: ChemCAD

Tabla 7-1: Descripción de equipos.

Codificación	Tipo de equipo	Función
Sector pretratamiento del glicerol crudo (Zona 100)		
T-101	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de glicerol crudo
B-102	Bomba	Transporte del glicerol crudo a proceso
C-103	Centrifuga Tridecantadora	Separación de impurezas del glicerol crudo
B-104	Bomba	Transporte subproducto a tanque de almacenamiento
B-105	Bomba	Transporte de subproducto a tanque de almacenamiento.
T-106	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de subproducto
T-107	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de subproducto
B-108	Bomba	Transporte de glicerol purificado a zona de reformado
Sector de reformado de glicerol purificado (Zona 200)		
M-201	Mezclador	Mezclado del glicerol purificado con corriente de glicerol de reciclo
B-202	Bomba	Transporte de glicerol purificado al IC-203.
IC-203	Intercambiador de calor	Pre calentamiento de corriente de glicerol ingresante al reactor de reformado
IC-204	Intercambiador de calor	Pre calentamiento de corriente de glicerol ingresante al reactor de reformado y condensado parcial de corriente proveniente del reactor de síntesis de metanol
SP-205	Soplador	Transporte de corriente gaseosa al reactor R-204
R-206	Reactor	Reformado de glicerol, producción de gas de síntesis
SLG-207	Separador líquido-gas	Separación del glicerol no reaccionado y gas de síntesis
B-208	Bomba	Transporte de glicerol de reciclo
Sector de síntesis de metanol crudo (Zona 300)		
CP-301	Compresor multietapas	Compresión del gas de síntesis
M-302	Mezclador	Mezcla del gas de síntesis proveniente del sector reformado con gas de síntesis de reciclo
R-303	Reactor	Síntesis de metanol
SP-304	Soplador	Transporte de corriente saliente de IC-204 al separador SLG-307

SLG-305	Separador gas-líquido	Separación del gas de síntesis no reaccionante y del metanol/agua proveniente de las etapas de síntesis.
SP-306	Soplador	Transporte de gas de síntesis de reciclo al mezclador M-302
B-307	Bomba	Transporte de corriente de salida del SLG-307 al separador flash F-401
Sector de purificación del metanol crudo (Zona 400)		
F-401	Separador Flash	Despresurización de la corriente líquida proveniente del separador gas líquido 305
B-402	Bomba	Transporte de corriente de fondo del F-403 al tanque pulmón T-406.
T-403	Tanque pulmón	Almacenamiento de metanol de fondo del Separador flash F-403.
B-404	Bomba	Transporte del metanol bruto a la columna de destilación
IC-405	Condensador	Condensado de corriente de tope saliente del separador flash F-403.
D-406	Columna de destilación	Purificación del metanol bruto
B-407	Bomba	Transporte de corriente saliente del IC-406 al M-411.
B-408	Bomba	Transporte de agua efluente
B-409	Bomba	Transporte de corriente de tope de D-407 al mezclador M-411
M-410	Mezclador	Mezclado de corrientes de metanol purificado
B-411	Bomba	Transporte de corriente saliente de M-411 a IC-413
IC-412	Intercambiador de calor	Enfriamiento del metanol purificado a 25°C
T-413	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento producto final

Fuente: Elaboración propia

7.2.2 Sector de pretratamiento del glicerol crudo: Zona 100

7.2.2.1 Centrifuga Tridecanter C-103

El glicerol crudo llega a la planta directamente de refinerías productoras de biodiesel, no puede ser alimentado directamente en bruto al reactor de reformado ya que contiene sulfatos y Mong (materia no glicérica) que deben ser eliminados antes de la reacción. Se produce la separación de la disolución de glicerina en tres corrientes. Se trata de una centrifugadora helicoidal horizontal que realiza la separación continua de mezclas de 3 fases, compuestas por dos líquidos y un sólido. La fuerza centrífuga provoca la sedimentación instantánea de los sólidos, la corriente de sales será almacenada en contenedores para su venta posterior que se utilizan en la fabricación de fertilizantes. La corriente acuosa será almacenada en contenedores para su venta posterior, ya que puede ser utilizada en la fabricación de alimento vacuno. El glicerol tratado seguirá su curso hacia la etapa posterior.

El glicerol bruto tiene la siguiente composición:

Tabla 7-2: Composición del glicerol crudo

Componente	%p/p
Glicerol	~80
Agua	~16
Metanol	~1.7
MONG (Materia orgánica no Glicérica)	~1.5
K ₂ SO ₄	~0.8

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de oferentes de glicerol crudo.

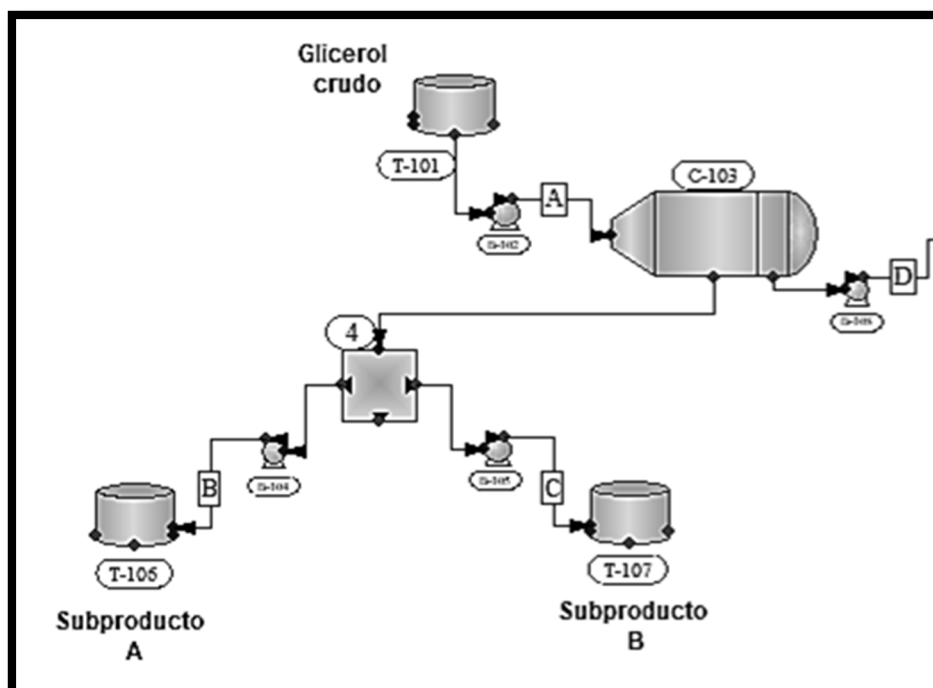


Figura 7-2: Diagrama de Centrifuga Tridecanter C-103

Fuente: ChemCAD.

Desde el tanque T-101 hasta la centrifuga Tridecanter C-103 se lleva la disolución de glicerina a través de una bomba de desplazamiento positivo B-102, de engranajes helicoidales con capacidad para trabajar con fluidos altamente viscosos y no corrosivos.

Tabla 7-3: Ecuaciones del balance general y parcial de componentes

Balance general: $A = D + C + B$	
Balance parcial glicerol(G)	$A \cdot X_{GA} = D \cdot X_{GD} + C \cdot X_{GC} + B \cdot X_{GB}$
Balance parcial agua(W)	$A \cdot X_{WA} = D \cdot X_{WD} + C \cdot X_{WC} + B \cdot X_{WB}$
Balance parcial Mong (MN)	$A \cdot X_{MNA} = C \cdot X_{MNC} + B \cdot X_{MNB}$
Balance parcial metanol(M)	$A \cdot X_{MA} = C \cdot X_{MC}$
Balance parcial K_2SO_4 (K)	$A \cdot X_{KA} = D \cdot X_{KD}$

Tabla 7-4: Balance de masa de la Centrifuga Tridecanter C-103

Equipo N°: C-103						
Descripción del equipo: Centrifuga Tridecanter						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Fracción másica	Total (kg/h)
A	Entrada	Glicerol crudo	20000,00	Glicerol	0,8000	16000,00
				Agua	0,1565	3130,00
				Mong	0,0135	270,00
				Metanol	0,0100	200,00
				K ₂ SO ₄	0,0200	400,00
B	Salida	Subproducto A	518,45	Glicerol	0,1543	80,00
				Agua	0,0302	15,65
				Mong	0,2083	108,00
				K ₂ SO ₄	0,6072	314,80
C	Salida	Subproducto B	734,15	Glicerol	0,3269	240,00
				Agua	0,0640	46,95
				Mong	0,2207	162,00
				K ₂ SO ₄	0,1161	85,20
				Metanol	0,2724	200,00
D	Salida	Glicerol refinado	18747,40	Glicerol	0,8326	15680,00
				Agua	0,1629	3067,40

Consideraciones:

- Se considera que en la centrifugadora Tridecanter no hay pérdidas (supuesto).
- Se estima que el metanol que ingresa es separado en su totalidad debido a su solubilidad.
- El subproducto A es almacenado y su disposición final es para la formulación de fertilizantes.
- El subproducto B es almacenado, se dispone de un precio de venta y se retira de la planta.
- La corriente D se separa libre de Mong, Metanol y K₂SO₄.

Tabla 7-5: Solubilidades

Tipo de solubilidad	Cantidad
g K ₂ SO ₄ / 100 g H ₂ O	11,1
g K ₂ SO ₄ / 75 ml glicerol	1,00
g K ₂ SO ₄ / 100 g metanol (CH ₃ OH)	Insoluble
Solubilidad CH ₃ OH / 100 g glicerina	Despreciable
Solubilidad CH ₃ OH / 100 g H ₂ O	Infinito

Fuente: Pagliaro, M. Rossi, M. (2010). Future of Glycerol. 2nd Edition The royal society of Chemistry. Cambridge.

7.2.3 Sector de reformado del glicerol: Zona 200

7.2.3.1 Mezclador M-201

El glicerol tratado D se mezcla con glicerol que no reacciona G proveniente del reformado con vapor para formar la corriente E-01 que va a abastecer al reactor de reformado de glicerina con vapor.

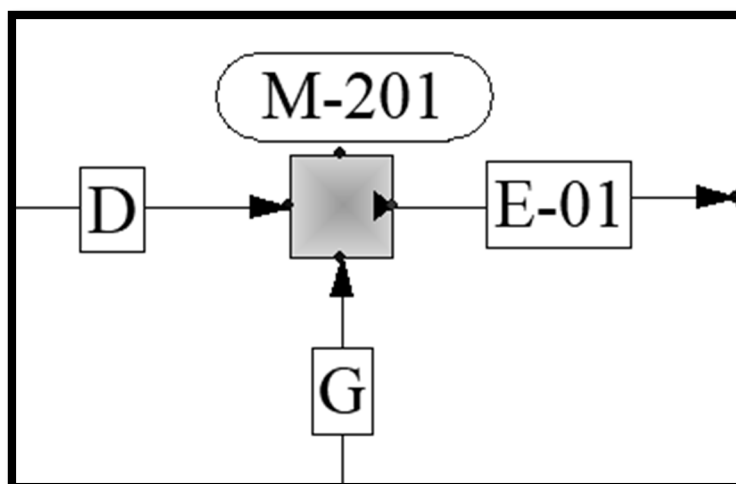


Figura 7-3: Diagrama mezclador M-201

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-6: Ecuaciones balance general y parcial de componentes Mezclador M-201

Balance general: $D + G = E-01$	
Balance parcial glicerol(G)	$D \cdot X_{GD} = G \cdot X_{GG} + E-01 \cdot X_{GE-01}$
Balance parcial agua(W)	$D \cdot X_{WD} = E-01 \cdot X_{WE-01}$

Tabla 7-7: Balance de masa del mezclador M-201

Equipo N°: M-201						
Descripción del equipo: Mezclador tanque agitado						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
D	Entrada	Glicerol refinado	18747,40	Glicerol	0,8326	15680,00
				Agua	0,1629	3067,40
G	Entrada	Glicerol de reciclo	825,26	Glicerol	1,0000	825,26
E-01	Salida	Glicerol apto para reformar	19572,66	Glicerol	0,8432	16505,26
				Agua	0,1567	3067,40

Tabla 7-8: Balance de energía mezclador M-201

Equipo N°: M-201							
Descripción del equipo: Mezclador tanque agitado							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fración másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	C _p (kcal/kg°C)
G	Entrada	Glicerol	1,0000	825,26	825,26	50,00	0,606
D	Entrada	Glicerol	0,8363	15680,00	18747,40	20,00	0,635
		Agua	0,1636	3067,40			
E-01	Salida	Glicerol	0,8432	16505,26	19572,66	21,16	0,637
		Agua	0,1567	3067,40			
Presión (atm)	1,00						

Consideraciones:

- Se considera que en el mezclador no hay pérdidas (supuesto).

7.2.3.2 Intercambiador de calor IC-203

El glicerol apto para reformar que se encuentra en la corriente E-01 se calienta a continuación en un intercambiador de calor, a partir de la corriente F-01 la cual proviene como producto del reformado con vapor. Esto permite acercarse a la temperatura de reacción en el reformado con vapor.

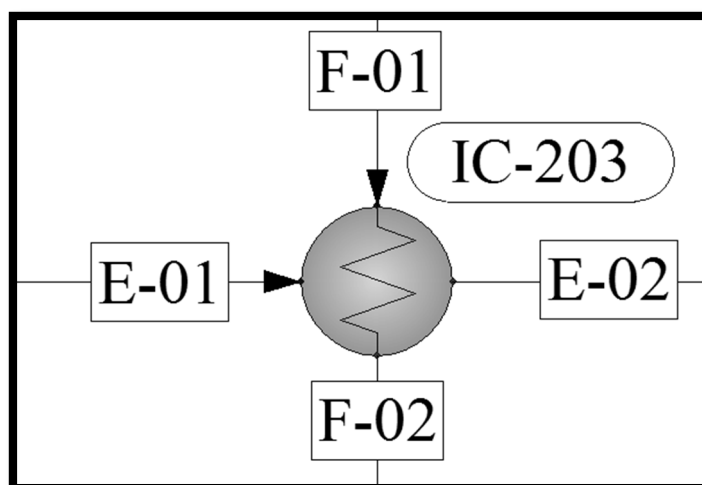


Figura 7-4: Diagrama de intercambiador de calor IC-203

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-9: Balance de energía intercambiador IC-203

Equipo N°: IC-203							
Descripción del equipo: Intercambiador de calor							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	C _p (kcal/kg°C)
E-01	Entrada	Glicerol	0,8432	16505,26	19572,66	21,16	0,637
		Agua	0,1567	3067,40			
F-01	Entrada	CO	0,4712	9544,73	20254,61	300,00	0,642
		CO ₂	0,3702	7498,53			
		H ₂	0,1178	2386,09			
		Glicerol	0,0407	825,26			
E-02	Salida	Glicerol	0,8432	16505,26	19572,66	167,93	0,797
		Agua	0,1567	3067,40			
F-02	Salida	CO	0,4712	9544,73	20254,61	50,00	0,611
		CO ₂	0,3702	7498,53			
		H ₂	0,1178	2386,09			
		Glicerol	0,0407	825,26			
Presión (atm)		1,00					
Calor intercambiado (kcal/h)		3,40e+06					

7.2.3.3 Intercambiador de calor IC-204

El glicerol precalentado presente en la corriente E-02 se vuelve a calentar en el intercambiador de calor IC-204, empleando la corriente J-01 la cual proviene como producto del reactor de síntesis de metanol R-304, requiere ser enfriada para facilitar la posterior separación de los reactivos no reaccionantes y los productos de reacción. Este intercambio permite que la corriente E-03 ingrese al reactor de reformado con vapor a la temperatura de reacción.

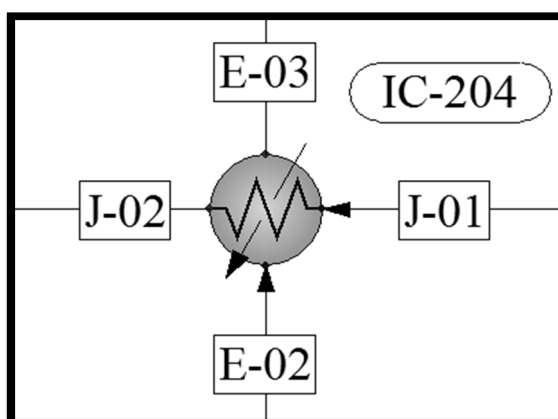


Figura 7-5: Diagrama del intercambiador de calor IC-204

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-10: Balance de energía intercambiador IC-204

Equipo N°: IC-204							
Descripción del equipo: Intercambiador de calor							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	C _p (kcal/kg°C)
E-02	Entrada	Glicerol	0,8433	16505,26	19572,66	167,93	0,797
		Agua	0,1567	3067,40			
J-01	Entrada	CO	0,0246	502,35	20451,89	320,00	0,502
		CO ₂	0,0193	394,65			
		H ₂	0,0061	125,58			
		Metanol	0,8000	16361,73			
		Agua	0,1500	3067,58			
E-03	Salida	Glicerol	0,8433	16505,26	19572,66	300,00	0,461
		Agua	0,1567	3067,40			
J-02	Salida	CO	0,0246	502,35	20451,89	175,22	0,432
		CO ₂	0,0193	394,65			
		H ₂	0,0061	125,58			
		Metanol	0,8000	16361,73			
		Agua	0,1500	3067,58			
Presión (atm)		1,00					
Calor intercambiado (kcal/h)		4,93E+06					

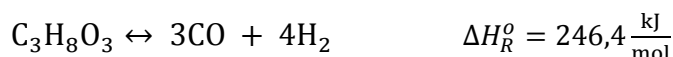
7.2.3.4 Reactor de reformado de glicerol R-206

El glicerol apto para reformar y calentado ingresa al reactor de reformado con vapor, el cual posee una conversión del 95%, por lo tanto, el glicerol que no reacciona es recirculado nuevamente en la corriente G.

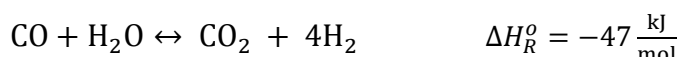
La corriente que sale del reformado F-01 se utiliza para precalentar la corriente de alimentación al mismo, obteniéndose E-02.

Las reacciones que se llevan a cabo en este proceso son las siguientes:

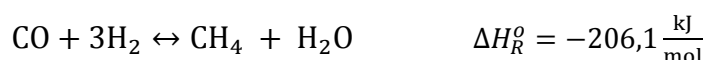
Reformado de glicerina con vapor de agua:



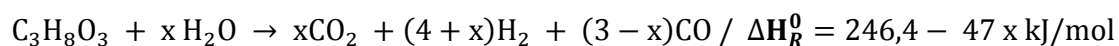
Reacción WGS (desplazamiento de Gas de agua):



Reacción de Metanación:



En términos generales las dos primeras reacciones pueden representarse como:



Los cálculos fueron realizados en Mathcad.15 realizando balance atómico para calcular las cantidades de productos obtenidos. Se cumplió con el requerimiento de número estequiométrico (SN) mencionado en el capítulo 6 de selección de proceso del presente proyecto y los calores de reacción anteriormente mencionados.

Tabla 7-11: Balance molar del reactor de reformado con vapor R-206

Componente	E-03 (kmol/h)	F-01 (kmol/h)
Glicerol	179,41	8,97
Agua	170,41	-
CO	-	170,42
CO ₂	-	340,88
H ₂	-	1193,04

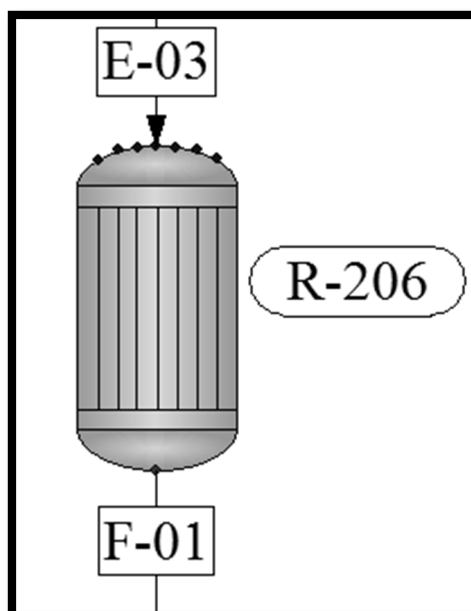


Figura 7-6: Diagrama de reactor de reformado de glicerina con vapor R-206

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-12: Balance de masa del reactor R-206

Equipo N°: R-206						
Descripción del equipo: Reactor de reformado de glicerol						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
E-03	Entrada	Glicerol apto para reformar	19572,66	Glicerol	0,8432	16505,26
				Agua	0,1567	3067,40
F-01	Salida	Producto del reformado	20254,61	CO	0,4712	9544,73
				CO ₂	0,3702	7498,53
				H ₂	0,1178	2386,09
				Glicerol	0,0407	825,26

Tabla 7-13: Balance de energía del reactor R-206

Equipo N°: R-206							
Descripción del equipo: Reactor de reformado de glicerol							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
E-03	Entrada	Glicerol	0,8433	16505,26	19572,66	300,00	0,443
		Agua	0,1567	3067,40			
F-01	Salida	CO	0,4712	9544,73	20451,61	300,00	0,642
		CO ₂	0,3702	7498,53			
		H ₂	0,1178	2386,09			
		Glicerol	0,0407	825,26			
Energía requerida por el reactor							
Calor necesario para elevar los reactivos a T° Reacción (kcal/h)				Calor de reacción (kcal/h)		Calor requerido por el reactor (kcal/h)	
0				2036747		2036747	
Presión (atm)				1,00			

Consideraciones:

- La reacción de reformado con vapor es endotérmica, el calor para que ocurra la reacción es provisto por una caldera la cual emplea un fluido térmico (aceite) para el calentamiento mencionado.
- La eficiencia de la reacción es de 95%.
- La composición molar del gas de síntesis posee 70% de hidrogeno, así se podrá cumplir con los requerimientos para la posterior etapa, síntesis de metanol.

7.2.3.5 Separador líquido-gas SLG-207

Este equipo es utilizado para separar la corriente líquida de glicerol no reaccionante que proviene del reactor de reformado de glicerina con vapor con la corriente gaseosa que se utiliza para la síntesis de metanol. La corriente F-01 que sale del reactor se enfría dando calor a la corriente E-02 y su nuevo nombre es F-02, siendo esta la alimentación al separador SLG-207.

Las condiciones de la corriente F-02 son:

Tabla 7-14: Características de la corriente F-02

Corriente F-02	
Temperatura (°C)	50,00
Presión (atm)	1,00

Debido a las características de la corriente F-02 se puede asegurar que existe la formación de una capa bifásica. La parte líquida formada por el glicerol no reaccionante que debe ser separado y recirculado, la parte gaseosa por el gas de síntesis que se utiliza en la síntesis de metanol.

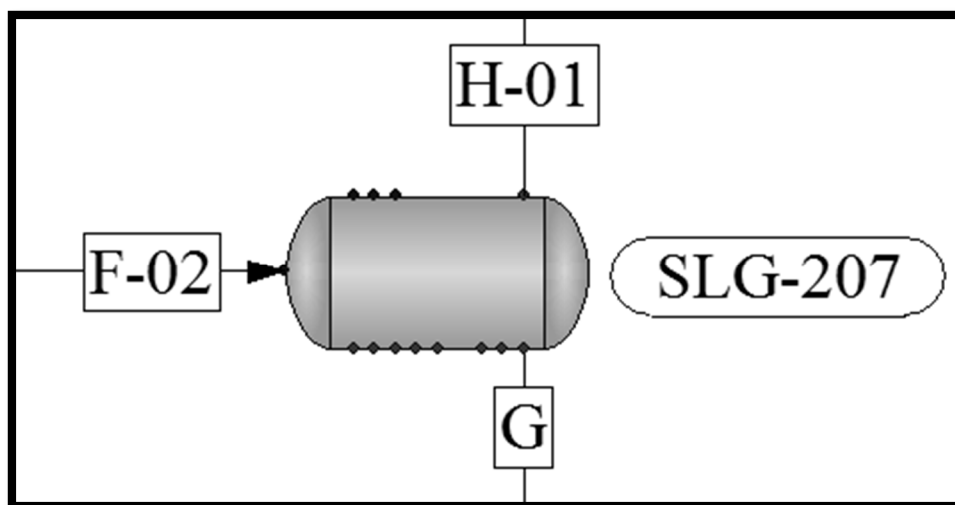


Figura 7-7: Diagrama de Separador líquido-gas SLG-207.

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-15: Ecuaciones del balance general y parcial del separador líquido-gas SLG-207.

Balance general: $F-02 = G + H-01$	
Balance parcial Glicerol(G)	$F-02 \cdot X_{GF-02} = G \cdot X_{GG}$
Balance parcial H_2 (H)	$F-02 \cdot X_{HF-02} = H-01 \cdot X_{HH-01}$
Balance parcial CO(MO)	$F-02 \cdot X_{MOF-02} = H-01 \cdot X_{MOH-01}$
Balance parcial CO_2 (DI)	$F-02 \cdot X_{DIF-02} = H-01 \cdot X_{DIH-01}$

Tabla 7-16: Balance de masa del Separador Líquido-gas SLG-207.

Equipo N°: SLG-207						
Descripción del equipo: Separador Líquido-gas						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
F-02	Entrada	Producto del reformado	20254,61	CO	0,4712	9544,73
				CO ₂	0,3702	7498,53
				H ₂	0,1178	2386,09
				Glicerol	0,0407	825,26
G	Salida	Glicerol de reciclo	825,26	Glicerol	1,0000	825,26
H-01	Salida	Gas de síntesis	19429,34	CO	0,4912	9544,73
				CO ₂	0,3859	7498,53
				H ₂	0,1228	2386,09

Consideraciones:

- Se produce la separación total de las fases debido a la formación de una capa bifásica que permite este fenómeno.
- Se separa el 100% del glicerol.
- No hay variación de temperatura y presión.

7.2.4 Sector de síntesis de metanol crudo: Zona 300

7.2.4.1 Compresor multietapas CP-301

Se emplea un compresor de tornillo multietapas a la salida del separador líquido-gas SLG-205 para elevar la presión de la corriente hasta el valor requerido en el reactor de síntesis de metanol. Para reducir el trabajo de compresión este equipo posee etapas de enfriamiento intermedias.

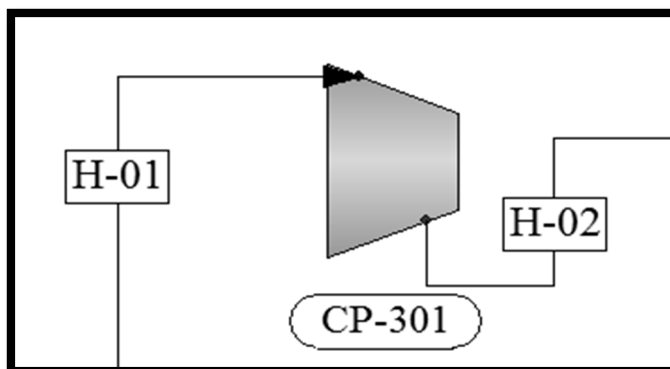


Figura 7-8: Diagrama de Compresor multietapas CP-301

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-17: Características de la corriente de alimentación al CP-301

Equipo N°: CP-301						
Descripción del equipo: Compresor multietapas						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
H-01	Entrada	Gas de síntesis	19429,34	CO	0,4912	9544,73
				CO ₂	0,3859	7498,53
				H ₂	0,1228	2386,09

Tabla 7-18: Balance de energía del compresor multietapas CP-301

Equipo N°: CP-301			
Descripción del equipo: Compresor multietapas			
	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Calor generado por compresión (kcal/h)	2797020	1534630	1325850
Calor intercambiado enfriamiento (kcal/h)	-2442560	-1567180	0
Temperatura de entrada (°C)	50,00	100,000	100,00
Temperatura de salida (°C)	295,00	226,00	232,91
Presión de entrada (atm)	1,00	7,00	20,00
Presión de salida (atm)	7,00	20,00	50,00

Consideraciones:

- El calor es retirado a través de un sistema de refrigeración propio del compresor.

7.2.4.2 Mezclador M-302

En este equipo se produce la mezcla del gas de síntesis comprimido que proviene de H-02 con el gas de síntesis que no reacciono de la mezcla de metanol – agua generada en la síntesis de metanol.

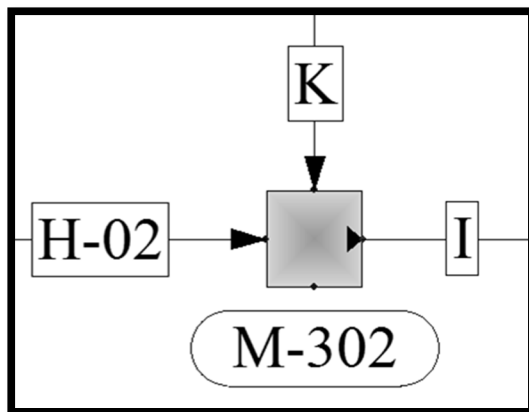


Figura 7-9: Diagrama mezclador de gases M-302

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-19: Ecuaciones del balance general y parcial del mezclador M-302.

Balance general: H-02 + K = I	
Balance parcial H ₂ (H)	$H-02 \cdot X_{HH-02} + K \cdot X_{HK} = I \cdot X_{HI}$
Balance parcial CO(MO)	$H-02 \cdot X_{MOH-02} + K \cdot X_{MOK} = I \cdot X_{MOI}$
Balance parcial CO ₂ (DI)	$H-02 \cdot X_{DIH-02} + K \cdot X_{DIK} = I \cdot X_{MDII}$

Tabla 7-20: Balance de masa del mezclador M-302

Equipo N°: M-302						
Descripción del equipo: Mezclador de gases						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
H-02	Entrada	Gas de síntesis comprimido	19429,34	CO	0,4912	9544,73
				CO ₂	0,3859	7498,53
				H ₂	0,1228	2386,09
K	Entrada	Gas de síntesis no reaccionante	1022,58	CO	0,4912	502,35
				CO ₂	0,3859	394,65
				H ₂	0,1228	125,58
I	Salida	Gas de síntesis	20451,93	CO	0,4913	10047,08
				CO ₂	0,3859	7893,18
				H ₂	0,1228	2511,67

Tabla 7-21: Balance de energía del mezclador M-302

Equipo N°: M-302							
Descripción del equipo: Mezclador de gases							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
H-02	Entrada	CO	0,4912	9544,73	19429,34	232,91	1,831
		CO ₂	0,3859	7498,52			
		H ₂	0,1228	2386,08			
K	Entrada	CO	0,4912	502,35	1022,58	175,19	0,640
		CO ₂	0,3859	394,65			
		H ₂	0,1228	125,58			
I	Salida	CO	0,4913	10047,08	20451,93	231,86	1,772
		CO ₂	0,3859	7893,18			
		H ₂	0,1228	2511,67			
Presión (atm)		50,00					

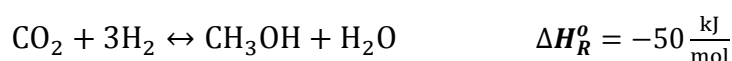
Consideraciones:

- El equipo es isobárico, implica que la presión no sufre modificación más allá de la pérdida de carga.

7.2.4.3 Reactor de síntesis de metanol R-303

Tras la secuencia de compresión del gas de síntesis, se introduce la corriente en un reactor isotérmico compuesto por dos lechos catalíticos.

En el diseño del reactor se ha calculado la conversión de cada una de las reacciones que se producen. Las reacciones presentes en la síntesis son:



Las dos reacciones de formación de metanol están acopladas a su vez con la reacción de desplazamiento de gas de agua (Water-Gas-Shift Reaction):



Una manera de determinar si el gas de síntesis a ser introducido en el reactor va a tener una conversión eficiente a metanol es mediante el uso del concepto de número estequiométrico (SN), el cual se define de la siguiente manera:

$$\text{SN} = \frac{\text{H}_2 - \text{CO}_2}{\text{CO} + \text{CO}_2}$$

El gas de síntesis ideal para la producción de metanol tiene un número estequiométrico (SN) de 2.05.

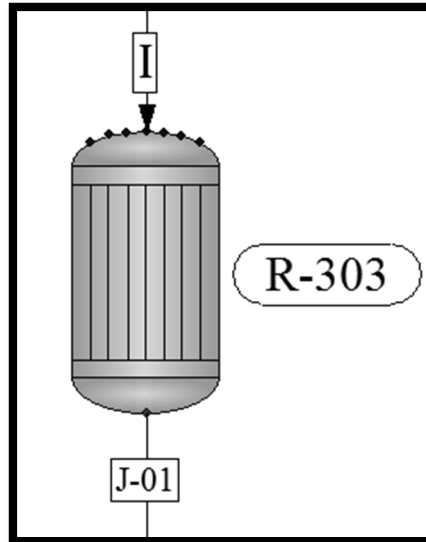


Figura 7-10: Diagrama reactor de síntesis de metanol R-303.

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-22: Balance de masa del reactor R-303.

Equipo N°: R-303						
Descripción del equipo: Reactor de Síntesis de Metanol						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
I	Entrada	Gas de síntesis	20451,93	CO	0,4913	10047,08
				CO ₂	0,3859	7893,18
				H ₂	0,1228	2511,67
J-01	Salida	Metanol Agua Gas de síntesis sin reaccionar	20451,93	CO	0,0245	502,35
				CO ₂	0,0193	394,65
				H ₂	0,0061	125,58
				Metanol	0,8000	16361,75
		Agua	0,1499	3067,60		

Tabla 7-23: Balance de energía del reactor R-303

Equipo N°: R-303							
Descripción del equipo: Reactor de Síntesis de Metanol							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
I	Entrada	CO	0,4913	10047,08	20451,93	231,86	1,772
		CO ₂	0,3859	7893,18			
		H ₂	0,1228	2511,67			
J-01	Salida	CO	0,0245	502,35	20451,93	320,00	0,502
		CO ₂	0,0193	394,65			
		H ₂	0,0061	125,58			
		Metanol	0,8000	16361,75			
		Agua	0,1499	3067,60			
Energía que extraer del reactor							
Calor necesario para elevar los reactivos a T° Reacción (kcal/h)			Calor de reacción (kcal/h)		Calor neto que extraer del reactor (kcal/h)		
3.199.410			-9.206.249		-6.006.839		
Presión (atm)			50,00				

Consideraciones:

- Se considera una conversión global de 95% en el reactor.
- Se refrigera con agua, generando el vapor necesario para abastecer el rehervidor de la torre de destilación D-405 y poder lograr una integración energética.

7.2.4.4 Separador líquido-gas SLG-305

La corriente de salida del reactor debe ser purificada para obtener producto final el con una concentración aproximada al 99%. Para ello, antes de pasar a la zona 400, correspondiente a la purificación propiamente dicha, la corriente J-02 es enfriada y condensada parcialmente en el intercambiador IC-204 (uno de los puntos de integración energética del proyecto) y posteriormente ingresa al Separador Líquido-Gas 305, el cual permite separar los gases que no reaccionaron de la corriente I y los productos de reacción (Metanol y Agua).

Las condiciones de la corriente J-02 son:

Tabla 7-24: Condiciones de la corriente J-02

Corriente J-02	
Temperatura (°C)	175,22
Presión (atm)	50,00

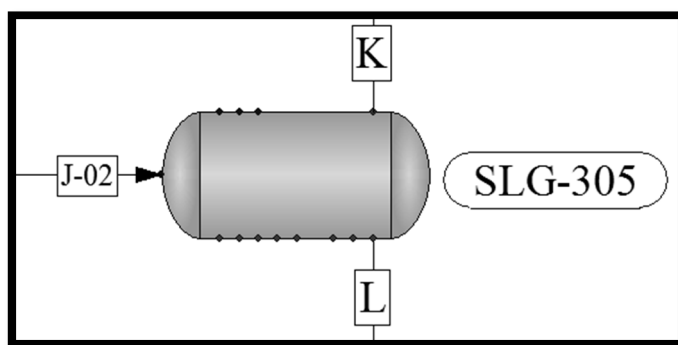


Figura 7-11: Diagrama separador Líquido-Gas SLG-305

Fuente: ChemCAD

Tabla 7-25: Ecuaciones del balance general y parcial del separador líquido-gas SLG-305.

Balance general: $J-02 = L + K$	
Balance parcial $H_2(H)$	$J-02 \cdot X_{HJ-02} = K \cdot X_{HK}$
Balance parcial $CO(MO)$	$J-02 \cdot X_{MOJ-02} = K \cdot X_{MOK}$
Balance parcial $CO_2(DI)$	$J-02 \cdot X_{DIJ-02} = K \cdot X_{DIK}$
Balance parcial Metanol(M)	$J-02 \cdot X_{MJ-02} = L \cdot X_{ML}$
Balance parcial Agua(W)	$J-02 \cdot X_{WJ-02} = L \cdot X_{WL}$

Tabla 7-26: Balance de masa del Separador Líquido-Gas SLG-305

Equipo N°: SLG-305						
Descripción del equipo: Separador Líquido-Gas						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
J-02	Entrada	Metanol Agua Gas de síntesis no reaccionante	20451,93	CO	0,0245	502,35
				CO ₂	0,0193	394,65
				H ₂	0,0061	125,58
				Metanol	0,8000	16361,75
				Agua	0,1499	3067,60
K	Salida	Gas de síntesis no reaccionante	1022,58	CO	0,4912	502,35
				CO ₂	0,3859	394,65
				H ₂	0,1228	125,58
L	Salida	Metanol bruto	19429,35	Metanol	0,8421	16361,75
				Agua	0,1578	3067,60

Consideraciones:

- Se produce la separación total de las fases debido a la formación de una capa bifásica que permite este fenómeno.
- Se separan todos los gases por el tope y por el fondo todo el metanol y el agua presente en la corriente J-02.
- No hay variación de temperatura y presión

7.2.5 Sector de purificación del metanol crudo: Zona 400

7.2.5.1 Separador Flash F-401

La corriente L está compuesta por metanol y agua, para aprovechar las condiciones de presión y temperatura de esta, se instala el separador flash F-401 para realizar la separación de los componentes de la corriente. Este equipo permite disminuir el gasto energético del rehervidor presente en la columna de destilación D-406.

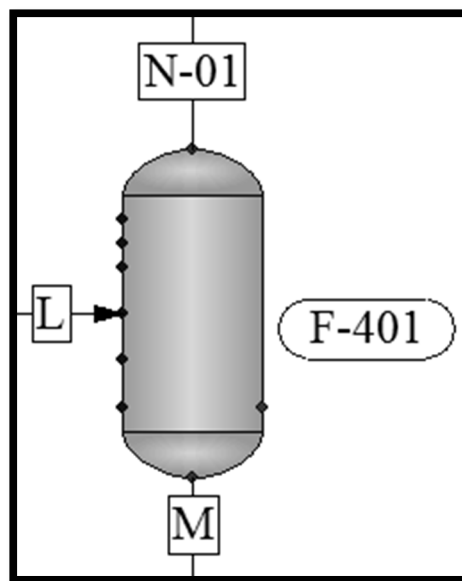


Figura 7-12: Diagrama separador flash F-401

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-27: Ecuaciones del balance general y parcial del Separador Flash F-401

Balance general: $L = M + N-01$	
Balance parcial Metanol(M)	$L \cdot X_{ML} = M \cdot X_{MM} + N-01 \cdot X_{MN-01}$
Balance parcial Agua(W)	$L \cdot X_{WL} = M \cdot X_{WM} + N-01 \cdot X_{WN-01}$

Tabla 7-28: Balance de masa Separador Flash F-401

Equipo N°: F-401						
Descripción del equipo: Separador Flash						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
L	Entrada	Metanol bruto	19429,35	Metanol	0,8421	16361,75
				Agua	0,1579	3067,60
M	Salida	Metanol para destilación	13531,43	Metanol	0,8056	10905,17
				Agua	0,1944	2626,26
N-01	Salida	Metanol para condensación	5897,88	Metanol	0,9254	5456,56
				Agua	0,0746	441,32

Tabla 7-29: Balance de energía Separador Flash F-401

Equipo N°: F-401							
Descripción del equipo: Separador Flash							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Presión (atm)
L	Entrada	Metanol	0,8421	16361,75	19429,35	175,22	50,00
		Agua	0,1579	3067,60			
M	Salida	Metanol	0,8056	10905,17	13531,43	68,97	1,00
		Agua	0,1944	2626,26			
N-01	Salida	Metanol	0,9254	5456,56	5897,88	68,97	1,00
		Agua	0,0746	441,32			
Trabajo de Expansión (kcal/h)		-84338,40					

7.2.5.2 Intercambiador de calor IC-405

La corriente de tope del Separador Flash F-401, que posee metanol 92,5% de pureza es enfriada en el intercambiador de calor IC-405. La corriente N-02 se dispone a mezclar con el metanol a la salida de la columna de destilación, para lograr la concentración del corte final.

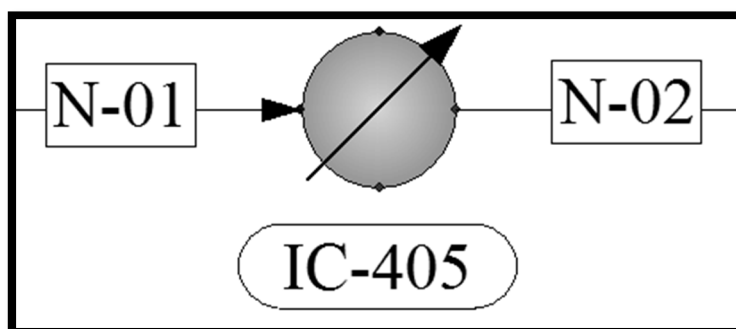


Figura 7-13: Diagrama intercambiador de calor IC-405

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-30: Balance de energía Intercambiador de calor IC-405

Equipo N°: IC-405							
Descripción del equipo: Intercambiador de calor							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
N-01	Entrada	Metanol	0,9254	5456,56	5897,88	68,97	0,358
		Agua	0,0746	441,32			
N-02	Salida	Metanol	0,9254	5456,56	5897,88	65,00	0,698
		Agua	0,0746	441,32			
Calor intercambiado (kcal/h)			-1,69E+06				

Consideraciones:

- El calor es retirado a través de agua de proceso.

7.2.5.3 Torre de destilación D-406

En la torre de destilación D-406 se alcanza una pureza deseada de metanol 99.8% en la corriente P separando la mayor cantidad de agua que provenía en la corriente de alimentación M. Cabe destacar nuevamente que la energía necesaria para el funcionamiento del rehedor de la torre es provista por el vapor generado en el reactor de síntesis de metanol R-303.

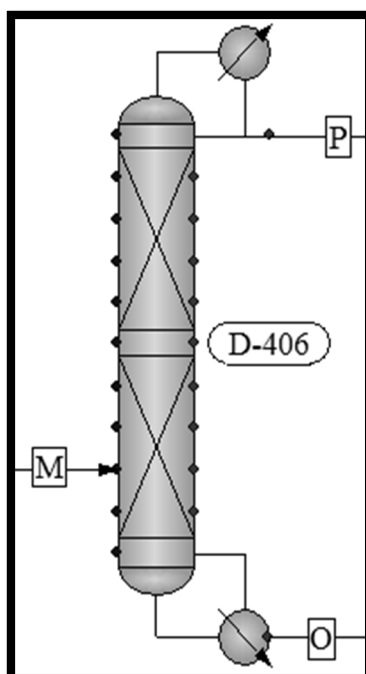


Figura 7-14: Diagrama torre de destilación D-406

Fuente: ChemCAD

Tabla 7-31: Ecuaciones del balance general y parcial de la Torre Destilación D-406

Balance general: $M = P + O$	
Balance parcial Metanol(M)	$M \cdot X_{MM} = P \cdot X_{MP} + O \cdot X_{MO}$
Balance parcial Agua(W)	$M \cdot X_{WM} = P \cdot X_{WP} + O \cdot X_{WO}$

Tabla 7-32: Balance de masa de la Torre de destilación D-406

Equipo N°: D-406						
Descripción del equipo: Torre de destilación						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
M	Entrada	Metanol agua	13531,43	Metanol	0,8059	10905,17
				Agua	0,1941	2626,26
P	Salida	Metanol producto	10924,41	Metanol	0,9980	10902,56
				Agua	0,0020	21,85
O	Salida	Agua	2607,02	Metanol	0,0010	2,61
				Agua	0,9990	2604,41

Tabla 7-33: Balance de energía Torre de destilación D-406

Equipo N°: D-407							
Descripción del equipo: Torre de destilación							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
M	Entrada	Metanol	0,8059	10905,17	13531,43	68,97	0,744
		Agua	0,1941	2626,26			
P	Salida	Metanol	0,9980	10902,56	10924,41	64,53	0,674
		Agua	0,0020	21,85			
O	Salida	Metanol	0,0010	2,61	2607,02	102,56	1,000
		Agua	0,9990	2604,41			
Calor Rehervidor (kcal/h)			6,19E+006				
Calor Condensador (kcal/h)			-6,13E+006				

7.2.5.4 Mezclador M-410

En este equipo se produce la mezcla de las dos corrientes concentradas, una proveniente del condensado de la corriente de tope del Separador Flash F-401 (N-02) y la restante del tope de la columna de destilación D-406 (P), obteniendo así un producto que contiene aproximadamente 98% de metanol, cumpliendo así con las necesidades del proyecto.

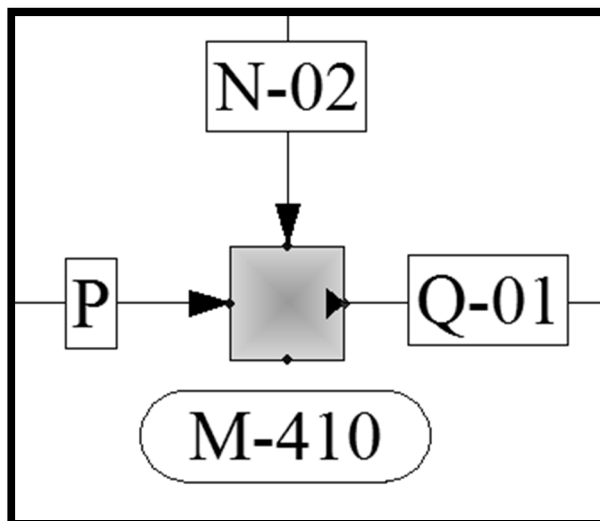


Figura 7-15: Diagrama mezclador M-410

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-34: Ecuaciones del balance general y parcial del mezclador M-410.

Balance general: $P + N-02 = Q-01$	
Balance parcial Metanol(M)	$P \cdot X_{MP} + N-02 \cdot X_{MN-02} = Q-01 \cdot X_{MQ-01}$
Balance parcial Agua(W)	$P \cdot X_{WP} + N-02 \cdot X_{WN-02} = Q-01 \cdot X_{WQ-01}$

Tabla 7-35: Balance parcial de mezclador M-410

Equipo N°: M-410						
Descripción del equipo: Mezclador tanque agitado						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
P	Entrada	Metanol condensado	10924,41	Metanol	0,9980	10902,56
				Agua	0,0020	21,85
N-02	Entrada	Metanol destilado	5897,88	Metanol	0,9254	5456,56
				Agua	0,0746	441,32
Q-01	Salida	Metanol producto	16822,29	Metanol	0,9725	16359,12
				Agua	0,0275	463,17

Tabla 7-36: Balance de energía mezclador M-410

Equipo N°: M-410							
Descripción del equipo: Mezclador tanque agitado							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
P	Entrada	Metanol	0,9980	10902,56	10924,41	64,53	0,674
		Agua	0,0020	21,85			
N-02	Entrada	Metanol	0,9254	5456,56	5897,88	65,00	0,699
		Agua	0,0746	441,32			
Q-01	Salida	Metanol	0,9725	16359,12	16822,29	64,70	0,683
		Agua	0,0275	463,17			
Presión (atm)			1,00				

7.2.5.5 Intercambiador de calor IC-412

Equipo final de intercambio de calor, el cual se encarga de bajar la temperatura del producto Q-01 en cuestión para poder ser almacenado.

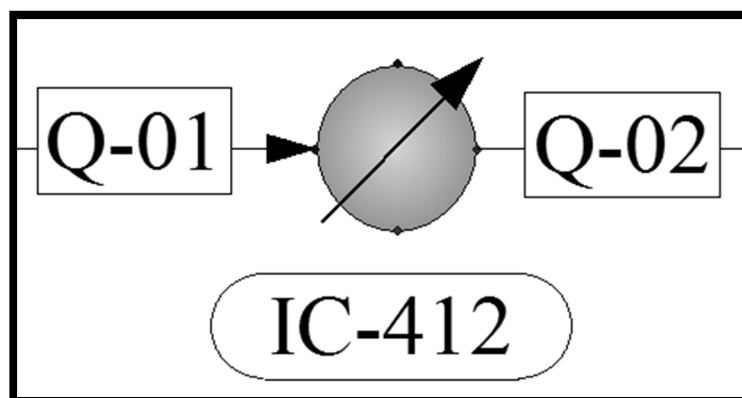


Figura 7-16: Diagrama intercambiador de calor IC-412

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7-37: Balance de energía Intercambiador de calor IC-412

Equipo N°: IC-412							
Descripción del equipo: Intercambiador de calor							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
Q-01	Entrada	Metanol	0,9725	16359,12	16822,29	64,70	0,683
		Agua	0,0275	463,17			
Q-02	Salida	Metanol	0,9725	16359,12	16822,29	20,00	0,609
		Agua	0,0275	463,17			
Calor intercambiado (kcal/h)				-484159			

Consideraciones:

- El calor es retirado a través de agua de proceso (torre de enfriamiento).

CAPÍTULO 8

DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS

8.1 Introducción

En este capítulo se realiza el diseño y adopción de la totalidad de los equipos, correspondientes a la planta industrial para la producción de metanol a partir de glicerina. Teniendo en cuenta las condiciones del estudio de mercado y el balance de masa y energía, se fija como capacidad máxima de producción teórica 17.000 kg/h de metanol. En el capítulo 7 balance de masa y energía se tiene en cuenta una pérdida global del proceso de 2-3%, obteniendo una producción de 16.800 kg/h de metanol, que al año se traducen a 137.000 t/año. Se muestra a continuación, una tabla de equipos adoptados y diseñados.

Tabla 8-1: Especificación de equipos adoptados y diseñados

Sector	Criterio de especificación	Codificación	Equipo
100	Adopción	T-101	Tanques de almacenamiento
	Adopción	B-102	Bomba
	Adopción	C-103	Centrifuga Tridecantadora
	Adopción	B-104	Bomba
	Adopción	B-105	Bomba
	Adopción	T-106	Tanque de almacenamiento
	Adopción	T-107	Tanque de almacenamiento
	Adopción	B-108	Bomba
200	Diseño	M-201	Mezclador tanque agitado
	Adopción	B-202	Bomba
	Diseño	IC-203	Intercambiador de calor
	Diseño	IC-204	Intercambiador de calor
	Adopción	SP-205	Soplador
	Diseño	R-206	Reactor
	Diseño	SLG-207	Separador líquido-gas
	Adopción	B-208	Bomba
300	Adopción	CP-301	Compresor multietapas
	Adopción	M-302	Mezclador estático
	Diseño	R-303	Reactor
	Adopción	SP-304	Soplador
	Diseño	SLG-305	Separador líquido-gas
	Adopción	SP-306	Soplador
	Adopción	B-307	Bomba

400	Diseño	F-401	Separador Flash
	Adopción	B-402	Bomba
	Adopción	T-403	Tanque pulmón
	Adopción	B-404	Bomba
	Diseño	IC-405	Condensador
	Diseño	D-406	Columna de destilación
	Adopción	B-407	Bomba
	Adopción	B-408	Bomba
	Adopción	B-409	Bomba
	Diseño	M-410	Mezclador tanque agitado
	Diseño	IC-411	Intercambiador de calor
	Adopción	B-412	Bomba
	Adopción	T-413	Tanques de almacenamiento

Fuente: Elaboración propia

Se utiliza el criterio de diseñar todos los equipos de características especiales, es decir, aquellos que son específicos para el proceso de producción de metanol, y se adoptan aquellos equipos de características generales, comunes en la industria de procesos.

8.2 Sector de pretratamiento del glicerol crudo: Zona 100

8.2.1 Recibo de la materia prima: Pesaje

Para el control de la cantidad de materia prima que ingresa al establecimiento se utiliza la balanza que posee el Parque Industrial para uso común. La báscula tiene capacidad para pesar 80 toneladas, lo cual es suficiente para realizar el pesaje de la materia prima que ingresa en camiones de aproximadamente 25 toneladas.

8.2.2 Tanques de almacenamiento glicerol crudo: T-101

El almacenamiento del glicerol crudo provisto por las fábricas de biodiesel cercanas a la planta se realiza en tanques atmosféricos. Para realizar la adopción de los mismos se tienen en cuenta las siguientes variables de proceso:

- Flujo másico de alimentación: 20000 kg/h.
- Densidad de la alimentación: 1220 kg/m³.
- Tiempo de residencia máximo: 48 horas.

Debido a que el caudal de alimentación máximo que puede ser introducido a proceso es de aproximadamente 400 m³ por día, y que los tanques de almacenamiento disponibles en el mercado de la firma Bertotto y Boglione poseen una capacidad máxima de 150 m³, se calcula la cantidad de tanques de dicha capacidad a adoptar, necesarios para asegurar el abastecimiento de la planta, en caso de algún inconveniente con el transporte de la materia prima, durante las mencionadas 48 horas.

8.2.2.1 Cálculo de la capacidad y cantidad de tanques requeridos

La capacidad de almacenamiento requerida se calcula teniendo en cuenta la siguiente expresión:

$$V_L = \frac{F_{MA} \cdot t_{RM}}{\delta_A}$$

Donde:

- V_L es la capacidad requerida de almacenamiento (m³)
- F_{MA} es el flujo másico de alimentación al proceso (kg/h)
- t_{RM} es el tiempo de residencia máximo (h)
- δ_A es la densidad de la alimentación (kg/m³)

$$V_L = 786,88 \text{ m}^3$$

El cálculo de la cantidad de tanques necesarios se realiza teniendo en cuenta las siguientes expresiones:

$$V_{RT} = \frac{V_L}{1 - F_S}$$

$$n_T = \frac{V_{RT}}{V_{TA}}$$

Donde:

- V_{RT} es el volumen requerido de tanques (m^3)
- F_S es el factor de seguridad, debido a que los tanques nunca se llenan por completo. Se considera el mismo en un valor de 10%.
- V_{TA} es el volumen de un tanque a adoptar (m^3)
- n_T es el número de tanques requeridos.

$$V_{RT} = \frac{786,88 \text{ m}^3}{1 - 0,10} = 874,32 \text{ m}^3$$

$$n_T = 6$$

8.2.2.2 Características de los tanques adoptados

Tabla 8-2: Características de los tanques de almacenamiento T-101

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Toriférico
Capacidad máxima	150 m^3
Cantidad de tanques requeridos	6
Diámetro externo	4,60 m
Altura	9,00 m
Esbeltez	~2
Espesor de pared	6,35 mm (1/4")
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia

8.2.3 Tanque de almacenamiento Subproducto A: T-106

Se dimensiona el tanque a adoptar teniendo en cuenta su tiempo de residencia, el caudal volumétrico de alimentación y las capacidades máximas de los tanques disponibles en el mercado. A diferencia de los tanques anteriormente adoptados, en este caso no será necesario adoptar más de uno debido a que el caudal es en gran proporción menor. Para el cálculo del volumen del mismo, se emplean las ecuaciones y consideraciones tenidas en cuenta en el T-101.

- Caudal másico máximo de la corriente: 518,45 kg/h.
- Densidad de la corriente: 2180 kg/m³.
- Tiempo de residencia máximo: 48 horas.

8.2.3.1 Características del tanque adoptado

Se emplea MathCAD 15 para realizar los cálculos correspondientes y los resultados son los siguientes:

Tabla 8-3: Resultados de cálculos T-106

Capacidad requerida	11,41 m ³
Volumen de tanque requerido	12,68 m ³
Volumen de tanque adoptado	15,00 m ³

Fuente: Elaboración propia

En la siguiente tabla se muestran las características del tanque adoptado:

Tabla 8-4: Características del tanque de almacenamiento T-106

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Torisférico
Capacidad máxima	15 m ³
Cantidad de tanques requeridos	1
Diámetro externo	2,27 m
Altura	3,75 m
Esbeltez	1,87
Espesor de pared	3,17 mm (1/8")
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia

8.2.4 Tanque de almacenamiento Subproducto B: T-107

Se dimensionarán el tanque a adoptar teniendo en cuenta su tiempo de residencia, el caudal volumétrico de alimentación y las capacidades máximas de los tanques disponibles en el mercado. A diferencia de los tanques adoptados para el almacenamiento de la materia prima, en este caso no será necesario adoptar más de uno debido a que el caudal es en gran proporción menor. Para el cálculo del volumen del mismo se emplean las ecuaciones y consideraciones tenidas en cuenta en los tanques T-101 y T-106.

- Caudal másico máximo de la corriente: 648.95 kg/hora.
- Densidad de la corriente: 960 kg/m³.
- Tiempo de residencia máximo: 48 horas.

8.2.4.1 Características del tanque adoptado

Se emplea MathCAD 15 para realizar los cálculos correspondientes y los resultados son los siguientes:

Tabla 8-5: Resultados de cálculos T-107

Capacidad requerida	32,45 m ³
Volumen de tanque requerido	36,05 m ³
Volumen de tanque adoptado	40,00 m ³

Fuente: Elaboración propia

Tabla 8-6: Características del tanque de almacenamiento T-107

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Toriférico
Capacidad máxima	40 m ³
Cantidad de tanques requeridos	1
Diámetro externo	2,92 m
Altura	6,00 m
Esbeltez	2
Espesor de pared	3,97 mm (5/32")
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia

8.2.5 Centrifuga Tridecantadora: C-103

Para la selección del separador trifásico se ha consultado directamente con la casa comercial Alfa Laval, a la cual se le proporcionó a la empresa las especificaciones de diseño y el grado de separación deseada, y el equipo propuesto fue el Decantador Centrifugo Lynx 35.

El Lynx 35 es un decantador de alto rendimiento que se ha diseñado para la óptima separación de una corriente trifásica. Este decantador se puede utilizar con una gran variedad de alimentaciones y en multitud de industrias de proceso para aplicaciones en las que la alimentación es una mezcla líquida de dos fases y una fase sólida (por ejemplo, una fase de aceite, una fase acuosa y sólidos).

La disponibilidad del ajuste interfásico en línea, sin necesidad de componentes mecánicos, facilita la optimización de la calidad de las fases separadas de, por ejemplo, aceite y agua.

La combinación de estas altas fuerzas G y la experiencia de Alfa Laval en el campo del tratamiento de aceites con impurezas, hacen posible que el diseño LYNX 35 elimine la mayoría de las partículas finas y entregue los sólidos más secos posibles.

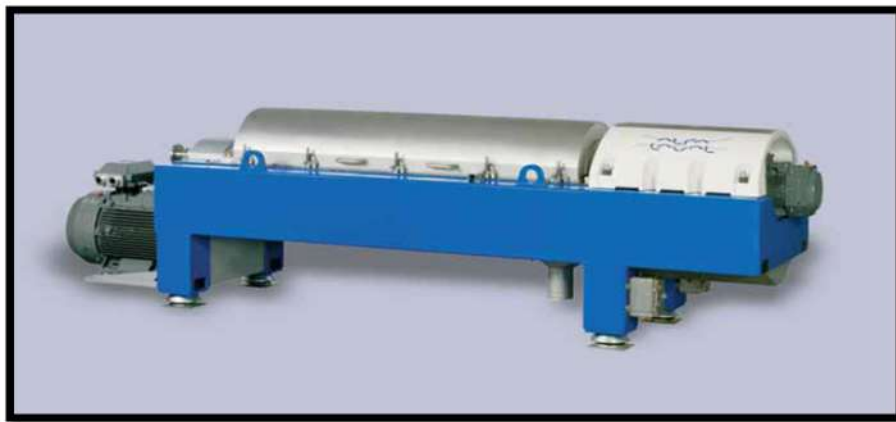


Figura 8-1: LYNX 35-Decantador Centrifugo Trifásico

Fuente: Alfa Laval

8.2.5.1 Principio de funcionamiento

La separación tiene lugar en un recipiente cilíndrico horizontal equipado con un tornillo transportador. La alimentación se conduce a través de un tubo de entrada y se acelera suavemente a la entrada del rotor. La fuerza centrífuga causa la sedimentación inmediata de los sólidos en la pared del recipiente.

El transportador gira en la misma dirección que el cuenco donde se alojan las fases líquidas, pero a una velocidad diferente, y transporta los sólidos hacia la salida cónica. Estos sólidos se separan del líquido, y el capilar líquido que les acompaña se centrifuga antes de ser vertido a través de la salida de sólidos. La separación se lleva a cabo por toda la longitud de la parte cilíndrica del recipiente, y los líquidos clarificados pesado y ligero abandonan el separador por desbordamiento en dos zonas diferentes del equipo.

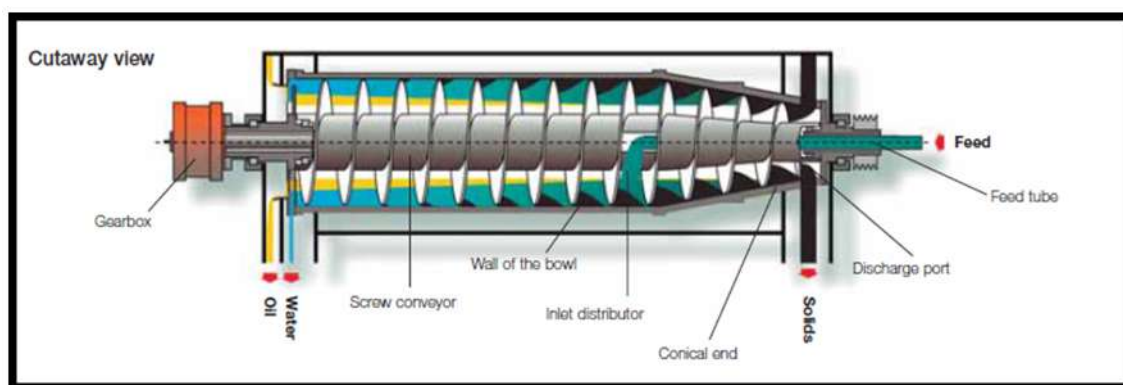


Figura 8-2: Vista en corte de la Centrifuga Tridecantadora.

Fuente: Alfa Laval

8.2.5.2 Diseño y optimización del proceso

El decantador Alfa Laval Lynx 35 fue diseñado con un enfoque de fácil acceso, fiabilidad y bajos niveles de ruido. Está montado sobre una caja compacta soldada con rodamientos en ambos extremos. La cubierta posee bisagras para garantizar la accesibilidad para su limpieza. El motor está montado en el decantador con soportes ajustables para poder modificar la tensión de la correa. El cuenco de separación se impulsa hacia el final cónico por un motor eléctrico y una correa de transmisión. El tornillo intermedio, la carcasa exterior y los distribuidores interiores y exteriores así como otras partes del equipo en contacto con la alimentación están fabricadas en acero inoxidable y acero inoxidable dúplex AISI 316.

El decantador centrífugo puede adaptarse para diferentes necesidades variando los siguientes parámetros:

- Velocidad del cuenco, para asegurar el valor exacto de la fuerza G que proporcionará una separación óptima.
- Velocidad convectiva, para optimizar el balance entre la cantidad de líquido clarificado y la cantidad de sólidos descargados.
- Profundidad del cuenco, para asegurar el equilibrio entre el líquido clarificado y los sólidos secos y ajustar la interface entre el líquido ligero y el pesado.
- El decantador Alfa – Laval está especialmente indicado para trabajar con una gran variedad de caudales de alimentación.

8.2.5.3 Especificaciones de la Centrifuga Tridecanter adoptada

Tabla 8-7: Características de la C-103.

Característica	Descripción
Fase pesada(Flujo volumétrico)	1 – 10 m ³ /h (4-66 GPM)
Fase liviana(Flujo volumétrico)	1 – 15 m ³ /h (4-44 GPM)
Fase sólida(Flujo volumétrico)	1 – 5 m ³ /h (4-22 GPM)
Velocidad máxima	3650 rpm
Fuerza G máxima	3574 G
Rango de velocidad diferencial	2-40 rpm
Capacidad de sólidos.	Superior a 12.000 kg/h
Potencia de instalación	90 kW(125 HP)
Peso	5000 kg

Fuente: Alfa Laval

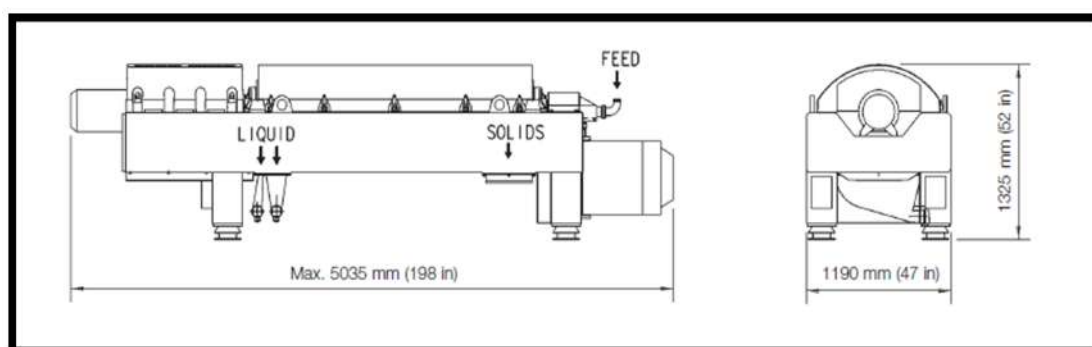


Figura 8-3: Dimensiones de la C-103

Fuente: Alfa Laval

8.3 Sector de reformado del glicerol: Zona 200

8.3.1 Mezclador tanque agitado: M-201

En este equipo se produce la mezcla de las corrientes líquidas:

- La corriente D, proveniente de la Centrifuga Tridecanter C-103 compuesta por glicerol y agua
- La corriente G proveniente del Separador Líquido-gas 207, compuesta por glicerol de retorno.

La mezcla resultante de las corrientes mencionadas este equipo es bombeada hacia el tren de intercambio de calor para posteriormente ser transformada en gas de síntesis en el reactor R-206.

Para realizar el diseño del mezclador tanque agitado, se calcula en primera instancia las dimensiones del tanque y posteriormente el sistema de agitación, especificando la potencia del motor requerido, tipo de agitador, etc..

A continuación se mencionan las características de la mezcla obtenida:

- Caudal másico: 19572,66 kg/h.
- Densidad de la mezcla: 1030 kg/m³.
- Tiempo de mezclado aproximado: 16 minutos

8.3.1.1 Cálculo de las dimensiones del tanque mezclador

Las dimensiones del tanque quedan especificadas utilizando como fuente bibliográfica de referencia Mc Cabe, W- Smith. 4ta Edición. Se considera un tanque de acero inoxidable cuyo fondo no es plano, sino redondeado, con el fin de eliminar los bordes rectos o regiones en las cuales no penetrarían las corrientes de fluido.

Se procede al cálculo de las dimensiones del mezclador a diseñar empleando como herramienta de cálculo MathCAD 15 y las ecuaciones utilizadas en la adopción de los tanques de almacenamiento:

Tabla 8-8: Resultados de cálculos M-201

Capacidad requerida	5,00 m ³
Volumen de tanque	5,15 m ³
Esbeltez	1,50
Diámetro	1,62 m
Altura	2,50 m
Condiciones de diseño	1 atm- 60°C

Fuente: Elaboración propia

8.3.1.2 Sistema de agitación

Se adopta para el presente mezclador un sistema de agitación compuesto por un agitador de paletas planas, el cual crea un cierto tipo de flujo dentro del sistema con el fin de mantener la mezcla de las corrientes la cual será enviada al reactor.

La viscosidad del fluido es uno de los diferentes factores que influyen en la selección del tipo de agitador. Los agitadores de paletas giran a velocidades bajas o moderadas, impulsando el líquido hacia la pared del tanque y después siguen hacia abajo o hacia arriba logrando así la homogeneidad de la mezcla. Se considera para este equipo, un agitador de paleta planas (dos palas).

De acuerdo al objetivo planteado, se debe garantizar la velocidad de giro, por lo que se supone un régimen turbulento. El cálculo de dicha velocidad de giro (n_a) se realiza conociendo el diámetro del agitador (D_a), la viscosidad (μ_m) y densidad (δ_m) de la mezcla, y el N° de Reynolds (Re), el cual para asegurar flujo turbulento debe ser mayor a 10000. A continuación se presenta la expresión que relaciona las variables mencionadas y el correspondiente resultado:

$$n_a = \frac{\mu_m \cdot Re}{D_a^2 \cdot \delta_m} = 70 \text{ rpm}$$

Se verifica que la velocidad de giro del agitador se encuentra dentro de los márgenes óptimos para las paletas que giran a una velocidad comprendida entre 20 y 150 rpm.

Las proporciones geométricas del sistema de agitación que se considera para el diseño son las siguientes:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} ; \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Donde:

- D_a = Diámetro del agitador.
- D_t = Diámetro del tanque.
- J = Ancho de las placas deflectoras.
- E = Altura del agitador sobre el fondo del tanque
- W = Ancho de las palas del rodete
- L = Longitud de las palas del rodete

Tabla 8-9: Características geométricas del mezclador M-201

Parámetro	Valor
D_a	0,540 m
D_t	1,620 m
J	0,135 m
E	0,540 m
W	0,108 m
L	0,135 m
Número de placas deflectoras	4

Fuente: Elaboración propia.

8.3.1.3 Potencia del motor del mezclador: M-201

El consumo de potencia (P) se relaciona con la densidad (δ_m) y viscosidad (μ_m) del fluido, la velocidad de rotación (Ω_a) y el diámetro (D_a) del impulsor por medio de graficas del número de potencia (N_p) en función del número de Reynolds (Re) proporcionadas por Mc Cabe-Smith.

El número de potencia es:

$$N_p = \frac{P}{D_a^5 \cdot \delta_m \cdot \Omega_a^3}$$

A partir de las gráficas y teniendo en cuenta las proporciones geométricas para un sistema de agitación normal y un valor de la constante específica K_t para este tipo de rodete, paleta plana (dos palas) de 1,70 se calcula la potencia suministrada a la mezcla con la siguiente expresión:

$$P = \frac{K_t \cdot n^3 \cdot D_a^5 \cdot \delta_m}{g_c} = 1,38 \text{ HP} = 9,38 \text{ kW}$$

Se emplea un reductor de velocidad marca LENTAX de sinfín y corona ya que su funcionamiento y disposición en el espacio son acordes a lo requerido en esta etapa. En función al catálogo de LENTAX se tiene que para la velocidad de salida requerida el rendimiento teórico del reductor es de 0,86. La potencia real requerida para seleccionar el motor será:

$$P_R = \frac{\text{Potencia teórica}}{\text{Rendimiento teórico reductor}} = \frac{1,32 \text{ HP}}{0,86}$$

$$P_R = 1,535 \text{ HP}$$

Según el catálogo de motores marca WEG se adopta un motor de 2 HP.

8.3.2 Intercambiador de calor de casco y tubo: IC-203

El primer intercambiador en el proceso es el que permite el calentamiento de la corriente de glicerol y agua recuperando energía de la corriente F-01 de salida del reactor R-206 (reformado del glicerol). Para su diseño, al igual que para la mayoría de los intercambiadores presentes en el proceso, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de un intercambiador de calor de tubo y coraza, en el que el fluido que ingresa por los tubos es E-01 y, consecuentemente, ingresa por la coraza la corriente F-01. Por gravedad la corriente F-02 se deposita en el separador líquido gas SLG-207

Los datos del equipo se presentan a continuación:

Tabla 8-10: Características Intercambiador de calor IC-203

Datos generales	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	106,68 cm
Numero de tubos	1609
Longitud de tubos	6,00 m
Diámetro externo de los tubos	1,90 cm
Diámetro interno de los tubos	1,57 cm
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Pasos de los tubos	2,38 cm
Numero de pasos por los tubos	1
Numero de baffles	7
Separación entre baffles	21,83 cm
Segmentación de baffles	15%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8-11: Datos de transferencia de calor del Intercambiador de calor IC-203

Datos de transferencia de calor	
Área efectiva de transferencia	579,06 m ²
Área requerida	558,77 m ²
U (calculado/ de servicio)	142.36 / 137,37 Kcal/(h*m ² *°C)
Calor calculado	3521918,75 kcal/h
Calor especificado	3398486,5 kcal/h
Exceso de área	3,66 %
Factor de Obstrucción	2,048E-004
Delta P (coraza / tubos)	0,12 / 0,07 Atm
Coefficiente de película para la coraza	1022,17 kcal/(h*m ² *°C)
Coefficiente de película para los tubos	217,96 kcal/(h*m ² *°C)

Fuente: ChemCAD.

8.3.3 Intercambiador de calor de casco y tubo: IC-204

Este intercambiador es el que aprovecha la energía de la corriente de salida del reactor de síntesis de metanol R-303 recuperando energía de la corriente J-01. Para su diseño, al igual que para la mayoría de los intercambiadores presentes en el proceso, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de una serie de ocho intercambiadores de calor de tubo y coraza en serie, en el que el fluido que ingresa por los tubos es J-01 y, consecuentemente, ingresa por la coraza la corriente E-02.

Los datos del equipo se presentan a continuación:

Tabla 8-12: Características Intercambiador de calor IC-204

Datos generales	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	51,00 cm
Numero de tubos	350
Longitud de tubos	12,00 m
Diámetro externo de los tubos	1,90 cm
Diámetro interno de los tubos	1,57 cm
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Pasos de los tubos	2,38 cm
Numero de pasos por los tubos	1
Numero de baffles	3
Separación entre baffles	298,13 cm
Segmentación de baffles	45%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8-13: Datos de transferencia de calor del Intercambiador de calor IC-204:

Datos de transferencia de calor	
Área efectiva de transferencia	1998,10 m ²
Área requerida	1902,00 m ²
U (calculado/ de servicio)	384,84 / 383,33 kcal/(h*m ² *°C)
Calor calculado	4960056.50 kcal/h
Calor especificado	4940597,5 kcal/h
Exceso de área	5,02 %
Factor de Obstrucción	2,048E-004
Delta P (coraza / tubos)	0,81 / 0,37 atm
Coefficiente de película para la coraza	1819,63 Kcal/(h*m ² *°C)
Coefficiente de película para los tubos	780,74 Kcal/(h*m ² *°C)

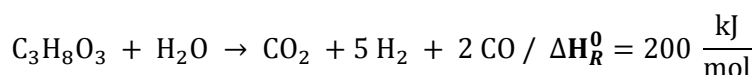
Fuente: ChemCAD.

8.3.4 Reactor de reformado de glicerol: R-206:

El proceso de reformado del glicerol se lleva a cabo en un reactor tubular isotérmico de lecho fijo, empleando un catalizador de Níquel soportado en alúmina (Al₂O₃). Para poder realizar el diseño de este se emplea ChemCAD 7.1.2, en donde se introducen los parámetros cinéticos de las reacciones involucradas y los datos correspondientes al balance de materia y energía realizado en el capítulo anterior, obteniéndose como resultado el volumen de reacción necesario, el cual permite dimensionar el reactor.

8.3.4.1 Parámetros cinéticos

En el proceso de reformado del glicerol se lleva a cabo, la presente reacción global:



Los parámetros cinéticos de la presente reacción, empleando el catalizador anteriormente mencionado, fueron estudiados por (Cheng, 2011). En la siguiente tabla se presentan los mismos.

Tabla 8-14: Parámetros cinéticos reactor R-206

Parámetro	Unidad	Cantidad
Orden de reacción global	Adimensional	0,82
Energía de activación (E _a)	$\frac{kcal}{mol}$	1429,25
Temperatura de reacción	°C	300,00
Factor de frecuencia(A)	$\frac{mol}{kg_{cat} \cdot h \cdot atm^{0.82}}$	5,559 x 10 ⁸
Constante cinética de reacción(k)	$\frac{mol}{kg_{cat} \cdot h \cdot atm^{0.82}}$	1965,37
Conversión (X _G)	Adimensional	0,95

Fuente: Elaboración propia.

8.3.4.2 Características del catalizador

El catalizador empleado en el reactor y disponible en el mercado presenta las siguientes características:

Tabla 8-15: Características del catalizador:

Nombre del catalizador	5% Ni/Al ₂ O ₃
Fabricante	Riogen
Diámetro de partícula	23 nm
Tamaño comercial	Polvo
Porosidad	0,57
Superficie específica de reacción	400 m ² /g
Densidad	760 kg/m ³

Fuente: Riogen Catalysts®

Las condiciones de operación del reactor son las siguientes:

Tabla 8-16: Características de la alimentación del reactor R-206

Corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	Temperatura (°C)	Cp (kcal/kg°C)
E-03	Glicerol	0,8433	16505,26	19572,66	300,00	0,443
	Agua	0,1567	3067,40			
Energía requerida por el reactor						
Calor necesario para elevar los reactivos a T° Reacción (kcal/h)			Calor de reacción (kcal/h)	Calor requerido por el reactor (kcal/h)		
0			2036747	2036747		
Presión (atm)		1,00				

Fuente: Elaboración propia.

El calor necesario para producir la reacción es aportado por una caldera mediante fluido térmico, el cual opera en un circuito cerrado. La misma será descrita en el capítulo correspondiente a los servicios auxiliares de la planta.

Tabla 8-17: Dimensiones calculadas del reactor R-206.

Dimensiones del Reactor R-206	
Volumen calculado (V_{RC})	17,94 m ³
Porcentaje de Sobredimensionamiento	~20%
Volumen real (V_{RE})	21,49 m ³
Longitud (L)	6,00 m
Presión de operación	1,00 atm
Temperatura de operación	300 °C
Características de la Coraza	
Diámetro nominal coraza (D_{NR})	2,2354 m
Tipo de material	Acero Inoxidable AISI 316L Cédula 5
Diámetro interno coraza (D_{IR})	2,1354 m
Espesor de pared	5 mm
Presión de trabajo admisible	3 atm
Temperatura admisible	316°C
Características de los Tubos	
Cantidad de tubos	577
Diámetro nominal de tubo (D_{NT})	8,89 cm
Tipo de material	Acero Inoxidable AISI 316L Cédula 5
Espesor de pared	2,11 mm
Diámetro interno de tubo (D_{IT})	8,47 cm
Cantidad de catalizador	6371,78 kg
Presión de trabajo admisible	25,16 atm
Temperatura admisible	316°C

Fuente: Elaboración propia

8.3.5 Separador líquido-gas: SLG-207

El propósito esencial del separador es liberar la fase deseada completamente de las otras. El fluido cae por gravedad desde intercambiador de calor IC-203 al separador y se contacta con un desviador de ingreso, causando un cambio repentino en el impulso y la separación brusca inicial de líquido y vapor. La gravedad causa que gotas de líquido caigan de la corriente de gas al fondo del recipiente de recolección. Esta sección de recolección de líquido provee el tiempo de retención necesario para que el gas arrastrado evolucione. El líquido fluye hacia abajo a la sección de recolección de líquidos en el recipiente, y luego baja a la salida de líquidos. Cuando el líquido llega al equilibrio, las burbujas de gas fluyen en sentido contrario a la dirección del flujo de líquidos y eventualmente migran al espacio de vapor. Luego el líquido sale del recipiente mediante una válvula de descarga de líquidos, que es regulada por un controlador de nivel. El controlador de nivel siente cambios en el nivel del líquido y controla la válvula de descarga. El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego arriba hacia la salida de gas. En la sección de asentamiento de gravedad, las gotas de líquido caen hacia abajo,

en sentido opuesto a la dirección del flujo de gas. El gas pasa por la sección de fundición/extractor de neblina antes de salir del recipiente.

La función del separador líquido gas SLG-207 es purificar el producto de la reacción en el reactor de reformado de glicerol. Consiste en un separador bifásico, formado por un recipiente presurizado utilizado para separar los fluidos provenientes del reactor en componentes gaseosos y líquidos a una temperatura y presión determinada. Se emplea para separar el gas de síntesis de los demás componentes no reaccionantes de la reacción. Para su diseño, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2.

Los datos del equipo se presentan a continuación.

Tabla 8-18: Dimensiones calculadas del Separador Líquido Gas SLG-207:

Datos Generales	
Presión de operación	1,00 atm
Presión de diseño	1,20 atm
Fracción de vapor	0,9947
Tipo	Torisférico
Longitud	2,31 m
Diámetro interno	1,98 m
Relación longitud/diámetro	1,16 m
Volumen total	8,00 m ³
Nivel máximo de líquido	0,2190 m
Nivel normal de líquido	0,2155 m
Espesor de la coraza	0,6350 cm
Espesor del cabezal	0,6350 cm
Velocidad máxima	4,2046 m/s
Material	Acero al carbono

Fuente: ChemCAD.

8.4 Sector de Síntesis de Metanol: Zona 300

8.4.1 Compresor multietapas: CP-301

El proceso de síntesis del metanol requiere que la corriente de alimentación de gas de síntesis se eleve a una presión de 50 atm y se encuentre a 230 °C. Para poder realizar este aumento de presión es necesario usar un compresor que cumpla con los requerimientos del proyecto.

Según lo calculado en el capítulo anterior, el equipo seleccionado debe tener tres etapas intermedias de compresión y ser enfriado para disminuir el trabajo aportado por el compresor entre cada una de las etapas mencionadas.

A continuación, se presenta la tabla correspondiente al balance de energía del compresor CP-301.

Tabla 8-19: Descripción del equipo CP-301:

Descripción del equipo: Compresor multietapas			
	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Caudal volumétrico entrada(m ³ /h)	44948,45	7431,92	2614,14
Caudal volumétrico salida(m ³ /h)	21131,79	3499,81	1435,59
Densidad corriente entrada(kg/m ³)	0,432	2,614	7,433
Calor generado por compresión (kcal/h)	2797020	1534630	1325850
Calor intercambiado enfriamiento (kcal/h)	-2442560	-1567180	0
Temperatura de entrada (°C)	50,00	100,000	100,00
Temperatura de salida (°C)	295,00	226,00	232,91
Presión de entrada (atm)	1,00	7,00	20,00
Presión de salida (atm)	7,00	20,00	50,00

Fuente: ChemCAD

Se adopta el Compresor modelo VRa 1037-L de la firma Aerzen, el cual cumple con las características requeridas para la presente operación. Dicho equipo es un compresor de tornillo el cual permite operar con caudales hasta 120000 m³/h y abarca el rango de presiones solicitadas por el proceso.



Figura 8-4: Compresor adoptado
Fuente: Aerzen

En la siguiente tabla se presentan las características técnicas del mismo:

Tabla 8-20: Características del Compresor CP-301:

Caudal de alimentación admisible	550-120000 m ³ /h	
Rango de presión	0.88 -51,32 atm	
Potencia del motor	71 HP	
Longitud máxima motor	1,35 m	
Sistema de refrigeración	Refrigeración con aceite	
Velocidad del motor	2000-20000 rpm	
Etapas de compresión	3	
Dimensiones	Largo	7,00 m
	Ancho	4,00 m
	Altura	3,00 m

Fuente: Elaboración propia.

8.4.2 Mezclador de gases: M-302

En este equipo se produce la mezcla de gases de síntesis la corriente comprimida en el equipo CP-301 con los gases de síntesis que no reaccionaron en el reactor R-304 y fueron separados del metanol y el agua en el separador SLG-305. Tiene como objetivo homogenizar la mezcla de gases recuperando de esta manera los que no reaccionaron en el reactor y que puedan hacerlo. Esta unidad es un, Mezclador estático, la unidad se compone de ciertas placas como se explica en el diagrama del proveedor Novatec Fluid System S.A. Para la operación deseada se adopta el modelo MX-12000.

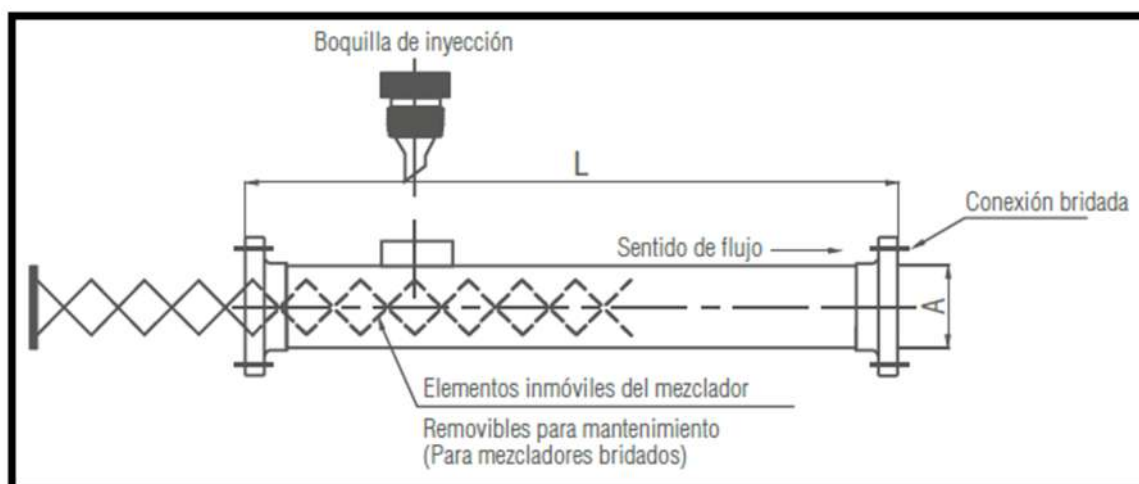


Figura 8-5: Corte lateral del mezclador M-302 modelo Mx-12000

Fuente: Novatec Fluid System S.A.

Funcionamiento:

- 1- La bomba empuja el líquido del mezclador
- 2- El flujo es cortado y forzado a dirigirse contra las paredes opuestas de la tubería
- 3- Un vórtice es creado axialmente en la línea central de la tubería.
- 4- El vórtice es cortado de nuevo y el proceso ocurre, pero en rotación contraria.
Esos cambios de rotación aseguran un producto final homogéneo.

De acuerdo con el diámetro de la cañería se fija la velocidad para la mezcla en 20 pulgadas. Teniendo en cuenta el mismo se calcula la velocidad del gas en la misma:

$$D_c = 0,508 \text{ m}$$

$$Q_{vg} = 4291 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V = \frac{Q_{vg}}{\frac{\pi \cdot D_c^2}{4}} = 5,88 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

De acuerdo con este cálculo la velocidad de desplazamiento del gas por el mismo será de 5,881 m/s, lo cual, es una velocidad aceptable que evitara que la caída de presión sea demasiado elevada.

Tabla 8-21: Descripción del mezclador M-302:

Caudal de alimentación admisible	1,1- 1,70 m ³ /s
Rango de presión	0.5 - 5 atm
Diámetro de cañería	0,50 m
Longitud de cañería	1,30 m
Velocidad de desplazamiento	5,88 m/s
Material	Acero 316
Números de elementos internos	7

Fuente: Elaboración propia.

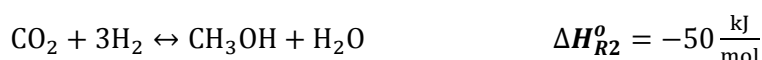
8.4.3 Reactor de síntesis de metanol: R-303.

El proceso de síntesis del metanol a partir del gas de síntesis producido en el sector de reformado del glicerol se lleva a cabo, en un reactor tubular isotérmico de lecho fijo, empleando un catalizador de Cobre y zinc soportado en alúmina (Al_2O_3). El presente equipo, a diferencia del reactor R-206, opera con una serie de 3 reacciones exotérmicas y por lo tanto para poder mantener el lecho en temperatura constante, se debe realizar la extracción del calor generado por dichas reacciones. Según el balance de materia y energía realizado en el capítulo anterior, se procede a la realización de una integración energética, donde el calor que se necesita extraer del reactor permite abastecer el rehervidor de la torre de destilación D-406. El sistema funciona inundando con agua la coraza que contiene los tubos donde se produce la reacción. A medida que la reacción avanza, intercambia calor con el agua de la coraza, aumentando la presión y temperatura de ésta. El vapor generado posee la energía suficiente para transferir el calor necesario aguas arriba y poder poner en funcionamiento el rehervidor de la torre D-406.

Para poder realizar el diseño de éste se emplea ChemCAD 7.1.2 y MathCAD 15, en donde se introducen los parámetros cinéticos de las reacciones involucradas, donde se obtiene como resultado el volumen de reacción necesario, el cual permite dimensionar el reactor R-303.

8.4.3.1 Parámetros cinéticos

Las reacciones presentes en la síntesis de metanol son:



Las dos reacciones de formación de metanol están acopladas a su vez con la reacción de desplazamiento de gas de agua (Water-Gas-Shift Reaction):



Por consideraciones de diseño y disponibilidad de cinéticas en el cálculo del reactor se han adoptado las siguientes simplificaciones.

- Se asume como reacciones principales la primera y la tercera.

- Las reacciones secundarias se consideran que acontecen de forma completa y que los intermedios de reacción son completamente transformados en las reacciones secundarias.

Por tanto, como productos de la reacción queda el monóxido y dióxido de carbono, y el hidrógeno que no han reaccionado, el metanol producido y el agua que se forma en la reacción.

A diferencia de los modelos cinéticos presentados en el reformado del glicerol, la cinética catalítica correspondiente a la síntesis de metanol no es representada en función de los órdenes de reacción únicamente, sino que además se involucra el término de absorción de los reactivos al catalizador y de equilibrio químico para representar en forma completa la velocidad de reacción de cada una de las reacciones mencionadas anteriormente. Como modelo general la cinética catalítica heterogénea mencionada responde a la siguiente ecuación

$$\text{Velocidad de reacción} = \text{Constante cinética} \times \frac{\text{Parámetro cinético}}{\text{Parámetro absorción}}$$

Dentro de los modelos investigados, el propuesto por (Graaf, 1986) es el que mejor se adapta para diseños industriales, como el presente proyecto. A continuación, se presentan las ecuaciones correspondientes a las velocidades de reacción de dicho modelo:

$$r_1 = \frac{k_1 K_{CO} \left[P_{CO} P_{H_2} - \frac{P_{CH_3OH}}{P_{H_2} K_1} \right]}{(1 + K_{CO} P_{CO} + K_{CO_2} P_{CO_2}) \left[P_{H_2}^{1/2} + K_{H_2O} P_{H_2O} \right]} = \frac{mol}{kg_{cat} h}$$

$$r_2 = \frac{k_2 K_{CO_2} \left[P_{CO_2} P_{H_2} - \frac{P_{H_2O} P_{CO}}{K_2} \right]}{(1 + K_{CO} P_{CO} + K_{CO_2} P_{CO_2}) \left[P_{H_2}^{1/2} + K_{H_2O} P_{H_2O} \right]} = \frac{mol}{kg_{cat} h}$$

En la siguiente tabla se describen los valores de las constantes involucradas en las ecuaciones r_1 y r_2 :

Tabla 8-22: Parámetros cinéticos del reactor R-303

Tipo de constante	Constante	A	B
Velocidad de reacción $k = A \times e^{\frac{B}{RT}}$	k_1	$2,69 \times 10^7$	109,90
	k_2	$7,31 \times 10^8$	123,40
Equilibrio de absorción $K = A \times e^{\frac{B}{RT}}$	K_{CO}	$7,99 \times 10^{-7}$	58,10
	K_{CO_2}	$1,02 \times 10^{-7}$	67,40
	K_{H_2O}	$4,13 \times 10^{-11}$	104,50
Equilibrio de reacción $K_p = 10^{\frac{A}{T}-B}$	K_1	5139	12,62
	K_2	-2073	2,03

Fuente: CHEMCAD.

8.4.3.2 Características del catalizador

El catalizador empleado en el reactor y disponible en el mercado presenta las siguientes características:

Tabla 8-23: Características del catalizador R-303

Nombre del catalizador	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃
Fabricante	Riogen
Diámetro de partícula	6 mm
Forma comercial	Pellet
Porosidad	0,55
Superficie específica de reacción	80 m ² /g
Densidad	1100 kg/m ³

Fuente: Riogen Catalysts

Las condiciones de funcionamiento del reactor son las siguientes:

Tabla 8-24: Balance de materia y energía del equipo R-303

Equipo N°: R-303						
Descripción del equipo: Reactor de síntesis de Metanol						
Corriente	Componente	Fracción másica	Cantidad (kg/h)	Total (kg/h)	Temperatura (°C)	Cp (kcal/kg°C)
I	CO	0,4913	10047,08	20451,93	231,86	1,772
	CO ₂	0,3859	7893,18			
	H ₂	0,1228	2511,67			
J-01	CO	0,0245	502,35	20451,93	320,00	0,502
	CO ₂	0,0193	394,65			
	H ₂	0,0061	125,58			
	Metanol	0,8000	16361,75			
	Agua	0,1499	3067,60			
Energía para extraer del reactor						
Calor necesario para elevar los reactivos a T° Reacción (kcal/h)		Calor de reacción (kcal/h)		Calor neto que extraer del reactor (kcal/h)		
3.199.410		-9.206.249		-6.006.839		
Presión (atm)		50,00				

Fuente: Elaboración propia

El calor necesario para extraer del reactor es retirado, como se mencionó anteriormente, en forma de vapor de agua, el cual abastece al rehedidor de la Torre de destilación D-406. Esta integración energética será detallada en el capítulo correspondiente a Servicios Auxiliares.

En la siguiente tabla se presentan las dimensiones calculadas del reactor R-303:

Tabla 8-25 - Dimensiones calculadas del reactor R-303:

Volumen calculado (V_{RC})	20,83 m ³
Porcentaje de Sobredimensionamiento	~20%
Volumen real (V_{RE})	25,07 m ³
Altura(H)	6,00 m
Presión de operación(interna)	50,00 atm
Temperatura de operación	320 °C
Características de la Coraza	
Diámetro nominal coraza (D_{NR})	2,56 m
Tipo de material	Acero Inoxidable AISI 316L Cédula 5
Diámetro interno coraza (D_{IR})	2,3060 m
Espesor de pared	12.7mmm
Presión de trabajo admisible	10 atm
Temperatura admisible	350 °C
Características de los Tubos	
Cantidad de tubos	673
Diámetro nominal de tubo (D_{NT})	8,89 cm

Tipo de material	Acero Inoxidable AISI 316L Cédula 40
Espesor de pared	5,49 mm
Diámetro interno de tubo (D_{IT})	7,79 cm
Cantidad de catalizador	9531,46 kg
Presión de trabajo admisible	63,88 atm
Temperatura admisible	343°C

Fuente: Elaboración propia.

8.4.4 Separador Líquido-gas: SLG-305

La función del separador SLG-305 es purificar el producto de la reacción en el reactor de síntesis de metanol. Consiste en un separador bifásico, formado por un recipiente presurizado utilizado para separar los fluidos provenientes del reactor en componentes gaseosos y líquidos a una temperatura y presión determinada. Se emplea para separar el metanol de los demás componentes no reaccionantes de la reacción. Para su diseño, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2.

Los datos del equipo se presentan a continuación

Tabla 8.26 - Dimensiones calculadas del Separador Líquido-Gas 305

Datos Generales	
Presión de operación	50,00 atm
Presión de diseño	60,00 atm
Fracción de vapor	0,20
Tipo	Toriférico
Longitud	2,87m
Diámetro interno	0,76m
Relación longitud/diámetro	3,76m
Volumen total	1,50 m ³
Nivel máximo de líquido	0,99 m
Nivel normal de líquido	0,00 m
Espesor de la coraza	2,85 cm
Espesor del cabezal	4,5 cm
Velocidad máxima	0,18
Material	Acero al carbono

Fuente: ChemCAD

8.5 Sector de purificación de metanol: Zona 400

8.5.1 Separador Flash: F-401

Se procede al diseño del separador flash F-401, este aprovecha las condiciones en las que proviene la corriente L y produce la primera separación de metanol-agua. La corriente que ingresa al separador se encuentra a 50 atm y una temperatura de 175°C permitiendo bajar las condiciones de presión a 1 atm y así separar los productos deseados. Se obtienen dos corrientes, N-01 que posee las condiciones porcentuales de metanol para venta y la corriente M que se dirige a la columna de destilación para producir la segunda separación.

Tabla 8-27 - Dimensiones calculadas Separador Flash F-401

Datos Generales	
Presión de operación	1,00 atm
Presión de diseño	1,20 atm
Fracción de vapor	1,00
Tipo	Torisférico
Longitud	4,46 m
Diámetro interno	0,91 m
Relación longitud/diámetro	4,88 m
Volumen total	3,00 m ³
Nivel máximo de liquido	2,63 m
Nivel normal de liquido	2,19 m
Espesor de la coraza	0,6350 cm
Espesor del cabezal	0,6350 cm
Velocidad máxima	3,55 m/s
Material	Acero al carbono

Fuente: ChemCAD

8.5.2 Tanque pulmón T-403

Se dimensionarán el tanque a adoptar teniendo en cuenta su tiempo de residencia, el caudal volumétrico de alimentación y las capacidades máximas de los tanques disponibles en el mercado. Debido a que se trata de un tanque pulmón previo a una columna de destilación, se calcula el mismo para un tiempo de residencia máximo de 8 horas. Para el cálculo del volumen se emplean las mismas ecuaciones y consideraciones que para los tanques del sector 100, con la diferencia que se emplea un factor de seguridad de 5%.

Las características de la alimentación al tanque pulmón T-403 son:

- Caudal másico de alimentación: 13531,43 kg/h.
- Densidad: 781,12 kg/m³.
- Tiempo de residencia máximo: 8 horas.

8.5.2.1 Características del tanque adoptado

Se emplea MathCAD 15 para realizar los cálculos correspondientes y los resultados son los siguientes:

Tabla 8-28: Resultados de cálculos T-403

Capacidad requerida	138,60 m ³
Volumen de tanque requerido	145,90 m ³
Volumen de tanque adoptado	150,00 m ³

Fuente: Elaboración propia

En la siguiente tabla se muestran las características del tanque adoptado:

Tabla 8-29: Características del tanque de almacenamiento T-403

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Torisférico
Capacidad máxima	150 m ³
Cantidad de tanques requeridos	1
Diámetro externo	4,60 m
Altura	9,00 m
Esbeltez	~2
Espesor de pared	6,35 mm (1/4")
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia

8.5.3 Intercambiador de calor de casco y tubo IC-405

Este intercambiador es el que condensa el metanol y el agua separada por el F-401. Para su diseño, al igual que para la mayoría de los intercambiadores presentes en el proceso, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de un intercambiador de calor de tubo y coraza en serie, en el que el fluido que ingresa por los tubos es el agua de enfriamiento y, consecuentemente, ingresa por la coraza la corriente N-01 de metanol y agua para condensarse.

Los datos del equipo se presentan a continuación:

Tabla 8-30: Dimensiones del intercambiador de calor IC-405

Datos generales	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	35,50 cm
Numero de tubos	160
Longitud de tubos	6,00 m
Diámetro externo de los tubos	1.90 cm
Diámetro interno de los tubos	1.57 cm
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Pasos de los tubos	2.38 cm
Numero de pasos por los tubos	1
Numero de baffles	15
Separación entre baffles	36.96 cm
Segmentación de baffles	25%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Datos de Transferencia de calor del Intercambiador de calor IC-405:

Tabla 8-31: Datos de Transferencia de calor del Intercambiador de calor IC-405:

Datos de transferencia de calor	
Área efectiva de transferencia	56.63 m ²
Área requerida	53.61 m ²
U (calculado/ de servicio)	863.65 / 817.49 Kcal/(h*m ² *°C)
Calor calculado	1781412.63 kcal/h
Calor especificado	1686187.88 Kcal/h
Exceso de área	5.65 %
Factor de Obstrucción	2.048E-004
Delta P (coraza / tubos)	0.74 / 0.17 Atm
Coefficiente de película para la coraza	3153.89 Kcal/(h*m ² *°C)
Coefficiente de película para los tubos	4865.02 Kcal/(h*m ² *°C)

Fuente: ChemCAD

8.5.4 Columna de destilación: D-406

En la columna se realiza el paso final del proceso utilizando una columna en cuyo tope se obtiene el producto deseado metanol en un 99,8 % en peso.

Para el diseño de la columna se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2.

Según datos del simulador, las características de diseño de la torre son las siguientes:

- Columna 1 sección
- Bandeja de tamiz.
- 22 platos.
- Alimentación plato número 15.
- Relación de reflujo 1,13.

Sus dimensiones se detallan a continuación:

Tabla 8-32: Datos Generales columna de destilación D-406:

Datos Generales	
Diámetro	1.98 m
Altura de la torre	13,20 m
Numero de platos	22
Espaciamiento	60 cm
Caída de presión	0.139 atm
% Flood	73,27
Numero de pasos	1
secciones	1

Fuente: Elaboración propia

Como se mencionó anteriormente para la columna D-406 se seleccionó para su diseño bandeja de tamiz ya que ofrece la ventaja de su efectividad para una amplia gama de flujos, su eficiencia y bajo costo. La energía necesaria para poner en funcionamiento la torre, preferentemente el rehervidor, es generada aguas abajo en el reactor R-303. Se forma un circuito cerrado de vapor-agua, donde el vapor proveniente del reactor, entrega la energía necesaria en el rehervidor de la columna D-406 se condensa y vuelve nuevamente al reactor R-303.

8.5.5 Mezclador tanque agitado: M-410

En este equipo se produce la mezcla de las corrientes líquidas compuesta por metanol y agua.

- La corriente N-02, proveniente del intercambiador de calor IC-405
- La corriente P proveniente del tope de la columna de destilación D-406.

La mezcla resultante de las corrientes mencionadas este equipo es bombeada hacia un intercambiador de calor para luego ser almacenada y despachada.

Para realizar el diseño del mezclador tanque agitado, se calcula en primera instancia las dimensiones del tanque y posteriormente el sistema de agitación, especificando la potencia del motor requerido, tipo de agitador, etc.

A continuación, se mencionan las características de la mezcla obtenida:

- Caudal másico: 16821,66 kg/h.
- Densidad de la mezcla: 754,45 kg/m³.
- Tiempo de mezclado aproximado: 25 minutos

8.5.5.1 Cálculo de las dimensiones del tanque mezclador M-410

Las dimensiones del tanque quedan especificadas utilizando como fuente bibliográfica de referencia Mc Cabe, W- Smith. 4ta Edición. Se considera un tanque de acero inoxidable cuyo fondo no es plano, sino redondeado, con el fin de eliminar los bordes rectos o regiones en las cuales no penetrarían las corrientes de fluido.

Se procede al cálculo de las dimensiones del mezclador a diseñar empleando como herramienta de cálculo MathCAD 15 y las ecuaciones utilizadas en la adopción de los tanques de almacenamiento:

Tabla 8-33: Resultados de cálculos M-410

Capacidad requerida	9,30 m ³
Volumen de tanque	9,80 m ³
Esbeltez	1,50
Diámetro	2,04 m
Altura	3,00 m
Condiciones de diseño	1 atm- 60°C

Fuente: Elaboración propia

8.5.5.2 Sistema de agitación

Se adopta para el presente mezclador un sistema de agitación compuesto por un agitador de paletas planas, el cual crea un cierto tipo de flujo dentro del sistema con el fin de mantener la mezcla de las corrientes la cual será enviada al reactor.

La viscosidad del fluido es uno de los diferentes factores que influyen en la selección del tipo de agitador. Los agitadores de paletas giran a velocidades bajas o moderadas, impulsando el líquido hacia la pared del tanque y después siguen hacia abajo o hacia arriba logrando así la homogeneidad de la mezcla. Se considera para este equipo, un agitador de paleta planas (dos palas).

De acuerdo al objetivo planteado, se debe garantizar la velocidad de giro, por lo que se supone un régimen turbulento. El cálculo de dicha velocidad de giro (n_a) se realiza conociendo el diámetro del agitador (D_a), la viscosidad (μ_m) y densidad (δ_m) de la mezcla, y el N° de Reynolds (Re), el cual para asegurar flujo turbulento debe ser mayor a 10000. A continuación se presenta la expresión que relaciona las variables mencionadas y el correspondiente resultado:

$$n_a = \frac{\mu_m \cdot Re}{D_a^2 \cdot \delta_m} = 70 \text{ rpm}$$

Se verifica que la velocidad de giro del agitador se encuentra dentro de los márgenes óptimos para las paletas que giran a una velocidad comprendida entre 20 y 150 rpm.

Las proporciones geométricas del sistema de agitación que se considera para el diseño son las siguientes:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} ; \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Donde:

- D_a = Diámetro del agitador.
- D_t = Diámetro del tanque.
- J = Ancho de las placas deflectoras.
- E = Altura del agitador sobre el fondo del tanque
- W = Ancho de las palas del rodete
- L = Longitud de las palas del rodete

Tabla 8-34: Características geométricas del mezclador M-410

Parámetro	Valor
D_a	0,660 m
D_t	2,040 m
J	0,166 m
E	0,666 m
W	0,133 m
L	0,165 m
Número de placas deflectoras	4

Fuente: Elaboración propia.

8.5.5.3 Potencia del motor del mezclador: M-410

El consumo de potencia (P) se relaciona con la densidad (δ_m) y viscosidad (μ_m) del fluido, la velocidad de rotación (Ω_a) y el diámetro (D_a) del impulsor por medio de graficas del número de potencia (N_p) en función del número de Reynolds (Re) proporcionadas por Mc Cabe-Smith.

El número de potencia es:

$$N_p = \frac{P}{D_a^5 \cdot \delta_m \cdot \Omega_a^3}$$

A partir de las gráficas y teniendo en cuenta las proporciones geométricas para un sistema de agitación normal y un valor de la constante específica K_t para este tipo de rodete, paleta plana (dos palas) de 1,70 se calcula la potencia suministrada a la mezcla con la siguiente expresión:

$$P = \frac{K_t \cdot n^3 \cdot D_a^5 \cdot \delta_m}{g_c} = 2,64 \text{ HP} = 1,98 \text{ kW}$$

Se emplea un reductor de velocidad marca LENTAX de sinfín y corona ya que su funcionamiento y disposición en el espacio son acordes a lo requerido en esta etapa. En función al catálogo de LENTAX se tiene que para la velocidad de salida requerida el rendimiento teórico del reductor es de 0,86. La potencia real requerida para seleccionar el motor será:

$$P_R = \frac{\text{Potencia teórica}}{\text{Rendimiento teórico reductor}} = \frac{2,64 \text{ HP}}{0,86}$$

$$P_R = 3,07 \text{ HP}$$

Según el catálogo de motores marca WEG se adopta un motor de 4 HP.

8.5.6 Intercambiador de calor de casco y tubo: IC-412

Este intercambiador es el que enfría el metanol producido por la columna destilación D-406, que utiliza agua a temperatura de 20°C para lograr una temperatura de 25 °C en el metanol a la salida. Para su diseño, al igual que para la mayoría de los intercambiadores presentes en el proceso, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de un intercambiador de calor de tubo y coraza, en el que el fluido que ingresa por los tubos es Q-01 y, consecuentemente, ingresa por la coraza la corriente de agua helada de enfriamiento.

Los datos del equipo se presentan a continuación:

Tabla 8-35: Datos generales intercambiador de calor IC-412

Datos generales	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	28,50 cm
Numero de tubos	40
Longitud de tubos	6,00 m
Diámetro externo de los tubos	2,54 cm
Diámetro interno de los tubos	2,24cm
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Pasos de los tubos	3,20 cm
Numero de pasos por los tubos	4
Numero de baffles	10
Separación entre baffles	54,78 cm
Segmentación de baffles	29%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Datos de Transferencia de calor del Intercambiador de calor IC-412:

Tabla 8-36: Datos de Transferencia de calor del Intercambiador de calor IC-412

Datos de transferencia de calor	
Área efectiva de transferencia	19.23 m ²
Área requerida	18.33 m ²
U (calculado/ de servicio)	729.48 / 695.13 Kcal/(h*m ² *°C)
Calor calculado	410281.56 kcal/h
Calor especificado	390963.00 Kcal/h
Exceso de área	4.94 %
Factor de Obstrucción	2.048E-004
Delta P (coraza / tubos)	0.05 / 0.28 Atm
Coefficiente de película para la coraza	2265.69 Kcal/(h*m ² *°C)
Coefficiente de película para los tubos	2483.49 Kcal/(h*m ² *°C)

Fuente: ChemCAD.

8.5.7 Tanques de almacenamiento: T-413

Se dimensionarán los tanques a adoptar para realizar el almacenamiento del producto final teniendo en cuenta su tiempo de residencia, el caudal volumétrico de alimentación y las capacidades máximas de los tanques disponibles en el mercado. Para el cálculo del volumen requerido se emplean las mismas ecuaciones y consideraciones que para los tanques del sector 100 (Pretratamiento de glicerol crudo).

Las condiciones para la adopción de los tanques T-413 son las siguientes:

- Flujo másico de alimentación: 16821,34 kg/h.
- Densidad de la alimentación: 798,82 kg/m³.
- Tiempo de residencia máximo: 48 horas.

8.5.7.1 Cálculo de la capacidad y cantidad de tanques requeridos

Se emplea MathCAD 15 para realizar los cálculos correspondientes y los resultados son los siguientes:

Tabla 8-37: Resultados de cálculos T-413

Capacidad requerida	1012 m ³
Volumen de tanques requerido	1124 m ³
Volumen de tanques adoptado	1200 m ³

Fuente: Elaboración propia

8.5.7.2 Características de los tanques adoptados

Tabla 8-38: Características de los tanques de almacenamiento T-413

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Toriférico
Capacidad máxima	150 m ³
Cantidad de tanques requeridos	8
Diámetro externo	4,60 m
Altura	9,00 m
Esbeltez	~2
Espesor de pared	6,35 mm (1/4")
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia

8.6 Adopción de Bombas de proceso

En ciertas etapas del proceso productivo se requiere que el líquido fluya de un lugar a otro en una tubería. Para ello es necesario contar con una fuerza impulsora, que es suministrada por bombas. Para poder realizar la adopción de bombas involucradas en el proceso de producción de metanol a partir de glicerol crudo se emplea el procedimiento detallado a continuación:

1. Se define la distribución y elevación para los equipos y tuberías teniendo en cuenta magnitudes tales como el diámetro, altura y nivel de líquido de los recipientes de proceso.
2. Se confecciona el diagrama tridimensional de tuberías, incluyendo válvulas, uniones y accesorios. Además, se selecciona el tipo de material de construcción.
3. Se adopta una velocidad de flujo en los tubos entre 1 y 3 m/s dependiendo el caso (R.H. Warring 1977). Con la velocidad y los caudales obtenidos en el balance de masa y energía se establecen los diámetros de las líneas.
4. Se calcula la pérdida de carga de la tubería y la pérdida de carga equivalente por longitud en válvulas, codos y accesorios (Ocon y tojo).
5. Se estiman pérdidas de carga en los equipos como intercambiadores de calor, estas pérdidas se calcularon en el diseño de los equipos.
6. Se calcula la altura de impulsión neta requerida para la conducción del fluido y su respectiva potencia.
7. Se calcula la NPSH disponible en la aspiración de la bomba para el caso que sea necesario.
8. Se realiza la selección del tipo y modelo de bomba requerida de los catálogos de los fabricantes, considerando la altura de impulsión neta, la NPSH disponible y el caudal volumétrico necesario.

8.6.1 Procedimiento de cálculos para la adopción de bombas

8.6.1.1 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 + codos).
- D = Diámetro interno del tubo.

8.6.1.2 Altura de impulsión neta

Para determinar la altura de impulsión se utiliza la ecuación de Bernoulli corregida, teniendo en cuenta la fricción del fluido en las tuberías, accesorios y equipos.

$$H_b = h_f + \left(\frac{P_2}{\delta \cdot g} + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} + Z_2 \right) - \left(\frac{P_1}{\delta \cdot g} + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + Z_1 \right)$$

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 lineal del fluido en los puntos de succión y descarga.
- δ = Densidad del fluido
- h_f = Pérdidas por fricción en tubería, accesorios y equipos.
- g = Aceleración de la gravedad.

8.6.1.3 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:

- η = Rendimiento mecánico de la bomba.
- Q_v = Caudal volumétrico.

8.6.1.4 Altura neta de succión positiva disponible (NSPH Disponible)

Para calcular el NPSH disponible se utiliza la ecuación siguiente:

$$NPSH_{disp} = \frac{P_{atm}}{\delta \cdot g} \pm H - hf_{asp} - P_{vap}$$

Dónde:

- H = Altura desde el punto de aspiración hasta el eje de la bomba.
- hf_{asp} = Pérdida de carga en la tubería de aspiración.
- P_{vap} = Presión de vapor del fluido.

8.6.2 Características de las diferentes líneas de bombeo

En la siguiente tabla se detallan las distintas líneas de bombeo, junto con los caudales y propiedades de las corrientes del proceso:

Tabla 8-39: Características de las líneas de bombeo del proceso productivo

Equipo de procedencia	Equipo de destino	Código bomba	Fluido	Temperatura (°C)	μ (poise)	δ (kg/m ³)	Caudal (m ³ /h)
T-101	C-103	B-102	A	20	0,44	1220	16,38
C-103	T-106	B-104	B	25	0,40	2180	0,24
C-103	T-107	B-106	C	25	0,20	960	0,67
C-103	M-201	B-108	D	20	0,381	1209	15,49
M-201	IC-203	B-202	E-01	21,16	0.41	1210	16,17
SLG-207	M-201	B-208	G	50	1.5	1241	0.66
SLG-305	F-401	B-307	L	175	0.002	634	30.64
F-401	T-403	B-402	M	68	0.0035	781	17.32
T-403	D-406	B-404	M	68	0.0035	781	17.32
IC-405	M-410	B-407	N-02	65	0.0035	762	7.76
D-406	Serv. Aux.	B-408	O	102	0.0027	956	2.27
D-406	M-410	B-409	P	64	0.0034	750	14.56
M-410	IC-412	B-411	Q-02	64.70	0.0035	754	22.31

Fuente: Elaboración propia.

Los caudales y las propiedades de todas las corrientes del proceso completo se resumen en la tabla anterior. A partir de estos datos es posible determinar el diámetro de tubería más apropiado para cada tramo.

8.6.3 Resumen de cálculos de bombas de proceso productivo

En las siguientes tablas se resumen los cálculos para las distintas bombas de proceso:

Tabla 8-40: Resumen de cálculos de bombas de proceso

Código de equipo	B-102	B-104	B-106	B-108
Tipo de bomba	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga
Fluido	A	B	C	D
Velocidad impulsión (m/s)	2	1	1.5	1
Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Rugosidad superficial (mm)	0.03	0.03	0.03	0.03
Longitud equivalente máx (m)	71	60	90	70
Accesorios	5 codos 90°	6 codos 90°	4 codos 90°	3 codos 90°
	1 T	-	-	-
	2 válvulas esféricas	1 válvula esférica	1 válvula esférica	1 válvula esférica
	-	-	-	-
Pérdidas de carga máx (m)	10	16	16	10
Diferencia de presión ΔP (atm)	-	-	0.1	0.1
Diferencia de altura ΔH (m)	2.72	7.699	43.17	8.069
Potencia teórica de la bomba (HP)	0.265	0.02	0.13	0.73

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-41: Resumen de cálculos de bombas de proceso

Código de equipo	B-202	B-208	B-307
Tipo de bomba	Centrifuga	BOMBAS AUTOASPIRANTES DE ENGRANAJES	Alta presión y temperatura
Fluido	E-01	G	L
Velocidad impulsión (m/s)	2	2	1.5
Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Hierro fundido
Rugosidad superficial (mm)	0.03	0.03	0.07
Longitud equivalente máx (m)	80	90	125
Accesorios	15 codos 90°	4 codos 90°	2 codos 90°
	-	-	
	1 válvula mariposa	1 válvula esférica	1 válvula esférica
	-	-	1 placa orificio
Pérdidas de carga máx (m)	17	40	24
Diferencia de presión ΔP (atm)	0.1	0.1	-
Diferencia de altura ΔH (m)	14.26	33	22
Potencia teórica de la bomba (HP)	1.35	0.135	2.3

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-42: Resumen de cálculos de bombas de proceso

Código de equipo	B-402	B-404	B-407
Tipo de bomba	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga
Fluido	M	M	N-02
Velocidad impulsión (m/s)	2	2	1,5
Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Rugosidad superficial (mm)	0,03	0,03	0,03
Longitud equivalente máx (m)	100	100	50
Accesorios	4 codos 90°	5 codos 90°	5 codos 90°
	1 válvula esférica	1 válvula esférica	1 válvula esférica
	1 válvula de retención		1 válvula de retención
Pérdidas de carga máx (m)	14	14	9,8
Diferencia de presión ΔP (atm)	0,1	0,1	0,1
Diferencia de altura ΔH (m)	9,98	9,98	8,37
Potencia teórica de la bomba (HP)	0,877	0,877	0,322

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-43: Resumen de cálculos de bombas de proceso

Código de equipo	B-408	B-409	B-411
Tipo de bomba	Centrifuga	Centrifuga	Centrifuga
Fluido	O	P	Q-02
Velocidad impulsión (m/s)	1,8	2	3
Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Rugosidad superficial (mm)	0,03	0,03	0,03
Longitud equivalente máx (m)	40	50	100
Accesorios	10 codos 90°	3 codos 90°	6 codos 90°
			1 T
	2 válvulas esféricas	2 válvulas esféricas	2 válvulas esféricas
Pérdidas de carga máx (m)	12,50	10,20	10
Diferencia de presión ΔP (atm)	0,1	0,1	0,1
Diferencia de altura ΔH (m)	11,85	7,64	7,32
Potencia teórica de la bomba (HP)	0,167	0,542	0,799

Fuente: Elaboración propia.

8.6.4 Descripción de 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 8-44: Descripción de bombas adoptadas

Código de equipo	B-102	B-104	B-106	B-108	B-202	B-208	B-307
Caudal min-máx. (m ³ /h)	18	6	6	6	18	1.2	100
Potencia adoptada (HP)	1	1	1	1	2	1	3
Consumo del motor de la bomba (kW)	0.75	0.75	0.75	0.75	1.5	1.9	2.5
NPSH máximo (m).	6	6	6	6	6	6	200
Modelo	CMX-32/125B	CMX-32/125B	CMX-32/125B	CMX-32/125B	CMX-32/160B	EF- 1	3700 API 610 OH2
Fabricante	AGP	AGP	AGP	AGP	AGP	AGP	Bombas Gould S.A

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-44: Descripción de bombas adoptadas

Código de equipo	B-402	B-404	B-407	B-408	B-409	B-411
Caudal min-máx. (m ³ /h)	18	18	6	6	15	18
Potencia adoptada (HP)	1	1	1	1	1	1
Consumo del motor de la bomba (kW)	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
NPSH máximo (m).	6	6	6	6	6	6
Modelo	CMX-32/125B	CMX-32/125B	CMX-32/125B	CMX-32/125B	CMX-32/125B	CMX-32/125B
Fabricante	AGP	AGP	AGP	AGP	AGP	AGP

Fuente: Elaboración propia.

8.7 Adopción de Sopladores de proceso

Dentro del proceso descrito en el presente proyecto existe la necesidad de transportar corrientes gaseosas. Para realizar esta operación, los equipos encargados de impulsar dichas corrientes son los sopladores.

En la tabla 8-1 se puede apreciar que para el presente proceso se necesitan tres sopladores. A continuación se procede a realizar la adopción de los mismos teniendo en cuenta las condiciones establecidas para cada corriente a transportar y los diferentes modelos del mercado.

8.7.1 Soplador SP-205

Se adopta el soplador necesario para transportar la corriente gaseosa J-01, proveniente del reactor R-303 hacia el intercambiador de calor IC-204 para así, poder reducir su temperatura y separar posteriormente los gases que no reaccionaron en dicho reactor.

A continuación, se presenta la tabla correspondiente al balance de energía del Intercambiador IC-204, el equipo que da origen a E-03:

Tabla 8-45: Balance de materia y energía del intercambiador de calor IC-204

Equipo N°: IC-204							
Descripción del equipo: Intercambiador de calor							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	C _p (kcal/kg°C)
E-02	Entrada	Glicerol	0,8433	16505,26	19572,66	167,93	0,797
		Agua	0,1567	3067,40			
J-01	Entrada	CO	0,0246	502,35	20451,89	320,00	0,502
		CO ₂	0,0193	394,65			
		H ₂	0,0061	125,58			
		Metanol	0,8000	16361,73			
		Agua	0,1500	3067,58			
E-03	Salida	Glicerol	0,8433	16505,26	19572,66	300,00	0,461
		Agua	0,1567	3067,40			
J-02	Salida	CO	0,0246	502,35	20451,89	175,22	0,432
		CO ₂	0,0193	394,65			
		H ₂	0,0061	125,58			
		Metanol	0,8000	16361,73			
		Agua	0,1500	3067,58			
Presión (atm)		1,00					
Calor intercambiado (kcal/h)		4,93E+06					

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-46: Características de la corriente E-03

Características corriente E-03	
Caudal volumétrico entrada(m ³ /h)	16298,72
Densidad corriente entrada(kg/m ³)	1,20
Temperatura de entrada (°C)	300,00
Presión de entrada (atm)	1,00

Fuente: Elaboración propia.

Se adopta el soplador modelo GQ 18f16XZ de la firma Aerzen, el cual cumple con las características requeridas para la presente operación. Dicho equipo es un soplador de desplazamiento positivo el cual permite operar con caudales desde 3000 a 20000 m³/h aproximadamente y posee una sobrepresión de 0,80 atm, siendo imprescindible que dicha corriente no varíe bruscamente la presión.



Figura 8-6: Soplador Adoptado

Fuente: Aerzen.

En la siguiente tabla se presentan las características técnicas del mismo:

Tabla 8-47: Características del Soplador SP-205

Características del Soplador SP-205		
Caudal de alimentación admisible	3000-20000 m ³ /h	
Rango de presión	0 – 0,800 atm	
Potencia del motor instalado	60 HP	
Velocidad del motor	2000-20000 rpm	
Dimensiones	Largo	1,99 m
	Ancho	1,12 m
	Altura	1,38 m

Fuente: Aerzen.

8.7.2 Soplador SP-304

Se adopta el soplador necesario para transportar la corriente gaseosa E-03 hacia el reactor de reformado R-206, la cual proviene del tren de intercambio de calor compuesto por los dos intercambiadores precedentes.

A continuación, se presenta la tabla correspondiente al balance de materia y energía del Reactor R-303, el equipo que da origen a J-01:

Tabla 8-48: Balance de materia y energía del Reactor R-303

Equipo N°: R-303							
Descripción del equipo: Reactor de Síntesis de Metanol							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
I	Entrada	CO	0,4913	10047,08	20451,93	231,86	1,772
		CO ₂	0,3859	7893,18			
		H ₂	0,1228	2511,67			
J-01	Salida	CO	0,0245	502,35	20451,93	320,00	0,502
		CO ₂	0,0193	394,65			
		H ₂	0,0061	125,58			
		Metanol	0,8000	16361,75			
		Agua	0,1499	3067,60			
Energía a extraer del reactor							
Calor necesario para elevar los reactivos a T° Reacción (kcal/h)			Calor de reacción (kcal/h)		Calor neto a extraer del reactor (kcal/h)		
3.199.410			-9.206.249		-6.006.839		
Presión (atm)			50,00				

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-49: Características de la corriente J-01

Características corriente J-01	
Caudal volumétrico entrada(m ³ /h)	685,15
Densidad corriente entrada(kg/m ³)	29,85
Temperatura de entrada (°C)	320,00
Presión de entrada (atm)	50,00

Fuente: Elaboración propia.

Se adopta el soplador modelo GR 12.4 de la firma Aerzen, el cual cumple con las características requeridas para la presente operación. Dicho equipo es un soplador de desplazamiento positivo el cual permite operar con caudales desde 100 a 800 m³/h aproximadamente y posee una sobrepresión de 0,80 atm, siendo imprescindible que dicha corriente no varíe bruscamente la presión.

Figura 8-7: Soplador Adoptado



Fuente: Aerzen

En la siguiente tabla se presentan las características técnicas del mismo:

Tabla 8-50: Características del Compresor SP-304

Características del Compresor SP-304		
Caudal de alimentación admisible	100-7000 m ³ /h	
Rango de presión	0 - 0,800 atm	
Potencia del motor	30 HP	
Velocidad del motor	2000-20000 rpm	
Dimensiones	Largo	2,75 m
	Ancho	1,70 m
	Altura	1,40 m

Fuente: Aerzen.

8.7.3 Soplador SP-306

En la etapa de separación de gases y líquidos (Separador SLG-305), los gases que salen por el tope del equipo son recirculados para retroalimentarse al reactor en conjunto con el gas de síntesis proveniente del sector de reformado de glicerol (Sector 200). Para poder transportar dichos gases hacia el mezclador (M-302) se emplea un soplador para gases de procesos industriales.

A continuación, se presenta la tabla correspondiente al balance de materia del separador líquido gas SLG-304, para visualizar las características de la corriente de alimentación del soplador.

Tabla 8-51: Balance de materia y energía del Separador Líquido-gas SLG-305

Equipo N°: SLG-305						
Descripción del equipo: Separador Líquido-Gas						
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Total (kg/h)	Componente	Fracción másica	Caudal másico (kg/h)
J-02	Entrada	Metanol Agua Gas de síntesis no reaccionante	20451,93	CO	0,0245	502.35
				CO ₂	0,0193	394.65
				H ₂	0,0061	125.58
				Metanol	0,8000	16361.75
				Agua	0,1499	3067.60
K	Salida	Gas de síntesis no reaccionante	1022,58	CO	0,4912	502,35
				CO ₂	0,3859	394,65
				H ₂	0,1228	125,58
L	Salida	Metanol bruto	19429,31	Metanol	0,8421	16361,75
				Agua	0,1578	3067,60

Fuente: Elaboración propia

Tabla 8-52: Características de la corriente K

Características corriente K	
Caudal volumétrico entrada(m ³ /h)	109,05
Densidad corriente entrada(kg/m ³)	28,11
Temperatura de entrada (°C)	50,00
Presión de entrada (atm)	50,00

Fuente: Elaboración propia.

Se adopta el soplador modelo GR 12.4 de la firma Aerzen, el cual cumple con las características requeridas para la presente operación. Dicho equipo es un soplador de desplazamiento positivo el cual permite operar con caudales desde 100 a 800 m³/h aproximadamente y posee una sobrepresión de 0,80 atm, siendo imprescindible que dicha corriente no varíe bruscamente la presión.



Figura 8-6: Soplador adoptado

Fuente: Aerzen

En la siguiente tabla se presentan las características técnicas del mismo:

Tabla 8-53: Características del Compresor SP-306

Características del Compresor SP-306		
Caudal de alimentación admisible	100-7000 m ³ /h	
Rango de presión	0 - 0,800 atm	
Potencia del motor	30 HP	
Velocidad del motor	2000-20000 rpm	
Dimensiones	Largo	2,75 m
	Ancho	1,70 m
	Altura	1,40 m

Fuente: Aerzen

CAPÍTULO 9

SERVICIOS AUXILIARES

9.1 Introducción

Los sistemas de servicios auxiliares en una planta de metanol son esenciales para lograr una operación confiable. Se consideran cuidadosamente en la etapa de diseño de la planta porque desde su concepción misma se está determinando la confiabilidad y flexibilidad de la operación.

En el presente capítulo se detalla el consumo de los servicios utilizados, como son:

- Servicio de agua de proceso para generar vapor y retirar calor de corrientes en intercambiadores de calor.
- Servicio de agua de uso general
- Sistema de calentamiento mediante fluido térmico.
- Servicio de gas natural.

9.2 Suministro de agua de proceso y uso general

El parque industrial San Lorenzo cuenta con servicio de agua corriente la cual va a ser utilizada para usos generales, cuando se habla de usos generales nos referimos al agua utilizada en administración, baños y laboratorio. El agua empleada en el proceso se obtiene de una perforación subterránea y es almacenada en un tanque con una capacidad suficiente para asegurar el suministro durante un día completo de producción.

El consumo total de este recurso dentro de la planta está determinado por:

- Agua para cubrir las pérdidas de la torre de enfriamiento.
- Agua de usos generales.

A continuación, se presenta una tabla donde se describe el consumo estimado según su uso:

Tabla 9-1: Consumo estimado según su uso

Usos	Caudal (m ³ /h)	Caudal (m ³ /día)
Agua para cubrir las pérdidas de la torre de enfriamiento.	8,2	196,8
Agua de uso generales	0,5	12
Total	8,7	208,8

Fuente: Elaboración propia

En cuanto al agua empleada para cubrir las deficiencias en la torre de enfriamiento, se considera una pérdida entre 0,05 - 1 % del total de agua que se utiliza en los condensadores e intercambiadores de calor.

Por último, el volumen de agua destinado a los usos generales se estima en función de la cantidad de empleados presentes en la empresa.

9.2.1 Adopción de cisternas de almacenamiento de agua

Se produce la división de los circuitos de agua en dos: por un lado, se adopta una cisterna para el agua de usos generales y por otro se adopta un tanque para reservar el agua utilizada para cubrir las pérdidas de las torres de enfriamiento.

9.2.1.1 Agua utilizada para usos generales

Es obtenida de la red de agua potable perteneciente al parque industrial donde radica la industria. El tamaño de la cisterna es calculado en base al consumo total de agua de red ($0,5 \text{ m}^3/\text{h}$) y teniendo una autonomía de 24hs. En consecuencia, se adopta una cisterna tanque vertical de 10000 litros Duraplast® de polietileno virgen con protección UV. Las dimensiones son de 2,55m de altura y 2,43m de diámetro, posee válvula de 2" y tapa de inspección de 45,5 cm de ancho.



Figura 9-1: Consumo estimado según su uso

Fuente: <http://duraplas-argentina.com/producto/10-000-lts>

9.2.1.2 Agua utilizada para suplir las necesidades de perdida de la torre de enfriamiento

En cuanto al agua empleada para cubrir las deficiencias en la torre de enfriamiento, se considera una pérdida entre 0,05 - 1 % del total de agua que se utiliza en los condensadores e intercambiadores de calor.

Detalle de cálculo:

Tabla 9-2: Consumo de agua de condensador e intercambiadores.

Equipos	Caudal (m ³ /h)
IC-405	160
IC-413	40
IC-414	20
Condensador de torre D-406	600
Total	820

Fuente: Elaboración propia

Suponiendo la pérdida máxima de 1%:

$$\text{Cantidad de agua} = 820 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 0,01 (\text{pérdida}) \cdot \frac{24\text{h}}{1 \text{ dia}} = 196,8 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

La cantidad de agua 196,8 m³/día es obtenida de la perforación subterránea realizada en el parque industrial y de la corriente de fondo (O) de la torre D-406 que es enfriada (62 m³/día). El agua de pozo es extraída desde una profundidad de 100 m, a una temperatura de 18°C. Se siguen los mismos lineamientos de cálculos utilizados para los T-101, T-106 y T-107. El tanque por adoptar se denomina T-415, las características se representan en las siguientes tablas:

Tabla 9-3: Resultados de cálculos T-415

Capacidad requerida	196,8 m ³
Volumen de tanque requerido	200 m ³
Volumen de tanque adoptado	200 m ³

Fuente: Elaboración propia

Tabla 9-4: Especificación de tanque adoptado

Fabricante	Eboplast S. A
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Material	Plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV)
Diseño del cabezal	Toriférico
Capacidad máxima	200 m ³
Diámetro externo	4,70 m
Altura	12,00 m
Esbeltez	~1,5
Espesor de pared	6,35 mm (1/4")
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: www.eboplast.com.ar

9.3 Adopción de sistema de enfriamiento de agua de proceso

Se necesita enfriar un caudal de agua de 820.000 l/h, proveniente de las etapas de condensación y enfriamiento, desde una temperatura de 35 °C hasta 25 °C con el fin de reutilizar el agua nuevamente como medio de enfriamiento. Las pérdidas se compensan con agua adicional que se suministra a través de la perforación subterránea que posee el parque industrial, al tanque que funciona de reservorio T-415. No obstante, es abastecido por la corriente que se recupera por el fondo de la columna D-406. La corriente de fondo O aporta 62 m³/día de agua al tanque T-415 para suplir las necesidades de la torre. Esta corriente recuperada permite no tener efluentes y realizar integración energética. Los equipos involucrados son IC-405, IC-413, IC-414 y condensador de torre de destilación D-406, todos se encuentran en la zona 400 purificación de metanol. Los cálculos de caudal e intercambio de energía necesarios para la adopción de las torres de enfriamiento fueron realizados con ayuda del software ChemCAD.

Tabla 9-5: Consumo y calor a extraer según los equipos involucrados

Equipos	Caudal (m ³ /h)	kcal/h
IC-405	160	1,68e+6
IC-413	40	432.642
IC-414	20	202.282
Condensador de torre D-407	600	6,02e+6
Total	820	8,33e+6

Fuente: Elaboración propia

En la siguiente figura se muestra el circuito del agua destinada a procesos de enfriamiento

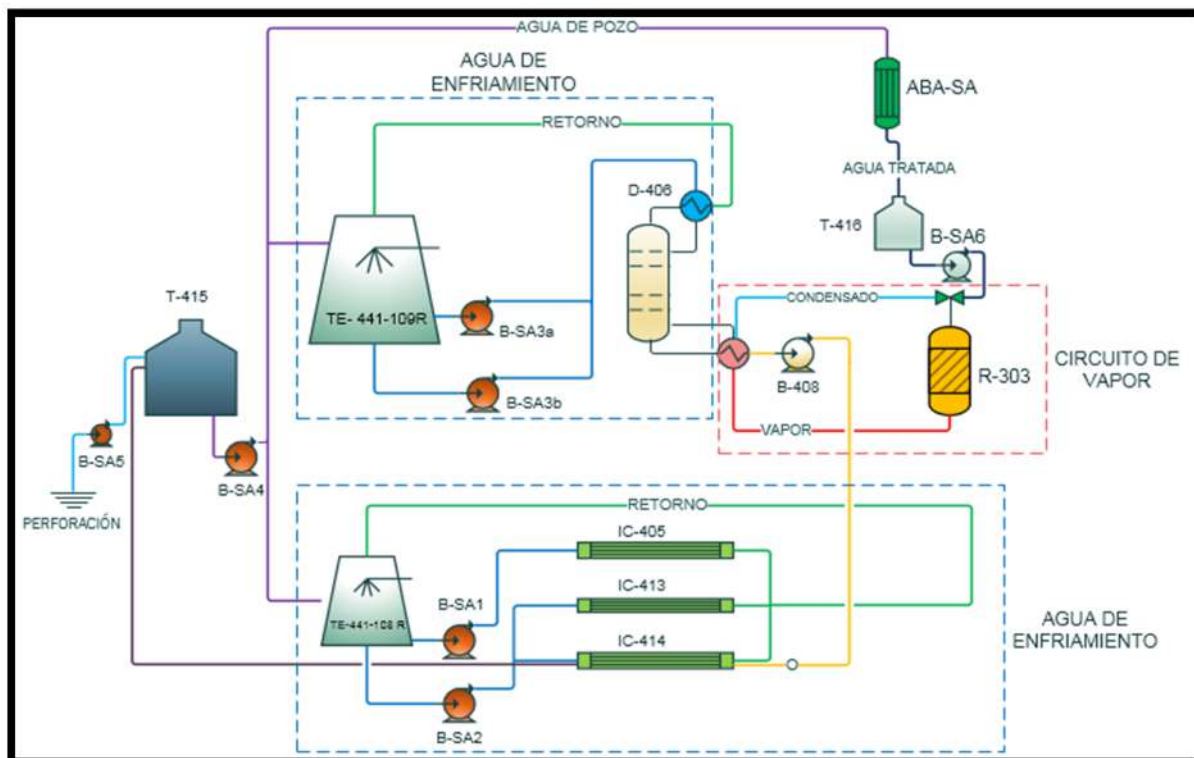


Figura 9-2: Circuito del agua de refrigeración

Fuente: Elaboración propia (Microsoft Visio)

9.3.1 Adopción de torres de enfriamiento

Las torres de enfriamiento son provistas por la empresa SERVINOX Ingeniería. Estas poseen las siguientes características de construcción:

Las mismas están construidas íntegramente en acero inoxidable calidad A.I.S.I. 304, lo cual les confiere robustez y resistencia a condiciones de operación extremas. Además de una gran durabilidad. Rellenos, tomamos la experiencia de nuestros predecesores en rellenos de alta eficiencia, construidos en poliestireno negro alto impacto o P.V.C. termomoldeado y pegado formando paquetes con amplia superficie de contacto aire-agua y gran resistencia mecánica, lo que asegura durabilidad y mínimo caudal de aire al lograr el total aprovechamiento entálpico del mismo. Separadores de gotas de poliestireno negro alto impacto o P.V.C. termomoldeado y pegado de triple deflexión, lo que asegura una salida de aire sin arrastre de gotas de agua. La circulación de aire se logra mediante un electroventilador con motor eléctrico 3 x 380 V 50 Hz blindados con refrigeración superficial de acople directo. El motor del ventilador es de

fundición de aluminio balanceado estática y dinámicamente, con aro de acero inoxidable A.I.S.I. 304, y aspas de plástico. La distribución de agua se realiza mediante picos distribuidores en poliestireno inyectado, las cañerías de entrada son de materiales sintéticos o acero inoxidable.

Se van a adoptar dos torres de enfriamiento, en la tabla siguiente se indican las características de estas:

Tabla 9-6: Torres de enfriamiento que adoptar

Tipo de torre	Caudal (m ³ /h)	Caudal para enfriar (m ³ /h)	Cantidad	Tn refrigerantes	kcal/h
441 - 108 R	120	220	4	200	1,68e+6
441 - 109 R	120	600	4	750	6,02e+6

Fuente: Elaboración propia

La torre 441-108R se encarga de proveer el caudal de agua necesario para intercambiar las toneladas de refrigerantes necesarias con los siguientes equipos IC-405, IC-413, IC-414 mientras que la torre 441-109R es utilizada para aportar el caudal necesario al condensador de la torre D-406.

9.3.2 Adopción de tanque pulmón T-416

Se procede a adoptar un tanque pulmón que va a abastecer al reactor de síntesis de metanol (R-303). El agua que abastece al tanque pulmón y luego al reactor de síntesis de metanol R-303 proviene de la perforación del parque industrial, la misma es acondicionada en el ablandador automático de agua Twin. Se siguen los mismos lineamientos de cálculos utilizados para los T-101, T-106 y T-107.

Tabla 9-7: Especificación de tanque adoptado T-416

Fabricante	Eboplast S. A
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Material	Plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV)
Diseño del cabezal	Toriférico
Capacidad máxima	10,00 m ³
Diámetro externo	2,20 m
Altura	3,07 m
Esbeltez	~1,4
Espesor de pared	6,35 mm (1/4")
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: www.eboplast.com.ar

Es importante aclarar que el agua utilizada en el reactor de síntesis de metanol R-303 tiene como finalidad generar una integración energética. La energía necesaria para el funcionamiento del rehervidor de la torre de destilación D-406 es provista por el vapor generado en el reactor de síntesis de metanol R-303 ya que en el mismo ocurren reacciones exotérmicas y es indispensable retirar calor excedente. En el capítulo 7, tabla 7-33 se especifica la cantidad de calor en kcal/h que se deben aportar al rehervidor de la torre. La finalidad de la integración energética es lograr un circuito cerrado donde el vapor generado en el reactor R-303 pueda abastecer el rehervidor de la torre D-407, condensar el vapor y regresar al tanque pulmón T-416 adoptado, para volver a realizar el mismo circuito. Por ende, cabe aclarar que el agua tratada proveniente del ablandador Twin se utiliza para la puesta en marcha del proyecto y luego su caudal es regulado dependiendo de las pérdidas calculadas en el sistema (aproximadamente 0,02%).

9.3.3 Adopción de ablandador de agua Twin

Equipo que se utiliza para acondicionar el agua destinada al reactor de síntesis de metanol R-303, la cual puede generar depósitos de minerales no deseados en lugares sensibles del reactor. Esas incrustaciones reducen el proceso de intercambio de calor, generando mayor consumo de energía y disminuyendo la vida útil de las instalaciones. El equipo está compuesto por un cabezal automático programable de control, dos columnas de intercambio iónico provistas de resina polimérica y un tanque de regeneración en el cual se agrega NaCl para regenerar la resina. El ablandador Twin consta de dos columnas como lo indica la Figura 9-3 el cual permite la provisión de agua tratada de forma continua. El equipo adoptado es un ablandador de agua modelo AQ-150-Twin.



Figura 9-3: Ablandador de agua Twin

Fuente: Aquatherm S.A

Características del equipo a adoptar:

Tabla 9-8: Características Ablandador de agua Twin

Fabricante	Aquatherm	
Modelo	AQ-150-Twin	
Caudal de trabajo (m ³ /h)	10	
Regeneración de la resina	Automático	
Tipo de resina	Catiónica	
Dimensiones	Diámetro	0,10 m
	Alto	1,2 m

Fuente: Aquatherm S.A

9.3.4 Adopción de intercambiador de calor IC-414

Se adopta el intercambiador de calor llamado IC-414. Este equipo se encarga de enfriar el producto de fondo (corriente O) de la torre de destilación D-406, cuya composición es agua al 99.98%, dadas sus características, es enfriado y abastece el tanque T-415 que se encarga de suplir las pérdidas de agua de la torre. Se destaca que la cantidad de metanol contenido en esa corriente es despreciable, sin embargo, se verificó que la concentración de este no supera los límites establecidos por la normativa de vertidos de efluentes de la provincia de Santa Fe debido a que en caso de ser necesario vaciar el circuito de enfriamiento de la planta completa, el vertido del efluente desembocará en los desagües cloacales.

Tabla 9-9: Especificación de equipos adoptados y diseñados

Datos generales	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	25,40 cm
Numero de tubos	35
Longitud de tubos	3,00 m
Diámetro externo de los tubos	1,90 cm
Diámetro interno de los tubos	1,57 cm
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Pasos de los tubos	2,38 cm
Numero de pasos por los tubos	5
Numero de baffles	21
Separación entre baffles	13,42 cm
Segmentación de baffles	19%

Tipo de baffles	Simple segmentación
-----------------	---------------------

Fuente: Elaboración propia

Tabla 9-10: Transferencia de calor de intercambiador adoptado

Datos de transferencia de calor	
Área efectiva de transferencia	6,06 m ²
Área requerida	5,74 m ²
U (calculado/ de servicio)	897.43 / 848.96 Kcal/(h*m ² *°C)
Calor calculado	186319 kcal/h
Calor especificado	176257 kcal/h
Exceso de área	5,71 %
Factor de Obstrucción	2,048E-004
Delta P (coraza / tubos)	0,18 / 0,09 atm
Coefficiente de película para la coraza	4026.52 Kcal/(h*m ² *°C)
Coefficiente de película para los tubos	3247.25 Kcal/(h*m ² *°C)

Fuente: Elaboración propia

9.4 Servicio de vapor (integración energética)

En función del balance de masa y energía del capítulo 7 donde en la Tabla 7-33 se indica el calor a proveer en el rehervidor de la torre de destilación D-406, se procede al diseño del circuito de vapor para realizar integración energética, cabe destacar que el sistema es circuito cerrado como lo indica la Figura 9-4.

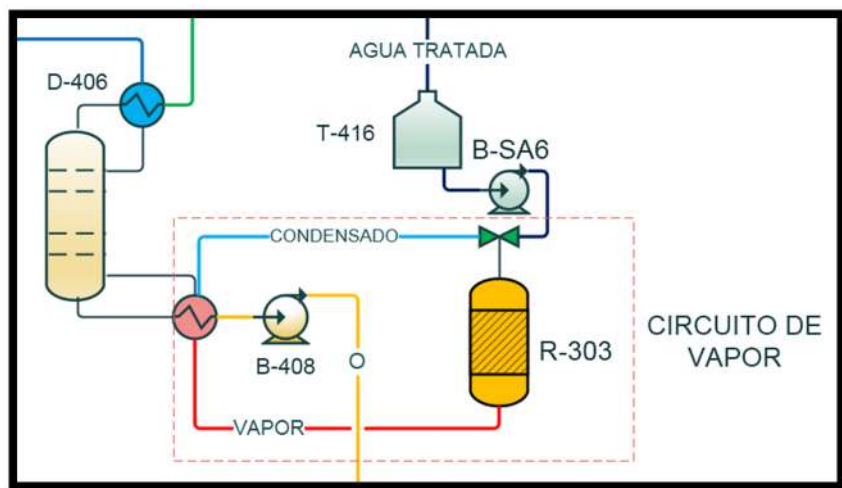


Figura 9-4: Circuito de vapor

Fuente: Elaboración propia (Microsoft Visio)

Para dimensionar el diámetro de una tubería de vapor saturado y retorno de condensado se tiene en cuenta la velocidad y presión por la que circulan en la línea de distribución.

- El diámetro de las tuberías se ve ligado a la velocidad del vapor, puesto que, con una mayor velocidad del vapor en la línea de distribución, aumenta la erosión y el ruido en las tuberías. Por lo tanto, las velocidades recomendadas para una adecuada y correcta distribución de vapor dentro de las líneas es de 25 a 35 m/s
- Para el retorno de condensado la velocidad de diseño depende de la existencia de vapor en la línea. Si es solo líquido condensado generalmente la velocidad es de 1 a 1,5 m/s pero si es flujo de dos fases, las líneas deben ser dimensionadas en base al flujo de vapor. Para el flujo de dos fases la velocidad de diseño aproximadamente es 15 m/s.

El cálculo del diámetro de la tubería corresponde a la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt[2]{\frac{4 \cdot m_v \cdot V_e}{v \cdot \pi}}$$

Donde:

- D = diámetro de la tubería (m)
- m_v = Masa de vapor (kg/h)
- V_e = Volumen específico del vapor f (P,T) (m³/kg)
- v = Velocidad del vapor (m/h)

Las pérdidas de calor que existen al ambiente por convección y radiación provocan una disminución de la calidad del vapor debido a que parte del mismo condensa. La forma de minimizar esta situación es a través de la colocación de un aislante térmico. Empíricamente se determinó:

- Para tuberías menores a 2 plg de diámetro se tendrá 1 plg de espesor de aislante.
- Para tuberías mayores a 2 plg de diámetro se tendrá 2 plg de espesor de aislante.

La tubería de retorno recibe el condensado del rehervidor de la torre de destilación D-406 y lo lleva de regreso al separador de condensado para aprovechar tanto su temperatura como el tratamiento que ya le fue dado.

Para evitar el golpe de ariete de la tubería, resulta imprescindible instalar trampas de vapor. Este fenómeno se produce cuando la tubería está completamente llena de agua y se generan olas de condensado a gran velocidad, el cual puede causar daño humano, de equipo, tuberías y válvulas. Para su instalación se tienen en cuenta la ubicación, es decir, cada 30-50 metros de cañería recta.

9.5 Adopción de bombas de servicio auxiliar

9.5.1 Procedimiento de cálculos para la adopción de bombas

9.5.1.1 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 + codos).
- D = Diámetro interno del tubo.

9.5.1.2 Altura de impulsión neta

Para determinar la altura de impulsión se utiliza la ecuación de Bernoulli corregida, teniendo en cuenta la fricción del fluido en las tuberías, accesorios y equipos.

$$H_b = h_f + \left(\frac{P_2}{\delta \cdot g} + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} + Z_2 \right) - \left(\frac{P_1}{\delta \cdot g} + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + Z_1 \right)$$

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 lineal del fluido en los puntos de succión y descarga.
- δ = Densidad del fluido
- h_f = Pérdidas por fricción en tubería, accesorios y equipos.
- g = Aceleración de la gravedad.

9.5.1.3 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:

- η = Rendimiento mecánico de la bomba.
- Q_v = Caudal volumétrico.

9.5.1.4 Altura neta de succión positiva disponible (NSPH Disponible)

Para calcular el NPSH disponible se utiliza la ecuación siguiente:

$$NPSH_{disp} = \frac{P_{atm}}{\delta \cdot g} \pm H - hf_{asp} - P_{vap}$$

Dónde:

- H = Altura desde el punto de aspiración hasta el eje de la bomba.
- hf_{asp} = Pérdida de carga en la tubería de aspiración.
- P_{vap} = Presión de vapor del fluido.

9.5.1.5 Características de las diferentes líneas de bombeo

En la siguiente tabla se detallan las distintas líneas de bombeo, junto con los caudales y propiedades de las corrientes del proceso:

Tabla 9-11: Características de las líneas de bombeo del proceso productivo

Equipo de procedencia	Equipo de destino	Código bomba	Fluido	μ (poise)	δ (kg/m ³)	Caudal (m ³ /h)
Torre de enfriamiento 441 - 108 R	IC-405	B-SA1	Agua	0.01	1000	160
	IC-413	B-SA2	Agua	0.01	1000	40
	IC-414					20
Torre de enfriamiento 441 - 109 R	Condensador de torre D-406	B-SA3	Agua	0.01	1000	600
Tanque de almacenamiento T-415	Torre de enfriamiento 441 - 109 R y 441-108 R Tanque pulmón	B-SA4	Agua	0.01	1000	10
Perforación	Tanque de almacenamiento T-415	B-SA5	Agua	0.01	1000	10

Fuente: Elaboración propia

Los caudales y las propiedades de todas las corrientes del proceso completo se resumen en la tabla anterior. A partir de estos datos es posible determinar el diámetro de tubería más apropiado para cada tramo.

Para el caso de la B-SA3 se colocan dos bombas (B-SA3a y B-SA3b) para llegar a cumplir con el caudal requerido por el condensador de la torre D-406.

9.5.2 Resumen de cálculos de bombas de servicio auxiliar

En las siguientes tablas se resumen los cálculos para las distintas bombas:

Tabla 9-12: Resumen de cálculos de bombas de proceso

Código de equipo	B-SA1	B-SA2	B-SA3	B-SA4	B-SA5
Tipo de bomba	Centrifuga	Centrifuga	Electrobomba centrifuga monoblock horizontal	Centrifuga	Bomba sumergible multicelular
Fluido	Agua	Agua	Agua	Agua	Agua
Velocidad impulsión (m/s)	1,46	1,36	1,40	1,45	1,50
Material de la línea	ACERO INOX. AISI-316	ACERO INOX. AISI-316	ACERO INOX. AISI-316	ACERO INOX. AISI-316	ACERO INOX. AISI-304
Rugosidad superficial (mm)	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
Longitud equivalente máx (m)	140	150	200	190	200
Accesorios	6 codos 90°	10 codos 90°	8 codos 90°	6 codos 90°	2 codos 90°
	1 T	2 T	4 T	3T	-
	1 válvula esférica	1 válvula esférica	2 válvulas esféricas	1 válvula esférica	1 válvula esférica
Pérdidas de carga máx (m)	29	30	27	30	24

Diferencia de presión ΔP (atm)	1,03	1.03	0.01	1,01	1,03
Diferencia de altura ΔH (m)	25,19	26,19	20,35	16,12	21
Potencia teórica de la bomba (HP)	18	8,75	36,47	0,96	1,18

Fuente: Elaboración propia

9.5.3 Descripción de 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 9-13: Descripción de bombas adoptadas

Código de equipo	B-SA1	B-SA2	B-SA3	B-SA4	B-SA5
Caudal min-máx. (m ³ /h)	160-180	60	300	10	10
Potencia adoptada (HP)	20	10	40	1	2
Consumo del motor de la bomba (kW)	18,5	7,5	30	0,75	1,5
NPSH máximo (m).	6	6	6	6	6
Modelo	CMX-80/160A	CMX-50/160A	BMO2-100/160-50	CMX-32/125B	AB-3
Fabricante	AGP	AGP	HASA	AGP	AGP

Fuente: Elaboración propia

9.6 Sistema de calentamiento con fluido térmico

En el capítulo anterior se mencionó que el calor necesario para que se produzca la reacción en el Reactor R-207 es aportado por una caldera el cual hace circular un fluido térmico en un circuito cerrado. En dicho circuito el fluido térmico (aceite térmico) pasa a través del reactor por la coraza aportándole el calor necesario para que ocurra la reacción dentro de los reactivos que circulan dentro de los tubos.

Para realizar la adopción de la caldera que realiza el calentamiento de dicho fluido térmico se selecciona un fabricante, en este caso Calderas Powermaster®, y teniendo en cuenta la cantidad de calor necesario aportar al reactor se selecciona el modelo a adoptar. A continuación, se explica la composición del sistema mencionado y los fluidos que se emplean en el mismo.

9.6.1 Diseño del sistema de calentamiento

Un sistema de calentamiento, por medio de un circuito cerrado de aceite térmico, requiere de un control de operación estricto y una selección de materiales completamente técnico profesional. Sus componentes interactúan entre sí, por lo que la falla de alguno perjudica al sistema completo.

El circuito cerrado se compone de:

- Calentador de aceite térmico.
- Bomba recirculadora de aceite térmico.
- Control de flujo de aceite térmico.
- Tanque de expansión de aceite térmico.
- Aceite térmico.
- Usuario final o consumidor de energía final.

9.6.2 Tipos de aceites o líquidos térmicos

Existen en el mercado una serie de diferentes marcas de líquidos térmicos. Los líquidos térmicos fueron introducidos en el mercado en los años 1930. La composición de los líquidos térmicos está basada en mezclas eutécticas, óxidos de diphenyl, diphenyles, etc.

Los líquidos térmicos (aceites) tienen puntos de ebullición altos, y algunos de ellos, puntos de congelamiento a temperaturas relativamente altas. Sus usos prácticos se encuentran en la fase líquida en los rangos de 200°C hasta 300°C (algunos de ellos hasta 400°C).

A continuación, se enlista los líquidos térmicos más comúnmente usados en la industria:

Tabla 9-14: Descripción de bombas adoptadas

MARCA	Rangos de temperatura recomendados por el fabricante de líquido térmico	
	°F	°C
Therminol 55°	hasta 600	315
Therminol 66	hasta 630	332
Therminol VP1	hasta 725	385
Dowtherm A	hasta 755	401
Dowtherm G-40	hasta 655	346
Dowtherm E	hasta 862	461
Mobiltherm 603	hasta 555	290
Marlotherm S	hasta 625	329

Fuente: Elaboración propia

En base a la experiencia, en la práctica, el fabricante recomienda el uso de los siguientes líquidos térmicos para los calentadores NOTHOLT con circulación forzada:

Tabla 9-15: Descripción de bombas adoptadas

Temperatura de salida (°C)	Líquido térmico	Fabricante
Hasta 225	Mobiltherm 603	MOBIL
Hasta 260	Therminol 55	MONSANTO
Hasta 310	Therminol 66	MONSANTO
Menor a 350	Therminol VP1	MONSANTO
Mayor a350	Dowtherm A	DOW CHEMICAL

Fuente: Elaboración propia

Los aceites térmicos tienen una vida útil (aprox. 3 a 5 años). Se van degradando con el tiempo y uso. Cuando se degradan, pierden sus características originales, se carbonizan y se incrustan dentro de los tubos, poniendo en peligro la vida útil del calentador de aceite. Es recomendable llevar a cabo un estricto control sobre la calidad de estos, sacando muestras del aceite en circulación constante (no del tanque de expansión) y mandándolas analizar semestralmente con el proveedor del mismo, para que nos indique el grado de pureza del mismo. Con este control semestral del aceite térmico, se podrá percatar de la necesidad del cambio necesario de aceite térmico.

Normalmente, los fluidos que soportan una mayor temperatura son también los que tienen una mayor vida útil en condiciones normales, uno de ellos que se distingue por una vida útil larga es el Therminol 66 de Monsanto.

9.6.3 Modelos de Calentadores Notholt

A continuación, se presenta una figura provista por el fabricante Calderas Powermaster®, se comparan todos los modelos de los calentadores disponibles y se adjunta el tamaño de la caldera adoptada.

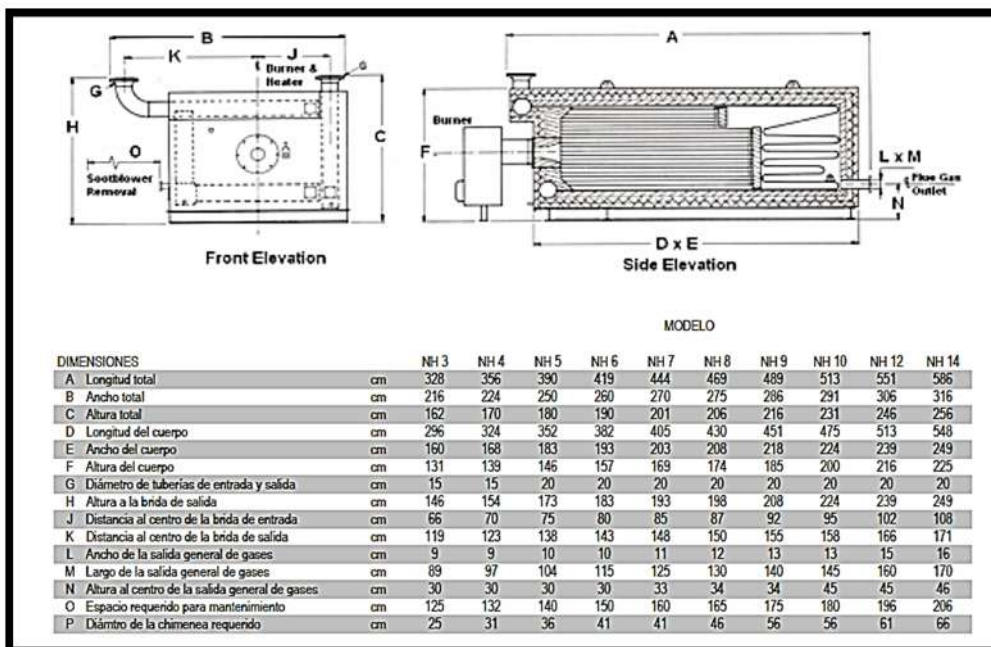


Figura 9-5: Comparación de modelos de caldera

Fuente: Calderas Powermaster®

		MODELO										
		NH 3	NH 4	NH 5	NH 6	NH 7	NH 8	NH 9	NH 10	NH 12	NH 14	
CAPACIDADES												
millones de BTU/hr como mínimo	MBTU/hr	1.5	2.5	3.0	3.5	4.5	5.5	7.0	8.0	10.5	12.5	
millones de BTU/hr como máximo	MBTU/hr	3	4	5	6	7	8	9	10	12	14	
Mcal/hr mínimo	Mcal/hr	378	630	756	882	1,134	1,386	1,764	2,016	2,646	3,150	
Mcal/hr máximo	Mcal/hr	756	1,008	1,260	1,512	1,764	2,016	2,268	2,520	3,024	3,528	
kW mínimo	kW	440	733	879	1,026	1,319	1,612	2,051	2,344	3,077	3,663	
kW máximo	kW	879	1,172	1,465	1,758	2,051	2,344	2,637	2,930	3,516	4,102	
CONSUMOS APROXIMADOS DE COMBUSTIBLE*												
Aceite Diesel (9250 Kcal/l)	Lt/hr	109	145	182	218	254	291	327	363	436	509	
Gas Natural (8900 Kcal/m ³)	m ³ /hr	113	151	189	227	264	302	340	378	453	529	
Gas LP (6350 Kcal/Lt)	Lt/hr	159	212	265	317	370	423	476	529	635	741	
* Los consumos de combustible aproximados están basados en una eficiencia de operación del 78% de acuerdo con DIN en base seca. La eficiencia de operación varía con la temperatura de salida de fluido. A menor temperatura de salida de fluido térmico, menores pérdidas de calor y por consecuencia mayor eficiencia. Para conocer el consumo de combustible bajo condiciones de operación específicas consulte a nuestro departamento de ingeniería.												
DATOS TECNICOS												
Contenido de fluido aproximado	L	223	257	450	507	594	644	738	799	977	1,094	
Peso de transporte aproximado	Kg	3,901	4,525	5,296	6,634	7,371	7,824	8,732	9,548	11,249	12,530	

Figura 9-6: Capacidades y consumos de los calentadores Notholt

Fuente: Calderas Powermaster®

9.6.4 Selección del modelo de sistema de calentamiento Notholt

El Reactor R-207 posee un requerimiento energético de aproximadamente 2036747 de kcal/h. Por lo tanto, el modelo adecuado para suplir dicho calor es el modelo NH-9.

En la siguiente tabla se detallan las características del modelo seleccionado:

Tabla 9-16: Descripción del calentador térmico.

Sistema de calentamiento con líquido térmico		
Marca	Notholt	
Modelo	NH-9	
Dimensiones	A	4,89 m
	B	2,86 m
	C	2,16 m
	D	4,51 m
	E	2,18 m
	F	1,85 m
	G	0,20 m
	H	2,08 m
	J	0,92 m
	K	1,55 m
	L	0,13 m
	M	1,40 m
	N	0,34 m
O	1,75 m	
P	0,56 m	
Kcal/h(Máximo)	2.268.000	
Kcal/h(Mínimo)	1.764.000	
Cantidad de fluido térmico	738 litros	
Fluido térmico	Therminol 66 (Monsanto)	
Peso del equipo	8732 kg	

Fuente: Calderas Powermaster®

9.7 Servicio de gas natural

El parque industrial San Lorenzo cuenta con una red de media y alta presión de gas natural. Esta red provee de gas principalmente a la caldera que realiza el calentamiento del fluido térmico para el reactor de reformado de glicerol, y a los otros sectores tales como laboratorio, cocina, oficinas para calefacción.

El consumo de gas se obtiene de la siguiente ecuación:

$$C_{GN} = \frac{Q_R}{\gamma \cdot P_{CGN}}$$

Donde:

- C_{GN} es el consumo de gas natural (m³/h, m³/día, m³/mes).
- Q_R es la energía requerida (kcal/h, kcal/día, kcal/mes)
- γ es el rendimiento de la combustión, aproximadamente 80%.
- P_{CGN} es el poder calorífico del gas natural provisto, 9300 kcal/m³.

Debido a que el poder calorífico difiere del empleado en la figura 9-3, se empleará el mencionado anteriormente para poder calcular el consumo de gas natural de la caldera de fluido térmico.

Tabla 9-17: Consumo de gas natural de la caldera térmica.

CONSUMO DE GAS NATURAL DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON FLUIDO TÉRMICO			
Variable	Consumo por hora	Consumo por día	Consumo por mes³
(Q_R)	2.036.747	48.881.928	1.466.457.840
γ	80 %	80 %	80 %
P_{CGN}	9300 kcal/m ³	9300 kcal/m ³	9300 kcal/m ³
C_{GN}	273,75 m ³ /h	6570,15 m ³ /día	197104,55 m ³ /mes

Fuente: Elaboración propia

³ 1 mes= 30 días.

En la siguiente tabla se resumen el consumo de gas para todos los sectores de la planta involucrados:

Tabla 9-18: Consumo total de gas natural en m³/h

CONSUMO DE GAS NATURAL	
PROVEEDOR	Litoral Gas S.A.
DESTINO	Consumo (m ³ /h)
Calentador de fluido térmico	273
Laboratorio	0,22*
Baños	0,87*
Cocina	0,30*
Calefacción	0,50*
Total	275

*Datos obtenidos de ENARGAS

Fuente: Elaboración propia

La cañería principal de distribución de gas natural a toda la planta es de acero galvanizado, con un diámetro de 4 pulgadas, la misma finaliza como alimentación de la caldera, mientras que las de distribución a las instalaciones baño, comedor, calefacción y vestuario son de ¾ pulgadas de diámetro nominal y construidas de polietileno media densidad con estructura interna metálica.

CAPÍTULO 10

CONTROL DE CALIDAD

10.1 Introducción

En este capítulo se presenta la descripción del control de calidad a realizar sobre la materia prima y el producto elaborado, como así también los controles que se llevan a cabo en las distintas etapas del proceso a fin de resguardar la calidad de este y responder a los parámetros exigidos por las normativas vigentes.

El propósito del control de calidad es la obtención de productos normalizados dentro de límites comerciales seleccionados apropiadamente. El desarrollo del capítulo se estructura de la siguiente manera, en primera instancia se especifican los parámetros, valores de aceptación, sistemas de control y métodos analíticos aplicados tanto para la materia prima como para el producto final, y posteriormente se establecen los sistemas de controles utilizados en todo el proceso. Una vez fijados los sistemas de control de calidad se generan las planillas necesarias para poder asentar los registros de cada control que se lleve a cabo en cada sector que corresponda.

La ejecución de una auditoría por parte de los estándares de calidad de ISO 9001 e ISO 17025, es lo que validará la calidad. Conviene destacar que el cumplimiento de la ISO 17025 implica el cumplimiento de la ISO 9001, ya que son múltiples los requisitos que ambas normas tienen en común.

10.2 Control en materias primas e insumos

10.2.1 Especificaciones

Las materias primas se examinan en el laboratorio para comprobar su identidad y para determinar si cumplen con ciertas normativas establecidas. Cuando se utiliza el término materia prima se incluye a todos aquellos productos que ingresan al establecimiento, tanto los que se usan de manera directa en la producción como aquellos que no.

En nuestro caso, la materia prima que se utiliza de manera directa es el glicerol proveniente de las industrias productoras de biodiesel. Esta materia prima proviene a granel con una orden de remito que contiene los valores de los parámetros analizados por el proveedor. Para corroborar la calidad de la materia prima recibida se realizan en el laboratorio de la planta una serie de determinaciones:

El proceso de control de calidad consta de:

- Muestra y análisis, para la determinación de propiedades físicas y químicas.
- La comparación y verificación de los estándares establecidos para cada parámetro de control.

- Todos son realizados por un personal idóneo en este tema, el cual se encarga de registrar todos los resultados de los análisis en la respectiva planilla.
- La planilla de control debe contar con la siguiente información:
 - ✓ Fecha y hora en que se realiza el procedimiento.
 - ✓ Operario/Analista que realiza la toma de muestra y el posterior análisis.
 - ✓ Parámetro evaluado
 - ✓ Lote analizado.
 - ✓ Técnica de análisis.
 - ✓ Observaciones.
 - ✓ Otros datos específicos de relevancia.

Los objetivos principales en un control de recepción son:

- Aceptar o rechazar un lote de materia prima controlado
- Conocer la calidad media de la materia prima que es sometidos al control.
- Verificar la documentación e identificación pertinente.

Se debe asegurar que la composición de la materia prima glicerol crudo cumpla y esté dentro de los parámetros estándares, mencionados en la Tabla 10-1.

Es indispensable realizar este control para el correcto desarrollo del proceso productivo, ya que cualquier valor fuera de rango en alguno de sus componentes, puede ocasionar una disminución en el rendimiento de cada etapa.

Tabla 10-1: Especificaciones para Glicerol crudo A

Recepción de materia prima									
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor límite	Valor normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	AC/AP
Glicerol crudo A	Glicerol	%p/p	78min	80	Tec-Crom	RPM/GC	Analista de control de calidad	Por cada lote semanal ingresado	Informar al proveedor Rechazar lote
	K ₂ SO ₄	%p/p	4 máx.	0,8	Tec-Z				
	Agua	%p/p	15 máx.	16	Tec-Crom				
	Metanol	%p/p	5 máx.	1,7					
	Mong	%p/p	4 máx.	1,5					
	pH	-	6-8	6,8	Tec-pH				

Fuente: Elaboración propia

En todas las situaciones que se presenten, se lleva a cabo un muestreo de la materia prima en el momento de la recepción. Se le realiza el análisis correspondiente en el laboratorio de calidad y se almacena en frío una cantidad de muestra suficiente para cualquier tipo de análisis a futuro.

Las muestras deberán estar correctamente etiquetadas para simplificar la búsqueda del análisis en el registro histórico. Además, se realiza un registro convenientemente codificado, que permita de forma simplificada conocer la composición de partida de la materia prima utilizada en planta, como así también la composición de esta que se ha usado para un determinado lote de producción.

La sustancia que necesita de un análisis exhaustivo es el agua de perforación que abastece al reactor de síntesis de metanol, para la cual se elaboró la tabla 10-2 en base a las recomendaciones de la NORMA BRITÁNICA BS 2486 (ABMA - American Boiler Manufacturing Association) en la cual se muestran los requerimientos que deben satisfacer el agua.

Tabla 10-2: Especificaciones para el agua de proceso

Parámetros	Valor de aceptación
Dureza total	≤ 2 ppm
Dióxido de carbono	≤ 8 ppb
Contenido de oxígeno	≤ 25 mg/l
Hierro	≤ 3 ppm
Cobre	≤ 0,01 mg/l
Alcalinidad total	≤ 700 ppm
Contenido de aceite	≤ 1 mg/l
pH a 25 °C	9-11
Fosfato	30 -60 mg/l
Sólidos disueltos	≤ 3500 ppm
Sólidos en suspensión	≤ 200 ppm
Sulfito de sodio	30 – 70 ppm
Hidrazina	0,1 – 10 ppm
Taninos	120 – 180 ppm
Dietilhidroxilamina	0,1 – 1 ppm
Sílice	150 ppm
Conductividad eléctrica	≤ 7000 uS/cm

Fuente: BS 2486

Los parámetros incluidos en la tabla 10-2 para el tratamiento de agua se analizan a continuación:

10.2.1.1 pH

El pH representa las características ácidas o alcalinas del agua, por lo que su control es esencial para prevenir problemas de corrosión (bajo pH) y depósitos (alto pH).

10.2.1.2 Dureza

La dureza del agua cuantifica principalmente la cantidad de iones de calcio y magnesio presentes en el agua, los que favorecen la formación de depósitos e incrustaciones difíciles de remover sobre las superficies de transferencia de calor de una caldera.

10.2.1.3 Contenido de oxígeno

El oxígeno presente en el agua favorece la corrosión de los componentes metálicos de una caldera. La presión y temperatura aumentan la velocidad con que se produce la corrosión.

10.2.1.4 Hierro y cobre

El hierro y el cobre forman depósitos que deterioran la transferencia de calor.

10.2.1.5 Dióxido de carbono

El dióxido de carbono, al igual que el oxígeno, favorece la corrosión. Este tipo de corrosión se manifiesta en forma de ranuras y no de tubérculos como los resultantes de la corrosión por oxígeno.

10.2.1.6 Contenido de aceite

El aceite favorece la formación de espuma y como consecuencia el arrastre al vapor.

10.2.1.7 Fosfato

El fosfato se utiliza para controlar el pH y dar protección contra la dureza.

10.2.1.8 Sólidos disueltos

Los sólidos disueltos determinan la cantidad de sólidos (impurezas) disueltas en al agua.

10.2.1.9 Sílice

La sílice presente en el agua de alimentación puede formar incrustaciones duras (silicatos) o de muy baja conductividad térmica (silicatos de calcio y magnesio).

10.2.1.10 Alcalinidad

Representa la cantidad de carbonatos, bicarbonatos, hidróxidos y silicatos o fosfatos en el agua. La alcalinidad del agua de alimentación es importante, ya que, representa una fuente potencial de depósitos.

La conductividad del agua permite controlar la cantidad de sales (iones) disueltas en el agua (BEHN, 2010).

10.2.2 Sistemas de control de agua

Los controles del agua de perforación se realizan una vez a la semana en el laboratorio del establecimiento. Se toma una muestra de 2 l en un recipiente de plástico y se la tapa, vale aclarar que esta prueba se toma en forma aleatoria antes y después del sistema de ablandamiento de agua adoptado (ver capítulo 9 servicio auxiliar).

Se les realizan ensayos analíticos fisicoquímicos y mediciones microbiológicas, los cuales se especifican en la tabla 1'0-2. Estos métodos podrán consultarse en la bibliografía, Manual de procedimientos analíticos para aguas y efluentes (ROSARIO, 1996), y en Methods for chemical Analysis of Water and Wastes (BOOTH, 1983), por lo que no se detallan en esta sección a causa de que extiende demasiado el desarrollo del capítulo.

10.3 Control de proceso de producción

El seguimiento de las condiciones óptimas del proceso se manifiesta en diferentes puntos de control. Para ello se debe identificar las operaciones que necesitan un seguimiento más exhaustivo de los parámetros de operación.

En cuanto al control de dicho proceso, se implementa un sistema de control automático en los distintos equipos del proceso, poniendo énfasis en aquellos puntos considerados como críticos de acuerdo con el plan de análisis de peligros y puntos críticos de control (HACCP). Este accionar tiene como resultado un estricto control de las variables del proceso, repercutiendo de manera directa en la calidad final del producto.

A continuación, se detallan los parámetros a inspeccionar, sus valores óptimos y sus correspondientes tolerancias para las etapas de mayor importancia del proceso³

10.3.1 Control pretratamiento del glicerol

El área de pretratamiento del glicerol involucra dos equipos, tridecantadora donde se separan las impurezas del glicerol (corriente D) y un mezclador que se encarga de unificar las características del glicerol antes del ingreso al reactor de reformado de glicerina (corriente E-01), poniendo en contacto el glicerol que no reacciona con el purificado que proviene de la Tridecantadora.

Tabla 10-3: Plan de control de proceso Pretratamiento del Glicerol crudo

Plan de control proceso pretratamiento del glicerol crudo									
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor normal	Valor limite	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	AC/AP
D	Concentración de metanol	%p/p	0,01	< 1	Tec - Alcohol	CPPG/D	Analista de laboratorio	Cada 1 hora	Revisar registros y tomar medidas.
	Concentración de glicerol	%p/p	80	70-90	Tec - Crom				
	Concentración de solidos	%p/p	2,5	< 5	Tec - S				
E-01	Concentración de glicerol	%p/p	80	70-90	Tec - Crom	CPPG/E-01	Analista de laboratorio	Cada 1 hora	Revisar registros y tomar medidas.

Consideraciones:

En caso de que alguna variable supere o esté por debajo del valor límite, el analista de laboratorio debe de informar inmediatamente al jefe de planta o producción para que tome las decisiones pertinentes a los casos. La orden va a ser receptada por el operario de turno y accionada por el mismo.

10.3.2 Control durante el reformado del glicerol

El equipo cuenta con instrumentos que se utilizan para facilitar el análisis y el registro de parámetros específicos, estos ayudan a establecer las condiciones óptimas del proceso de reformado de glicerol. El control de las variables se lleva a cabo desde una interfaz SCADA en el panel de control a través o mediante un sistema de control automático. El reactor cuenta con un sistema automático para mantener constante la temperatura de reacción, por variación del caudal de aceite térmico de la caldera que provee la energía necesaria para la reacción de reformado. El sistema consiste en un lazo de control que modifica la posición de una válvula automática cuando cambia la temperatura del medio reaccionante.

Durante la etapa de reformado del glicerol, el operario de panel de control se encarga de controlar periódicamente las siguientes variables de esta operación:

- Horario de inicio de cada etapa: carga del reactor, calentamiento, reacción, enfriamiento y descarga
- Volumen de los reactivos cargados al reactor
- Caudal de aceite térmico durante el calentamiento (proveniente de caldera)
- Temperatura y presión de la reacción.

Las condiciones de reacción, temperatura y presión son controladas en línea debido al control automático y visualización SCADA. Para seguridad, se instala un sensor de presión que activa una alarma cuando la presión excede las 2 atm.

En esta etapa se realiza un muestreo frecuente para el seguimiento de la reacción. Para llevar a cabo esto el operario de turno se encarga de tomar muestras a la salida del reactor, preferentemente la corriente G que sale del separador líquido-gas, constatando que la composición en el mismo se mantenga homogénea. Mientras que el análisis el personal encargado del laboratorio

Tabla 10-4: Plan de control de proceso de reformado de glicerol purificado

Plan de control proceso reformado del glicerol purificado									
Corriente/Equipo	Variable	Unidad de medida	Valor normal	Valor limite	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	AC/AP
R-206	Temperatura	°C	300	315	Control automático	CPRG/R-206	Operario de panel de control	En línea Para registro cada hora	Regular caudal de aceite térmico
	Presión interna	Atm	1	2					Regular válvulas
	Volumen de líquido	m ³	17	21					Disminuir caudal de ingreso
G	Concentración de glicerol	%p/p	80	70-90	Tec - Crom	CPRG/G	Analista de laboratorio	Cada 1 hora	Revisar registro y tomar medidas

Consideraciones:

En caso de que alguna variable supere o esté por debajo del valor límite, el operario de panel de control se va a hacer responsable de las decisiones que tomar, el analista de laboratorio informará por escrito al operario de panel de control. Las acciones correctivas serán llevadas a cabo por el operario de planta o de turno.

10.3.3 Control durante la síntesis del metanol

Durante la etapa de síntesis de metanol, el operario de panel de control se encarga de controlar periódicamente las siguientes variables de esta operación:

- Horario de inicio de cada etapa: carga del reactor, calentamiento, reacción, enfriamiento y descarga
- Volumen de los reactivos cargados al reactor
- Caudal de agua de enfriamiento para el reactor.
- Temperatura y presión de la reacción.

Las condiciones de reacción, temperatura y presión son controladas en línea. El registro de los valores se realiza cada 1 hora y son realizadas por el operario de panel de control como por el operario de planta. Para seguridad, se instala un sensor de presión que activa una alarma cuando la presión excede las 50 atm.

El reactor cuenta con un sistema automático para mantener constante la temperatura de reacción, por variación del caudal de vapor de calentamiento. El sistema consiste en un lazo de control que modifica la posición de una válvula automática cuando cambia la temperatura del medio reaccionante.

Tabla 10-5: Plan de control de proceso de síntesis de metanol

Plan de control proceso síntesis de metanol									
Corriente/Equipo	Variable	Unidad de medida	Valor normal	Valor limite	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	AC/AP
CP-301	Temperatura	°C	50	45-240	Control automático	CPSM/CP-301	Operario de panel de control	En línea Para registro cada hora	Regular válvulas.
	Presión interna	atm	50	48-52					Revisar registros y tomar medidas
	Caudal volumétrico	m ³ /h	1400	1300-20000					
M-302	Caudal volumétrico	m ³ /h	4000	1000-6000	Control automático	CPSM/M-302	Operario de panel de control	En línea Para registro cada hora	Regular válvulas
	Presión	atm	50	1-55					Control de ingreso
R-303	Temperatura	°C	280	320	Control automático	CPSM/R-303	Operario de panel de control	En línea Para registro cada hora	Regular agua de enfriamiento
	Presión interna	atm	50	< 50					Regular válvula
	Volumen de liquido	m ³	20	19-24					Regular caudal de ingreso

Consideraciones:

En caso de que alguna variable supere o esté por debajo del valor límite, el operario de panel de control se va a hacer responsable de las decisiones que tomar. Las acciones correctivas serán llevadas a cabo por el operario de planta o de turno

10.3.4 Control en la purificación de metanol

Durante la etapa de purificación de metanol, el operario de panel de control se encarga de controlar periódicamente las siguientes variables de operación:

- Caudal al ingreso del separador flash F-401
- Temperatura y presión a la entrada y salida del separador flash F-401
- Caudal al ingreso de columna de destilación D-407
- Temperatura y presión a la entrada y salida de columna de destilación D-407

Se adjunta la tabla 13-6 donde se especifican las características del producto final, las cuales son controladas por el analista del laboratorio.

Tabla 13-6: Especificaciones para el producto final

Rango de destilación (°C)	Máx. 1 °C incluyendo 64,6+/-0,1	ASTM D-1078
Acetona (% en peso)	Máx. 0,002	IMPCA 001-02
Alcalinidad como NH ₄ OH (% en peso)	Máx. 0,003	ASTM D-1614
Acidez expresada como ácido acético (% en peso)	Máx. 0,003	ASTM D-1613
Sustancias carbonizables (color escala Pt/Co)	Máx. 30	ASTM E-346
Color (escala Pt/Co)	Máx. 5	ASTM D-1209
Metanol (% en peso)	Mín. 99,85	IMPCA 001-02
Agua (% en peso)	Máx. 0,10	ASTM E-1064
Tiempo de permanganato (minutos)	Mín. 60	ASTM D-1363
Densidad 15 °C (g/ml)	Máx. 0,7962	ASTM D-4052
Gravedad específica 20° C/20° C	Máx. 0,7928	ASTM D-4052
Residuo no volátil (mg/100 ml)	Máx. 0,8	ASTM D-1353
Aspecto	Líquido claro, libre de opalescencia, libre de sedimentos	Visual
Hidrocarburos. Miscibilidad en agua	PASA	OM 232L*
Cloruros (mg/kg)	Máx. 0,5	IMPCA 002-98
Azufre (mg/kg)	Máx. 0,5	ASTM D-4045
Hierro total soluble (ppm P/P)	Máx. 0,1	ASTM E-394

*OM: Especificación Federal EE.UU

Fuente: www.ypf.com

Tabla 13-7: Plan de control de proceso de síntesis de metanol

Plan de control producto terminado metanol									
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor normal	Valor limite	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	
F-401	Temperatura	°C	175	150-190	Control automático	CPPT/F-401	Operario de panel de control	En línea	Regular válvulas. Revisar registros y tomar medidas
	Presión interna	atm	50	49-52				Para registro cada hora	
	Caudal volumétrico	m ³ /h	20000	19000 - 21000				En línea	
D-406	Temperatura	°C	68	65-70	Control automático	CPPT/D-406	Operario de panel de control	En línea	Regular válvulas. Revisar registros y tomar medidas
	Presión interna	atm	1	< 1,5				Para registro cada hora	
	Caudal volumétrico	m ³ /h	17000	16000 - 18000					
	Producto final	Tabla13-3				PT/M	Analista de laboratorio	Cada lote	Revisar registros y tomar medidas

Consideraciones:

En caso que alguna variable supere o esté por debajo del valor límite, el operario de panel de control se va a hacer responsable de las decisiones que tomar. Las acciones correctivas serán llevadas a cabo por el operario de planta o de turno

10.4 Planillas de control

Para cada análisis realizado se deben registrar de manera ordenada los resultados obtenidos en una planilla de control. A continuación, se exponen los modelos correspondientes a las mismas, que deberá completar el responsable a cargo, y luego enviado al Departamento de Calidad, donde se llevan a cabo los análisis estadísticos pertinentes. Las planillas se dividirán según el área o sector en el que se encuentra dividido el proyecto, es decir:

- Recepción de materia prima.
- Pretratamiento del glicerol.
- Reformado del glicerol
- Síntesis de metanol
- Purificación de metanol

<u>PLANILLA DE CONTROL</u>			
ETAPA: RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA			
PLANILLA: RMP/GC			
FECHA:		HORA:	
LOTE N°:		Procedencia de camión:	
ANALISIS	RESULTADOS	PARÁMETROS	
		MÁX	MÍN
GLICEROL		-	78%p/p
MONG		4%p/p	-
AGUA		15%p/p	-
CENIZAS		4%p/p	-
METANOL		5%p/p	-
pH		6-8	
ANALISTA			
FIRMA			
OBSERVACIONES			

PLANILLA DE CONTROL

ETAPA: **PRETRATAMIENTO DEL GLICEROL**

PLANILLA: **CPPG/D**

FECHA:

HORA:

LOTE N°:

ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Concentración de metanol		%p/p	0,01	< 1
	Concentración de glicerol		%p/p	80	70-90
	Concentración de solidos		%p/p	2,5	< 5
OBSERVACIONES					

PLANILLA DE CONTROL

ETAPA: **PRETRATAMIENTO DEL GLICEROL**

PLANILLA: **CPPG/E-01**

FECHA:

HORA:

LOTE N°:

ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Concentración de glicerol		%p/p	80	70-90
OBSERVACIONES					

PLANILLA DE CONTROL

ETAPA: **REFORMADO DEL GLICEROL**

PLANILLA: **CPRG/R-206**

FECHA:

HORA:

LOTE N°:

ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Temperatura		°C	300	315
	Presión interna		Atm	1	2
	Volumen de liquido		m ³	17	21
OBSERVACIONES					

PLANILLA DE CONTROL

ETAPA: **REFORMADO DEL GLICEROL**

PLANILLA: **CPRG/G**

FECHA:

HORA:

LOTE N°:

ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Concentración de glicerol		%p/p	80	70-90
OBSERVACIONES					

PLANILLA DE CONTROL					
ETAPA: SINTESIS DE METANOL					
PLANILLA: CPSM/CP-301					
FECHA:			HORA:		
LOTE N°:					
ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Temperatura		°C	50	45-240
	Presión interna		Atm	50	48-52
	Volumen de liquido		m3	1400	1300-20000
OBSERVACIONES					

PLANILLA DE CONTROL					
ETAPA: SINTESIS DE METANOL					
PLANILLA: CPSM/M-302					
FECHA:			HORA:		
LOTE N°:					
ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Caudal volumétrico		m ³ /h	4000	1000-6000
	Presión		Atm	50	1-55
OBSERVACIONES					

PLANILLA DE CONTROL					
ETAPA: SINTESIS DE METANOL					
PLANILLA: CPSM/R-303					
FECHA:			HORA:		
LOTE N°:					
ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Temperatura		°C	280	320
	Presión interna		Atm	50	< 50
	Volumen de liquido		m ³	20	19-24
OBSERVACIONES					

<u>PLANILLA DE CONTROL</u>			
ETAPA: PRODUCTO TERMINADO			
PLANILLA: PT/M			
FECHA:		HORA:	
LOTE N°:			
ANÁLISIS	RESULTADOS	PARÁMETROS	
		MÁX	MÍN
Acetona (% en peso)		0,002	
Alcalinidad como NH ₄ OH (% en peso)		0,003	
Acidez expresada como ácido acético (% en peso)		0,003	
Sustancias carbonizables (color escala Pt/Co)		30	
Color (escala Pt/Co)		5	
Metanol (% en peso)			99,85
Agua (% en peso)		0,10	
Tiempo de permanganato (minutos)			60
Densidad 15 °C (g/ml)		0,7962	
Gravedad específica 20° C/20° C		0,7928	
Residuo no volátil (mg/100 ml)		0,8	
Aspecto		Líquido claro, libre de opalescencia, libre de sedimentos	
Hidrocarburos. Miscibilidad en agua		PASA	
Cloruros (mg/kg)		0,5	
Azufre (mg/kg)		0,5	
Hierro total soluble (ppm P/P)		0,1	

PLANILLA DE CONTROL

ETAPA: **PRODUCTO TERMINADO**

PLANILLA: **CPPT/D-406**

FECHA:

HORA:

LOTE N°:

ANALISTA	ANALISIS	RESULTADO		PARÁMETROS	
				MÁX	MÍN
	Temperatura		°C	68	65-70
	Presión interna		Atm	1	< 1,5
	Caudal volumétrico		m ³ /h	17000	16000 - 18000
OBSERVACIONES					

CAPÍTULO 11

OBRAS CIVILES

11.1 Introducción

En el presente capítulo se realiza la distribución física de todas las áreas que conforman las instalaciones de la planta productora de Metanol, la cual se encuentra ubicada tal como se describió en el capítulo 4, en el parque industrial San Lorenzo radicado en la provincia de Santa Fe. Se describen todos los detalles considerados para la construcción de cada uno de los sectores y se diseña el layout correspondiente de la planta, siendo este necesario para el cálculo de las cañerías y bombas, obteniendo de esta manera, una representación de forma simple de los espacios a ocupar.

El terreno en cuestión para la edificación de la planta cuenta con los siguientes servicios disponibles:

- Red eléctrica de baja y media tensión.
- Red de agua corriente.
- Red de media y alta presión de gas natural.
- Red de cloacas.
- Sistema desagües pluviales.
- Iluminación interior y alumbrado público exterior.
- Sistema hidrante contra incendios.
- Doble cerco perimetral.
- Sistema de control de ingresos y egresos.

A continuación, se procede a realizar la descripción del terreno adoptado y las características de cada una de las áreas de la planta.

11.2 Descripción general del establecimiento

El parque industrial San Lorenzo posee para radicaciones industriales mayoritariamente lotes de 2500 y 5000 m² respectivamente.

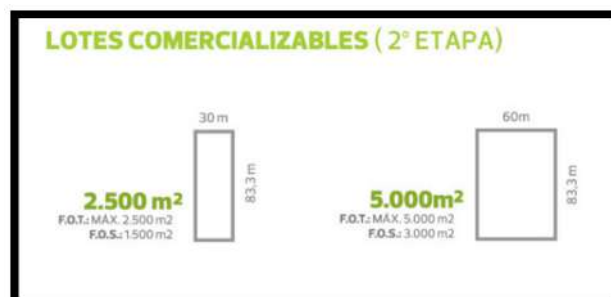


Figura 11-1: Lotes comercializables del parque industrial San Lorenzo

Fuente: www.pisanlorenzo.com/page/lotes

Para el presente proyecto se adoptan 2 lotes de 5000 m², quedando así un predio de 120 m de largo y 83 metros de ancho.

El predio posee un cerco perimetral de 2 m de altura con alambre del tipo romboidal. Los pilares de este cerco están hechos de pre moldeados 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 cuanto a las instalaciones edilicias se destacan zonas cubiertas bajo techo y zonas en la intemperie. En la siguiente tabla se detallan cada una de ellas:

Tabla 11-1: Descripción de zonas de la planta

ZONAS CUBIERTAS	ZONAS EN LA INTEMPERIE
<ul style="list-style-type: none"> • Oficinas, comedor, baños, vestuarios. • Zonas 100, 200, 300 y laboratorio • Garita de seguridad. • Panel de control. • Taller de mantenimiento • Sala de caldera 	<ul style="list-style-type: none"> • Almacenamiento materia prima. • Almacenamiento subproductos. • Almacenamiento producto final. • Zona 400. • Torres de enfriamiento.

Fuente: Elaboración propia

11.3 Distribución física de la planta

A continuación, en la tabla 11-2 se muestran las edificaciones a realizar, las dimensiones correspondientes a cada una de ellas y las respectivas superficies que dispondrán cada uno de los sectores. Una vez concluido esto, en la figura 11-2 se muestra el plano con vista isométrica con la distribución general de la planta, realizada en software Solidworks. En la figura 11-3 se exhibe el layout general de la planta, mientras que en el anexo se adjuntan los planos correspondientes. Las calles internas son pavimentadas y cuentan con la iluminación correspondiente.

La superficie cubierta está dividida principalmente por 5 zonas: Se encuentran las oficinas, baños, vestuarios, panel de control, laboratorio y por otro, el área productiva junto con el taller de mantenimiento y caldera de fluido térmico. Cuando se refiere a área productiva, se puede visualizar en la figura 11-3 las distintas disposiciones de estas.

El área de la administración donde se localizan las oficinas se encuentra en el extremo opuesto al ingreso a la planta. En la garita de entrada o el lugar donde se dispone la seguridad se encuentra un pequeño vestidor en el cual los operarios y administrativos se colocan los equipos de seguridad pertinentes e ingresan a la planta.

Junto al área administrativa nos encontramos con el sector de comedor, baño, oficina, panel de control y laboratorio. Estos espacios encuentran dentro de la zona de producción con el objetivo que los empleados se encuentren resguardados físicamente de posibles peligros.

El área productiva se compone de 4 áreas y sectores, siendo las siguientes; área 100 de pretratamiento de glicerol, área 200 de reformado de glicerol, área 300 de síntesis de metanol y área 400 de purificación de metanol. El sector corresponde al de servicios auxiliares, el cual comprende caldera de fluido térmico y sistema de enfriamiento a través de torres.

Se cuenta con un amplio espacio para la fácil movilización de camiones, ya sea al ingreso o salida de la planta (posee una entrada). La parte posterior de la nave industrial o el sector de producción cuenta con un amplio espacio provisto para futuras ampliaciones.

Tabla 11-2: Edificación y dimensiones correspondientes

Edificio	Sectores	Dimensiones (Largo x Ancho)	Área total (m ²)
0	Seguridad/portería	3*3	18,00
	Vestidor	3*3	
1	Recepción	14*33	462,00
2	Oficinas	12*6	146,00
	Baños y vestuarios	5*10	
	Comedor	4*6	
3	Área 100: pretratamiento de glicerol	5*9	45,00
4	Panel de control	5*5	25,00
5	Laboratorio	4*5	20,00
6	Área 200: Reformado del glicerol	8,5*16	136,00
7	Caldera (SA1)	10*8	80,00
8	Área 300: Síntesis de metanol	20*16	320,00
9	Taller de mantenimiento	16*6	96,00
10	Torres de enfriamiento (SA2)	15*21,50	322,50
	Tanque reservorio		
11	Área 400: purificación de metanol	15*20	300,00
12	Producto Terminado	15*20	300,00
Total construido			2270,00

Fuente: elaboración propia

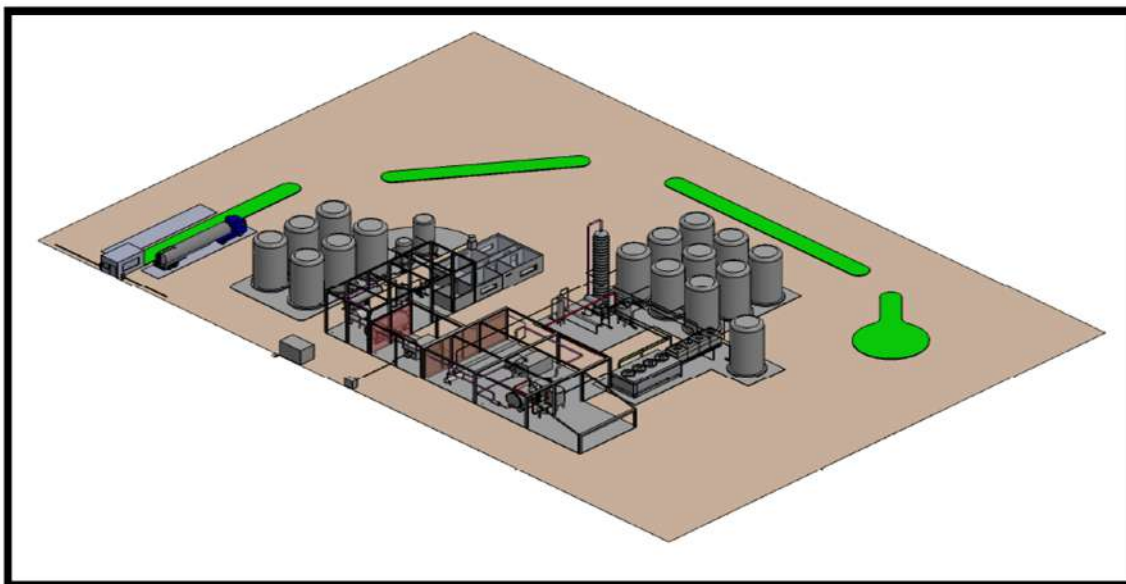


Figura 11-2: Plano con vista isométrica con la distribución general de la planta

Fuente: Elaboración propia

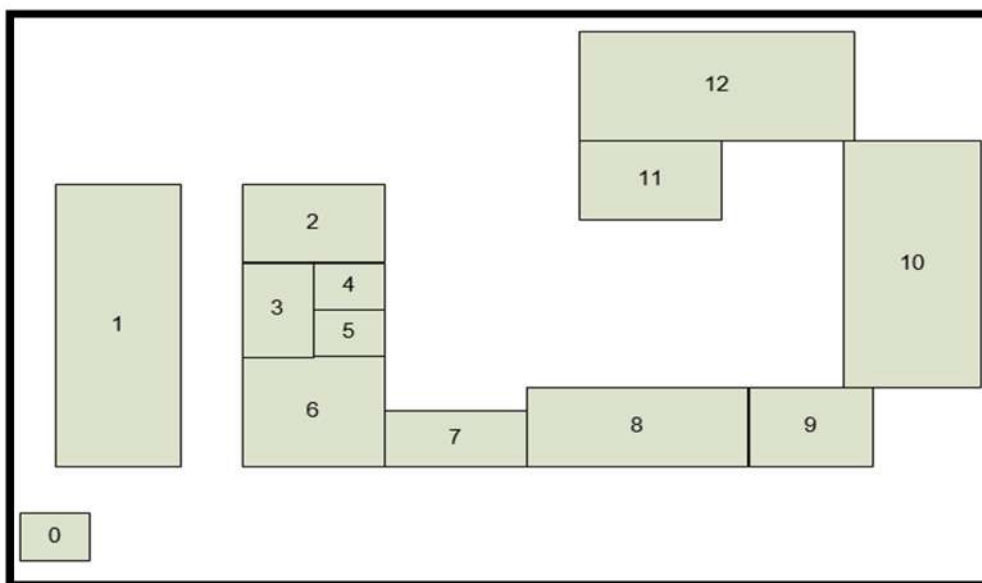


Figura 11-3: Layout de la planta⁴

Fuente: Elaboración propia

⁴ El layout no se encuentra dibujado a escala.

La fundamentación de la asignación de espacio a los distintos sectores se realizó en función a los distintos aspectos funcionales y necesarios de acuerdo con el área en cuestión.

Para el sector administrativo, el principal aspecto a tener en cuenta es la cantidad de personas que se necesita para el desempeño de dicha tarea. En nuestro caso contamos con cuatro asistentes, dos encargados de departamento, un gerente administrativo y el gerente general sumando un total de nueve personas. También se debe tener en cuenta un área de recepción que permita albergar visitas, y un salón de usos múltiples. Los pasillos quedan definidos por el resto de los espacios. En el sector de comedor y baños, se tuvo en cuenta nuevamente la cantidad de operarios que harán uso de las instalaciones.

En el caso del sector productivo es necesario tener en cuenta otros aspectos además del personal, ya que, al poseer una distribución por producto, donde los componentes se ordenan de acuerdo con las etapas progresivas a través de las cuales avanza la fabricación, los equipos están próximos entre sí, y la distancia que tiene que recorrer la materia prima para completar la secuencia total de producción es pequeña. Una correcta posición de los equipos permite una mejor utilización de los espacios, facilita la circulación dentro de la planta, agiliza el proceso de manufactura, minimizando los movimientos de materiales, y provoca un manejo más eficiente de la mano de obra. Los espacios entre los equipos se determinaron de manera tal que permita el fácil acceso de los operarios para las realizar las tareas cotidianas, y un adecuado mantenimiento de los equipos. Además, se tuvieron en cuenta las condiciones de presión y temperatura del proceso, ubicando los equipos en zonas de baja y alta presión.

Finalmente, para el laboratorio, el taller de mantenimiento y depósito, se asignan espacios lo suficientemente grandes para que sea posible guardar los equipos necesarios en cada caso, las mesadas o estanterías y la circulación de personal.

11.4 Características edilicias de las zonas cubiertas

En la tabla 11-3 que se presenta a continuación, se determinan las dimensiones de todas las construcciones presentes en el predio. Además, se establecen las características de los pisos, paredes y techos, como así también, las cantidades y tipos de aberturas utilizadas en el establecimiento. Se adjunta también un plano de vista en planta figura 11-4 y un plano de vista lateral derecha figura 11-5.

Tabla 11-3: Características edilicias de las zonas cubiertas.

Distribución de edificios	Dimensiones	Altura (m)	Paredes		Techo	Piso	Aberturas	
			Interior	Exterior			Puertas	Ventanas
Seguridad/portería	3*3	3	Todas las paredes dan al exterior	Ladrillos block, revocados interiormente y exteriormente Espesor:30cm	Hormigón armado revocado interiormente	Hormigón recubierto con cerámicos	Una puerta de hojas simple de 0,8m x 2m	Tres de 1,2 x 1,2m
Vestidor	3*3	3	Todas las paredes dan al exterior	Ladrillos block, revocados interiormente y exteriormente Espesor:30cm	Hormigón armado revocado interiormente	Hormigón recubierto con cerámicos	Dos puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Dos de 1,2 x 1,2m
Oficinas	12*6	3	Durlock con perfiles de acero galvanizado Espesor:15cm	Ladrillos block, revocados interiormente y exteriormente Espesor:30cm	Hormigón armado revocado interiormente	Hormigón recubierto con cerámicos	Una puerta de hoja simple de 0,8 x 2m	Cuatro de 1,2 x 1,2m
Baños y vestuarios	5*10	3	Durlock con perfiles de acero galvanizado Espesor:15cm	Ladrillos block, revocados interiormente y exteriormente. Recubiertas de azulejos de 1,5 m de altura Espesor:30cm	Hormigón armado revocado interiormente	Hormigón recubierto con cerámicos	Dos puertas de hoja simple de 0,8 x 2m	Cuatro de 1,2 x 1,2m
Comedor	4*6	3	Durlock con perfiles de acero galvanizado Espesor:15cm	Ladrillos block, revocados interiormente y exteriormente Espesor:30cm	Hormigón armado revocado interiormente	Hormigón recubierto con cerámicos	Una puerta de hoja simple de 0,8 x 2m	Cuatro de 1,2 x 1,2m
Área 100: pretratamiento de glicerol	5*15	5	Una pared al exterior y las demás colindantes al panel de control, laboratorio y sector administrativo	Hasta los 3m de altura se utiliza ladrillo block, con revoque grueso y fino, a partir de allí se emplea chapas	Chapa acanalada galvanizada soportada sobre vigas de acero. Con pendiente para el escurrimiento de agua.	Hormigón con cemento alisado	Un portón corredizo de 3m x 3m, y dos puerta de hoja	No contiene ventanas

				prepintadas y policarbonato cristal.			doble de 1,6m x 2m	
Panel de control (interior de la planta)	5*5	3	Ladrillos comunes, con revoque grueso y fino	Hasta los 3m de altura se utiliza ladrillo block, con revoque grueso y fino, a partir de allí se emplea chapas prepintadas y policarbonato cristal.	Hormigón armado revocado interiormente. A partir de los 3 m posee la estructura del área 200	Hormigón con cemento alisado	Una puerta de hoja simple de 0,8m x 2m	Dos de 1,2m x 1,2m
Laboratorio (interior de la planta)	4*5	3	Ladrillos comunes, con revoque grueso y fino	Hasta los 3m de altura se utiliza ladrillo block, con revoque grueso y fino, a partir de allí se emplea chapas prepintadas y policarbonato cristal.	Hormigón armado revocado interiormente. A partir de los 3 m posee la estructura del área 200	Hormigón con cemento alisado	Una puerta de hoja simple de 0.8m x 2m y una puerta de hoja doble de 1,6m x 2m	cuatro de 1,2m x 1,2m
Área 200: Reformado del glicerol	8,5*16	5	Pared colindante con el Área 100, laboratorio y caldera	Hasta los 3m de altura se utiliza ladrillo block, con revoque grueso y fino, a partir de allí se emplea chapas prepintadas y policarbonato cristal.	Chapa acanalada galvanizada soportada sobre vigas de acero. Con pendiente para el escurrimiento de agua.	Hormigón con cemento alisado	Un portón corredizo de 3m x 3m, y dos puerta de hoja doble de 1,6m x 2m	No contiene ventanas
Caldera (SA1)	10*8	3,5	Pared colindante al área 200 y a taller de mantenimiento	Muros de hormigón armado, revocado interior y exteriormente. Espesor: 45 cm	Construcción ligera de fibrocemento fácilmente desprendible en caso de siniestro. El techo contiene	Hormigón pobre alisado	Dos portones corredizos de 3m x 3m	No contiene ventanas

PRODUCCIÓN DE METANOL A PARTIR DE GLICERINA
INGENIERÍA QUÍMICA
2018

					extractores eólicos.			
Taller de mantenimiento	16*6	5	Pared colindante área 300	Muros de hormigón armado, revocado interior y exteriormente. Espesor: 45 cm Hasta los 3m de altura se utiliza ladrillo block, con revoque grueso y fino, a partir de allí se emplea chapas prepintadas y policarbonato cristal.	Chapa acanalada galvanizada soportada sobre vigas de acero .Con pendiente para el escurrimiento de agua	Hormigón pobre alisado	Un portón corredizos de 3m x 3m	No contiene ventanas
Área 300: Síntesis de metanol	20*16	5	Pared colindante con taller de mantenimiento	Hasta los 3m de altura se utiliza ladrillo block, con revoque grueso y fino, a partir de allí se emplea chapas prepintadas y policarbonato cristal.	Chapa acanalada galvanizada soportada sobre vigas de acero .Con pendiente para el escurrimiento de agua.	Hormigón con cemento alisado	tres portones corredizo de 3m x 3m, y dos puerta de hoja doble de 1,6m x 2m	No contiene ventanas
Torres de enfriamiento (SA2)	15*21,5	No tienen paredes y techo. Los equipos se encuentran a la intemperie				Hormigón pobre alisado	No contiene puertas No contiene ventanas	
Tanque reservorio								
Área 400: purificación de metanol	15*20							
Producto Terminado	15*20							
Recepción	14*33							

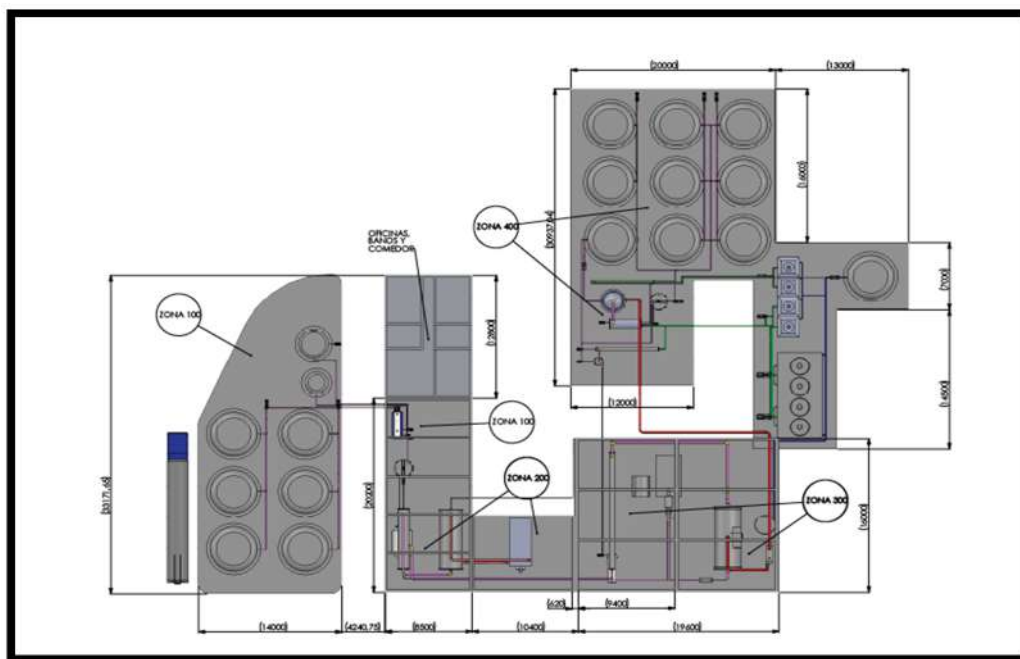


Figura 11-4: Plano vista en planta

Fuente: Elaboración propia

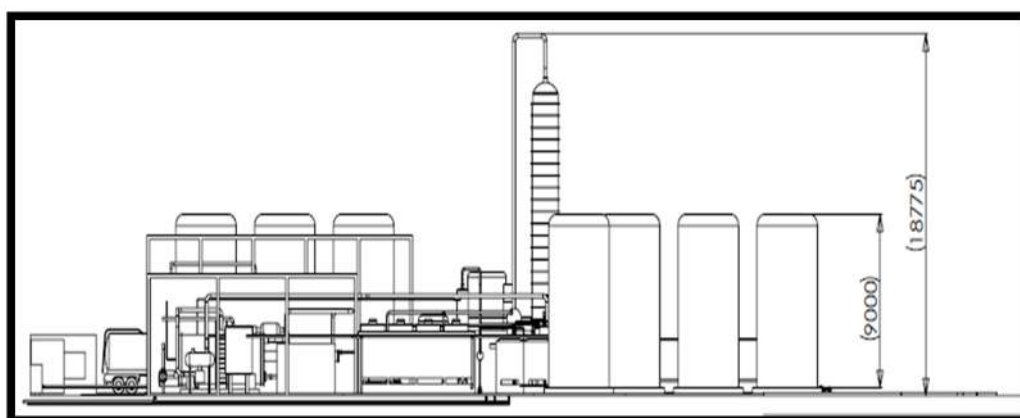


Figura 11-5: Plano vista derecha, escala 1:150, unidades en mm.

Fuente: elaboración propia

CAPÍTULO 12

INSTALACIONES ELÉCTRICAS

12.1 Introducción

El parque industrial San Lorenzo cuenta con una estación transformadora de voltaje y líneas internas de suministro de energía eléctrica de baja y media tensión. Dicho servicio es provisto por la empresa EPESF (Empresa Provincial de la energía de Santa Fe).

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.

12.2 Descripción de la instalación eléctrica

Para el correcto funcionamiento de la instalación eléctrica son necesarios una serie de elementos que se detallan a continuación:

- Tableros eléctricos.
- Conductores eléctricos.
- Elementos de protección.
- Tomacorrientes.
- Generador de emergencia.

12.2.1 Tableros eléctricos

Son necesarios para llevar a cabo la ejecución y funcionamiento de cualquier tipo de instalación eléctrica. Tienen la facultad de distribuir corrientes a todos los sectores de la empresa. Se utilizan tanto para la medición, control y maniobra de la corriente involucrada en la planta, como así también, para la protección de la maquinaria, infraestructura y del personal. 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:** es aquel que opera básicamente la integridad de la instalación. Se encarga de recibir la alimentación de la energía eléctrica

directamente desde la línea principal, alimentando las líneas seccionales y de los circuitos.

- **Tablero seccional:** es aquel que opera circuitos, esta alimentado por las líneas seccionales. Se colocan en los sitios necesarios para poder accionar los comandos para la parada, arranque y manejo de los diferentes equipos en los que sea necesario.



Figura 12-1: Tablero eléctrico industrial WEG

Fuente: www.indusell.com.ar/

12.2.2 Conductores eléctricos

Se encargan de la conducción de la energía eléctrica en los diferentes circuitos. El cableado que se utiliza en planta será de cobre, cuya sección está determinada por la corriente que es capaz de conducir y es limitada por el calentamiento y la caída de tensión que provoca. En el exterior poseen una cubierta de aislante térmico y eléctrico. Esta cubierta está diseñada de material plástico, principalmente está de policloruro de vinilo (PVC).



Figura 12-2: Conductores eléctricos

Fuente: www.redislogar.com

12.2.3 Tomacorrientes

Se llama de esta manera a las piezas que tienen como objetivo establecer y permitir una conexión segura entre la línea eléctrica y un enchufe de función complementaria que corresponde a un elemento de trabajo. Usualmente se encuentran en la pared de forma superficial o empotrada sobre ella, o también se los suele encontrar adaptados dentro de los tableros eléctricos, esto se da en el caso de ser sistemas trifásicos. En los sectores tales como la oficina y el laboratorio se colocan tomacorrientes del tipo monofásicos mientras que en el sector de producción se colocan del tipo trifásico, ya que en este sector se requieren mayores necesidades energéticas.



Figura 12-3: Tomacorrientes trifásicos y monofásicos

Fuente: www.kalop.com.ar

12.2.4 Elementos de protección eléctrica

En los circuitos eléctricos pueden ocasionarse fallas que provoquen daños letales a las personas. Por lo cual, el circuito debe estar conectado a tierra ante la ocurrencia de un hecho que comprenda la abertura del circuito, permitiendo que la corriente sea derivada al suelo y gracias a esto proteger a las personas que estén en contacto con las instalaciones. 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.



Figura 12-4: Elementos de protección eléctrica

Fuente: www.goblin.com.mx

12.2.5 Generador de emergencia

La implementación de un generador eléctrico industrial es una alternativa perfecta ante una situación de emergencia, ya que el mismo otorga la corriente de luz necesaria logrando el funcionamiento sin parada imprevista en los equipos indispensables del proceso productivo de la planta, como así en la administración y en laboratorio.



Figura 12-5: Generador eléctrico industrial

Fuente: www.cummins.com.ar/gruposelectrogenos

12.3 Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso

En la siguiente tabla se detalla el consumo de potencia de cada equipo por mes, considerando las horas de funcionamiento en un ciclo de producción de 340 días.

Tabla 12-1: Nivel de consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso

Equipo	Potencia (kW)	Consumo eléctrico(kWh)	
		Diario	Anual
C-103	90,00	2160	734400
M-201	1,50	36	12240
SP-205	44,75	1074	365160
CP-301	52,20	1253	425952
SP-304	22,40	538	182784
SP-306	22,40	538	182784
M-410	3,00	72	24480
B-102	0,75	18	6120
B-104	0,75	18	6120
B-106	0,75	18	6120
B-108	0,75	18	6120
B-202	1,50	36	12240
B-208	1,90	46	15504
B-307	2,50	60	20400
B-402	0,75	18	6120
B-404	0,75	18	6120
B-407	0,75	18	6120
B-408	0,75	18	6120
B-409	0,75	18	6120
B-411	0,75	18	6120
TE-441-108R	30,00	720	244800
TE-441-109R	30,00	720	244800
B-SA1	18,50	444	150960
B-SA2	7,50	180	61200
B-SA3a	30,00	720	244800
B-SA3b	30,00	720	244800
B-SA4	0,75	18	6120
B-SA5	1,50	36	12240
TOTAL	398	9550	3246864

Fuente: Elaboración propia.

12.4 Sistema de iluminación

El fundamento de la iluminación en la industria es brindar una visibilidad lo más eficiente y cómoda posible que permita realizar el trabajo en forma adecuada ayudando

a mantener un ambiente seguro. Una buena iluminación consigue disminuir accidentes de trabajo, protege la capacidad visual de los operarios y evita fatiga ocular. También es importante para realizar una correcta limpieza y mantenimiento de los distintos sectores y equipos.

12.4.1 Determinación del nivel de iluminación requerido para cada ambiente

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 (lm/m^2) y surge del cociente de flujo luminoso (lumen) y el área de la superficie iluminada (m^2).

Los niveles mínimos de iluminación están dados por la ley 19.587 “Higiene y Seguridad en el trabajo” Decreto 4160. En la tabla siguiente se detallan los respectivos valores.

Tabla 12-2: Niveles mínimos de iluminación de cada tipo de tarea realizada en la planta

Descripción de la tarea	Nivel de iluminación (lux)
Tareas que no exigen esfuerzo visual: tránsito por pasillos, almacenajes, carga y descarga de materia prima.	50
Tareas que exigen poco esfuerzo visual: trabajos generales que se realizan en sala de calderas, depósito de materiales, escaleras.	100
Tareas que exigen esfuerzo visual corriente: trabajos que requieren distinción moderada de detalles, trabajos en máquinas automáticas, embalaje, sala de reuniones y conferencias.	200
Tareas que requieren bastante esfuerzo visual: trabajos prolongados que requieran fina distinción de detalles, grado moderado de contraste y largos espacios de tiempo, trabajos en taller, maquinarias, montajes y trabajo de oficina.	400
Tareas que exigen gran esfuerzo visual trabajos de precisión que requieren fina distinción de detalles, gran velocidad, acabados finos, pintura extra fina, costuras en ropa oscura, mesas de dibujo.	700
Tareas que exigen máximo esfuerzo visual: trabajos de precisión máxima que requieren finísima distinción de detalles.	1500

Fuente: Ley 19587: Higiene y seguridad en el trabajo.

12.4.2 Adopción de tipos de luminarias para iluminación

Las lámparas necesarias para iluminación se adoptan teniendo en cuenta las 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 las actividades que se realicen allí. En la siguiente tabla se especifican el tipo de lámpara adoptado para cada zona.

Tabla 12-3: Adopción de lámparas según cada sector de la planta

Sector	Tipo de lámpara	Luminosidad	Potencia
Oficinas	Luminaria LED Lutron Serie LOEN	2000 lm	12 W
Baños y vestuarios	Luminaria LED Lutron Serie LOEN	2000 lm	12 W
Comedor	Luminaria LED Lutron Serie LOEN	2000 lm	12 W
Laboratorio	Luminaria LED Lutron Serie OSLO Modelo: OSLO-17 L	17100 lm	115 W
Sector de producción	Luminaria LED Lutron Serie OSLO Modelo: OSLO-17 L	17100 lm	115 W
Taller de mantenimiento	Luminaria LED Lutron Serie OSLO Modelo: OSLO-17 L	17100 lm	115 W
Alumbrado exterior	Proyector LED Profesional SICA	7600 lm	100 W

Fuente: Elaboración propia

En la planta existe como se observa en la tabla anterior tanto iluminación interior en sectores cubiertos como exterior en sectores al aire libre. Para determinar la cantidad de lámparas requeridas para la iluminación interior se emplearán un conjunto de ecuaciones que a continuación se muestran mientras que para la iluminación exterior se adoptarán criterios de colocar proyectores de LED cada una cierta distancia, la cual será suficiente como para garantizar la correcta visualización de la planta en el turno noche, ya que las mismas funcionarán entre las 18:00 y 6:00 hs respectivamente.

12.4.3 **Determinación de cantidad de luminarias requeridas**

12.4.3.1 Iluminación interior

De acuerdo al nivel de iluminación deseado para cada área se calcula el número de lámparas necesarias empleando la siguiente ecuación.

$$\text{N}^\circ \text{ Lámparas} = \frac{E \cdot S}{F_M \cdot F_U \cdot I_L}$$

Donde:

- E es el nivel de iluminación (lux).
- S es la superficie del sector a iluminar (m²).
- F_M es el factor de mantenimiento.
- F_U es el factor de utilización.
- I_L es el flujo luminoso de la lámpara(lumen)

El factor de mantenimiento está relacionado con el ensuciamiento de la luminaria, lo cual provoca una disminución del flujo luminoso. En los alumbrados interiores que presentan una polución del ambiente reducida se recomienda utilizar un factor de mantenimiento de 90% para luminaria cerrada y 80% para abierta. En los alumbrados exteriores se utiliza un factor de 60% cuando la polución es importante, 70% cuando es moderada y 80% si es reducida.

Se define el factor de utilización a la relación entre el flujo útil procedente de las luminarias que llega a la calzada o superficie a iluminar y el flujo emitido por las lámparas instaladas en las luminarias. Es decir brinda un rendimiento de las luminarias ubicadas en el sector analizado. Para determinar este factor es necesario conocer el índice del local, el factor de reflexión para el techo, paredes y suelo.

El índice del local se calcula con la siguiente ecuación:

$$k = \frac{a \cdot b}{h \cdot (a + b)}$$

Donde:

- k es el índice del local.
- a es el largo de la superficie.
- b es el ancho de la superficie.
- h es la altura de las lámparas.

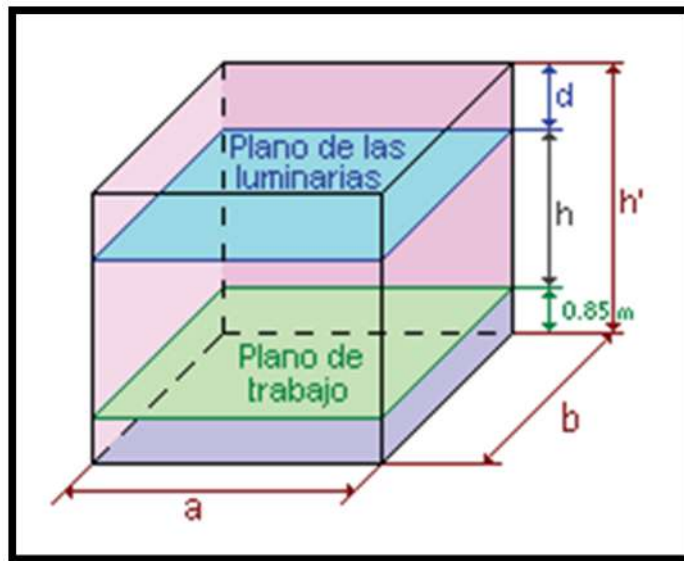


Figura 12-4: Descripción del espacio de iluminación

Fuente: Producción de DHA a partir de glicerol crudo- Tesis, Terrestre, Santa, Sosa.

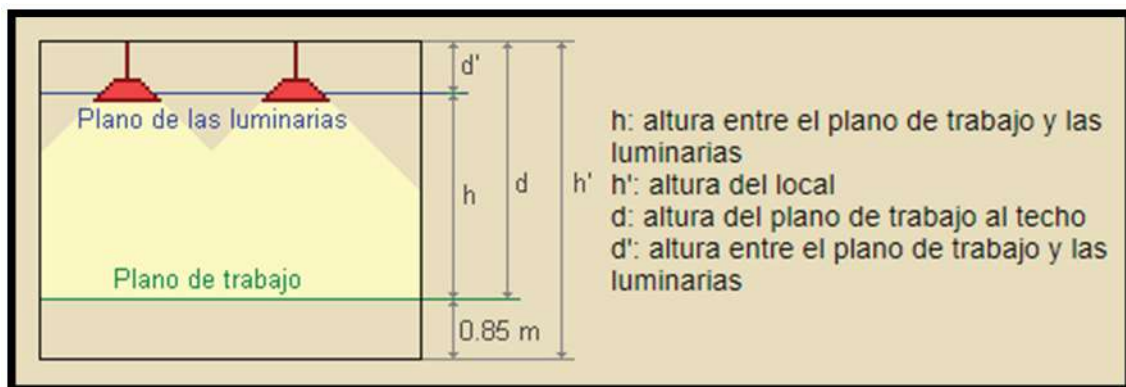


Figura 12-4: Descripción del espacio de iluminación

Fuente: Producción de DHA a partir de glicerol crudo- Tesis, Terrestre, Santa, Sosa.

Los factores de reflexión del techo, paredes y suelo se encuentran normalmente tabulados para los diferentes tipos de materiales, superficies y acabados de un plano, lo que definen su color. En la siguiente tabla se resumen estos valores.

Tabla 12-4: Factor de reflexión según los colores de las superficies iluminadas

	Color	Factor de reflexión(ρ)
Techo	Blanco o muy claro	0,70
	Claro	0,50
	Medio	0,30
Paredes	Claro	0,50
	Medio	0,30
	Oscuro	0,10
Suelo	Claro	0,30
	Oscuro	0,10

Fuente: Producción de DHA a partir de glicerol crudo- Tesis, Terrestre, Santa, Sosa.

A partir del índice del local y los factores de reflexión se determina el factor de utilización en las tablas de suministradas por los fabricantes de lámparas.

Tipo de aparato de alumbrado	Índice del local k	Factor de utilización (η)																											
		Factor de reflexión del techo																											
		0.8			0.7			0.5			0.3			0															
		Factor de reflexión de las paredes																											
												0.5			0.3			0.1			0.3			0.1			0		
	0.6	.66	.62	.60	.66	.62	.60	.65	.62	.59	.62	.59	.58																
	0.8	.75	.71	.68	.75	.71	.68	.74	.71	.68	.70	.68	.67																
	1.0	.80	.76	.73	.80	.76	.73	.79	.76	.73	.76	.73	.72																
	1.25	.85	.81	.80	.85	.81	.80	.84	.81	.78	.80	.78	.77																
	1.5	.88	.86	.82	.88	.85	.82	.88	.84	.82	.84	.82	.81																
 0 % 100 %	2.0	.94	.90	.88	.93	.90	.88	.92	.89	.87	.88	.87	.85																
	2.5	.96	.93	.92	.96	.93	.91	.94	.92	.90	.91	.89	.88																
	3.0	.99	.95	.94	.98	.95	.93	.96	.94	.92	.93	.91	.89																
	4.0	1.01	.99	.96	1.00	.98	.96	.98	.97	.95	.95	.94	.92																
	5.0	1.02	1.01	.99	1.01	1.00	.98	1.00	.98	.97	.97	.96	.94																
$D_{max} = 0.7 H_m$																													
f_m .70 .75 .80																													

H_m : altura luminaria-plano de trabajo

12-5: Factor de utilización para diferentes valores de k

Fuente: Producción de DHA a partir de glicerol crudo- Tesis, Terrestre, Santa, Sosa.

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 12-5: Descripción de la cantidad de lámparas en zonas cubiertas

SECTOR	E (lux)	S (m ²)	k	F _u	F _m	I _{lampara} (lm)	N° Lámparas calculadas	N° Lámparas adoptadas
Oficinas	500	35	0,62	0,60	0,90	2000	15,94	16
Comedor	150	20	0,68	0,60	0,90	2000	2,78	3
Baños y vestuarios	150	10	0,52	0,60	0,90	2000	1,52	2
Laboratorio	1500	25	0,68	0,60	0,90	17100	4,06	4
Sector 100	500	12	0,45	0,70	0,90	17100	0,59	1
Sector 200	500	177	0,47	0,80	0,90	17100	7,67	8
Sector 300	500	314	0,46	0,80	0,90	17100	13,60	14
Sala de caldera de fluido térmico	500	85	0,69	0,75	0,90	17100	3,68	4
Taller de mantenimiento	700	100	0,65	0,66	0,90	17100	6,89	7
Garita de seguridad	150	15	0,44	0,60	0,90	2000	2,08	2

Fuente: Elaboración propia

12.4.3.2 Iluminación exterior

El alumbrado exterior consiste en la colocación de proyectores LED en alrededor de la nave industrial, en zonas cercanas a los límites del terreno adquirido del parque industrial. En el capítulo anterior se describieron las características del terreno, y las medidas del mismo son de 120 metros de largo y 83 metros de largo. Por ende, para determinar la cantidad de proyectores necesarios se adopta una distancia mínima recomendable de 15 metros entre cada uno de ellos. En la siguiente tabla resumen la cantidad de luminarias necesarias.

Tabla 12-6: Descripción de la cantidad de lámparas en zonas cubiertas

Espacio a cubrir	Cantidad de proyectores LED
406 m	28

Fuente: Elaboración propia

12.5 Consumo energético total del sistema de iluminación

En la siguiente tabla se detalla el consumo energético de las luminarias. Dado que no todas permanecen encendidas todo el día, se calcula a partir de las horas de funcionamiento el consumo que tendrán

Tabla 12-7: Descripción del consumo energético del sistema de iluminación

SECTOR	N°Lamparas adoptadas	Potencia	Frecuencia de uso (h/día)	Consumo diario (kWh)	Consumo anual (kWh)
Oficinas	16	12	8	1,53	520,22
Comedor	3	12	24	0,80	272,00
Baños y vestuarios	2	12	24	0,44	148,36
Laboratorio	4	115	24	11,21	3810,92
Sector 100	1	115	24	1,63	554,32
Sector 200	8	115	24	21,16	7195,01
Sector 300	14	115	24	37,54	12764,03
Sala de caldera	4	115	24	10,16	3455,23
Taller de mantenimiento	7	115	24	19,02	6467,01
Garita de seguridad	2	115	24	5,75	1955,00
Alumbrado exterior	28	100	12	33,60	11424,00
Total				142,84	48566,09

Fuente: Elaboración propia

12.6 Consumo global de energía eléctrica de la planta

En la siguiente tabla se muestra la descripción del consumo global de energía eléctrica de la planta, el cual abarca los dos puntos descriptos en el presente capítulo como son el consumo de los equipos y del sistema de iluminación.

Tabla 12-8: Consumo global de energía eléctrica

Tipo de consumo	Consumo diario (kWh)	Consumo anual (kWh)
Equipos	9550	3246864
Iluminación	143	48566
Total	9693	3295430

Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO 13

ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL

13.1 Introducción

Una empresa se define como el conjunto de personas y bienes que actuando organizadamente persiguen un objetivo en común, ya sea la producción de bienes o servicios, con el fin de obtener un beneficio económico. Para lograr este objetivo es necesaria una estructura funcional que permita un desarrollo eficaz de las tareas que deben realizarse.

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.

13.2 Tipo de organización empresarial

La Ley de Sociedades Comerciales 19.550 (LSC) de la República Argentina contempla una gran variedad de tipos societarios, siendo las más frecuentemente adoptadas en el país, las Sociedades Anónimas (S.A.) y las Sociedades de Responsabilidad Limitada (S.R.L.).

La forma jurídica adoptada para el presente proyecto es la de sociedad anónima, en donde la responsabilidad de cada socio o accionista es proporcional al 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.

La empresa engloba una amplia gama de personas especializadas en diferentes tareas, e intereses ligados entre sí mediante relaciones contractuales que reflejan una

promesa de colaboración. Desde esta perspectiva, la figura del empresario aparece como una pieza básica, pues es el elemento conciliador de los distintos intereses.

13.3 Organización interna

La estructura organizacional de una empresa es la distribución formal de los puestos de una organización, haciendo referencia a la jerarquía y responsabilidades que se le confieren a cada uno.

Para este caso en particular se adopta una estructuración del tipo lineal o militar, denominada de esta forma debido a que entre el superior y el subordinado existen líneas directas y únicas de autoridad y responsabilidad. Se caracteriza por ser una organización simple y de conformación piramidal, donde cada jefe recibe y transmite lo que ocurre en su área.

La base de la pirámide, el nivel operativo, representa los trabajos con tareas plenamente de ejecución. Según se va avanzando hacia arriba, las tareas de ejecución se van reduciendo a la vez que se amplían las tareas de dirección. En este modelo de estructura organizacional existe una interacción continua entre los distintos niveles y cada individuo debe conocer sus funciones y obligaciones, lo que hacen los demás y, tener la información de todas las actividades que se desarrollen en el trabajo con el fin de adquirir una visión más clara y de conjunto que facilite la comprensión del objetivo final de la empresa. Al mismo tiempo, dentro del sistema, deben existir ciertas reglas y políticas de trabajo, capacitación permanente y una cultura de empresa.

13.4 Distribución jerárquica por departamentos

Para la organización interna de la presente empresa se decide trabajar con departamentos, los cuales se crean en función de las actividades a realizar. Cada uno de ellos posee un jefe que responde a la gerencia general. En la figura 13-1 se representa el organigrama de jerarquización horizontal simple de la empresa y la distribución personal de los cargos por departamento, en donde no se incluyen el personal de seguridad interna, portería y limpieza e higiene debido a que el servicio que los mismos brindan se encuentran terciarizados.



Figura 13-1: Organigrama de la empresa

Fuente: Elaboración propia

13.5 Personal necesario

En la Tabla 13-1 se detalla la cantidad de personal necesario para el correcto funcionamiento de la empresa y el grado de especialización requerido por cada puesto, teniendo en cuenta los niveles jerárquicos antes definidos, la dimensión de cada área funcional, el número y tipo de tareas a desarrollar, los turnos, etc.

Tabla 13-1: Personal necesario de la empresa

Sector	Puesto	Nº Personal	Nº Total	Profesión-Especialidad
Gerencia	Gerente general	1	1	Ingeniero Químico
Producción	Jefe de planta	1	1	Ingeniero Químico
	Operarios de planta*	4 por turno	12	Técnico Universitario en Química
	Operario Panel de control*	2 por turno	6	Técnico Universitario en Química Especializado
Administración	Jefe administrativo	1	1	Contador
	Asistente de administración	2	2	Secundario Completo-Capacitación
Comercialización	Jefe de comercialización	1	1	Lic. En Marketing
	Asistentes	1	1	Especializado

Logística	Jefe de Logística	1	1	Técnico Superior en Logística
	Operarios de planta**	4	4	Secundario completo
Control de calidad	Jefe de calidad	1	1	Ingeniero químico
	Auxiliar de laboratorio *	1 por turno	3	Técnico químico
Mantenimiento	Jefe de mantenimiento	1	1	Ingeniero Mecánico
	Operario de mantenimiento*	4 por turno	12	Secundario completo- Especialización mecánica
Seguridad	Guardia Seguridad*	1 por turno	3	Secundario completo
Recursos Humanos	Jefe de recursos humanos	1	1	Lic. en recursos humanos
	Asistente	1	1	Especialista

Fuente: Elaboración propia

(*) - Turno rotativos.

(**) – Turno mañana y tarde.

Un total de 56 personas.

13.6 Descripción de funciones por puestos

A continuación, se detallan las funciones que realiza cada puesto dentro de la empresa.

13.6.1 Gerente general

El perfil del responsable de la gerencia general se describe de la siguiente manera:

- Es el máximo responsable de la planta, siendo este el individuo destinado a sostener el correcto funcionamiento de la empresa en general.
- Planifica el crecimiento de la empresa a corto y largo plazo.
- Es el que ejerce la representación de la sociedad frente a terceros.
- Desarrolla y define los objetivos organizacionales, coordinando la programación de actividades de la empresa.
- Dirige y controla las funciones administrativas de la empresa.
- Se encarga de la supervisión y el correcto cumplimiento de las funciones realizadas por el personal, analizando la eficiencia en el desempeño del trabajo.

- Asegura el correcto cumplimiento de las normas, reglamentos, políticas e instructivos internos, como así también los que son establecidos por las entidades de control y regulación.
- Ejerce su control preponderante sobre los demás departamentos y obtiene información de los mismos para llevar a cabo una toma de decisiones.
- Ejerce su representación legal y participa en todas las reuniones tanto sea con instituciones públicas como con instituciones privadas.

13.6.2 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, operarios de planta y operarios encargados el monitoreo en el panel de control.

13.6.2.1 Jefe de producción

Es el máximo responsable de la conducción del área, y responde directamente al departamento de producción 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.

13.6.2.2 Operarios de producción

Los operarios involucrados en la producción realizarán diferentes actividades según el sector en el cual se desempeñen:

- **Operario de pretratamiento zona 100:** monitoreo del caudal de la Tridecantadora, temperatura, derivación de los subproductos.
- **Operario de reformado de glicerol zona 200:** control de las variables de reacción (temperatura, presión) antes de ingresar al reactor (intercambiadores de calor), toma de muestra y realización de análisis para determinar el punto final de la reacción (reactor de reformado del glicerol).
- **Operario de reformado de gas de síntesis a metanol Zona 300:** Control de variables previas de reacción (temperatura y presión), toma de muestra y realización de análisis para determinar punto final de reacción
- **Operario de purificación de metanol Zona 400:** control de caudal y de las variables pertinentes al equipo flash y columna de destilación.
- **Operario de panel de control:** manejo del panel de control de proceso. Un operario controla dos zonas.
- **Operario de servicios auxiliares:** control del funcionamiento de las torres de enfriamiento, sistema de calentamiento con fluido térmico y del sistema de tratamiento de agua para generar vapor, medición de presión y temperatura de corrientes involucradas.

13.6.3 Departamento de Calidad

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.

El departamento se compone de los siguientes puestos:

- Jefe de Calidad.
- Analista de laboratorio.

13.6.3.1 Jefe de Calidad

Las funciones del jefe de calidad 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.

13.6.3.2 Analista de laboratorio

Las funciones del analista de laboratorio 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 encargado de laboratorio.
- Es el encargado de mantener el orden y la limpieza del laboratorio.

13.6.4 **Departamento de Mantenimiento y Seguridad Industrial**

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.

13.6.4.1 Jefe de Mantenimiento y Seguridad Industrial

Las funciones del jefe de mantenimiento y seguridad industrial son las siguientes:

- Es el encargado de la supervisión, mantenimiento y reparación de las instalaciones y equipos.

- Planifica los tiempos de mantenimiento y los pedidos de repuestos.
- Coordina el mantenimiento preventivo con el sistema de producción.
- Controla la correcta ejecución de las tareas de montaje tales como soldaduras, conexiones, fijación, soportes, etc.
- Inspecciones periódicas de matafuegos en distintos puntos de la planta.
- Realización de planes de evacuación en caso de siniestros y planificación de simulacros de actuación en caso de algún eventual siniestro.
- Examina las especificaciones técnicas del equipamiento que se va adquirir, colaborando ante una toma de decisión en la compra del mismo.
- Garantiza que se cumplan con las condiciones de instalación y puesta en marcha.

13.6.4.2 Operario de mantenimiento

Las funciones del operario encargado del mantenimiento son:

- Llevar a cabo el mantenimiento preventivo y operativo planificado por el jefe de mantenimiento y seguridad industrial.
- Revisión periódica de los equipos e instalaciones.

13.6.5 **Departamento de Administración**

En este departamento se compone de un jefe y un asistente de administración. Los mismos se realizan todas las tareas administrativas referidas a producción, además de:

- Organización dinámica, obteniendo la máxima calidad del sistema administrativo.
- Convergencia a la estrategia global de la compañía.
- Optimización de las relaciones: cliente, proveedores, mercado económico y fuentes de financiamiento.

13.6.5.1 Gerente administrativo

Las funciones del jefe de administración son:

- Supervisión y control del área administrativa, y del departamento de logística y comercialización.
- Revisión y aprobación del balance contable mensual y anual.

13.6.5.2 Asistente de administración

El asistente 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.

13.6.6 **Departamento de Recursos Humanos**

13.6.6.1 Jefe de Recursos Humanos

Un directivo de Recursos Humanos debe tener ciertas características que le permitan dirigir a la plantilla de personal de la empresa. Entre estas características, las más importantes son:

- Organización y planificación del personal: consiste en 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.
- Reclutamiento: son el conjunto de procedimientos encaminados a atraer candidatos competentes para un puesto de trabajo a la empresa
- Selección de las personas que han de trabajar en la empresa, realizando un análisis completo de todo lo que el candidato aporta al puesto de trabajo.
- Evaluación del desempeño y control del personal: desde recursos humanos han de controlarse aspectos como el absentismo, las horas extraordinarias, los movimientos de plantilla, la pirámide edad o las relaciones laborales, además de corregir los desajustes entre las competencias del trabajador y las exigidas por el puesto.

13.6.6.2 Asistente de RR.HH.

Las funciones del asistente de recursos humanos son las siguientes:

- Colaborar con las tareas de reclutamiento y selección de personal.

- Colaborar con tareas de liquidaciones de sueldos de los empleados de la planta.

13.6.7 Departamento de Logística

En este departamento los operarios se encargan 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.

13.6.7.1 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.

13.6.7.2 Operarios de carga y descarga de materias primas y productos terminados

Cada operario involucrado en esta área deberá desarrollar las siguientes funciones:

- Envasado del metanol en sus respectivos tanques de almacenamiento y trasvase del metanol a los tanques cisterna de transporte.
- Recibo del glicerol y de los demás insumos, despacho del metanol y envasado, organización del depósito, control de stock.
- Control de peso de materia prima en camiones ingresantes y de producto terminado de camiones salientes en la balanza.

13.6.8 Departamento de Comercialización

En este departamento, se realizan las compras de materias primas e insumos a utilizarse en las distintas plantas de la empresa. Su función está en constante relación con los departamentos de producción y finanzas, y fundamentalmente con los proveedores de la empresa.

13.6.8.1 Jefe de comercialización

El jefe de comercialización tendrá las siguientes funciones:

- 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.

- Su función principal es controlar, coordinar y supervisar que se realicen todos los procedimientos contables y administrativos que comprendan al funcionamiento interno de la organización.
- Lleva a cabo la ejecución de inscripciones y trámites ante organismos oficiales.
- Realiza la evaluación crediticia de clientes.
- Comprende el planeamiento para comercializar el producto en el lugar, cantidad, tiempo y precios adecuados.
- Incluye las funciones de determinación de políticas de ventas, presupuesto y embalajes.
- Involucra, además, los procesos de compra y recepción de materia prima.
- Garantiza el cumplimiento de los objetivos de ventas del producto elaborado, cumpliendo las políticas de la empresa.
- Es el encargado de llevar a cabo planes de acción que permitan reducir costos, plazos de entrega y tener stocks permanentes para responder a las necesidades del cliente.
- Verifica el abastecimiento en tiempo y forma según el plan de producción.
- Trabaja en conjunto con el área legal y administrativa de la planta en la que se refiera a la redacción de contratos y órdenes de compra.

13.6.9 Personal de seguridad

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 que proveen el glicerol crudo y los que despachan el metanol respectivamente.

13.7 Programación de la producción y turnos de trabajo

La producción de metanol se lleva a cabo durante 340 días al año, destinándose 15 días de paradas destinadas a mantenimiento y 10 días de detenciones imprevistas. La producción se llevará a cabo de lunes a domingos como se planteó anteriormente en el balance de masa y energía. Se necesitan tres turnos de trabajo de 8 horas para los operarios del sector producción. El personal de la empresa se divide en dos grupos:

- Personal que trabaja con **horario fijo** (mañana y tarde), trabaja de lunes a viernes de 8:00 a 12:00 h. y 14:00 a 18:00 h. Tienen 30 minutos para desayunar, merendar o descansar.

- Personal que trabaja con **horario rotativo**, cambia de turno una vez por semana. Los horarios son de 06.00 a 14.00 h. (primer turno), de 14:00 a 22:00 h. (segundo turno) y de 22:00 a 06:00 h. (tercer turno). Tienen 30 minutos para desayunar, merendar o descansar.

En la condición de horario rotativo, habrá días de francos, ya que trabajan de lunes a domingos. Cabe destacar que se completaran las horas faltantes con horas extras.

En el siguiente cuadro se presenta la disposición de turnos de operación de la planta para operarios de modo de cumplir con la jornada de trabajo rotativa, indicándose con la letra F los días de franco correspondientes a cada operario.

Tabla 12-2: Plan de producción de operarios de un turno de trabajo

DIA OP	V,S,D,L,M,M,J MAÑANA	V	S	D	L,M,M,J,V,S,D NOCHE	L	M	M,J,V,S,D,L,M TARDE	M	J	V,S,D,L,M,M,J MAÑANA
	OP1	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F
OP2	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F	06:00-14:00
OP3	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F	06:00-14:00
OP4	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F	06:00-14:00

Fuente: Elaboración propia

En la etapa de producción se necesitarán cuatro operarios de planta y dos operarios de panel de control por turno con horario rotativo. Para completar la semana de trabajo serán necesario 5 operarios de planta y 3 operarios de panel de control. El sector de mantenimiento y calidad al encontrarse estrechamente relacionado con el de producción, sigue el mismo lineamiento. Se usarán 4 operarios de mantenimiento y un auxiliar de laboratorio por turno, siempre hablando del turno rotativo. Para completar la semana serán necesarios 5 operarios de mantenimiento y 2 auxiliares de laboratorio. Lo que respecta a logística, los operarios de planta tienen turno “mañana y tarde”.

CAPÍTULO 14

ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

14.1 Introducción

La evaluación económica financiera es un método de análisis que permite conocer la viabilidad concreta de un proyecto a lo largo de un período determinado y su rentabilidad real en el mediano y largo plazo.

Basados en el estudio de los capítulos previos, los cuales manifiestan una factibilidad técnica para un mercado potencial de metanol, se procede a realizar en esta sección el estudio económico y financiero del proyecto.

En primer lugar, se realiza una clasificación de las inversiones llevadas a cabo y los costos involucrados, en la siguiente sección se verifican los indicadores financieros para determinar la rentabilidad del proyecto y por último se desarrolla un estudio de sensibilidad.

Se realiza el cálculo del valor actual neto (VAN) y de la tasa interna de retorno (TIR) del proyecto, bajo los mecanismos generales que requiere la valuación por el método del flujo de fondos descontado.

El estudio tiene en cuenta los montos de dinero expresados en pesos argentinos, con una equivalencia de cambio al dólar de 36,00 \$ARG/ USD, y considera un volumen de producción constante en el periodo del ejercicio económico de 10 años.

14.2 Inversión total

La inversión representa el capital necesario para hacer frente a un proyecto determinado. La misma está compuesta por:

- Activos fijos.
- Activos nominales.
- Fondo de maniobra o capital de trabajo.

En la figura 14-1 se representa la descripción de los tres puntos mencionados anteriormente detallando las categorías que componen cada uno. En las secciones posteriores se desarrollan cada uno de estos costos.

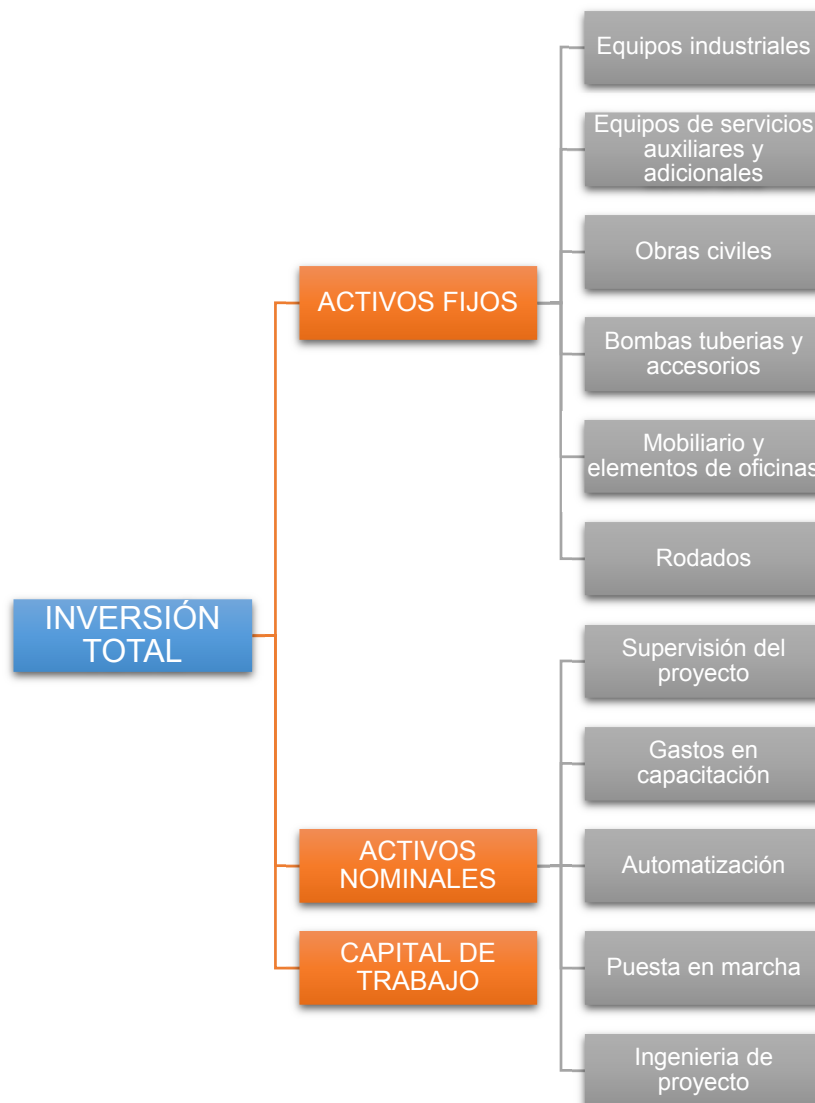


Figura 14-1: Composición de la inversión total del proyecto

14.2.1 Activos fijos

Se denominan activos fijos a aquellos bienes que son permanentes en el período de actividad de la empresa, son indispensables para el normal desarrollo de esta. Esto supone que no serán vendidos ni desechados en el corto plazo. Entre los activos fijos de la empresa se encuentran las obras civiles, los equipos industriales y de servicios auxiliares, las tuberías y accesorios, los rodados y los elementos de oficina. Para la determinación de los costos de estos activos se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- La cotización del dólar al día 09/11/2018 del Banco de la Nación Argentina fue de \$ 36,00.
- De acuerdo a la ley de IVA (Ley Nacional 23.349), los artículos producidos en nuestro país perciben el 21 % de impuesto al valor agregado, mientras que los de producción extranjera tienen una reducción del 50 % (10,5 %).
- En la estimación del costo de flete, se supone un valor del 1,5 %.

14.2.1.1 Obras civiles

En esta sección se detallan los valores del terreno, infraestructura de la planta y sus dependencias. El precio del terreno ubicado en el parque industrial San Lorenzo se determina de acuerdo a información aportada por la inmobiliaria Arpini. El precio estimado para los lotes de locaciones industriales es de 120 U\$/m², cuyas dimensiones son 120 metros de largo y 83,33 metros de ancho.

El costo de construcción se estima a partir de la última publicación de la revista Rubros del Colegio de Arquitectos de la Provincia de Santa Fe (de agosto de 2017), que detalla no sólo construcciones de casas, sino también de construcciones industriales y similares. De acuerdo a esta fuente el costo de construcción por m² para oficina, baños, cocina, etc. es de 825 U\$. Este valor incluye piso, paredes, techo e instalaciones eléctrica, de agua y/o gas.

En cuanto al costo por m² cuadrado de la nave industrial, se estima un valor de 235 U\$ de acuerdo a la constructora Proyecto y Estructuras, incluyendo piso de concreto reforzado, paredes y techo de chapa acanalada e instalaciones eléctricas, de agua y/o gas.

En la tabla siguiente se resumen los costos de obra civil:

Tabla 14-1: Estimación de los costos de obras civiles.

Rubro	Superficie (m ²)	Precio (\$/m ²)	Costo (\$)	I.V.A. (21%)
Terreno	10.000,00	4.320,00	43.200.000,00	9.072.000,00
Área de pretratamiento	45,00	8.460,00	380.700,00	79.947,00
Área de reformado de glicerol	177,00		1.497.420,00	314.458,20
Área síntesis de metanol	314,00		2.656.440,00	557.852,40
Área purificación de metanol	300,00		2.538.000,00	532.980,00
Área de control	20,00		169.200,00	35.532,00
Laboratorio	25,00		211.500,00	44.415,00
Sala de caldera	85,00		719.100,00	151.011,00
Taller de mantenimiento	100,00		846.000,00	177.660,00
Oficina, Comedor, Baños y Vestuarios	146,00	29.700,00	4.336.200,00	910.602,00
Garita de seguridad	18,00	1.440,00	25.920,00	5.443,20
Total			56.580.480,00	11.881.900,80

14.2.1.2 Equipos industriales, auxiliares y accesorios

Esta sección involucra todos los equipos inherentes a la producción de metanol como también los de servicios auxiliares, las cañerías y accesorios. Los precios de los equipos se obtienen mediante consulta directa a fabricantes y distribuidores en el país por medio de catálogos. Los principales proveedores son: Alfa Laval, Aerzen, AGP Bombas, Servinox Ingeniería, WEG, etc.

Se considera un costo de flete del 1,5% del costo unitario del equipo, mientras que el IVA es de 10,5 % por tratarse de bienes de capital.

En la tabla 14-2 se analizan los costos de los equipos industriales necesarios:

Tabla 14-2: Estimación de costos de equipos industriales, auxiliares y accesorios

Denominación técnica	Nº Unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	Flete (\$)	I.V.A. (10,5%)
Mezclador Tanque Agitado M-201	1	864.000,00	864.000,00	12.960,00	90.720,00
Mezclador Tanque Agitado M-410	1	1.609.411,76	1.609.411,76	24.141,18	168.988,24
Intercambiador de calor IC-203	1	4.192.941,18	4.192.941,18	62.894,12	440.258,82
Intercambiador de calor IC-204	1	1.857.600,00	1.857.600,00	27.864,00	195.048,00
Intercambiador de calor IC-405	1	480.960,00	480.960,00	7.214,40	50.500,80
Intercambiador de calor IC-412	1	189.504,00	189.504,00	2.842,56	19.897,92
Reactor Reformado Glicerol R-206	1	6.192.000,00	6.192.000,00	92.880,00	650.160,00
Reactor Síntesis Metanol R-303	1	7.581.176,47	7.581.176,47	113.717,65	796.023,53
Separador liquido gas SLG-207	1	216.000,00	216.000,00	3.240,00	22.680,00
Separador liquido gas SLG-305	1	360.000,00	360.000,00	5.400,00	37.800,00
Separador Flash F-401	1	361.270,59	361.270,59	5.419,06	37.933,41
Columna de destilación D-406	1	4.703.294,12	4.703.294,12	70.549,41	493.845,88
Centrífuga Tridecanter LYNX-35	1	2.498.823,53	2.498.823,53	37.482,35	262.376,47
Mezclador estático MX-12000	1	43.200,00	43.200,00	648,00	4.536,00
Compresor VRa 1037-L	1	5.400.000,00	5.400.000,00	81.000,00	567.000,00
Soplador GQ 18f16XZ	1	105.882,35	105.882,35	1.588,24	11.117,65
Soplador GR 12.4	2	59.294,12	118.588,24	1.778,82	12.451,76
Tanque de almacenamiento 150 m ³	15	952.941,18	14.294.117,65	214.411,76	1.500.882,35
Tanque de almacenamiento 40 m ³	1	317.647,06	317.647,06	4.764,71	33.352,94
Tanque de almacenamiento 15 m ³	1	105.882,35	105.882,35	1.588,24	11.117,65
Bomba centrífuga CMX-32/125B	10	36.423,53	364.235,29	5.463,53	38.244,71
Bomba centrífuga CMX-32/160B	1	42.352,94	42.352,94	635,29	4.447,06
Bomba de engranajes EF-1	1	38.117,65	38.117,65	571,76	4.002,35
Bomba de proceso 3700 API 610 OH2	1	74.117,65	74.117,65	1.111,76	7.782,35
Tanque de almacenamiento de agua de usos generales 10 m ³	1	169.411,76	169.411,76	2.541,18	17.788,24
Tanque de almacenamiento de agua de proceso 200 m ³	1	1.080.000,00	1.080.000,00	16.200,00	113.400,00
Tanque pulmón 10 m ³	1	57.176,47	57.176,47	857,65	6.003,53
Torre de enfriamiento 441-108R	1	648.000,00	648.000,00	9.720,00	68.040,00
Torre de enfriamiento 441-109R	1	2.541.176,47	2.541.176,47	38.117,65	266.823,53
Ablandador de agua Twin	1	117.105,88	117.105,88	1.756,59	12.296,12

Intercambiador de calor IC-416	1	106.560,00	106.560,00	1.598,40	11.188,80
Calentador Notholt (Aceite térmico)	1	1.795.764,71	1.795.764,71	26.936,47	188.555,29
Bomba centrífuga CMX-80/160A	1	264.705,88	264.705,88	3.970,59	27.794,12
Bomba centrífuga CMX-50/160A	1	100.588,24	100.588,24	1.508,82	10.561,76
Bomba centrífuga CMX-32/125B	1	36.423,53	36.423,53	546,35	3.824,47
Bomba centrífuga BMO2-100/160-50	1	635.294,12	635.294,12	9.529,41	66.705,88
Bomba sumergible multicelular AB-3	1	27.529,41	27.529,41	412,94	2.890,59
Cañería 1" y accesorios	18	476,47	2.700,00	40,50	283,50
Cañería 1 y 1/4" y accesorios	12	582,34	2.200,00	33,00	231,00
Cañería 2" y accesorios	190	1.024,82	61.300,00	919,50	6.436,50
Cañería 2,5" y accesorios	150	2.075,29	98.000,00	1.470,00	10.290,00
Cañería 3" y accesorios	120	1.215,00	45.900,00	688,50	4.819,50
Cañería 4" y accesorios	238	2.160,00	161.840,00	2.427,60	16.993,20
Cañería 6" y accesorios	95	4.427,00	132.400,00	1.986,00	13.902,00
Cañería 8" y accesorios	90	10.058,82	285.000,00	4.275,00	29.925,00
Material de vidrio	1	1.058.823,53	1.058.823,53	15.882,35	111.176,47
HPLC DRAWELL DW-LC1620A	1	612.000,00	612.000,00	9.180,00	64.260,00
Total			62.051.022,82	930.765,34	37.355,29

14.2.1.3 Rodados

Los rodados necesarios tanto para operar en el taller de mantenimiento para mover equipos en reparación, caños, etc., como para transportar insumos tanto para la zona de producción y el laboratorio que no puedan ser llevado por esfuerzo humano. Para ello se adquieren 2 autoelevadores y dos transpaletas capaces de elevar cargas de hasta 2500 kg. En la siguiente tabla se detallan los costos de los mismos.

Tabla 14-3: Estimación de costos de los rodados

Artículo	Nº Unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	Flete (\$)	I.V.A. (21 %)
Autoelevadores 2500 kg	2	381.600,00	763.200,00	11.448,00	160.272,00
Transpaletas 2500 kg	2	13.764,71	27.529,41	412,94	5.781,18
Total			790.729,41	11.860,94	166.053,18

14.2.1.4 Mobiliario y elementos de oficina

En esta sección se consideran todos aquellos elementos que sin estar vinculados de forma directa con el proceso, son indispensables para el desarrollo del mismo. El costo unitario de cada elemento abarca el flete. En la tabla 14-4 se detallan los valores de este rubro.

Tabla 14-4: Estimación de costos de mobiliarios y elementos de oficinas.

Artículo	Nº Unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	Flete (\$)	I.V.A. (21 %)
Computadoras de mesa	12	14.823,53	177.882,35	2.668,24	37.355,29
Notebook	2	18.423,53	36.847,06	552,71	7.737,88
Aire acondicionado	8	15.882,35	127.058,82	1.905,88	26.682,35
Calefactor	7	4.023,53	28.164,71	422,47	5.914,59
Escritorios	14	1.905,88	26.682,35	400,24	5.603,29
Escritorio recepción	1	10.588,24	10.588,24	158,82	2.223,53
Mesa sala de conferencia	1	8.470,59	8.470,59	127,06	1.778,82
Mesa comedor	1	6.352,94	6.352,94	95,29	1.334,12
Sillas	25	1.058,82	26.470,59	397,06	5.558,82
Armario	12	5.294,12	63.529,41	952,94	13.341,18
Heladera	1	14.823,53	14.823,53	222,35	3.112,94
Cocina	1	23.294,12	23.294,12	349,41	4.891,76
Microondas	2	6.352,94	12.705,88	190,59	2.668,24
Televisor	1	14.823,53	14.823,53	222,35	3.112,94
Proyector	1	31.764,71	31.764,71	476,47	6.670,59
Total			609.458,82	9.141,88	127.986,35

14.2.1.5 Resumen activos fijos

En la tabla 14-5 se resumen los activos fijos involucrados en el presente proyecto. En la figura 14-2 se representa mediante un gráfico circular la composición de los activos fijos indicando los porcentajes cada categoría respecto del total de los mismos.

Tabla 14-5: Resumen de costos de activos fijos

Activo Fijo	Costo (\$)	Porcentaje
Terreno e inmueble	43.200.000,00	35,71%
Obras civiles y construcción	13.380.480,00	11,06%
Maquinaria y equipos	62.051.022,82	51,29%
Flete	951.768,17	0,79%
Rodados	790.729,41	0,65%
Muebles y útiles	609.458,82	0,50%
Total	120.983.459,22	100,00%

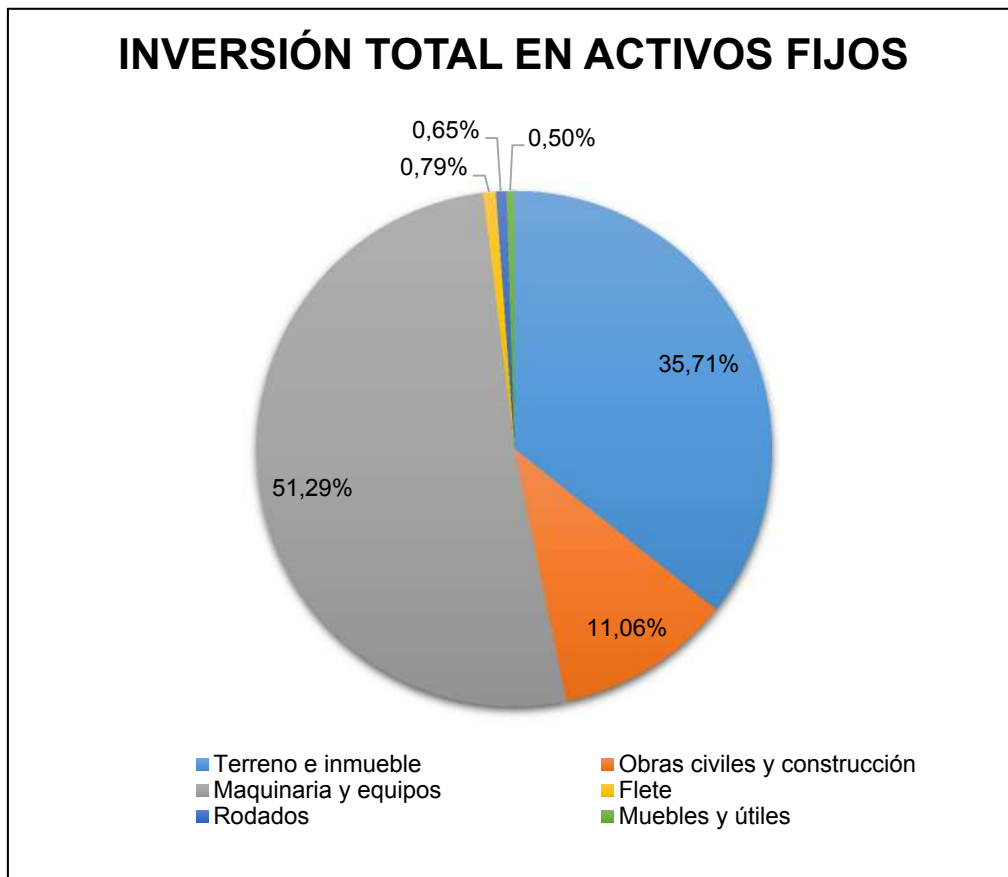


Figura 14-2: Inversión total en activos fijos

14.2.2 Activos nominales

Los activos nominales o intangibles son aquellos que no tienen naturaleza física, siendo recursos muy valiosos para las empresas y pueden generar una gran ventaja competitiva si son correctamente gestionados. Proviene de los conocimientos, habilidades y actitudes de las personas y empresas. Hay muchos tipos de activos nominales como las patentes, marcas, derechos de autor, fondos de comercio, dominios de internet, franquicias, puesta en marcha, capacitación, imprevistos, etc.

A continuación se detallan los activos intangibles considerados en este proyecto.

14.2.2.1 Supervisión del proyecto

El costo de la supervisión de construcción del proyecto se estima en un 5% del costo de obras civiles. Las tareas comprendidas son la dirección y administración de todas las obras de construcción e instalación de maquinarias y equipos.

14.2.2.2 Capacitación

Para dar comienzo a la actividad industrial, es necesario formar y capacitar al personal previo al inicio del proyecto. De esta forma se asegura que cada empleado tenga las herramientas y conocimientos acorde a la tarea a desempeñar. El primer año se realiza la capacitación inicial a todo el personal de la planta, mientras que en los años posteriores se realiza la capacitación al sector de producción. Para determinar el monto se estima un valor del 5% del costo total de inversiones fijas. (BACA URBINA 2001).

14.2.2.3 Automatización de la planta

El software de control utilizado para la automatización, a diferencia de los equipos requeridos para la misma, se considera un activo intangible, por lo que se incluye en esta categoría. Se estima un valor de 10% del costo total de las inversiones fijas (BACA URBINA 2001).

14.2.2.4 Ingeniería de proyecto

Para el cálculo de esta categoría se toma en cuenta como referencia el decreto de Ley N 4538, la cual establece honorarios por proyecto y dirección de obra que serán proporcionales al costo total de obra. Por lo tanto se estima un 5% del costo total de inversiones fijas para este monto.

14.2.2.5 Montaje e instalación de equipos

El costo del montaje de los equipos de la planta se estima como el 50% del costo total de maquinarias y equipos (BACA URBINA 2001).

14.2.2.6 Puesta en marcha de la planta

El costo de la puesta en marcha se estima como el costo total de producción por un tiempo determinado, el cual es igual al tiempo de puesta en marcha más la venta del producto. El tiempo tomado de puesta en marcha es de un mes, el cual implica calibrar los equipos y ponerlos en régimen para obtener las condiciones de operación más favorables permitiendo lograr una calidad y rendimiento establecido para el proceso (BACA URBINA 2001).

14.2.2.7 Resumen de los activos nominales

En la siguiente tabla 14-6 se expresan los costos de los diferentes activos nominales y figura 14-3 se representa mediante un gráfico circular la composición de los mismos

Tabla 14-6: Resumen de costos de activos fijos

Activos Nominales	Costo (\$)	Porcentaje
Supervisión de proyecto	669.024,00	0,52%
Capacitación	6.049.172,96	4,70%
Automatización	12.098.345,92	9,41%
Ingeniería de proyecto	6.049.172,96	4,70%
Montaje e instalación de equipos	31.025.511,41	24,13%
Puesta en marcha	72.711.733,98	56,54%
Total	128.602.961,24	100%

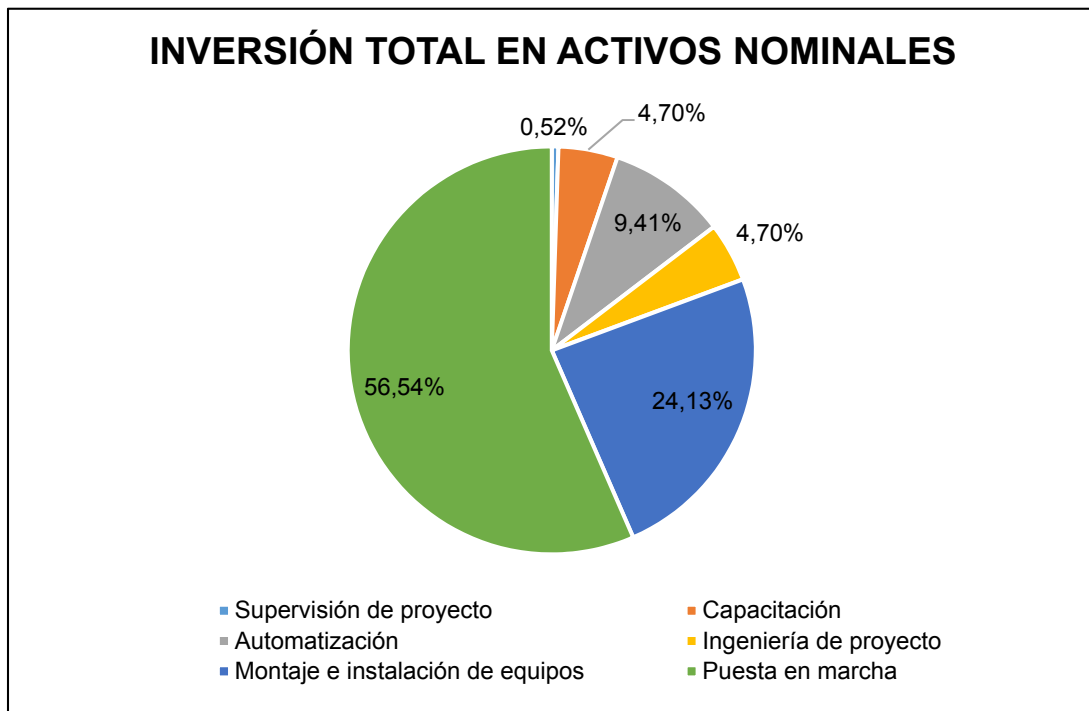


Figura 14-3: Inversión total en activos nominales

14.2.3 Capital de trabajo

El capital de trabajo, también conocido como Activos Corrientes se define como el gasto necesario para la operación normal del proyecto durante un ciclo productivo, entendiéndose al ciclo productivo como el proceso que se inicia con el primer desembolso para cancelar los insumos de la operación y termina con la venta de dichos insumos en forma de producto terminado.

Dicha inversión debe garantizar la disponibilidad de recursos para la compra de materia prima y para cubrir costos de operación durante el tiempo requerido para la recuperación del efectivo (Ciclo de efectivo: Producir-vender-recuperar), de modo que se puedan invertir nuevamente. El efectivo inicial requerido puede determinarse a través del estudio de mercado, identificando como pagan los clientes, como cobran los proveedores, y estableciendo las ventas mensuales esperadas. En este caso para estimar el capital de trabajo necesario se toma como un ciclo productivo de mes (30 días), ya que de esta manera se abonaría al personal la remuneración mensual.

En la tabla 14-7 y figura 14-4 se resumen los montos de capital de trabajo con su respectiva composición porcentual.

Tabla 14-7: Resumen de costos de capital de trabajo

Capital de trabajo	Costo(\$)	Porcentaje
Materia prima	53.669.952,00	72,22%
Insumos	18.190.225,59	24,48%
Mano de obra directa	1.171.368,00	1,58%
Mano de obra indirecta	661.617,11	0,89%
Servicio de limpieza	533.750,56	0,72%
Gastos de comercialización	83.404,64	0,11%
Total	74.310.317,89	100,00%

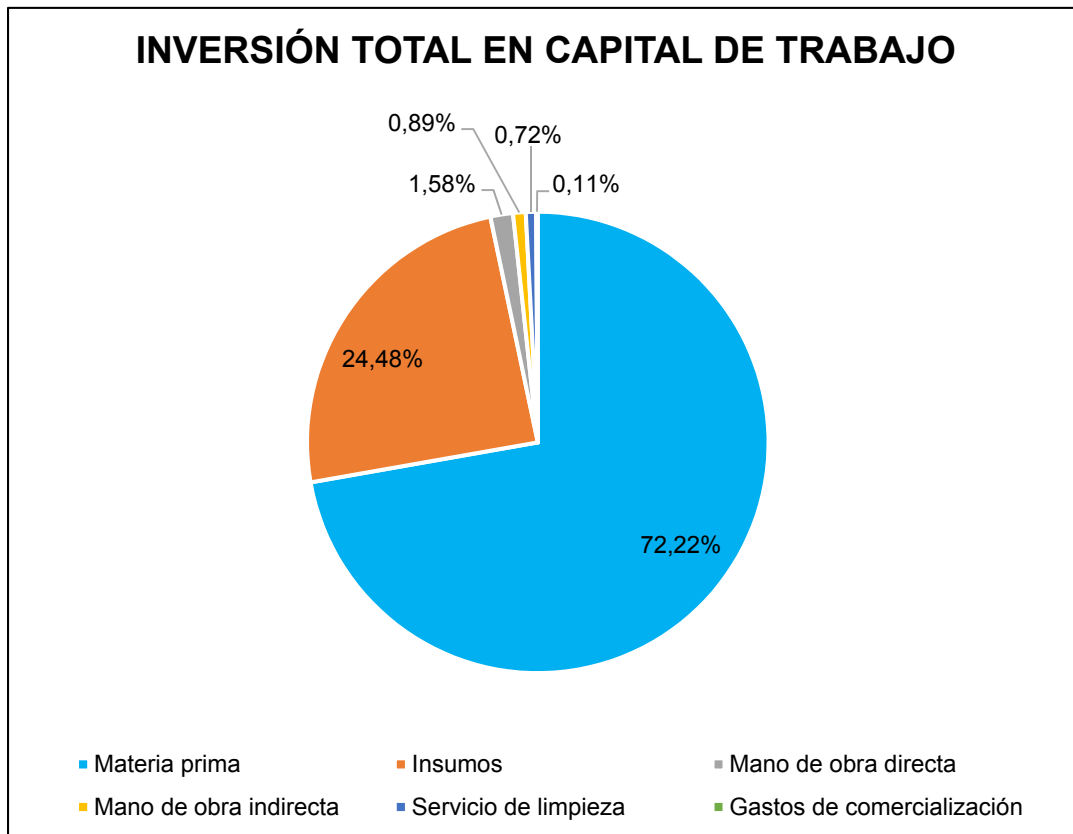


Figura 14-4: Inversión total en capital de trabajo

14.2.4 Inversión total del proyecto

Estimadas las tres aristas de la inversión, solo queda sumarlas para obtener el capital necesario para concretar el proyecto y comenzar con la actividad industrial. Esta inversión calculada (Tabla 14-8), será la que se tendrá en cuenta al momento de valorar los costos financieros, ya que este capital se obtendrá a través de financiación externa. En la figura 14-5 se representa gráficamente la composición porcentual de la inversión total del presente proyecto.

Tabla 14-8: Inversión total necesaria del proyecto

Categoría	Costo (\$)	Porcentaje
Activos Fijos	120.983.459,22	32,16%
Activos Nominales	128.602.961,24	34,18%
Capital de Trabajo	74.310.317,89	19,75%
IVA	52.306.452,58	13,90%
Total	376.203.190,92	100,00%

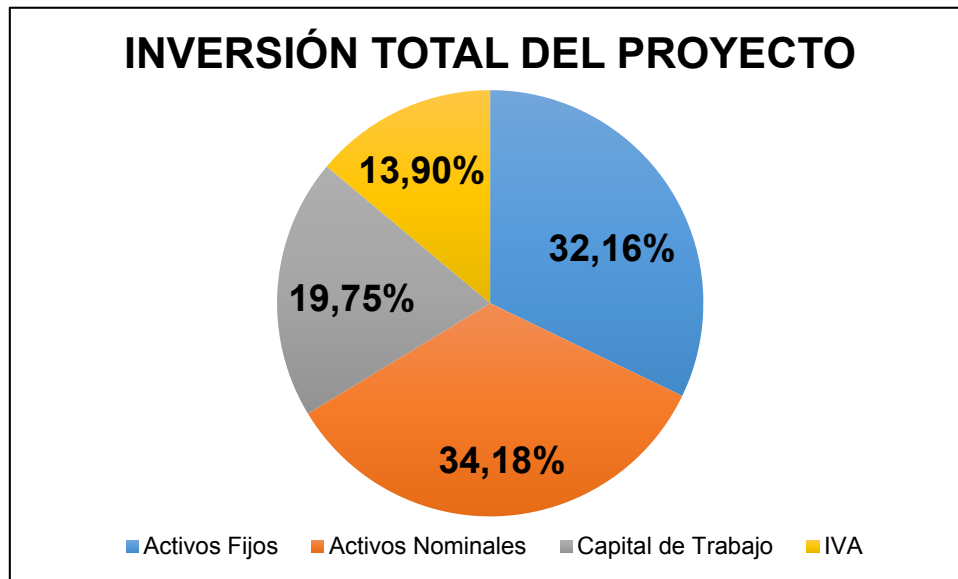


Figura 14-5: Inversión total necesaria del proyecto

14.3 Costos totales de producción

Los costos de producción o de operación son los gastos necesarios para mantener una línea de procesamiento y equipos en funcionamiento. Se dividen en:

- Costos de fabricación (gastos directos, indirectos y fijos).
- Costos generales (gastos de administración, distribución, marketing, etc.).

En la siguiente figura se representa la composición detallada de los costos totales de producción.

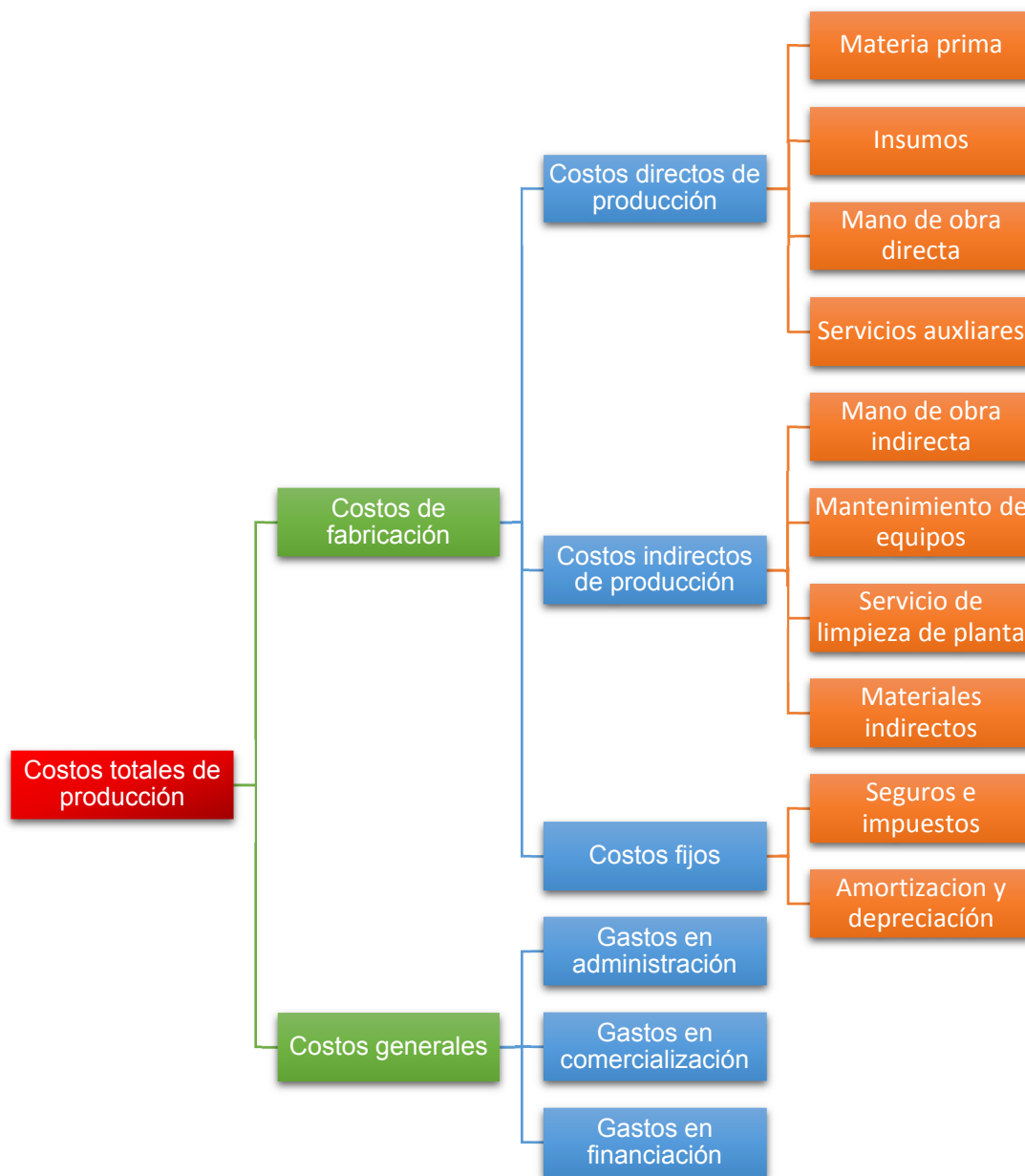


Figura 14-6: Costos totales de producción

14.3.1 Costos directos de producción

Estos costos intervienen de manera directa en la realización y producción del Metanol, afectando de manera inmediata a la determinación del precio final de un producto. Están compuestos por materia prima e insumos, salarios de los operarios involucrados en la producción (mano de obra directa), los insumos energéticos empleados (servicios auxiliares).

14.3.1.1 Materia prima

La materia prima a comprar proviene de las industrias de biodiesel en forma de lotes, previo a la adquisición, se asegura que la misma contenga una composición adecuada para el proceso como se especifica en los capítulos anteriores. Los costos de transporte se incluyen en el precio de la misma. En la siguiente tabla se detalla el costo de la materia prima requerida.

Tabla 14-9: Costos anuales de la materia prima

Materia prima	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario (\$/t)	Costo flete (\$/t)	Costo total (\$)
Glicerol crudo	163.200,00	t	3672,00	55,08	608.259.456,00
Total					608.259.456,00

14.3.1.2 Insumos

Los insumos abarcan los catalizadores necesarios para las dos reacciones químicas del proceso, el reformado de glicerol y la síntesis de metanol. El proveedor Riogen Catalysts® es el elegido para suministrar el catalizador. En la siguiente tabla 13.10 se especifican las cantidades necesarias.

Tabla 14-10: Costos anuales de los insumos

Insumos	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario (\$/kg)	Costo flete (\$/kg)	Costo total (\$)
Catalizador 5% Ni/Al	1.275,00	kg	54.000,00	810,00	68.850.810,00
Catalizador Cu/Zn/Al	1.907,00	kg	72.000,00	1.080,00	137.305.080,00
Total					206.155.890,00

14.3.1.3 Servicios auxiliares

Basado en el capítulo de servicios auxiliares se procede a hacer un resumen del consumo de los mismos.

- **Servicio de gas natural:** Distribuido por la empresa Litoral Gas S.A., el consumo se calcula en función de la tarifa por categoría de la planta y se adopta un consumo constante anual.
- **Servicio de electricidad:** La empresa que suministra la energía eléctrica es EPE Energía de Santa Fe y se tiene en cuenta la infraestructura que posee el parque industrial San Lorenzo.
- **Servicio de agua de red:** Se suministra agua en el parque industrial mediante una red de distribución de la empresa Aguas Santafesinas S.A. y se aplican las tarifas correspondientes al tipo de planta y por consumo.

Tabla 14-11: Costos anuales de servicios auxiliares

Servicios Auxiliares	Consumo anual	Unidad	Precio unitario (\$)	Costo total anual (\$)
Energía eléctrica	3.246.864,00	kWh	2,97	9.643.186,08
Gas natural	2.233.800,00	m ³	1,42	3.171.996,00
Agua	4.080,00	m ³	0,66	2.692,80
Total				12.817.874,88

14.3.1.4 Mano de obra directa

En la tabla 14-12 se detallan los costos de mano de obra directa, siendo aquellos los están ligados directamente al proceso y que varían en función del volumen de producción.

Tabla 14-12: Costos anuales de la mano de obra directa

Sector	Cargo	Cantidad	Jornal por hora (\$)	Costo anual (\$)	Cargas sociales (45%)	Costo total anual (\$)
Producción	Operario de planta	12	99	3.231.360,00	1.454.112,00	4.685.472,00
	Operario de panel de control	6	99	1.615.680,00	727.056,00	2.342.736,00
Mantenimiento	Operario	12	99	3.231.360,00	1.454.112,00	4.685.472,00
Logística	Operario	4	99	1.077.120,00	484.704,00	1.561.824,00
Total						9.380.448,00

14.3.1.5 Resumen de costos directos de producción

En la tabla siguiente se resumen los costos directos de producción a lo largo de un año con su respectiva composición porcentual y posteriormente en un gráfico circular se representan dichos valores porcentuales.

Tabla 14-13: Resumen de costos directos de producción

Costo directo de producción	Costo anual	Porcentaje
Materia prima	608.259.456,00	72,70%
Insumos	206.155.890,00	24,64%
Servicios auxiliares	12.817.874,88	1,53%
Mano de obra directa	9.380.448,00	1,12%
Total	836.613.668,88	100,00%

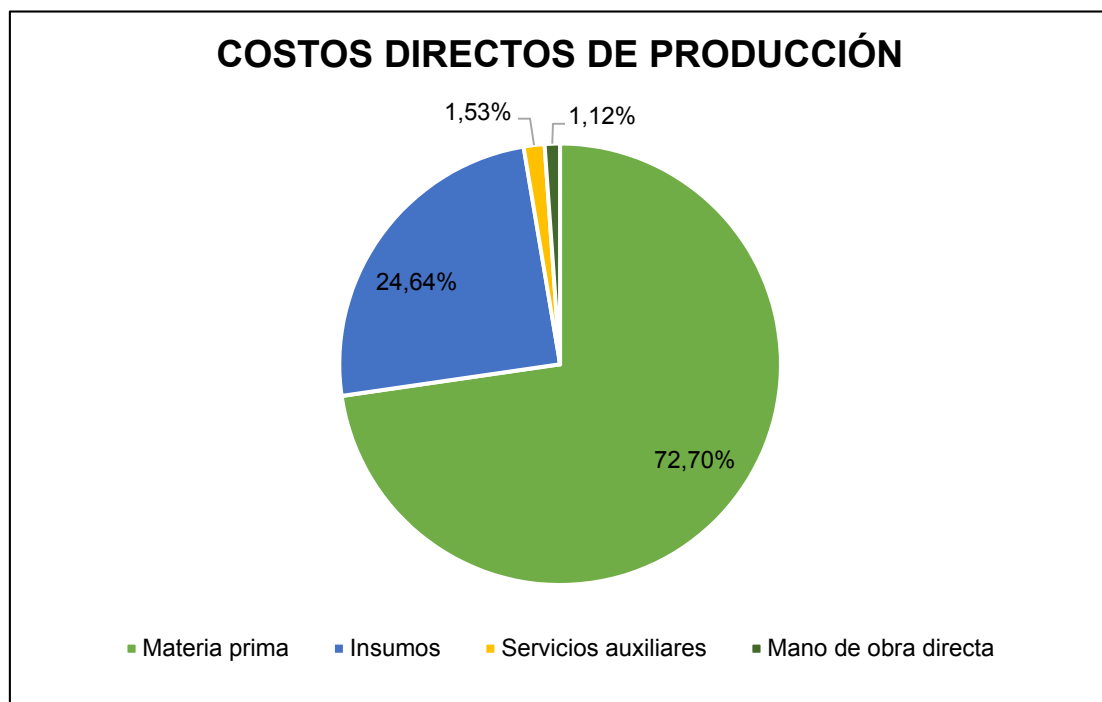


Figura 14-7: Costos directos de producción

14.3.2 **Costos indirectos de producción**

Los costos indirectos de producción hacen referencia a todos aquellos gastos que debe realizar una empresa para lograr la producción establecida. Cualquier gasto que no sea el costo directo de mano de obra ni el costo directo de los materiales es considerado una forma de gasto general. Comprende la mano de obra indirecta, los gastos de mantenimiento de equipos y el servicio de limpieza.

14.3.2.1 Mano de obra indirecta

Es el monto de salarios y demás cargas laborales devengados por los empleados que aunque trabajan en la planta, no se relacionan directamente con la producción. Se tienen en cuenta los auxiliares de laboratorio, los jefes de cada sector, gerentes, asistentes administrativos, etc. Las cargas sociales se consideran del 45% para los auxiliares de laboratorio mientras que para el resto de los empleados se considera una carga social del 28%. En ambos casos los sueldos incluyen el aguinaldo correspondiente.

Tabla 14-14: Costos anuales de la mano de obra indirecta

Sector	Cargo	Cantidad	Sueldo mensual básico [\$/mes]	Porcentaje de cargas sociales	Carga social [\$/mes]	Costo total mensual [\$/mes]	Costo total anual [\$/año]
Calidad	Auxiliar de laboratorio	3	18.800,00	45%	8.460,00	81.780,00	1.063.140,00
Gerencia general	Gerente general	1	31.250,00	28%	8.750,00	40.000,00	520.000,00
Producción	Jefe de sector	1	27.560,00		7.716,80	35.276,80	458.598,40
Calidad	Jefe de sector	1	27.560,00		7.716,80	35.276,80	458.598,40
Mantenimiento	Jefe de sector	1	27.560,00		7.716,80	35.276,80	458.598,40
Logística	Jefe de sector	1	27.560,00		7.716,80	35.276,80	458.598,40
Administración	Jefe de sector	1	27.560,00		7.716,80	35.276,80	458.598,40
Administración	Asistente	2	16.950,00		4.746,00	43.392,00	564.096,00
Comercialización	Jefe de sector	1	31.500,00		8.820,00	40.320,00	524.160,00
Comercialización	Asistente	1	16.950,00		4.746,00	21.696,00	282.048,00
Logística	Jefe de sector	1	31.500,00		8.820,00	40.320,00	524.160,00
Recursos Humanos	Jefe de sector	1	31.500,00		8.820,00	40.320,00	524.160,00
Recursos Humanos	Asistente	1	16.950,00		4.746,00	21.696,00	282.048,00
Seguridad	Guardia de seguridad	3	18.460,00		5.168,80	70.886,40	921.523,20
Total							7.498.327,20

14.3.2.2 Mantenimiento y limpieza de la planta

En esta sección se consideran los costos de mantenimiento de equipos tanto preventivo como correctivo y el servicio de limpieza de la planta. Cada uno de ellos se estima como un 5 % del total de los activos fijos. En la siguiente tabla se resumen los costos mencionados.

Tabla 14-15: Costos anuales de mantenimiento y limpieza de la planta

Costos de mantenimiento y limpieza	Costo (\$)	Porcentaje
Mantenimiento equipos	6.049.172,96	50,00%
Servicio de limpieza de la planta	6.049.172,96	50,00%
Total	12.098.345,92	100,00%

Resumen de costos indirectos de producción

En la tabla siguiente se resumen los costos indirectos de producción a lo largo de un año con su respectiva composición porcentual y posteriormente en un gráfico circular se representan dichos valores porcentuales.

Tabla 14-16: Resumen de costos indirectos de producción

Costo indirecto de producción	Costo (\$)	Porcentaje
Mano de obra indirecta	7.498.327,20	38,26%
Mantenimiento equipos	6.049.172,96	30,87%
Servicio de limpieza de la planta	6.049.172,96	30,87%
Total	19.596.673,12	100,00%

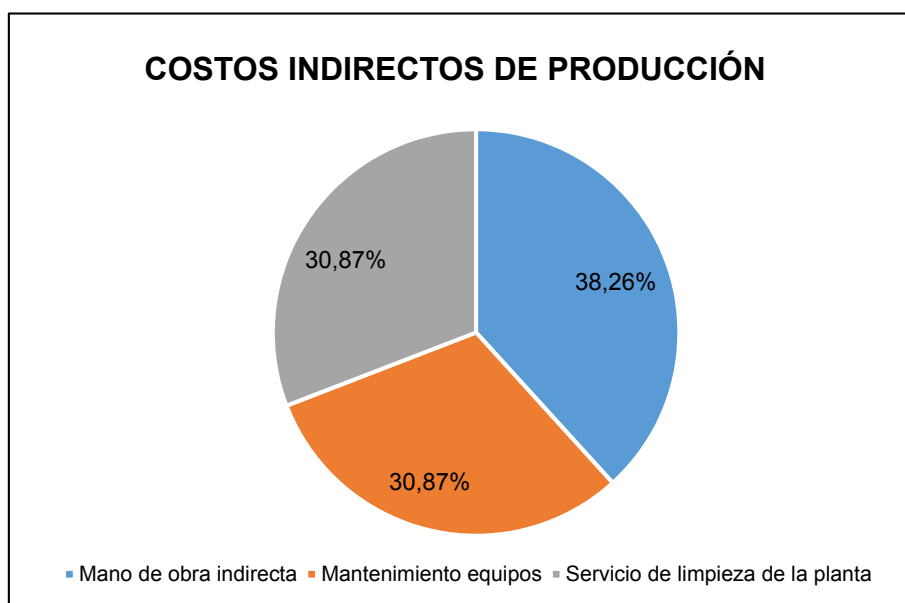


Figura 14-8: Costos indirectos de producción

14.3.3 Costos fijos indirectos

En esta sección se incluyen los costos de amortización y depreciación de los activos, y los seguros e impuestos.

14.3.3.1 Amortizaciones y depreciaciones

Las amortizaciones son reducciones en el valor de los activos para reflejar en el sistema de contabilidad cambios en el precio del mercado u otras reducciones de valor. Con las amortizaciones, los costos de hacer una inversión se dividen entre todos los años de uso de esa inversión.

Las amortizaciones se aplican a los activos fijos intangibles y representan el proceso financiero mediante el cual se extingue, gradualmente, una deuda por medio de pagos periódicos; y las depreciaciones a los activos fijos tangibles y representa el desgaste debido al uso, del paso del tiempo y la antigüedad del activo.

En la estimación de los costos de amortización se utiliza, adicionalmente, el decreto N° 873/1997 que fija la vida útil de los bienes considerados, a saber:

- Edificios: 50 años.
- Instalaciones: 10 años.
- Maquinarias y equipos: 10 años.
- Muebles y útiles: 10 años.
- Rodados: 5 años.

Fijada la vida útil de cada rubro, puede extraerse de este dato la tasa lineal de depreciación de un bien. De esto se desprende que al finalizar el proyecto estipulado (a los diez años), algunos de los bienes tendrán valor un valor nulo o residual, dependiendo del caso.

Tabla 14-17: Resumen de amortización y depreciaciones

Categoría	Inversión realizada (\$)	Tasa (%)	Depreciación/amortización anual (\$)	Valor tras período de actividad (\$)
Terreno	43.200.000,00	3%	1.440.000,00	28.800.000,00
Obras civiles	13.380.480,00	10%	1.338.048,00	0,00
Equipos industriales	21.056.593,00		2.105.659,30	0,00
Bombas y accesorios				
Mobiliario	232.900,00		23.290,00	0,00
Rodados	373.400,00	20%	74.680,00	0,00
Total				11.522.763,52

14.3.3.2 Seguros e impuestos

La Ley N° 11.525 de Parques y Áreas Industriales y la Ley N° 8.478 de Promoción Industrial de la Provincia de Santa Fe, otorgan a las empresas que se radiquen en Parques Industriales, importantes beneficios y exenciones impositivas de hasta el 100% de los impuestos provinciales, por un período de hasta 10 años:

- Impuesto sobre los Ingresos Brutos.
- Impuesto Inmobiliario.
- Patente Automotor.
- Impuesto de Sellos.

Si bien la planta cuenta con estos beneficios impuestos por el parque industrial, se debe abonar un alquiler de \$20.000 mensual por los servicios brindados. Con respecto a los seguros se estima un 5% de la inversión en activos fijos, siendo el monto a abonar en materia de seguros un total de \$ 6.049.172,96.

14.3.3.3 Resumen de costos fijos indirectos

En la tabla siguiente se resumen los costos fijos indirectos a lo largo de un año con su respectiva composición porcentual y posteriormente en un gráfico circular se representan dichos valores porcentuales.

Tabla 14-18: Resumen de amortización y depreciaciones

Costos fijos indirectos	Costo anual (\$)	Porcentaje
Amortización y depreciaciones	11.522.763,52	65%
Seguros e impuestos	6.049.172,96	34%
Alquileres	240.000,00	1%
Total	17.811.936,48	100%

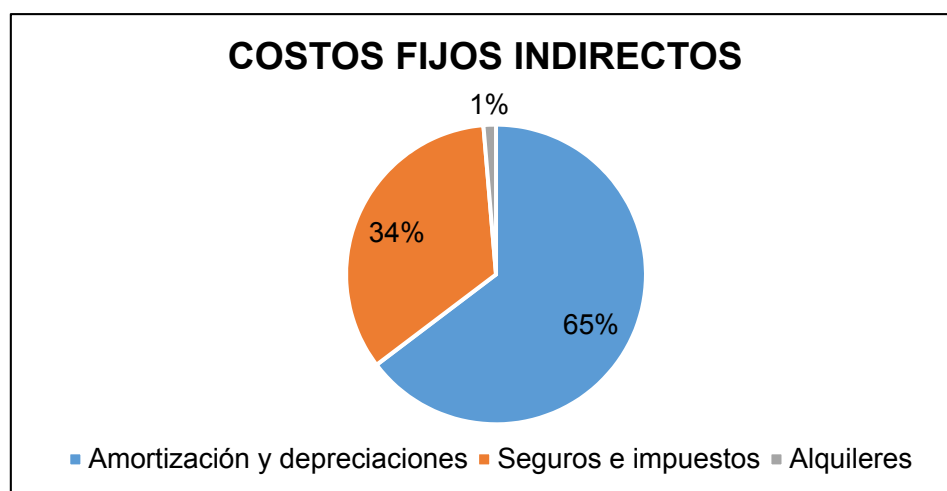


Figura 14-9: Costos fijos indirectos

14.3.4 Costos generales

Los gastos generales son los gastos en los que incurre la empresa que no están directamente vinculados a una función elemental como la fabricación, la producción o las ventas. Estos gastos están relacionados con la organización en su conjunto en lugar de un departamento individual. Dentro de estos gastos se encuentran los gastos de administración, comercialización y financiación. En esta sección se expresan los dos primeros mientras que el costo de financiación se expresa en la sección posterior correspondiente al estado de resultados. Los costos mencionados se estiman como el 0,05% y 0,01% del costo total anual de producción cuyo monto es de \$ 398.004.514 para el año 1 y \$ 362.317.348 para el resto de los años debido a que en el primer año se encuentra el gasto de puesta en marcha de la planta. En la siguiente tabla se resumen los costos generales sin tener en cuenta los gastos de puesta en marcha y posteriormente se representa gráficamente la composición porcentual del mismo.

Tabla 14-19: Costos generales

Costos generales	Costo anual (\$)	Porcentaje
Gastos administrativos	129.914,55	13%
Gastos de comercialización	872.540,81	87%
Total	1.002.455,36	100%

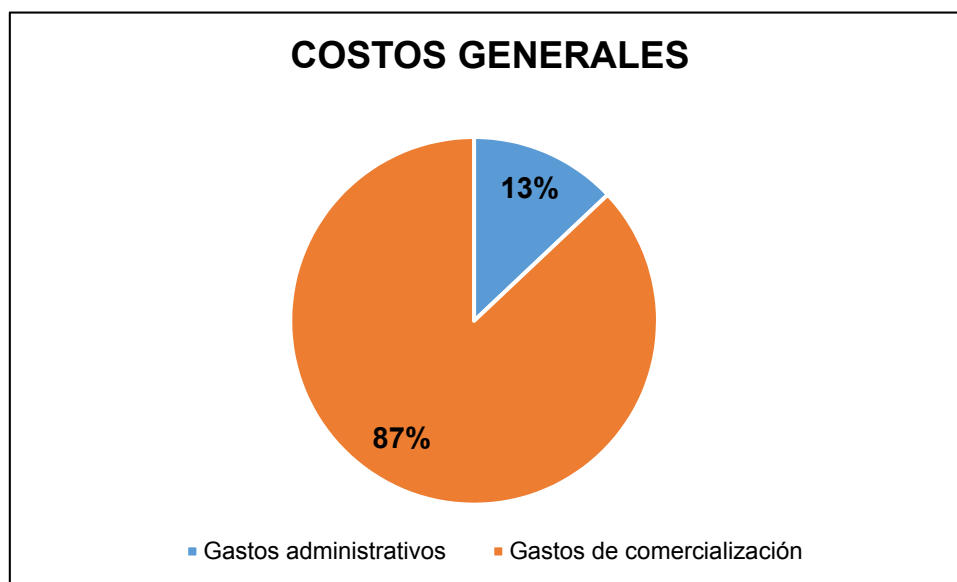


Figura 14-10: Costos generales

14.4 Costo de producción unitario del metanol producido

El costo unitario es el valor promedio que, a cierto volumen de producción, cuesta producir un kilogramo de producto, Metanol. Se obtiene dividiendo el costo total de producción (suma de los costos fijos y variables) por la cantidad total producida. Donde se expresa el costo unitario en \$/kg (pesos por kilogramo). En la siguiente expresión se detalla el cálculo del costo unitario del producto obtenido.

$$\text{Costo Unitario} = \frac{\text{C. fijos} + \text{C. variables}}{\text{Total de Unidades}} = \frac{\text{Costos totales de Producción}}{\text{Total de Unidades}}$$

En la siguiente tabla 14-20 se resume el costo total de producción a lo largo de los 10 años, junto con el volumen de producción constante y el costo unitario por kilogramo y tonelada de metanol producida.

Tabla 14-20: Costo unitario del metanol producido

Año	Costo total de producción (\$)	Volumen de producción (kg)	Costo unitario (\$/kg)	Costo unitario (\$/Tn)
1	1.089.131.099,08	137.088.000,00	7,94	7944,76
2	1.003.137.034,40	137.088.000,00	7,32	7317,47
3	1.014.268.335,91	137.088.000,00	7,40	7398,67
4	1.013.017.624,50	137.088.000,00	7,39	7389,54
5	1.011.400.036,94	137.088.000,00	7,38	7377,74
6	992.082.619,31	137.088.000,00	7,24	7236,83
7	989.376.859,89	137.088.000,00	7,22	7217,09
8	985.877.409,28	137.088.000,00	7,19	7191,57
9	981.351.450,87	137.088.000,00	7,16	7158,55
10	975.497.875,05	137.088.000,00	7,12	7115,85

14.5 Ingresos por ventas

Son los montos de dinero percibidos por las ventas del producto. De acuerdo al estudio de mercado y a investigaciones se obtiene el precio del metanol de pureza 99% a un valor de \$ 9,36 por kilogramo.

Este valor se considera constante a lo largo del ciclo económico de 10 años debido a que las cantidades producidas y vendidas no varían en el mismo periodo.

Con respecto al precio de los subproductos, se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- Subproducto A: se estima como el 10% del precio de venta del Metanol.
- Subproducto B: se estima como el 2% del precio de venta de metanol.

En la siguiente tabla 14-21 se resumen los ingresos por las ventas.

Tabla 14-21: Ingresos por ventas

Año 1 a 10				
Producto	Cantidad	Unidad	Precio unitario (\$)	Ingreso anual (\$)
Metanol 99%	137.088.000,00	kg	9,36	1.283.143.680,00
Subproducto A	4.112.640,00	kg	0,94	3.849.431,04
Subproducto B	5.894.784,00	kg	0,19	1.103.503,56
Total				1288096615

14.6 Financiación del proyecto

La financiación es la contribución de dinero y/o crédito a una empresa que se requiere para comenzar la actividad de un proyecto.

Para el proyecto en cuestión de este trabajo, el capital disponible para la inversión es aportado por crédito bancario del Banco de la Nación Argentina con una TNA de 26% y sistema de amortización francés.

En el sistema francés la cuota que periódicamente se abona tiene dos componentes: una parte destinada a la amortización de capital y otra en concepto de interés, por el uso de capital prestado.

En este sistema se mantiene constante la cuota total, variando la proporción de capital e intereses de cada cuota. En las primeras cuotas se amortiza proporcionalmente menos capital que en las últimas, o dicho de otra manera, en general, en las primeras cuotas se paga más intereses que capital. Esto depende del nivel de la tasa de interés pactada: cuanto mayor es la tasa menor será la proporción de capital cancelado en las primeras cuotas.

Para el cálculo de la cuota se tiene que:

$$\text{TEM} = \frac{(\text{TNA} * 30)}{100 * 360}$$

$$\text{Cuota} = \frac{(1 + \text{TEM})^n}{(1 + \text{TEM})^n - 1}$$

Donde TNA es la tasa de interés pactada con el banco, tomada en 26% y el TEM la tasa efectiva mensual tomada como el interés mensual, y n es el periodo de 10 años tomado en meses, es decir 120 meses.

En la siguiente tabla 14-22 se resume los pagos anuales del crédito otorgado.

Tabla 14-22: Pagos anuales del crédito otorgado

Monto total del crédito		\$ 376.203.191
Entidad bancaria		Banco de la Nación Argentina
Sistema de amortización		Francés
TNA		26%
Número de cuotas		120
Año	Cuota	Intereses
1	\$ 136.293.595	\$ 96.922.602
2	\$ 135.545.880	\$ 94.624.662
3	\$ 134.578.836	\$ 91.652.658
4	\$ 133.328.125	\$ 87.808.864
5	\$ 131.710.537	\$ 82.837.554
6	\$ 129.618.456	\$ 76.407.991
7	\$ 126.912.697	\$ 68.092.418
8	\$ 123.413.246	\$ 57.337.606
9	\$ 118.887.288	\$ 43.428.041
10	\$ 113.033.712	\$ 25.438.328

14.7 Evaluación económica

En un proyecto es muy importante analizar la viabilidad y rentabilidad del mismo, dado que, al formar una empresa se debe invertir cierto capital, el cual se espera recuperar a lo largo de un tiempo determinado. Esta rentabilidad debe ser mayor, al

menos, que una inversión de poco riesgo (como pueden ser plazos fijos, letras del estado, entre otros).

Existen muchos índices que indican la rentabilidad de un proyecto. Dos de los más utilizados son el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR). Ambos se basan en el mismo concepto, que es la estimación de los flujos de caja futuros de la empresa, a través de la simplificación de ingresos menos gastos netos.

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.

14.7.1 Estado de resultados

El estado de resultados, conocido también como estado de ganancias y pérdidas, es un estado financiero plasmado en un documento en el cual se muestra de manera detallada y minuciosa todos los ingresos, gastos, así como el beneficio o pérdida que se genera en una empresa durante un período de tiempo determinado. Gracias al estado de resultados, una empresa cuenta con una mejor visión financiera, pudiendo prevenir y actuar de antemano, pues puede realizar previsiones en base a los resultados que se obtienen a través de este análisis.

Existen algunos conceptos del estado de resultados que es conveniente conocer para comprenderlo, destacando los principales componentes:

- Ingreso por ventas: se refiere a los ingresos totales percibidos por las ventas realizadas en ese periodo concreto.
- Costo de producción de lo vendido: cuanto le costó a la empresa el artículo que vende.
- Utilidad operativa: diferencia entre ventas y coste de ventas, indicando que gana la empresa, en bruto, con el producto vendido.
- 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 un servicio, y que incluyen gastos como marketing, publicidad y comisiones, entre otros (se consideran un 0,60% del costo de producción de lo que vendido). En gastos financieros incurre una empresa al financiarse con terceros (costo del capital) y que suponen la amortización del capital solicitado junto a los intereses fijados.

- Depreciaciones y amortizaciones: Importes que disminuyen el valor contable de los bienes tangibles que se utilizan en la empresa para llevar a cabo sus operaciones. Por ejemplo: maquinaria, vehículos de transporte, etc.
- Utilidad ante los impuestos: resulta de sustraerle a la utilidad operativa las depreciaciones y los gastos administrativos, comerciales y de financiación.
- Impuesto a las ganancias: se consideran el 35% de la utilidad antes del impuesto.
- Utilidad neta o flujo neto efectivo: es la ganancia o pérdida final que la empresa obtiene después de la actividad y resulta de adicionarle las depreciaciones de la utilidad después de impuestos.

En las tablas 14-23 y 14-24 se detalla el estado de los resultados para un período de 10 años de actividad del proyecto. En la figura 14-11 se analiza el flujo neto efectivo de dicho período.

Tabla 14-23: Estado de resultados – Año 1 a 5

EJERCICIOS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Ventas Netas	1.288.096.615	1.288.096.615	1.288.096.615	1.288.096.615	1.288.096.615
Costo de producción de lo vendido	945.252.542	860.442.462	872.540.808	872.540.808	872.540.808
RESULTADO OPERATIVO	342.844.073	427.654.153	415.555.807	415.555.807	415.555.807
Gastos de Administración	493.473	129.915	129.915	129.915	129.915
Gastos de Comercialización	945.253	872.541	872.541	872.541	872.541
Gastos de Financiación	136.293.595	135.545.880	134.578.836	133.328.125	131.710.537
Depreciación-Amortización	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237
RESULT. ANTES DE IMPUESTOS	198.965.516	291.105.817	279.974.515	281.225.227	282.842.814
Depreciación-Amortización	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237
Impuesto a las Ganancias	71.789.113	101.887.036	97.991.080	98.428.829	98.994.985
FLUJO NETO DE EFECTIVO	133.322.639	189.218.781	181.983.435	182.796.397	183.847.829

Tabla 14-24: Estado de resultados – Año 6 a 10

EJERCICIOS	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Ventas Netas	1.288.096.615	1.288.096.615	1.288.096.615	1.288.096.615	1.288.096.615
Costo de producción de lo vendido	855.394.309	855.394.309	855.394.309	855.394.309	855.394.309
RESULTADO OPERATIVO	432.702.305	432.702.305	432.702.305	432.702.305	432.702.305
Gastos de Administración	68.223	68.223	68.223	68.223	68.223
Gastos de Comercialización	855.394	855.394	855.394	855.394	855.394
Gastos de Financiación	129.618.456	126.912.697	123.413.246	118.887.288	113.033.712
Depreciación-Amortización	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237
RESULT. ANTES DE IMPUESTOS	302.160.232	304.865.992	308.365.442	312.891.401	318.744.976
Depreciación-Amortización	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237	6.146.237
Impuesto a las Ganancias	105.756.081	106.703.097	107.927.905	109.511.990	111.560.742
FLUJO NETO DE EFECTIVO	196.404.151	198.162.894	200.437.537	203.379.410	207.184.235

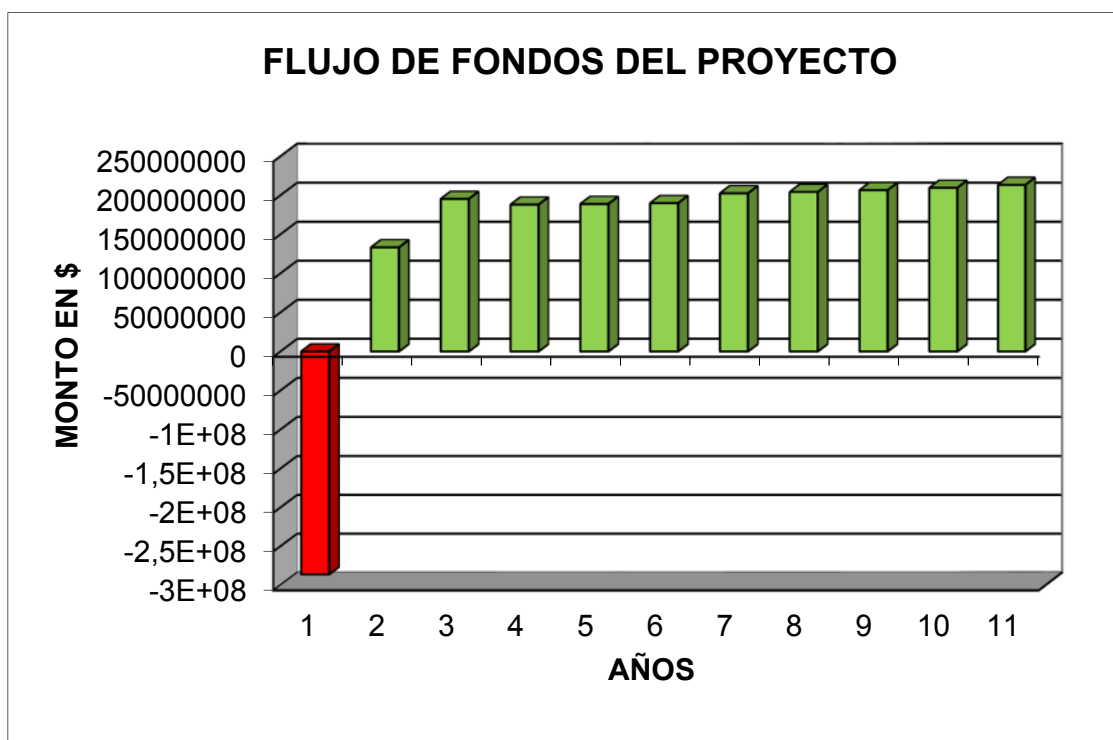


Figura 14-11: Flujo neto efectivo del proyecto

14.7.2 **Indicadores**

14.7.2.1 Valor actual neto (VAN)

El VAN es el valor monetario que resulta de la diferencia entre la suma de los flujos netos y la inversión inicial. Básicamente consiste en descontar o trasladar al presente todos los flujos futuros del proyecto a una tasa igual a la tasa mínima aceptable de rendimiento (TMAR). En este caso, se toma una TMAR igual al 30 %, que es la tasa anual impuesta por la entidad financiera para el crédito solicitado.

Los proyectos se clasifican según la rentabilidad como sigue:

- Si el VAN > 0, la inversión produce ganancias y el proyecto debe aceptarse.
- Si el VAN = 0, el proyecto no produce ni ganancias ni pérdidas y no puede decidirse en función las ganancias.
- Si el VAN < 0, la inversión produce pérdidas y el proyecto debe rechazarse.

Analíticamente, el valor actual se calcula como muestra la siguiente expresión. En la tabla 14-23 se muestra el resultado de este cálculo.

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FNE_n}{(1+i)^n}$$

Donde I_0 es la inversión inicial, FNE_n los flujos correspondientes a los n años de duración de la actividad e i la tasa de interés (TMAR), valor fijado por el banco con el préstamo.

Tabla 14-25: Valor actual neto (VAN)

Indicador	Valor
VAN	\$ 342.403.867

El resultado del VAN es positivo lo que indica que el proyecto es viable.

14.7.2.2 Período de recupero de la inversión realizada

El periodo de recuperación de un proyecto, es el número de años a partir de los cuales el acumulado de los FNE previstos iguala la inversión inicial, en este caso, el PRI es de 2 años y 4 meses.

En la siguiente tabla se detalla el período de recupero de la inversión.

Tabla 14-26: Período de recupero de la inversión del proyecto

PERIODO		FNE	SALDO
Inversión inicial		-	-376.203.191
Año 1		133.322.639	-242.880.552
Año 2		189.218.781	-53.661.771
Año 3	Mes 1	16057362	-37.604.409
	Mes 2	16057362	-21.547.047
	Mes 3	16057362	-5.489.685
	Mes 4	16057362	10.567.677
	Mes 5	16057362	26.625.039

14.7.2.3 Tasa interna de retorno (TIR)

La TIR es el interés máximo que podría pagarse por el préstamo solicitado, para la inversión inicial, sin que se comiencen a apreciar pérdidas. Analíticamente, es la tasa que hace el VAN sea igual a cero (la diferencia entre los flujos futuros y la inversión inicial) y para calcularlo se despejan y calculan los intereses en la ecuación del VAN (ecuación NUM), para cuando el resultado es nulo (generalmente por iteración).

Un proyecto puede determinarse como viable o rentable si la TIR es mayor que la TMAR, caso en el cual se acepta el mismo. Si la TIR es alta, estamos frente a un proyecto rentable, que supone un retorno de la inversión equiparable a unos tipos de interés altos que posiblemente no se encuentren en el mercado. Si la TIR es baja, sin embargo, es factible que existan otras opciones mejores en el mercado para invertir (TMAR > TIR).

En la tabla 14-27 se muestra la TIR para el proyecto, calculada analíticamente.

Tabla 14-27: Tasa interna de retorno (TIR)

Indicador	Valor
TIR	59%

Dado que el valor obtenido como TIR es mayor a la TMAR propuesta por el banco prestador, se concluye que el proyecto es rentable.

14.7.2.4 Relación Beneficio/Costo

La relación beneficio costo resulta de dividir el valor actualizado de los ingresos del proyecto entre el valor actualizado de los egresos del proyecto a una tasa de actualización igual a la TMAR.

Los criterios para analizar los resultados son: Si la relación es mayor a la unidad, el proyecto es aceptable por que el beneficio es superior al costo; si la relación es menor a la unidad el proyecto debe rechazarse por que no existen beneficios, si la relación es igual a la unidad es indiferente realizar o no el proyecto. Como se observa en la tabla 14-26 la relación obtenida es superior a 1, lo cual hace viable el proyecto en cuestión.

Tabla 14-28: Relación Beneficio/Costo

Indicador	Valor
Relación Beneficio/Costo	1,37

14.7.3 **Análisis de sensibilidad**

El análisis de sensibilidad determina los márgenes de rentabilidad de un proyecto desde otra perspectiva, que es el aumento o reducción de un indicador económico como la TIR, frente a la fluctuación de las principales variables consideradas en el estudio económico. De acuerdo a esto, se analiza la variación de la TIR con la desviación del volumen de producción, de los costos de mano de obra, insumos, materia prima y precio de venta, que son las principales variables que influyen en las utilidades.

Este análisis se realiza de forma gráfica, representando la variación de la TIR con la fluctuación de las variables antes mencionadas y comparándola con la función constante TMAR, dado que si la primera se encuentra sobre esta última el proyecto es rentable, caso contrario deja de serlo.

14.7.3.1 Variación de la TIR con el precio de venta del metanol

En esta sección se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el precio de venta del producto. Como se observa en la figura 14-12, en caso de disminuir el precio de venta en un 12% el proyecto deja de ser rentable.

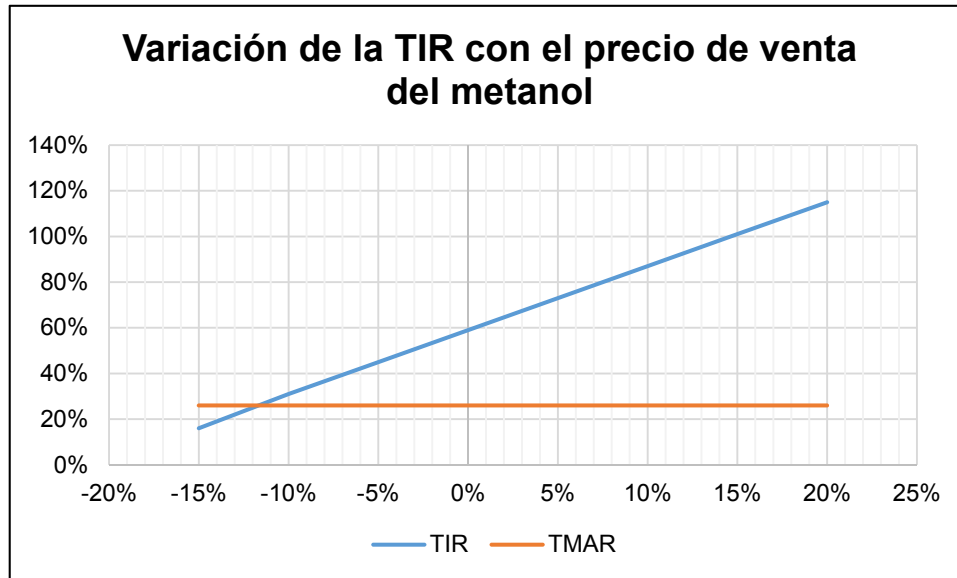


Figura 14-12: Variación de la TIR con respecto a la variación del precio de venta del metanol

14.7.3.2 Variación de la TIR con el precio de los insumos

Se analiza la sensibilidad de la tasa interna de retorno a los costos de insumos. Para este caso, se identifica una flexibilidad relativa de dichos costos, es decir, el proyecto admite aumentos en los costos de insumos sin pérdida de rentabilidad, como se observa en la figura 14-13.

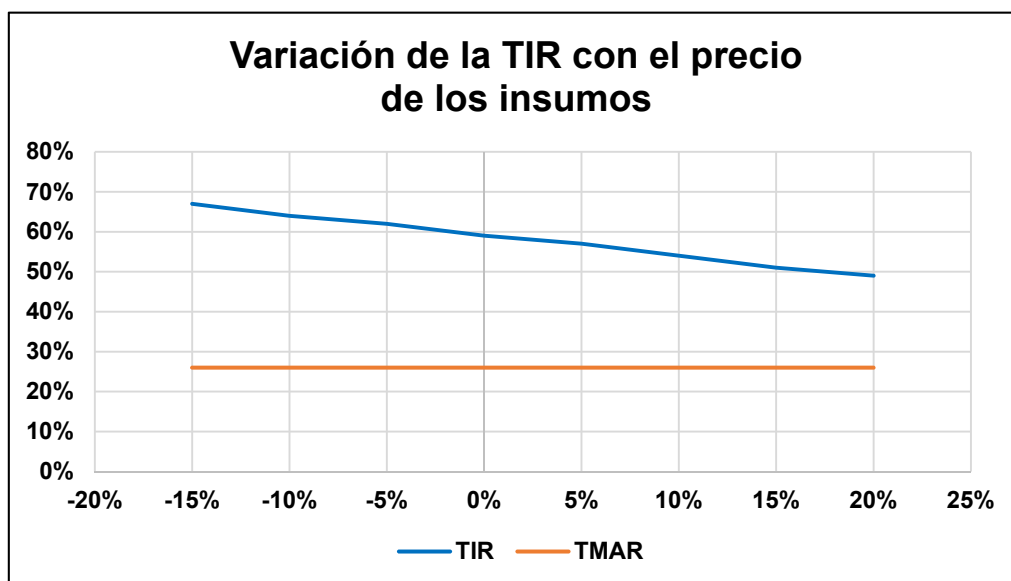


Figura 14-13: Variación de la TIR con respecto a la variación del precio de los insumos

14.7.3.3 Variación de la TIR con el precio de la materia prima

En esta sección se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el costo de la materia prima. Como se observa en la figura 14-14, en caso de aumentar el costo en un 22% el proyecto deja de ser rentable.

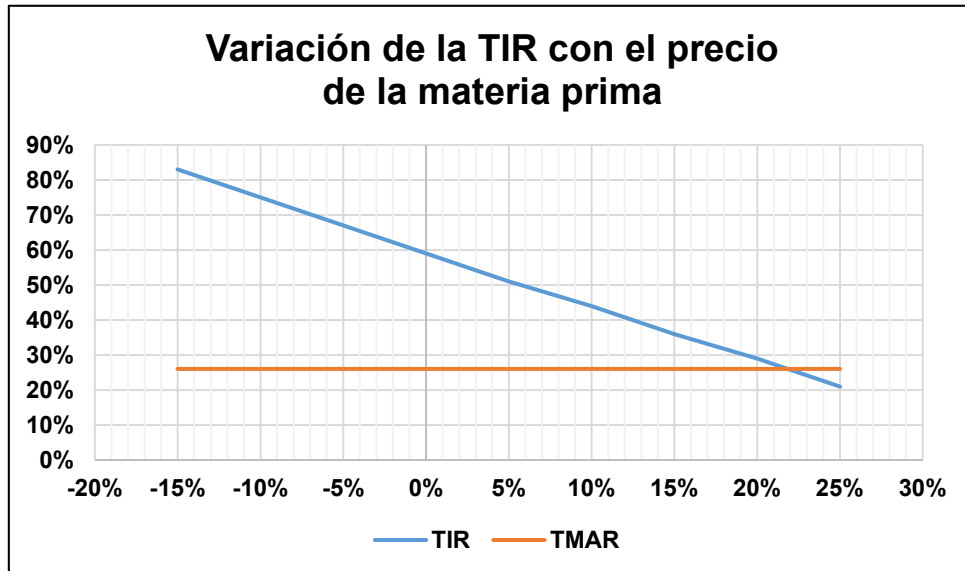


Figura 14-14: Variación de la TIR con respecto a la variación del precio de la materia prima

14.7.3.4 Variación de la TIR con el precio de la mano de obra

Se analiza la sensibilidad de la tasa interna de retorno a los costos de mano de obra (tanto directa como indirecta). Para este caso, se identifica el mismo efecto que para los insumos, es decir, el proyecto admite aumentos en los costos de personal cercanos sin pérdida de rentabilidad, como se visualiza en la figura 14-15.

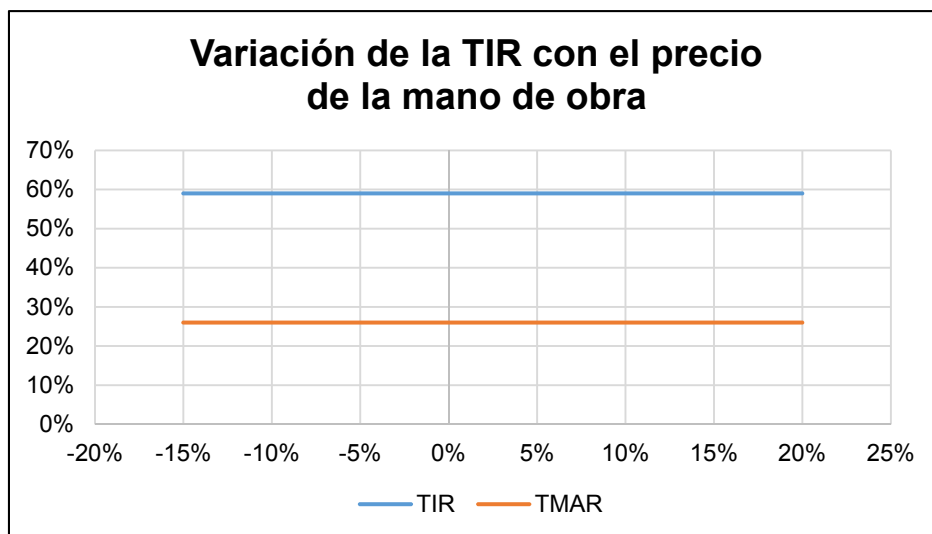


Figura 14-15: Variación de la TIR con respecto a la variación del precio de la mano de obra

14.7.3.5 Variación de la TIR con el volumen de producción

En este caso se analiza cómo varía el rendimiento del proyecto, medido a través de la TIR, con la fluctuación del volumen de ventas producción. En este punto debe hacerse una salvedad, dado que los costos fijos se consignaron como si continuaran estáticos, aun sabiendo que el nivel de producción potencial está íntimamente asociado con las instalaciones, y, por lo tanto, con estos costos (los costos variables si se tuvieron en cuenta).

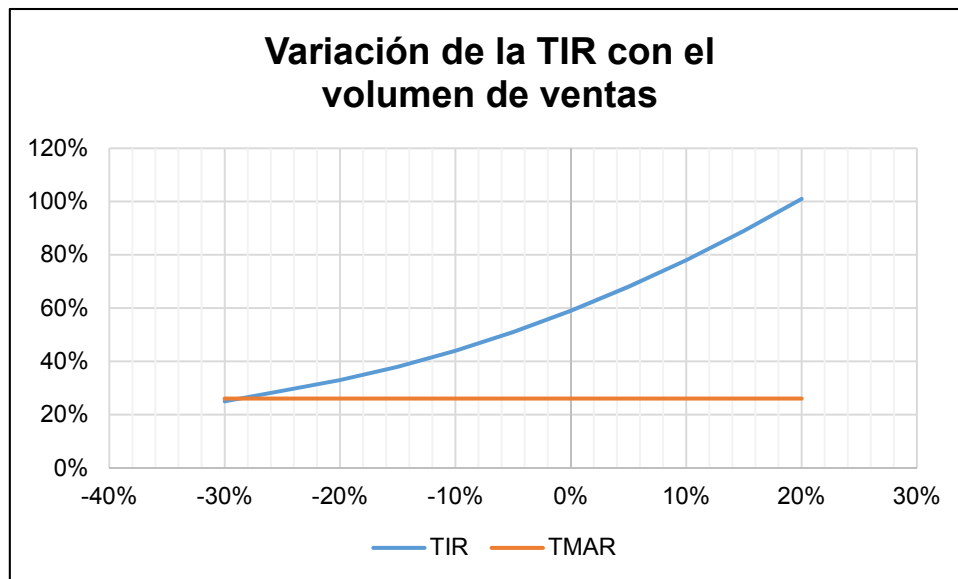


Figura 14-16: Variación de la TIR con respecto a la variación del volumen de producción

De la figura 14-16 se extrae que naturalmente con el aumento en el volumen de ventas aumenta también la rentabilidad del proyecto. Sin embargo se observa que el proyecto posibilita una disminución de las ventas hasta un 28% sin perder rentabilidad, debido a que después del 30% el proyecto ya no es viable.

14.8 Conclusiones

El análisis económico-financiero realizado permite concluir que la puesta en marcha de la planta de Metanol requiere de una inversión inicial de \$ 376.203.191, los cuales son financiados por crédito del Banco Nación, con una tasa nominal anual fija del 26% y un plazo de pago de 10 años.

De acuerdo a los resultados vistos a partir del análisis de los indicadores económicos y de rentabilidad, como el VAN, TIR y la relación B/C, se observa la viabilidad económica del proyecto y su rentabilidad, manteniendo los volúmenes y precios establecidos para el producto.

Basados en los análisis de sensibilidad se concluye que las variables más influyentes en la rentabilidad del proyecto son el precio de venta cuyo margen de disminución no debe ser superior al 12% y el costo de la materia prima, en donde el mismo no debe aumentar por encima de un 22%. En cuanto al volumen de ventas se observa que el proyecto posibilita una disminución hasta un máximo de 28% sin perder rentabilidad.

El precio de venta del metanol producido es \$ 9,36 por kilogramo o \$ 9.360,00 por tonelada, siendo el volumen de venta máximo de 137.088.000 kilogramos.

Respecto a los indicadores, se obtuvo un TIR de 59%, un VAN positivo de \$ 340.402.867 y una relación beneficio/costo de 1,37 los que demuestran numéricamente la rentabilidad del proyecto.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

La industria del biocombustibles en Argentina, particularmente la del biodiesel, se encuentra en constante crecimiento debido a que la disminución de las reservas de petróleo existentes en el planeta obliga a los distintos productores a buscar alternativas a los combustibles convencionales.

El proceso productivo del biodiesel emplea como insumo para la transformación del aceite de origen vegetal al metanol, proveniente de plantas que reforman catalíticamente el gas natural, y genera como un subproducto al glicerol crudo. Este último cuenta con un crecimiento a largo plazo, y su proceso de purificación a grado farmacéutico USP es costoso y rentable para empresas que producen biodiesel en gran escala. Por este motivo, el glicerol crudo se encuentra disponible para aumentar su valor agregado en grandes cantidades. Debido a que las pequeñas y medianas empresas no pueden purificarlo, y en cada planta procesadora de biodiesel se acumulan, el costo disminuye. Esto constituye una oportunidad para el proyecto de disponer una materia prima en grandes cantidades y bajo costo de adquisición.

El presente proyecto propone como objetivo principal la valorización del glicerol crudo mediante la transformación del mismo en metanol de la misma calidad que comercializada en el mercado interno de la Argentina. De esta manera es posible sustituir parcialmente al metanol proveniente del gas natural y extender las reservas del mismo.

Analizando los capítulos realizados en este proyecto final se puede concluir que la producción de metanol a partir de glicerol crudo es viable y rentable tanto técnica como económicamente, ya que se ha diseñado una planta localizada estratégicamente en el polo del biodiesel de Argentina, lo que permite reducir costos de transporte tanto de materia prima como de producto terminado, con una integración energética que posibilita el aprovechamiento total de la energía producida en diferentes sectores como lo son el reactor de síntesis y la columna de purificación del metanol, generando así, un producto final que cumple con las normativas de calidad exigidas, y se verifica en la evaluación económica-financiera mediante indicadores(VAN-TIR) cuyos resultados son favorables, la factibilidad del proyecto de inversión.

ANEXO A

TÉCNICAS ANALÍTICAS

ANEXO A – TÉCNICAS ANALÍTICAS

TEC - ALCOHOL: DETERMINACIÓN DE CONCENTRACIÓN DE ALCOHOL

Para medir la concentración de alcohol en los distintos puntos del proceso se utiliza un alcoholímetro, que no es más que un densímetro, que por medio de tablas (densidad vs temperatura, permite calcular la concentración de alcohol en una mezcla etanol agua.

TEC - PH: DETERMINACIÓN DEL PH

El valor del pH se puede medir de forma precisa mediante un potenciómetro, también conocido como pH-metro (peachímetro), un instrumento que mide la diferencia de potencial entre dos electrodos: un electrodo de referencia (generalmente de plata/cloruro de plata) y un electrodo de vidrio que es sensible al ion de hidrógeno. Para realizar la medición en distintos puntos del proceso, se utiliza como elemento medidor un peachímetro Hanna.

TEC - CROM: CROMATOGRAFÍA GASEOSA

La cromatografía es un método físico de separación para la caracterización de mezclas complejas. La técnica se basa en el principio de retención selectiva, cuyo objetivo es separar los distintos componentes de una mezcla, permitiendo identificar y determinar las cantidades de dichos componentes. Diferencias sutiles en el coeficiente de partición de los compuestos dan como resultado una retención diferencial sobre la fase estacionaria y, por tanto, una separación efectiva en función de los tiempos de retención de cada componente de la mezcla.

En cromatografía de gases, la muestra se volatiliza y se inyecta en la cabeza de una columna cromatográfica. La elución se produce por el flujo de una fase móvil de un gas inerte, donde la fase móvil no interacciona con las moléculas del analito. Su única función es la de transportar la muestra a través de la columna. Al final de la columna los componentes de la mezcla salen separados hacia el detector (FID o microcaptura electrónica) según su tiempo de retención en lo que constituye el cromatograma. A partir del cromatograma se puede realizar la determinación cuantitativa y cualitativa de los componentes de la mezcla mediante la comparación con patrones. Requisitos de las muestras:

- Las muestras deben entregarse adecuadamente etiquetadas, envasadas y acondicionadas para asegurar su identificación, integridad y conservación durante el transporte y garantizar la seguridad del personal que lo realiza.
- La cantidad mínima para realizar el ensayo será de 100 µl. en muestras líquidas.

TEC - C: DETERMINACIÓN DE CONDUCTIVIDAD

Para determinar la presencia de sales ionizadas en la solución resultante del proceso de precipitación de sales, se utiliza un conductímetro. El cual es un aparato que mide la resistencia eléctrica que ejerce el volumen de una disolución encerrado entre los dos electrodos, traduciendo el resultado en conductividad. Mediante este método es posible conocer la eficiencia de la etapa de precipitación de sales.

TEC - S: DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS TOTALES Y HUMEDAD

Para el cálculo de sólidos totales y humedad de una muestra se utiliza una termobalanza, la cual por calentamiento seca la muestra hasta peso constante, de esta forma por diferencia de peso calcula el porcentaje de sólidos de la misma. (Humedad= 1- % Sólidos).

TEC - Z: DETERMINACIÓN DE CENIZAS

Para determinar el contenido de cenizas en el producto Metanol, se utiliza el método de calcinación en mufla. Las cenizas en el producto Metanol, están constituidas por el residuo inorgánico que queda después de que la materia orgánica se ha quemado.

El procedimiento que se aplica es el siguiente:

1. Poner a masa constante un crisol de porcelana, perfectamente limpio, introduciéndolo a la mufla a $550^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$ aproximadamente, durante una hora; extraer el crisol de la mufla e introducirlo a una estufa a $125^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$, durante al menos 15 minutos. Pasar el crisol al desecador y dejar enfriar hasta temperatura ambiente.
2. Determinar la masa del crisol en balanza analítica con aproximación de miligramos. Registrar el dato como A.

3. Tomar una muestra representativa de dos gramos de producto y determinar la masa del crisol con la muestra en balanza analítica con aproximación a miligramos. Registrar el dato como B.
4. Incinere la muestra utilizando un mechero hasta que no emita humo y las paredes del crisol estén blancas.
5. Introducir el crisol, con la muestra calcinada, a la mufla a $550^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$ aproximadamente, durante una hora; extraer el crisol de la mufla e introducirlo a una estufa a $125^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$, durante al menos 15 minutos. Pasar el crisol al desecador y dejar enfriar hasta temperatura ambiente.
6. Determinar el peso del crisol y del espécimen calcinado en balanza analítica con aproximación de miligramos. Registrar el valor como C
7. Realizar el cálculo siguiente:

$$\%Cenizas = \frac{C - A}{B - A} \cdot 100$$

Dónde:

- A= Masa del crisol vacío en gramos.
- B= Masa del crisol y la muestra seca en gramos.
- C= Masa del crisol y la muestra calcinada en gramos.

ANEXO B

PLANIMETRÍA

PLANO 1 : DISTRIBUCIÓN EN PLANTA GENERAL

PLANO 2 : DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS

PLANO 3 : DETALLE ZONA 100,200,SERVICIOS AUXILIARES 1 Y
OFICINAS

PLANO 4 : DETALLE ZONA 300,400,SERVICIOS AUXILIARES 2

PLANO 5: VISTA ISOMÉTRICA

PLANO 6: VISTAS FRONTAL Y DERECHA DE LA PLANTA

PLANO 7: SERVICIOS AUXILIARES

PLANO 8: INSTALACIÓN ELÉCTRICA

PLANO 9: REACTOR DE REFORMADO DE GLICEROL R-206

PLANO 10: COLUMNA DE DESTILACIÓN D-206

PLANO 11: MEZCLADOR TANQUE AGITADO M-410

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

CAPITULO 2: Descripción del producto, materias primas e insumos

- es.wikipedia.org/wiki/Metanol
- poica2010b.wordpress.com/2010/04/15/aplicaciones-del-metanol
- www.edutecne.utn.edu.ar/procesos_fisicoquimicos/Obtencion_de_Metanol.pdf
- quimica.laguia2000.com/compuestos-quimicos/glicerol
- es.wikipedia.org/wiki/Glicerol

CAPITULO 3: Estudio de mercado

- “Diseño de una planta para producir Metanol: Metaven S.A para comprender la capacidad”- Universidad Nacional Experimental-Venezuela(2012)
- “Producción de 1,2 Propanodiol a partir de glicerina”-Carballo, Masciotta, Vissani-(2016).
- “Producción de Dihidroxiacetetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre-(2017).
- Anuario Estadístico 2016-Instituto Petroquímico Argentino.
- www.scavage.com
- www.methanolmsa.com/methanol/
- www.methanolmsa.com/mmsa-database/methanol-and-derivatives-analysis-2017-client-access/
- www.methanex.com/
- www.energia.gob.ar/ - Estadísticas de Biocombustibles.
- Bolsa de comercio de Rosario
- Cámara Argentina de Biocombustibles
- Cámara Argentina de Energías Renovables.

CAPITULO 4: Localización óptima de la planta

- Bolsa de comercio de Rosario : www.bcr.com.ar/
- INDEC: www.indec.gob.ar/
- Google Maps.
- Registro de Parques industriales : parques.industria.gob.ar/
- www.pisanlorenzo.com/
- “Producción de Dihidroxiacetetona a partir de glicerina”- Santa,Sosa, Terrestre- (2017)
- “Producción de Fitasas a Partir de Subproductos Agroindustriales”-Chialvo-Morea(2017)

CAPITULO 5: Capacidad productiva de la planta

- Sapag Chain. “Preparación y Evaluación de Proyectos”. 3ra Edición.

CAPITULO 6: Selección del proceso productivo**Pretratamiento del glicerol crudo**

- “Producción de Dihidroxiacetetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre (2017).
- Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiesel-John Alexander Posada-Duque -Carlos Ariel Cardona-Alzate, 2010.
- Purification of Crude Glycerol using Acidification: Effects of Acid Types and Product Characterization-Nanda MR, Yuan Z, Qin W, Poirier MA and Chunbao X-Austin Publishing Group, 2014.
- Treatment of glycerol phase formed by biodiesel production- Martin Hajek-František Skopal, 2010.

Reformado del glicerol purificado

- Reformado de glicerina con vapor de agua: simulación y estudio experimental- Lucía Soto Perrela, 2010.
- Producción sostenible de gas de síntesis a partir de glicerina utilizando catalizadores basados en níquel soportado sobre sepiolita- María Menor Valls, 2015
- Comparison of several glycerol reforming methods for hydrogen and syngas production using thermodynamic analysis- Antonio C. D. Freitas, Reginaldo Guirardello, 2014.
- Adhikari, S.; Fernando, S.; Haryanto, A. Production of hydrogen by steam reforming of glycerin over alumina-supported metal catalysts. Catal. Today 2007, 129, 355–364.
- Thermodynamic Analysis of Glycerin Steam Reforming- Xiaodong Wang, Shuirong Li, Hao Wang, Bo Liu, and Xinbin Ma, 2008.
- Modeling and analysis of a methanol synthesis process using a mixed reforming reactor: Perspective on methanol production and CO₂ utilization- Nonam Park, Myung-June Park, Kyoung-Su Ha, Yun-Jo Lee, Ki-Won Jun, 2014.
- Synthesis gas production from glycerol steam reforming over alumina supported bimetallic Co-Ni Catalyst- Chin Kui Cheng, 2010.
- Catalytic valorization of glycerol to hydrogen and syngas- Yu-Chuan Lin, 2013.
- Gas Phase Conversion of Waste Glycerol to Synthesis Gas: Equilibrium Product Distribution- K. Jalama, 2012.
- Biomethanol from Glycerol- Joost G. van Bennekom- Robertus H. Venderbosch and Hero J. Heeres, 2012.

Síntesis y purificación del metanol

- Methanol-Petrochemical Processes 2010-Hydrocarbon Processing.
- JOHNSON MATTHEY TECHNOLOGY REVIEW Methanol Production – A Technical History, 2017.
- Chemistry of petrochemical processes- Sami Matar, 2001.
- Methanol Production and Use Chemical Industries- Wu-Hsun Cheng, Harold H. Kung, 1985.
- Petrochemical Process: Synthesis Gas Derivatives and Major Hydrocarbons- A. Chauvel, 1985

- Process Design and Economical Assessment of a Methanol Plant- Silje Kreken Almeland, Knut Age Meland, Daniel Greiner Edvardsen.2009.
- Methanol and Hydrogen Production- Energy and Cost Analysis-Diana Carolina Cardenas Barrañon, 2006.
- Methanol Synthesis from Syngas- Sunggyu Lee, 1989.
- Methanol technology developments for the new millennium, Tijm, Brown, 2001.
- Modeling, Analysis and Optimization of the Gas-Phase Methanol Synthesis Process- Abdulaziz A, 2016.
- Economic Plantwide Control for a Methanol Plant using Commercial Process Simulation Software Adriana Reyes Lúa, 2014.
- Methanol synthesis: a short review of technology improvements- Jean-Paul Lange, 2001.
- Process modelling and design of an autonomous, renewable container sized methanol plant -Marnix L. de Jong, 2018.
- Methanol Synthesis: Optimal Solution for a Better Efficiency of the Process- Grazia Leonzio ID, 2018.
- State of the Art of Conventional Reactors for Methanol Production- Vincenzo Palma, Eugenio Meloni, Concetta Ruocco, Marco Martino, Antonio Ricca, 2017.

CAPITULO 7: Balance de masa y energía

- “Producción de Dihidroxiacetetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre, 2017.
- Future of Glycerol. 2nd Edition The royal society of Chemistry, Pagliaro, M. Rossi, M, 2010.
- ChemCAD 7.1.2.

CAPITULO 8: Diseño y adopción de equipos

- ChemCAD 7.1.2.
- MathCAD 15.
- “Producción de 1,2 Propanodiol a partir de glicerina”-Carballo, Masciotta, Vissani- (2016).
- “Producción de Dihidroxiacetetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre- (2017).
- Problemas de Ingeniería Química TOMO 2, Ocon - Tojo, 1970.

- Plant Design & Economics for Chemical Engineers, 4th Edition, PETERS – TIMMERHAUS, 1991.
- www.bertotto-boglione.com/es
- www.alfalaval.lat/productos-y-soluciones/separacion/
- www.weg.net/catalog/weg/BR/es/Motores-EI%C3%A9ctricos/c/BR_MT
- www.lentax.com/2015/default.asp
- riogeninc.com/
- www.aerzen.com/es.html
- www.novatecfs.com/
- www.agpbombas.com/
- www.bombasgoulds.com/

CAPITULO 9: Servicios auxiliares

- ChemCAD 7.1.2
- Problemas de Ingeniería Química TOMO 2, Ocon - Tojo, 1970.
- Servinox Ingeniería
- duraplas-argentina.com
- [/www.eboplast.com.ar/](http://www.eboplast.com.ar/)
- www.agpbombas.com
- www.aquatherm.com.ar/
- www.powermaster.com.mx/

CAPITULO 10: Control de Calidad

- “Producción de Dihidroxiacetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre- (2017).
- “Producción de 1,2 Propanodiol a partir de glicerina”-Carballo, Masciotta, Vissani- (2016).
- norse.com/publicaciones/Tratamiento%20Agua%20Calderas.pdf
- www.ypf.com
- imasd.fcien.edu.uy/difusion/educamb/docs/pdfs/manual_dinama.pdf
- [www.state.in.us/dnr/fishwild/files/Methods_Analysis_Water_Wastes_US EPA_March1983.pdf](http://www.state.in.us/dnr/fishwild/files/Methods_Analysis_Water_Wastes_US_EPA_March1983.pdf)

CAPITULO 11: Obras civiles

- Solidworks 2016
- www.pisanlorenzo.com/page/lotos
- www.durlock.com/

CAPITULO 12: Instalaciones eléctricas

- “Producción de Dihidroxiacetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre- (2017).
- Ley 19587: Higiene y seguridad en el trabajo.
- www.luctron.com.ar/
- www.sicaelec.com/
- www.indusell.com.ar/
- www.redislogar.com
- www.kalop.com.ar
- www.goblin.com.mx/

CAPITULO 13: Organización industrial

- “Producción de Dihidroxiacetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre- (2017).
- “Producción de Fitasas a Partir de Subproductos Agroindustriales”-Chialvo- Morea(2017)
- “Producción de 1,2 Propanodiol a partir de glicerina”-Carballo, Masciotta, Vissani- (2016).

CAPITULO 14: Estudio económico financiero

- “Producción de Dihidroxiacetona a partir de glicerina”- Santa, Sosa, Terrestre- (2017).
- EVALUACION DE PROYECTOS (8ª ED.)-Baca Urbina, 2001
- Servinox Ingeniería
- <http://www.bna.com.ar/>
- <http://www.revistarubros.com.ar/>

- <https://www.arpini.com.ar/>
- <https://www.alfalaval.lat/>
- <http://www.weg.net/ar>
- www.agpbombas.com
- <https://www.aerzen.com/es.html>
- [/www.eboplast.com.ar/](http://www.eboplast.com.ar/)
- www.powermaster.com.mx/
- <https://www.autoelevadoresclark.com.ar/>
- <https://benza.es/es/transpaletas/295-transpaleta-bz251150.html>