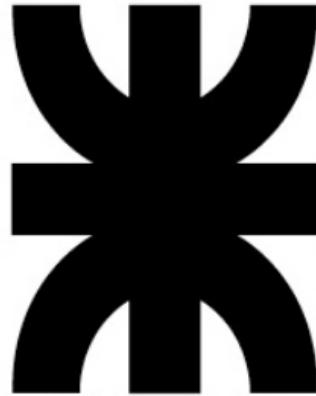


UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL

FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



Proyecto final de grado de Ingeniería Química

PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO POR  
REFORMADO CATALÍTICO DE GLICEROL

MATTALIA, Mauricio José

SACCO, Daiana Elizabeth

2020





### FIRMA DE LOS ALUMNOS

MATTALIA, Mauricio José      Firma: .....  
DNI: 37.525.902

SACCO, Daiana Elizabeth      Firma: .....  
DNI: 36.833.137

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

### APROBADA POR SU CONTENIDO Y ESTILO

Presidente del Tribunal: .....

Primer Miembro Vocal: .....

Segundo Miembro Vocal: .....

Nota final de aprobación: .....



# Índice

<b>1) OBJETIVOS Y GENERALIDADES DEL PROYECTO</b>	<b>14</b>
1.1 ) Objetivos generales	15
1.2 ) Objetivos específicos	15
1.3 ) Generalidades del proyecto	15
<b>2) DESCRIPCIÓN DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTO</b>	<b>17</b>
2.1 ) Descripción de la materia prima: Glicerol	18
2.1.1) Propiedades del glicerol	18
2.1.2) Aplicaciones del glicerol	19
2.2 ) Descripción del producto: Hidrógeno	20
2.2.1) Propiedades del hidrógeno	20
2.2.2) Aplicaciones del hidrógeno	22
<b>3) ESTUDIO DE MERCADO</b>	<b>25</b>
3.1 ) Introducción	26
3.2 ) Estudio de mercado del Hidrógeno	26
3.2.1) Mercado mundial	26
3.2.2) Mercado nacional	28
3.3 ) Capacidad productiva de la planta	30
3.4 ) Estudio de mercado del glicerol crudo	30
3.4.1) Biodiésel	30
3.4.2) Glicerol crudo	37
3.5 ) Análisis FODA	41
3.6 ) Conclusiones	42
<b>4) LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA</b>	<b>43</b>
4.1 ) Introducción	44
4.2 ) Macrolocalización	44
4.2.1) Disponibilidad de materia prima	44
4.2.2) Recursos humanos	47
4.2.3) Evaluación general	47
4.3 ) Microlocalización	47
4.3.1) Parque Industrial Campana	47
<b>5) DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DE PROCESO</b>	<b>54</b>
5.1 ) Introducción	55
5.2 ) Procesos convencionales para la producción de hidrógeno	55



5.2.1) Conversión química	56
5.2.2) Termólisis	59
5.2.3) Electrólisis	60
<b>5.3 ) Proceso de producción de hidrógeno a partir de glicerol crudo</b>	<b>60</b>
5.3.1) Pretratamiento del glicerol crudo	60
5.3.2) Reformado en fase gas del glicerol	62
5.3.3) Purificación de los gases de reformado	70
5.3.4) Diagrama de bloques	73
<b>6) BALANCE DE MASA Y ENERGÍA</b>	<b>74</b>
<b>6.1 ) Introducción</b>	<b>75</b>
<b>6.2 ) Balances de masa y energía</b>	<b>75</b>
6.2.1) Consideraciones previas	75
6.2.2) Diagrama de flujo	76
6.2.3) Pretratamiento del glicerol crudo	78
6.2.4) Reformado con vapor mejorado por adsorción de CO <sub>2</sub>	82
6.2.5) Purificación de los gases de reformado	88
6.2.6) Balance general del proceso	92
6.2.7) Balance unitario del proceso	93
<b>7) DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS</b>	<b>94</b>
<b>7.1 ) Introducción</b>	<b>95</b>
<b>7.2 ) Pretratamiento del glicerol crudo</b>	<b>96</b>
7.2.1) Intercambiador de calor de casco y tubo: Economizador I1	96
7.2.2) Decantador centrífugo	97
7.2.3) Resinas de intercambio iónico	99
<b>7.3 ) Reformado en fase gas del glicerol</b>	<b>104</b>
7.3.1) Intercambiador de calor de casco y tubo: Economizador I2	104
7.3.2) Intercambiador de calor de casco y tubo: Economizador I3	104
7.3.3) Reformador	105
7.3.4) Adsorbedor	117
<b>7.4 ) Purificación de los gases de reformado</b>	<b>120</b>
7.4.1) Intercambiador de calor de casco y tubo: Condensador I4	120
7.4.2) Separador gas-líquido	121
7.4.3) Compresor	122
7.4.4) Intercambiador de calor de casco y tubo: Enfriador I5	123
7.4.5) Tamices moleculares. Unidad PSA.	124
<b>7.5 ) Adopción de Bombas</b>	<b>127</b>
7.5.1) Cálculos para la adopción de bombas	128
7.5.2) Características de las diferentes líneas de bombeo	129
7.5.3) Resumen de cálculos de bombas del proceso	129
7.5.4) Descripción de bombas seleccionadas	131
<b>7.6 ) Diseño de tanques</b>	<b>133</b>
7.6.1) Cálculo de volumen de tanques con caudal constante	134



7.6.2) Cálculo de volumen de tanques con caudal variable	135
7.6.3) Tanques de almacenamiento de químicos	135
7.6.4) Todos los tanques	136
7.6.5) Diseño de T1	137
<b>8) SERVICIOS AUXILIARES</b>	<b>139</b>
8.1 ) Introducción	140
8.2 ) Servicio de agua de enfriamiento	140
8.2.1) Torre de enfriamiento adoptada	140
8.2.2) Dimensiones de la torre tipo: EWK 1260	141
8.2.3) Bombas para el transporte de agua fría	142
8.2.4) Diagrama del circuito de agua de enfriamiento	143
8.3 ) Servicio de vapor	144
8.4 ) Servicio de gas natural	146
8.5 ) Servicio de agua	147
<b>9) INSTALACIONES ELÉCTRICAS</b>	<b>151</b>
9.1 ) Introducción	152
9.2 ) Descripción de la instalación eléctrica	152
9.2.1) Tableros eléctricos	152
9.2.2) Conductores eléctricos	153
9.2.3) Tomacorrientes	153
9.2.4) Elementos de protección	153
9.3 ) Sistema de iluminación	154
9.3.1) Adopción de tipos de luminarias para iluminación	155
9.4 ) Consumo de energía eléctrica	157
<b>10) CONTROL DE CALIDAD</b>	<b>158</b>
10.1 ) Introducción	159
10.2 ) Plan de calidad	159
10.3 ) Control en materias primas e insumos	160
10.3.1) Determinación por cromatografía	162
10.4 ) Control del proceso productivo	163
10.4.1) Control pretratamiento del glicerol crudo	163
10.4.2) Control del reformado con vapor	164
10.4.3) Control de la purificación de los gases de reformado	165
10.5 ) Control del producto final	166
<b>11) CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS</b>	<b>168</b>
11.1 ) Introducción	169
11.2 ) Fundamentos básicos	169



<b>11.3 ) Control automático del tratamiento de gases</b>	<b>170</b>
11.3.1) Diagrama P&ID	171
11.3.2) Hojas de especificación de los instrumentos	173
<b>12) OBRAS CIVILES</b>	<b>177</b>
12.1 ) Introducción	178
12.2 ) Descripción general de la planta	178
12.3 ) Distribución física de la planta	180
12.4 ) Características edilicias de las zonas cubiertas	181
12.5 ) Características edilicias de las zonas a la intemperie	183
<b>13) ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA</b>	<b>184</b>
13.1 ) Introducción	185
13.2 ) Tipo de sociedad comercial	185
13.3 ) Estructura organizativa de la empresa	186
13.3.1) Descripción de los puestos de trabajo	187
13.4 ) Organización de la producción y turnos de trabajo	190
13.4.1) Departamento de producción de hidrógeno	190
<b>14) ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO</b>	<b>191</b>
14.1 ) Introducción	192
14.2 ) Inversión	192
14.2.1) Activos fijos	192
14.2.2) Activos nominales	197
14.2.3) Capital de trabajo	199
14.2.4) Inversión total	200
14.3 ) Costos de producción	201
14.3.1) Costos variables	201
14.3.2) Costos fijos	204
14.4 ) Costo total de producción y costo unitario	207
14.5 ) Ingresos por ventas	209
14.6 ) Evaluación económica del proyecto	210
14.6.1) Estado de resultados	210
14.6.2) Indicadores	212
14.6.3) Análisis de sensibilidad	213
14.7 ) Conclusiones	216
<b>15) CONCLUSIONES</b>	<b>218</b>
<b>16) BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>220</b>
<b>17) ANEXO I</b>	<b>227</b>



<b>FICHAS DE DATOS DE SEGURIDAD</b>	<b>227</b>
17.1 ) Hidrógeno	228
17.2 ) Dióxido de carbono	241
17.3 ) Monóxido de carbono	243
17.4 ) Glicerol	245
17.5 ) Hidróxido de sodio	247
17.6 ) Cloruro de hidrógeno	249
<b>18) ANEXO II</b>	<b>251</b>
<b>PLANOS</b>	<b>251</b>

Tabla 2-1. Propiedades del glicerol (a 20°C).	18
Tabla 2-2. Aplicaciones industriales del glicerol.	19
Tabla 2-3. Propiedades del hidrógeno.	21
Tabla 2-4. Usos del hidrógeno gaseoso en función de su pureza.	22
Tabla 3-1. Exportaciones e importaciones de Hidrógeno, gases nobles y demás elementos no metálicos. Años: 2008-2017.	29
Tabla 3-2. Industrias de biodiésel en Argentina con sus respectivas capacidades productivas.	33
Tabla 3-3. Producción, ventas en el mercado interno y exportaciones de biodiésel.	35
Tabla 3-4. Producción nacional de glicerol proveniente de la industria del biodiésel.	37
Tabla 3-5. Producción, consumo aparente y disponibilidad de glicerol crudo.	38
Tabla 3-6. Producción y disponibilidad del glicerol crudo. Años: 2010-2019. Proyecciones 2020-2029.	38
Tabla 3-7. Exportaciones de glicerina refinada. Años: 2010-2019.	39
Tabla 3-8. Precio por tonelada del glicerol crudo. Febrero 2020.	41
Tabla 3-9. Precio por tonelada de glicerina refinada. Febrero 2020.	41
Tabla 4-1. Proveedores de glicerol.	45
Tabla 4-2. Proveedores de NaOH.	46
Tabla 4-3. Proveedores de HCl.	46
Tabla 5-1. Tipos de Glicerina según su grado de pureza.	61
Tabla 5-2. Corrientes de entrada y salida en la purificación del glicerol. Fuente: elaboración propia.	62
Tabla 5-3. Comparación entre las tecnologías de interés para la producción de hidrógeno.	63
Tabla 5-4. Capacidades estequiométricas de adsorción y temperaturas de regeneración de algunos adsorbentes.	67
Tabla 5-5. Características y rendimientos de los principales procesos de purificación de H <sub>2</sub> .	70
Tabla 6-1: Producción de hidrógeno.	75
Tabla 6-2: Corrientes de entrada y salida del proceso. Referencias de la figura 6-1.	77
Tabla 6-3: Descripción de equipos. Referencias de la figura 6-1.	77
Tabla 6-4. Composición del glicerol crudo. Fuente: Productores de biodiésel.	78
Tabla 6-5. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Decantador centrífugo.	79
Tabla 6-6. Balance de masa: Decantador centrífugo.	79
Tabla 6-7. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Resinas de intercambio iónico.	80
Tabla 6-8. Balance de masa: Resinas de intercambio iónico.	80
Tabla 6-9. Composición estimada del MONG.	81
Tabla 6-10. Ecuaciones de balance de energía: Economizador 1.	81





Tabla 6-11. Balance de energía: Economizador 1.....	81
Tabla 6-12. Ecuaciones de balance y reacción: Reformador.....	83
Tabla 6-13. Balance de masa: Reformador.....	83
Tabla 6-14. Ecuaciones de balance y reacción: Adsorbedor.....	84
Tabla 6-15. Balance de masa: Adsorbedor.....	84
Tabla 6-16. Ecuaciones de balance de energía: Economizador 2.....	85
Tabla 6-17. Balance de energía: Economizador 2.....	85
Tabla 6-18. Ecuaciones de balance de energía: Economizador 3.....	86
Tabla 6-19. Balance de energía: Economizador 3.....	86
Tabla 6-20. Ecuaciones de balance de energía y reacción: Reformador.....	86
Tabla 6-21. Balance de energía: Reformador.....	87
Tabla 6-22. Ecuaciones de balance de energía y reacción: Adsorbedor.....	87
Tabla 6-23. Balance de energía: Adsorbedor.....	88
Tabla 6-24. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Separador gas-líquido.....	89
Tabla 6-25. Balance de masa: Separador gas-líquido.....	89
Tabla 6-26. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Unidad PSA.....	90
Tabla 6-27. Balance de masa: Unidad PSA.....	90
Tabla 6-28. Ecuaciones de balance de energía: Condensador.....	91
Tabla 6-29. Balance de energía: Condensador.....	91
Tabla 6-30. Ecuaciones de balance de energía: Enfriador.....	92
Tabla 6-31. Balance de energía: Enfriador.....	92
Tabla 6-32. Balance general del proceso.....	92
Tabla 6-33. Balance unitario del proceso.....	93
Tabla 6-34. Balance unitario de servicios.....	93
Tabla 7-1. Criterios de diseño y adopción de equipos.....	95
Tabla 7-2. Características geométricas I1.....	96
Tabla 7-3. Características de transferencia de calor I1.....	96
Tabla 7-4. Especificaciones del decantador centrífugo.....	97
Tabla 7-5. Especificaciones de las resinas de intercambio iónico.....	100
Tabla 7-6. Dimensiones de las columnas. Fuente: elaboración propia.....	102
Tabla 7-7. Cálculo del caudal de la disolución de regeneración.....	103
Tabla 7-8. Cálculo del volumen de la disolución de regeneración.....	103
Tabla 7-9. Cálculo del tiempo máximo de regeneración.....	103
Tabla 7-10. Características geométricas I2.....	104
Tabla 7-11. Características de transferencia de calor I2.....	104
Tabla 7-12. Características geométricas I3.....	105
Tabla 7-13. Características de transferencia de calor I3.....	105
Tabla 7-14. Constantes de velocidad de reacción y variables de operación.....	108
Tabla 7-15. Parámetros de diseño del horno catalítico.....	112
Tabla 7-16. Reformador.....	116
Tabla 7-17. Constantes de velocidad de reacción.....	118
Tabla 7-18. Parámetros de diseño del adsorbedor.....	119
Tabla 7-19. Características geométricas del Adsorbedor.....	120
Tabla 7-20. Características de transferencia de calor del Adsorbedor.....	120
Tabla 7-21. Características geométricas I4.....	120
Tabla 7-22. Características de transferencia de calor I4.....	121
Tabla 7-23. Separador gas-líquido.....	121
Tabla 7-24. Datos técnicos del compresor VRA.....	122



Tabla 7-25. Parámetros de operación del compresor VRA.....	122
Tabla 7-26. Características geométricas I5.....	123
Tabla 7-27. Características de transferencia de calor I5.....	124
Tabla 7-28. Diseño PSA. Fuente: elaboración propia.....	125
Tabla 7-29. Características de los adsorbentes sólidos.....	126
Tabla 7-30. Características de las líneas de bombeo del proceso.....	129
Tabla 7-31. Cálculos de bombas.....	129
Tabla 7-32. Continuación cálculos de bombas.....	130
Tabla 7-33. Continuación cálculos de bombas.....	130
Tabla 7-34. Continuación cálculos de bombas.....	131
Tabla 7-35. Selección de bombas.....	131
Tabla 7-36. Continuación de selección de bombas.....	132
Tabla 7-37. Bombas centrífugas.....	132
Tabla 7-38. Bomba desplazamiento positivo.....	133
Tabla 7-39. Volumen de tanques con caudal constante.....	134
Tabla 7-40. Volumen de tanques con caudal variable.....	135
Tabla 7-41. Continuación de volumen de tanques con caudal variable.....	135
Tabla 7-42. Volumen de tanques de almacenamiento de químicos.....	136
Tabla 7-43. Continuación de volumen de tanques de almacenamiento de químicos.....	136
Tabla 7-44. Volúmenes finales de los tanques.....	136
Tabla 7-45. Fabricantes de los tanques.....	137
Tabla 7-46. Diseño de T1.....	137
Tabla 8-1. Caudal y calor de la torre de enfriamiento.....	140
Tabla 8-2. Dimensiones de la torre de enfriamiento.....	141
Tabla 8-3. Características de la línea de bombeo del circuito de enfriamiento.....	142
Tabla 8-4. Descripción de bomba seleccionada.....	142
Tabla 8-5. Bomba para el circuito de agua de enfriamiento.....	143
Tabla 8-6. Referencias del diagrama del circuito de agua de enfriamiento.....	144
Tabla 8-7. Consumos de vapor.....	144
Tabla 8-8. Referencias del diagrama del circuito de vapor.....	145
Tabla 8-9. Modelos de calderas instaladas.....	146
Tabla 8-10. Consumo de gas natural.....	147
Tabla 8-11. Requerimientos de agua en las instalaciones.....	147
Tabla 8-12. Tanque de agua tratada.....	148
Tabla 8-13. Especificaciones del equipo de nanofiltración.....	149
Tabla 9-1. Niveles mínimos de iluminación de cada tipo de tarea a realizar en la planta.....	154
Tabla 9-2. Especificación de lámparas seleccionadas.....	155
Tabla 9-3. Cálculo de la luminaria necesaria.....	156
Tabla 9-4. Consumo anual de energía eléctrica.....	157
Tabla 10-1. Control de materias primas.....	161
Tabla 10-2. Control pretratamiento del glicerol crudo.....	164
Tabla 10-3. Control del reformado con vapor.....	165
Tabla 10-4. Control de la purificación de los gases de reformado.....	166
Tabla 10-5. Control de producto final.....	166
Tabla 11-1. Lazos de control.....	171
Tabla 11-2. Equipos involucrados en el diagrama.....	172
Tabla 11-3. Corrientes involucradas en el diagrama.....	172
Tabla 11-4. Referencias del Diagrama P&ID.....	172



Tabla 12-1. Sectores de la planta.....	179
Tabla 12-2. Características edilicias de las zonas cubiertas.....	181
Tabla 13-1. Personal del departamento de producción de hidrógeno.....	188
Tabla 13-2. Horarios de los turnos rotativos.....	190
Tabla 14-1. Inversión en obras civiles.....	193
Tabla 14-2. Inversión en equipos industriales, auxiliares y accesorios.....	194
Tabla 14-3. Total inversión en equipos industriales, auxiliares y accesorios.....	195
Tabla 14-4. Inversión en muebles y útiles.....	196
Tabla 14-5. Inversión en activos fijos.....	196
Tabla 14-6. Inversión en activos nominales.....	198
Tabla 14-7. Inversión en capital de trabajo.....	199
Tabla 14-8. Inversión total.....	200
Tabla 14-9. Costos de materias primas e insumos.....	202
Tabla 14-10. Costos de servicios auxiliares.....	202
Tabla 14-11. Costos de mano de obra directa.....	203
Tabla 14-12. Costos variables.....	203
Tabla 14-13. Costos de mano de obra indirecta.....	205
Tabla 14-14. Depreciación de activos fijos.....	205
Tabla 14-15. Características de la financiación del proyecto.....	206
Tabla 14-16. Costos fijos.....	206
Tabla 14-17. Costo total de producción y unitario.....	207
Tabla 14-18. Costo total de producción para el primer año.....	208
Tabla 14-19. Ingresos por ventas anuales.....	210
Tabla 14-20. Estado de resultados. Año 1-5.....	211
Tabla 14-21. Estado de resultados. Año 6-10.....	211
Figura 2-1. Fórmula estructural del 1,2,3-propanotriol.....	18
Figura 2-2. Reacción de transesterificación de triglicéridos con alcohol para generar ésteres de ácidos grasos y glicerol.....	18
Figura 2-3. Representación del hidrógeno molecular, H <sub>2</sub> .....	20
Figura 3-1. Participación de los continentes en las exportaciones de Hidrógeno. Año 2017. Fuente: The Observatory of Economic Complexity.....	27
Figura 3-2. Demanda global del hidrógeno puro, 1975-2019.....	27
Figura 3-3. Costos de producción de hidrógeno usando gas natural por regiones.....	28
Figura 3-4. Distribución porcentual de la producción mundial de biocombustible en 2018, por países. ...	31
Figura 3-5. Desarrollo del mercado mundial de biodiésel. Proyección 2016-2026.....	32
Figura 3-6. Producción mundial de biodiésel. Años: 2000-2016.....	33
Figura 3-7. Producción, ventas en el mercado interno y exportaciones de biodiésel.....	35
Figura 3-8. Transición en la fuente de producción de glicerina a nivel mundial.....	37
Figura 3-9. Tendencia de la disponibilidad futura de glicerol crudo.....	39
Figura 3-10. Evolución del precio de la glicerina refinada y cruda en el mercado global. Fuente: Renewable and Sustainable Energy Reviews. Año 2013.....	40
Figura 4-1. Ubicación de los Proveedores de glicerol.....	46
Figura 4-2. Ubicación del Parque Industrial Campana.....	51
Figura 4-3. Plano de Planta actualizado.....	52
Figura 4-4. Lote elegido.....	53



Figura 5-1. Materia prima para la producción de H <sub>2</sub> .	55
Figura 5-2. Procesos para la producción de hidrógeno.	56
Figura 5-3. Principales procesos de producción de hidrógeno.	56
Figura 5-4. Esquema del reformado con vapor de agua.	57
Figura 5-5. Proceso de gasificación de un combustible.	59
Figura 5-6. Diagrama de bloques.	73
Figura 6-1. Diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno.	76
Figura 6-2. Diagrama simplificado del sector de pretratamiento del glicerol crudo.	78
Figura 6-3. Diagrama simplificado del sector de reformado y adsorción.	82
Figura 6-4. Diagrama simplificado del sector de purificación de gases.	88
Figura 7-1. Dibujo de recipiente típico para centrífuga abierta de expulsión de sólidos. Los detalles del dibujo no corresponden necesariamente a la centrífuga descrita.	98
Figura 7-2. Centrífuga VO 5 completa con motor.	99
Figura 7-3. Imagen de una resina tipo. Fuente: DOW Chemical Company.	102
Figura 7-4. Esquema de horno reformador con llama en la parte superior.	106
Figura 7-5. Catalizador de Ni- La soportados sobre $\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .	107
Figura 7-6. Mecanismo de reacción basado en la expresión de Langmuir–Hinshelwood (LH) de dos sitios de adsorción.	108
Figura 7-7. Configuraciones típicas de hornos reformadores.	111
Figura 7-8. Carbonato de Calcio de grado industrial.	118
Figura 7-9. Compresor de tornillo VRA.	123
Figura 7-10. Purificación de hidrógeno por adsorción por oscilación de presión (PSA). Fuente: Air Liquide.	125
Figura 7-11. Relleno de las unidades PSA.	126
Figura 7-12. Unidades PSA para la recuperación de H <sub>2</sub> en una refinería en Alemania. Fuente: Linde.	127
Figura 7-13. Tanque de almacenamiento de glicerol crudo (T1-a, T1-b). Fuente: SOIME S.R.L.	138
Figura 8-1. Torre de enfriamiento EWK.	141
Figura 8-2. Gráfica de la torre de enfriamiento.	142
Figura 8-3. Diagrama del circuito de agua de enfriamiento.	143
Figura 8-4. Diagrama del circuito de vapor.	145
Figura 8-5. Características técnicas de calderas.	146
Figura 8-6. Membrana del sistema de nanofiltración.	149
Figura 8-7. Sistema de nanofiltración.	150
Figura 11-1. Diagrama P&ID.	171
Figura 11-2. Transmisor de Nivel – LT.	173
Figura 11-3. Transmisor de Temperatura – TT.	174
Figura 11-4. Variador de frecuencia – VF.	174
Figura 11-5. Transmisor de Presión – PT.	175
Figura 11-6. Válvula Modulante – FV.	176
Figura 12-1. Ubicación del terreno en el parque industrial Campana.	178
Figura 12-2. Sectores de la planta.	180
Figura 13-1. Organigrama de departamentos.	187
Figura 13-2. Organigrama del departamento de producción de hidrógeno.	188
Figura 14-1. Distribución porcentual de inversión en activos fijos.	197
Figura 14-2. Distribución porcentual de inversión en activos nominales.	199
Figura 14-3. Distribución porcentual de inversión en capital de trabajo.	200
Figura 14-4. Distribución porcentual de la inversión total.	201
Figura 14-5. Distribución porcentual de los costos variables.	204



<i>Figura 14-6. Distribución porcentual de los costos fijos. ....</i>	<i>207</i>
<i>Figura 14-7. Distribución porcentual de los costos totales de producción. ....</i>	<i>209</i>
<i>Figura 14-8. Flujo neto efectivo.....</i>	<i>212</i>
<i>Figura 14-9. Variación de la TIR con el volumen de producción. ....</i>	<i>214</i>
<i>Figura 14-10. Variación de la TIR con el precio de venta. ....</i>	<i>215</i>
<i>Figura 14-11. Variación de la TIR con el costo de la materia prima. ....</i>	<i>215</i>
<i>Figura 14-12. Variación de la TIR con el costo de los insumos. ....</i>	<i>216</i>
<i>Figura 14-13. Variación de la TIR con la TMAR. ....</i>	<i>216</i>

# **1) OBJETIVOS Y GENERALIDADES DEL PROYECTO**



### 1.1 ) Objetivos generales

- Determinar la viabilidad técnica y económico-financiera de producir hidrógeno a partir de glicerol crudo en Argentina.
- Integrar y aplicar los conocimientos y habilidades profesionales del ingeniero químico adquiridos durante el transcurso de la carrera para llevar a cabo el desarrollo del proyecto.

### 1.2 ) Objetivos específicos

- Aprovechar la amplia disponibilidad de glicerol y utilizarlo como materia prima renovable para lograr la máxima rentabilidad del proyecto y disminuir el impacto medioambiental.
- Analizar la evolución del mercado nacional e internacional del hidrógeno y de la materia prima para poder reconocer tendencias y tomar decisiones acertadas en cuanto a la ubicación de la planta y de su capacidad productiva.
- Analizar los diferentes procesos productivos del hidrógeno, con el fin de seleccionar el método más conveniente.
- Emplear la ingeniería básica y de detalle para efectuar los balances de masa y energía y el diseño de los equipos e instalaciones industriales necesarias para llevar a cabo el proceso seleccionado.
- Realizar un análisis técnico que avale la posibilidad de llevar a cabo el proyecto propuesto.
- Determinar la distribución de las instalaciones en la planta mediante la realización de planos que presenten las dimensiones, ubicaciones específicas y generales de cada una.
- Evaluar la factibilidad de la instalación de la planta mediante un estudio económico-financiero.

### 1.3 ) Generalidades del proyecto

El desarrollo del presente proyecto se realiza con el fin de evaluar la viabilidad técnico-económica de instalar una planta productora de hidrógeno a partir de un recurso renovable en lugar de un combustible fósil. Surgido de la oportunidad de suministrar de manera continua el producto a una fábrica de agua oxigenada que requiere del hidrógeno como una de sus materias primas esenciales.

Para determinar la factibilidad técnica se investigan los procesos productivos utilizados en la actualidad para la generación del producto, analizando la posibilidad de adaptarlos a la nueva materia prima, el glicerol crudo obtenido como subproducto en la industria del biodiésel. En base a la información recolectada se selecciona el proceso que resulte más favorable en



cuanto a condiciones de operación y rendimiento del producto, con mínimo impacto ambiental y mayor potencial de aprovechamiento de la inversión de capital necesaria.

Posteriormente, mediante un estudio económico y financiero se busca analizar la disponibilidad de los recursos económicos en el país y la sostenibilidad de la instalación del proyecto ante la modificación de variables determinadas, como el precio del producto o de las materias primas.

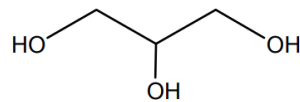


## **2) DESCRIPCIÓN DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTO**



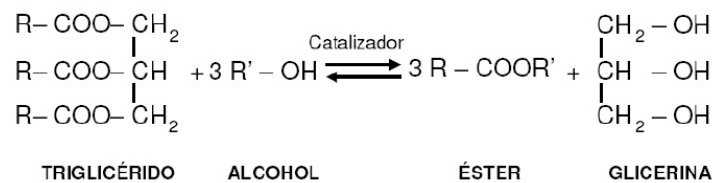
## 2.1 ) Descripción de la materia prima: Glicerol

El glicerol ( $C_3H_8O_3$ ), denominado también como 1,2,3-trihidroxipropano o 1,2,3-propanotriol, es un polialcohol que posee tres grupos hidroxilos (-OH) y es conocido comercialmente como glicerina.



*Figura 2-1. Fórmula estructural del 1,2,3-propanotriol.  
Fuente: The Future of Glycerol.*

La principal fuente de producción del glicerol, en la actualidad, es mediante el proceso de producción del biodiésel, en el cual se realiza una reacción de transesterificación de aceites vegetales con alcohol (como el metanol) y se obtiene una mezcla de ésteres de ácidos grasos (biodiésel) junto con el subproducto, que representa alrededor del 10% p/p del producto total. En la figura 2-2 se ilustra dicha reacción de manera general.



*Figura 2-2. Reacción de transesterificación de triglicéridos con alcohol para generar ésteres de ácidos grasos y glicerol.  
Fuente: Zhou y col., 2008.*

### 2.1.1) Propiedades del glicerol

Se trata de un compuesto líquido a temperatura ambiente, viscoso (1,5 Pa·s), incoloro, inodoro y ligeramente dulce. La presencia de los tres grupos hidroxilo lo hace altamente higroscópico, fácilmente soluble en agua y alcoholes, ligeramente soluble en disolventes orgánicos como éteres y dioxanos, e insoluble en hidrocarburos.

En estado anhidro y puro, el glicerol tiene una densidad de 1,261 g/cm<sup>3</sup>, un punto de fusión de 18,2°C y un punto de ebullición de 290°C -a ésta temperatura se descompone generando acroleína que es un compuesto de elevada toxicidad-.

La tabla 2-1 agrupa algunas de las propiedades físicas y químicas del glicerol puro a 20°C.

*Tabla 2-1. Propiedades del glicerol (a 20°C).*

Fórmula química	$C_3H_5(OH)_3$
N° CAS	56-81-5
Masa molecular	92,09382 g/mol
Densidad	1,261 g/cm <sup>3</sup>
Viscosidad	1,5 Pa·s
Punto de fusión	18,2°C
Punto de ebullición	290°C (a 1 atm)



Energía alimentaria	4,32 kcal/g
Tensión superficial	64 mN/m
Presión de vapor	0,0025 mm Hg a 50°C 46 mm Hg a 200°C
Índice de refracción	1,474
Calor específico	2,42 J/g·°C a 26°C
Calor de combustión	1662 kJ/mol
Conductividad térmica	0,29 W/K
Temperatura de ignición	204°C

*Fuente: The Future of Glycerol y Handbook of chemistry and physics.*

### 2.1.2) Aplicaciones del glicerol

El primer uso conocido del glicerol como reactivo data de 1866, en la síntesis de nitroglicerina. En la actualidad, se conocen más de 1500 aplicaciones de este producto como materia prima o aditivo. El glicerol se utiliza en preparados médicos y farmacéuticos y en cosmética, principalmente como un medio para mejorar su suavidad, proporcionando lubricación. Debido a que es una sustancia higroscópica, se emplea como humectante. También es ampliamente utilizado como laxante y en los jarabes para la tos y expectorantes. Su sabor ligeramente dulce unido a su propiedad de no elevar los niveles de azúcar en sangre hace que sea además muy utilizado como aditivo alimentario.

En relación con el cuidado personal, el glicerol sirve como emoliente, humectante, disolvente y lubricante en una enorme variedad de productos. Se calcula que las cremas dentales representan casi un tercio del mercado del glicerol en este ámbito. También es un componente del llamado “jabón de glicerina”, que es utilizado para pieles sensibles y fácilmente irritables, debido a su acción hidratante.

En la tabla 2-2 se enuncian algunas aplicaciones más específicas del glicerol diferenciadas por sectores industriales.

*Tabla 2-2. Aplicaciones industriales del glicerol.*

Sectores industriales	Aplicaciones
<b>Farmacéutico</b>	Excipiente, antiséptico, inhibidor de cambios enzimáticos, disolvente de compuestos, humectante.
<b>Productos de cuidado personal y bucal</b>	Jabones, cremas para la piel, cremas para afeitarse, cremas para el cabello, enjuagues bucales, cremas dentales.
<b>Alimentos</b>	Aditivo empleado de forma directa o derivado, tal como el monoestearato de glicerol.
<b>Tabaco</b>	Plastificante, regulador de humedad.
<b>Papel y telas</b>	Plastificante, suavizante, humectante.
<b>Industria química</b>	Explosivos, anticongelantes, surfactantes, lubricantes, resinas alquídicas para tintas, pinturas y barnices, poliésteres de base poliéter para obtener poliuretano.

*Fuente: Ayoub y Abdullah, 2012.*



## 2.2 ) Descripción del producto: Hidrógeno

Hidrógeno, del latín “*hydrogenium*”, y éste del griego antiguo ὕδωρ (*hydor*): “agua” y γένος-ου (*genos*): “generador”, originan el término que expresa “generador o productor de agua”, por los fenómenos que llevaron a su descubrimiento.

El hidrógeno es un elemento químico representado por el símbolo H cuyo número atómico es 1. Con una masa atómica de 1,00784 u, es el elemento químico más ligero y, también, el más abundante, constituyendo aproximadamente el 75% de la materia visible del universo. A pesar de esto, no es posible encontrarlo libre en la naturaleza. Puede formar compuestos con la mayoría de los elementos y está presente en el agua y en la mayoría de los compuestos orgánicos.

En condiciones normales de presión y temperatura, es un gas diatómico ( $H_2$ ) incoloro, inodoro, insípido, no metálico y altamente inflamable. Sin embargo, el hidrógeno gaseoso es extremadamente poco abundante en la atmósfera de la Tierra (1 ppm en volumen), debido a su pequeña masa que le permite escapar de la gravedad terrestre más fácilmente que otros gases más pesados. Se encuentra en abundancia en las estrellas y en los planetas gaseosos gigantes. Las nubes moleculares de  $H_2$  están asociadas a la formación de las estrellas. Juega un papel fundamental como combustible de las mismas por medio de las reacciones de fusión nuclear entre núcleos de hidrógeno.

Este elemento tiene una química singular. Es el único elemento en la tabla periódica que no pertenece a ningún grupo en particular. Además, sus tres isótopos difieren tanto en sus masas moleculares que las propiedades físicas y químicas son sensiblemente diferentes.



*Figura 2-3. Representación del hidrógeno molecular,  $H_2$ .  
Fuente: Google imágenes.*

### 2.2.1) Propiedades del hidrógeno

Las propiedades físicas del hidrógeno son:

- En condiciones normales, el hidrógeno es un gas incoloro, inodoro y sin sabor.
- El hidrógeno dispone de una densidad en estado gaseoso (a 20°C y 1 atm) de 0,08376 kg/m<sup>3</sup>; y una densidad en estado líquido (a -253°C y 1 atm) de 0,0708 kg/l.
- El volumen específico de gas de hidrógeno (a 20°C y 1 atm) es de 11,94 m<sup>3</sup>/kg, mientras que el volumen específico del hidrógeno líquido (a -253°C y 1 atm) es de 14,12 l/kg.
- Facilidad de efusión, así como también de difusión.
- Óptima conductividad calorífica.
- Punto de fusión de 14,025K (-259,13°C).



- Punto de ebullición de 20,268K (-252,88°C).
- Relación de expansión de 1:848. Significa que el hidrógeno, en su estado gaseoso en condiciones atmosféricas, ocupa 848 veces más volumen que cuando se encuentra en estado líquido.

Las propiedades químicas del hidrógeno son:

- Su peso atómico es 1,00784 u.
- Posee los estados de oxidación de +1, -1.
- Completa su nivel de valencia con un electrón capturado, para así poder producir el anión H<sup>-</sup>.
- Se combina con los metales alcalinos y alcalinotérreos (menos con el berilio y magnesio), a través de enlaces iónicos.
- Forma enlaces tipo covalentes, con los no metales.
- Forma enlaces metálicos con los elementos de transición.
- El hidrógeno, H<sup>+</sup>, siempre se encuentra asociado a otro elemento, menos en el estado gaseoso.
- Posee estructura cristalina hexagonal.
- Reacciona con la gran mayoría de los elementos de la tabla periódica.
- En estado gaseoso, no es demasiado reactivo, debido a la elevada energía de enlace covalente que posee, H-H = 436 kJ/mol. Este tipo de enlace es más fuerte que los enlaces que forma con la gran parte de los demás elementos no metálicos.

En la tabla 2-3 se agrupan algunas de las características generales del hidrógeno.

*Tabla 2-3. Propiedades del hidrógeno.*

Apariencia	Incoloro, inodoro y sin sabor
Nombre, símbolo, número atómico	Hidrógeno, H, 1
N° CAS	1333-74-0
N° EINECS	215-605-7
Serie química	No metales
Grupo, período, bloque	1, 1, s
Masa atómica	1,0079 g/mol
Configuración electrónica	1s <sup>1</sup>
Electrones por nivel	1
Radio medio	25 pm
Electronegatividad	2,2 (Pauling)
Radio atómico	53 pm (Radio de Bohr)
Radio iónico	208 pm
Radio covalente	37 pm
Radio de Van der Waals	120 pm
Estados de oxidación	+1, -1
Óxido	Anfótero
1ª Energía de ionización	1312 kJ/mol
Estado ordinario	Gas
Densidad	0,08376 kg/m <sup>3</sup>



Punto de fusión	14,025K
Punto de ebullición	20,268K
Punto de inflamabilidad	255K
Entalpía de vaporización	0,44936 kJ/mol
Entalpía de fusión	0,05868 kJ/mol
Presión de vapor	209 Pa a 23K
Temperatura crítica	23,97K
Presión crítica	1,293x10 <sup>6</sup> Pa
Volumen molar	22,42x10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup> /mol
Estructura cristalina	Hexagonal
Calor específico	1,4304x10 <sup>4</sup> J/(K·kg)
Conductividad térmica	0,1815 W/(K·m)
Velocidad del sonido	1270 m/s a 293,15K

*Fuente: Holgado Secas, H.*

### 2.2.2) Aplicaciones del hidrógeno

El hidrógeno es un producto muy importante que tiene múltiples usos y aplicaciones en distintos sectores productivos. En la tabla 2-3 se resume su utilidad en función de la pureza requerida.

*Tabla 2-4. Usos del hidrógeno gaseoso en función de su pureza.*

Hidrógeno en estado gaseoso	
Pureza mínima (%)	Principales Usos
99,95	Aplicaciones industriales en general
99,99	Combustibles y aplicaciones en la química del agua
99,995	Instrumentación analítica y aplicaciones de propulsión
99,999	Semiconductores, analizadores y aplicaciones especiales

*Fuente: Pino Priego, A., 2009.*

En las siguientes secciones del capítulo se expresan con mayor detalle dichos usos y los procesos productivos en los que se aplica.

#### 2.2.2.1) Usos industriales del hidrógeno

##### 2.2.2.1.a) Hidrógeno en la Industria Metalúrgica

En la industria siderúrgica, el mineral de hierro puede ser reducido empleando coque o un gas que contenga hidrógeno, monóxido de carbono, o mezclas de éstos. Además, en la industria metalúrgica, el hidrógeno se emplea como agente reductor y en procesos de producción de otros metales no-férricos (como por ejemplo cobre, níquel, cobalto, molibdeno, uranio y otros).



#### 2.2.2.1.b) Hidrógeno en la Industria Química

El hidrógeno es un compuesto de gran interés para la industria química, participando en reacciones de adición en procesos de hidrogenación o como agente reductor en procesos de reducción. A continuación, se citan algunos de los procesos más importantes en los que participa:

- Síntesis de amoníaco: el amoníaco se obtiene por la reacción catalítica entre nitrógeno e hidrógeno.
- Procesos de refinación: los procesos de hidrogenación en refinación tienen como objetivo principal la obtención de fracciones ligeras de crudo a partir de fracciones pesadas, aumentando su contenido en hidrógeno y disminuyendo su peso molecular. De forma simultánea pueden eliminarse elementos indeseados como azufre, nitrógeno y metales.
- Tratamiento de carbón: mediante el tratamiento de carbón en presencia de hidrógeno en diferentes condiciones de presión y temperatura, pueden obtenerse productos líquidos y/o gaseosos mediante diferentes procesos (hidrogenación y gasificación).
- Gas de síntesis: la producción de hidrógeno a partir de hidrocarburos conduce a una mezcla de gases formada principalmente por hidrógeno y monóxido de carbono. Esta mezcla de gases se denomina "Gas de Síntesis" debido a su empleo en procesos de síntesis de productos químicos especiales, como por ejemplo la síntesis de metanol, hidroformilación de olefinas (proceso oxo: importante para la producción industrial de aldehídos a partir de alquenos) y síntesis de metano y etileno, entre otras.
- Síntesis orgánica: en química orgánica el hidrógeno participa en un gran número de procesos de hidrogenación o reducción para la obtención de productos químicos e intermedios.
- Síntesis inorgánica: el hidrógeno es imprescindible en procesos de importancia comercial como por ejemplo la producción de ácido clorhídrico, peróxido de hidrógeno, entre otros.

#### 2.2.2.2) Usos energéticos del hidrógeno

El hidrógeno puede quemarse directamente para la generación de electricidad mediante turbinas de gas y ciclos combinados o directamente como combustible de motores. Las principales ventajas de este compuesto se centran en las elevadas eficiencias que pueden alcanzarse y en que el único producto de su combustión es vapor de agua, estando exento de  $\text{NO}_x$ , si se controla la temperatura para inhibir la reacción entre el nitrógeno y el oxígeno atmosféricos, y de  $\text{CO}_2$ , evitando la contribución al calentamiento global.

#### 2.2.2.3) Otros usos

Aparte de los usos antes mencionados, cabe destacar los siguientes:

- Combustible aeroespacial: además de servir como suministro de energía para los ordenadores y sistemas de soporte en el espacio, obteniendo agua como subproducto.
- Llamas de alta temperatura: la combustión de una mezcla estequiométrica de hidrógeno y oxígeno conduce a temperaturas de llama comprendidas entre los 3.000 K



y 3.500 K, las cuales pueden ser usadas para corte y soldadura en la industria del metal, crecimiento de cristales sintéticos, producción de cuarzo, etc.



### **3) ESTUDIO DE MERCADO**



### 3.1 ) Introducción

En este capítulo se introduce brevemente el mercado global y nacional del hidrógeno y se exhibe la información correspondiente a la demanda del producto por parte de la planta de peróxido de hidrógeno. Esta información determina la capacidad de producción de la planta descrita en el presente proyecto.

En una sección posterior, se analiza la interacción entre la oferta y la demanda de la principal materia prima utilizada: el glicerol crudo.

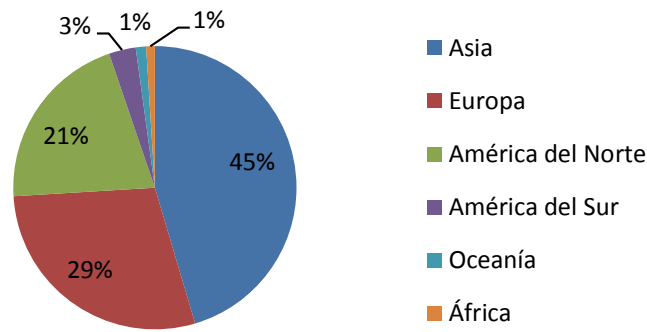
### 3.2 ) Estudio de mercado del Hidrógeno

El hidrógeno es un producto muy versátil. Actualmente, su consumo está dominado por la industria: sirve como materia prima en diversos procesos industriales, tales como la producción de amoníaco por el proceso de Haber, en la refinería de petróleo (hidrocraqueo), en la hidrogenación de aceites vegetales y animales, como reductor en la industria del acero y en la producción de otros productos químicos como el metanol o peróxido de hidrógeno. Pero se puede proyectar un gran aumento en su demanda debido a su potencial energético.

Las tecnologías disponibles hacen posible la producción, almacenamiento, transporte y uso de energía proveniente del hidrógeno de formas muy variadas, y a partir de un amplio espectro de materias primas. Éstas incluyen diversas fuentes renovables, gas natural, carbón, aceites y agua (por electrólisis utilizando energía nuclear, solar o eólica). A raíz de esto se visualiza el rol clave que este producto tiene en el futuro de la energía limpia, segura y asequible.

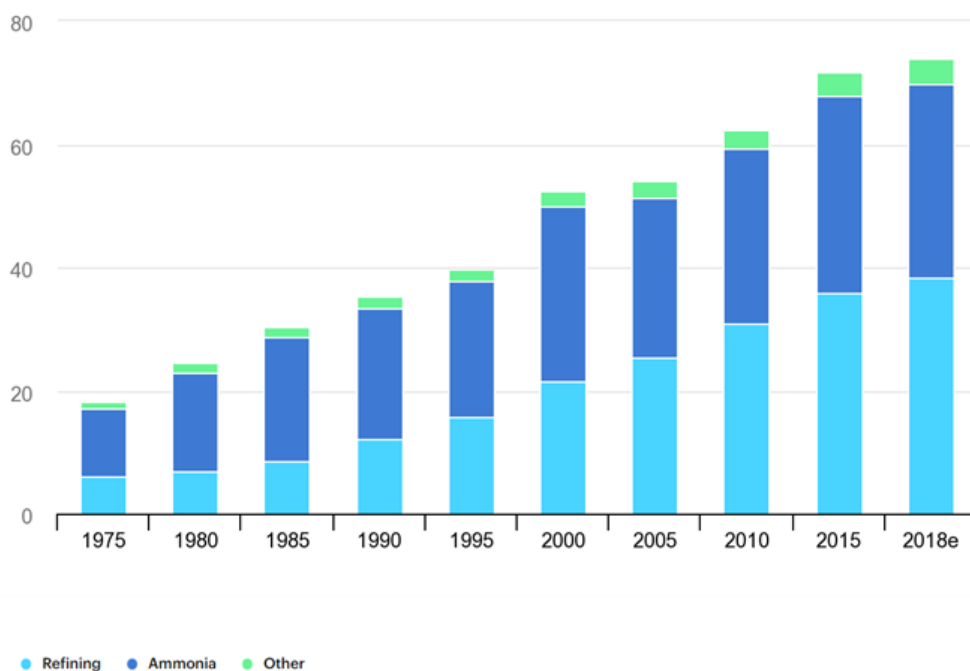
#### 3.2.1) Mercado mundial

Las principales compañías productoras de hidrógeno son Hyster-Yale Materials Handling Inc, Linde Group, L'Air Liquide S.A., Messer Group GmbH, Universal Industrial Gases Inc, Praxair Inc, BASF SE, Showa Denko K.K., Gulf Cryo and Air Products and Chemicals Inc. Distribuidas por todo el mundo, estas marcas tienen sus mayores centros productores en Estados Unidos, seguido por Corea del Sur, Alemania y Noruega. Pese a que el 90% de la producción mundial de hidrógeno está destinada al consumo interno de la propia compañía que lo obtiene, en la figura 3-1 se puede observar la participación de estos actores en las exportaciones del hidrógeno mostradas por continentes. El 3% representado por América del Sur corresponde a Brasil.



*Figura 3-1. Participación de los continentes en las exportaciones de Hidrógeno. Año 2017.  
Fuente: The Observatory of Economic Complexity.*

La demanda global del hidrógeno, que se ha triplicado desde 1975, se observa en la figura 3-2 a continuación, expresada en millones de toneladas.

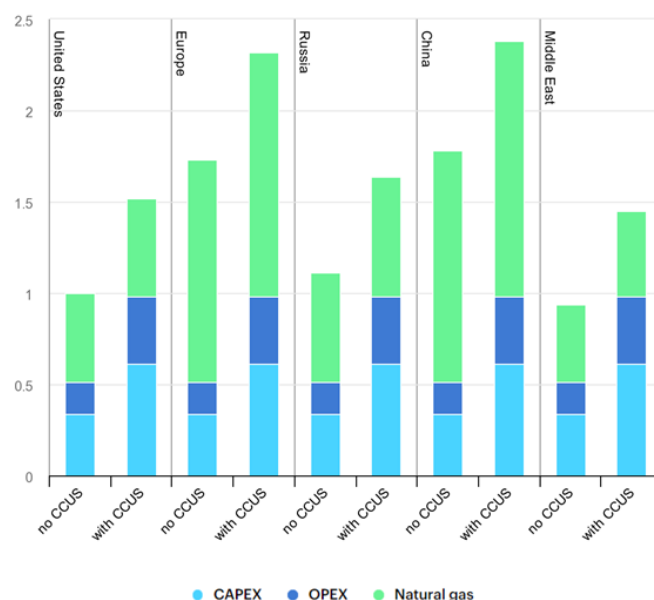


*Figura 3-2. Demanda global del hidrógeno puro, 1975-2019.  
Fuente: The Future of Hydrogen. International Energy Agency (IEA).*

En la actualidad, esta demanda es satisfecha por hidrógeno producido, casi en su totalidad, a partir de combustibles fósiles, consumiendo el 6% del gas natural (70 millones de toneladas) y el 2% del carbón (principalmente por China) en el mundo (The Future of Hydrogen, IEA. 2019). Como consecuencia de ello, la producción de hidrógeno es responsable por emisiones de dióxido de carbono de alrededor de 830 millones de toneladas por año, motivo por el cual la captura del CO<sub>2</sub> y la búsqueda de fuentes de hidrógeno provenientes de biomasa renovable comprenden dos objetivos primordiales en el presente proyecto.



Los costos de producción de hidrógeno a partir de gas natural se ven influenciados por varios factores técnicos y económicos, siendo el precio del gas y el capital de inversión los más importantes. Esto se puede visualizar en la figura 3-3, representada en USD/kgH. El costo del combustible constituye entre el 45% y el 75% del costo total de producción, siendo menores en el Oriente Medio (Arabia Saudita, Armenia, Azerbaiyán, Baréin, Catar, Emiratos Árabes Unidos, Georgia, Irak, Irán, Israel, Jordania, Kuwait, Líbano, Omán, Palestina, Siria, Turquía y Yemen, Chipre y Egipto), Rusia y Estados Unidos. Países como China, Japón, Corea e India que son importadores de gas natural tienen mayores costos de producción (The Future of Hydrogen, IEA. 2019).



*Figura 3-3. Costos de producción de hidrógeno usando gas natural por regiones. Año 2019.*

*Fuente: The Future of Hydrogen. International Energy Agency (IEA).*

CAPEX es el capital de inversión y OPEX es el costo operativo.

### 3.2.2) Mercado nacional

En Argentina, las principales plantas productoras de gases industriales son las siguientes:

- Air Liquide de Argentina en el parque industrial de Campana, provincia de Buenos Aires.
- INDURA del Grupo Air Products en el Parque Industrial CIPO Garín, en Escobar, Buenos Aires.
- Linde, ex-Praxair en El Talar de Pacheco, provincia de Buenos Aires.
- Linde en el parque industrial de Pilar, provincia de Buenos Aires.

Como se mencionó en la sección anterior, Argentina no es un gran exportador de este producto. La gran mayoría de su producción es destinada al consumo propio de quien lo genera y una parte de la demanda nacional es subsanada por el producto de exportación. Esto



se refleja en la tabla 3-1 de acuerdo a la información arrojada por la página recolectora de datos de comercio exterior: Scavage.

*Tabla 3-1. Exportaciones e importaciones de Hidrógeno, gases nobles y demás elementos no metálicos. Años: 2008-2017.*

Período	Exportaciones		Importaciones		Diferencia	
	Cantidad (t)	FOB (USD)	Cantidad (t)	FOB (USD)	Cantidad (t)	FOB (USD)
2008	622,17	131579	7860,32	26435556	-7238,15	-26303977
2009	681,93	227862	2724,50	5688992	-2042,58	-5461130
2010	1485,67	321082	3838,04	9162237	-2352,38	-8841155
2011	1507,43	304432	5086,43	15093906	-3579,00	-14789474
2012	4146,78	575873	3170,10	8408408	976,68	-7832535
2013	7057,11	991231	4610,35	10642020	2446,76	-9650789
2014	3644,50	552154	3703,47	8588555	-58,96	-8036401
2015	1872,11	269221	4742,29	10473927	-2870,17	-10204706
2016	1971,61	278609	3204,89	5795033	-1233,28	-5516424
2017	941,04	136211	1779,00	3112726	-837,97	-2976515

*Fuente: Scavage.*

Los datos de comercio anteriormente expuestos corresponden a la categoría en la que se engloba al hidrógeno junto con gases nobles y demás elementos no metálicos. Debido a la falta de información con respecto al hidrógeno particularmente, estos datos sirven para ilustrar la tendencia del producto, que como se observa se encuentra en déficit comercial en el país.

La mayoría de las compañías de este rubro ofrecen varias posibilidades de distribución para este producto. La selección del método más adecuado depende de la distancia a la que se encuentre el consumidor. Para cortas distancias, se procede a su distribución a través de tuberías llamadas gaseoductos, acondicionadas para el transporte de hidrógeno, asegurando la pureza y el flujo requeridos por los clientes. Si es necesario recorrer distancias medias, se transporta en camiones de cilindros de hidrógeno comprimido (*tube trailers*), con capacidad de entre 63 y 460 kg de H<sub>2</sub>. Para distancias aún más largas, es posible su transporte por tierra o por mar en estado líquido, pero como es de esperarse el costo que conlleva la licuación del hidrógeno es muy alto. Debido a esto, algunas compañías también ofrecen la instalación de un módulo de producción “*on site*”; lo que implica la adición de una etapa de reformado de metano con vapor. Dichos equipamientos consisten en plantas modulares de H<sub>2</sub> con tecnología de reformado con vapor, seguido de purificadores para obtener la pureza requerida.

El presente proyecto viene a reemplazar un módulo de producción de H<sub>2</sub> para alimentar una planta de peróxido de hidrógeno, mediante el reformado catalítico de glicerina con vapor de agua y adsorción in situ de CO<sub>2</sub>.



### 3.3 ) Capacidad productiva de la planta

El tamaño de un proyecto o su capacidad de producción es el volumen o número de unidades que puede producir en un período de tiempo establecido. Seleccionar el tamaño óptimo es de suma importancia debido a que éste influye directamente en los recursos necesarios, afectando así los costos operativos y el capital de inversión requeridos.

Usualmente, la capacidad se determina equilibrando la relación precio-volumen, determinada por la demanda, y la relación costo-volumen, guiada por las economías y deseconomías de escala que pueden lograrse en el proceso productivo, a modo de lograr la máxima rentabilidad posible de la inversión. Sin embargo, como este proyecto se adhiere a la planta productora de agua oxigenada, es ésta quién fija la demanda de hidrógeno a satisfacer.

La planta productora de peróxido de hidrógeno requiere un caudal constante de 176,5 kg/h de hidrógeno de una pureza del 99,9%. Diseñada para trabajar en continuo, en tres turnos de 8 horas durante 335 días/año, esta planta prevé un consumo de hidrógeno de 1419,06 t/año. Definiéndose esa cantidad de hidrógeno como la capacidad de producción anual.

En la sección inmediatamente posterior, se analiza el mercado de la principal materia prima: el glicerol crudo proveniente de la industria de biodiésel, y se analiza su potencial disponibilidad en las cantidades requeridas para satisfacer la demanda de la planta productora de peróxido de hidrógeno.

### 3.4 ) Estudio de mercado del glicerol crudo

El glicerol, principal materia prima del proceso productivo, al igual que todos los insumos necesarios, se producen en cantidades suficientes como para abastecer la producción sin modificar significativamente sus respectivos mercados.

En la actualidad, la mayor fuente de producción de glicerol es el biodiésel. Éste se obtiene como subproducto en el proceso de transesterificación de los aceites vegetales con metanol, en proporciones de alrededor del 10% p/p con respecto al biodiésel obtenido. Debido a esto, en el presente proyecto se procesa glicerol proveniente de este tipo de industria. Por lo que se procede a analizar su mercado, para continuar con el respectivo al glicerol crudo y refinado.

#### 3.4.1) Biodiésel

Desde hace más de 10 años, se está apostando por el biodiésel como combustible sustituto del diésel. Existen tres razones principales para la producción del biocombustible. La primera es la diversificación de las fuentes de energía en el transporte, es decir, el evitar la dependencia total de los productos derivados del petróleo. La segunda es la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) que se lograría gracias a que la planta de la que se obtiene el biocombustible capta CO<sub>2</sub> al crecer. Y finalmente, el impulso que supone para las zonas rurales de recursos escasos el desarrollo de un carburante de origen agrícola (*Commission of the European Communities, 2006*).

Es posible el empleo de biodiésel 100% puro (B100) como combustible, sin embargo, las propiedades de este combustible, distan en cierta medida de las propiedades del diésel mineral, lo que provoca que sea necesaria una ligera modificación de determinadas piezas de



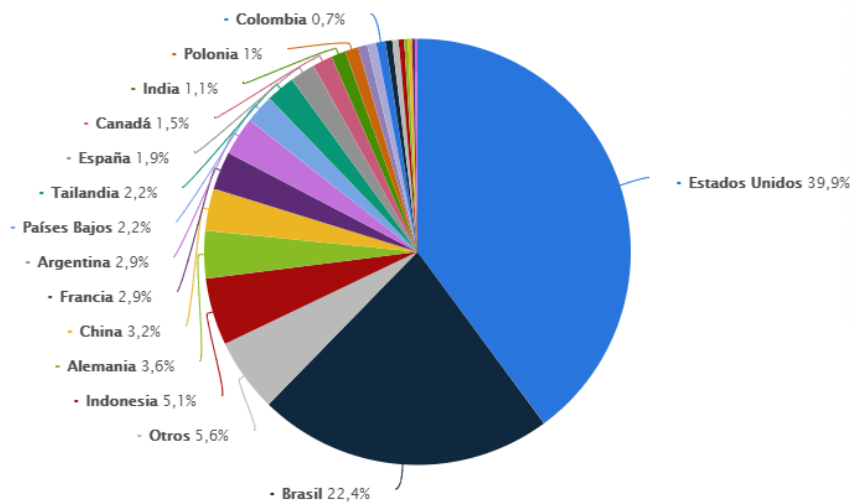
los motores. Por esta razón, resulta muy habitual el uso de mezclas biodiésel-diésel en porcentajes que van del 2% (B2) al 20% (B20) v/v de biodiésel. Con la utilización de estas mezclas no es necesaria la modificación de los motores y reportan beneficios en su utilización.

Aunque el auge de los biocombustibles reside principalmente en el sector del transporte, en la actualidad, existen numerosas plantas de cogeneración de energía operadas completamente con biocombustibles líquidos alrededor del mundo. En América del Sur, sobresale una central eléctrica alimentada por bioetanol en Brasil y otra alimentada por biodiésel en Argentina (REN21, 2012).

### 3.4.1.1) Mercado mundial

Del 2005 al 2010, la introducción de nuevas medidas políticas incentivó la producción del biodiésel en el mundo. Desde entonces, la demanda global de este producto se ha estabilizado progresivamente. No obstante, ello podría cambiar a raíz de la introducción de nuevas medidas, así como la creación de biocombustibles de nueva generación.

Los principales productores de biodiésel son: Estados Unidos, Brasil, Indonesia, Alemania, China, Francia y Argentina, como se puede ver en la figura 3-4.



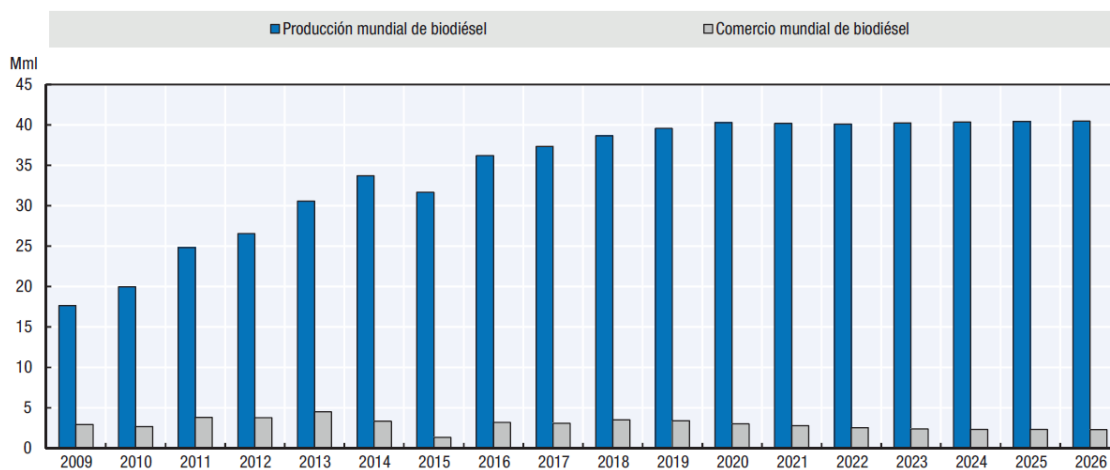
*Figura 3-4. Distribución porcentual de la producción mundial de biocombustible en 2018, por países.  
Fuente: Statista 2020.*

El mercado de biodiésel es muy complejo ya que está estrechamente vinculado a las decisiones políticas en materia de medio ambiente: su producción se sustenta porque ciertos países instauraron cuotas de biocombustibles en su consumo total de combustibles. En 2009, la directiva RED (*Renewable Energy Directive*) impuso un porcentaje de biocarburante dentro de la mezcla final de los carburantes vendidos en el continente europeo. Sin embargo, esta política podría evolucionar en los próximos años con la publicación de la RED II, que establecerá objetivos ambientales para el 2030.



En la actualidad, las mayores distorsiones en este mercado son fruto de las medidas antidumping y/o antisubvenciones implementadas por algunos países para proteger su producción interna de biodiésel. Estas medidas repercuten en los intercambios comerciales, pero también en la producción y el consumo, generando incertidumbre y fuertes cambios en el mercado de un año a otro.

La OCDE prevé un consumo de biodiésel estable en su proyección 2016-2026 (figura 3-5) ya que las limitaciones de consumo del biodiésel de primera generación en ciertas zonas serán compensadas por el mayor consumo de biodiésel avanzado, así como por un mayor consumo de otros países.



*Figura 3-5. Desarrollo del mercado mundial de biodiésel. Proyección 2016-2026.  
 Fuente: OCDE/FAO (2017).*

En la figura 3-6 se observa la producción mundial de biodiésel de manera diferenciada por los principales continentes participantes en su elaboración, para los años transcurridos entre el 2000 y el 2016.



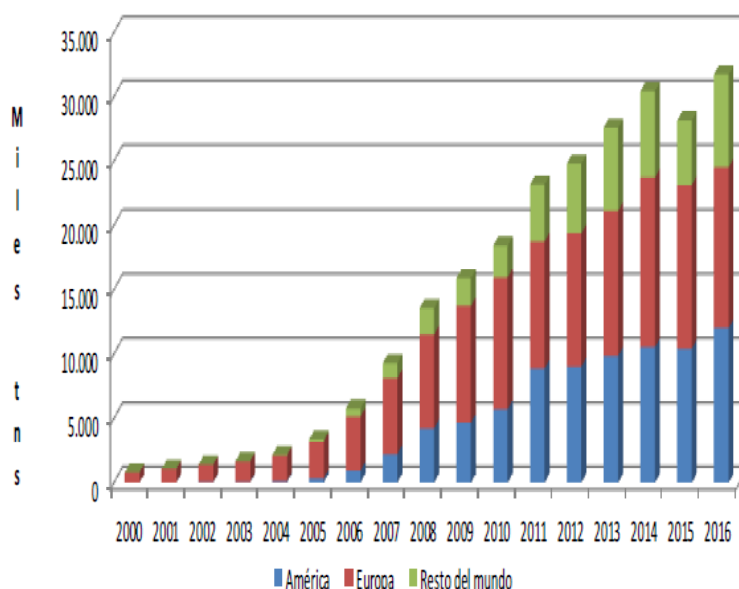


Figura 3-6. Producción mundial de biodiésel. Años: 2000-2016.  
Fuente: Energy Information Administration (EIA).

### 3.4.1.2) Mercado nacional

La industria de biodiésel en la República Argentina cuenta en la actualidad con 38 fábricas, las cuales registran una capacidad de producción anual conjunta de aproximadamente 4.600.000 toneladas/año. Las mismas se listan en la tabla 3-2 a continuación.

Tabla 3-2. Industrias de biodiésel en Argentina con sus respectivas capacidades productivas.

Compañía	Ubicación/ localidad	Provincia	Capacidad de producción anual (t)
<b>L.D.C. Argentina S.A.</b>	Gral. Lagos	Santa Fe	610000
<b>Patagonia Bioenergía</b>	San Lorenzo	Santa Fe	500000
<b>Renova</b>	San Lorenzo	Santa Fe	480000
<b>Terminal 6</b>	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	480000
<b>CARGILL S.A.C.I.</b>	Villa Gobernador Galvez	Santa Fe	300000
<b>COFCO Argentina S.A.</b>	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	250000
<b>UNITEC - BIO S.A.</b>	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	240000
<b>Viluco S.A. (Grupo Lucci)</b>	Frías	Santiago del Estero	200000
<b>Vicentin SAIC</b>	Avellaneda	Santa Fe	180000
<b>Molinos Río de la Plata S.A.</b>	Rosario	Santa Fe	145000
<b>Explora S.A.</b>	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	120000
<b>El Albardón S.A.</b>	Puerto Gral. San	Santa Fe	100000



Martín			
<b>Diaser S.A.</b>	Parte Industrial San Luis	San Luis	96000
<b>ARIPAR</b>	Daireaux	Buenos Aires	50000
<b>Cremer Argentina S.A.</b>	Arroyo Seco	Santa Fe	50000
<b>Bio Bahía S.A.</b>	Bahía Blanca	Buenos Aires	50000
<b>Pampa Bio S.A.</b>	General Pico	La Pampa	50000
<b>Rosario Bioenergy S.A.</b>	Roldán	Santa Fe	50000
<b>Bio Ramallo S.A.</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000
<b>Bio Bin S.A.</b>	Junín	Buenos Aires	50000
<b>Bio Nogoyá S.A.</b>	Nogoyá	Entre Ríos	50000
<b>Latin Bio S.A.</b>	Arroyo Seco	Santa Fe	50000
<b>Bio Corba S.A.</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000
<b>Refinar Bio</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000
<b>Bio Bal S.A.</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000
<b>Energías Renovables S.A.</b>	Castriló	La Pampa	50000
<b>Advanced Organic Materials S.A. (AOM)</b>	Parte Industrial Pilar	Buenos Aires	50000
<b>Diferoil S.A.</b>	General Alvear	Santa Fe	48000
<b>Biomadero</b>	La Matanza	Buenos Aires	36000
<b>Energías Renovables Argentinas S.R.L.</b>	Piamonte	Santa Fe	24000
<b>Colalao del Valle S.A.</b>	Los Polvorines	Buenos Aires	18000
<b>Soy Energy S.A.</b>	Villa Astolfi	Buenos Aires	18000
<b>Héctor Bolzán S.A.</b>	Aldea María Luisa	Entre Ríos	14400
<b>New Fuel S.A.</b>	Villaguay	Entre Ríos	14000
<b>Prochem Bio S.A. (AC)</b>	Ramallo	Buenos Aires	12000
<b>B.H. Biocombustibles S.R.L.</b>	Calchaquí	Santa Fe	10800
<b>Doble L Bioenergías S.A.</b>	Esperanza	Santa Fe	10800
<b>Agro M&amp;G</b>	Saladillo	Buenos Aires	10000

*Fuente: Bolsa de Comercio de Rosario junto con la Asociación Argentina de Biocombustibles e Hidrógeno. Septiembre de 2017.*

Lo primero que se aprecia de dicha tabla es que prácticamente la mitad de las plantas (18 en total) se encuentran localizadas en la provincia de Santa Fe y como varias de estas industrias son de gran tamaño, esta jurisdicción tiene una capacidad de producción anual de 3,6 millones de toneladas de biodiésel, o el 79% de la capacidad nacional de producción (Calzada, J., 2017). El motivo de la gran radicación de plantas de biodiésel en esta provincia tiene que ver con la existencia y funcionamiento del complejo industrial oleaginoso del Gran Rosario (comprendido por las ciudades de Rosario, San Lorenzo y Puerto General San Martín) que abastece de aceite de soja a los módulos de biocombustible y a un importante puerto fluvial con terminales de carga distribuidas a lo largo de toda esta zona sobre el Río Paraná, para el transporte de grandes volúmenes de producto en buques tanque. Todo ello tiene sentido en la medida que



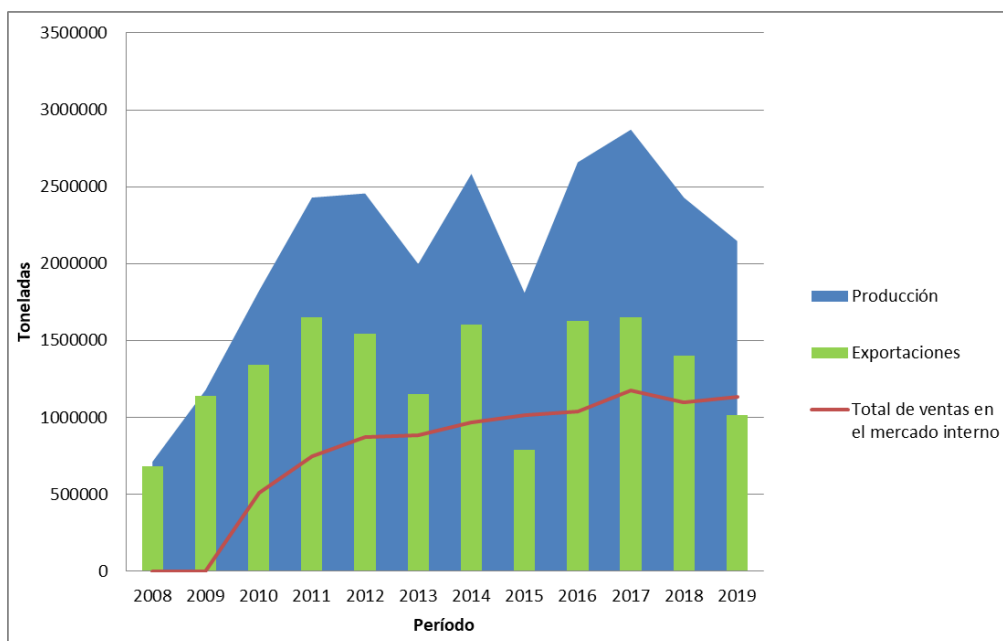
ambos productos -el aceite de soja y el biodiésel- se han destinado en un alto porcentaje al comercio exterior.

De acuerdo a la información suministrada por la Secretaría de Energía de la Nación, en la tabla 3-3 se muestra la producción nacional de biodiésel, junto con el destino de dicha producción, para los años entre el 2008 y el 2019. En base a esta información se elaboró la figura 3-7, en la que se visualiza claramente el desarrollo del mercado interno para el biodiésel.

*Tabla 3-3. Producción, ventas en el mercado interno y exportaciones de biodiésel.*

Período	Producción (t)	Ventas al corte (t)	Otras ventas mercado interno (t)	Total de ventas en el mercado interno (t)	Exportaciones (t)
2008	711864	0	265	265	680219
2009	1179103	0	426	426	1142283
2010	1820385	503353	5241	508594	1342318
2011	2429964	739486	9256	748742	1649352
2012	2456578	824394	50400	874794	1543094
2013	1997809	884358	618	884976	1149259
2014	2584290	969456	685	970141	1602695
2015	1810659	1012958	1403	1014361	788226
2016	2659275	1033331	3069	1036400	1626264
2017	2871435	1173295	238	1173533	1650119
2018	2428997	1098458	1433	1099891	1401317
2019	2147270	1070961	65767	1136728	1015007

*Fuente: Secretaría de Energía. Febrero 2020.*



*Figura 3-7. Producción, ventas en el mercado interno y exportaciones de biodiésel.*  
*Fuente: elaboración propia.*



La mezcla obligatoria de gasoil con biodiésel implementada por el Gobierno Argentino a partir del año 2010 mediante el Programa Nacional de Biocombustibles impulsó el crecimiento del mercado interno. El mandato de corte surge del artículo N° 7 de la Ley 26.093, reglamentada por Decreto 109/07, y desde el año 2014, el porcentaje de mezcla obligatoria se encuentra en el 10% (Calzada, J., 2017). Debido a esto, el mercado local presenta una gran estabilidad en la actualidad, aunque con la posibilidad de un mayor crecimiento a través de la instauración de programas provinciales de implementación de vehículos de transporte público que funcionan con una tasa de corte del 25% de biodiésel en gasoil e incluso unidades que funcionan con biodiésel puro. Esto se ha estado probando durante los últimos años en varias provincias de la Nación, como Santa Fe, Córdoba y Buenos Aires (Calzada, J., 2018).

De la figura 3-7 también se observa claramente cómo las fluctuaciones en la producción total dependen del volumen de producto exportado. Las caídas en las ventas al exterior en los años 2013, 2015 y a partir del año 2018 se deben mayoritariamente a decisiones políticas, tanto extranjeras como locales, que han perjudicado el comercio argentino de biodiésel.

La baja del año 2013 se debió a los altos derechos de exportación y al régimen impositivo no conveniente establecido por el Gobierno Nacional, junto con las medidas antidumping aplicadas por la Unión Europea y la posterior acción del Gobierno Español de excluir a las fábricas argentinas de biodiésel para exportar a dicho país, cuando anteriormente era el receptor de más de la mitad de las exportaciones locales del biocombustible. Ante ello, el Gobierno Nacional redujo la alícuota del derecho de exportación a mediados del 2014 y a la vez eximió de impuestos a todo el biodiésel generado. Este nuevo esquema permitió explorar nuevos mercados de exportación no contemplados con anterioridad, como Australia, Corea del Sur y Taiwán.

El mayor descenso en la producción del biocarburante se dio en el 2015 debido a la caída del precio del petróleo. Esto motivó la caída en la producción de los biocombustibles de manera general.

Entre los años 2015 y 2017 el principal destino de las exportaciones argentinas era Estados Unidos (en 2016 alcanzó a absorber el 90% de los embarques de biodiésel). Posteriormente, el 22 de agosto de 2017, el Departamento de Comercio de los Estados Unidos impuso aranceles compensatorios (*countervailing duty* o CVD, por sus siglas en inglés) preliminares a la importación de biodiésel de Argentina e Indonesia. Generando así un nuevo declive en las exportaciones para el año 2018.

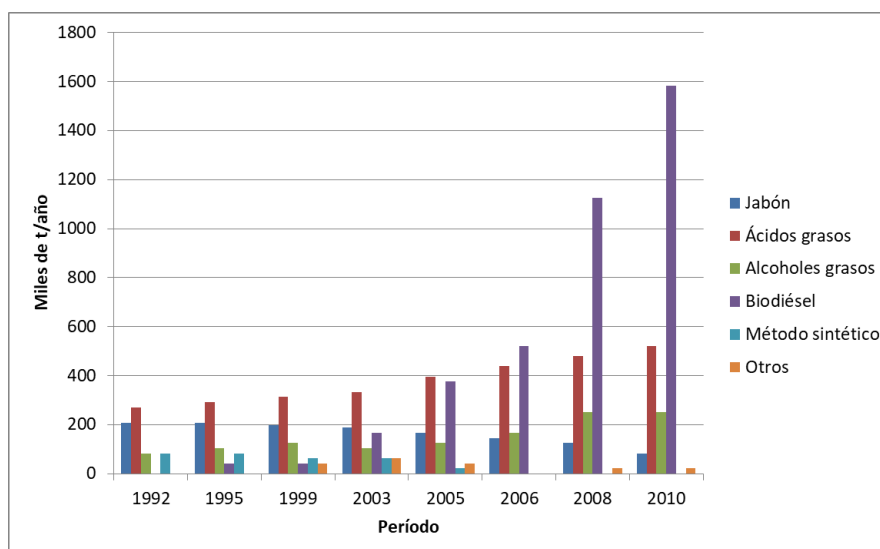
El país se encuentra actualmente en la búsqueda de nuevos mercados donde colocar el producto, siendo Europa nuevamente una opción, luego de que el gobierno español levantara el veto a las importaciones de biodiésel argentino que había impuesto años atrás.

Durante los últimos dos años, los mayores importadores de nuestro biodiésel fueron los Países Bajos y Malta, seguidos por Bélgica y Canadá.



### 3.4.2) Glicerol crudo

Tradicionalmente la glicerina se ha obtenido por diferentes procesos, como son la fabricación de jabones, la producción de ácidos grasos, de ésteres de ácidos grasos y alcoholes grasos, por métodos sintéticos o por otros métodos como puede ser la fermentación microbiana. Sin embargo, actualmente, el proceso de producción de biodiésel genera una gran cantidad de glicerina como subproducto. El elevado volumen de producción de biodiésel, ha provocado que éste sea el principal medio para la obtención de glicerina. En la figura 3-8 se observa claramente esta transición a través de los años.



*Figura 3-8. Transición en la fuente de producción de glicerina a nivel mundial. Años: 1992-2010. Fuente: elaboración propia.*

La producción de glicerina a nivel nacional, proveniente de la industria del biodiésel, se calcula en base a la producción del biocombustible, teniendo en cuenta que el glicerol corresponde al 10,5% p/p de la cantidad total de biodiésel. En la tabla 3-4 se enlistan estos datos para los últimos diez (10) años.

*Tabla 3-4. Producción nacional de glicerol proveniente de la industria del biodiésel.*

Período	Producción de glicerol (t)
2010	191140
2011	255146
2012	257941
2013	209770
2014	271350
2015	190119
2016	279224
2017	301501
2018	255045
2019	225463

*Fuente: elaboración propia.*



Un indicador más específico que se utiliza para analizar la disponibilidad de la materia prima es el resultante de la diferencia entre la producción nacional y su consumo. Como no se dispone de información específica en cuanto al consumo local de glicerol crudo, se puede calcular el consumo aparente mediante la ecuación 3-1, expresada a continuación:

$$\text{Consumo aparente} = \text{Producción nacional} + \text{Importación} - \text{Exportación} \quad (3-1)$$

$$\text{Disponibilidad de glicerol} = \text{Producción nacional} - \text{Consumo aparente} \quad (3-2)$$

Debido a que las importaciones de glicerol crudo son despreciables, con valores de 2 y 3 cifras, o incluso menores, contra valores de 6 cifras para los volúmenes producidos y exportados, se puede considerar que el volumen potencialmente disponible para abastecer la presente planta productora de hidrógeno sería equivalente a la cantidad exportada durante los pasados años, información en base a la cual se procede a proyectar la disponibilidad del glicerol crudo. Las tablas 3-5, 3-6 y la figura 3-9 arrojan los resultados obtenidos mediante la función de Excel “PRONÓSTICO”.

*Tabla 3-5. Producción, consumo aparente y disponibilidad de glicerol crudo.*

Período	Producción de glicerol (t)	Exportaciones de glicerol crudo (t)	Consumo aparente (t)	Disponibilidad de glicerol (t)
2010	191140	143367	47773	143367
2011	255146	165240	89906	165240
2012	257941	169869	88072	169869
2013	209770	75699	134071	75699
2014	271350	160853	110497	160853
2015	190119	78700	111419	78700
2016	279224	174321	104903	174321
2017	301501	173466	128035	173466
2018	255045	132915	122130	132915
2019	225463	105062	120401	105062

*Fuente: elaboración propia a partir de datos de INDEC.*

*Tabla 3-6. Producción y disponibilidad del glicerol crudo. Años: 2010-2019. Proyecciones 2020-2029.*

Período	Producción de glicerol (t)	Disponibilidad de glicerol (t)
2010	191140	143367
2011	255146	165240
2012	257941	169869
2013	209770	165361
2014	271350	160853
2015	190119	167587
2016	279224	174321
2017	301501	173466
2018	255045	132915
2019	225463	105062

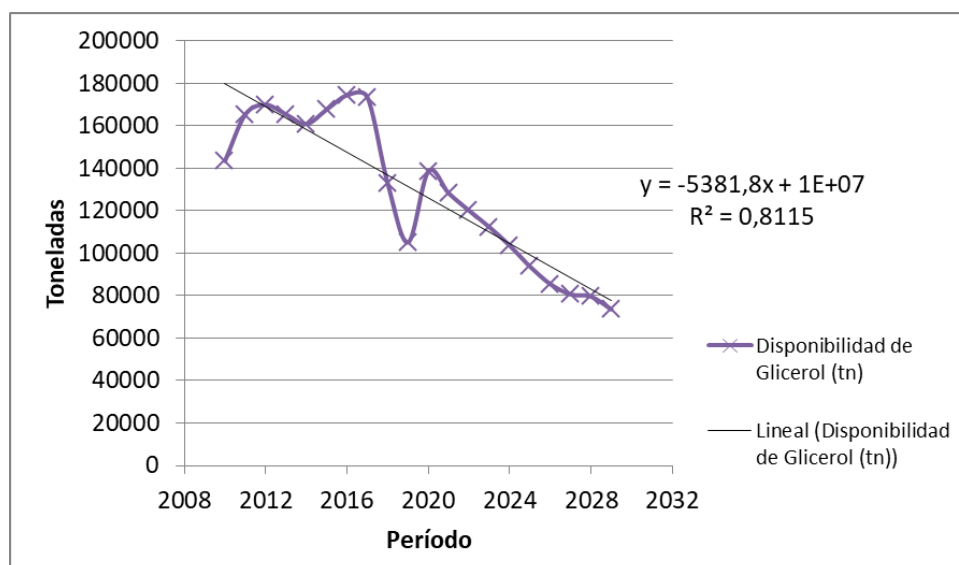


2020	265440	138490
2021	269399	128248
2022	273357	120067
2023	277315	112314
2024	281274	103578
2025	285232	93681
2026	289190	85440
2027	293149	80626
2028	297107	79583
2029	301065	73499

*Fuente: elaboración propia.*

Los valores correspondientes a los años 2013 y 2015 fueron corregidos, siguiendo las tendencias de sus respectivas anteriores y posteriores cantidades de glicerol disponibles.

Esta tendencia negativa en la disponibilidad del glicerol crudo se explica mediante la creciente exportación de glicerina refinada (tabla 3-7). A nivel nacional, se está impulsando ampliamente la instalación de refinerías, incluso en las mismas plantas productoras de biodiésel, para aumentar el valor agregado de esta materia prima con gran potencial de aprovechamiento. Aun así, la disponibilidad de glicerol crudo actual y la proyectada a futuro, son ampliamente mayores a la requerida por el presente proyecto, que ronda en cantidades de 18000 t/año.



*Figura 3-9. Tendencia de la disponibilidad futura de glicerol crudo.  
Fuente: elaboración propia.*

*Tabla 3-7. Exportaciones de glicerina refinada. Años: 2010-2019.*

Período	Exportaciones de glicerina refinada (t)
2010	56664
2011	69146

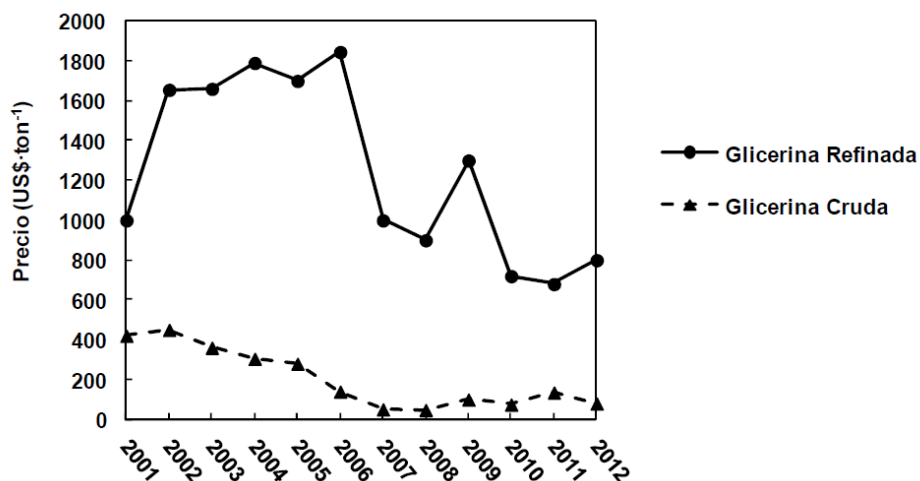


2012	68851
2013	100999
2014	102516
2015	87036
2016	96482
2017	105685
2018	111178
2019	118199

*Fuente: INDEC.*

### 3.4.2.3) Análisis de precios

Al analizar la evolución del precio del glicerol crudo y de la glicerina refinada a nivel mundial, se observa su caída entre los años 2006 y 2007, coincidentes con los años de despegue de la producción masiva de biodiésel. La figura 3-10 muestra dicha bajada de precios claramente.



*Figura 3-10. Evolución del precio de la glicerina refinada y cruda en el mercado global.  
Fuente: Renewable and Sustainable Energy Reviews. Año 2013.*

Ante el elevado volumen de producción de glicerina y la disminución de su precio, en esos años, determinadas industrias, como la de producción de propilenglicol o epiclorohidrina han desarrollado procesos para la obtención de estos productos a partir de glicerina y ya han alcanzado la etapa comercial. El desarrollo de las economías de los países emergentes, como China, también representan un foco de demanda de la glicerina, siendo este país el mayor importador del producto crudo elaborado en Argentina. México es el mayor importador del producto refinado, rondando en cantidades de 30000 t/año para los últimos años analizados.

Los precios de los productos exportados durante los últimos diez (10) años se exponen en las tablas 3-8 y 3-9, calculados a partir de los valores FOB de las exportaciones registradas por el INDEC.





*Tabla 3-8. Precio por tonelada del glicerol crudo. Febrero 2020.*

Período	Exportaciones de glicerol crudo (t)	Exportaciones de glicerol crudo (USD)	Precio de glicerol crudo (USD/t)
2010	143367	22354217	155,92
2011	165240	44960999	272,10
2012	169869	45023805	265,05
2013	75699	23472226	310,07
2014	160853	32757755	203,65
2015	78700	11700637	148,67
2016	174321	18777278	107,72
2017	173466	38560615	222,29
2018	132915	43860477	329,99
2019	105062	13574482	129,20

*Fuente: INDEC.*

*Tabla 3-9. Precio por tonelada de glicerina refinada. Febrero 2020.*

Período	Exportaciones de glicerina refinada (t)	Exportaciones de glicerina refinada (USD)	Precio de glicerina refinada (USD/t)
2010	56664	24239548	427,78
2011	69146	46108986	666,84
2012	68851	46437773	674,47
2013	100999	76104314	753,52
2014	102516	66324368	646,97
2015	87036	44859244	515,41
2016	96482	40887559	423,78
2017	105685	57171941	540,97
2018	111178	83110366	747,54
2019	118199	54421424	460,42

*Fuente: INDEC.*

Si bien se observaba cierta tendencia decreciente para los precios correspondientes a los años entre 2011 y 2016, tanto para el glicerol crudo como para el producto refinado, en los años 2017 y 2018 se observa un aumento para ambos productos en sus respectivos precios de exportación. Retomando la anterior tendencia en el pasado 2019, actualmente los valores son de 130 UDS/t de glicerol crudo y 460 USD/t para la glicerina refinada, aproximadamente.

### 3.5 ) Análisis FODA

#### Fortalezas

- Materia prima económica y proveniente de combustibles alternativos.
- El proceso productivo reemplaza los combustibles fósiles tradicionalmente utilizados, por una materia prima obtenida a partir de biomasa renovable.
- Producto muy versátil.



	<ul style="list-style-type: none"><li>• Infraestructura necesaria para la instalación del proyecto.</li><li>• Disponibilidad de mano de obra especializada.</li><li>• Captura y almacenamiento de una gran parte del dióxido de carbono producido.</li></ul>
<b>Oportunidades</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• El producto se encuentra en déficit nacional.</li><li>• Abastecer de manera directa planta productora de peróxido de hidrógeno.</li><li>• Gran potencial energético del producto.</li><li>• Posibilidades de ampliación del mercado destinatario del producto.</li><li>• Darle valor agregado al subproducto de una de las industrias más grandes a nivel nacional: la industria del biodiésel.</li></ul>
<b>Debilidades</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Proceso productivo innovador sin aplicación industrial hasta el momento.</li><li>• Requerimiento de una gran inversión inicial.</li><li>• Dependencia hacia la industria del biodiésel para la obtención de la materia prima.</li><li>• Constantes fluctuaciones en el precio de la materia prima y en su producción anual.</li></ul>
<b>Amenazas</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Inestabilidad económica nacional.</li><li>• Tendencia negativa en la disponibilidad del glicerol crudo.</li></ul>

*Fuente: elaboración propia.*

### 3.6 ) Conclusiones

Debido al anterior análisis se concluye que la oportunidad de reemplazar un módulo de H<sub>2</sub> *on site* para la planta productora de peróxido de hidrógeno es viable analizado desde la disponibilidad futura de materia prima. Si bien la tendencia de la misma es negativa en la proyección realizada a diez (10) años, no se espera que las refinerías de glicerol aumenten sus capacidades con la misma velocidad de crecimiento que hasta ahora, lo que asegura una gran disponibilidad para el presente proyecto.

La demanda insatisfecha de hidrógeno respalda esta conclusión, posibilitando la ampliación del mercado destinatario del producto, incluso hacia mercados aún no desarrollados pero con un gran potencial a nivel mundial, como es el mercado energético.

La visión ecológicamente amigable del proyecto es un aspecto importante a tener en cuenta debido a que la producción de hidrógeno es históricamente responsable de enormes emisiones de GEI y del consumo de combustibles fósiles en altas proporciones a nivel mundial. Por lo que desarrollar un proceso innovador que convierta una materia prima renovable en un producto limpio como el hidrógeno y que además capture y almacene dióxido de carbono está alineado con las tendencias futuras en la industria mundial.

La amenaza que genera la instalación de la planta en la República Argentina, ante su inherente inestabilidad económica, es un riesgo que se deberá afrontar, esperando que se vea aplacado por la relación con la industria del biodiésel, una de las industrias más impulsadas a nivel nacional durante los últimos años.

## **4) LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA**



## 4.1 ) Introducción

El fin que se persigue en cualquier problema de ubicación de fábricas es seleccionar un lugar, que reúna simultáneamente los materiales necesarios, que sean realizables los procesos de fabricación y entregar a los clientes un producto con el menor costo total posible.

Por lo tanto, para encontrar la localización más conveniente se analizarán los aspectos económicos, propios del mercado, sin olvidar la importancia de los aspectos humanos, sociales, ambientales y tecnológicos.

Esta fábrica, productora de hidrógeno a partir de glicerol, se podría caracterizar como una industria secundaria por someter a un proceso adicional a materiales ya tratados; y a su vez, es posible considerarla como una industria complementaria porque está limitada a la proximidad de la industria consumidora ( $H_2O_2$ ). Resultando así una combinación de ambos tipos.

El transporte del hidrógeno es posible y existe como tal, sin embargo, cuando se pretenden mover grandes cantidades su logística se complica y no resulta económico transportarlo. Esto conlleva a que las plantas que necesiten proveerse de hidrógeno en cantidades elevadas deban instalarse en cercanías a plantas que lo produzcan. Por tal motivo, este proyecto se emplaza colindante a la planta de Agua Oxigenada ya que su único objetivo es suministrarle el hidrógeno a dicha industria.

Algunos establecimientos industriales tienen poca libertad respecto a su ubicación, en cambio en otros las posibilidades son ilimitadas. Como la ubicación de esta planta está totalmente limitada, el análisis de la macro y microlocalización se abordará desde el punto de vista de la viabilidad de emplazar una planta productora de hidrógeno a partir de glicerol en el Parque Industrial Campana.

## 4.2 ) Macrolocalización

Para llevar adelante el estudio correspondiente a la macrolocalización se tendrán en cuenta los factores más importantes que inciden sobre el lugar geográfico establecido. Es fundamental analizar si la provincia, el departamento y la ciudad disponen de condiciones favorables para la instalación de la industria, para ello se realiza un estudio considerando diversos factores. La disponibilidad de materia prima, mano de obra y otras generalidades se analizarán en la presente sección.

### 4.2.1) Disponibilidad de materia prima

Este criterio es uno de los más importantes en el análisis, previamente se explicó que la materia prima fundamental de este proyecto es el glicerol crudo, subproducto del biodiésel. Para ello, es preciso un estudio de las empresas que comercializan dicho producto y en la cantidad suficiente para satisfacer los requerimientos del proyecto.

#### 4.2.1.1) Proveedores de glicerol

Con el fin de tener facilidades en el abastecimiento de la materia prima se confecciona una tabla con las plantas productoras de biodiésel más cercanas, debido a que el costo del transporte está estrechamente relacionado con la distancia. En la tabla 3-2 del capítulo



anterior se detallan todas las plantas de biodiésel del territorio nacional y a continuación se enlistan las que están más próximas al Parque Industrial Campana.

*Tabla 4-1. Proveedores de glicerol.*

Compañía	Ubicación/ Localidad	Provincia	Producción Biodiésel (t/año)	Glicerol Crudo (t/año)	Distancia (km)	Referencias Figura 4-1
<b>Advanced Organic Materials S.A. (AOM)</b>	Parte Industrial Pilar	Buenos Aires	50000	5000	31	1
<b>Soy Energy S.A.</b>	Villa Astolfi	Buenos Aires	18000	1800	46	2
<b>Colalao del Valle S.A.</b>	Los Polvorines	Buenos Aires	18000	1800	45	3
<b>Biomadero</b>	La Matanza	Buenos Aires	36000	3600	80	4
<b>Bio Bal S.A.</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000	5000	155	5
<b>Bio Ramallo S.A.</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000	5000	155	6
<b>Bio Corba S.A.</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000	5000	155	7
<b>Refinar Bio</b>	Ramallo	Buenos Aires	50000	5000	155	8
<b>Prochem Bio S.A. (AC)</b>	Ramallo	Buenos Aires	12000	1200	158	9
<b>Latin Bio S.A.</b>	Arroyo Seco	Santa Fe	50000	5000	198	10
<b>Cremer Argentina S.A.</b>	Arroyo Seco	Santa Fe	50000	5000	199	11
Mínimo de empresas que se necesitan para reunir todo el glicerol necesario						

*Fuente: elaboración propia.*

En menos de 200 km, según se observa en la tabla anterior, se puede reunir más del doble (43400 t/año) de todo el glicerol necesario para este proyecto (18370 t/año). Se contemplan varias compañías productoras de biodiésel por si alguna de éstas dispone de su glicerol para otro fin.

En Rosario y San Lorenzo se encuentra la mayor parte del glicerol producido en el país. El Parque Industrial Campana dista 252 y 227 km respectivamente de dichas ciudades.

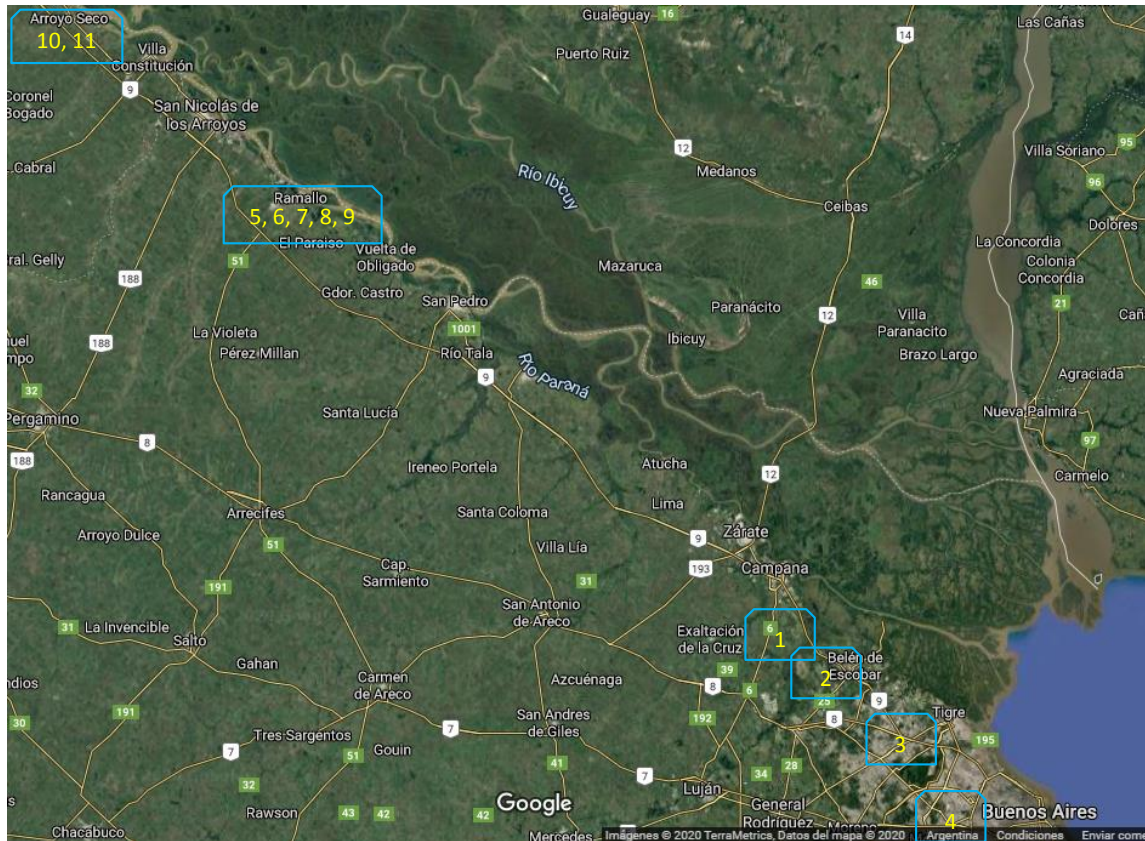


Figura 4-1. Ubicación de los Proveedores de glicerol.

Fuente: elaboración propia y Google Maps.

#### 4.2.1.2) Proveedores de NaOH y HCl

Si bien los volúmenes de Hidróxido de Sodio (NaOH) y Ácido Clorhídrico (HCl) son pequeños comparados al volumen de glicerol necesario, al tratarse de sustancias químicas peligrosas y corrosivas, su transporte requiere un cuidado especial. A continuación, se detallan algunos de los productores a nivel nacional, prestando mayor atención en los más próximos.

Tabla 4-2. Proveedores de NaOH.

Proveedor	Localidad	Provincia	Distancia (km)
<b>Transclor S.A.</b>	Pilar	Buenos Aires	32
<b>Atanor Río Tercero</b>	Río Tercero	Córdoba	617
<b>Petroquímica Río Tercero</b>	Río Tercero	Córdoba	618
<b>Solvay Indupa</b>	Bahía Blanca	Buenos Aires	689

Fuente: CIQyP.

Tabla 4-3. Proveedores de HCl.

Proveedor	Localización	Provincia	Distancia (km)
<b>Transclor S.A.</b>	Pilar	Buenos Aires	32
<b>Atanor Río Tercero</b>	Río Tercero	Córdoba	617
<b>Petroquímica Río Tercero</b>	Río Tercero	Córdoba	618

Fuente: CIQyP.



#### **4.2.2) Recursos humanos**

Es importante hacer una evaluación de la región en cuanto a la disponibilidad de trabajadores, el grado de calificación de los mismos, los niveles salariales (prestaciones sociales y sus correspondientes reglamentaciones), como así también la conflictividad sindical. Este análisis pretende garantizar una mano de obra estable y calificada para todos los niveles operativos de la empresa. La presencia de centros universitarios o de investigación cercanos resulta positivo dado que, generalmente buscan relacionarse con las industrias, esto incide en la localización de ciertas empresas que apuestan a la sustentabilidad económica y ambiental (bioeconomía).

La ciudad de Campana cuenta con establecimientos universitarios, terciarios y secundarios especializados, entre ellos se destacan la UTN-Facultad Regional Delta y el Centro Regional Campana dependiente de la Universidad Nacional de Luján, esto es un indicador de que la mano de obra puede ser tomada del mismo lugar. Además, esta ciudad se sitúa próxima a la Capital Federal, cuenta con una población aproximada de 86 mil habitantes y en su entorno se despliega una zona industrial bien establecida. Al tratarse de una ciudad grande, y teniendo en cuenta la alta tasa de desempleo del país, se considera que se dispone de la mano de obra necesaria para cubrir todos los puestos de trabajos.

#### **4.2.3) Evaluación general**

Una vez analizados los factores anteriores, se realiza una evaluación general de Campana como la ciudad elegida. El resultado de dicha evaluación concluye que Campana resulta ser una localidad con óptimas condiciones para el establecimiento de este proyecto, dado que la región satisface todas las necesidades que requiere nuestra unidad productiva.

### **4.3 ) Microlocalización**

#### **4.3.1) Parque Industrial Campana**

En cuanto al polo industrial Campana, su ubicación, su infraestructura, sus vías de comunicación y sus puertos, hacen de éste uno de los polos más importantes del país a nivel industrial. Desde sus comienzos esta gran ciudad creció junto a sus puertos y sus incipientes industrias.

En este parque y en su zona de influencia existen importantes establecimientos industriales, pymes y comercios especializados en todo tipo de servicios para la industria, esto proporciona una considerable ventaja a la hora de la inversión, debido al ahorro de costos, tanto para la etapa de construcción o ampliación de las plantas, como para las posteriores tareas de mantenimiento y producción. La ciudad se asienta sobre la margen derecha del Río Paraná de las Palmas, vinculándose por esta vía con Buenos Aires, Rosario y todo el litoral argentino. A continuación, se hace un análisis detallado de los aspectos propios a la microlocalización.

##### **4.3.1.1) Distancia a un puerto**

La cercanía a un puerto facilita la accesibilidad a las materias primas e insumos de un modo económico, de ahí su importancia en el análisis de localización. El Parque Industrial Campana se encuentra a tan sólo 7,5 km del correspondiente puerto de la ciudad. Este puerto cuenta con un grado de operatividad importante, hecho que lo presenta con una gran proyección comercial desde y hacia otros importantes puertos argentinos, de Europa y MERCOSUR.



#### **4.3.1.2) Cercanía a un centro Urbano**

El Parque Industrial de Campana se encuentran a aproximadamente 10 km de su respectivo centro urbano, la Ciudad de Campana; y accediendo por la colectora de la Ruta Nacional N° 9 se llega a sectores urbanizados luego de recorrer solo 2 kilómetros.

#### **4.3.1.3) Mano de Obra**

Según el censo argentino del 2010, la ciudad de Campana posee 86860 habitantes. Es importante indicar que esta urbe junto con la ciudad de Zárate (98522 habitantes), forman la aglomeración llamada Zárate-Campana siendo la población total de ésta de 185382 habitantes (INDEC, 2010). Campana es una ciudad de características eminentemente industriales, sede de variadas e importantes industrias, en varios casos líderes mundiales en sus respectivos rubros. Además, cuenta con establecimientos universitarios y terciarios de índole técnica, que nutre de personas formadas y calificadas a la región, como se explicó con anterioridad.

#### **4.3.1.4) Cotización del m<sup>2</sup>**

En el Parque Industrial Campana, el valor del metro cuadrado de los lotes para la venta se encuentra en 70 USD/m<sup>2</sup> aproximadamente. Cabe aclarar que éste es un precio promedio de lo que cuesta el m<sup>2</sup> en los diferentes lotes en venta de los respectivos Parques Industriales. Ya que, el costo varía en función de las dimensiones del lote y ubicación dentro de cada predio.

#### **4.3.1.5) Impuestos**

En la provincia de Buenos Aires existe lo que se denomina Régimen de Promoción Industrial avalado por la Ley N° 13.656, la cual tiene como objetivo principal atraer inversiones productivas y, en consecuencia, promover el desarrollo industrial de la provincia. Gozan de dichos beneficios los agrupamientos privados, mixtos o estatales.

Los beneficios impositivos están orientados a estimular las nuevas inversiones productivas, el aumento de capacidad y la modernización de las empresas. Las empresas beneficiadas podrán gozar de una exención total de hasta diez (10) años según el Plan de Desarrollo Industrial de los Impuestos: Inmobiliario, sobre los Ingresos Brutos, Sellos, Automotores, sobre los consumos energéticos, y otros servicios públicos.

Pueden adherir al Régimen de Promoción Industrial, las personas físicas residentes en el territorio argentino, las personas jurídicas constituidas en él o que se hallen habilitadas e inscriptas para actuar dentro de la provincia de Buenos Aires, cuyo propósito esté orientado fundamentalmente al desarrollo de sus actividades productivas.

En general, los Agrupamientos Industriales (entiéndase por Agrupamientos Industriales a los predios habilitados para el asentamiento de actividades manufactureras y de servicios, dotados de infraestructura, servicios comunes y equipamiento apropiado para el desarrollo de tales actividades) dispondrán de los beneficios por un período máximo de hasta seis (6) años.

Los Agrupamientos Industriales se tipifican en las siguientes categorías, conforme se establece en el Capítulo I del Título III de la Ley N° 13.744: a) Parque Industrial; b) Sector Industrial Planificado; c) Área de Servicios Industriales y Logística; d) Incubadoras de Empresas; e) Unidades Modulares Productivas.





#### **4.3.1.6) Servicios**

- Red de Pavimentos
- Circulación facilitada para camiones por el radio de giro disponible
- Desagües Pluviales
- Desagües Industriales
- Cordón cuneta
- Sumideros
- Gas natural
- Red de Energía
- Recurso Hídrico Subterráneo
- Forestación (Espacios verdes)
- Internet
- Teléfonos

#### **4.3.1.7) Legislación**

El agrupamiento fue aprobado en el decreto N° 1258 de la Provincia de Buenos Aires, Certificado de Habilitación Municipal, Resolución N° 153/2001 y se encuentra dentro de la nueva ley de promoción N° 13.656.

#### **4.3.1.8) Servicios Internos**

Red de Pavimentos: El acceso cuenta con pavimento de hormigón armado. El resto de las calles internas, cuenta con pavimento asfáltico, con cordón cuneta de hormigón armado.

Características:

- Ancho libre entre cordón: 7 m
- Radio de Giro: 20 metros para facilitar la circulación de camiones
- Longitud Total: 4633 m
- Superficie Total: 32626 m<sup>2</sup>

Desagües Pluviales: Todas las parcelas desaguan sus pluviales sin anegamientos. Todas las calles internas poseen cordón cuneta y sumideros. No tiene zanja ni conductos a cielo abierto. El parque cuenta con conductos de desagües pluvial en cañerías de hormigón premoldeado de diámetros variables.

Desagües Industriales: La totalidad de las parcelas cuenta con conductos subterráneos que reciben los efluentes líquidos industriales, previamente tratados. En general vuelcan directamente al conducto Pluvial que pasa por su frente. En el resto del parque se ha construido una cañería adicional que colecta estos líquidos. El cuerpo receptor final es el Río Paraná.

Red Interna de gas: Recorre la totalidad de las calles internas del parque industrial, sobre uno de sus laterales. Consiste en un anillo, con diámetros y longitudes variables y las siguientes características:

- Presión: 15 kg/cm<sup>2</sup>
- Acceso: Diámetro 8": 191 m



- Calle 1 y Calle 102: Diámetro 6": 1027 m
- Calle 101, Calle 2 y Calle 103: Diámetro 4": 3451 m
- Longitud total: 4669 m
- Prestador del Servicio: Gas Natural Ban S.A.

Red de Energía: La alimentación de Energía Eléctrica al parque proviene de la Subestación Transformadora Campana 1, que cuenta con dos transformadores de 30 MVA (megavoltiamperio) de 33/13,2 kV (kilovoltio).

Recurso Hídrico Subterráneo: El Abastecimiento de agua se hará por medio de una perforación por cada parcela, con un caudal medio de explotación de 10 m<sup>3</sup>/hora.

Régimen de Desgravación Impositiva: Las empresas a radicarse en el Parque contarán con la posibilidad de Desgravación Impositiva que le ofrece la Ley 10.547 de Promoción Industrial de la Provincia de Buenos Aires. Ésta permite hasta diez (10) años de exención de pago de Impuestos de Ingresos Brutos e Inmobiliario básico y otros beneficios. La Municipalidad de Campana, adhiere a esta Ley, con exención de pago de Tasas, derechos e Impuestos Municipales que gravan la actividad industrial en el Partido.

#### **4.3.1.9) Vías de comunicación**

Ruta Nacional N° 9: Pasa por el frente del Parque Industrial, vincula con las ciudades de Buenos Aires, Rosario, Córdoba y el Norte Argentino, incluso pasa por países como Bolivia, Perú, y otros más alejados.

Ruta Nacional N° 12: A 13,6 km del polo, accediendo por Ruta Nacional N° 9. Pasa por el puente Zárate-Brazo Largo, que vincula por carretera y ferrocarril con acceso directo a países del MERCOSUR: Uruguay, Paraguay, Brasil.

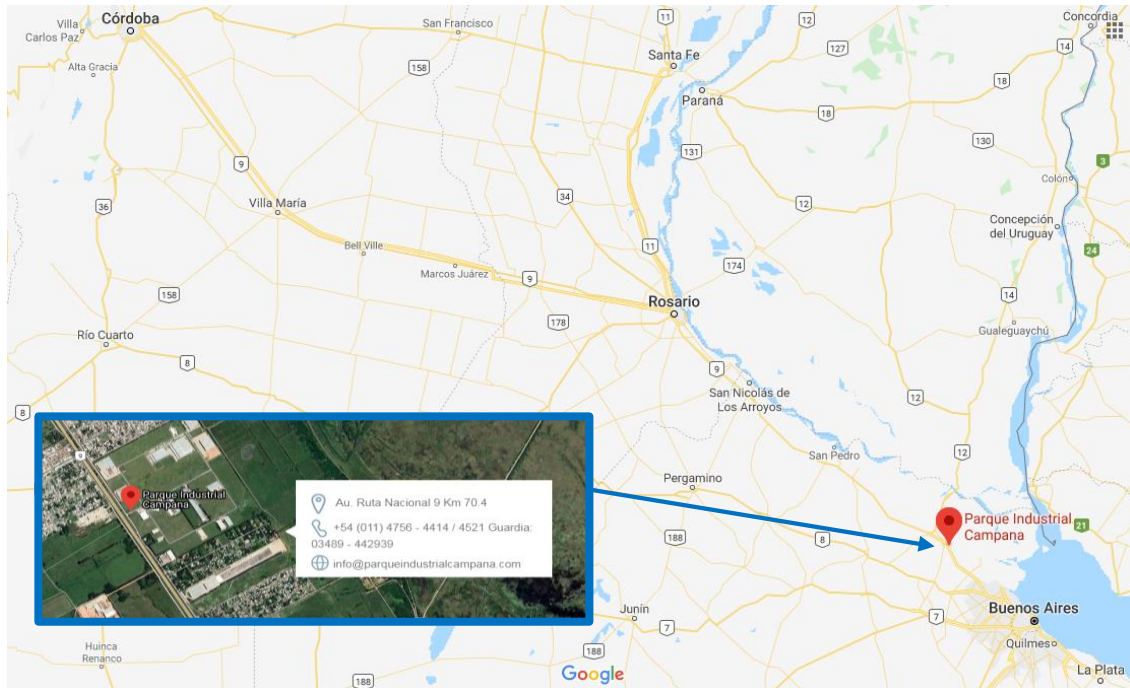
Ruta Provincial N° 6: A solo 2,6 km por Ruta Nacional N° 9. Enlaza con las rutas Nacionales N° 5 y N° 7, que conecta con el Centro, el Oeste y el Sur de la Provincia de Bs. As. Por Ruta Nacional N° 7 se llega a Chile.

Ferrovía (TBA: Trenes de Buenos Aires): En la ciudad de Campana (3 km). Enlaza con la Ciudad de Buenos Aires y Provincias vecinas. Tiene entrada a los dos Puertos locales. La Estación Campana es una estación de trenes del Ramal Villa Ballester-Zárate de la Línea Mitre.

Red Fluvial: A través del Río Paraná, el Puerto de Campana se vincula con los puertos de Rosario y Buenos Aires. Las características del puerto fueron descriptas en la sección 4.3.1.1.

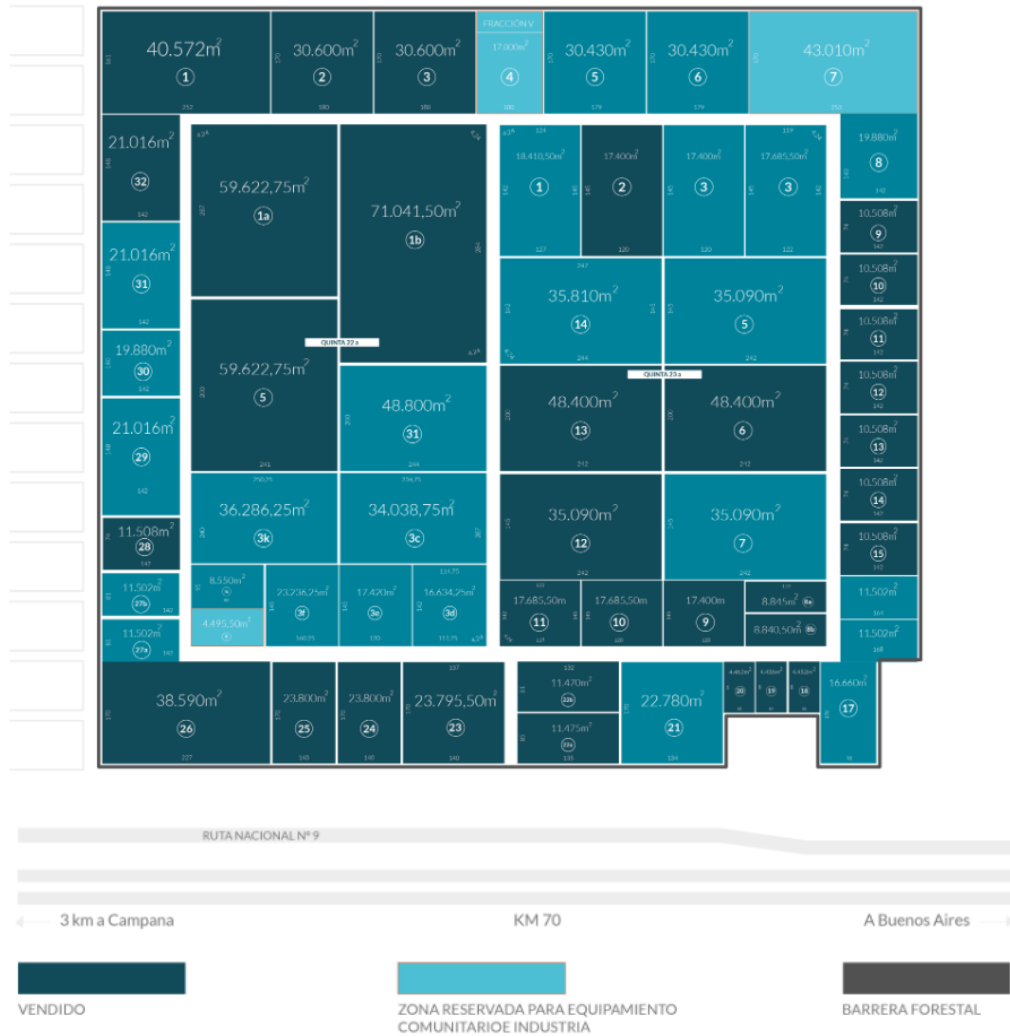
#### **4.3.1.10) Plano de Planta y lote elegido**

En la Figura 4-2 se muestra cual es la ubicación del Parque Industrial Campana.



*Figura 4-2. Ubicación del Parque Industrial Campana.  
Fuente: Google Maps.*

A continuación, se muestra el Plano de Planta actualizado del Parque.



*Figura 4-3. Plano de Planta actualizado.  
Fuente: Parque Industrial Campana.*

El lote seleccionado es el número 28 del Parque Industrial Campana. Posee una superficie de 10508 m<sup>2</sup>, con dimensiones aproximadas de 142m por 74m. El terreno está rodeado por un cerco de 2m de alto construido por alambrado olímpico. Posee una entrada a través de la calle 103 del Parque Industrial que facilita el acceso a distintos puntos de la planta. A los lados de la industria hay lotes y en la parte trasera existe un área verde perimetral que cumple el rol de barrera forestal.

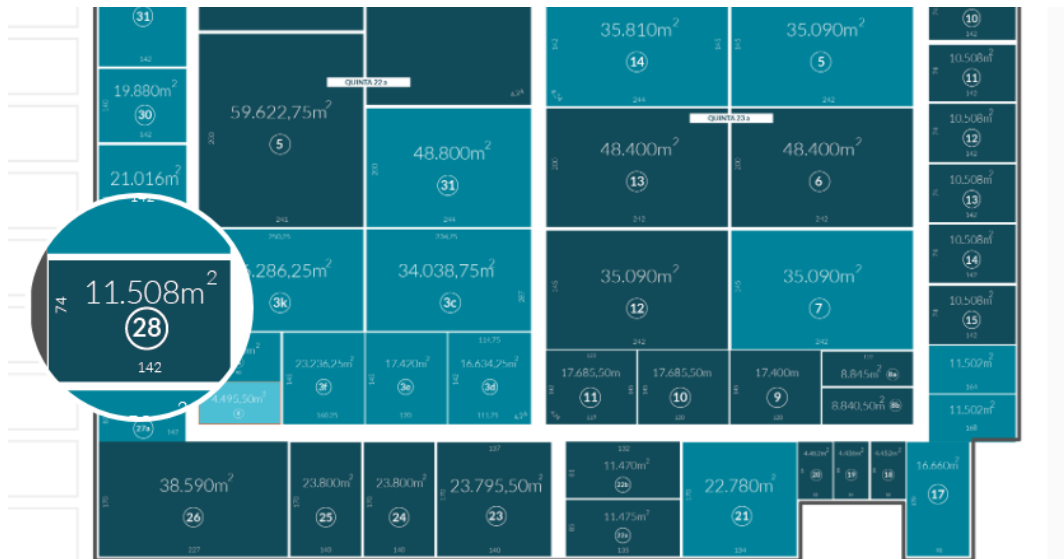


Figura 4-4. Lote elegido.  
Fuente: Parque Industrial Campana.

## **5) DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DE PROCESO**



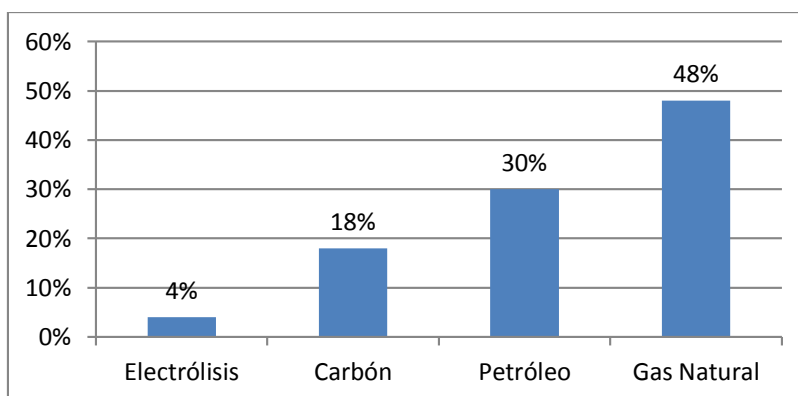
## 5.1 ) Introducción

En el presente capítulo se detalla la adopción del proceso para la producción de hidrógeno a partir de glicerol crudo.

El hecho de que el hidrógeno no se encuentre de manera aislada en la naturaleza obliga a obtenerlo partiendo de materias primas que lo contengan en su molécula mediante distintos procedimientos.

Entre los métodos para producir hidrógeno, existen grandes diferencias en cuanto a la materia prima que lo contiene, al propio proceso de producción o a la madurez de la tecnología asociada al proceso. La liberación de grandes cantidades de emisiones de efecto invernadero, es un inconveniente de consideración en la mayoría de los métodos de producción industrial de hidrógeno.

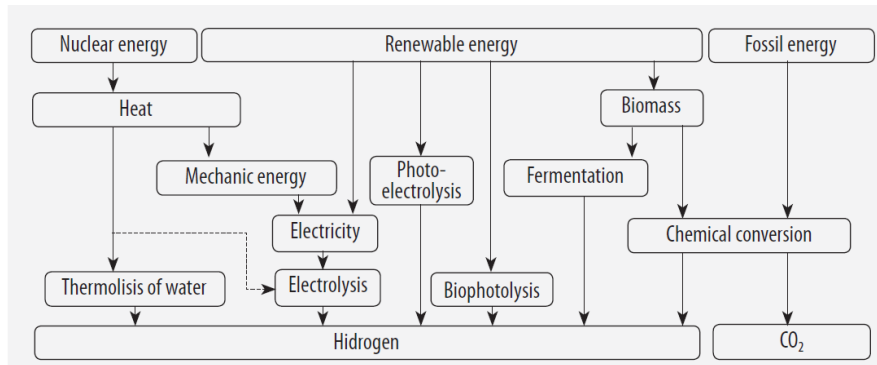
En la actualidad, la generación de hidrógeno depende casi en un 100% de fuentes no renovables. Como se puede comprobar en la figura 5-1, el 96% es generado por combustibles fósiles (48% gas natural, 30% petróleo y 18% carbón) y el 4% restante proviene de electrólisis, que utiliza energía eléctrica generada a partir de energía primaria no renovable (Soria; Hurtado, 2007).



*Figura 5-1. Materia prima para la producción de H<sub>2</sub>.  
Fuente: elaboración propia.*

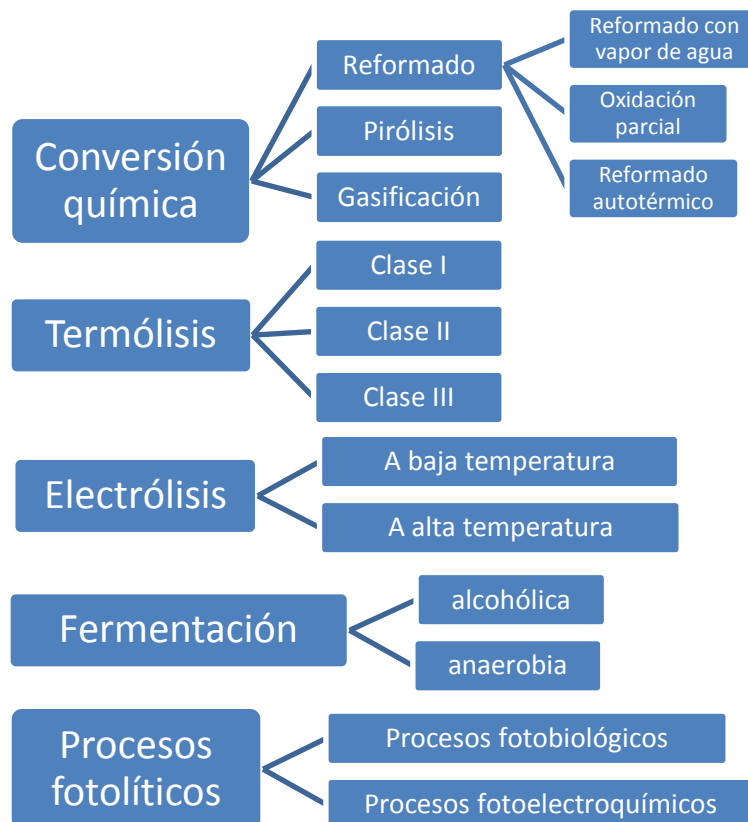
## 5.2 ) Procesos convencionales para la producción de hidrógeno

Los métodos para producir hidrógeno son muy variados. Esto representa una ventaja en cuanto a que varios de ellos admiten esquemas tanto centralizados como descentralizados. Si se realiza una clasificación de los principales caminos de obtención y se focaliza en las fuentes, se notará que varias de ellas comparten el mismo proceso. Esto se puede apreciar en la figura 5-2.



*Figura 5-2. Procesos para la producción de hidrógeno.  
Fuente: Soria; Hurtado, 2007.*

En base a la naturaleza misma de los procesos de producción, se distinguen: procesos de conversión química, procesos de termólisis y procesos de electrólisis. Existen otros procesos, como los fermentativos y los fotolíticos, pero se encuentran en etapa de desarrollo. En la figura 5-3, se aprecia esta clasificación en detalle.



*Figura 5-3. Principales procesos de producción de hidrógeno.  
Fuente: elaboración propia.*

### 5.2.1) Conversión química

La utilización de procesos de conversión química es muy amplia, además pueden ser aplicados tanto a combustibles fósiles (carbón e hidrocarburos) como a fuentes renovables (biomasa). Los principales procesos son:





- Reformado.
  - Reformado con vapor de agua.
  - Oxidación parcial.
  - Reformado autotérmico.
- Pirólisis.
- Gasificación.

Todos los procesos nombrados anteriormente producen CO<sub>2</sub>, en mayores o menores cantidades, sin embargo, existe la posibilidad de capturarlo.

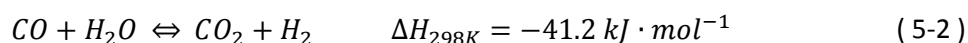
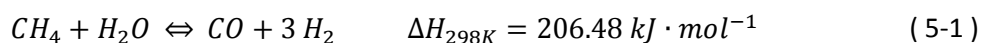
### 5.2.1.1) Procesos de reformado

De todos los procesos para la obtención de hidrógeno, los de reformado son los más habituales hoy en día. Estos procesos pueden ser clasificados desde un enfoque termodinámico en endotérmicos y exotérmicos.

#### 5.2.1.1.a) Reformado con vapor de agua

El proceso de reformado con vapor de agua o SMR por su nombre en inglés: “*Steam Methane Reformer*”, puede ser aplicado a gran variedad de hidrocarburos (gas natural, GLPs, hidrocarburos líquidos) y alcoholes. El gas natural es el más utilizado de todos ellos por su disponibilidad y facilidad de manejo. Este gas es una mezcla de gases de hidrocarburos ligeros de origen natural, siendo el metano el de mayor proporción, de ahí el nombre SMR.

Las reacciones que participan en este proceso son:



El reformado consta de tres fases que se desarrollan en equipos diferentes, tal como muestra la figura 5-4.

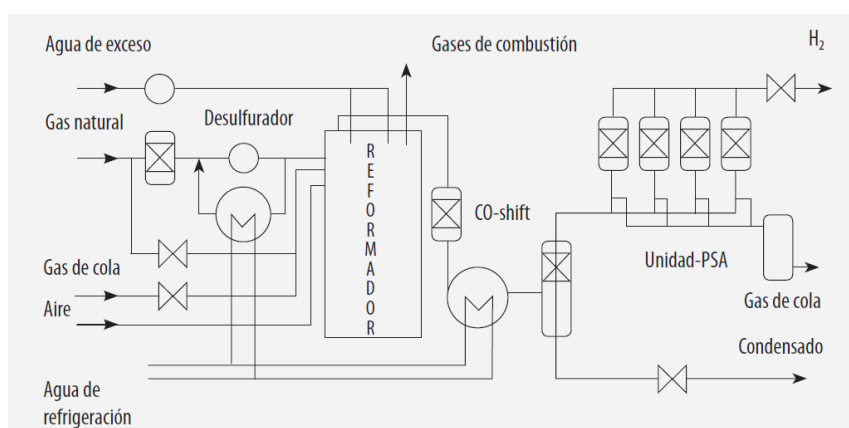


Figura 5-4. Esquema del reformado con vapor de agua.  
Fuente: Soria; Hurtado, 2007.

En la primera fase, la reacción que se verifica es la de reformado propiamente dicho, reacción 5-1. Esta reacción es endotérmica, por lo que se requiere el suministro de calor desde una



fuerza externa para mantener la temperatura a aproximadamente 900°C, además de la utilización de un catalizador a base de níquel para llevar la reacción a una conversión conveniente.

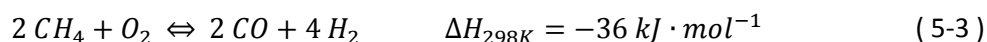
El gas que sale del reformador se dirige a la unidad de desplazamiento de CO “CO-shift” (fase 2), en la cual se da la reacción 5-2 sobre catalizadores de cobre. Esta reacción es exotérmica, aunque la cantidad de calor que se libera no es suficiente para satisfacer totalmente la demanda de la reacción en el reformador.

El gas producido como consecuencia de las reacciones 5-1 y 5-2 pasa por un condensador en el que se le retira el vapor de agua, y así se llega a la tercera fase del proceso, la de purificación. El producto que circula en este punto es un gas rico en H<sub>2</sub> con CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub> y restos de agua. Esta corriente gaseosa se depura en un sistema de adsorción-desorción (PSA: *Pressure Swing Adsorption*) de donde se obtiene hidrógeno con una pureza de 99,999%; también podría usarse un separador de membranas.

El rendimiento del proceso de reformado de gas natural con vapor de agua se sitúa aproximadamente en el 80%.

#### 5.2.1.1.b) Oxidación parcial

La oxidación parcial o POX, por su nombre en inglés “*Partial Oxidation*”, consiste en una oxidación incompleta de un hidrocarburo, generalmente gas natural. Ocurre que el carbono se oxida hasta CO y queda libre el hidrógeno, según la reacción 5-3.



La reacción se verifica con oxígeno puro o con aire en presencia de catalizadores y transcurre a temperaturas superiores a 800°C. La elevada presencia de CO en el gas obtenido conlleva el riesgo de la deposición de carbono, especialmente si la reacción ocurre a presión elevada, lo que es deseable para poder utilizar reformadores más compactos. Este carbón depositado sobre los catalizadores inhibe la continuación del proceso.

El CO formado se puede eliminar oxidándolo para formar CO<sub>2</sub> o bien desplazándolo con agua según la reacción 5-2 para obtener más hidrógeno y nuevamente CO<sub>2</sub>.

La eficiencia del proceso es de alrededor del 70% en grandes producciones industriales.

#### 5.2.1.1.c) Reformado autotérmico

El reformado autotérmico (ATR, “*Auto-Thermal Reforming*”) es un proceso que se aplica en unidades industriales centralizadas. Este método combina el SMR y el POX, de modo que el calor liberado en el último se aprovecha para el primero, proporcionando un balance neto nulo. El CO producido es desplazado con agua para producir más H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>. La eficiencia del proceso es similar a la del método de oxidación parcial.

#### 5.2.1.2) Procesos de pirólisis

La pirólisis consiste en la descomposición química de un combustible sólido (carbón o biomasa) mediante la acción de calor en ausencia de oxígeno. Para la biomasa es necesario alcanzar 450°C y para el carbón alrededor de 1200°C. A partir de este proceso se pueden obtener



diferentes productos dependiendo de la naturaleza del combustible empleado, de su tiempo de residencia en la unidad de procesamiento, de la temperatura y de la presión de operación. Dichos productos pueden ser:

- Gases compuestos por  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ .
- Líquidos hidrocarbonados.
- Residuos carbonosos (coque).

En cuanto a la producción de hidrógeno el interés se centra en el manejo de las variables de operación que conduzcan a un producto gaseoso rico en gas de síntesis ( $CO$  y  $H_2$ ). El tratamiento posterior es similar al reformado con vapor de metano, mediante la reacción WGS (5-2) y su consecutiva purificación.

### 5.2.1.3) Proceso de gasificación

El proceso de gasificación consiste en la combustión de biomasa o carbón con una cantidad limitada de oxígeno (entre un 10 y un 50% del estequiométrico). De éste se obtiene  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2$  y  $CH_4$ , en diversas proporciones en función de la materia prima y las condiciones del proceso. La gasificación ocurre a temperaturas que oscilan entre  $700$  y  $1500^\circ C$ .

Desde el punto de vista de la producción de hidrógeno interesan los procesos de gasificación con vapor de agua y oxígeno puro, ya que solo de esta manera se obtiene gas de síntesis ( $H_2$  y  $CO$ ).

La figura 5-5 muestra el diagrama básico del proceso de gasificación.

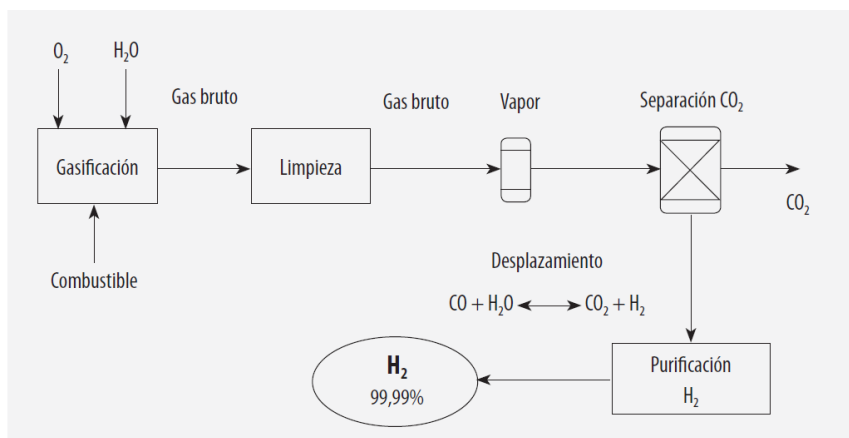


Figura 5-5. Proceso de gasificación de un combustible.  
Fuente: Soria; Hurtado, 2007.

### 5.2.2) Termólisis

Los procesos de termólisis implican la extracción del hidrógeno de la molécula que lo contiene mediante la aplicación de calor procedente de una fuente externa, como la energía solar concentrada o la energía nuclear de alta temperatura.

Según la temperatura de operación, los procesos termolíticos se pueden clasificar en tres clases. El proceso de Clase III es el de mayor temperatura y se verifica a partir de  $2500K$ ; su único ejemplo es la termólisis directa del agua, que resulta inviable en la práctica. Los procesos de Clase II ocurren a temperaturas intermedias, alrededor de  $1000K$ , como son la pirólisis, la



gasificación y el reformado. Por último, entre temperaturas de 900 y 1000K se sitúan los procesos de Clase I.

### 5.2.3) Electrólisis

La electrolisis consiste en la disociación de la molécula de agua por acción de una corriente eléctrica como se muestra en la reacción 5-4. Desde el punto de vista energético es un proceso poco interesante cuando ocurre en condiciones ambientales (25°C y 1 atm) debido a que requiere una gran cantidad de energía eléctrica en contraposición al hidrógeno producido. La electrolisis de alta temperatura resulta aceptable cuando se dispone de una fuente térmica de elevada temperatura, como puede ser energía solar concentrada o energía nuclear de reactores avanzados.



## 5.3 ) Proceso de producción de hidrógeno a partir de glicerol crudo

El proceso más utilizado en la actualidad para la obtención de hidrógeno es el reformado con vapor del metano (SMR) que presenta las desventajas de consumir combustible fósil, emitir grandes cantidades de CO<sub>2</sub> y requerir un alto capital de inversión y de operación debido a las elevadas temperaturas y presiones, tanto en el reformado como en la separación del CO<sub>2</sub> y del H<sub>2</sub> (Dou BL, Wang C, 2013). Éstos son algunos de los factores que han llevado a muchos investigadores a desarrollar nuevos métodos de elaboración de dicho gas a partir de fuentes derivadas de biomasa renovable, como el glicerol crudo. El gran interés en este producto como materia prima se debe al aumento en su disponibilidad en el mercado, y por ende a la disminución de su costo, debido a que es el mayor subproducto en la producción del biodiésel.

La mayoría de los estudios se enfocaban en el desarrollo de un catalizador a base de metales nobles y de la utilización de catalizadores comercialmente disponibles para la producción de hidrógeno a partir de glicerol, aunque en los últimos años, se le ha prestado mucho interés al desarrollo de un proceso mejorado que combina el reformado catalítico con vapor de agua con la adsorción in-situ del dióxido de carbono, denominado reformado con vapor mejorado por adsorción (*Sorption Enhanced Steam Reforming*, SESR).

### 5.3.1) Pretratamiento del glicerol crudo

El objetivo del proceso de purificación es mejorar las condiciones de operación en los procesos que involucren al glicerol como materia prima mediante la eliminación de impurezas no deseadas de acuerdo a los diferentes propósitos. La glicerina puede encontrarse en el mercado en tres tipos básicos que se basan en su grado de pureza y su uso final potencial. En la tabla 5-1 se presenta esta clasificación junto a las concentraciones de glicerol que cada una contiene y el tipo de aplicaciones para las cuales son efectivas.



*Tabla 5-1. Tipos de Glicerina según su grado de pureza.*

Tipo	Glicerina cruda	Glicerina refinada	
		Grado técnico	Grados USP y FCC
<b>Composición</b>	40%-88%	98%	99,7%
<b>Aplicaciones</b>	Co-producto del proceso de transesterificación en la producción de biodiésel.	Adecuada para aplicaciones de tipo industrial.	Usos cosméticos, farmacéuticos y en alimentos.

*Fuente: Posada, J. A., 2009.*

Debido al gran auge en la producción de biodiésel en el país, y a su consecuente amplia oferta de glicerol crudo, en este proyecto, la materia prima es completamente procedente de este tipo de industria. En el glicerol crudo existen impurezas específicas que provienen del proceso de producción del biodiésel y afectan negativamente la actividad y estabilidad del catalizador utilizado para su reformado. Entre ellas se encuentran remanentes de sales ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$  principalmente) y ácidos grasos de cadena larga (agrupados en MONG: Materia Orgánica No Glicérica), que reaccionan con dificultad y tienen mayor probabilidad de formar depósitos carbonosos, provocando un rendimiento global menor que con glicerol puro (Slinn y col., 2008).

En el proceso del biodiésel, la transesterificación ocurre con un exceso de metanol y dado su alto valor debe ser recuperado. Dicho proceso de recuperación ocurre en la planta generadora del biocombustible, pero generalmente, su separación llega a un punto en el cual se vuelve antieconómica. Por este motivo, el glicerol crudo que estas plantas comercializan contiene metanol y agua en concentraciones que rara vez superan el 15%. En la práctica es común utilizar la evaporación en vacío para removerlos.

En el presente trabajo no es necesaria la remoción del agua dado que la alimentación al reformador está constituida por glicerina y vapor de agua en relaciones S/C cercanas a 6. Esta circunstancia amplía las opciones de tratamiento para esta materia prima, encontrándose que la más adecuada, por su simplicidad, rendimiento y viabilidad económica, es mediante la utilización de un decantador centrífugo que separa la materia orgánica no glicérica bajo el principio proporcionado por la diferencia de densidad. La alimentación a esta etapa de procesamiento debe ser llevada a una temperatura de 80°C. Esta temperatura permite disminuir la viscosidad del glicerol crudo y favorecer la etapa siguiente.

La corriente ingresa al equipo y se separa mediante centrifugación en dos fases líquidas. Una es pesada y se compone de glicerol, agua y metanol; mientras que la liviana está compuesta por ácidos grasos, ésteres y demás materia orgánica no glicérica. Teniendo en cuenta que los valores de sus respectivas densidades son aproximados debido a que sus composiciones pueden fluctuar durante el proceso, se enumeran a continuación:

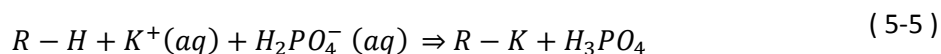
- Densidad de la fase liviana: 881 kg/m<sup>3</sup>
- Densidad de la fase pesada: 1216 kg/m<sup>3</sup>



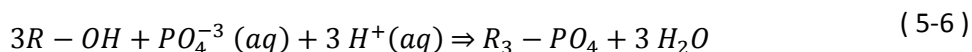
Posteriormente a la etapa de centrifugación se hace pasar la fase pesada de manera continua a través de una columna rellena de una resina de intercambio catiónico y luego a través de otra con una resina de intercambio aniónico. En la primera de ellas, el fosfato potásico monobásico intercambia su catión  $K^+$  por los cationes  $H^+$  de la resina catiónica. En la segunda, el ácido fosfórico producido en la reacción catiónica intercambia su anión  $(PO_4)^{-3}$  por los aniones  $OH^-$  de la resina aniónica, generándose agua.

Las reacciones de cambio entre las resinas y las disoluciones son las siguientes:

- Intercambio catiónico



- Intercambio aniónico



En la primera etapa de intercambio se emplea una resina fuertemente ácida. Concretamente se utiliza la resina comercial DOWEX HGR-W2. La matriz de ésta es de tipo gel y su grupo funcional es el ácido sulfónico.

Para el segundo paso se emplea una resina cambiadora de aniones débilmente básica, puntualmente, la resina comercial DOWEX MARATHON WBA-2 de matriz tipo macroporosa y cuyo grupo funcional es una amina terciaria.

Ambas resinas pueden ser usadas y regeneradas cientos de veces, obteniéndose resultados satisfactorios. Sus respectivas regeneraciones se realizan mediante una solución de HCl al 5% y otra de NaOH al 3,8% (Ramírez Jiménez, R., 2007).

Las composiciones de las corrientes de entrada y salida al decantador centrífugo y a las resinas se muestran en la Tabla 5-2.

*Tabla 5-2. Corrientes de entrada y salida en la purificación del glicerol. Fuente: elaboración propia.*

Componentes	Composición: % P/P			
	Decantador		Resinas	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
<b>Glicerol</b>	80	82,41	82,41	83,94
<b>Metanol</b>	1,5	1,55	1,55	1,57
<b>MONG</b>	2,9	0	0	0
<b>Sales</b>	2,4	2,45	2,45	0
<b>Agua</b>	13,2	13,6	13,6	14,49

*Fuente: elaboración propia.*

### 5.3.2) Reformado en fase gas del glicerol

En la tabla 5-3 se comparan las tecnologías que alcanzan los mayores rendimientos en la producción de hidrógeno en base a los criterios más relevantes.



Tabla 5-3. Comparación entre las tecnologías de interés para la producción de hidrógeno.

Tecnología	Reformado con vapor de gas natural (SMR)	Reformado catalítico con vapor de glicerina	Reformado catalítico con vapor de glicerina y adsorción simultánea de CO <sub>2</sub>
Criterio			
Materia prima	Gas natural	Glicerol crudo	Glicerol crudo
Origen de la materia prima	Combustible fósil	Biomasa renovable	Biomasa renovable
Temperatura de reformado	900	800	700
Uso de catalizador	Si	Si	Si
Emisiones de CO <sub>2</sub>	Alta	Alta	Baja
Integración energética	Baja	Baja	Alta

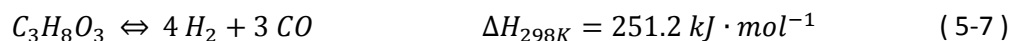
Fuente: elaboración propia.

El método de reformado catalítico con vapor y adsorción simultánea de CO<sub>2</sub> resulta ser la tecnología elegida para este proyecto. Esto se justifica debido a que su impacto ambiental es positivo, disminuyendo las emisiones de CO<sub>2</sub> y el consumo de combustible fósil, además de la posibilidad de lograr una alta integración energética.

#### 5.3.2.1) Reacciones involucradas en el proceso

La gran disponibilidad de estudios termodinámicos y teóricos ha permitido comprender con mayor grado de detalle todas las reacciones involucradas en el mecanismo global de reformado en fase gas, facilitando la selección de diferentes condiciones de trabajo que permiten incrementar la producción de H<sub>2</sub> y minimizar la aparición de reacciones laterales que producen compuestos indeseables o de bajo valor agregado para la industria (Sanchez, E. A., 2015).

Este proceso consiste en la descomposición del glicerol en gas de síntesis:



Seguida de la reacción de intercambio agua-gas (*Water-Gas Shift*, WGS):

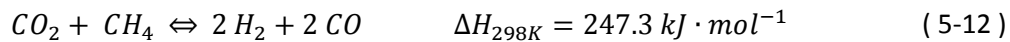
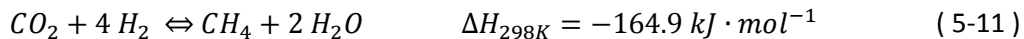
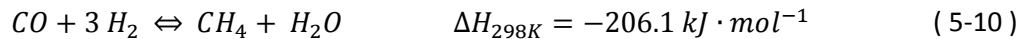


Dando como resultado la reacción global del reformado de glicerol con vapor de agua:



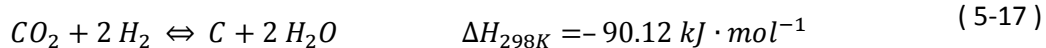
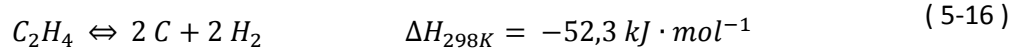
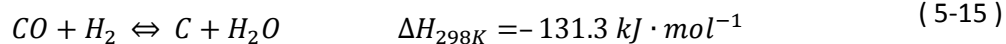
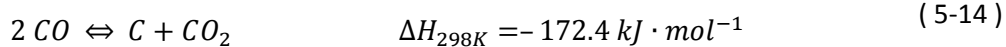
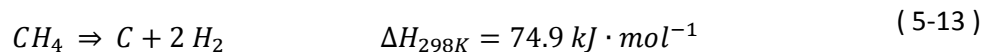
Además de las reacciones principales de reformado, en el proceso real se producen algunas transformaciones secundarias que, dependiendo de las condiciones, pueden aportar a la formación de hidrógeno o pueden ser contraproducentes al formar productos indeseables, principalmente metano y coque.

Las reacciones de metanación a partir de CO y CO<sub>2</sub> son:



Como se puede observar en las reacciones anteriores, las altas temperaturas y el exceso de vapor de agua, que son las condiciones de operación del reformado de glicerol, favorecen también al reformado del metano que pueda haberse formado en el proceso. Estudios termodinámicos revelan que para relaciones de vapor/carbono (S/C por sus iniciales en inglés: *Steam/Carbon*) de 2 y 3, operando a presión atmosférica y a temperaturas superiores a 670°C, estas reacciones quedan inhibidas. En el presente proyecto la relación S/C alimentada es de 5.7, razón de más para esperar dicha inhibición.

La coquización se da por las reacciones:



La más importante de las reacciones de coquización es la 5-14, reacción de Boudouart, que se ve beneficiada a temperaturas por debajo de los 700 °C. Las reacciones 5-15, 5-17, 5-18 y 5-19 se ven más favorecidas en sentido inverso en las condiciones de altas temperaturas de operación y de altas concentraciones de vapor de agua, por lo que no manifiestan una gran trascendencia. Y a excepción de la reacción 5-13, todas ellas son reversibles, de modo que la deposición de carbón se puede solucionar mediante la gasificación del mismo con vapor de agua.

### 5.3.2.2) Caracterización del catalizador. Elección.

Al momento de seleccionar el catalizador requerido para acelerar las reacciones de reformado y alcanzar el mayor rendimiento en H<sub>2</sub> posible, es necesario tener en cuenta que las condiciones de operación son severas debido a la presión parcial de vapor de agua y a la elevada temperatura. Esto conduce a una serie de procesos que tienden a desactivar a la mayoría de los catalizadores. Pueden enumerarse como sigue:

- Sinterización: coalescencia de las partículas metálicas activas y agregación del soporte, que genera el deterioro estructural del catalizador, generalmente al operar el reactor a altas temperaturas y cuando hay presencia de vapor de agua (Fonseca y Assaf, 2005).





- Envenenamiento de centros metálicos activos: quimisorción fuerte, reversible o irreversible, de reactivos, productos o impurezas presentes en la alimentación al reactor (Sánchez, 2011).
- Ensuciamiento: deposición de carbón sobre la superficie bloqueando los sitios activos (Bartholomew, 2001).
- Oxidación del metal activo: por presencia de vapor de agua a alta temperatura.
- Reacción entre metal y soporte: formando compuestos difícilmente reducibles.
- Sublimación: pérdida de agentes metálicos dispersos en el soporte debido a puntos calientes a lo largo del catalizador.
- Envejecimiento: por largos períodos de uso del catalizador, por cambios graduales en la estructura cristalina o por pérdidas del material catalítico (Bartholomew, 2001).

También influyen sobre dichos mecanismos de desactivación, la materia prima ingresada al reactor y las características del catalizador. El tratamiento previo de la materia prima se analiza en la sección 5.3.1 del presente trabajo, mientras que la caracterización del material catalítico, del soporte y los promotores más convenientes se presentan a continuación.

#### 5.3.2.2.a) Metales. Soportes. Promotores.

La resistencia física del catalizador es tan importante como su actividad catalítica a la hora de operar el proceso en régimen continuo. Los metales que presentaron mayor actividad en el proceso de reformado del glicerol y notoria resistencia frente a la oxidación en presencia de grandes cantidades de vapor de agua, fueron los elementos del grupo VIII B de la tabla periódica de los elementos, de modo que se han estudiado sus aplicaciones ampliamente. De acuerdo con Hirai y col. (2005) éstos pueden ordenarse de manera decreciente según su actividad, como siguen:  $Ru \approx Rh > Ni > Co > Pt > Pd > Fe$ .

Los soportes más comúnmente utilizados son ciertos óxidos metálicos, diferentes carbones activados o soportes comerciales que poseen gran área superficial específica. Concretamente, para el proceso de reformado de la glicerina, los empleados mayormente son óxidos tales como  $Al_2O_3$ ,  $MgO$ ,  $SiO_2$ ,  $La_2O_3$ ,  $CeO_2$ ,  $TiO_2$ ,  $ZrO_2$ ,  $V_2O_5$ ,  $Nb_2O_5$ ,  $Ta_2O_5$ ,  $WO_3$ ,  $MnO_2$ ,  $SnO_2$ ,  $ZnO$ ,  $Fe_2O_3$ ,  $Y_2O_3$ , óxidos mixtos, óxidos tipo espinela, óxidos con estructura fluorita y perovskitas (Sánchez, 2011). Entre ellos, los óxidos de Itrio, Zirconio, Cerio, Lantano, Silicio, Magnesio y Aluminio como soportes de metales del grupo VIII B demostraron mayor selectividad a  $CO_2$  y a productos gaseosos.

Todas las posibles combinaciones de metales y soportes sufren, en diferentes medidas, los distintos mecanismos de desactivación. Debido a esto, surge la necesidad de mejorar las propiedades de los soportes mediante el agregado de aditivos o promotores. Éstos, mayormente metales alcalinos (Na, K), alcalinos-térreos (Ca, Mg), tierras raras (La, Ce, Pr) y metales de transición (Ti, V, Cr, Mn, Co, Cu, Y, Zr, Mo, Ru, Rh, Pd, Ag, W, Ir, Pt, Au), añadidos en pequeñas cantidades, producen mejoras en la actividad y la estabilidad del conjunto que forma el catalizador.

Entre los metales enumerados anteriormente, el Níquel resulta ser la opción más conveniente a seleccionar como catalizador para este proyecto. Su actividad catalítica se centra en el poder de escisión de los enlaces C-C, C-H y O-H, y en la capacidad de fomentar la formación de  $H_2$



molecular a partir de átomos simples de H (Ni y col., 2007). Si bien presenta tendencias a la deposición de carbono, debido a la deshidratación de la materia prima, y a la sinterización durante procesos prolongados (Silvey, 2011), esto se ve subsanado por el bajo costo del metal y la gran disponibilidad de catalizadores comerciales de este elemento para diversos procesos industriales.

Por motivos similares, la alúmina se eligió como el soporte del catalizador metálico. Entre sus distintos tipos, la  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  es la más adecuada. Éste óxido posee una elevada área superficial y permite una buena dispersión del metal impregnado, a la vez que mantiene su estructura debido a su resistencia química y mecánica. La principal desventaja que presenta es su leve carácter ácido, debido a que existe una relación directa entre la acidez del soporte y la deposición de carbono durante el reformado. Estos centros ácidos promueven la deshidratación de las moléculas orgánicas y la escisión de los enlaces C-C promoviendo, de esta manera, la formación de coque. Además, existe la posibilidad de que promueva la sinterización a altas temperaturas (Iriondo y col., 2009).

Con motivo de rectificar las desventajas del catalizador  $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ , se concluyó que el mejor promotor es el Lantano (La). La adición de  $\text{La}_2\text{O}_3$  da como resultado la disminución de la deposición de coque por dos razones, la primera es que el óxido reduce la acidez de la alúmina y la segunda es porque el contacto cercano entre níquel y lantano podría dar lugar a la formación de intermedios oxi-carbonatos de lantano ( $\text{La}_2\text{O}_2\text{CO}_3$ ) que mejorarían la gasificación de los precursores de carbón (Iriondo y col., 2008) (Sánchez-Sánchez, M.C., 2007). Esta interacción entre el Ni, la  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y el La conlleva a la disminución en la sinterización del catalizador y al aumento de la estabilidad de las fases de Ni activas durante el proceso de producción, obteniéndose un catalizador más estable con el tiempo y más efectivo.

En conclusión, se utiliza un catalizador de  $\text{Ni}/\text{La}_2\text{O}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$  con cargas de NiO del 16% y de  $\text{La}_2\text{O}_3$  del 5%, soportadas sobre anillos de  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ . La forma del soporte es la más adecuada para evitar caídas excesivas de presión en el proceso a gran escala (Morlanés, N., 2007). Las composiciones de los metales han demostrado selectividad hacia la producción de hidrógeno y favorecimiento de la reacción de intercambio gaseoso (WGS).

### ***5.3.2.3) Adsorción del $\text{CO}_2$ en el reactor de reformado***

En la presente sección se expone una variante al proceso de reformado catalítico convencional mediante la adición de un adsorbente de  $\text{CO}_2$ , proceso que se denomina: reformado con vapor mejorado por adsorción (SESR). El SESR consiste en llevar a cabo el reformado en un reactor de lecho compuesto por una mezcla entre el catalizador y un material sólido aceptor de  $\text{CO}_2$ , de modo que el adsorbente retenga el dióxido apenas se forma.

Dicha mejora ofrece varias ventajas. Resulta evidente que una de ellas radica en el hecho mismo del manejo del gran volumen de  $\text{CO}_2$  producido, pero, además, la adsorción del  $\text{CO}_2$  aumenta la productividad del  $\text{H}_2$ . Esto se explica mediante el principio de Le Châtelier, debido a que se establece un nuevo estado de equilibrio en el cual la disminución de la presión parcial del  $\text{CO}_2$  desplaza la reacción WGS (reacción 5-8) en el sentido de la conversión del monóxido a dióxido, esto a su vez disminuye el  $\text{H}_2$  consumido en las reacciones de metanación (reacción 5-10 y 5-11) y finalmente favorece la conversión de la glicerina en  $\text{H}_2$  (reacción 5-9). Una ventaja



adicional es la disminución de la temperatura de reacción, que para el reformado de metano suele ser de entre 800–1000°C, mientras que para SESR la temperatura de reacción baja a 450–750°C (Chen, H., 2011); de este modo se reduce el consumo de energía y la sinterización del catalizador, al mismo tiempo que permite el uso de materiales menos costosos para la construcción del reactor (Ding and Alpay, 2000; Lee et al., 2007; Essaki et al., 2008; Harrison, 2008).

### 5.3.2.3.a) Adsorbentes

Los adsorbentes utilizados son óxidos metálicos que reaccionan con el CO<sub>2</sub> para formar carbonatos. Muchos óxidos metálicos tienen esta capacidad, sin embargo, no todos ellos son apropiados para la captura de CO<sub>2</sub> bajo las condiciones del SESR de la glicerina. Los criterios a satisfacer son los siguientes (Dou, B., 2014):

- Deben exhibir alta reactividad en el reformado de glicerina en un rango de temperaturas de 500–650°C.
- Las temperaturas de descomposición deben ser mayores que las temperaturas de reformado.
- Las partículas de adsorbente deben tener buena resistencia al deterioro físico debido a la atrición y sinterización.
- Las partículas de adsorbente deben ser capaces de mantener su reactividad a través de múltiples reacciones de quimisorción y desprendimiento de CO<sub>2</sub>.
- Las velocidades de reacción y regeneración del adsorbente deben ser altas.
- Y el costo del adsorbente debe ser lo más bajo posible.

En la tabla 5-4 se enuncian una serie de materiales naturales y sintéticos que se ajustan a los requisitos de los adsorbentes requeridos para el proceso de SESR de la glicerina con sus respectivas capacidades de adsorción y temperaturas de regeneración.

*Tabla 5-4. Capacidades estequiométricas de adsorción y temperaturas de regeneración de algunos adsorbentes.*

Adsorbente	Capacidad estequiométrica de adsorción (mol/kg)	Temperatura de regeneración (°C)
<b>Adsorbentes naturales</b>	Carbonato de Calcio, CaCO <sub>3</sub>	17,96
	Dolomita, CaCO <sub>3</sub> . MgCO <sub>3</sub>	10,54
	Huntita, CaCO <sub>3</sub> .3 MgCO <sub>3</sub>	5,68
<b>Adsorbentes sintéticos</b>	Ortosilicato de Litio, Li <sub>4</sub> SiO <sub>4</sub>	8,4
	Zirconato de Litio, Li <sub>2</sub> ZrO <sub>3</sub>	6,5
	Zirconato de Sodio, Na <sub>2</sub> ZrO <sub>3</sub>	5,5

*Fuente: Dou, B., 2014.*

Como se puede observar, el carbonato de calcio y la dolomita, previamente calcinados, tienen las mayores capacidades de adsorción, además de temperaturas de regeneración muy por encima de las temperaturas de operación del reformado de la glicerina. En adición a esto, el costo de estos minerales es muy inferior al correspondiente a los adsorbentes sintéticos.



En este proyecto se decidió la utilización del CaO para la adsorción in-situ del CO<sub>2</sub> que actúa según la reacción 5-20:



El carácter reversible de la reacción anterior le da la capacidad de regeneración al adsorbente. El hecho de que predomine un sentido u otro depende de la presión parcial del gas y de la temperatura. Se ha demostrado que la cal, en atmósfera de CO<sub>2</sub> puro, adsorbe CO<sub>2</sub> a elevada velocidad desde los 225°C hasta los 600°C y que su velocidad disminuye hasta alcanzar los 900°C. Por otra parte, la velocidad de liberación del CO<sub>2</sub> aumenta a partir de la temperatura de quiebre por la calcinación del material (Gupta, H., 2002). El someter al adsorbente a ciclos de adsorción-regeneración puede provocar la pérdida de actividad de éste a lo largo de los ciclos.

La integración del proceso de reformado con vapor junto con la adsorción simultánea del CO<sub>2</sub> genera una mayor eficiencia térmica debido a la exotermicidad de la reacción 5-20 de carbonatación, puesto que esta liberación de calor es aprovechada en las reacciones de reformado y WGS, cuya reacción global es endotérmica.

#### 5.3.2.4) Regeneración

Luego de un determinado tiempo de operación, el catalizador y el adsorbente comienzan a perder en gran medida su actividad debido a su desactivación, o saturación en el caso del adsorbente. Por este motivo es necesario someterlos a ambos a un proceso de regeneración.

El catalizador de Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> se somete, en primera instancia, a una atmósfera oxidante para gasificar los depósitos de carbono presentes en su superficie; y luego a una atmósfera reductora para llevar al metal activo a su estado de oxidación original. Por otra parte, la regeneración del adsorbente consiste en la calcinación a alta temperatura del CaCO<sub>3</sub> para liberar el CO<sub>2</sub> captado. Esta forma de operar produce una corriente pura de CO<sub>2</sub> adecuada para su almacenamiento y posterior disposición.

Según perfiles de OTP (Oxidación a Temperatura Programada) analizados en la bibliografía, en condiciones similares de procesamiento, los depósitos de carbono que se generan en el reformador son, principalmente, de naturaleza gráfica (Bartholomew y col., 2001; Noronha y col., 2001). Este tipo de carbono requiere mayor cantidad de energía para su gasificación. Debido a esto es necesario calentar el sistema hasta 760°C. La atmósfera oxidante se consigue alimentando el reactor con una corriente de aire (Sanchez, E. A., 2015). Una vez purgado todo el aire que arrastra los óxidos de carbono, se ingresa una corriente de H<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> al 50% para reducir el níquel que se pudiera haber oxidado por el contacto con las grandes cantidades de vapor de agua. Esto se mantiene a 700°C hasta concluir el ciclo de regeneración (Sánchez Sánchez, N., 2015).

La calcinación del CaCO<sub>3</sub> se lleva a cabo a 700°C, manteniendo esta temperatura durante un período de tiempo igual al de adsorción. Se seleccionó esta temperatura, menor a la que proporciona la mayor velocidad de calcinación (tabla 5-4), a modo de lograr una compensación en términos de minimizar la pérdida de superficie debido a la sinterización, y lograr una tasa suficiente de calcinación. A su vez, otra de las variables a tener en cuenta en el diseño y



operación de un proceso de regeneración continuo es el contenido de CO<sub>2</sub> en la atmósfera de calcinación. Cuando uno de los objetivos es generar una corriente concentrada de dicho gas, una idea razonable sería la utilización de una corriente rica en CO<sub>2</sub> como carrier, pero según estudios realizados, esto disminuye la subsecuente reactividad del CaO debido a la sinterización y a una negativa influencia en la evolución del tamaño del poro (Florin, N.H., 2008). Otra opción, más viable, es la utilización de un gas diluyente que sea fácilmente separable del CO<sub>2</sub>. En este caso, se utiliza una corriente de vapor de agua.

### 5.3.2.5) Parámetros de análisis. Variables de operación.

Con la finalidad de analizar y comparar los datos experimentales obtenidos a partir de los diferentes procedimientos y condiciones de operación, se calcularon ciertos parámetros que se definen a continuación (Sánchez Sánchez, N., 2015):

- Relación vapor/carbono (S/C) de la disolución glicerina/agua: se expresa como moles de agua del caudal alimentado por mol de carbono del caudal alimentado.

$$S/C = \frac{\text{moles de } H_2O \text{ alimentada}}{\text{moles de } C \text{ de } C_3H_8O_3 \text{ alimentada}} = \frac{100 - x_{C_3H_8O_3}}{18} \cdot \frac{92}{x_{C_3H_8O_3} \cdot 3}$$

- Porcentaje de átomos de carbono convertidos a fase gaseosa (%C): se expresa como el número de átomos de carbono que salen del sistema en forma de gas por cada átomo de carbono que entra al sistema.

$$\%C = \frac{C_{salida \text{ gases}}}{C_{entrada}} \cdot 100 = \frac{F_{CO} + F_{CO_2} + F_{CH_4} + 2 \cdot F_{C_2H_4} + 2 \cdot F_{C_2H_6}}{\frac{\bar{m}_{alimentación} \cdot x_{C_3H_8O_3} \cdot 3}{92}} \cdot 100$$

- Relación molar Hidrógeno/glicerina (H<sub>2</sub>/glic): se trata de la relación molar entre el hidrógeno producido durante el proceso y la glicerina alimentada.

$$H_2/glic. = \frac{F_{H_2}}{\frac{\bar{m}_{alimentación} \cdot x_{C_3H_8O_3}}{92}}$$

En donde:

$x_{C_3H_8O_3}$  representa el porcentaje en peso de glicerina en el caudal alimentado de glicerina/agua;

$F_i$  es el caudal molar de cada una de las especies en la corriente gaseosa de salida; y

$\bar{m}_{alimentación}$  es el caudal másico de la mezcla glicerina/agua alimentada al reactor.

El reformado de la glicerina da lugar a tres fases, una fase sólida, una fase líquida y otra gaseosa. La sólida, compuesta por los depósitos de coque sobre la superficie del catalizador o adsorbente, es la minoritaria. De las otras dos, la líquida está constituida principalmente por el exceso de agua que se ingresa al reactor. Según información revelada por la bibliografía, en trabajos llevados a cabo en condiciones similares, con una conversión a gases de 75% a 95%, el



porcentaje en peso de agua en el líquido recogido fue de 98 a 99,5%; el resto fue metanol, acetona y ácido acético (Valliyappan, T. 2004). La fase gaseosa es la principal y la de mayor importancia, puesto que contiene el producto de interés: el hidrógeno.

Según los resultados publicados por Sánchez Sánchez, N. (2015) la relación molar  $H_2$ /glic obtenida durante el reformado catalítico de la glicerina con el catalizador de Ni/La previamente especificado, a 800°C, se equipara a la relación obtenida con el agregado del adsorbente seleccionado, pero en este caso a las temperaturas de 700°C para una primera etapa de reformado y a 600°C para una segunda etapa de adsorción del  $CO_2$ .

La composición promedio en base libre de inerte de los gases de salida, para el proceso en dos etapas, fue de un 71% de  $H_2$ , 16% de  $CO_2$ , 11% de  $CO$ , 1% de  $CH_4$  y 1% de otros gases tales como el  $C_2H_4$  y el  $C_2H_6$ . La relación molar  $H_2$ /glic fue de 5,15 moles de  $H_2$  por cada mol de glicerina alimentado y el %C convertido a gases fue del 97%.

Realizar el proceso en dos etapas no solo disminuye el consumo de energía, sino que también posibilita el llevar a cabo el proceso de adsorción a la máxima velocidad que el CaO admite - esto sucede a la temperatura de 600°C- y regenerarlo a una temperatura menor a la máxima de calcinación, reduciendo los efectos de la posible sinterización del material adsorbente. Además de la posibilidad de disponer del  $CO_2$  liberado en condiciones adecuadas para proceder a su captura y almacenamiento, este modo de operación conlleva obvias simplificaciones al ingresar una corriente más rica en  $H_2$  en la posterior etapa, la de su purificación.

En conclusión, y basados en toda la información recolectada y expuesta previamente, se llega a un equilibrio entre la energía consumida, el  $H_2$  obtenido y la cantidad de  $CO_2$  producida mediante la aplicación del proceso SESR en dos etapas diferenciadas, de reformado y adsorción, a través de la implementación de dos reactores conectados en serie. El primero empacado con el catalizador de Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> para operar a la temperatura óptima de 700°C, y el segundo relleno con el CaO acondicionado para la quimisorción del  $CO_2$  a la temperatura de 600°C.

### 5.3.3) Purificación de los gases de reformado

La corriente gaseosa que sale del adsorbedor debe ser tratada para eliminar las impurezas que contiene y así obtener una corriente con 99,9% de  $H_2$ , concentración requerida por la planta de Agua Oxigenada.

Las tecnologías de purificación de hidrógeno se encuentran muy desarrolladas debido a que se aplican industrialmente desde hace muchos años (casi un siglo). A continuación, se presenta la tabla 5-5 con los principales procesos de dicha purificación junto a sus respectivas características y rendimientos.

*Tabla 5-5. Características y rendimientos de los principales procesos de purificación de  $H_2$ .*

Método	Medio	Concentración de hidrógeno (%)		Recuperación de hidrógeno (%)	Impurezas principales
		Alimento	Producto		



<b>Destilación criogénica</b>	Agentes refrigerantes	30-90	90-98	95	CH <sub>4</sub> , CO
<b>Adsorción PSA</b>	Sólidos adsorbentes	60-90	>99,999	70-90	Hidrocarburos, CO, CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O
<b>Membrana polimérica</b>	Poliamida	70-95	85-99	85-95	Hidrocarburos, CO
<b>Membrana Pd-Ag</b>	Aleaciones Pd-Ag	>98	>99,9999	<99	N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO, CO <sub>2</sub>

*Fuente: Uehara. I., 2003.*

En un comienzo, la obtención de corrientes con altas concentraciones de H<sub>2</sub> se lograba usando solventes para absorber el CO<sub>2</sub> y se separaba el CH<sub>4</sub> y el CO por licuación a bajas temperaturas. Alrededor de los años 80 apareció un nuevo proceso de purificación llamado PSA (*Pressure Swing Adsorption*: Adsorción por Oscilación de Presión). Los beneficios de éste hicieron que sea el más utilizado en la actualidad para la adsorción de una gran variedad de impurezas. El sistema PSA se basa en la adsorción de moléculas de mayor tamaño que la del H<sub>2</sub> utilizando adsorbentes como tamices moleculares, carbón activado, entre otros.

A la hora de seleccionar la técnica adecuada, la variable más determinante es la pureza a la que se debe alcanzar. Para este proyecto, el método de Adsorción por Oscilación de Presión resulta ser el más apropiado dado que las variables se ajustan satisfactoriamente (las impurezas a remover y las concentraciones inicial y final). De esta forma se obtiene un porcentaje de recuperación de H<sub>2</sub> significativo, alrededor del 90%.

### **5.3.3.1) Tecnología de Adsorción por Variación de Presión (PSA)**

La adsorción por variación de presión es un proceso que ha llegado a ser una opción de alta tecnología en la industria química y petroquímica para la producción de H<sub>2</sub> de alta pureza. Actualmente, esta tecnología de purificación es usada en un 85% de la producción de hidrógeno (Sullón Nicacio, M. A., 2018).

En un proceso PSA de hidrógeno la adsorción por variación de presión usa lechos de adsorbente sólido para remover las impurezas de la corriente gaseosa. Sólo una diminuta fracción de H<sub>2</sub> es adsorbida cuando éste pasa a través del lecho adsorbente. Esto se debe a que los tamices se obstruyen con moléculas más grandes y éstas interfieren en el paso de las más pequeñas.

En general, éste es un proceso confiable dado que:

- Se desarrolla, en su totalidad, a temperatura ambiente y no utiliza productos químicos o solventes.
- Los materiales utilizados en los lechos tienen una vida útil mayor a 10 años.
- No se necesita equipo rotativo.
- La secuencia de los adsorbentes es controlada por una microcomputadora, que además monitorea el correcto funcionamiento en la apertura y cierre de todas las válvulas.



La regeneración de los lechos comienza con una despresurización para luego purgar a baja presión. Al despresurizar los lechos se obtiene una corriente de gas residual, que contiene las impurezas de la alimentación ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ ) además, una pequeña fracción de  $\text{H}_2$ . Esta corriente es usada como combustible en el reformador y en la caldera. Se envía a sendos equipos en proporción a los volúmenes de gas natural alimentado. Las condiciones de operación de los mismos, en una planta que utiliza el proceso PSA, están establecidas de modo tal que el gas de cola proporcione no más del 80% del combustible. Este límite es importante para un buen control del quemador porque el gas de cola es más difícil de quemar que el gas natural, ya que el alto contenido de  $\text{CO}_2$  puede dificultar la producción de una flama estable.

Resumiendo, las impurezas procedentes de la mezcla de gases que contienen  $\text{H}_2$  son selectivamente retenidas sobre un adsorbente sólido poroso (zeolitas, carbón activado, geles de sílice y alúmina) a una presión relativamente alta, con el fin de producir hidrógeno de alta pureza a una presión similar a la del gas de alimentación. Para poder reutilizar el adsorbente, deben ser desorbidos los componentes que el sólido retuvo, esto se logra reduciendo las presiones parciales en la fase gaseosa dentro de la columna.

Aunque el concepto fundamental de un proceso PSA es relativamente simple, en la práctica actual el diseño de este proceso puede ser complicado. Esto se debe a que generalmente involucra sistemas de adsorción multicolumnas que operan bajo ciclos de estado estacionario. De esta manera, es necesario llevar a cabo simultáneamente operaciones de adsorción, desorción, y un gran número de etapas adicionales que se diseñan para aumentar la pureza del  $\text{H}_2$  recuperado, minimizando la pérdida de adsorbente y optimizando la eficiencia de separación total.

Los adsorbentes se eligen, usualmente, por tener una cinética rápida de adsorción. Sin embargo, el efecto de mejorar los coeficientes de transferencia de masa no puede ser ignorado, especialmente porque éste sería el mecanismo que controle la velocidad global de la reacción para el ciclo PSA. La utilización de más de un tipo de adsorbente en cada una de las columnas es una práctica habitual porque logra un trabajo óptimo de adsorción y selectividad para las impurezas del gas alimentado. Además, se obtiene una desorción eficiente.

Usualmente, las unidades PSA multicolumnas contienen entre 4 y 12 columnas paralelas empleadas para adaptar todas sus etapas. Cada columna contiene un relleno constituido por dos capas diferenciadas: en el extremo de alimentación se encuentra la capa de carbón activado y en el extremo del producto la capa de zeolita 5A. Las fracciones en volumen de las capas de los adsorbentes son: 0,762 de carbón y 0,238 de zeolita (Sullón Nicacio, M. A., 2018).

En este proyecto, y basado en las concentraciones de  $\text{H}_2$  en las corrientes de entrada y salida de esta unidad, se utilizan 4 columnas paralelas y un tanque de almacenamiento de gas. El principio de funcionamiento se basa, principalmente, en estas operaciones: adsorción, despresurización, purga a baja presión y recompresión. El sistema cicla del siguiente modo:

- Columna n°1: el gas de síntesis ingresa a presiones de entre 10 bar y temperaturas entre 15-30°C, según los requerimientos. Con una caída de presión de 0,6 bar aproximadamente, el  $\text{H}_2$  purificado sale por el tope.

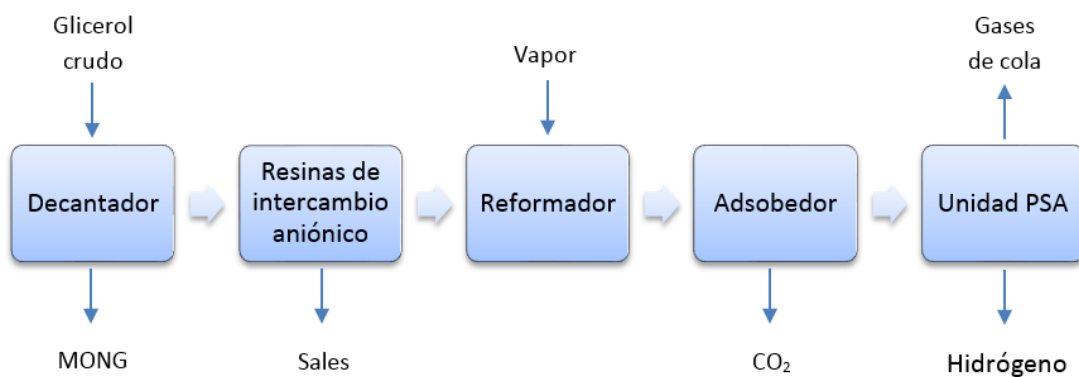




- Columna n°2: está en la etapa de despresurización, liberando el gas de purga hacia el tercer adsorbedor y presurizando parcialmente el adsorbedor 4.
- Columna n°3: la purga de este adsorbedor toma lugar a baja presión 3 bar, de acuerdo al mayor tamaño de la molécula. Esto garantiza una completa remoción de impurezas. Es usual que la relación de presión entre el gas alimentado y el gas de cola se tome como 4:1.
- Columna n°4: está en proceso de presurización. Se inicia con el gas de purga de la segunda columna y se finaliza con H<sub>2</sub> proveniente del primer adsorbedor.

#### 5.3.4) Diagrama de bloques

A continuación, se presenta el diagrama de bloques de todo el proceso necesario para transformar el glicerol crudo proveniente de la industria del biodiésel en hidrógeno de alta pureza.



*Figura 5-6. Diagrama de bloques.  
Fuente: elaboración propia.*

## **6) BALANCE DE MASA Y ENERGÍA**



## 6.1 ) Introducción

Los balances de masa y energía son el punto de partida del ingeniero químico a la hora de dimensionar los equipos requeridos en el proceso de producción. Éstos permiten determinar la distribución de los componentes en cada unidad y la cantidad de energía consumida o que necesita ser retirada para mantener las condiciones de operación establecidas.

En base a la capacidad productiva de la planta definida en el capítulo 3 (sección 3.3), el diagrama de flujo y las condiciones de operación establecidas en el capítulo 5, se procede a calcular los balances de materia y energía involucrados en el procesamiento de glicerol crudo para obtener hidrógeno de pureza superior al 99%.

## 6.2 ) Balances de masa y energía

### 6.2.1) Consideraciones previas

Previo a los cálculos, es necesario definir los días de actividad de la planta al año. Se consideran 11 meses de operación continua (335 días), al igual que la planta productora de peróxido de hidrógeno que demanda la producción de hidrógeno gaseoso. Esta planta requiere un caudal constante de 176,5 kg/h del producto de una pureza del 99,9% y está diseñada para trabajar en continuo, en tres turnos de 8 horas. Se establece como pérdida global del proceso un 2% p/p en base a la producción final de hidrógeno, motivo por el cual se deben producir 180,03 kg/h de hidrógeno 99,9%, siendo ésta la base de cálculo para la realización de todos los balances.

En la tabla 6-1 se muestra la producción anual, mensual, semanal, diaria y horaria de hidrógeno.

*Tabla 6-1: Producción de hidrógeno.*

Producción	Cantidad	Unidad
Anual	1447,44	t/año
Mensual	131,59	t/mes
Semanal	30,25	t/semana
Diaria	4,32	t/día
Horaria	0,18	t/hora
Horaria	180,03	kg/hora

*Fuente: elaboración propia.*

Otra serie de consideraciones que se tienen en cuenta son:

- Se selecciona la producción horaria expresada en kilogramos (kg/h) y kilocalorías (kcal/h) como base para desarrollar los cálculos correspondientes.
- El régimen de producción es continuo. Como se necesitan etapas de regeneración (resinas, catalizador y adsorbedor) se diseñan líneas en paralelo para los equipos a regenerar, evitando la discontinuidad del proceso.
- Se parte de la premisa de que se opera en estado estacionario, no hay acumulación en el sistema. Incluso en las operaciones en las que sí existen acumulaciones, los cálculos

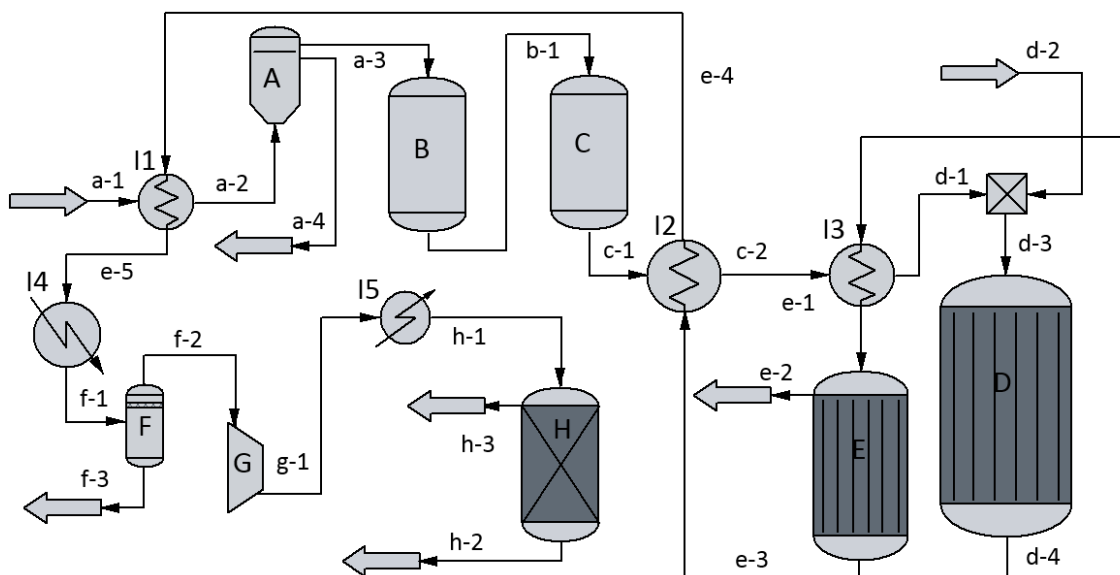


fueron realizados teniendo en cuenta lo que sucede en el equipo en cuestión y en su duplicado operando en paralelo.

- Los rendimientos individuales de cada etapa son asignados de acuerdo a la bibliografía consultada o a la información proporcionada por los fabricantes de los equipos utilizados.
- Se supone despreciable el aporte energético producto de la agitación mecánica.
- Se desprecia el calor de disolución de los componentes.

### 6.2.2) Diagrama de flujo

En la figura 6-1 se ilustra el diagrama de flujo simplificado del proceso productivo, en base al cual se desarrollan los balances de masa y energía.



*Figura 6-1. Diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno.  
Fuente: Elaboración propia.*

El proceso seleccionado consiste en tres etapas de procesamiento diferenciadas, que son el pretratamiento del glicerol crudo, el reformado en fase gas con adsorción de dióxido de carbono y la purificación de los gases de reformado. Cada etapa involucra las siguientes operaciones:

- Pretratamiento de glicerol crudo: precalentamiento, separación centrífuga de MONG y separación de sales por intercambio iónico.
- Reformado con adsorción de dióxido de carbono: vaporización de materias primas, reformado en fase gas con vapor de agua y adsorción de CO<sub>2</sub>.
- Purificación de los gases de reformado: condensación de productos condensables, separación gas-líquido, compresión de gases y adsorción por variación de presión.

A continuación, se presentan los equipos principales y la nomenclatura utilizada en los cálculos necesarios para especificar las corrientes másicas y sus componentes.



Tabla 6-2: Corrientes de entrada y salida del proceso. Referencias de la figura 6-1.

Denominación	Corrientes
a-1	Glicerol crudo
a-4	MONG
d-2	Vapor
e-2	CO <sub>2</sub> puro
f-3	Productos condensables
h-3	Gases de cola
h-2	Hidrógeno al 99,9%

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6-3: Descripción de equipos. Referencias de la figura 6-1.

Etiqueta	Equipo	Función
A	Decantador centrífugo	Eliminar el MONG de la corriente de glicerol crudo
B	Resina de intercambio catiónico	Eliminar las sales de la corriente de glicerol crudo
C	Resina de intercambio aniónico	
D	Reformador	Convertir las materias primas en los productos gaseosos deseados
E	Adsorbedor	Capturar CO <sub>2</sub> para su posterior liberación y almacenamiento; mejorar el rendimiento de las reacciones de reformado
F	Separador gas-líquido	Separar los gases de reformado de los productos condensables y el vapor en exceso
G	Compresor	Aumentar la presión de los gases de reformado
H	Tamiz molecular (Unidad PSA)	Llevar la composición de H <sub>2</sub> al 99,9% en la corriente de gases
M	Mezclador	Mezclar la corriente de glicerol pre-tratado con el vapor de agua
I1	Economizador 1	Precalentar el glicerol crudo y recuperar calor de la corriente proveniente del adsorbedor
I2	Economizador 2	Vaporizar el glicerol pre-tratado y recuperar calor de la corriente proveniente del adsorbedor
I3	Economizador 3	Sobrecalentar la corriente de glicerol vaporizado a la temperatura de reformado y enfriar la corriente de gases proveniente del reformador para llevarlos a la temperatura



		óptima de adsorción
I4	Condensador	Licuar los productos condensables y el vapor en exceso de la corriente proveniente del adsorbedor
I5	Enfriador	Enfriar la corriente de gases de reformado a la temperatura requerida por la Unidad PSA

*Fuente: Elaboración propia.*

### 6.2.3) Pretratamiento del glicerol crudo

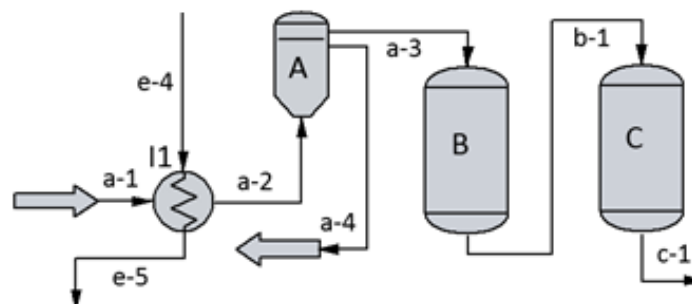
En el glicerol crudo existen impurezas específicas que provienen del proceso de producción del biodiésel y afectan negativamente la actividad y estabilidad del catalizador utilizado para su reformado. Entre ellas se encuentran remanentes de sales ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$  principalmente) y ácidos grasos de cadena larga (agrupados en la sigla MONG: Materia Orgánica No Glicérica), que reaccionan con dificultad y tienen mayor probabilidad de formar depósitos carbonosos, provocando un rendimiento global menor que con glicerol puro (Slinn y col., 2008). La composición estimada de la materia prima se muestra en la tabla 6-4, datos proporcionados por productores de biodiésel que comercializan también este subproducto.

*Tabla 6-4. Composición del glicerol crudo. Fuente: Productores de biodiésel.*

Componentes	Composición % P/P
Glicerol	80
Metanol	1,5
MONG	2,9
Sales	2,4
Agua	13,2

*Fuente: Elaboración propia.*

El remanente de metanol y agua no dificultan el reformado a hidrógeno, motivo por el cual no se eliminan de la corriente del material crudo.



*Figura 6-2. Diagrama simplificado del sector de pretratamiento del glicerol crudo.*

*Fuente: Elaboración propia.*



### 6.2.3.1) Balance de masa

#### 6.2.3.1.a) Decantador centrífugo

La función del decantador es la de separar el MONG de la corriente de glicerol crudo. Esto se logra mediante centrifugación. Se obtienen dos corrientes líquidas de salida. Una es la fase pesada y se compone de glicerol, agua y metanol; mientras que la liviana está compuesta por ácidos grasos, ésteres y demás materia orgánica no glicérica.

En la tabla 6-5 se listan las ecuaciones de balance general y de balances parciales por componente aplicadas en los cálculos que arrojan los resultados mostrados en la tabla 6-6. Se considera que la recuperación de glicerol puro es del 95% p/p para lograr la separación total de MONG requerida.

*Tabla 6-5. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Decantador centrífugo.*

Balance general: $a_2 = a_3 + a_4$	
Balance parcial de glicerol (G)	$a_2 \cdot x_{Ga_2} = a_3 \cdot x_{Ga_3} + a_4 \cdot x_{Ga_4}$
Balance parcial de agua (W)	$a_2 \cdot x_{Wa_2} = a_3 \cdot x_{Wa_3} + a_4 \cdot x_{Wa_4}$
Balance parcial de metanol (M)	$a_2 \cdot x_{Ma_2} = a_3 \cdot x_{Ma_3} + a_4 \cdot x_{Ma_4}$
Balance parcial de MONG (MO)	$a_2 \cdot x_{MOa_2} = a_4 \cdot x_{MOa_4}$
Balance parcial de sales (S)	$a_2 \cdot x_{Sa_2} = a_3 \cdot x_{Sa_3} + a_4 \cdot x_{Sa_4}$

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 6-6. Balance de masa: Decantador centrífugo.*

Descripción del equipo: Decantador Centrífugo				Etiqueta: A		
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Fracción másica	Total (kg/h)
a-2	Entrada	Glicerol crudo	2284,72	Glicerol	0,8000	1827,78
				Agua	0,1320	301,58
				Metanol	0,0150	34,27
				MONG	0,0290	66,26
				Sales	0,0240	54,83
a-3	Salida	Glicerol a resina	2106,97	Glicerol	0,8241	1736,39
				Agua	0,1360	286,50
				Metanol	0,0155	32,56
				Sales	0,0245	51,52
				MONG	0,3728	66,26
a-4	Salida	Subproducto MONG	177,75	Glicerol	0,5141	91,39
				Agua	0,0848	15,08
				Metanol	0,0096	1,71
				Sales	0,0186	3,31

*Fuente: Elaboración propia.*



### 6.2.3.1.b) Resinas de intercambio iónico

Para la eliminación de las sales presentes en el glicerol crudo se hace pasar la corriente que consiste en la fase pesada a la salida del decantador, de manera continua, a través de una columna rellena de una resina de intercambio catiónico y luego a través de otra con una resina de intercambio aniónico. En la primera de ellas, el fosfato potásico monobásico intercambia su catión  $K^+$  por los cationes  $H^+$  de la resina catiónica. En la segunda, el ácido fosfórico producido en la reacción catiónica intercambia su anión  $(PO_4)^{-3}$  por los aniones  $OH^-$  de la resina aniónica, generándose agua.

Para fines prácticos, el balance de masa se lleva a cabo de manera conjunta, tanto para las columnas en operación B y C, catiónica y aniónica respectivamente, como para las que se encuentran en etapa de regeneración. De este modo, la acumulación de sales en las resinas en operación se muestra como una corriente de salida que correspondería a las resinas en etapa de regeneración instaladas en paralelo. Las ecuaciones de balance general y de balances parciales por componente se muestran en la tabla 6-7; los resultados de sus aplicaciones, en la tabla 6-8.

*Tabla 6-7. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Resinas de intercambio iónico.*

<b>Balance general: <math>a_3 + r_1 = c_1 + r_2</math></b>	
Balance parcial de glicerol (G)	$a_3 \cdot x_{Ga_3} = c_1 \cdot x_{Gc_1}$
Balance parcial de agua (W)	$a_3 \cdot x_{Wa_3} + r_1 \cdot x_{Wr_1} = c_1 \cdot x_{Wc_1}$
Balance parcial de metanol (M)	$a_3 \cdot x_{Ma_3} = c_1 \cdot x_{Mc_1}$
Balance parcial de sales (S)	$a_3 \cdot x_{Sa_3} = r_2 \cdot x_{Sr_2}$

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 6-8. Balance de masa: Resinas de intercambio iónico.*

<b>Descripción del equipo: Resinas de intercambio iónico</b>				<b>Etiqueta: B y C</b>		
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Fracción másica	Total (kg/h)
<b>a-3</b>	Entrada	Glicerol a resina	2106,97	Glicerol	0,8241	1736,39
				Agua	0,1360	286,50
				Metanol	0,0155	32,56
				Sales	0,0245	51,52
<b>r-1</b>	Entrada (Regeneración)	iones intercambiados	13,11	Agua	1,0000	13,11
<b>c-1</b>	Salida Resina	Glicerol purificado	2068,56	Glicerol	0,8394	1736,39
				Agua	0,1448	299,62
				Metanol	0,0157	32,56
<b>r-2</b>	Salida (Acumulación)	iones intercambiados	51,52	Sales	1,0000	51,52

*Fuente: Elaboración propia.*





### 6.2.3.2) Balance de energía

Los balances de energía se realizaron en su totalidad con el simulador ChemCAD 6.1.3. A la hora de cargar los componentes en dicho simulador fue necesario establecer nuevas consideraciones, a saber:

- La composición exacta de la materia orgánica no glicérica se desconoce, ya que puede variar ampliamente, y de ahí su agrupación y denominación como MONG. Debido a esto se supone que está compuesta por los tres ácidos grasos que preponderan en el aceite de soja -materia prima utilizada para la obtención del biodiésel en la zona-. La tabla 6-9 muestra dichos compuestos con sus respectivos porcentajes en peso aproximados.
- Se considera que las sales están compuestas únicamente por fosfato potásico monobásico ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ).
- Los productos condensables se suponen los más comunes hallados en la bibliografía y en flujos másicos iguales: metanol, acetona y ácido acético (Valliyappan, T. 2004).

*Tabla 6-9. Composición estimada del MONG.*

Ácido graso	%p/p estimado
Ácido Linoleico	60
Ácido Oleico	25
Ácido Palmítico	15

*Fuente: Wikipedia.*

#### 6.2.3.2.a) Economizador 1

El intercambiador I1 se utiliza para precalentar la materia prima. Se lleva la corriente de glicerol crudo hasta la temperatura de 80°C para disminuir su viscosidad y favorecer la etapa de separación centrífuga. Esto se logra, a su vez, recuperando calor de la corriente de productos gasificados provenientes del adsorbedor.

En la tabla 6-10 se muestran las ecuaciones de balance de energía mediante las cuales se rige el sistema; en la tabla 6-11 se muestran los resultados y las variables de operación.

*Tabla 6-10. Ecuaciones de balance de energía: Economizador 1.*

$$Q_{a_1} = Q_{e_4}$$

$$Q_{a_1} = \bar{m}_{a_1} \cdot \bar{Cp}_{a_1} \cdot (T_{fa_2} - T_{ia_1})$$

$$Q_{e_4} = \bar{m}_{e_4} \cdot \bar{Cp}_{e_4} \cdot (T_{fe_5} - T_{ie_4})$$

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 6-11. Balance de energía: Economizador 1.*

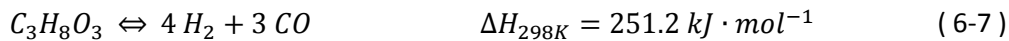
Descripción del equipo: Economizador 1					Etiqueta: I1	
Corriente	Caudal másico (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	Presión (atm)	Calor intercambiado, Q (kcal/h)
a-1				20		
a-2	2284,72	0,6431	83		1,5	92537,1
e-4				384		
e-5	6966,82	0,5297	359		4,15	92537,1

*Fuente: Elaboración propia.*



#### 6.2.4) Reformado con vapor mejorado por adsorción de CO<sub>2</sub>

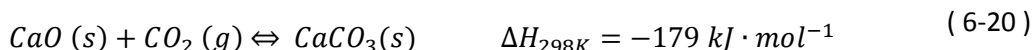
Las operaciones más importantes del proceso se dan este sector, es donde ocurre la transformación de la materia prima al producto. Esto se lleva a cabo mediante reformado catalítico en fase gas con vapor de agua del glicerol, que se rige principalmente por las siguientes reacciones:



Dando como resultado la reacción global del reformado:



De igual manera, la adsorción del CO<sub>2</sub> sobre el CaO sigue la reacción:



Las operaciones involucradas consisten en una etapa de vaporización de la materia prima para luego ingresar al primer reactor o reformador, D, y su posterior paso por el segundo reactor o adsorbedor (E), como se ilustra en el diagrama simplificado de la figura 6-3.

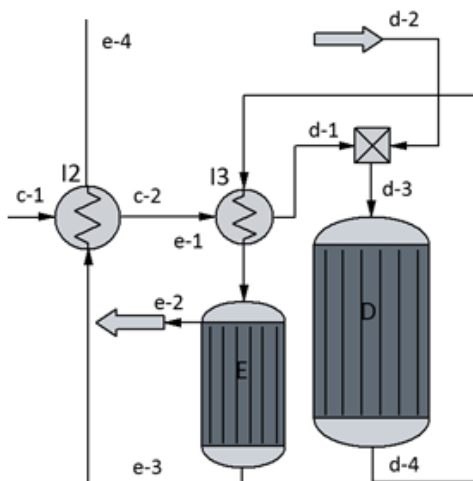


Figura 6-3. Diagrama simplificado del sector de reformado y adsorción.  
Fuente: ChemCAD.

#### 6.2.4.1) Balance de masa

##### 6.2.4.1.a) Reformador

El reformador, D, consiste en un reactor multitubular, llamado también horno catalítico, relleno con catalizador de Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> con cargas de NiO del 16% y de La<sub>2</sub>O<sub>3</sub> del 5%, soportadas sobre anillos de γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

La temperatura de operación del reformador se concluyó óptima a 700°C. En estas condiciones y en operación continua con el adsorbedor, la composición promedio en base libre de inerte de los gases de salida se estima en 71% de H<sub>2</sub>, 16% de CO<sub>2</sub>, 11% de CO, 1% de CH<sub>4</sub> y 1% de



otros gases tales como el C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> y el C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> según lo reportado por la bibliografía (Sánchez Sánchez, N., 2015). La relación molar H<sub>2</sub>/glic fue de 5,15 moles de H<sub>2</sub> por cada mol de glicerina alimentado y el %C convertido a gases fue del 97%.

Para simplificar los cálculos de balance se considera que todo el glicerol reacciona en el reformador y que en el adsorbedor solo se da el proceso de quimisorción del dióxido de carbono, aunque es sabido que en el adsorbedor se da gran parte de la reacción 5-8 de intercambio agua-gas.

Las ecuaciones de balance utilizadas para realizar los cálculos de las corrientes involucradas se expresan en la tabla 6-12, junto con otras ecuaciones que definen ciertos parámetros necesarios. La tabla 6-13 arroja los resultados para el balance de masa del reformador catalítico.

Tabla 6-12. Ecuaciones de balance y reacción: Reformador.

Balance general: $d_1 + d_2 = d_4$	
Relación vapor/carbono	$S/C = \frac{100 - x_{C_3H_8O_3}}{\frac{x_{C_3H_8O_3} \cdot 3}{92}}$
Porcentaje de átomos de carbono convertidos a fase gaseosa	$\%C = \frac{F_{CO} + F_{CO_2} + F_{CH_4} + 2 \cdot F_{C_2H_4} + 2 \cdot F_{C_2H_6}}{\frac{\bar{m}_{alimentación} \cdot x_{C_3H_8O_3} \cdot 3}{92}} \cdot 100$
Relación molar Hidrógeno/glicerina	$H_2/glic. = \frac{F_{H_2}}{\frac{\bar{m}_{alimentación} \cdot x_{C_3H_8O_3}}{92}}$

Fuente: Elaboración propia.

En donde:

$x_{C_3H_8O_3}$  representa el porcentaje en peso de glicerina en el caudal alimentado de glicerina/agua;

$F_i$  es el caudal molar de cada una de las especies en la corriente gaseosa de salida; y

$\bar{m}_{alimentación}$  es el caudal másico de la mezcla glicerina/agua alimentada al reactor.

Tabla 6-13. Balance de masa: Reformador.

Descripción del equipo: Reformador				Etiqueta: D				
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	% mol/mol	Moles (kmol/h)	Fracción másica	Total (kg/h)
d-1	Entrada	Glicerol refinado	2068,56	Glicerol	51,654	18,855	0,8394	1736,39
				Agua	45,562	16,632	0,1448	299,62
				Metanol	2,784	1,016	0,0157	32,56
d-2	Entrada	Vapor	5509,73	Agua	100	305,841	1,0000	5509,73
d-4	Salida	Productos de	7578,30	Hidrógeno	21,875	97,101	0,0258	195,76
				CO <sub>2</sub>	8,060	35,776	0,2078	1574,50



reformado	CO	3,389	15,044	0,0556	421,38
	CH <sub>4</sub>	0,308	1,368	0,0029	21,94
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,308	1,368	0,0052	39,75
	Agua	65,724	291,743	0,6935	5255,75
	Productos condensables	0,336	1,493	0,0091	69,22

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 6.2.4.1.b) Adsorbedor

La función del adsorbedor, E, es la de capturar el dióxido de carbono y permitir su posterior desorción y almacenamiento, pero también la de aumentar la productividad del H<sub>2</sub>. Esto se explica mediante el principio de Le Châtelier, debido a que se establece un nuevo estado de equilibrio en el cual la disminución de la presión parcial del CO<sub>2</sub> desplaza la reacción WGS (reacción 5-8) en el sentido de la conversión del monóxido a dióxido, esto a su vez disminuye el H<sub>2</sub> consumido en las reacciones de metanación (reacción 5-10 y 5-11) y finalmente favorece la conversión de la glicerina en H<sub>2</sub> (reacción 5-9).

Un reactor relleno de CaO derivado de piedra caliza que opera a 600°C de acuerdo con la reacción 5-20, mencionada en la sección 6.2.4, es el equipo que se encarga de cumplir con tal función.

A modo de simplificación, se realizan los cálculos de balance considerando el equipo en operación y su duplicado en paralelo que se encuentra en la etapa de regeneración. Las ecuaciones de la tabla 6-14 junto con la concentración conocida de los gases de salida ya mencionados arrojan los resultados expresados en la tabla 6-15.

*Tabla 6-14. Ecuaciones de balance y reacción: Adsorbedor.*

<b>Balance general: <math>e_1 = e_2 + e_3</math></b>	
Porcentaje de átomos de carbono convertidos a fase gaseosa	$\%C = \frac{F_{CO} + F_{CO_2re} + F_{CO_2} + F_{CH_4} + 2 \cdot F_{C_2H_4} + 2 \cdot F_{C_2H_6}}{\bar{m}_{alimentación} \cdot x_{C_3H_8O_3} \cdot 3} \cdot 100$

*Fuente: Elaboración propia.*

$F_{CO_2re}$  es el caudal molar de la corriente gaseosa de CO<sub>2</sub> recuperado.

*Tabla 6-15. Balance de masa: Adsorbedor.*

Descripción del equipo: Adsorbedor				Etiqueta: E				
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	% mol/mol	Moles (kmol/h)	Fracción másica	Total (kg/h)
e-1	Entrada	Productos de reformado	7578,30	Hidrógeno	21,875	97,101	0,0258	195,76
				CO <sub>2</sub>	8,060	35,776	0,2078	1574,50
				CO	3,389	15,044	0,0556	421,38
				CH <sub>4</sub>	0,308	1,368	0,0029	21,94
				C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,308	1,368	0,0052	39,75
				Agua	65,724	291,743	0,6935	5255,75



				Productos condensables	0,336	1,493	0,0091	69,22
				Hidrógeno	22,582	97,101	0,0281	195,76
				CO <sub>2</sub>	5,089	21,882	0,1382	963,02
				CO	3,499	15,044	0,0605	421,38
<b>e-3</b>	Salida	Productos a purificación	6966,82	CH <sub>4</sub>	0,318	1,368	0,0031	21,94
				C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,318	1,368	0,0057	39,75
				Agua	67,847	291,743	0,7544	5255,75
				Productos condensables	0,347	1,493	0,0099	69,22
<b>e-2</b>	Salida	CO <sub>2</sub> recuperado	611,48	CO <sub>2</sub>	100	13,894	1,0000	611,48

*Fuente: Elaboración propia.*

### 6.2.4.2) Balance de energía

#### 6.2.4.2.a) Economizador 2

El segundo economizador (I2) consiste en un evaporador cuya función es la de vaporizar el glicerol pre-tratado que se hizo pasar por el decantador y las resinas de intercambio. Este equipo utiliza el calor de la corriente de gases que sale del adsorbedor a 600°C.

En la tabla 6-16 y 6-17 se exponen las ecuaciones de balance de energía involucradas en esta operación y el resultado de la aplicación de las mismas, respectivamente.

*Tabla 6-16. Ecuaciones de balance de energía: Economizador 2.*

$$Q_{c_1} = Q_{e_3}$$

$$Q_{c_1} = \bar{m}_{c_1} \cdot \bar{Cp}_{c_1} \cdot (T_{fc_2} - T_{ic_1}) + h_{vc_1}$$

$$Q_{e_3} = \bar{m}_{e_3} \cdot \bar{Cp}_{e_3} \cdot (T_{fe_4} - T_{ie_3})$$

*Fuente: Elaboración propia.*

$h_{vc_1}$  es el calor de evaporación de la corriente de glicerol pre-tratado.

*Tabla 6-17. Balance de energía: Economizador 2.*

Descripción del equipo: Economizador 2					Etiqueta: I2	
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	Presión (atm)	Calor intercambiado, Q (kcal/h)
<b>c-1</b>				78		
<b>c-2</b>	2068,56	0,6942	334		5,46	848607
<b>e-3</b>				606		
<b>e-4</b>	6966,82	0,54895	384		4,3	848607

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 6.2.4.2.b) Economizador 3

La función del intercambiador de calor I3 es la de sobrecalentar el glicerol ya vaporizado hasta la temperatura de reformado. Esto se logra aprovechando el calor de los gases de reformado



que se mantienen en el reactor a 700°C, y que deben enfriarse hasta la temperatura óptima de adsorción, 600°C.

En la tabla 6-18 se muestran las ecuaciones de balance de energía y en la tabla 6-19 los resultados y las condiciones de operación de las corrientes involucradas en el intercambio de calor.

Tabla 6-18. Ecuaciones de balance de energía: Economizador 3.

$$Q_{c2} = Q_{d4}$$

$$Q_{c2} = \bar{m}_{c2} \cdot \bar{Cp}_{c2} \cdot (T_{fd1} - T_{ic2})$$

$$Q_{d4} = \bar{m}_{d4} \cdot \bar{Cp}_{d4} \cdot (T_{fe1} - T_{id4})$$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6-19. Balance de energía: Economizador 3.

Descripción del equipo: Economizador 3					Etiqueta: I3	
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	Presión (atm)	Calor intercambiado, Q (kcal/h)
c-2	2068,56	0,52765	691	334	5,31	392383
d-1						
d-4	7578,30	0,55085	606	700	4,70	392383
e-1						

Fuente: Elaboración propia.

#### 6.2.4.2.c) Reformador

La reacción de reformado con vapor es endotérmica, como se puede observar en la reacción 5-9, razón por la cual se debe proporcionar calor para que ocurra. Los tubos donde tiene lugar la reacción catalítica se encuentran en el interior de la sección radiante del horno, llamado reformador primario, en el que hay varias llamas que calientan las paredes de los tubos, por lo que la transferencia de calor es principalmente por radiación, aunque también se da por convección, y ocurre directamente entre la llama y la superficie del tubo. El combustible que se utiliza es gas natural.

El glicerol se vaporiza y sobrecalienta previamente aprovechando el calor de los gases de salida del mismo reformador y del adsorbedor, e ingresa junto con el vapor de agua a una presión de 5 atm. El vapor sobrecalentado a 300°C se genera en la caldera.

La tabla 6-20 muestra las ecuaciones de balance de energía y reacción involucradas y la 6-21 arroja el resultado de sus aplicaciones con las condiciones de operación en las que fueron aplicadas.

Tabla 6-20. Ecuaciones de balance de energía y reacción: Reformador.

$$Q_{D(T_{reacción})} = Q_E + Q_R + Q_C$$

$$Q_E = \sum (\bar{m}_i \cdot \bar{Cp}_i)_{reactivos} \cdot (T_{referencia} - T_{reacción})$$

$$Q_{R(T_{referencia})} = \sum (\bar{m}_i \cdot \Delta H^{\circ}_f)_{productos} - \sum (\bar{m}_i \cdot \Delta H^{\circ}_f)_{reactivos}$$



$$Q_C = \sum (\bar{m}_i \cdot \bar{Cp}_i)_{\text{productos}} \cdot (T_{\text{referencia}} - T_{\text{reacción}})$$

*Fuente: Elaboración propia.*

En donde:

$Q_{D(T_{\text{reacción}})}$  es el calor que debe ser proporcionado al reformador, D;

$Q_E$  es el calor de enfriamiento hasta la temperatura de referencia;

$Q_{R(T_{\text{referencia}})}$  es el calor de reacción a la temperatura de referencia;

$Q_C$  es el calor de calentamiento a la temperatura de reacción;

$\bar{m}_i$  es el caudal másico de cada componente;

$\bar{Cp}_i$  es el calor específico medio de cada componente; y

$\Delta H^{\circ}_f$  es el calor de formación a la temperatura de referencia de cada componente.

*Tabla 6-21. Balance de energía: Reformador.*

Descripción del equipo: Reformador					Etiqueta: D	
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	Presión (atm)	Calor requerido, Q (kcal/h)
d-3	7578,30	0,5535		700	5	1606100
d-4		0,5668	700		4,65	

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 6.2.4.2.d) Adsorbedor

La reacción de adsorción del dióxido de carbono, reacción 5-20, resulta ser altamente exotérmica, motivo por el cual en esta unidad de procesamiento se necesita retirar el calor generado para poder mantener el equipo en condiciones de operación isotérmicas. Esto se logra mediante la generación de vapor saturado por el lado de la coraza.

En la tabla 6-22 se expresan las ecuaciones de balance de energía y reacción utilizadas para calcular el calor generado. En la tabla 6-23 se observa el resultado y las condiciones de operación en las que se aplicaron.

*Tabla 6-22. Ecuaciones de balance de energía y reacción: Adsorbedor.*

$$Q_{E'(T_{\text{reacción}})} = Q_E + Q_R + Q_C$$

$$Q_E = \sum (\bar{m}_i \cdot \bar{Cp}_i)_{\text{reactivos}} \cdot (T_{\text{referencia}} - T_{\text{reacción}})$$

$$Q_{R(T_{\text{referencia}})} = \sum (\bar{m}_i \cdot \Delta H^{\circ}_f)_{\text{productos}} - \sum (\bar{m}_i \cdot \Delta H^{\circ}_f)_{\text{reactivos}}$$

$$Q_C = \sum (\bar{m}_i \cdot \bar{Cp}_i)_{\text{productos}} \cdot (T_{\text{referencia}} - T_{\text{reacción}})$$

*Fuente: Elaboración propia.*



En donde:

$Q_{E'(T_{reacción})}$  es el calor generado en el adsorbedor, E;

$Q_E$  es el calor de enfriamiento hasta la temperatura de referencia;

$Q_{R(T_{referencia})}$  es el calor de reacción a la temperatura de referencia;

$Q_C$  es el calor de calentamiento a la temperatura de reacción;

$\bar{m}_i$  es el caudal másico de cada componente;

$\bar{Cp}_i$  es el calor específico medio de cada componente; y

$\Delta H_f^\circ$  es el calor de formación a la temperatura de referencia de cada componente.

*Tabla 6-23. Balance de energía: Adsorbedor.*

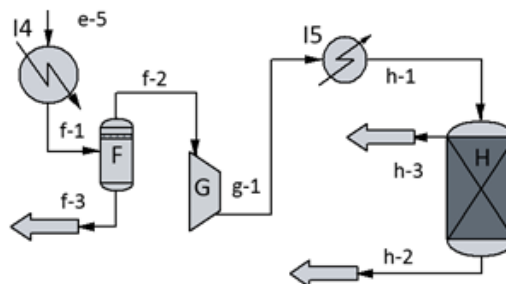
Descripción del equipo: Adsorbedor					Etiqueta: E	
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	Presión (atm)	Calor removido, Q (kcal/h)
e-1	7578,30	0,5436		600	4,43	
e-2	611,48	0,2848	600		3,29	1374800
e-3	6966,82	0,5663				

*Fuente: Elaboración propia.*

### 6.2.5) Purificación de los gases de reformado

La corriente gaseosa que sale del adsorbedor debe ser tratada para eliminar las impurezas que contiene y así obtener una corriente con 99,9% de H<sub>2</sub>, concentración requerida por la planta de Agua Oxigenada. Dicho objetivo se logra mediante la aplicación del método de Adsorción por Oscilación de Presión (PSA), utilizando lechos de adsorbente sólido. Previamente se licuan los productos de reformado de cadenas largas y fácilmente condensables junto con el exceso de agua, para ser separados de los gases en una unidad de separación gas-líquido.

En la figura 6-4 se diagrama este sector de purificación de productos de manera simplificada.



*Figura 6-4. Diagrama simplificado del sector de purificación de gases.*

*Fuente: ChemCAD.*





### 6.2.5.1) Balance de masa

#### 6.2.5.1.a) Separador gas-líquido

Los productos condensables y el exceso de agua que se alimenta al reformador se separan de los gases mediante un separador vertical gas-líquido que opera a 25°C. La corriente líquida, que es agua en un 95%, se dispone a un posterior tratamiento para desorber el CO<sub>2</sub> disuelto y retoma el circuito de procesamiento. La corriente gaseosa se comprime y se transporta a la siguiente etapa de purificación.

El balance de materia se realizó con el simulador de procesos ChemCAD 6.1.3, debido a la complejidad de los cálculos de solubilidad necesarios en esta unidad de tratamiento.

Las ecuaciones de balance se expresan en la tabla 6-24 y los resultados en la tabla 6-25.

Tabla 6-24. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Separador gas-líquido.

Balance general: $f_1 = f_2 + f_3$	
Balance parcial de hidrógeno (H)	$f_1 \cdot x_{Hf_1} = f_2 \cdot x_{Hf_2}$
Balance parcial de dióxido de carbono (C)	$f_1 \cdot x_{Cf_1} = f_2 \cdot x_{Cf_2} + f_3 \cdot x_{Cf_3}$
Balance parcial de monóxido de carbono (CO)	$f_1 \cdot x_{CO f_1} = f_2 \cdot x_{CO f_2}$
Balance parcial de metano (CH)	$f_1 \cdot x_{CH f_1} = f_2 \cdot x_{CH f_2}$
Balance parcial de C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (C2)	$f_1 \cdot x_{C2 f_1} = f_2 \cdot x_{C2 f_2}$
Balance parcial de agua (W)	$f_1 \cdot x_{W f_1} = f_2 \cdot x_{W f_2} + f_3 \cdot x_{W f_3}$
Balance parcial de productos condensables (C3)	$f_1 \cdot x_{C3 f_1} = f_3 \cdot x_{C3 f_3}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6-25. Balance de masa: Separador gas-líquido.

Descripción del equipo: Separador gas-líquido				Etiqueta: F				
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	% mol/mol = % V/V	Moles (kmol/h)	Fracción másica	Total (kg/h)
f-1	Entrada	Productos a purificación	6966,82	Hidrógeno	22,582	97,101	0,0281	195,76
				CO <sub>2</sub>	5,089	21,882	0,1382	963,02
				CO	3,499	15,044	0,0605	421,38
				CH <sub>4</sub>	0,318	1,368	0,0031	21,94
				C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,318	1,368	0,0057	39,75
				Agua	67,847	291,743	0,7544	5255,75
				Productos condensables	0,347	1,493	0,0099	69,22
f-2	Salida	Productos gaseosos	1472,39	Hidrógeno	72,7289	97,1010	0,1330	195,76
				CO <sub>2</sub>	13,1947	17,6164	0,5266	775,30
				CO	11,2679	15,0438	0,2862	421,38
				CH <sub>4</sub>	1,0244	1,3676	0,0149	21,94
				C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,0244	1,3676	0,0270	39,75
				Agua	0,7598	1,0144	0,0124	18,275
f-3	Salida	Productos condensables	5494,43	CO <sub>2</sub>	1,4387	4,2656	0,0342	187,73
				Agua	98,0576	290,7286	0,9532	5237,48



Productos condensables	0,5037	1,4934	0,0126	69,22
------------------------	--------	--------	--------	-------

*Fuente: Elaboración propia.*

### 6.2.5.1.b) Unidad PSA

Las impurezas procedentes de la mezcla de gases que contiene H<sub>2</sub> son selectivamente retenidas sobre un adsorbente sólido poroso a una presión relativamente alta, con el fin de producir hidrógeno de alta pureza a una presión similar a la del gas de alimentación.

Basados en las concentraciones de H<sub>2</sub> de las corrientes de entrada y salida de la unidad PSA, se utilizan 4 columnas paralelas que funcionan bajo los principios de las siguientes operaciones: adsorción, despresurización, purga a baja presión y recompresión. Cada columna contiene un relleno constituido por dos capas diferenciadas: en el extremo de alimentación se encuentra la capa de carbón activado y en el extremo del producto la capa de zeolita 5A. Las fracciones en volumen de las capas de los adsorbentes son: 0,762 de carbón y 0,238 de zeolita (Sullón Nicacio, M. A., 2018).

El porcentaje de recuperación de H<sub>2</sub> es significativo, alrededor del 90%, debido a que la concentración de entrada a la unidad del gas producto es elevada y a que la concentración de salida no es la máxima pureza alcanzada con dicho método.

Aunque el concepto fundamental de un proceso PSA es relativamente simple, en la práctica actual el diseño de este proceso puede ser complicado. Esto se debe a que es necesario llevar a cabo simultáneamente operaciones de adsorción, desorción, y un gran número de etapas adicionales que se diseñan para aumentar la pureza del H<sub>2</sub> recuperado, minimizando la pérdida de adsorbente y optimizando la eficiencia de separación total. De este modo, el balance de masa se lleva a cabo considerando el accionar de las 4 columnas simultáneamente. La tabla 6-26 reúne las ecuaciones de balance general y de balances parciales por componente utilizadas en los cálculos que arrojan los resultados expresados en la tabla 6-27.

*Tabla 6-26. Ecuaciones de balance general y parcial por componente: Unidad PSA.*

<b>Balance general: <math>h_1 = h_2 + h_3</math></b>	
Balance parcial de hidrógeno (H)	$h_1 \cdot x_{Hh_1} = h_2 \cdot x_{Hh_2} + h_3 \cdot x_{Hh_3}$
Balance parcial de dióxido de carbono (C)	$h_1 \cdot x_{Ch_1} = h_2 \cdot x_{Ch_2} + h_3 \cdot x_{Ch_3}$
Balance parcial de monóxido de carbono (CO)	$h_1 \cdot x_{COh_1} = h_3 \cdot x_{COh_3}$
Balance parcial de metano (CH)	$h_1 \cdot x_{CHh_1} = h_3 \cdot x_{CHh_3}$
Balance parcial de C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (C2)	$h_1 \cdot x_{C2h_1} = h_3 \cdot x_{C2h_3}$
Balance parcial de agua (W)	$h_1 \cdot x_{Wh_1} = h_3 \cdot x_{Wh_3}$

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 6-27. Balance de masa: Unidad PSA.*

<b>Descripción del equipo: Unidad PSA</b>					<b>Etiqueta: H</b>			
Corriente	Tipo de corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	% mol/mol = % v/v	Moles (kmol/h)	Fracción másica	Total (kg/h)
<b>h-1</b>	Entrada	Productos	1472,39	Hidrógeno	72,7289	97,1010	0,1330	195,76



gaseosos				CO <sub>2</sub>	13,1947	17,6164	0,5266	775,30
				CO	11,2679	15,0438	0,2862	421,38
				CH <sub>4</sub>	1,0244	1,3676	0,0149	21,94
				C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,0244	1,3676	0,0270	39,75
				Agua	0,7598	1,0144	0,0124	18,275
<b>h-2</b>	Salida	Hidrógeno purificado	180,03	Hidrógeno	99,9000	87,391	0,9786	176,18
				Impurezas (CO <sub>2</sub> )	0,1000	0,087	0,0214	3,85
				Hidrógeno	21,0940	9,7101	0,015	19,58
				CO <sub>2</sub>	38,0794	17,5289	0,597	771,45
<b>h-3</b>	Salida	Gases de cola	1292,36	CO	32,6809	15,0438	0,326	421,38
				CH <sub>4</sub>	2,9710	1,3676	0,017	21,94
				C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,9710	1,3676	0,031	39,75
				Agua	2,2037	1,0144	0,014	18,275

Fuente: Elaboración propia.

### 6.2.5.2) Balance de energía

#### 6.2.5.2.a) Condensador

El condensador I4 se utiliza para licuar los productos condensables y el vapor en exceso de la corriente proveniente del adsorbedor para luego separar los productos gaseosos de los líquidos en el separador gas-líquido, F. Este proceso se lleva a cabo utilizando agua de refrigeración que se considera que ingresa al equipo a 21°C.

La tabla 6-28 muestra las ecuaciones de balance de energía cuyas aplicaciones arrojan sus resultados en la tabla 6-29.

Tabla 6-28. Ecuaciones de balance de energía: Condensador.

$$Q_{e5} = Q_r$$

$$Q_{e5} = \bar{m}_{e5} \cdot \bar{Cp}_{e5} \cdot (T_c - T_{ie5}) + h_{ce5} + \bar{m}_{e5} \cdot \bar{Cp}_{f1} \cdot (T_{ff1} - T_c)$$

$$Q_r = \bar{m}_r \cdot \bar{Cp}_r \cdot (T_{fr} - T_{ir})$$

Fuente: Elaboración propia.

En donde:

$Q_r$  es el calor de refrigeración;

$h_{ce5}$  es el calor de condensación de la corriente de productos procedente del adsorbedor;

$T_c$  es la temperatura de condensación de la corriente de productos procedente del adsorbedor.

Tabla 6-29. Balance de energía: Condensador.

Descripción del equipo: Condensador o Intercambiador de calor						Etiqueta: I4
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	Presión (atm)	Calor intercambiado, Q (kcal/h)



e-5		0,5278		359		
f-1	6966,82	0,82625	25		4,15	4214710
Agua de refrigeración	421750	0,9996	31	21	1,5	4214710

Fuente: Elaboración propia.

### 6.2.5.2.b) Enfriador

Como se mencionó anteriormente, los gases que se alimentan a la unidad PSA, deben ingresar a alta presión. Motivo por el cual, se hace pasar esta corriente por un compresor. El proceso de compresión de los productos gaseosos genera calor que debe ser retirado para llevar esta corriente a las condiciones requeridas por la unidad PSA. Este intercambio de calor se lleva a cabo mediante el intercambiador I5, siendo el fluido refrigerante agua de pozo que ingresa al sistema a 21°C.

En las tablas 6-30 y 6-31 se expresan las ecuaciones de balance de energía y las variables de operación del intercambiador I5.

Tabla 6-30. Ecuaciones de balance de energía: Enfriador.

$$Q_{g_1} = Q_r$$

$$Q_{g_1} = \bar{m}_{g_1} \cdot \overline{Cp}_{g_1} \cdot (T_{fh_1} - T_{ig_1})$$

$$Q_r = \bar{m}_r \cdot \overline{Cp}_r \cdot (T_{fr} - T_{ir})$$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6-31. Balance de energía: Enfriador.

Descripción del equipo: Enfriador					Etiqueta: I5	
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	Temperatura final (°C)	Temperatura inicial (°C)	Presión (atm)	Calor intercambiado, Q (kcal/h)
g-1				134		
h-1	1472,39	0,6667	25		10	113672
Agua de refrigeración	11374,83	0,9996	31	21	1,5	113672

Fuente: Elaboración propia.

### 6.2.6) Balance general del proceso

Las ecuaciones mostradas en la tabla 6-32 corresponden al balance global del proceso productivo de hidrógeno. Este es analizado desde el punto de vista de las entradas y salidas, sin tener en cuenta el funcionamiento interno (como una caja negra). De este modo se realiza el balance general de masa:

Tabla 6-32. Balance general del proceso.

Entrada (kg/h) = Salida (kg/h)	
Entrada	Salida
$a_1 + d_2 + r_1 = 7794,4 \text{ kg/h}$	$a_4 + e_2 + h_2 + h_3 + f_3 + r_2 = 7794,4 \text{ kg/h}$

Fuente: Elaboración propia.



### 6.2.7) Balance unitario del proceso

En la tabla 6-33 se muestran los valores aproximados de los específicos calculados para la producción de hidrógeno a partir de glicerol mediante reformado catalítico. Se realiza un cociente entre la cantidad de los diferentes conceptos necesarios para el proceso y la cantidad de hidrógeno producida. Para estos cálculos se consideran las materias primas y los insumos más relevantes, junto con los subproductos. En la tabla 6-34 se realiza el balance unitario respecto a los servicios.

*Tabla 6-33. Balance unitario del proceso.*

<b>Materia prima – Insumos – Subproductos</b>	<b>Relación: kg / kg de H<sub>2</sub></b>
Glicerol crudo	12,69
Glicerol purificado	9,65
Vapor de síntesis	30,60
NaOH	0,045
HCl	0,044
Agua	27,49
CO <sub>2</sub>	8,75
MONG	0,987

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 6-34. Balance unitario de servicios.*

<b>Servicio</b>	<b>Relación: Concepto / kg de H<sub>2</sub></b>
Vapor (kg)	18,33
Agua de enfriamiento (kg)	2405,85
Energía eléctrica (kWh)	0,992
Gas natural (m <sup>3</sup> )	2,69

*Fuente: Elaboración propia.*

## **7) DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS**



## 7.1 ) Introducción

Para lograr que la planta funcione correctamente y produzca todo el hidrógeno requerido, es necesario contar con equipos que posibiliten las operaciones unitarias. Es por esto que se adoptan equipos cuyas características generales son comunes a otras industrias y se encuentran disponibles en el mercado. Los equipos restantes deben diseñarse dado que son específicos para esta industria, o para el proceso de producción del hidrógeno.

La adopción de equipos industriales se realiza al consultar con fabricantes especializados en cada equipo en particular. Para los cálculos pertinentes al diseño de equipos se utilizan programas informáticos como: MathCad, ChemCad y Excel. A continuación, la tabla 7-1 precisa cuales fueron los equipos diseñados y cuales los adoptados.

*Tabla 7-1. Criterios de diseño y adopción de equipos.*

Sector	Equipo	Codificación	Criterio
Pretratamiento del glicerol crudo	Tanque de almacenamiento de glicerol crudo	T1	Diseño
	Bomba para glicerol crudo	P1	Adopción
	Economizador 1	I1	Diseño
	Decantador centrífugo	A	Adopción
	Tanque receptor de MONG	T2	Adopción
	Bomba para MONG	P2	Adopción
	Tanque de almacenamiento de MONG	T3	Diseño
	Tanque receptor de glicerol centrifugado	T4	Diseño
	Bomba para glicerol centrifugado	P3	Adopción
	Resina de intercambio catiónico	B1, B2	Diseño
	Resina de intercambio aniónico	C1, C2	Diseño
	Bomba para glicerol purificado	P4	Adopción
	Tanque de almacenamiento de NaOH	T5	Diseño
	Bomba para NaOH	P5	Adopción
	Tanque de NaOH al 3,8%	T6	Diseño
	Bomba para NaOH al 3,8%	P6	Adopción
	Tanque de almacenamiento de HCl	T7	Diseño
	Bomba para HCl	P7	Adopción
	Tanque de HCl al 5%	T8	Diseño
	Bomba para HCl al 5%	P8	Adopción
Tanque de almacenamiento de disolución de fosfato trisódico	T9		
Tanque de almacenamiento de disolución de cloruro	T10		



potásico			
Reformado en fase gas del glicerol	Economizador 2	I2	Diseño
	Economizador 3	I3	Diseño
	Reformador	D1, D2	Diseño
	Adsorbedor	E1, E2	Diseño
	Condensador	I4	Diseño
Purificación de los gases de reformado	Separador gas-líquido	F	Diseño
	Compresor	G	Adopción
	Enfriador	I5	Diseño
	Tamices moleculares	H1, H2, H3, H4	Diseño

*Fuente: Elaboración propia.*

## 7.2 ) Pretratamiento del glicerol crudo

### 7.2.1) Intercambiador de calor de casco y tubo: Economizador I1

El primer intercambiador de calor del proceso eleva la temperatura de la alimentación de la centrífuga hasta alcanzar 83°C. Este economizador utiliza los gases calientes para calentar el glicerol crudo, de este modo, disminuye su viscosidad favoreciendo la separación en la centrífuga. Para su diseño se emplea el simulador ChemCAD 6.1.3. El fluido que ingresa por el lado de los tubos es el glicerol crudo (corriente a-1), mientras que por la coraza circulan los gases (corriente e-4).

*Tabla 7-2. Características geométricas I1.*

Tipo de intercambiador	Casco y tubo
Diámetro interior de coraza	20,32 cm (8 pulg.)
Número de tubos	28
Longitud de tubos	121,9 cm (4 pies, 48 pulg.)
Diámetro exterior de tubo	1,905 cm
Diámetro interior de tubo	1,575 cm
Arreglo de tubos	Triangular (60°)
Pasos por los tubos	5
Nº de baffles	1
Segmentación de los baffles	25%
Tipo de baffles	Segmentación simple

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-3. Características de transferencia de calor I1.*

Área de transferencia efectiva	1,91 m <sup>2</sup>
Área requerida	1,42 m <sup>2</sup>
LMTD	318,93
U Calculado	204,09 kcal/hm <sup>2</sup> °C
U Servicio	151,91 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Exceso	34,34%
Delta P (coraza)	0,20 atm
Delta P (tubos)	0,23 atm
Coefficiente de película (coraza)	393,04 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Coefficiente de película (tubos)	750,66 kcal/hm <sup>2</sup> °C





Velocidad en tubos	0,49 m/s
--------------------	----------

*Fuente: Elaboración propia.*

### 7.2.2) Decantador centrífugo

Previo a seleccionar el separador centrífugo se consultaron varias casas comerciales vinculadas a separaciones industriales por centrifugación. Concluido el análisis se adopta el modelo VO 5 de la empresa Alfa Laval, la cual proporcionó las especificaciones y las características del equipo decantador centrífugo.

Dicha centrífuga procesa 2285 kg/h de glicerol crudo. Su función es separar el MONG de esta corriente, obteniéndose dos corrientes líquidas de salida. Una es la fase pesada y se compone de glicerol, agua y metanol; mientras que la liviana está compuesta por ácidos grasos, ésteres y demás materia orgánica no glicérica.

El separador adoptado puede ser empleado para la separación de aceites vegetales, entre otros usos. Es una centrífuga de tamaño pequeño dentro de la gama de centrífugas de Alfa Lava. Este separador autolimpiante está diseñado para ser alimentado por su parte superior. La máquina consta de un dispositivo de transmisión por correa horizontal y el eje se dispone verticalmente. Todas las piezas en contacto con el proceso están hechas de acero inoxidable. El separador es accionado por un motor eléctrico estándar. Las juntas y sellos están hechos de caucho de nitrilo.

El diámetro del dispositivo de descarga de la fase pesada se puede ajustar fácilmente cambiando la longitud de los tubos de corte. Esto hace posible ajustar la posición de la interfaz de separación en la pila de discos, facilitando una separación óptima. Cada centrífuga viene provista de: unidad de arranque y control, motor eléctrico, conexiones de entrada y salida y equipamiento auxiliar.

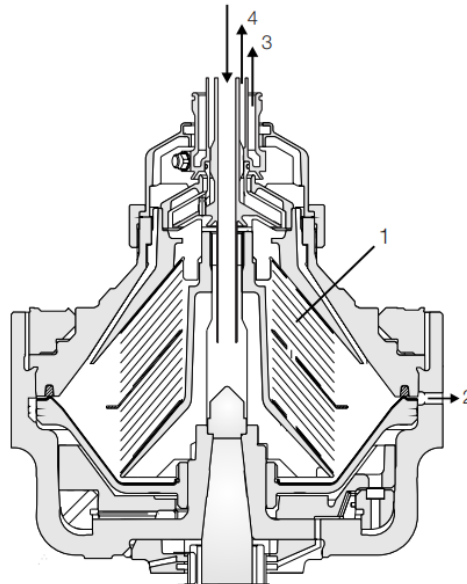
*Tabla 7-4. Especificaciones del decantador centrífugo.*

Datos (aproximados)	
Centrífuga	500 kg
Bowl	140 kg
Motor	50 kg
Especificaciones técnicas	
Capacidad (máxima)	6 m <sup>3</sup> /h
Volumen del bowl	6 l
Espacio para lodo	2 l
Velocidad del motor	3000/3600 rpm
Potencia motor instalada	7,5 / 8,6 kW
Tiempo de arranque (aproximado)	6 minutos
Tiempo de detención (aproximado)	10 minutos
Presión de entrada	0 – 4 atm
Presión de salida fase ligera	1 – 4 atm
Presión de salida fase pesada	0 atm

*Fuente: Alfa Laval.*



El principio de operación de este decantador se sustenta en la fuerza centrífuga que provoca una separación en la pila de discos (1), desalojando a las partículas más pesadas (fase pesada y lodos) hacia la periferia del recipiente y descarga automáticamente a través de la compuerta (2), mientras que la fase ligera fluye hacia el centro del recipiente. La fase pesada se bombea fuera del separador a través de la salida (3) en la parte superior. De manera similar, la fase más ligera se bombea a través de la salida (4) también en la parte superior del separador.



*Figura 7-1. Dibujo de recipiente típico para centrífuga abierta de expulsión de sólidos. Los detalles del dibujo no corresponden necesariamente a la centrífuga descrita.  
Fuente: Alfa Laval.*



*Figura 7-2. Centrifuga VO 5 completa con motor.  
Fuente: Alfa Laval.*

### **7.2.3) Resinas de intercambio iónico**

Las resinas o intercambiadores iónicos son matrices sólidas que contienen sitios activos con carga electrostática, positiva o negativa, neutralizada por un contraión (este ion es de carga opuesta). La reacción de intercambio iónico tiene lugar en estos sitios activos.

A medida que la glicerina pasa a través de la resina, los iones presentes en este desplazan a los que estaban originariamente en los sitios activos. La eficiencia de este proceso depende de factores como la afinidad de la resina por un ion en particular, el pH de la disolución si el grupo activo tiene carácter ácido o básico, la concentración de iones y la temperatura. Si las condiciones de operación son las adecuadas, este proceso se llevará a cabo con una eficiencia cercana al 100%.

En este caso, la corriente de glicerol procedente de la centrifuga tiene una temperatura de 80°C y contiene fosfato potásico monobásico ( $\text{KH}_2\text{PO}_4$ ) en un 2,45% en peso aproximadamente. Para su eliminación se hace pasar la corriente continuamente a través de una columna rellena de una resina de intercambio catiónico y posteriormente a través de otra con una resina de intercambio aniónico.

#### **7.2.3.1) Adopción y cálculo de las columnas de intercambio iónico**

La instalación consta de dos pares de columnas, de forma que el glicerol fluye continuamente a través de una columna de intercambio catiónico y posteriormente a través de otra de intercambio aniónico. Cuando se satura alguna de las dos resinas, la disolución se desvía a un segundo lecho (equivalente al primero) y se comienza a regenerar el bloque saturado. Con esta



disposición se logra trabajar de forma continua, evitando detener el proceso de intercambio iónico debido a la regeneración de las resinas saturadas.

En el primer paso de intercambio se emplea una resina fuertemente ácida, intercambiándose el catión  $H^+$  de ésta con el catión  $K^+$  de la disolución a tratar. Específicamente se utiliza la resina DOWEX HCR-W2. Para la segunda etapa del proceso de intercambio se emplea una resina cambiadora de aniones débilmente básica, de forma que el anión  $PO_4^{3-}$  de la disolución a tratar se reemplaza por el anión  $OH^-$  de la resina, en este caso se emplea la resina DOWEX MARATHON WBA-2 (Ramírez Jiménez, R.; 2007).

Ambas resinas pueden ser usadas y regeneradas cientos de veces, obteniéndose resultados satisfactorios. Sus principales características según lo proporcionado por el proveedor se muestran a continuación:

*Tabla 7-5. Especificaciones de las resinas de intercambio iónico.*

Especificaciones	Nombre del producto	
	DOWEX HCR-W2	DOWEX MARATHON WBA-2
Matriz	Tipo gel. Poliestireno-DVB	Tipo Macroporosa. Poliestireno-DVB
Grupo funcional	Ácido sulfónico	Amina terciaria
Capacidad de intercambio total (mínimo)	1,8 eq/l	1,7 eq/l
“Swelling” total	7%	23%
Densidad de partícula	1,23 g/ml	1,04 g/ml
Peso de la resina embalada	800 g/l (50 lb/ft <sup>3</sup> )	640 g/l (40 lb/ft <sup>3</sup> )
Temperatura máxima de operación	130°C	100°C
Rango de pH	0 – 14	0 – 7
Caudal de operación	48,87 m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup>	48,87 m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup>
Caudal de disoluciones regenerantes	1-10 m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup>	5-20 m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup>

*Fuente: DOW Chemical Company.*

Como se muestra en la Tabla 6-8 (Balance de masa: Resinas de intercambio iónico), la corriente de entrada a la columna de intercambio catiónico contiene una concentración del 2,45% en fosfato potásico monobásico. Cada hora se deben tratar 51,52 kg de fosfato potásico, esta masa se convierte a equivalentes. Además, el catálogo de la resina expresa que su capacidad total de intercambio es de 1,8 equivalentes por litro de resina. De este modo se calcula el volumen de la resina catiónica:

$$51,52 \text{ kg } KH_2PO_4 \cdot \frac{1 \text{ kmol } KH_2PO_4}{136,08 \text{ kg } KH_2PO_4} \cdot \frac{3000 \text{ equiv. } KH_2PO_4}{1 \text{ kmol } KH_2PO_4} = 1135,8 \text{ equiv. } KH_2PO_4$$



$$1135,8 \text{ equiv. } KH_2PO_4 \cdot \frac{\text{litro resina}}{1,8 \text{ equivalentes}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ litros}} = 0,631 \text{ m}^3$$

Este volumen de resina es capaz de tratar glicerina durante una hora, tras la cual es necesaria su regeneración. Se considera un tiempo de 3 horas durante el cual se trata la glicerina, por lo tanto, el volumen final de resina es:

$$V_{\text{resina catiónica}} = 0,631 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 3 \text{ h} = 1,9 \text{ m}^3$$

La corriente de entrada a la columna de intercambio aniónico contiene 23,78 kg/h de ácido fosfórico. Siguiendo el método de cálculo usado anteriormente para el caso de la resina catiónica, teniendo en cuenta que en este caso la capacidad total de intercambio de la resina es de 1,7 equivalentes por litro de resina e igualmente se considera un volumen de resina necesario para la tratar la corriente durante 3 horas:

$$23,78 \text{ kg } H_3PO_4 \cdot \frac{1 \text{ kmol } H_3PO_4}{97,97 \text{ kg } H_3PO_4} \cdot \frac{3000 \text{ equiv. } H_3PO_4}{1 \text{ kmol } H_3PO_4} = 728,2 \text{ equiv. } H_3PO_4$$

$$728,2 \text{ equiv. } H_3PO_4 \cdot \frac{\text{litro resina}}{1,7 \text{ equivalentes}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ litros}} = 0,428 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{resina aniónica}} = 0,428 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 3 \text{ h} = 1,3 \text{ m}^3$$

Como se ha mencionado anteriormente, se dispone de un segundo par de columnas para usarlas cuando en las otras se estén regenerando sus resinas. Los volúmenes de resinas fueron calculados para una columna, sin embargo, se debe disponer del doble de volumen de resinas para completar la instalación, es decir, 3,8 m<sup>3</sup> de resina catiónica y 2,6 m<sup>3</sup> de resina aniónica.

Cuando el disolvente penetra en los poros de la estructura polimérica, se produce el hinchado del polímero, ensanchando la estructura. A simple vista, se observa un aumento en el volumen que ocupa la resina. Este proceso se conoce como “*swelling*” y favorece la permeabilidad de iones en la matriz de la resina y mejora la accesibilidad a los grupos funcionales. El “*swelling*” puede causar graves inconvenientes si tiene lugar una vez que el intercambiador de iones ya se encuentra confinado en la columna, y no se ha dejado espacio suficiente para alojarlo una vez que ha incrementado su volumen.

Todas estas columnas de intercambio iónico poseen las siguientes características:

- Están construidas en acero inoxidable 316.
- Cada columna incluye dos platos perforados, uno inferior y otro superior, para el correcto soporte de la resina en su interior. La distancia entre sí de estos platos de soporte es suficiente para albergar la resina, teniendo en cuenta el “*swelling*” correspondiente.
- En las tuberías de entrada de todas las columnas se instalan boquillas difusoras, logrando que se distribuya uniformemente la disolución por todo el lecho de resina.

El diámetro de las columnas se adopta a partir de la bibliografía consultada (Ramírez Jiménez, R.; 2007).



Respecto al modo de operación, es en contracorriente, es decir, la disolución a tratar se introduce por la parte superior de la columna y las disoluciones de regeneración en sentido opuesto, es decir, por la parte inferior de la columna. Este modo de operación utiliza el regenerante más eficientemente que si se introdujesen las disoluciones en el mismo sentido. Al pasar el regenerante de abajo a arriba, se fluidiza el lecho de intercambiador, de manera que se aumenta la superficie de contacto, la regeneración es más rápida y se necesita menos volumen de disolución regenerante.

*Tabla 7-6. Dimensiones de las columnas. Fuente: elaboración propia.*

<b>Columnas catiónicas</b>	Diámetro (m)	0,91
	(pulg)	36
	Área (m <sup>2</sup> )	0,66
	Altura (m)	2,89
	Altura con Swelling (7%)	3,09
<b>Columnas aniónicas</b>	Diámetro (m)	0,91
	(pulg)	36
	Área (m <sup>2</sup> )	0,66
	Altura (m)	1,98
	Altura con Swelling (23%)	2,43

*Fuente: Elaboración propia.*



*Figura 7-3. Imagen de una resina tipo.  
Fuente: DOW Chemical Company.*

### **7.2.3.2) Caudal de operación de las disoluciones a tratar**

El fabricante de las resinas proporciona información sobre el caudal de operación máximo que debe tener la solución que se va a tratar. Para ambas resinas, este caudal es de 48,87 m<sup>3</sup>/hm<sup>2</sup>. Por lo tanto, para 0,66 m<sup>2</sup> (área de las columnas) el caudal máximo de operación resulta 32,25 m<sup>3</sup>/h.

Sin embargo, la disolución a tratar circula de forma continua a través de las columnas de intercambio con un caudal aproximado de 1,73 m<sup>3</sup>/h, por lo que no se sobrepasa el máximo recomendado por el suministrador.

### **7.2.3.3) Caudal de operación de las disoluciones regenerantes**

De igual manera, el fabricante de las resinas proporciona información sobre el caudal de operación que debe tener la disolución regenerante. Para la resina catiónica, el rango de caudal de operación es de 1 – 10 m<sup>3</sup>/hm<sup>2</sup> y para la resina aniónica de 5 – 20 m<sup>3</sup>/hm<sup>2</sup>. Se adopta



un caudal de operación de 3 m<sup>3</sup>/hm<sup>2</sup> para la resina catiónica y de 6 m<sup>3</sup>/hm<sup>2</sup> para la resina aniónica. Los cálculos para determinar sus caudales, volumen de disolución y tiempo de regeneración se desarrollan a continuación. La masa de disolución máxima por volumen de resina a regenerar es un dato provisto por el fabricante, 80 y 160 kg/m<sup>3</sup> para la resina catiónica y aniónica respectivamente.

*Tabla 7-7. Cálculo del caudal de la disolución de regeneración.*

Resina	Caudal específico adoptado (m <sup>3</sup> /hm <sup>2</sup> )	Sección (m <sup>2</sup> )	Caudal de la disolución (m <sup>3</sup> /h)	
			HCl 5%	NaOH 4%
Catiónica	3	0,66	1,98	
Aniónica	6	0,66		3,96

*Fuente: Elaboración propia.*

$$\text{Caudal de la disolución} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) = \text{Caudal específico adoptado} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{hm}^2} \right) \cdot \text{Sección} (\text{m}^2)$$

*Tabla 7-8. Cálculo del volumen de la disolución de regeneración.*

Resina	Densidad de la disolución (kg/l)		Masa de disolución por volumen de resina a regenerar: Masa <sub>dis</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	Volumen de resina (m <sup>3</sup> )	Volumen de la disolución (litros)
	HCl 5%	NaOH 4%			
Catiónica	1,03		80	1,9	147,57
Aniónica		1,05	160	1,3	198,10

*Fuente: Elaboración propia.*

$$\text{Volumen de la disolución (l)} = \frac{\text{Masa}_{\text{dis}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Volumen de resina (m}^3)}{\text{Densidad de la disolución} \left( \frac{\text{kg}}{\text{l}} \right)}$$

*Tabla 7-9. Cálculo del tiempo máximo de regeneración.*

Resina	Caudal de la disolución				Volumen de la disolución (litros)	Tiempo de regeneración (segundos)
	(m <sup>3</sup> /h)		(l/s)			
	HCl 5%	NaOH 4%	HCl 5%	NaOH 4%		
Catiónica	1,98		0,55		147,57	268,31
Aniónica		3,96		1,10	198,10	180,09

*Fuente: Elaboración propia.*

$$\text{Tiempo de regeneración (s)} = \frac{\text{Volumen de la disolución (l)}}{\text{Caudal de la disolución} \left( \frac{\text{l}}{\text{s}} \right)}$$



De este modo se determina que el tiempo necesario para la regeneración de la resina catiónica es de 4 minutos y 29 segundos; y para la resina aniónica es de 3 minutos.

## 7.3 ) Reformado en fase gas del glicerol

### 7.3.1) Intercambiador de calor de casco y tubo: Economizador I2

Para su diseño también se emplea el simulador ChemCAD 6.1.3. El fluido que ingresa a los tubos es el glicerol tratado (corriente c-1) y el fluido calefactor son los gases que egresan del Adsorbedor (E), estos gases circulan por la coraza (corriente e-3). Dicho intercambiador es el responsable de la vaporización total del glicerol, que a la presión de trabajo se da aproximadamente a 332°C, de esta forma la corriente c-2 posee una fracción vaporizada de 1.

*Tabla 7-10. Características geométricas I2.*

Tipo de intercambiador	Casco y tubo
Diámetro interior de coraza	30,5 cm (12 pulg)
Número de tubos	118
Longitud de tubos	182,9 cm (6 pies, 72 pulg)
Diámetro exterior de tubo	1,905 cm
Diámetro interior de tubo	1,575 cm
Arreglo de tubos	Triangular (60°)
Pasos por los tubos	1
Nº de baffles	2
Segmentación de los baffles	33%
Tipo de baffles	Segmentación simple

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-11. Características de transferencia de calor I2.*

Área de transferencia efectiva	12,33 m <sup>2</sup>
Área requerida	10,22 m <sup>2</sup>
LMTD	253,32
U Calculado	327,77 kcal/hm <sup>2</sup> °C
U Servicio	271,65 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Exceso	20,67%
Delta P (coraza)	0,44 atm
Delta P (tubos)	0,22 atm
Coeficiente de película (coraza)	440,20 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Coeficiente de película (tubos)	4494,31 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Velocidad en tubos	1,55 m/s

*Fuente: Elaboración propia.*

### 7.3.2) Intercambiador de calor de casco y tubo: Economizador I3

Este intercambiador realiza una integración energética entre la entrada y la salida del reactor reformador, los gases (corriente d-4) a alta temperatura que egresan del mismo pasan por los tubos del economizador, mientras que por la coraza circula el glicerol vaporizado (corriente c-2) que se sobrecalienta. Dicho intercambiador se simula en ChemCAD 6.1.3.



*Tabla 7-12. Características geométricas I3.*

Tipo de intercambiador	Casco y tubo
Diámetro interior de coraza	33,66 cm (13 1/4 pulg)
Número de tubos	146
Longitud de tubos	365,76 cm (12 pies, 144 pulg)
Diámetro exterior de tubo	1,905 cm
Diámetro interior de tubo	1,575 cm
Arreglo de tubos	Triangular (60°)
Pasos por los tubos	1
Nº de baffles	23
Segmentación de los baffles	19%
Tipo de baffles	Segmentación simple

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-13. Características de transferencia de calor I3.*

Área de transferencia efectiva	30,65 m <sup>2</sup>
Área requerida	27,47 m <sup>2</sup>
LMTD	76,62
U Calculado	186,41 kcal/hm <sup>2</sup> °C
U Servicio	167,09 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Exceso	11,56 %
Delta P (coraza)	0,44 atm
Delta P (tubos)	0,22 atm
Coeficiente de película (coraza)	340,15 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Coeficiente de película (tubos)	632,84 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Velocidad en coraza	9,14 m/s
Velocidad en tubos	70,04 m/s

*Fuente: Elaboración propia.*

### 7.3.3) Reformador

Las reacciones de reformado se llevan a cabo en un reactor multitubular, llamado también horno catalítico. Este horno aloja una serie de tubos rellenos de catalizador dentro de los cuales tiene lugar la reacción química. Los tubos están realizados en una aleación de acero inoxidable-cromo de alta calidad, ya que dentro del reactor se alcanzan temperaturas y presiones muy elevadas y es crucial para la seguridad y estabilidad del proceso que los materiales de los que esté realizado el horno soporten condiciones extremas. Los tubos donde tiene lugar la reacción catalítica se encuentran en el interior de la sección radiante del horno, llamado reformador primario, en el que hay varias llamas que calientan las paredes de los tubos, por lo que la transferencia de calor es principalmente por radiación, aunque también se da por convección, y ocurre directamente entre la llama y la superficie del tubo.

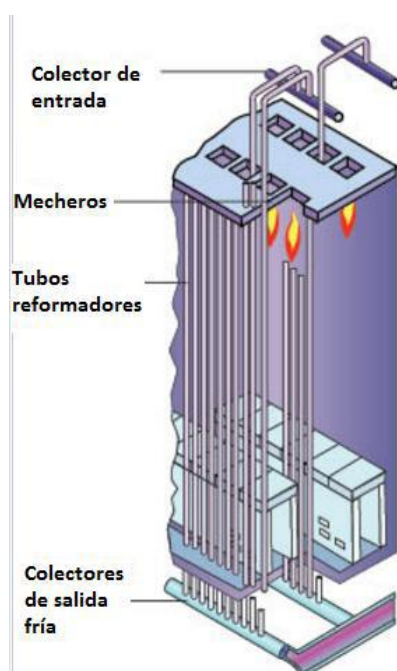
Los tubos están colocados de manera vertical y paralelos entre sí. Cada tubo se considera un reactor independiente. El gas que sale de cada tubo se une para dar lugar a una corriente de salida común. La materia prima se alimenta de forma uniforme con el vapor de agua por la parte superior a los tubos del reformador mediante un sistema de entrada múltiple, conocido como colectores. Los tubos se encuentran conectados al sistema de entrada a través de unas



conexiones flexibles llamadas coletas. La caída de presión a través de las coletas garantiza una distribución uniforme de la mezcla vapor-gas a través de todos los tubos.

El glicerol se vaporiza y sobrecalienta previamente aprovechando el calor de los gases de salida del mismo reformador y del adsorbedor, e ingresa junto con el vapor de agua a una presión de 5 atm. El gas atraviesa el reactor en sentido descendente, ya que es la disposición de flujo que garantiza que no se arrastren las partículas de catalizador al paso del fluido. Una parrilla de catalizador situada en la parte inferior del tubo permite la sujeción de relleno.

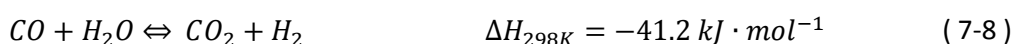
El sistema de colectores múltiples de entrada se utiliza para compensar la expansión del cabezal de entrada de los tubos y su propia expansión. Estos están fabricados de acero al carbono.



*Figura 7-4. Esquema de horno reformador con llama en la parte superior.  
Fuente: Gumilar, A., 2010.*

#### 7.3.3.4) Cinética de la reacción

La cinética del reformado catalítico de glicerol se basa en la reacción global (reacción 5-9), que puede ser expresada como la combinación de las reacciones de descomposición del glicerol (reacción 5-7) y de intercambio agua-gas (reacción 5-8):



De acuerdo a la investigación realizada por Cheng y col. (2011), se halló que la velocidad de reacción se ajusta adecuadamente al modelo de Langmuir–Hinshelwood (LH) basado en la adsorción molecular de glicerol y la quimisorción disociativa del vapor en dos sitios diferentes



(fuertemente ácido y básico) con la reacción superficial como etapa determinante de la velocidad. El catalizador empleado de Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> posee cargas de NiO del 16% y de La<sub>2</sub>O<sub>3</sub> del 5%, soportadas sobre anillos de γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

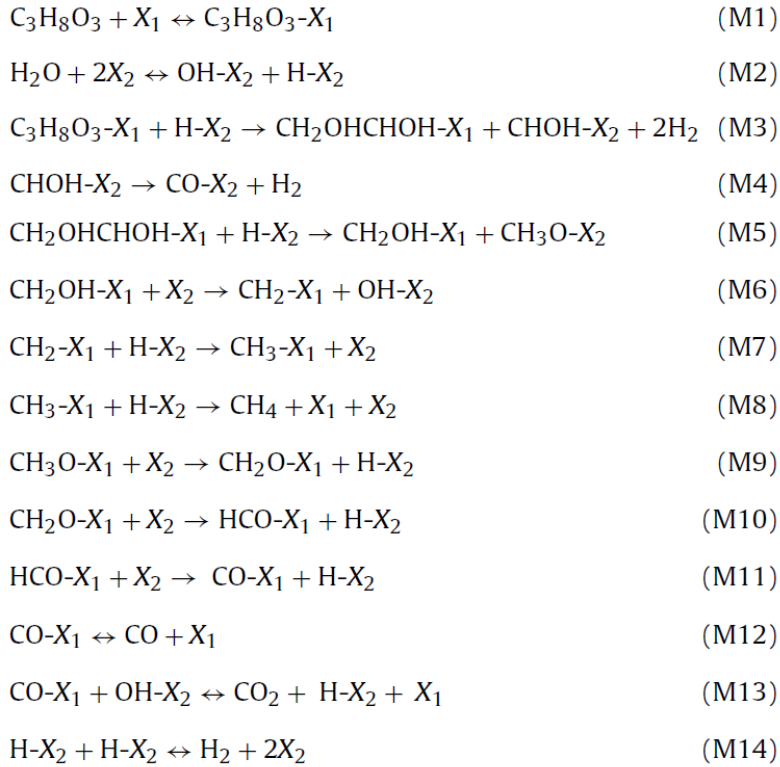


*Figura 7-5. Catalizador de Ni- La soportados sobre γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.  
Fuente: Yixing Winner Technology Ltd.*

La ecuación de velocidad de consumo del glicerol se expresa a continuación:

$$-r_G = \frac{k_{rxn}(C_G \cdot R \cdot T) \cdot \sqrt{(C_W \cdot R \cdot T)}}{[1 + K_G(C_G \cdot R \cdot T)][1 + \sqrt{K_W(C_W \cdot R \cdot T)}]}$$

Un mecanismo de reacción representativo de dicho modelo se muestra en la figura 7-5, con las ecuaciones de la (M1) a la (M14), en donde X<sub>1</sub> y X<sub>2</sub> son los sitios básico y ácido, respectivamente.



*Figura 7-6. Mecanismo de reacción basado en la expresión de Langmuir–Hinshelwood (LH) de dos sitios de adsorción.  
Fuente: Cheng, C. K., 2011.*

### 7.3.3.5) Diseño del reactor multitubular

El modelo de flujo al que se ajusta un reactor multitubular de lecho fijo como el presente es el modelo de flujo pistón, cuya ecuación de diseño dada por Levenspiel, O. (1987) es la siguiente:

$$\frac{W}{F_G^\circ} = \int_{X_G=0}^{X_G=0,7357} \frac{dX_G}{-r_G}$$

En donde W es la masa de catalizador, en kg.

Expresando las concentraciones de glicerol y agua en función de la conversión de glicerol, se obtiene la expresión de diseño que sigue:

$$\frac{W}{F_G^\circ} = \int_{X_G=0}^{X_G=0,7357} \frac{dX_G}{\frac{k_{rxn} \cdot C_G^\circ (1 - X_G) \cdot R \cdot T \cdot \sqrt{(C_W^\circ - 3 \cdot C_G^\circ \cdot X_G) R \cdot T}}{[1 + K_G \cdot C_G^\circ (1 - X_G) \cdot R \cdot T] [1 + \sqrt{K_W (C_W^\circ - 3 \cdot C_G^\circ \cdot X_G) R \cdot T}]}}$$

Las constantes de la velocidad de reacción y otros parámetros y condiciones de operación se muestran en la tabla 7-14.

*Tabla 7-14. Constantes de velocidad de reacción y variables de operación.*

Parámetro	Símbolo	Unidad	Valor
Constante de reacción	$k_{rxn}$	$\left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h} \cdot \text{kg cat} \cdot \text{kPa}^{1,5}} \right]$	$7,6608 \times 10^{-3}$



Constante de proporcionalidad, glicerol	$K_G$	$[kPa^{-1}]$	$5,6 \times 10^{-4}$
Constante de proporcionalidad, agua	$K_W$	$[kPa^{-1}]$	0,043
Energía de activación	$E_a$	$[kJ/mol]$	59,8
Constante de gases ideales	$R$	$[kPa/K]$	8313,72
Temperatura de reacción	$T$	$[K]$	973
Composición molar, glicerol	$C^{\circ}_G$	$[kmol/l]$	$4,88976 \times 10^{-6}$
Composición molar, agua	$C^{\circ}_W$	$[kmol/l]$	$8,36285 \times 10^{-5}$
Conversión del glicerol	$X_G$	$[Adimensional]$	0,7357
Densidad del lecho catalítico	$\rho_B$	$\left[ \frac{kg \text{ cat}}{m^3 \text{ reactor}} \right]$	1016,40
Flujo molar de glicerol	$F_G^{\circ}$	$[kmol/h]$	342,344
Diámetro de partículas	$D_p$	$[m]$	0,005
Diámetro interior de tubos	$DI$	$[m]$	0,078
Diámetro exterior de tubos	$DE$	$[m]$	0,089
Longitud del lecho	$L_{lecho}$	$[m]$	2
Esfericidad	$\varphi_p$	$[Adimensional]$	0,3935
Porosidad	$\varepsilon$	$[Adimensional]$	0,49

*Fuente: Elaboración propia.*

Integrando dicha ecuación de diseño se obtiene un valor de W igual a 376,54 kg de catalizador. Suponiendo una carga extra del 30% por la posible desactivación del catalizador, se encuentra que el valor de W de diseño es de 489,50 kg.

Con la densidad del lecho catalítico arrojada por la bibliografía de 1016,40 kg de catalizador por cada  $m^3$  de reactor (Piña, J., 2002), finalmente se obtiene el volumen total de reacción,  $V_r$ .

$$V_r = \frac{W}{\rho_B}$$

$$V_r = \frac{489,50 \text{ kg}}{1016,40 \frac{kg}{m^3}}$$

$$V_r = 0,482 \text{ m}^3$$



Las condiciones requeridas en un reactor flujo pistón, isotérmico y que posea mínima canalización, se logran mediante dos relaciones geométricas:

- La relación de la altura del lecho del catalizador con el tamaño de las partículas de catalizador  $(L/D_p) > 50$ .
- La relación entre el diámetro interior del reactor con el tamaño de las partículas de catalizador  $(D_t/D_p) > 10$ .

Dando como resultado que la altura del lecho debe ser mayor a 0,25 m y el diámetro interior de los tubos, mayor a 0,05 m. Por tales motivos, se decide utilizar tubos de 3" de diámetro nominal y de 3 m de longitud de *Schedule 40 S* de acero inoxidable. La altura del lecho empacado es de 2 m, y se relaciona con el volumen del tubo de la siguiente manera:

$$V_t = \frac{\pi \cdot (DI)^2}{4} \cdot L_{lecho}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot (0,078 \text{ m})^2}{4} \cdot 2 \text{ m}$$

$$V_t = 0,0096 \text{ m}^3$$

Finalmente, el número de tubos se calcula como sigue:

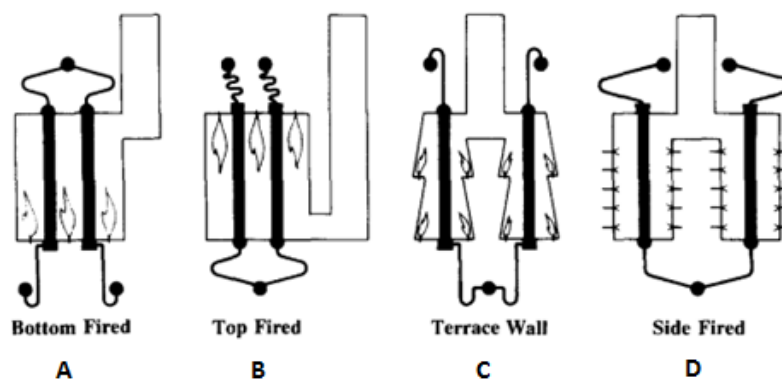
$$N_{tubos} = \frac{V_r}{V_t}$$

$$N_{tubos} = \frac{0,482 \text{ m}^3}{0,0096 \text{ m}^3}$$

$$N_{tubos} \cong 50$$

### 7.3.3.6) Diseño del horno

Existen varios tipos de diseños de hornos de reformado que son habituales en la industria. Cada configuración tiene sus propias ventajas y desventajas y se diferencian en la posición de los quemadores y en el tipo de patrón de flujo de calor. En la figura 7-6 se observa cada tipo de horno. Los factores más importantes son: la relación entre el número de quemadores y número de tubos, la sección radiante y la eficiencia en la transferencia de calor.



*Figura 7-7. Configuraciones típicas de hornos reformadores.  
Fuente: Dybkjaer, I., 1995.*

Las funciones del sistema de quemadores son:

- Dirigir las llamas para una mejor liberación del calor.
- Iniciar y mantener la ignición.
- Mezclar el aire y el combustible.
- Volatilizar los combustibles líquidos.
- Mantener una proporción adecuada entre el combustible y el aire.
- Suministrar el combustible y el aire a velocidades y presiones que faciliten los objetivos anteriores con seguridad.

El combustible que se puede utilizar en el proceso de reformado con vapor está limitado a aquellos que no atacan a los materiales con los que están fabricados los tubos del horno. Por lo que se deben evitar los combustibles con altos contenidos en azufre, vanadio y sodio que causan corrosión a altas temperaturas (Romero Sayago, S. I., 2016).

El tipo de horno que mejor se ajusta al presente proyecto es el que posee los quemadores en la parte superior. Esta tecnología corresponde a KTI y Lummus Uhde. En esta clase de unidades el calor se transfiere directamente desde los gases de combustión a las paredes de los tubos y el flujo de calor va paralelo al flujo de alimentación de vapor y glicerol. Esta configuración tiene un flujo mayor de calor en los puntos de mayor temperatura. Un pequeño número de quemadores permite una gran capacidad (600-1000 tubos por sección radiante) en un conjunto compacto. Por lo que para su construcción se precisa menos acero y menos espacio para su emplazamiento; es muy eficiente.

El método empleado para el diseño del horno es el de Lobo y Evans (Kern, D. Q., 1999). Este método hace uso del factor total de intercambio ( $F$ ) y una ecuación del tipo Stefan-Boltzmann. Tiene una buena base teórica y se usa extensamente en el diseño de hornos para refinerías. También se recomienda para calderas que queman petróleo o gas.

Se parte de la suposición de que el flujo promedio de calor transferido es de  $22000 \text{ kcal/hm}^2$  y el factor total de intercambio de  $0,57$ ; por ende:



$$\frac{Q}{A_{cp} \cdot \alpha \cdot F} = \frac{2 \cdot \text{flujo promedio}}{F}$$

$$\frac{Q}{A_{cp} \cdot \alpha \cdot F} = 77193 \frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2}$$

A través de una gráfica se obtiene que la temperatura de los gases de salida,  $T_G$ , es de 982°C para una temperatura en la superficie de los tubos ( $T_S$ ) de 750°C.

Se calcula la carga para enfriar los gases del horno a 982°C, y a partir de esto se determina el número de tubos requeridos como primera aproximación en el diseño, para una eficiencia del combustible (gas natural) del 75% en base al poder calorífico inferior, operando con un exceso de aire del 25% y considerando una pérdida de calor a través de las paredes del horno del 2% del calor total liberado por el combustible. Estos parámetros se muestran en la tabla 7-15.

*Tabla 7-15. Parámetros de diseño del horno catalítico.*

Parámetro	Símbolo	Unidad	Valor
Temperatura en la superficie de los tubos	$T_S$	[°C]	750
Temperatura de los gases de salida	$T_G$	[°C]	982
Calor demandado por los gases de reformado	$q$	[kcal/h]	1606100
Eficiencia del combustible	$\eta$	[Adimensional]	0,75
Calor liberado por el combustible	$Q_F$	[kcal/h]	2141466,7
Calor sensible en el aire de combustión	$Q_A$	[kcal/h]	95138
Pérdida de calor a través de las paredes del horno	$Q_W$	[kcal/h]	42829,3
Calor de los gases de combustión que salen de la sección radiante	$Q_G$	[kcal/h]	966519,5
Calor total transferido a la superficie fría	$\Sigma Q$	[kcal/h]	1227255,9
Poder calorífico inferior del combustible	$PCI_F$	[kcal/Nm <sup>3</sup> ]	9228
Flujo volumétrico de combustible	$v_F$	[Nm <sup>3</sup> /h]	232,1
Flujo volumétrico de aire	$v_{aire+exceso}$	[m <sup>3</sup> /h]	2697,7
Paso entre los tubos	$P_t$	[m]	0,16
Relación paso/diámetro del tubo	$P_t/DE$	Adimensional	1,8
Presión de vapor, dióxido de carbono	$p_{CO_2}$	[atm]	0,1084
Presión de vapor, vapor de agua	$p_{H_2O}$	[atm]	0,1248
Flujo térmico por	$q_{CO_2} \text{ a } T_G$	[BTU/h pie <sup>2</sup> ]	6500





radiación de calor, dióxido de carbono			
Flujo térmico por radiación de calor, dióxido de carbono	$q_{CO_2} a T_S$	[BTU/h pie <sup>2</sup> ]	2900
Flujo térmico por radiación de calor, agua	$q_{H_2O} a T_G$	[BTU/h pie <sup>2</sup> ]	11000
Flujo térmico por radiación de calor, agua	$q_{H_2O} a T_S$	[BTU/h pie <sup>2</sup> ]	5500
Flujo térmico por radiación de calor	$q_b a T_G$	[BTU/h pie <sup>2</sup> ]	18160,80
Flujo térmico por radiación de calor	$q_b a T_S$	[BTU/h pie <sup>2</sup> ]	6310,70
Porcentaje de corrección	% corrección	[Adimensional]	7,3
Viscosidad de los gases	$\mu_g$	[kg/m s]	29,69x10 <sup>-6</sup>
Masa de los gases	$m_g$	[kg]	7578,30
Volumen inicial de los gases	$V_0$	[m <sup>3</sup> ]	3856,02
Flujo volumétrico inicial de gases	$v_0$	[m <sup>3</sup> /h]	3856,02

*Fuente: Elaboración propia.*

El número estimado de tubos se determina calculando, en principio, el área de transferencia que corresponde a cada tubo:

$$A = L_{lecho} \cdot \pi \cdot DE$$

$$A = 2 \text{ m} \cdot \pi \cdot 0,089 \text{ m}$$

$$A = 0,5592 \text{ m}^2$$

$$N_t = \frac{\Sigma Q}{\text{flujo promedio} \cdot A}$$

$$N_t = \frac{1227255,9 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{22000 \frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2} \cdot 0,5592 \text{ m}^2}$$

$$N_t \cong 100$$

Se dispone de los 100 tubos verticalmente alrededor de las paredes de la sección radiante de manera que se encuentren separados entre sí por un paso de un centro a otro de los tubos de 0,16 m. La sección transversal del horno es cuadrada, con un ancho de cada pared de 4,32 m. Sobre tres de las paredes se encuentran 27 tubos en cada una de ellas y en la restante, 19, dando lugar a la salida de la chimenea del horno.

La superficie del material refractario resulta, entonces:

$$A_{paredes} = 3 \cdot 4,32 \text{ m} \cdot 2 \text{ m} + 3,04 \text{ m} \cdot 2 \text{ m}$$



$$A_{paredes} = 32 \text{ m}^2$$

$$A_{piso \text{ y bóveda}} = 2 \cdot (4,32 \text{ m})^2$$

$$A_{piso \text{ y bóveda}} = 37,33 \text{ m}^2$$

$$A_T = A_{paredes} + A_{piso \text{ y bóveda}}$$

$$A_T = 32 \text{ m}^2 + 37,33 \text{ m}^2$$

$$A_T = 69,33 \text{ m}^2$$

Para encontrar el equivalente de la superficie plana fría, se halla, a partir de un gráfico, el factor de comparación con dos planos paralelos ( $\alpha$ ) para la razón entre la distancia de centro a centro de los tubos y el diámetro exterior de los mismos ( $P_t/DE$ ) para una hilera simple de tubos paralelos al refractario. Resultando ser  $\alpha=0,92$ . De este modo,

$$\frac{A_{cp}}{\text{tubo}} = P_t \cdot L_{lecho}$$

$$\frac{A_{cp}}{\text{tubo}} = 0,32 \text{ m}^2$$

$$\frac{\alpha \cdot A_{cp}}{\text{tubo}} = 0,32 \text{ m}^2 \cdot 0,92$$

$$\frac{\alpha \cdot A_{cp}}{\text{tubo}} = 0,2944 \text{ m}^2$$

$$\alpha \cdot A_{cp} = 0,2944 \text{ m}^2 \cdot 100 \text{ tubos}$$

$$\alpha \cdot A_{cp} = 29,44 \text{ m}^2$$

La superficie efectiva del refractario ( $A_R$ ) se define como la diferencia entre la superficie total del horno ( $A_T$ ) y el área equivalente del plano frío ( $\alpha A_{cp}$ ), siendo de  $39,89 \text{ m}^2$ . La relación entre el área efectiva y el área equivalente es de 1,35.

Para calcular la emisividad del gas es necesario determinar primero la longitud media de la trayectoria radiante en base a la relación dimensional del horno. Como el presente equipo tiene relaciones aproximadas 1:2:2, la fórmula para la longitud media es la siguiente:

$$L_m = \frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{Volumen del horno}}$$

$$L_m = \frac{2}{3} \sqrt[3]{4,32 \text{ m} \cdot 4,32 \text{ m} \cdot 2 \text{ m}}$$

$$L_m = 2,23 \text{ m}$$

Las presiones parciales del dióxido de carbono y del agua, junto con las tasas de transferencia de calor radiante correspondientes a dichas presiones, obtenidas de gráficas proporcionadas



por la bibliografía (Kern, D. Q., 1999) se encuentran en la tabla 7.3. Éstas se han utilizado para evaluar la emisividad del gas a través de la fórmula a continuación:

$$\epsilon_G = \left[ \frac{(q_{CO_2} a p_{CO_2} L_m + q_{H_2O} a p_{H_2O} L_m)_{T_G} - (q_{CO_2} a p_{CO_2} L_m + q_{H_2O} a p_{H_2O} L_m)_{T_S}}{(q_b)_{T_G} - (q_b)_{T_S}} \right] \cdot \frac{100 - \%corr}{100}$$

$$\epsilon_G = 0,71$$

Ahora es posible determinar el factor total de intercambio térmico para secciones radiantes a partir de una gráfica y los valores calculados de  $\epsilon_G$  y  $A_R/\alpha A_{cp}$ , encontrándose que  $F$  es igual a 0,79. De esta forma, se comprueba la temperatura requerida del gas para desarrollar la carga en la superficie supuesta:

$$\frac{\sum Q}{\alpha A_{cp} \cdot F} = \frac{1227255,9 \text{ kcal/h}}{29,44 \text{ m}^2 \cdot 0,79}$$

$$\frac{\sum Q}{\alpha A_{cp} \cdot F} = 52767,95 \frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2}$$

Se obtiene que la  $T_G$  requerida para la  $T_S=750^\circ\text{C}$  y el anterior flujo de calor es de  $921,1^\circ\text{C}$ ; valor levemente inferior al supuesto en primer lugar, lo que indica que el rendimiento del horno diseñado será ligeramente superior al requerido, pero igualmente efectivo, por lo que se mantiene el diseño y la cantidad de tubos ya calculados.

El volumen del reactor que resulta de generar el área de transferencia de calor necesaria es el doble que la determinada por el catalizador. Esto se resuelve agregando  $\gamma\text{-AlO}_3$  como relleno extra para generar las condiciones de flujo necesarias.

### 7.3.3.7) Pérdida de carga en los tubos

La pérdida de carga a través del reactor es calculada a mediante la ecuación de Ergun. Su valor depende del caudal de gas, geometría del catalizador y de la longitud, diámetro y número de tubos que componen el reactor multitubular, como así también de la variación del volumen que sufren los gases durante la reacción. La pérdida de carga puede estar comprendida entre 150 y 500 kPa, dependiendo de la presión a la que ingresa la materia prima al reactor, aunque un valor tan alto no se recomienda por cuestiones de seguridad.

La ecuación de Ergun es la siguiente:

$$\frac{-\Delta P \cdot g_c}{L} \cdot \frac{\varphi_p}{\rho_g} \cdot \frac{d_p}{u^2} \cdot \frac{\epsilon^3}{1 - \epsilon} = \frac{150 \cdot (1 - \epsilon) \cdot \mu_g}{\varphi_p \cdot d_p \cdot u \cdot \rho_g} + 1,75$$

Debido al aumento del volumen de los gases con el avance de la reacción, la densidad de los mismos varía ampliamente. Para incluir este fenómeno en la ecuación de Ergun, se reemplaza el valor de la densidad por una función que relaciona la conversión del glicerol con el volumen de los gases y se integra en función de la conversión. La expresión resultante es la que sigue:



$$-\Delta P_{(X_G)} = \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_g \cdot V_0 \left(1 + \frac{3}{2} \cdot X_G\right)}{\varphi_p \cdot d_p \cdot u \cdot m_g} + 1,75 \right] \frac{L \cdot \rho_g \cdot u^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot m_g}{g_c \cdot \varphi_p \cdot d_p \cdot \varepsilon^3 \cdot V_0 \left(1 + \frac{3}{2} \cdot X_G\right)}$$

$$-\Delta P = \int_{X_G=0}^{X_G=0,7357} \left\{ \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_g \cdot V_0 \left(1 + \frac{3}{2} \cdot X_G\right)}{\varphi_p \cdot d_p \cdot u \cdot m_g} + 1,75 \right] \frac{L \cdot \rho_g \cdot u^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot m_g}{g_c \cdot \varphi_p \cdot d_p \cdot \varepsilon^3 \cdot V_0 \left(1 + \frac{3}{2} \cdot X_G\right)} \right\} dX_G$$

La caída de presión resultante es de 0,45 atm, para una viscosidad de los gases igual a la del vapor de agua en las condiciones de operación, por ser este componente ampliamente mayoritario a lo largo de todo el reactor. Para calcular la velocidad superficial se determina primero el tiempo de residencia:

$$\tau = \frac{V_r}{v_0}$$

$$\tau = \frac{0,964 \text{ m}^3}{3856,02 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}$$

$$\tau = 0,90 \text{ s}$$

$$u = \frac{L_{lecho}}{\tau}$$

$$u = \frac{2 \text{ m}}{0,90 \text{ s}}$$

$$u = 2,22 \text{ m/s}$$

En la tabla 7-16 se resumen los parámetros de diseño del reformador catalítico.

Tabla 7-16. Reformador.

Descripción del equipo: Reformador		Etiqueta: D
<b>Propiedades de los fluidos</b>		
Corrientes	d-3	d-4
Caudal másico (kg/h)	7578,30	7578,30
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	3856,02	8111,33
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1,96	0,93
<b>Datos de diseño</b>		
Volumen de reacción (m <sup>3</sup> )		0,964
Diámetro interno del tubo (m)		0,078
Diámetro externo del tubo (m)		0,089
Paso entre los tubos (m)		0,16
Masa de catalizador (kg)		489,50
Altura del lecho (m)		2
Densidad del lecho (kg cat/m <sup>3</sup> reactor)		1016,40
Número de tubos		100
Tiempo de retención (s)		0,90
Velocidad superficial (m/s)		2,22



Caída de presión (atm)	0,45
Altura del horno (m)	2
Ancho del horno (m)	4,32
Profundidad del horno (m)	4,32
Superficie de material refractario (m <sup>2</sup> )	69,33
Flujo de combustible (Nm <sup>3</sup> /h)	232,06
Flujo de aire (m <sup>3</sup> /h)	2679,72
Número de quemadores	3
Capacidad de quemadores (kcal/h)	450000
Diámetro de boquilla de quemadores (m)	0,1
Altura de la chimenea (m)	5,00
Diámetro de la chimenea (m)	1,54

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 7.3.4) Adsorbedor

El equipo encargado de llevar a cabo la operación de adsorción del CO<sub>2</sub> consiste en un reactor multitubular horizontal. En el interior de los tubos se encuentra empacado el material adsorbente, por los mismos se hace pasar la corriente gaseosa de proceso. Como se establece en los capítulos anteriores, es necesario retirar grandes cantidades de calor para mantener las condiciones de operación de manera isotérmica. Esto se logra mediante la generación de vapor de agua en el lado de la coraza.

En este proyecto se utiliza CaO para la adsorción in-situ del CO<sub>2</sub> que actúa según la reacción 5-20:



El carácter reversible de la reacción anterior le da la capacidad de regeneración al adsorbente. El hecho de que predomine un sentido u otro depende de la presión parcial del gas y de la temperatura. Se ha demostrado que la cal, en atmósfera de CO<sub>2</sub> puro, adsorbe CO<sub>2</sub> a elevada velocidad desde los 225°C hasta los 600°C y que su velocidad disminuye hasta alcanzar los 900°C (Gupta, H., 2002).

La reacción 5-20 se rige bajo la ecuación cinética de velocidad que sigue:

$$-r_{CaO} = 56 \cdot k_0 \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}} \cdot (P_{CO_2} - P_{CO_2,eq})^n S_0(1 - X_{CaO})$$

En donde el orden de la reacción con respecto al CO<sub>2</sub> varía entre 1, para una fuerza impulsora menor a 10 kPa; y 0 para mayores presiones parciales de CO<sub>2</sub> (Sun, P., 2007). Basado en el mecanismo de Langmuir, es posible que la saturación de los sitios activos de CaO con un complejo intermedio CaO.CO<sub>2</sub> sea el responsable del cambio en el orden de reacción. Esto se debe a que, en estas últimas condiciones, la reacción se rige por fenómenos superficiales y no cinéticos.

Las condiciones de la corriente de gases al ingresar al adsorbedor, 600°C de temperatura y 4,43 atm de presión, conllevan a trabajar durante todo el proceso de quimisorción en el rango



de presiones parciales del gas a adsorber superiores a 10 kPa, y por lo tanto con una velocidad de reacción de orden 0 con respecto al dióxido de carbono.

Para aprovechar las altas velocidades de reacción a bajas conversiones del sólido, se decide operar en ciclos cortos de reacción y regeneración (1 hora), hasta  $X_{CaO}$  iguales al 23%. Esto requiere una masa de adsorbente de 3387,56 kg en las condiciones detalladas en la tabla 7-18.



*Figura 7-8. Carbonato de Calcio de grado industrial.  
Fuente: Guangdong Qiangda New Materials Technology Co., Ltd.*

Las constantes de reacción se muestran en la tabla 7-17.

*Tabla 7-17. Constantes de velocidad de reacción.*

Parámetro	Símbolo	Unidad	Valor
Constante de reacción	$k_0$	$\left[ \frac{mol}{m^2 \cdot s} \right]$	$1,67 \times 10^{-3}$
Área superficial específica inicial	$S_0$	$[m^2/g]$	29
Orden de reacción	$n$	[Adimensional]	0
Energía de activación	$E_a$	[kJ/mol]	29
Temperatura de reacción	$T$	[K]	873
Conversión del óxido de calcio	$X_{CaO}$	[Adimensional]	0,23

*Fuente: Elaboración propia.*

El flujo a través de los tubos corresponde al de un reactor flujo pistón, arrojando la ecuación de diseño que sigue (Levenspiel, O., 1987):

$$\frac{V}{v_0} = \int_{X_{CaO}=0}^{X_{CaO}=0,23} \frac{dX_{CaO}}{-r_{CaO}}$$

La pérdida de carga a través del reactor es calculada a mediante la ecuación de Ergun. Su valor depende del caudal de gas, geometría del catalizador y de la longitud, diámetro y número de



tubos que componen el reactor multitubular, como así también de la variación del volumen que sufren los gases durante la reacción.

La ecuación de Ergun es la siguiente:

$$\frac{-\Delta P \cdot g_c}{L} \cdot \frac{\varphi_p}{\rho_g} \cdot \frac{d_p}{u^2} \cdot \frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_g}{\varphi_p \cdot d_p \cdot u \cdot \rho_g} + 1,75$$

Debido a la disminución del volumen de los gases con el avance de la reacción, la densidad de los mismos varía ampliamente. Para incluir este fenómeno en la ecuación de Ergun, se reemplaza el valor de la densidad por una función que relaciona la conversión del óxido de calcio con el volumen de los gases y se integra en función de la conversión. La expresión resultante es la que sigue:

$$-\Delta P_{(X_{CaO})} = \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_g \cdot V_0(1 - 1 \cdot X_{CaO})}{\varphi_p \cdot d_p \cdot u \cdot m_g} + 1,75 \right] \frac{L \cdot \rho_g \cdot u^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot m_g}{g_c \cdot \varphi_p \cdot d_p \cdot \varepsilon^3 \cdot V_0(1 - 1 \cdot X_{CaO})}$$

$$-\Delta P = \int_{X_{CaO}=0}^{X_{CaO}=0,23} \left\{ \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu_g \cdot V_0(1 - 1 \cdot X_{CaO})}{\varphi_p \cdot d_p \cdot u \cdot m_g} + 1,75 \right] \frac{L \cdot \rho_g \cdot u^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot m_g}{g_c \cdot \varphi_p \cdot d_p \cdot \varepsilon^3 \cdot V_0(1 - 1 \cdot X_{CaO})} \right\} dX_{CaO}$$

La caída de presión resultante es de 1,14 atm, para un volumen de reacción de 10 m<sup>3</sup>. Los parámetros de diseño se enuncian en la tabla 7-18.

*Tabla 7-18. Parámetros de diseño del adsorbedor.*

Parámetro	Símbolo	Unidad	Valor
Densidad del lecho adsorbedor	$\rho_B$	$\left[ \frac{kg \ CaO}{m^3 \ reactor} \right]$	790
Diámetro de partículas	$D_p$	[m]	110x10 <sup>-6</sup>
Diámetro interior de tubos	$DI$	[m]	0,273
Diámetro exterior de tubos	$DE$	[m]	0,254
Longitud del lecho	$L_{lecho}$	[m]	4
Esfericidad	$\varphi_p$	[Adimensional]	0,72
Porosidad	$\varepsilon$	[Adimensional]	0,7676
Viscosidad de los gases	$\mu_g$	[kg/m s]	29,69x10 <sup>-6</sup>
Masa de los gases	$m_g$	[kg]	7578,30
Volumen inicial de los gases	$V_0$	[m <sup>3</sup> ]	6878,39
Flujo volumétrico inicial de gases	$v_0$	[m <sup>3</sup> /h]	6878,39
Velocidad de los gases	$u$	[m/s]	0,765
Tiempo de residencia	$\tau$	[s]	5,23

*Fuente: Elaboración propia.*

En la tabla 7-19 y 7-20 se resumen las características de diseño del adsorbedor de CO<sub>2</sub>, obtenidos mediante simulación en ChemCAD 6.1.3.



*Tabla 7-19. Características geométricas del Adsorbedor.*

Diámetro interior de coraza	2,29 m (90 pulg)
Número de tubos	32
Longitud de tubos	4 m
Diámetro exterior de tubo	0,273 m
Diámetro interior de tubo	0,254 m
Arreglo de tubos	Triangular (60°)
Pasos por los tubos	1
Pasos por la coraza	1
Nº de baffles	0

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-20. Características de transferencia de calor del Adsorbedor.*

Área de transferencia efectiva	31,38 m <sup>2</sup>
Área requerida	29,49 m <sup>2</sup>
LMTD	512,34 °C
U Calculado	299,46 kcal/hm <sup>2</sup> °C
U Servicio	82,61 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Delta P (coraza)	0 atm
Delta P (tubos)	1,14 atm
Coefficiente de película (coraza)	533,79 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Coefficiente de película (tubos)	682,61 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Velocidad en tubos	0,765 m/s
Masa de vapor generado	2726,8 kg/h
Características del vapor	Saturado, 5 atm

*Fuente: Elaboración propia.*

## 7.4 ) Purificación de los gases de reformado

### 7.4.1) Intercambiador de calor de casco y tubo: Condensador I4

La corriente “e-3” que egresa del adsorbedor pasa por dos economizadores (I-1 e I-2) enfriándose hasta 359°C aproximadamente, sin embargo, se debe reducir hasta los 25°C. Esta es la temperatura de operación de los tamices moleculares. Dicho descenso produce que parte de la corriente condense, a esto se debe el nombre del equipo. Por los tubos circula el agua de enfriamiento, mientras que los gases (corriente e-5) ingresan a la coraza. La simulación del condensador se realiza en ChemCAD 6.1.3. Con 64 m<sup>2</sup> de área efectiva de transferencia, este intercambiador es el de mayor tamaño de la planta.

*Tabla 7-21. Características geométricas I4.*

Tipo de intercambiador	Casco y tubo
Diámetro interior de coraza	48,89 cm (19 1/4 pulg)
Número de tubos	301
Longitud de tubos	365,76 cm (12 pies, 144 pulg)
Diámetro exterior de tubo	1,905 cm
Diámetro interior de tubo	1,575 cm
Arreglo de tubos	Triangular (60°)
Pasos por los tubos	1





Nº de baffles	9
Segmentación de los baffles	27%
Tipo de baffles	Segmentación simple

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-22. Características de transferencia de calor I4.*

Área de transferencia efectiva	64 m <sup>2</sup>
Área requerida	56,11 m <sup>2</sup>
LMTD	78,81
U Calculado	953,16 kcal/hm <sup>2</sup> °C
U Servicio	835,64 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Exceso	14,06 %
Delta P (coraza)	0,22 atm
Delta P (tubos)	0,28 atm
Coefficiente de película (coraza)	2951,23 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Coefficiente de película (tubos)	5584,77 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Velocidad en tubos	2,01 m/s

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 7.4.2) Separador gas-líquido

La función de este separador es liberar a la corriente de gases de todo el líquido que ha condensado en el intercambiador I4. Consiste en un separador bifásico que opera a 25°C. El equipo se dispone verticalmente y trabaja presurizado, en su interior se separan los fluidos y salen por sus extremos superior e inferior. La corriente gaseosa rica en hidrógeno que es comprimida posteriormente para la purificación del mismo se extrae por la parte superior. La corriente líquida, extraída por la parte inferior, es mayoritariamente agua con dióxido de carbono disuelto. Es posible tratar dicha corriente para recuperar y reprocesar el agua; el CO<sub>2</sub> también puede ser recuperado. El diseño fue realizado por medio de una simulación en ChemCAD 6.1.3 (LV Vessel).

*Tabla 7-23. Separador gas-líquido.*

Descripción del equipo: Separador gas-líquido		Etiqueta: F
<b>Propiedades de los fluidos</b>		
Corrientes de salida	Gas (f-2)	Líquido (f-3)
Caudal másico (kg/h)	1479,73	5487,08
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	788,19	5,59
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1,88	981,47
<b>Datos de diseño</b>		
Volumen total del equipo (m <sup>3</sup> )	1,51	
Diámetro interno (m)	0,76	
Alto (m)	3	
Nivel de líquido normal (m)	1	
Nivel de líquido alto (m)	1,2	
Tiempo de retención (min)	5	
Velocidad (m/s)	2,7	
Espesor de la carcasa (cm)	0,63	



Altura de alimentación (m)	0,45
Peso total (vacío) (kg)	455
Peso total (lleno) (kg)	1356
Presión de diseño (atm)	5
Tipo de cabezal	Elipsoidal

*Fuente: Elaboración propia.*

### 7.4.3) Compresor

Según las necesidades establecidas por el proceso productivo, el compresor a seleccionar debe ser capaz de aumentar la presión de gases desde 4 atm a 10 atm, debido a que esta es la presión de operación necesaria para el normal funcionamiento de la unidad PSA. El compresor es alimentado a razón de 788 m<sup>3</sup>/h de una mezcla de gases, mayoritariamente H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> y CO; a 25°C.

Se adopta el compresor de tornillo VRA exento de aceite de la firma AERZEN, dado que se ajusta a los requerimientos del proyecto y es apropiado para la comprimir gases de proceso (hidrógeno, monóxido de carbono, entre otros) según así lo establecen sus aplicaciones descriptas en su sitio web.

*Tabla 7-24. Datos técnicos del compresor VRA.*

Tipo de construcción	Compresores de tornillo
Caudal volumétrico	550 a 120.000 m <sup>3</sup> /h
Medio	Aire, gases neutros, gases de proceso, gases agresivos
Compresión	Exento de aceite
Succión de operación (máxima)	0,89 atm de presión manométrica
Presión de operación (máxima)	51,32 atm de presión manométrica

*Fuente: AERZEN.*

*Tabla 7-25. Parámetros de operación del compresor VRA.*

Temperatura de entrada (°C)	25
Temperatura de salida (°C)	134
Presión de entrada (atm)	4
Presión de salida (atm)	10
Caudal volumétrico entrada (m <sup>3</sup> /h)	788
Densidad corriente entrada (g/m <sup>3</sup> )	1877
Caudal volumétrico salida (m <sup>3</sup> /h)	448
Densidad corriente salida (g/m <sup>3</sup> )	3303
Potencia teórica (kcal/h)	78621
Eficiencia (%)	75
Potencia real (kcal/h)	104828
Potencia real (hp)	164

*Fuente: Elaboración propia.*



Los compresores de gases de proceso son ideales para la compresión en seco de cualquier gas producido en las industrias química y petroquímica. Dentro de las cámaras de compresión no hay contacto metálico entre ambos rotores ni con la carcasa. Gracias a la sincronización de sus engranajes, los rotores funcionan sin contacto entre sí. Por lo tanto, las cámaras de impulsión operan sin lubricación y no se contamina el medio transportado.

La longitud máxima (1350 mm) y mínima (155 mm) del rotor dan una idea de lo amplia que es la oferta. Se pueden aplicar rotores de acero común o especial y carcasas de hierro fundido nodular, o de fundición de acero común o especial para adaptarlos a los diferentes gases de proceso.



*Figura 7-9. Compresor de tornillo VRA.  
 Fuente: AERZEN.*

#### 7.4.4) Intercambiador de calor de casco y tubo: Enfriador I5

Los gases en el compresor reciben calor y al no disiparlo, incrementa su temperatura hasta aproximadamente 134°C. Razón por la cual, la corriente de gases debe enfriarse nuevamente a 25°C, por lo que se diseña el enfriador simulado en ChemCAD 6.1.3. Tanto para el condensador como para el enfriador, se considera que la torre de agua de enfriamiento reduce la temperatura 10°, de 31°C a 21°C. Por los tubos circulan los gases (corriente g-1) y en la coraza el agua de enfriamiento.

*Tabla 7-26. Características geométricas I5.*

Tipo de intercambiador	Casco y tubo
Diámetro interior de coraza	30,48 cm (12 pulg)
Número de tubos	109
Longitud de tubos	365,76 cm (12 pies, 144 pulg)
Diámetro exterior de tubo	1.905 cm
Diámetro interior de tubo	1.575 cm
Arreglo de tubos	Triangular (60°)
Pasos por los tubos	1
Nº de baffles	46
Segmentación de los baffles	17%
Tipo de baffles	Segmentación simple

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-27. Características de transferencia de calor I5.*

Área de transferencia efectiva	22,34 m <sup>2</sup>
Área requerida	19,09 m <sup>2</sup>
LMTD	27,15
U Calculado	219,27 kcal/hm <sup>2</sup> °C
U Servicio	187,41 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Exceso	17 %
Delta P (coraza)	0,29 atm
Delta P (tubos)	0,02 atm
Coefficiente de película (coraza)	2449,77 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Coefficiente de película (tubos)	330,66 kcal/hm <sup>2</sup> °C
Velocidad en tubos	4,74 m/s

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 7.4.5) Tamices moleculares. Unidad PSA.

La producción de hidrógeno de alta pureza a partir de una mezcla de gases que contiene entre 60-90% en moles de hidrógeno mediante el uso de procesos de adsorción por cambio de presión (PSA) se ha convertido en una tecnología de punta en las industrias química y petroquímica. Más del 85% de las unidades de producción de hidrógeno mundiales actuales utilizan tecnología PSA para purificación de hidrógeno, y se han instalado varios cientos de estas unidades de proceso alrededor del mundo.

La selección de adsorbentes es fundamental para determinar el rendimiento de separación del proceso PSA descrito anteriormente para la purificación de hidrógeno. Usualmente, las unidades PSA multicolumnas contienen entre 4 y 12 columnas paralelas empleadas para adaptar todas sus etapas. Cada columna contiene un relleno constituido por dos capas diferenciadas: en el extremo de alimentación se encuentra la capa de carbón activado (BPL 4 x 10) y en el extremo del producto la capa de zeolita 5A. Las fracciones en volumen de las capas de los adsorbentes son: 0,762 de carbón y 0,238 de zeolita (Sullón Nicacio, M. A., 2018).

Durante el proceso PSA, el hidrógeno es recuperado y purificado a una presión cercana a la presión de alimentación, mientras que las impurezas adsorbidas se eliminan por reducción de la presión. El gas residual resultante del proceso puede ser utilizado como combustible. La secuencia de operación de la unidad PSA se controla en su totalidad mediante automatización. La figura 7-8 muestra la distribución de las columnas y el arreglo de válvulas. Estas últimas posibilitan todas las etapas necesarias para el ciclo de adsorción.

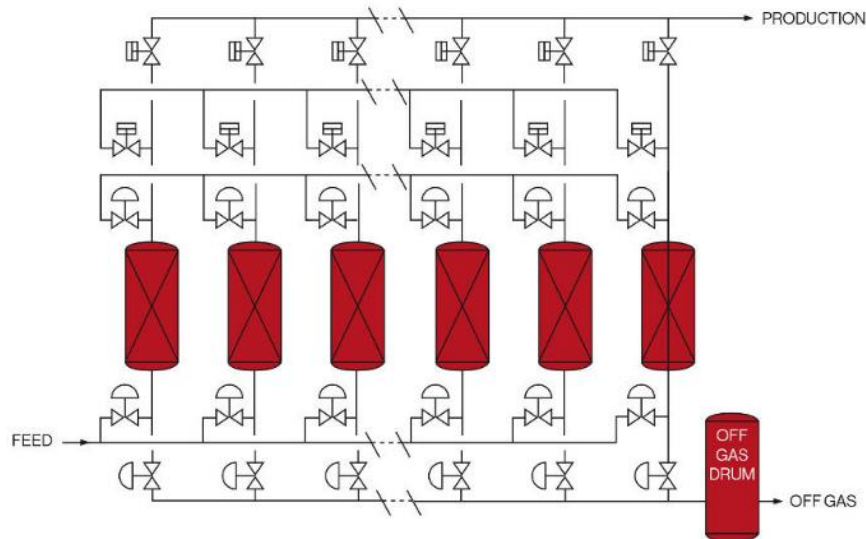


Figura 7-10. Purificación de hidrógeno por adsorción por oscilación de presión (PSA).  
Fuente: Air Liquide.

Considerando las etapas nombradas en sección 5.3.3.1, el tiempo total del ciclo para el proceso es de aproximadamente 15 minutos y la capacidad de procesamiento de la alimentación para el proceso es de 34,9 ft<sup>3</sup> de gas (1 atm, 15°C) / ft<sup>3</sup> de adsorbente total en el sistema/ciclo. La alimentación al sistema PSA en este proyecto es de 3145,32 m<sup>3</sup>/h (1 atm, 15°C).

$$\frac{34,9 \text{ ft}^3}{15 \text{ min}} \cdot \frac{0,0283 \text{ m}^3}{1 \text{ ft}^3} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = \frac{3,951 \text{ m}^3}{\text{h}}$$

$$3145,32 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \frac{0,0283 \text{ m}^3 \text{ Ads}}{3,951 \text{ m}^3/\text{h}} = 22,52 \text{ m}^3 \text{ de Adsorbente}$$

Masa de adsorbente necesaria:

$$22,52 \text{ m}^3 \text{ de Ads} \cdot 0,762 \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{440 \text{ g}}{\text{l}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 7550,5 \text{ kg de Carbón}$$

$$22,52 \text{ m}^3 \text{ de Ads} \cdot 0,238 \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{710 \text{ g}}{\text{l}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 3805,4 \text{ kg de Zeolita}$$

Tabla 7-28. Diseño PSA. Fuente: elaboración propia.

Datos del sistema PSA:	
Caudal de alimentación a PSA (m <sup>3</sup> /h) (1 atm, 15°C)	3145,3
Caudal de alimentación a PSA (m <sup>3</sup> /h) (10 atm, 25°C)	325,9
Caudal de alimentación a PSA (kg/h)	1467,9
Caudal de hidrógeno producido (kg/h)	180,0
Características del diseño PSA:	
Volumen de adsorbente (m <sup>3</sup> )	22,5
Número de columnas	4
Volumen de cada columna (m <sup>3</sup> )	5,63



Diámetro de columna (m)	1,22 (48")
Área transversal de columna (m <sup>2</sup> )	1,17
Altura de columna	4,82
Relación de esbeltez	3,95
Válvulas principales	20
Control de las etapas	Automatizado
<b>Masa de adsorbente:</b>	
Carbón activado BPL (kg)	7920
Zeolita 5A (kg)	4260

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-29. Características de los adsorbentes sólidos.*

Carbón activado granular BPL 4 x 10	
Actividad de butano (% en peso)	23,3 (mínimo)
Contenido de humedad (% en peso)	2 (máximo)
Número de dureza	93 (mínimo)
Densidad aparente (g/l)	440
Malla de 4,75 mm (% en peso) (malla 4 US)	6 (máximo)
<Malla de 2,0 mm (% en peso) (malla 10 US)	3 (máximo)
Fabricante	<i>Calgon Carbon</i>
Zeolita 5A: Aluminosilicato sintético cristalino	
Tamaño de poro (Å = Angstroms)	5 (0,5 nm)
Rango de tamaño de partícula (mm, nominal)	1,6 – 2,5
Rango de malla, aproximado (malla US)	8 x 12
Densidad aparente (g/ml)	670 – 750
Contenido de humedad (% en peso)	1 (máximo)
Fabricante	<i>BASF</i>

*Fuente: Elaboración propia.*



*Figura 7-11. Relleno de las unidades PSA.  
Fuente: Calgon Carbon y BASF.*



*Figura 7-12. Unidades PSA para la recuperación de H<sub>2</sub> en una refinería en Alemania.  
Fuente: Linde.*

### 7.5 ) Adopción de Bombas

En muchas etapas del proceso productivo se pretende que el líquido fluya de un lugar a otro por una tubería. Para ello es necesario contar con una fuerza impulsora, que es suministrada generalmente por bombas. Esta máquina se usa para extraer, elevar o impulsar líquidos de un lugar a otro, transformando la energía con la que es accionada (generalmente energía mecánica) en energía del fluido incompresible que mueve. Para poder realizar la adopción de bombas involucradas en el proceso de obtención de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol 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 (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.



## 7.5.1) Cálculos para la adopción de bombas

### 7.5.1.1) Pérdidas de carga del sistema

Las pérdidas de carga del sistema se calculan con la siguiente expresión:

$$hf = f \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g}$$

$f$  = Factor de fricción  
 $L_{eq}$  = Longitud equivalente (tubería + accesorios + codos)  
 $D$  = Diámetro interno del tubo  
 $hf$  = pérdidas por fricción en tubería, accesorios y equipos  
 $g$  = aceleración de la gravedad

### 7.5.1.2) 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.

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

$Hb$  = Altura de impulsión neta

$P_1$  y  $P_2$  = Presión sobre el fluido en los puntos de succión y descarga

$Z_2$  y  $Z_1$  = Altura del nivel del líquido en los puntos de succión y descarga

$V_2$  y  $V_1$  = Velocidad lineal del fluido en los puntos de succión y descarga

$\delta$  = Densidad del fluido

### 7.5.1.3) 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, 1991). Con esta altura de elevación final  $Hb$ , se calcula la potencia de la bomba a adoptar mediante la fórmula:

$$P_B = \frac{H_b \cdot Q_b \cdot g \cdot \delta}{\eta}$$

$Q_b$  = Caudal volumétrico de la bomba  
 $\eta$  = Rendimiento

### 7.5.1.4) Altura neta de succión positiva disponible (NSPH Disponible)

Para calcular el NPSH disponible, se sigue la siguiente ecuación:

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

$H$  = Altura desde el punto de aspiración hasta el eje de la bomba





$h_{fasp}$  = Pérdida de carga en la tubería de aspiración

$P_{vap}$  = Presión de vapor del fluido

### 7.5.2) 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; a partir de estos datos es posible determinar el diámetro apropiado para las tuberías y adoptar correctamente las bombas.

*Tabla 7-30. Características de las líneas de bombeo del proceso.*

Equipo de procedencia	Equipo de destino	Código	Fluido	Temperatura (°C)	$\mu$ (poise)	$\delta$ (kg/m <sup>3</sup> )	Caudal (litros/h)
T1	A	P1	Glicerol crudo	25	0,0436	1216,5	1878,1
T2	T3	P2	MONG	79	0,0039	1042,5	170,5
T4	B1 y C1	P3	Glicerol centrifugado	80	0,0037	1190,2	1770,2
C	E1 y D1	P4	Glicerol purificado	78	0,0038	1167,2	1772,2
T5	T6	P5	NaOH al 50%	28	0,7821	1529,7	718,9
T6	C2 y T9	P6	NaOH al 3,8%	25	0,0086	1053,4	3779,7
T7	T8	P7	HCl al 37%	19	0,0205	1199,6	917,0
T8	B2 y T10	P8	HCl al 5%	17	0,0103	1024,3	1942,8

*Fuente: Elaboración propia.*

### 7.5.3) Resumen de cálculos de bombas del proceso

En las siguientes tablas se resumen los cálculos para las distintas bombas utilizadas en el proceso productivo:

*Tabla 7-31. Cálculos de bombas.*

Variables	Bomba P1		Bomba P2	
	Succión	Descarga	Succión	Descarga
Velocidad (m/s)	0,115	0,255	0,374	1,52
Diámetro (m) (pulgadas)	0,0762 3	0,0508 2	0,0127 ½	0,00635 ¼
Nº Reynolds	2439	3643	1270	2546
Material de la línea	Acero Inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Accesorios	1 válvula esférica 2 codos 90°	5 válvulas esféricas 4 codos 90°	1 válvula esférica 1 codo 90°	3 válvulas esféricas 4 codos 90°
Longitud equivalente L + Le (m)	7,75	14,3	3,5	11
Pérdida de carga (m)	0,0018	0,141	0,0099	0,5
Altura (m)	0,1	5	0,1	4
Altura teórica total (m)	5,24		5,52	
Potencia teórica de	45,5		3,58	



la bomba (W)		
Potencia teórica de la bomba (hP)	0,061	0,0048

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-32. Continuación cálculos de bombas.*

Variables	Bomba P3		Bomba P4	
	Succión	Descarga	Succión	Descarga
Velocidad (m/s)	0,425	1,71	0,423	1,69
Diámetro (m) (pulgadas)	0,0381 1,5	0,01905 ¾	0,0381 1,5	0,01905 ¾
Nº Reynolds	11280	26720	10500	25960
Material de la línea	Acero Inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Accesorios	1 válvula esférica	6 válvulas esféricas	1 válvula esférica	7 válvulas esféricas
	2 codos 90°	9 codos 90°	2 codo 90°	11 codos 90°
Longitud equivalente L + Le (m)	3,2	24,5	3,7	41
Pérdida de carga (m)	0,008	1,22	0,01	1,83
Altura (m)	0,2	9	0,05	10
Altura teórica total (m)	10,2		11,9	
Potencia teórica de la bomba (W)	77,6		89,5	
Potencia teórica de la bomba (hP)	0,104		0,120	

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-33. Continuación cálculos de bombas.*

Variables	Bomba P5		Bomba P6	
	Succión	Descarga	Succión	Descarga
Velocidad (m/s)	0,099	0,252	0,518	1,33
Diámetro (m) (pulgadas)	0,0508 2	0,03175 1,25	0,0508 2	0,03175 1,25
Nº Reynolds	982,5	1563	32230	51720
Material de la línea	Acero Inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Accesorios	1 válvula esférica	2 válvulas esféricas	1 válvula esférica	6 válvulas esféricas
	2 codos 90°	2 codos 90°	2 codo 90°	10 codos 90°
Longitud equivalente L + Le (m)	2,5	6,75	2,8	24,5
Pérdida de carga (m)	0,016	28,2	0,001	0,086
Altura (m)	0,3	5	0,2	4
Altura teórica total (m)	33,1		3,96	
Potencia teórica de	132		57,4	



la bomba (W)		
Potencia teórica de la bomba (hP)	0,177	0,077

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-34. Continuación cálculos de bombas.*

Variables	Bomba P7		Bomba P8	
	Succión	Descarga	Succión	Descarga
Velocidad (m/s)	0,502	2,011	0,473	1,89
Diámetro (m)	0,0254	0,0127	0,0381	0,01905
(pulgadas)	1	½	1,5	¾
Nº Reynolds	7699	14940	18570	38080
Material de la línea	Acero Inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Accesorios	1 válvula esférica	2 válvulas esféricas	1 válvula esférica	6 válvulas esféricas
	2 codos 90°	2 codos 90°	2 codo 90°	10 codos 90°
Longitud equivalente L + Le (m)	2,5	6,5	2,5	29
Pérdida de carga (m)	0,011	0,452	0,003	0,527
Altura (m)	0,3	5,5	0,2	8
Altura teórica total (m)	33,1		8,52	
Potencia teórica de la bomba (W)	23,9		61,9	
Potencia teórica de la bomba (hP)	0,032		0,083	

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 7.5.4) 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 7-35. Selección de bombas.*

Bombas	P1	P2	P3	P4
Caudal máximo (litros/h)	3000	7400	2350	2500
Presión máxima (bar)	16	9	7	8
NPSH requerido (m)	0,2	0,86	0,79	0,76
Potencia nominal (kW)	3	0,18	0,46	0,5
Tipo	Pistón - membrana	Centrífuga vertical de una etapa	Centrífuga multietapas	Centrífuga multietapas
Modelo	CM-G-B211	TP 25-80	CM 1-3	CM 1-5



Fabricante	ABEL	GRUNDFOS	GRUNDFOS	GRUNDFOS
------------	------	----------	----------	----------

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-36. Continuación de selección de bombas.*

Bombas	P5	P6	P7	P8
Caudal máximo (litros/h)	7400	4100	7400	2500
Presión máxima (bar)	9	8	9	8
NPSH requerido (m)	0,86	2,54	0,86	0,76
Potencia nominal (W)	0,18	0,46	0,18	0,5
Tipo	Centrífuga vertical de una etapa	Centrífuga multietapas	Centrífuga vertical de una etapa	Centrífuga multietapas
Modelo	TP 25-80	CM 3-3	TP 25-80	CM 1-5
Fabricante	GRUNDFOS	GRUNDFOS	GRUNDFOS	GRUNDFOS

*Fuente: Elaboración propia.*

Se complementa la información de las bombas con datos y características que proporcionan los fabricantes, se agrega además una imagen de la bomba. Esto se expone en las tablas 7-37 y 7-38.

*Tabla 7-37. Bombas centrífugas.*

**TP 25-80**



Bomba de una etapa, acoplamiento cerrado y voluta con puertos de aspiración y descarga en línea de idéntico diámetro. El diseño de la bomba incluye un sistema de extracción superior que facilita el desmontaje del cabezal motor (el motor, el cabezal de la bomba y el impulsor) con fines de mantenimiento o reparación sin necesidad de desconectar las tuberías de la carcasa de la bomba. La bomba está equipada con un cierre de fuelle de caucho no equilibrado. El cierre mecánico satisface los requisitos establecidos por la norma EN 12756. La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador.

**CM 3-3**



Bomba centrífuga de aspiración axial compacta, fiable, horizontal y multietapas con puerto de aspiración axial y puerto de descarga radial. El eje, los impulsores y las cámaras están fabricados en acero inoxidable. Las piezas de entrada y descarga están fabricadas en fundición. El cierre mecánico es de junta tórica y no equilibrado, y posee un diseño especial. La conexión de las tuberías se lleva a cabo por medio de roscas de tubería Whitworth internas, Rp (ISO 7/1). La bomba está equipada con un motor asíncrono de 3 fases, refrigerado por ventilador y montado sobre soportes.

*Fuente. Grundfos.*

*Tabla 7-38. Bomba desplazamiento positivo.*

#### **CM-G-B 211**



Las bombas de pistón membrana de la serie CM de ABEL, de efecto doble, son especialistas en medios difíciles (transporte de fluidos abrasivos, viscosos). Tienen una gran resistencia al desgaste. Su tecnología de doble membrana aporta un elevado nivel de seguridad.

La tecnología CM:

- Máxima eficiencia de llenado
- Herméticamente estancas
- Válvulas cónicas o de bola
- Válvula de seguridad
- Control automático de la posición de la membrana

La bomba seleccionada para la instalación es del tipo compacta de membrana Abel CM, modelo "CM-G-B 211". Es ideal para fluidos difíciles de tratar, como son los fluidos viscosos; el glicerol crudo a 20°C tiene una viscosidad de 4,36 cP (0,0436 N·s/m<sup>2</sup>). Este modelo de bomba es capaz de impulsar un caudal máximo de 2,7 m<sup>3</sup>/h, y hasta una altura manométrica de 1,6 MPa.

*Fuente ABEL.*

## **7.6 ) Diseño de tanques**

Todos los tanques calculados pertenecen al sector de pretratamiento del glicerol crudo. En el diseño de estos debe contemplarse qué van a almacenar, especialmente para la elección del



material constructivo. Para el dimensionamiento de los tanques deben tenerse en cuenta el caudal másico, la densidad y el tiempo en que deben almacenar el líquido. La siguiente ecuación relaciona estas variables.

$$V_T = \frac{C_{MA} \cdot t_{RM}}{\rho_A} \quad (7-1)$$

$V_T$  = Volumen del tanque

$C_{MA}$  = Caudal másico de alimentación

$t_{MR}$  = Tiempo máximo de residencia

$\rho_A$  = Densidad de la corriente de alimentación

Una práctica común es sobredimensionar el volumen del tanque por razones de seguridad. Adicionalmente, en el momento del diseño se puede definir una relación de esbeltez, cociente entre la altura y el diámetro.

$$e = \frac{h}{D} \quad (7-2)$$

$e$  = Relación de esbeltez

$h$  = Altura del tanque

$D$  = Diámetro del tanque

Finalmente, el cálculo del diámetro del tanque puede realizarse con la siguiente ecuación, la cual vincula esta dimensión con el volumen.

$$V_T = \frac{D^2 \cdot h \cdot \pi}{4} \Rightarrow D = \sqrt[2]{\frac{V_T \cdot 4}{h \cdot \pi}} \quad (7-3)$$

### 7.6.1) Cálculo de volumen de tanques con caudal constante

A continuación, se realiza el dimensionamiento de los tanques que están vinculados a corrientes de proceso continuas, en la siguiente tabla se aprecia un resume de los cálculos realizados.

Tabla 7-39. Volumen de tanques con caudal constante.

Codificación	Caudal másico (kg/h)	Residencia		Masa total almacenada (kg)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Volumen (m <sup>3</sup> )	Margen de seguridad (%)	Volumen final (m <sup>3</sup> )
		Días	Horas					
T1	2284,72	12		657999,88	1216,51	540,90	10	594,99
T2	177,75		5	888,76	1042,55	0,85	30	1,11
T3	177,75	12		51192,39	1042,55	49,10	10	54,01



T4	2106,97	5	10534,85	1190,25	8,85	20	10,62
----	---------	---	----------	---------	------	----	-------

*Fuente: Elaboración propia.*

$$\text{Masa total almacenada (kg)} = \text{Caudal másico} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \cdot \text{Residencia (h)}$$

$$\text{Volumen final (m}^3\text{)} = \frac{\text{Masa almacenada (kg)}}{\text{Densidad} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \cdot \frac{100 + \text{Margen de seguridad (\%)}}{100}$$

### 7.6.2) Cálculo de volumen de tanques con caudal variable

Se toman 7 días, es decir, que la preparación de las soluciones regenerantes se haga una vez por semana, cada día se realizan 8 regeneraciones. Estas corrientes de proceso operan de modo discontinuo. Se consideran 12 días para los tanques de despacho de subproductos generados en la regeneración de las resinas.

*Tabla 7-40. Volumen de tanques con caudal variable.*

Codificación	Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	Tiempo de regeneración (horas)	Tiempo de regeneración diario (horas)	Días de residencia	Tiempo total (horas)	Volumen (m <sup>3</sup> )
T6	3,96	0,05	0,40	7	2,80	11,09
T8	1,98	0,07	0,59	7	4,17	8,26
T9	~ 3,96	0,05	0,40	12	4,80	19,02
T10	~ 1,98	0,07	0,59	12	7,16	14,17

*Fuente: Elaboración propia.*

$$\text{Volumen (m}^3\text{)} = \text{Caudal volumétrico} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \cdot \text{Tiempo total (h)}$$

*Tabla 7-41. Continuación de volumen de tanques con caudal variable.*

Codificación	Volumen (m <sup>3</sup> )	Margen de seguridad (%)	Volumen final (m <sup>3</sup> )
T6	11,09	20	13,31
T8	8,26	20	9,92
T9	19,02	20	22,82
T10	14,17	20	17,00

*Fuente: Elaboración propia.*

### 7.6.3) Tanques de almacenamiento de químicos

Para el diseño de estos tanques se considera un volumen estándar, es decir, tanques que poseen una capacidad que también se utiliza en otras industrias.



*Tabla 7-42. Volumen de tanques de almacenamiento de químicos.*

Codificación	Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Tiempo de regeneración diario (horas)	Volumen de disolución (m <sup>3</sup> )	Volumen de químico diario (m <sup>3</sup> )
T5	3,96	1521	0,40	1,58	0,13
T7	1,98	1183	0,59	1,17	0,16

*Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 7-43. Continuación de volumen de tanques de almacenamiento de químicos.*

Codificación	Volumen de químico diario (m <sup>3</sup> )	Volumen tanque sin sobredimensionar (m <sup>3</sup> )	Días
T5	0,13	16,92	133,52
T7	0,16	16,92	107,18

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 7.6.4) Todos los tanques

En las tablas siguientes se muestran los volúmenes finales de todos los tanques, como así también su criterio de adopción o diseño y sus respectivos fabricantes.

*Tabla 7-44. Volúmenes finales de los tanques.*

Equipo	Codificación	Volumen calculado (m <sup>3</sup> )	Criterio	Volumen real (m <sup>3</sup> )
Tanque de almacenamiento de glicerol crudo	T1	594,99	Diseño	600
Tanque receptor de MONG	T2	1,11	Adopción	1,5
Tanque de almacenamiento de MONG	T3	54,01	Adopción	55
Tanque receptor de glicerol centrifugado	T4	10,62	Adopción	11
Tanque de almacenamiento de NaOH	T5	22,00	Adopción	22
Tanque de NaOH al 3,8%	T6	13,31	Adopción	14
Tanque de almacenamiento de HCl	T7	22,00	Adopción	22
Tanque de HCl al 5%	T8	9,92	Adopción	10
Tanque de almacenamiento de disolución de fosfato trisódico	T9	22,82	Adopción	23
Tanque de almacenamiento de disolución de cloruro potásico	T10	17,00	Adopción	17

*Fuente: Elaboración propia.*





*Tabla 7-45. Fabricantes de los tanques.*

Codificación	Criterio	Volumen real (m <sup>3</sup> )	Fabricante
T1	Diseño	600	SOIME S.R.L.
T2	Adopción	1,5	ENPA
T3	Adopción	55	boccard
T4	Adopción	11	ENPA
T5	Adopción	22	Metalúrgica IAR SA
T6	Adopción	14	boccard
T7	Adopción	22	Metalúrgica IAR SA
T8	Adopción	10	boccard
T9	Adopción	23	boccard
T10	Adopción	17	boccard

*Fuente: Elaboración propia.*

### 7.6.5) Diseño de T1

Para el caso del tanque de almacenamiento de glicerol crudo (T1) se considera una buena práctica de ingeniería diseñar dos tanques de 300 m<sup>3</sup> en vez de uno de 600 m<sup>3</sup>, con esto se podría realizar un mayor número de maniobras ante imprevistos productivos y tener un mayor control y manejo de la materia prima.

De las ecuaciones 7-2 y 7-3:

Para:  $e = 2 \Rightarrow h = 2D$

$$V_T = \frac{D^2 \cdot 2D \cdot \pi}{4} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{V_T \cdot 2}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{300 \cdot 2}{\pi}} = 5,76 \text{ metros}$$

*Tabla 7-46. Diseño de T1.*

Volumen total (m <sup>3</sup> )	600
Cantidad de tanques (300 m <sup>3</sup> )	2
Fabricante	SOIME S.R.L.
Tipo de tanque	Atmosférico vertical simple pared
Forma	Cilíndrico
Material	Acero inoxidable SS-316
Fondo y cabezal	Plano
Normas	API
Espesor (mm)	5
Diámetro (m)	5,76
Altura (m)	11,52
Relación de esbeltez	2

*Fuente: Elaboración propia.*



Según Norma API 650 para tanques atmosféricos con diámetro menor a 15 metros se recomienda un espesor de 5 mm.



*Figura 7-13. Tanque de almacenamiento de glicerol crudo (T1-a, T1-b).  
Fuente: SOIME S.R.L.*

## **8) SERVICIOS AUXILIARES**



## 8.1 ) Introducción

Los servicios auxiliares es una de las claves para mantener la operación óptima y continua de la planta, también resultan imprescindibles a la hora de alcanzar un buen desarrollo y los objetivos productivos.

Los balances de materia y energía, como así también otras especificaciones de las diferentes corrientes, son tomados como datos necesarios para el diseño de los servicios auxiliares. Estos son los responsables de satisfacer los requerimientos energéticos de los distintos equipos utilizados en el proceso.

Los servicios a considerar son los siguientes:

- Servicio de agua de enfriamiento.
- Servicio de vapor.
- Servicio de gas natural.
- Servicio de agua de uso general.

## 8.2 ) Servicio de agua de enfriamiento

Cinco son los intercambiadores de calor existentes en el proceso, tres economizadores (I1, I2, I3), un condensador (I4) y un enfriador (I5). Estos dos últimos solo funcionan si están vinculados a un circuito de agua de enfriamiento que permita remover el calor excedente de las corrientes. En la siguiente tabla se detallan los caudales de agua requeridos por cada intercambiador, el rango de temperatura en el cual la torre trabaja correctamente y el calor que disipa.

*Tabla 8-1. Caudal y calor de la torre de enfriamiento.*

Código de equipo	Caudal de Agua de refrigeración (kg/h)	Temperatura de ingreso a la torre (°C)	Temperatura de salida de la torre (°C)	Calor removido (kcal/h)
<b>I4</b>	421750,00	31	21	4214710
<b>I5</b>	11374,83	31	21	113672
<b>Total:</b>	<b>433124,83</b>	<b>31</b>	<b>21</b>	<b>4328382</b>

*Fuente: elaboración propia.*

### 8.2.1) Torre de enfriamiento adoptada

Calculado el calor que se necesita remover y teniendo presente las características climáticas del parque industrial en el que se emplaza esta industria, se selecciona una torre de las disponibles en el mercado. La torre adoptada es de la firma SINAX modelo EWK 1260, capaz de procesar hasta 540 m<sup>3</sup>/h de agua.

La torre adoptada cuenta con un solo módulo, con este es suficiente debido a que los requerimientos energéticos del proceso de producción de hidrógeno son estables en el tiempo. Se selecciona una torre con un caudal de 25% superior al calculado, esto es importante para los días en que las condiciones climáticas sean adversas (alta temperatura y alta humedad) y el delta T (temperatura de salida - temperatura de entrada) sea menor a 10. De esta manera, un caudal mayor logra compensar esta condición desfavorable.



*Figura 8-1. Torre de enfriamiento EWK.  
Fuente: SINAX*

A continuación, se citan las especificaciones de la serie EWK suministradas por el fabricante.

Serie EWK: Torres de enfriamiento compactas fabricadas en PRFV (plástico reforzado con fibra de vidrio), con o sin pileta de recolección. Los ventiladores axiales poseen palas de material plástico o aluminio que permiten ajustar el ángulo de ataque a fin de lograr el punto de operación más eficiente con el consecuente ahorro de energía. El relleno y separador de gotas son construidos en PP o PVC con características que los destacan por su eficiencia y resistencia mecánica. La distribución de agua se efectúa por cañerías de acero galvanizadas por inmersión en caliente y toberas plásticas de alta eficiencia que garantizan una distribución óptima sobre la superficie del relleno, sin zonas no irrigadas. El suministro *Standard* incluye accesorios tales como válvula o flotante, filtro tipo canasto, deflector de vórtice y conexión de pileta.

### 8.2.2) Dimensiones de la torre tipo: EWK 1260

En la tabla 8-2 se especifican las dimensiones de la torre de enfriamiento de SINAX (EWK 1260) ilustradas en la figura 8-2.

*Tabla 8-2. Dimensiones de la torre de enfriamiento.*

Modelo	A	B	C	D	E	F	G	H	I	
	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	
<b>EWK 1260</b>	4850	3190	4150x2930	180	390	450	800	800	1660	
Modelo	J	K	L	M	N	O	P	Q	Peso (kg)	
	pulg	pulg	pulg	pulg	mm	mm	hp	Mm	Operación	Neto
<b>EWK 1260</b>	2 x 8	4 x 4	2 x 1	2 x 2	2000	1490	20	4280x3060	9665	2665

*Fuente: SINAX.*

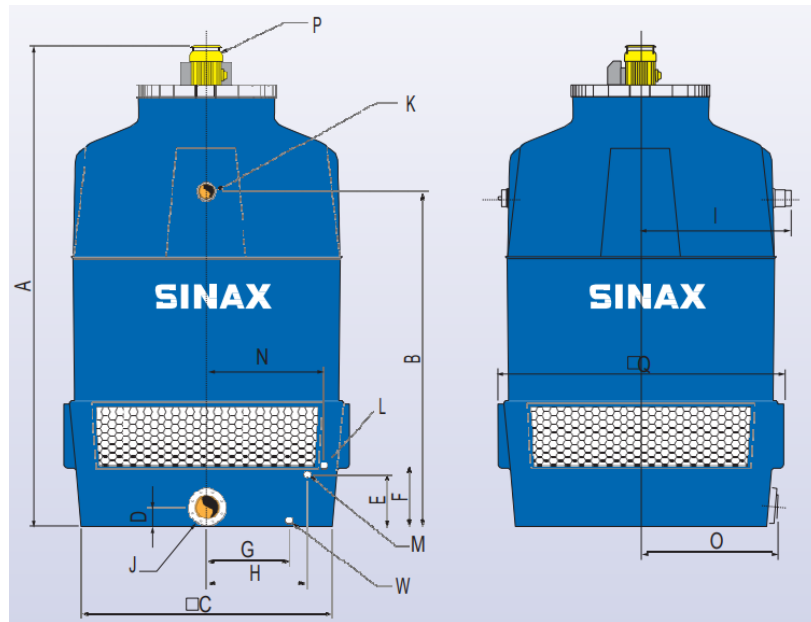


Figura 8-2. Gráfica de la torre de enfriamiento.  
Fuente: SINAX.

### 8.2.3) Bombas para el transporte de agua fría

El transporte del agua por el circuito de enfriamiento depende de una bomba para que el agua llegue correctamente a todos los equipos involucrados en este sistema (I4, I5, TE), esta bomba se coloca próxima a la torre y con su admisión conectada a la pileta.

Tabla 8-3. Características de la línea de bombeo del circuito de enfriamiento.

Equipo de procedencia	Equipo de destino	Código	Fluido	Temperatura (°C)	$\mu$ (poise)	$\delta$ (kg/m <sup>3</sup> )	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
TE	I4, I5 y TE	P9	Agua	26	0,0091	1000	433,12

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8-4. Descripción de bomba seleccionada.

Bomba	P9
Caudal máximo (m <sup>3</sup> /h)	520
Presión máxima (bar)	16
NPSH requerido (m)	9,76
Potencia nominal (kW)	22
Tipo	Bomba centrífuga vertical de una etapa
Modelo	TP 200-200/4
Fabricante	GRUNDFOS

Fuente: Elaboración propia.



*Tabla 8-5. Bomba para el circuito de agua de enfriamiento*

**TP 200-200/4**

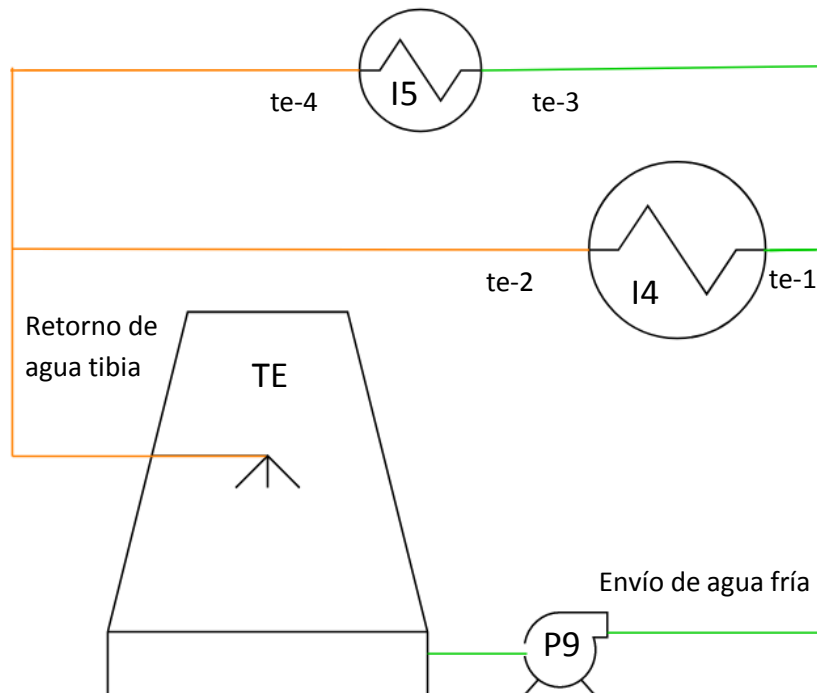


Bomba de una etapa, acoplamiento cerrado y voluta con puertos de aspiración y descarga en línea de idéntico diámetro. El diseño de la bomba incluye un sistema de extracción superior que facilita el desmontaje del cabezal motor (el motor, el cabezal de la bomba y el impulsor) con fines de mantenimiento o reparación sin necesidad de desconectar las tuberías de la carcasa de la bomba. La bomba está equipada con un cierre de fuelle de caucho no equilibrado. El cierre mecánico satisface los requisitos establecidos por la norma EN 12756. (EN 1092-2, ISO 7005-2). La bomba está equipada con un motor asíncrono refrigerado por ventilador.

*Fuente: Elaboración propia.*

**8.2.4) Diagrama del circuito de agua de enfriamiento**

En la siguiente figura se muestra el circuito del agua destinada a los procesos de refrigeración. En la tabla 8-6 se describen los equipos y las corrientes involucradas en dichos procesos.





*Figura 8-3. Diagrama del circuito de agua de enfriamiento.*

*Fuente: Elaboración propia.*



*Tabla 8-6. Referencias del diagrama del circuito de agua de enfriamiento.*

Referencia	Nombre	Descripción
	Agua fría	Corriente
	Agua tibia	Corriente
<b>te-1</b>	Envío de agua de fría a I4	Corriente
<b>te-2</b>	Retorno de agua de enfriamiento (agua tibia)	Corriente
<b>te-3</b>	Envío de agua de fría a I5	Corriente
<b>te-4</b>	Retorno de agua de enfriamiento (agua tibia)	Corriente
<b>TE</b>	Torre de enfriamiento	Equipo principal
<b>P9</b>	Bomba de torre de enfriamiento	Equipo
<b>I4</b>	Intercambiador de calor (Condensador)	Equipo
<b>I5</b>	Intercambiador de calor (Enfriador)	Equipo

*Fuente: Elaboración propia.*

### 8.3 ) Servicio de vapor

El suministro de vapor en la producción de hidrógeno es necesario en diferentes etapas del proceso, en el reformador D1, en el adsorbedor E1 y en la regeneración del adsorbedor E2. En la siguiente tabla se describen cada uno de los consumos y la generación de vapor en el caso particular de E1. A partir esto, se determina que son necesarias 3,3 toneladas de vapor por hora en el proceso de producción de hidrógeno a partir glicerol.

*Tabla 8-7. Consumos de vapor.*

Vapor	Caudal (kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (atm)
<b>d-2</b>	5509,73	300	5
<b>e2-1</b>	500	300	5
<b>ve-2</b>	- 2726,8	152	5

*Fuente: Elaboración propia.*

Para la producción de peróxido de hidrógeno se adoptó un pack de calderas que son capaces de producir hasta 30,1 toneladas de vapor por hora, sin embargo, esta industria necesita un caudal de vapor de 25,9 t/h. Por tal motivo, se utiliza el vapor del pack de calderas existente.

El vapor necesario es suministrado por calderas del tipo humotubular, también llamadas pirotubulares, son calderas en las que los gases de la combustión circulan por el interior de los tubos y el líquido se encuentra en un recipiente atravesado por dichos tubos. Se aplican principalmente cuando la presión de trabajo es inferior a los 22 bar. Por su diseño, tienen un gran volumen de agua. Esto les permite adaptarse mejor que las calderas acuotubulares, ante variaciones en la demanda de vapor por parte de la industria.

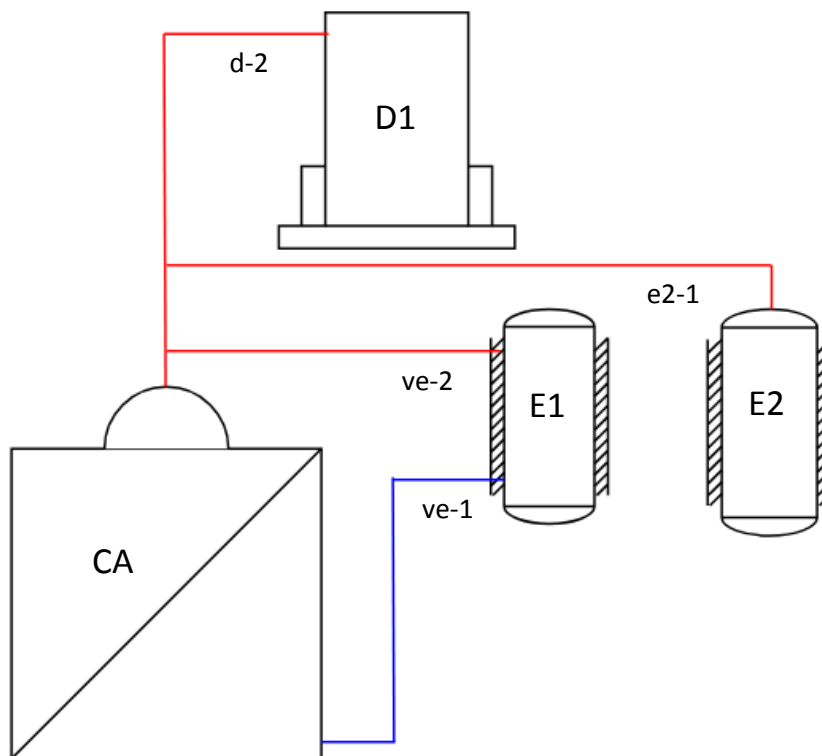
El vapor producido por las misma suele tener un título de vapor cercano al 1, es decir, que el contenido de agua por unidad de masa es bajo (3%), no siendo necesario instalar equipos





auxiliares complementarios. Las exigencias de la calidad del agua de alimentación son menores a las requeridas por las calderas acuotubulares (Martínez, Juan Uceda).

A continuación, se muestran el diagrama del circuito de vapor de la planta de hidrógeno y una tabla con referencias para una mejor comprensión del mismo.



*Figura 8-4. Diagrama del circuito de vapor.  
Fuente: Elaboración propia.*

*Tabla 8-8. Referencias del diagrama del circuito de vapor.*

Referencia	Nombre	Descripción
<span style="color: red;">—</span>	Vapor	Corriente
<span style="color: blue;">—</span>	Condensado	Corriente
<b>d-2</b>	Vapor a reformador	Corriente
<b>ve-1</b>	Condensado de vapor	Corriente
<b>ve-2</b>	Vapor generado en adsorbedor	Corriente
<b>e2-1</b>	Vapor de regeneración	Corriente
<b>CA</b>	Caldera	Equipo
<b>D1</b>	Reformador	Equipo
<b>E1</b>	Adsorbedor en operación	Equipo
<b>E2</b>	Adsorbedor en regeneración	Equipo

*Fuente: Elaboración propia.*

En la siguiente imagen se muestran las calderas que componen el pack, ambas son de la firma Fontanet. Además, se muestran las características técnicas de las mismas.



Características Técnicas

Detalle Técnico

MODELO:	Caldera HC - HF
TIPO:	Humotubular de tres pasos fondo húmedo
QUEMADOR:	Marca: Fontanet, Saacke o similar
HOGAR:	Corrugado o Liso (s/modelo)
CAPACIDAD TÉRMICA:	Desde: 42 BHP (351.000 Kcal/h) Hasta: 1280 BHP (10.800.000 Kcal/h)
CONSTRUCCIÓN:	Tipo paquete (equipos auxiliares incorporados)
MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN:	Según códigos europeos y americanos



*Figura 8-5. Características técnicas de calderas.  
Fuente: Fontanet.*

*Tabla 8-9. Modelos de calderas instaladas.*

MODELO HC-HM	Producción vapor (Tn/h)		Capacidad térmica (BHP)		A	B	C	D
	Desde	Hasta	Desde	Hasta	Largo total mm	Ancho total mm	Alto total mm	Diámetro chimenea mm
12	0.8	1.4	51	90	4100	2150	2150	400
16	1.5	1.8	96	115	4800	2350	2300	400
98	9.2	10.4	588	665	7350	3450	3550	800
110	10.5	11.7	672	748	7500	3550	3650	800
124	11.8	13.6	755	870	8200	4500	3950	900
150	13.7	16.5	876	1056	8700	4700	4050	900
200 *	16.6	22	1062	1410	9100	5000	4150	1000

*Fuente: Bragagnini Napolitano, V. y Stroppiano, M., 2017.*

Los modelos del pack de calderas existente son: HC-HM 124 y HC-HM 150.

### 8.4 ) Servicio de gas natural

El parque industrial de Campana cuenta con una red de gas natural con presión de 15 kg/cm<sup>2</sup>. La red consiste en un anillo que recorre la totalidad de las calles internas del mismo con conexiones de distintos diámetros (8", 6" y 4"). La empresa prestadora del servicio es Gas Natural Ban S.A.

En la producción de hidrógeno, el servicio de gas natural es necesario para la generación de vapor, mediante caldera, que se utiliza para calentamiento. También se lo requiere para el funcionamiento del reformador (D) y para suministro de agua caliente en baños, cocina, sector de oficinas y otras dependencias.

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 al reformador, mientras que las de distribución a las instalaciones es de 1/2 pulgadas de diámetro nominal y construidas de polietileno de media densidad.



El consumo de gas en el reformador se obtuvo en el capítulo 7. Por otro lado, el consumo de gas en la caldera es calculado con la siguiente ecuación:

$$C_{GN} = \frac{E_R}{PC_{GN} \cdot \gamma}$$

$$C_{GN} = \frac{2050150 \frac{kcal}{h}}{9500 \frac{kcal}{m^3} \cdot 0,86} = 250,94 \frac{m^3}{h}$$

$C_{GN}$  = Consumo de gas natural (m<sup>3</sup>/h).  
 $E_R$  = Energía requerida (kcal/h).  
 $PC_{GN}$  = Poder calorífico del gas natural (kcal/m<sup>3</sup>).  
 $\gamma$  = Rendimiento de la combustión (86%).

Según datos obtenidos en ENARGAS se estima que el consumo para baños, cocina y calefacción rondaría los 1,4 m<sup>3</sup>/h, esto se denomina como otros consumos. En este cálculo también debe incluirse al Reformador (D) dado que es equipo que consume gas al operar, este resulta ser el mayor consumo de la instalación.

*Tabla 8-10. Consumo de gas natural.*

Destino	Consumo
Caldera	250,94 m <sup>3</sup> /h
Reformador	232,06 m <sup>3</sup> /h
Otros consumos	1,40 m <sup>3</sup> /h
Total	484,4 m <sup>3</sup> /h
Total mensual estimado	348768 m <sup>3</sup>

*Fuente: Elaboración propia.*

El consumo total estimado en un periodo mensual de operación es de 348768 m<sup>3</sup> de gas natural. Anualmente esto representa un consumo de 3836448 m<sup>3</sup>, operando 11 meses al año.

## 8.5 ) Servicio de agua

Este es uno de los servicios fundamentales dentro del proceso productivo. El Parque Industrial Campana contempla el recurso hídrico subterráneo, de modo que el abastecimiento de agua se hace por medio de una perforación en cada parcela, con un caudal de explotación de 10 metros cúbicos por hora aproximadamente.

Para la producción de hidrógeno se requiere dicho servicio en la preparación de las disoluciones regenerantes de las resinas, en el circuito de agua de enfriamiento, en la caldera y para uso general (limpiezas imprevistas y consumos corrientes). En la siguiente tabla se muestra un resumen de los consumos generados en la planta.

*Tabla 8-11. Requerimientos de agua en las instalaciones.*

Uso	Consumo
Reposición de caldera	6,01 m <sup>3</sup> /h
Disoluciones regenerantes de las resinas	2,45 m <sup>3</sup> /h



Reposición de torre de enfriamiento	0,9 m <sup>3</sup> /h
Agua para uso general	0,3 m <sup>3</sup> /h
Recuperación de la corriente f-3	- 4,71 m <sup>3</sup> /h
<b>Total:</b>	<b>4,95 m<sup>3</sup>/h</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

En base al consumo de agua total se resuelve colocar un tanque de almacenamiento para el agua tratada. Para dimensionarlo se considera que debe tener un volumen capaz de almacenar el agua necesaria para 12 horas, es decir 59,4 m<sup>3</sup>. Es por esto que se adopta un tanque de 60 m<sup>3</sup> de la firma SOIME S.R.L.

*Tabla 8-12. Tanque de agua tratada.*

Tanque	Código	Volumen	Diámetro	Altura	Fabricante
Agua tratada	TA-1	60 m <sup>3</sup>	3,36 m	6,72 m	SOIME S.R.L.

*Fuente: Elaboración propia.*

El agua cruda obtenida del pozo de extracción, antes de ser utilizada, debe ser tratada para asegurar la calidad del producto y la vida útil de las instalaciones de la planta. Para tal fin se decide instalar un equipo de nanofiltración, el cual es ideal para purificar agua de perforación y obtener aguas aptas para el consumo industrial debido a que es una eficiente barrera de sales y materia orgánica. El equipo adoptado es de la firma *PURE AQUA, INC.*, serie NF-300 correspondiente a los sistemas de nanofiltración comerciales.

Este dispositivo de filtración de membrana se utiliza con mayor frecuencia para agua de bajo contenido de sólidos disueltos totales, como agua superficial y agua subterránea, con el propósito de ablandar (eliminación de cationes polivalentes) y eliminar subproductos de desinfección de materia orgánica.

Los sistemas comerciales de nanofiltración que utilizan membranas se encuentran entre las mejores soluciones de tratamiento de agua del mercado. Sus características únicas (enumeradas en la tabla 8-13) ayudan a brindar valiosas ventajas en diversas aplicaciones, incluida la producción de agua de gran calidad a partir de agua no tratada.

La membrana en espiral se construye a partir de una o más envolturas de membranas enrolladas alrededor de un tubo central perforado. El permeado pasa a través de la membrana al interior de la envoltura y gira en espiral hacia el interior del tubo central para su recolección. Las capas de la envoltura de la membrana se detallan en la siguiente figura.

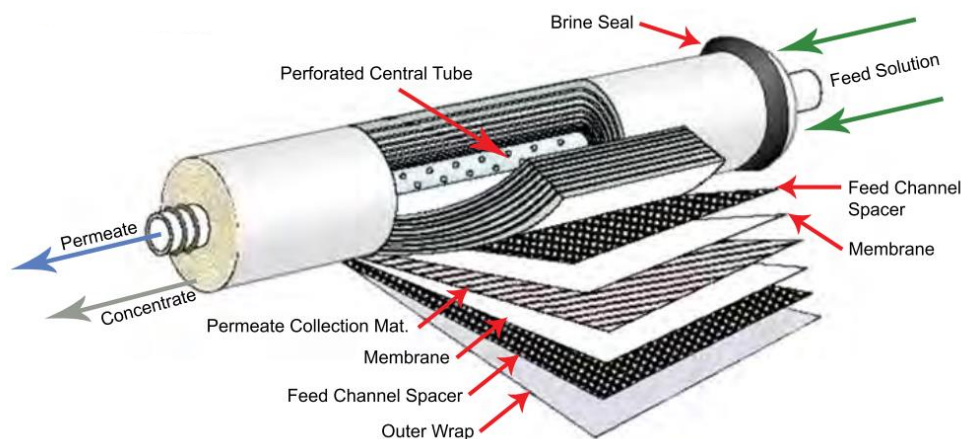


Figura 8-6. Membrana del sistema de nanofiltración.  
Fuente: PURE AQUA, INC.

A partir del caudal de agua necesario en la planta, se selecciona el modelo NF-32K-7340, capaz de producir 121 m<sup>3</sup>/día de agua filtrada. En la siguiente tabla se detallan las especificaciones brindadas por PURE AQUA, INC. del equipo adoptado para el tratamiento de agua. Además, la figura 8-7 muestra el equipamiento del sistema de nanofiltración: membranas, bomba, sensores, válvulas, entre otros.

Tabla 8-13. Especificaciones del equipo de nanofiltración.

Modelo	Caudal de permeado	Cantidad de membranas de 4"	Potencia del motor a 60Hz (hp)	Peso aproximado (kg)	Dimensiones L"x A"x H"
NF-32K-7340	121	21	5	474	136x43x68
Especificaciones de operación:			Características:		
Presión del agua de alimentación: 1 a 3,5 atm			Panel de control basado en microprocesador		
Presión de funcionamiento: 5 a 10 atm			Carcasas de membrana de FRP (Fibre-reinforced plastic)		
Rango de tolerancia de pH: 3-11			Prefiltro de cartucho de 5 micrones		
Tolerancia máxima a la sílice: 60 ppm			Manómetros		
La turbidez debe eliminarse			Monitor de conductividad de permeado		
Temperatura máxima del agua de alimentación: 42 ° C			Caudalímetros de permeado y concentrado		
Contenido máximo de hierro: 0,05 ppm			Estructura de acero al carbono		
Debe eliminarse el sulfuro de hidrógeno			Membranas enrolladas en espiral de 4"		
La dureza superior a 17 ppm requiere una dosis de antiincrustante			Bomba multietapa de acero inoxidable con motor TEFC		
TDS de agua de alimentación: 0-1.000 ppm			Interruptor de baja presión		
Opere con TDS más alto al reducir la recuperación			Interruptor de alta presión		
			Pantalla LCD		
			Set-points programables		

Fuente: Elaboración propia.



*Figura 8-7. Sistema de nanofiltración.  
Fuente: PURE AQUA, INC.*

Los sistemas de nanofiltración deben tener buenos sistemas de dosificación de anti-incrustantes y pretratamiento que dependerán de los resultados de cuidadosos y exhaustivos análisis del agua a filtrar.

## **9) INSTALACIONES ELÉCTRICAS**



## 9.1 ) Introducción

En el presente capítulo se describen de manera general las características de las instalaciones eléctricas y el consumo de los equipos utilizados en el proceso. Se realizan los cálculos para determinar los requerimientos de consumo energético por parte de la iluminación del establecimiento y los equipos correspondientes. En el diseño, se adoptan las normas IRAM de manera de garantizar la correcta seguridad del personal, la calidad de los productos y reducir los costos.

La alimentación de energía eléctrica al parque industrial proviene de la subestación transformadora Campana 1, que cuenta con dos transformadores de 30 MVA de 33/13.2 KV. El transporte hasta la subestación se realiza a través de un alimentador sobre estructura de hormigón armado con disposición coplanar preparado para doble terna. El mismo también cuenta con líneas de suministro de media y baja tensión, además de una red interna de distribución e instalaciones de iluminación en las calles externas.

La planta cuenta con una conexión trifásica requerida para aquellos equipos que estén asociados a un motor y también posee una instalación eléctrica independiente para la iluminación de cada a sector. De este modo quedan diferenciados los circuitos eléctricos, para el sistema de iluminación e instalaciones de la planta se utiliza corriente alterna de 220 V y en lo que respecta a los equipos del proceso se emplea corriente alterna trifásica de 380 V.

Las instalaciones eléctricas industriales, debido a su envergadura y a los numerosos componentes que las conforman, necesitan tener garantías de seguridad y características técnicas específicas. Deben contar con los sistemas adecuados para hacer frente a los efectos que puedan surgir debido a corrientes de cortocircuito y de sobrecarga, y las averías que éstas puedan provocar.

## 9.2 ) 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.

### 9.2.1) 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. Estos 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, y otras seguridades. Son generalmente paneles verticales





colocados dentro de cajas. La altura a la cual están ubicados debe permitir las operaciones de una persona. Los tableros, clasificados desde el punto de vista de su operación son:

- Tablero principal: Opera 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: Opera en 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.

### 9.2.2) Conductores eléctricos

Se encargan de la conducción de la energía eléctrica en los diferentes circuitos. El cableado utilizado es 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. La cubierta del cableado está diseñada de material plástico, principalmente, policloruro de vinilo (PVC).

### 9.2.3) 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.

### 9.2.4) Elementos de protección

Debido a la presencia de maquinaria, motores y a la cantidad de cables en las instalaciones industriales, las medidas de seguridad deben ser estrictas a la hora de aplicar la normativa vigente. En cuanto a los motores y maquinaria, cada uno de ellos deberá guardar las distancias de seguridad mínima para evitar que se produzcan accidentes al entrar en funcionamiento. Además, los materiales inflamables deberán situarse lejos. Los cables conductores utilizados deberán respetar los estándares de calibre o sección, capacidad de carga, recubierta aislante y las especificidades de su lugar de acción.

En los circuitos eléctricos pueden ocasionarse fallas que provoquen un daño letal a las personas. Por lo tanto, el circuito debe estar conectado a tierra, así si ocurriera que el circuito se abriera por algún motivo, esto permitiría que la corriente sea derivada al suelo protegiendo 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.

Uno de los elementos de mayor uso como protección de sobrecorriente, falla a tierra y cortocircuito son los interruptores automáticos, por lo que se deben utilizar productos certificados, siendo su selección e instalación las principales características a considerar.



### 9.3 ) Sistema de iluminación

Al proyectar un sistema de alumbrado, lo primero que se requiere es elegir un equipo que proporcione el máximo confort visual y el más alto rendimiento compatible con las limitaciones impuestas por el proyectista (Lighting Handbook).

La iluminación de espacios se encuentra vinculada a las instalaciones eléctricas, ya que las fuentes de luminiscencia están sometidas al paso de la corriente eléctrica. El objetivo del servicio de iluminación en la industria es ofrecer una visibilidad eficiente y cómoda, permitiendo realizar el trabajo en forma apropiada y crear un ambiente seguro. Una adecuada iluminación presenta ventajas como: proteger la capacidad visual, evitar la fatiga ocular, disminuir los accidentes y errores, facilitar la limpieza y el mantenimiento de las distintas zonas. Por lo tanto, la iluminación de calidad es un factor de rendimiento y productividad en el espacio de trabajo.

Para determinar el cálculo de iluminación se debe tener en cuenta algunos factores como:

- El uso de la zona que amerita la iluminación.
- El tipo de tarea que se va realizar.
- Las dimensiones del espacio.
- El alumbrado de los espacios como del techo y paredes y otras condiciones como la luz natural.

*Tabla 9-1. Niveles mínimos de iluminación de cada tipo de tarea a realizar en la planta*

Descripción de la tarea visual y ejemplos	Nivel de iluminación (lux)
Tareas que no exigen esfuerzo visual: tránsito por pasillos, zonas de almacenaje.	50
Tareas que exigen poco esfuerzo visual: trabajos generales que se realizan en sala de calderas, depósito de materiales, escaleras.	100
Tareas que requieren esfuerzo visual corriente: trabajos que requieren distinción moderada de detalles, trabajos en máquinas automáticas, embalaje, sala de reuniones y conferencias.	200
Tareas que demanden 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".*

Para determinar el nivel de iluminación necesario para cada sector, se debe tener en cuenta las dimensiones del mismo y el flujo luminoso necesario de acuerdo al trabajo que se realiza en él. El nivel de iluminación se mide en lux ( $\text{lm}/\text{m}^2$ ), el cual surge del cociente entre el flujo luminoso (lumen) y el área de la superficie iluminada ( $\text{m}^2$ ). Los niveles mínimos de intensidad



media de iluminación para diversas clases de tarea visual están dados por la ley 19.587 “Higiene y Seguridad en el trabajo” decreto 4160, los cuales se detallan en la tabla anterior.

### 9.3.1) Adopción de tipos de luminarias para iluminación

Las lámparas necesarias para iluminación se adoptan teniendo en cuenta los siguientes factores: el consumo energético, la economía de instalación, el mantenimiento que debe realizarse como así también el nivel de iluminación, las dimensiones del sector y las actividades que se realicen allí.

Las lámparas a utilizar son marca Philips. La selección del tipo de lámpara a utilizar en cada sector es: para zonas cubiertas como baños, comedor, oficinas, pasillos y zonas de servicios auxiliares se emplean tubos LED modelo MasterConect; para zonas cubiertas de producción, de almacenamiento de materias primas se colocan tubos LED modelo Essential LED waterproof; y para zonas a la intemperie el modelo UrbanPlus LED. Las características de las lámparas a utilizar se detallan en la siguiente tabla.

*Tabla 9-2. Especificación de lámparas seleccionadas.*

Modelo	Serie	Potencia	Flujo luminoso
Essential LED waterproof	WTO63C LED43S/NW PSU	38 W	3420 lm
MasterConect LEDtube	1200mm UO 16.5W 840 T8	16,5 W	2500 lm
UrbanPlus LED	BRP220 LED110/NW	106 W	12080 lm

*Fuente: Elaboración propia.*

Para determinar el número de lámparas necesarias para cada sector de la planta se utiliza la ecuación descripta a continuación, esto se ajusta al nivel de iluminación requerido en cada uno de los sectores de acuerdo a las recomendaciones de la ley 19.587 “Higiene y Seguridad en el trabajo” decreto 4160.

$$N_{lámparas}^o = \frac{E \cdot S}{F_m \cdot F_u \cdot I_L}$$

$E$ : nivel de iluminación requerido en el sector dependiendo del tipo de actividad realizada [lux].  
 $S$ : superficie del sector [m<sup>2</sup>].  
 $F_m$ : factor de mantenimiento [adimensional].  
 $F_u$ : factor de utilización [adimensional].  
 $I_L$ : flujo luminoso de la lámpara utilizada [lm].

En el cálculo del número de lámparas uno de los factores a analizar es el de mantenimiento, o también denominado de conservación, es un coeficiente adimensional que depende del grado de suciedad ambiental y de la frecuencia de la limpieza del local. Para una limpieza periódica anual se recomiendan utilizar los siguientes valores: para alumbrados interiores que presentan una polución del ambiente reducida un factor del 90% para luminaria cerrada y 80% para



abierta; y en los alumbrados exteriores un factor de 60% cuando la polución es importante, 70% cuando es moderada y 80% si es reducida.

El factor de utilización es una medida de la eficiencia de una lámpara en la transferencia de energía lumínica al plano de trabajo en un área determinada, siendo su valor óptimo de 100%. Para su determinación se debe conocer la altura del montaje de la luminaria sobre el plano de trabajo, la reflectancia de las paredes y del techo.

En la tabla que se muestra a continuación se detallan las características de la luminaria en cada sector, el correspondiente número de lámparas necesarias y se especifica el consumo eléctrico respectivo.

*Tabla 9-3. Cálculo de la luminaria necesaria.*

Sector	Área [m <sup>2</sup> ]	lux	Lámpara [lm]	Cantidad de lámparas	Potencia [W]	Consumo día [kwh]	Consumo anual
Nueva oficina administrativa	24	500	2500	6	16,5	2,38	867,24
Nueva oficina técnica	24	500	2500	6	16,5	2,38	867,24
Nuevo panel de control	30	600	2500	9	16,5	3,56	1300,86
Nueva torre de enfriamiento	20	200	12080	1	106	2,54	928,56
Tanques de materias primas y subproductos	315	100	12080	4	106	10,18	3714,24
Tratamiento de agua	36	300	3420	4	38	3,65	1331,52
Pretratamiento del glicerol	30	400	2500	6	16,5	2,38	867,24
Resinas de intercambio iónico	27,5	300	3420	3	38	2,74	998,64
Reactores	105	400	12080	5	106	12,72	4642,80
Tratamiento de gases	37,5	300	3420	4	38	3,65	1331,52
Tamices moleculares (PSA)	40	300	12080	2	106	5,09	1857,12
Calles internas	500	100	12080	5	106	12,72	4642,80
<b>Totales</b>				<b>55</b>			<b>23349,78</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Para la realización de la tabla anterior se considera un factor de mantenimiento de 0,8, un factor de utilización de 1 y 24 horas de servicio. Son necesarias 55 lámparas para iluminar el



nuevo sector perteneciente a la producción de hidrógeno, la siguiente cantidad de cada modelo:

- 11 de Essential LED waterproof,
- 27 de MasterConect LEDtube,
- 17 de UrbanPlus LED.

#### 9.4 ) Consumo de energía eléctrica

El consumo total de energía eléctrica de la industria está conformado por la utilización de esta para los diferentes equipos del proceso, los motores de las bombas y la luminaria necesaria en dependencias y sectores productivos. Este último ya fue calculado en la tabla 9-3.

En la tabla 9-4 se calcula y detalla el consumo de energía de cada equipo, para esto se considera la cantidad, la potencia y las horas de funcionamiento. También, en dicha tabla se muestra el consumo de todas las bombas del proceso empleando su potencia nominal y las horas de funcionamiento. Finalmente, se calcula el consumo global de energía eléctrica de la planta para un año normal de operación.

*Tabla 9-4. Consumo anual de energía eléctrica.*

Equipo	Potencia	Funcionamiento		Consumo
	[kW]	[h/semana]	[h/año]	[kWh/año]
A	8,6	168	8064	69350,40
G	122,3	168	8064	986227,20
TE	14,9	168	8064	120153,60
NF	3,7	135	6480	23976,00
P1	3	168	8064	24192,00
P2	0,18	168	8064	1451,52
P3	0,46	168	8064	3709,44
P4	0,5	168	8064	4032,00
P5	0,18	11	528	95,04
P6	0,46	34	1632	750,72
P7	0,18	12	576	103,68
P8	0,5	37	1776	888,00
P9	22	168	8064	177408,00
Total de equipos				1412337,60
Total de luces				23349,78
Consumo de energía total al año				1435687,38

*Fuente: Elaboración propia.*

## **10) CONTROL DE CALIDAD**



## 10.1 ) Introducción

Toda industria debe plantear un modelo de gestión de calidad para asegurar el cumplimiento de las características de un producto relacionadas con la capacidad de satisfacer las necesidades del cliente. El control de calidad consiste en la implementación de programas, herramientas, mecanismos y técnicas, con el fin de mejorar la productividad y garantizar que los productos cumplan con las condiciones de calidad requeridas, evitando la comercialización de lotes defectuosos.

En el presente capítulo se describen los controles de calidad a llevar a cabo sobre la materia prima, el producto en proceso de elaboración (en cada etapa del proceso) y el producto terminado; una vez fijados estos controles y los valores esperados en cada uno de ellos, se generan planillas donde se asientan los registros de cada control. Es necesario verificar los estándares de calidad a lo largo de las diferentes etapas de la producción, tanto de la fase intermedia como la fase final, así como el control de la calidad de materia prima e insumos antes de ser ingresado al proceso.

La producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol, requiere de procesos complejos que conllevan el tratamiento de productos peligrosos, combustibles, inflamables y corrosivos. Esto lleva a requerir de un alto grado de especialización y conocimientos de los materiales y técnicas específicas, así como en los servicios de mantenimiento, que requieren del cumplimiento de numerosos procedimientos, especificaciones y estándares. Es necesario apostar a productos, instalaciones y servicios de alta calidad, estableciendo e implementando un sistema de gestión de la calidad basado en la norma internacional ISO 9001. El organismo encargado de promover estas normas es la “Organización Internacional de Normalización” o *ISO*.

## 10.2 ) Plan de calidad

El objetivo que persigue todo plan de calidad es cumplir con los requisitos de las partes interesadas y se diseña a partir del correcto entendimiento del proceso productivo que se necesita para la elaboración del producto.

Se elabora un plan de control de calidad en el cual se detallan todos los controles que deben realizarse sobre materias primas, durante el proceso y en el producto terminado. Se especifican los valores que deben respetarse para cada parámetro evaluado, las técnicas empleadas para el análisis, la frecuencia de control, los encargados de muestreo y ejecución de análisis, y las medidas correctivas y/o preventivas que deben llevarse a cabo si en dicho control se obtiene un resultado fuera de especificación.

El proceso de control de calidad consta de los siguientes elementos:

- 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.

### 10.3 ) Control en materias primas e insumos

Todas las materias primas utilizadas en el proceso, se reciben por parte del proveedor con su respectivo remito y una hoja de calidad donde se especifican las características técnicas del producto. Las materias primas se examinan en el laboratorio para comprobar su identidad y para determinar si cumplen con ciertas normativas establecidas. La utilización del término materia prima en este capítulo se refiere a todos aquellos productos que ingresan al establecimiento, esto incluye a los que se usan de manera directa en la producción como a los que no. Los análisis de laboratorio se realizan para corroborar lo especificado por parte del proveedor y definir si son aptas para procesamiento, si deben tratarse previamente o si deben rechazarse por incumplimiento en sus características.

La materia prima que se utiliza de manera directa es el glicerol proveniente de las industrias productoras de biodiesel. Esta materia prima se recibe a granel con una orden de remito que contiene los valores de los parámetros analizados por el proveedor. 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 sometida al control.
- Verificar la documentación e identificación pertinente.

Para corroborar la calidad de la materia prima recibida se realizan en el laboratorio de la planta una serie de determinaciones. En la tabla 10-1 se mencionan los análisis y los parámetros que el glicerol crudo debe cumplir. Además, en dicha tabla se detallan las especificaciones que deben respetar las materias primas indirectas o insumos.

Es indispensable realizar este control para el correcto desarrollo del proceso, ya que cualquier valor fuera de rango en su composición puede ocasionar una disminución en el rendimiento de cada etapa u otro tipo de inconvenientes productivos.



Tabla 10-1. Control de materias primas.

Etapa	Punto de control	Control			Técnica	Responsable	Frecuencia	Planilla de control (registro)
		Variable	Valor normal	Rango aceptable				
Recepción de glicerol crudo	Camión de glicerol crudo	Temperatura	20°C	± 12°C	Termómetro digital	Operario de descarga	Por cada camión se toman al menos 2 muestras, de cisternas diferentes	MP-GC-01
		pH	6,8	± 1	pHmetro digital			
		Densidad	1.2 g/cm <sup>3</sup>	± 0.06 g/cm <sup>3</sup>	Densímetro digital	Analista del laboratorio		
		Viscosidad	110 mPa.s	± 8 mPa.s	Viscosímetro digital			
		Contenido de glicerol	80%	Mínimo: 79%	Cromatografía			
		Contenido de agua	13,2%	Máximo: 15%	Cromatografía			
		Contenido de metanol	1,5%	Máximo: 2%	Cromatografía			
		Contenido de MONG	2,9%	Máximo: 4%	Cromatografía			
Recepción de NaOH al 50%	Camión de NaOH	Temperatura	23°C	± 10°C	Termómetro digital	Analista del laboratorio	Por cada camión se toma al menos 1 muestra	MP-NaOH-01
		Densidad	1,52 g/cm <sup>3</sup> (20 °C)	Mínimo: 1,5 g/cm <sup>3</sup>	Densímetro digital (ajuste por temperatura)			
Recepción de HCl al 37%	Camión de HCl	Temperatura	23°C	± 6°C	Termómetro digital	Analista del laboratorio	Por cada camión se toma al menos 1 muestra	MP-HCl-01
		Densidad	1,19 g/cm <sup>3</sup> (20 °C)	Mínimo: 1,178 g/cm <sup>3</sup>	Densímetro digital (con ajuste por temperatura)			
Catalizador	Recepción	Humedad	0,05%	Máximo: 0,1%	Termobalanza	Analista del laboratorio	Por cada recepción	MP-Cat-01
		Contenido de NiO	16%	Mínimo: 15,5%	Fluorescencia de rayos X			

Fuente: Elaboración propia.



El muestreo de las materias primas se lleva a cabo un en el momento de la recepción y previo a descargar el camión. Se 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 durante un periodo de tiempo razonable. Las muestras almacenadas y los análisis realizados se etiquetan debidamente para simplificar la búsqueda del análisis en el registro histórico. Además, se elabora un registro convenientemente codificado que permite rápidamente conocer la composición de partida de la materia prima utilizada en la planta, como así también la composición de las sustancias utilizadas para un determinado lote de producción.

La sustancia que necesita de un análisis exhaustivo es el agua de perforación que abastece al reactor reformador, es por esto que se adopta un sistema de nanofiltración.

Las técnicas de determinación son variadas, la utilización de instrumentos digitales hace que la obtención de resultados sea rápida y relativamente sencilla con un alto grado de confiabilidad, es por esto que se utiliza termómetro digital, pHmetro digital, densímetro digital y viscosímetro digital. Por otra parte, la cromatografía es una técnica compleja, por lo que se desarrolla a continuación.

### **10.3.1) Determinación por cromatografía**

El contenido de glicerol libre, ácidos grasos, metanol y agua en el glicerol crudo, se determinan mediante cromatografía de gases (GC). Aquí la muestra se volatiliza y se inyecta en la cabeza de una columna cromatográfica y se produce una elución por el flujo de la fase móvil que es un gas inerte, y a diferencia de la mayoría de los tipos de cromatografía, la fase móvil no interacciona con las moléculas del analito; su única función es la de transportar el analito a través de la columna.

Respecto a otro tipo de cromatografía, la de gases tiene la ventaja de disponer de detectores mucho más universales. Además, para numerosas aplicaciones, los métodos son más simples, más rápidos y más sensibles que los correspondientes a la cromatografía líquida de alta resolución.

#### **10.3.1.1) Reactivos y equipos**

- Cromatógrafo de gases.
- Balanza analítica 0,001 g de precisión.
- Tubo de ensayos de 15 ml.
- Tubo de gas helio.
- Ácido clorhídrico.
- Piridina.
- Solución estándar de 1,2,4 butanotriol.
- Hexano.

#### **10.3.1.2) Procedimiento para determinación de glicerol**

- 1- Pesar entre 40.0 – 100.0 mg de glicerol crudo.
- 2- A la solución de glicerol crudo agregar 100 µl de HCl, debe ser 1:1 v/v.
- 3- Disolver la solución de glicerol y HCl con 10 ml de piridina en el tubo de ensayo de 15 ml.



- 4- Mezclar una alícuota de la solución obtenida con 100  $\mu\text{l}$  de solución estándar de 1,2,4 butanetriol ( $\rho$ : 0.89 mg/ml).
- 5- Agregar 100  $\mu\text{l}$  de trifluoroacetamida y dejar a 38 °C durante 15 min.
- 6- Filtrar la muestra.
- 7- Tomar con una microjeringa una alícuota de 1  $\mu\text{l}$  e inyectarla en la columna.
- 8- Las temperaturas del inyector y la columna se incrementaron de 50 a 110 a razón de 5°C/min manteniendo constante la temperatura del detector a 380 °C.

#### **10.3.1.3) Procedimiento para determinación de MONG (material orgánico no glicerol)**

Los ácidos grasos constituyen el principal material orgánico no glicerol en el glicerol crudo. Para el análisis con el GC se procede de la siguiente manera:

- 1- Pesar 60 – 150 mg de glicerol crudo y colocarlo en un tubo de ensayos con tapón de teflón.
- 2- Agregar 2 ml de solución de metanol – BF<sub>3</sub> al 10 % p/p.
- 3- Calentar el tubo a baño maría a 60 °C y mantenerlo durante 15 min.
- 4- Agregar 1 ml de hexano y 1 ml de agua.
- 5- Tomar con una microjeringa una alícuota de la fase superior e introducir en el GC.

#### **10.3.1.4) Resultados**

Los resultados de la concentración presente de cada uno de los componentes se leen directamente de la pantalla del equipo.

### **10.4 ) Control del proceso productivo**

Para cumplir con el rendimiento del proceso establecido, mantenerlo en el tiempo y obtener un producto uniforme y de la calidad requerida, es necesario realizar controles en diferentes puntos del proceso. En ciertas etapas, hay variables que necesitan monitorearse continuamente y corregirse de inmediato en caso de desviaciones, por lo cual se implementa un sistema de control automático en los distintos equipos del proceso, para el monitoreo y corrección de estos parámetros, poniendo mayor atención en aquellos puntos considerados como críticos.

A continuación, se detallan los parámetros a inspeccionar, sus valores óptimos y sus correspondientes tolerancias para las etapas de mayor importancia del proceso. Todas las concentraciones están expresadas en porcentajes máxicos, salvo que se indique lo contrario.

#### **10.4.1) Control pretratamiento del glicerol crudo**

Este sector incluye los siguientes equipos principales: economizador (I1), centrífuga (A), resina de intercambio catiónico (B) y resina de intercambio aniónico (C). Estos equipos eliminan impurezas que afectan negativamente al proceso de reformado, por lo cual es fundamental en esta etapa monitorear las concentraciones en la corriente de glicerol que luego ingresa al sector de reformado.

En la tabla 10-2 se describen los controles realizados a cada corriente durante esta etapa. La frecuencia del control es cada una hora y el registro queda asentado en las planillas: CP-a2-01, CP-a3-01, CP-a4-01 y CP-c1-01.



*Tabla 10-2. Control pretratamiento del glicerol crudo.*

Corriente	Control			Técnica	Responsable	Acción correctiva
	Variable	Valor normal	Rango aceptable			
a-2: salida de "1"	Temperatura	83°C	± 2°C	Sensor (TT)	Operario de producción	Control automático
a-3: salida de "A" (glicerol)	Concentración de glicerol	82,4%	Mínimo: 81%	Cromatografía (GC)	Analista del laboratorio	Revisar registros y tomar medidas. (Ejemplo: Ajustes en los parámetros de la centrifuga)
	Concentración de agua	13,6%	Máximo: 16%			
	Concentración de metanol	1,5%	Máximo: 2%			
a-3: salida de "A" (MONG)	Concentración de MONG	37,3%	± 5%	Cromatografía (GC)	Analista del laboratorio	Revisar registros y tomar medidas. (Ejemplo: Controlar centrifuga)
	Concentración de glicerol	51,4%	Máximo: 55%			
c-1: salida final de "C"	Concentración de sales	0%	Máximo: 0,05%	Medida indirecta por conductividad	Analista del laboratorio	Revisar registros y tomar medidas. (Ejemplo: Cambio de resinas)
	Concentración de glicerol	83,9%	Mínimo: 83%	Cromatografía (GC)		

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 10.4.2) Control del reformado con vapor

En esta etapa del proceso se debe dar el mayor control sobre los parámetros y se deben tomar medidas inmediatas para garantizar el rendimiento y la seguridad de la planta. Las operaciones más importantes del proceso se dan este sector, es donde ocurre la transformación de la materia prima al producto.

La frecuencia del control es cada una hora y el registro queda asentado en las planillas: CP-c2-01, CP-d1-01, CP-e3-01 y CP-e4-01.



*Tabla 10-3. Control del reformado con vapor.*

Corriente	Control			Técnica	Responsable	Acción correctiva
	Variable	Valor normal	Rango aceptable			
c-2: salida de "12" (glicerol)	Temperatura	334°C	± 3°C	Sensor (TT)	Operario de producción	Control automático
d-1: salida de "13" (glicerol)	Temperatura	691°C	± 5°C	Sensor (TT)	Operario de producción	Control automático
e-3 salida de "E" (gases)	Concentración de H <sub>2</sub>	22,6% mol/mol	Mínimo: 22% mol/mol	GC en línea	Operario de producción	Control automático. Revisión de parámetros en los reactores.
	Concentración de CO <sub>2</sub>	5,1% mol/mol	Máximo: 6% mol/mol			
	Concentración de CO	3,5% mol/mol	Máximo: 4% mol/mol			
	Concentración de H <sub>2</sub> O	67,8% mol/mol	Máximo: 69% mol/mol			
e-4: salida de "12" (H <sub>2</sub> )	Temperatura	384°C	± 10°C	Sensor (TT)	Operario de producción	Control automático

*Fuente: Elaboración propia.*

### 10.4.3) Control de la purificación de los gases de reformado

El control de calidad en esta etapa debe garantizar la calidad requerida por el proceso de producción de peróxido de hidrógeno, debido a que en este sector se eliminan las impurezas que contiene la corriente gaseosa que sale del adsorbedor y así se obtiene una corriente con 99,9% de H<sub>2</sub>. Realizar un control en esta etapa también sirve para optimizar del agua de enfriamiento y el consumo eléctrico del compresor.

La frecuencia del control es cada una hora y el registro queda asentado en las planillas: CP-f1-01, CP-g1-01, CP-h1-01 y CP-h2-01.



*Tabla 10-4. Control de la purificación de los gases de reformado.*

Corriente	Control			Técnica	Responsable	Acción correctiva
	Variable	Valor normal	Rango aceptable			
f-1: salida de gases de "I4"	Temperatura	25°C	± 1°C	Sensor (TT)	Operario de producción	Control automático. Revisar parámetros en la torre de enfriamiento
h-1: salida de gases de "I5"	Temperatura	25°C	± 1°C	Sensor (TT)	Operario de producción	
g-1: salida de gases de "G"	Presión	10 atm	± 0,7 atm	Sensor (PT)	Operario de producción	Control automático
h-2: hidrógeno purificado	Concentración de H <sub>2</sub>	22,6% mol/mol	Mínimo: 22,5% mol/mol	GC en línea	Operario de producción	Control automático
	Concentración de CO	9 ppm	Máximo: 10 ppm			

*Fuente: Elaboración propia.*

### 10.5 ) Control del producto final

Es necesario el control del producto terminado para poder entregar al cliente un producto estandarizado y conforme a la calidad establecida. Las características del producto final se muestran en la tabla 10-5. La importancia en el estricto control de impurezas en la corriente de hidrógeno radica en la desactivación del catalizador de paladio causada por ensuciamiento y envenenamiento. Este catalizador se emplea en la síntesis de peróxido de hidrógeno.

De este modo, para el proceso de producción de agua oxigenada es necesario trabajar con hidrógeno de alta pureza. Como parámetro determinante se mide el contenido de monóxido de carbono en el hidrógeno, este debe ser inferior a 10 ppm.

*Tabla 10-5. Control de producto final.*

Producto final	Punto de control	Control			Técnica	Responsable
		Variable	Valor normal	Rango aceptable		
Hidrógeno	Cañería de egreso de la planta	Concentración	99,95%	Mínimo: 99,90%	Cromatografía GC / TCD	Supervisor de producción

*Fuente: Elaboración propia.*



La medición de la concentración del hidrógeno se realiza de modo continuo con un cromatógrafo en línea para la determinación de gases. Los datos continuos se almacenan automáticamente en la base de datos del SCADA. Como método de seguimiento y respaldo se genera el registro P-H2-01 que se completa cada una hora con el dato puntual provisto por el equipo. El cromatógrafo se instala con un detector de conductividad térmica (TCD) o catarómetro que colabora en la medición de los parámetros requeridos para determinar la pureza del hidrógeno.

# **11) CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS**





## 11.1 ) Introducción

En todo tipo de industria existen procesos, en estos siempre ocurren cambios o perturbaciones (por ser de naturaleza dinámica) y es necesario efectuar las acciones convenientes sobre las variables importantes del proceso para respetar y mantener las condiciones operacionales deseadas. Es aquí cuando se presenta la necesidad de implementar un sistema de control automático, cuyo objetivo es mantener en un determinado valor de operación las variables del proceso tales como: temperatura, presión, caudal, nivel y composición (Smith & Corripio, 1991).

En los últimos años la producción industrial se ha caracterizado especialmente por la optimización de los procesos, a fin de lograr productos de alta calidad a bajo costo, capaces de cumplir con los estándares exigidos por el mercado. Esto es posible debido a los avances tecnológicos de la comunicación y el control.

En el presente capítulo se describe la automatización empleada en el sector de tratamiento de gases. Esta es una de las etapas finales del proceso para lograr la transformación del glicerol en hidrógeno. Además, se explican los lazos de control implementados y se especifican los instrumentos de medición y control necesarios.

## 11.2 ) Fundamentos básicos

Con la instrumentación y el control de los equipos se consigue que las operaciones se realicen de manera más segura y económica. Un sistema de control puede definirse como aquel que compara el valor de la variable o condición a controlar con un valor deseado, y efectúa una acción de corrección de acuerdo con la desviación existente, sin que el operario intervenga en absoluto.

Sea cual sea la estrategia de control seleccionada, para implementar físicamente el sistema de control habrá que medir variables del proceso (niveles, caudales, temperaturas, presiones, entre otras), calcular las acciones de control y manipular determinadas variables de entrada. Un sistema de control se compone de los siguientes dispositivos o instrumentos:

- 1) Sensor: elemento primario, instrumento de medida de la variable o condición a controlar.
- 2) Transmisor: elemento secundario, hace llegar la medición del elemento primario al cerebro del sistema como una señal que pueda interpretar.
- 3) Controlador: es el cerebro del sistema de control, dispositivo que calcula la diferencia entre la señal medida y el valor deseado e inmediatamente genera una señal para corregir la desviación existente.
- 4) Elemento final de control: En función de la orden dada por el controlador se abre o se cierra, aumenta o disminuye. Frecuentemente se trata de una válvula de control, variadores de frecuencia de motores eléctricos, entre otros.

Es importante definir algunos de los términos que se usan en este campo como: variable controlada, esta variable se debe mantener dentro de un valor deseado, normalmente denominado *set-point*. La variable manipulada, se utiliza para conservar a la variable controlada en el punto de control. Circuito o lazo abierto, se refiere a la situación en la cual el



controlador no realiza ninguna función relativa a mantener la variable controlada dentro de los parámetros. Circuito o lazo cerrado hace mención a que el controlador compara el punto de referencia con la variable controlada y determina la acción correctiva (Smith & Corripio, 1991).

### 11.3) Control automático del tratamiento de gases

Para lograr un funcionamiento correcto del sector, es decir, la separación de las corrientes y el acondicionamiento (enfriado y compresión) de las mismas, se deben controlar y regular las siguientes variables: presión, caudal, nivel y temperatura. Estos parámetros son los más influyentes en todo el proceso y en especial en esta etapa.

A continuación, se describe el procedimiento implementado para el control automático de dicha etapa del proceso de producción de hidrógeno. Se detallan los lazos de control cerrados para el funcionamiento en continuo de la instalación.

- Lazo de control 01 (LC-01): Este lazo se encarga de que la corriente (f-1) que egresa del condensador (I4) lo haga a una temperatura de 25°C. Para esto se coloca una válvula modulante (FV-01) en la salida del agua de enfriamiento de dicho intercambiador y se la vincula al transmisor de temperatura (TT-01) colocado en f-1. De este modo cuando la temperatura se incremente o disminuya, el TT-01 lo detectará y FV-01 abrirá o cerrará, respectivamente.
- Lazo de control 02 (LC-02): Vinculado al separador gas líquido (F) se dispone de un lazo de control cerrado entre el transmisor de nivel (LT-01) del separador y el variador de frecuencia (VF-02) de la bomba de este tanque. El *set point* del LT-01 es de 35%, cuando el nivel aumente, este lazo hará que el VF-02 también lo haga y viceversa.
- Lazo de control 03 (LC-03): Este lazo es el responsable de lograr una presión levemente superior a la presión de trabajo en los tamices moleculares (sistema PSA). Es por esto que se instala un variador de frecuencia (VF-01) en el motor compresor (G) y se lo enlaza con el transmisor de presión (PT-02) a la salida del equipo (corriente g-1). Cuando la presión varíe, el motor del compresor deberá aumentar o reducir para compensar dicha variación.
- Lazo de control 04 (LC-04): Posee una lógica similar al LC-01. La corriente h-1 se encuentra presurizada, pero debe llevarse a la temperatura de operación de los tamices. Este lazo logra enfriar la entrada al sistema PSA con agua de enfriamiento regulada con la válvula FV-02 que esta enlazada al transmisor de temperatura TT-02.
- Además, se colocan instrumentos que no se los involucra directamente a ningún lazo, esto es para tener un mayor control mediante el seguimiento de variables importantes del sistema de interés. Con el TT-03 se conoce la temperatura del agua que retorna a la torre de enfriamiento (corriente te-2/te-4). Con el PT-02 a la entrada del compresor se registra la presión en dicho punto (corriente f-2), esta variable repercute directamente en el rendimiento y desempeño del compresor (G). En la impulsión de la bomba responsable de mantener el nivel de operación en el separador gas líquido (F) se instala un manómetro (PI-03), este puede ser usado como un indicador rápido del estado de funcionamiento de la bomba.



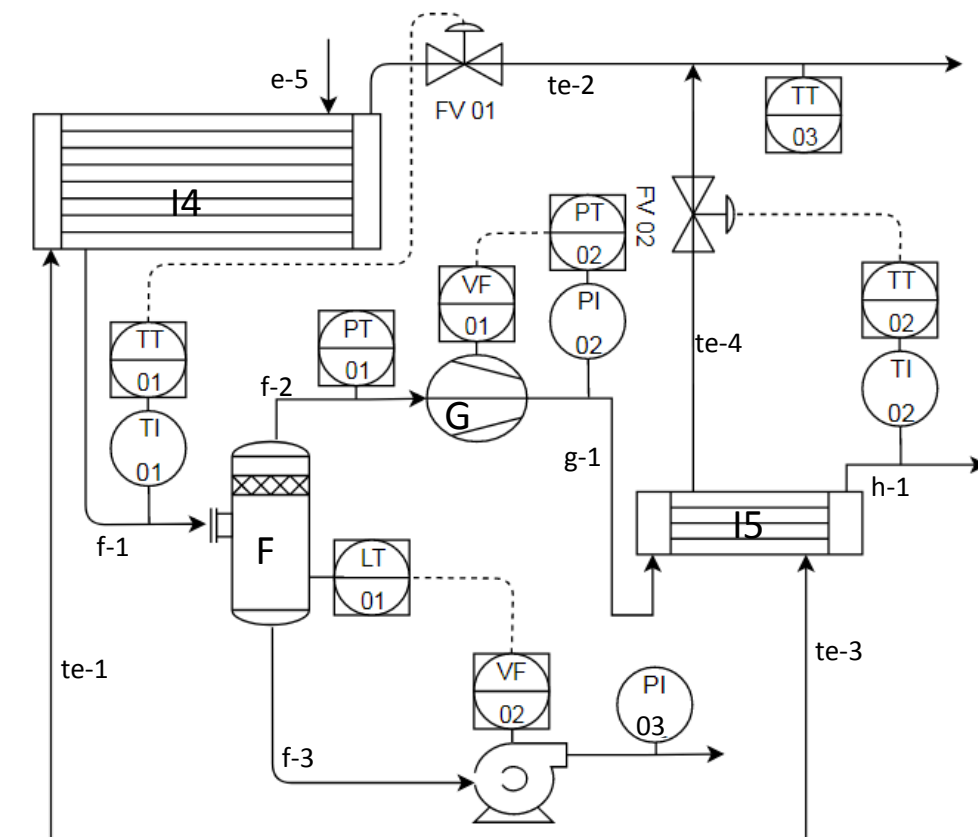
*Tabla 11-1. Lazos de control.*

Lazo de control	Equipo	Variable controlada	Variable manipulada	Sensor	Elemento final de control
LC-01	I4	Temperatura	Flujo de agua de enfriamiento	TT-01	FV-01
LC-02	F	Nivel	Flujo de líquido	LT-01	VF-02
LC-03	G	Presión	Flujo de gas	PT-02	VF-01
LC-04	I5	Temperatura	Flujo de agua de enfriamiento	TT-02	FV-02

*Fuente: elaboración propia.*

### 11.3.1) Diagrama P&ID

Se realiza un diagrama P&ID (*piping and instrumentation diagram*) para el sector de tratamiento de gases en el que se muestran los instrumentos de medición y control utilizados al automatizar dicha zona. Cada instrumento se nombra con un TAG (etiqueta) que facilita su identificación. Además, el diagrama muestra los equipos y las corrientes vinculadas al sector automatizado. Posteriormente se elaboran tablas donde se indican los nombres de los equipos, las corrientes y las referencias utilizadas para los instrumentos, asociadas a su TAG.



*Figura 11-1. Diagrama P&ID.  
Fuente: elaboración propia.*



*Tabla 11-2. Equipos involucrados en el diagrama.*

Código	Nombre
I4	Intercambiador de calor (Condensador)
F	Separador gas-líquido
G	Compresor
I5	Intercambiador de calor (Enfriador)

*Fuente: elaboración propia.*

*Tabla 11-3. Corrientes involucradas en el diagrama.*

Código	Nombre de la corriente	Caudal (kg/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)
e-5	Gases enfriados	6966,82	2,86	359
f-1	Gases parcialmente condensados	6966,82	1	25
f-2	Gases a baja presión	1472,39	0,8	25
f-3	Productos condensables	5494,43	~ 0,3	25
g-1	Gases a alta presión y calientes	1472,39	10,1	134
h-1	Gases a alta presión refrigerados	1472,39	10	25
te-1	Agua de enfriamiento	421750	2	21
te-2	Retorno de agua de enfriamiento	421750	1,7	31
te-3	Agua de enfriamiento	11374,83	2	21
te-4	Retorno de agua de enfriamiento	11374,83	1,7	31

*Fuente: elaboración propia.*

*Tabla 11-4. Referencias del Diagrama P&ID*

Código	Nombre	TAG
TI	Termómetro	TI – 01; TI – 02
TT	Transmisor de temperatura	TT – 01; TT – 02; TT – 03
PI	Manómetro	PI – 02; PI – 03
PT	Transmisor de presión	PT – 01; PT – 02
LT	Transmisor de nivel	LT – 01
FV	Válvula modulante	FV – 01; FV – 02
VF	Variador de frecuencia	VF – 01; VF – 02

*Fuente: elaboración propia.*



### 11.3.2) Hojas de especificación de los instrumentos

Una vez determinados los instrumentos de medición y control necesarios para el proceso, se realiza un trabajo de ingeniería para la especificación de los mismos, posteriormente se procede a su compra.

A continuación, se muestran las hojas de especificaciones de cada instrumento de medición y control, estas se construyen teniendo presente la información técnica del instrumento y del proceso. La información suministrada al proveedor debe ser precisa para que el instrumento elegido sea el que mejor se ajuste a los requerimientos del proceso.

<i>Control Automático de Procesos</i>		<b>TRANSMISOR DE NIVEL</b>
<b>Hoja de Especificación</b>		
<b>GENERAL</b>	1 TAG	LT - 01
	2 SERVICIO	Medición continua
	3 UBICACIÓN	Separador gas líquido (F)
	4 SECTOR	Tratamiento de gases
	5 FUNCIÓN	Medir el nivel en el separador
<b>SENSOR</b>	6 TIPO DE SENSOR	Medidor de nivel por presión
	7 ORIENTACIÓN	Horizontal
	8 MATERIAL	Acero inoxidable 316L
	9 TAMAÑO DEL SENSOR	H=208 mm L=127mm A=112mm
	10 CONEXIÓN A PROCESO	Bridado
	11 VOLTAJE	11,5 V
<b>TRANSMISOR</b>	12 SEÑAL DE SALIDA	Analógica / Continua
	13 RANGO	4 a 20 mA
<b>SERVICIO</b>	14 FLUIDO	Mezcla de agua y gases
	15 DENSIDAD	~ 1000 kg/m <sup>3</sup>
	16 CALOR ESPECÍFICO	~ 1 kcal/kg <sup>o</sup> C
	17 VISCOSIDAD	1,41 cP
	18 PRESION MAX.	2,5 atm
	19 TEMP. MAX.	30 ± 5 °c
	20 CANTIDAD	1

*Figura 11-2. Transmisor de Nivel – LT.  
Fuente: elaboración propia.*



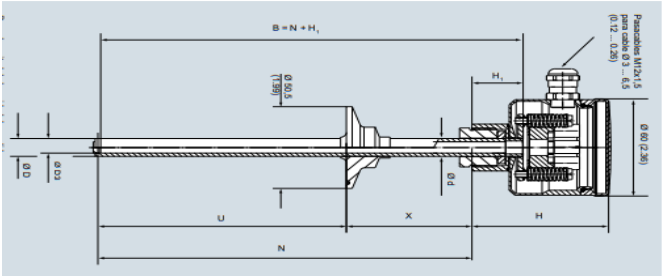
Control Automático de Procesos		<b>TRANSMISOR DE TEMPERATURA</b>						
Hoja de Especificación								
1. Transmisor <input checked="" type="checkbox"/> Termostato <input type="checkbox"/> <b>CABEZAL</b> 2. Roscado <input checked="" type="checkbox"/> Otro <input type="checkbox"/> 3. Antiexplosivo <input checked="" type="checkbox"/> Seguridad Intrínseca <input type="checkbox"/> 4. Material Acero inoxidable <b>ELEMENTO DE MEDICIÓN</b> 4. Platino <input checked="" type="checkbox"/> Otro _____ 5. Rango Resistencia 0 - 100 Ohm _____ 6. Temperatura Ver cuadro debajo _____ 7. Conexión a proceso: Bridado _____ 8. Alimentación 24 V <input type="checkbox"/> 12 V <input checked="" type="checkbox"/> 9. Conexión Eléctrica 2-Hilos <input type="checkbox"/> 3-Hilos <input type="checkbox"/> 4-Hilos <input checked="" type="checkbox"/>		<b>TERMOPOZO - VAINA</b> 10. No Incluida <input type="checkbox"/> Incluida <input checked="" type="checkbox"/> 11. Material: 304AISI <input type="checkbox"/> 316AISI <input checked="" type="checkbox"/> 12. Conexión a proceso: ½ in. <input type="checkbox"/> ¾ in. <input checked="" type="checkbox"/> 						
TAG	TIPO	UBICACIÓN EN PROCESO	Dimensiones		RANGO T. (°C)	SECTOR	CANTIDAD	OBSERVACIONES
TT-01	PT-100	Corriente f-1	7 cm	12 cm	10 - 90	Tratamiento de gases	1	-
TT-02	PT-100	Corriente h-1	7 cm	12 cm	10 - 90	Tratamiento de gases	1	-
TT-03	PT-100	Corriente te-2/te-4	3,5 cm	8 cm	10 - 50	Tratamiento de gases	1	-

Figura 11-3. Transmisor de Temperatura – TT.  
Fuente: elaboración propia.

Control Automático de Procesos		<b>VARIADOR</b>
Hoja de Especificación		
1	TAG	VF - 01; VF - 02
2	TIPO DE VARIADOR	Digital
3	FUNCION	Modificar rpm
4	SERVICIO	Variación de frecuencia
5	UBICACIÓN	Bomba P11; Compresor G
6	SECTOR	Tratamiento de gases
7	CORRIENTE DE SALIDA	20 a 150 A
8	CONEXIÓN DE ENTRADA	220/400 V
9	VOLTAGE DE FUNCIONAMIENTO	220/400 V
10	TIPO DE SALIDA	Triple
11	CANTIDAD	2

Figura 11-4. Variador de frecuencia – VF.  
Fuente: elaboración propia.



Control Automático de Procesos		<b>TRANSMISOR DE PRESION</b>				
<b>Hoja de Especificación</b>						
<b>GENERAL</b>	1 TAG	<b>PT-01</b>		<b>PT-02</b>		
	2 SERVICIO	Medición continua		Medición continua		
	3 UBICACIÓN	Entrada al compresor (G)		Salida al compresor (G)		
	4 SECTOR	Tratamiento de gases		Tratamiento de gases		
<b>SENSOR</b>	5 TIPO DE SENSOR	Diafragma de acero inoxidable rebajado		Diafragma de acero inoxidable rebajado		
	6 ORIENTACION	Vertical		Vertical		
	7 MATERIAL	Acero inoxidable		Acero inoxidable		
	8 RANGO MEDICION	0,1 a 20 atm		0,1 a 20 atm		
	9 CONEXIÓN A PROCESO	1/2 pulgada		1/2 pulgada		
	10 VOLTAJE DE ALIMENTACION	10,5 V		10,5 V		
	11 OTRO	-		-		
	12 SEÑAL DE SALIDA	De 4 a 20 mA		De 4 a 20 mA		
<b>SERVICIO</b>	13 FLUIDO	Mezcla de gases (H <sub>2</sub> CO <sub>2</sub> CO)		Mezcla de gases (H <sub>2</sub> CO <sub>2</sub> CO)		
	14 DENSIDAD	1,88 kg/m <sup>3</sup>		3,30 kg/m <sup>3</sup>		
	17 VISCOSIDAD	0,0145 cP		0,0186 cP		
	18 PRESION Max.	Min.	3,0	0,2	17	1
	19 TEMPER. Max.	Min.	10	35	50	140
	20					

*Figura 11-5. Transmisor de Presión – PT.  
Fuente: elaboración propia.*



<i>Control Automático de Procesos</i>		<b>VALVULA MODULANTE</b>		
<b>Hoja de Especificación</b>				
<b>GENERAL</b>	1	TAG	FV-01	FV-02
	2	SERVICIO	Regulación de caudal	Regulación de caudal
	3	UBICACIÓN	Condensador I4	Enfriador I5
	4	DIAMETRO DE LINEA	13 pulg	1 1/2 pulg
	5	SECTOR	Tratamiento de gases	Tratamiento de gases
	6	FUNCIÓN	Regular caudal de salida	Regular caudal de salida
<b>CUERPO</b>	7	TIPO	Bucle de regulación	Bucle de regulación
	8	CONEXIÓN	Bridada	Bridada
	9	MATERIAL	Acero inoxidable 316L	Acero inoxidable 316L
<b>ACTUADOR</b>	10	TIPO DE ACTUADOR	Neumático	Neumático
	11	FLUIDO MOTOR	Aire comprimido	Aire comprimido
	12	PRESIÓN FLUIDO MOTOR	6 barg	6 barg
	13	VOLTAJE	24V	24V
	14	SEÑAL DE SALIDA	Analógica	Analógica
<b>PROCESO</b>	15	FLUÍDO	Agua	Agua
	16	CAUDAL OPERATIVO	421,7 m3/h	11,4 m3/h
	17	TEMPERATURA MÁX.	35	35
	18	DENSIDAD	~ 1000 kg/m3	~ 1000 kg/m3
	19	VISCOSIDAD	~ 1 cP	~ 1 cP
	20			

*Figura 11-6. Válvula Modulante – FV.  
 Fuente: elaboración propia.*



## **12) OBRAS CIVILES**



## 12.1 ) Introducción

Dentro de la planta productora de hidrógeno existen áreas bien diferenciadas, algunas requieren obras civiles y otras se montan a la intemperie. En el presente capítulo se realiza la distribución física de todas las áreas que conforman las instalaciones de dicho establecimiento, que como se describió en el capítulo 4, se ubica en el parque industrial Campana, Buenos Aires. Se describen todos los detalles considerados para la construcción de cada uno de los sectores y se diseña el layout correspondiente.

Una adecuada distribución física facilita el flujo de materiales y personal, aumenta la eficiencia en la utilización de la mano de obra y equipos, reduce las probabilidades de accidentes laborales y beneficia el mantenimiento de los equipos e instalaciones. Por lo tanto, la distribución tiene muchas consecuencias prácticas y estratégicas en el funcionamiento del proceso productivo.

## 12.2 ) Descripción general de la planta

Como se muestra en la figura 12-1, el lote seleccionado por el proyecto de agua oxigenada es el número 28 del Parque Industrial Campana, el cual está ubicado sobre la ruta nacional N°9 km 70, Campana, Buenos Aires, Argentina. Posee una superficie total de 10508 m<sup>2</sup>, con dimensiones aproximadas de 140 m de profundidad por 75 m de frente. El terreno está rodeado por un cerco perimetral de 2 m de alto y una extensión de 430 m, teniendo en cuenta las medidas ya mencionadas. Está construido con alambrado olímpico (romboidal) y premoldeados de hormigón armado, posee una entrada a través de la calle 103 del Parque Industrial que facilita el acceso del personal y del transporte a distintos puntos de la planta. A los lados de la industria hay lotes y en la parte trasera existe un área verde perimetral.



*Figura 12-1. Ubicación del terreno en el parque industrial Campana.  
Fuente: Elaboración propia.*

Para el correcto desplazamiento se trazan las calles internas del predio, estas se encuentran pavimentadas, correctamente iluminadas y señalizadas. Para el desplazamiento del personal a pie existen sendas con tal fin, que también se encuentran pavimentadas y señalizadas. La iluminación propia de la industria se ha detallado en el capítulo 9.



La superficie cubierta de la planta es de aproximadamente 578 m<sup>2</sup> y abarca la zona de administración y todas las oficinas, vestuarios, baños, comedor, nuevo panel de control, tratamiento de agua, pretratamiento de glicerol, resinas de intercambio iónico y tratamiento de gases; el resto de las zonas de producción, donde se encuentran los tanques de materias primas y subproductos, los reactores, los tamices moleculares y la nueva torre de enfriamiento se encuentran sin techar.

Además de la luminaria exterior del predio, de las calles internas, de las distintas construcciones edilicias y equipos, el paisaje se ve afectado por estructuras metálicas, llamadas parrales, que sostienen las tuberías de transporte de líneas de proceso y servicios auxiliares, las cuales deben tener una altura suficiente para permitir la circulación interna del personal, la cual se establece entre 4 y 5 m.

La distribución de los diferentes sectores en el terreno, se llevó a cabo pensando cómo sería el movimiento del personal, del producto y la secuencia de operaciones desde la recepción de la materia prima hasta la expedición del producto terminado. Muchas áreas se unifican en espacios comunes para aprovechar y minimizar las zonas cubiertas. En otros casos, por cuestiones de seguridad o particulares de funcionalidad, se sugiere que dicho sector se encuentre aislado del resto.

Antes de determinar el área de cada sector, se fijan los siguientes objetivos:

- Maximizar la funcionalidad de cada sector y de la planta en su totalidad.
- Minimizar el área cubierta y los materiales de construcción.
- Promover una eficiente comunicación entre las áreas y las personas que allí se encuentran.
- Garantizar la seguridad del personal.
- Facilitar el flujo de corrientes y de información.

En la tabla 12-1 se detallan las dimensiones y la superficie de cada uno de los sectores antes mencionados.

*Tabla 12-1. Sectores de la planta.*

Nº	Nombre del área	Dimensiones	Superficie
<b>Sectores comunes</b>			
1	Vestuarios	12,0 x 4,0 m	48,0 m <sup>2</sup>
2	Cocina – comedor	7,0 x 7,0 m	49,0 m <sup>2</sup>
3	Zona administrativa	10,44 x 10,44 m	109,0 m <sup>2</sup>
4	Laboratorio	10,0 x 7,0 m	70,0 m <sup>2</sup>
5	Baños	7,0 x 9,0 m	63,0 m <sup>2</sup>
6	Sala de control	6,0 x 5,0 m	30,0 m <sup>2</sup>
<b>Sectores propios de la planta de hidrógeno</b>			
7	Nueva oficina administrativa	6,0 x 4,0 m	24,0 m <sup>2</sup>
8	Nueva oficina técnica	6,0 x 4,0 m	24,0 m <sup>2</sup>
9	Nuevo panel de control	6,0 x 5,0 m	30,0 m <sup>2</sup>
10	Nueva torre de enfriamiento	5,0 x 4,0 m	20,0 m <sup>2</sup>
11	Tanques de materias primas y subproductos	9,0 x 35,0 m	315,0 m <sup>2</sup>

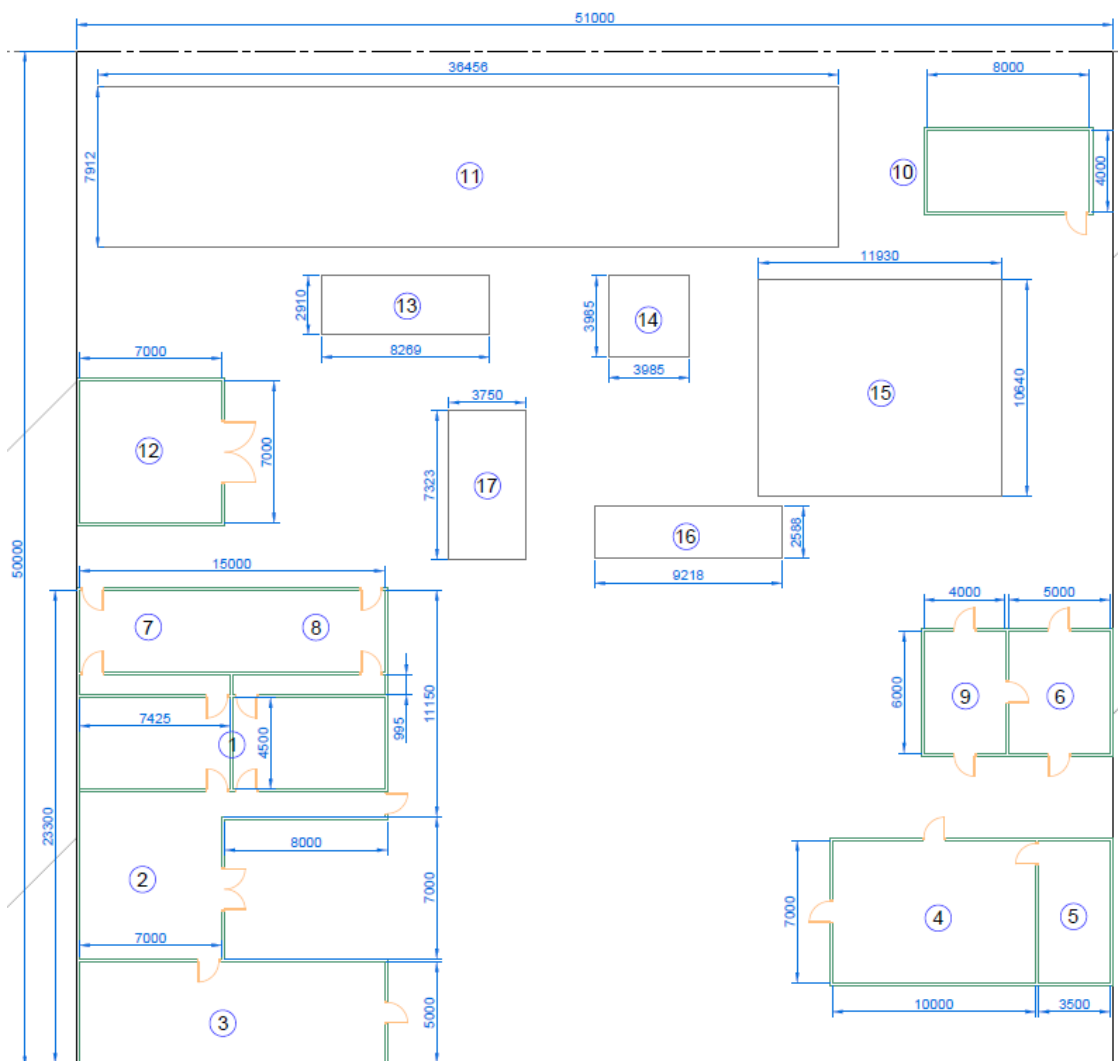


12	Tratamiento de agua	6,0 x 6,0 m	36,0 m <sup>2</sup>
13	Pretratamiento del glicerol	7,5 x 4,0 m	30,0 m <sup>2</sup>
14	Resinas de intercambio iónico	5,5 x 5,0 m	27,5 m <sup>2</sup>
15	Reactores	10,5 x 10,0 m	105,0 m <sup>2</sup>
16	Tratamiento de gases	7,5 x 5,0 m	37,5 m <sup>2</sup>
17	Tamices moleculares (PSA)	10,0 x 4,0 m	40,0 m <sup>2</sup>
18	Torre de enfriamiento existente	5,0 x 4,0 m	20,0 m <sup>2</sup>

*Fuente: Elaboración propia.*

### 12.3 ) Distribución física de la planta

En la figura 12-2 se muestran gráficamente todos los sectores de la planta y su distribución en el terreno, el plano original posee una escala de 1:200 y todas las cotas se encuentran en milímetros (mm). En el Anexo III se encuentran los planos correspondientes.



*Figura 12-2. Sectores de la planta.  
Fuente: Elaboración propia.*



La asignación de espacio a los distintos sectores se realiza en función a los aspectos funcionales y necesarios del área en cuestión. Para el sector administrativo, el principal aspecto a tener en cuenta es la cantidad de personas que se desempeñan en dicha tarea. Se necesitan dos administrativos, un contador y un auxiliar administrativo. En el sector de comedor y baños, también se tuvo en cuenta la cantidad de operarios que hacen uso de las instalaciones. El resto de los espacios son principalmente pasillos.

En los sectores productivos se tienen en cuenta otros aspectos además del personal, ya que, al poseer una distribución por producto, los componentes se ordenan de acuerdo con las etapas progresivas a través de las cuales avanza la fabricación. 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, minimiza los movimientos de materiales y provoca un manejo más eficiente de la mano de obra. Los espacios entre los equipos se determinan de manera tal que permita el fácil acceso de los operarios para realizar las tareas cotidianas, y un adecuado mantenimiento de los equipos.

### 12.4 ) Características edilicias de las zonas cubiertas

En la tabla 12-2 que se presenta a continuación, se determinan las dimensiones de todas las construcciones cubiertas propias de la planta de hidrógeno. Además, se detallan las características constructivas de las instalaciones como pisos, paredes y techos, como así también, las cantidades y los tipos de aberturas utilizadas en el establecimiento. También se menciona el mobiliario necesario.

*Tabla 12-2. Características edilicias de las zonas cubiertas.*

Edificio	Dimensiones	Altura	Aberturas	
			Puertas	Ventanas
Vestuarios	12,0 x 4,0 m	3,0 m	Dos puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Dos de 1,5m x 0,5m
Cocina - comedor	7,0 x 7,0 m	3,0 m	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
Zona administrativa	10,5 x 10,5 m	3,0 m	Dos puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Tres de 1,2m x 1,2m
Laboratorio	10,0 x 7,0 m	3,5 m	Dos puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Cuatro de 1,5m x 0,5m
Baños	7,0 x 9,0 m	3,5 m	Una puerta de hoja	Dos de 1,5m x



			simple de 0,8m x 2m	0,5m
Sala de control	6,0 x 5,0 m	3,0 m	Dos puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Dos de 1,2m x 1,2m
Nueva oficina administrativa	6,0 x 4,0 m	3,0 m	Dos puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Tres de 1,2m x 1,2m
Nueva oficina técnica	6,0 x 4,0 m	3,0 m	Dos puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Dos de 1,2m x 1,2m
Nuevo panel de control	6,0 x 5,0 m	3,0 m	Tres puertas de hojas simple de 0,8m x 2m	Dos de 1,2m x 1,2m
Tratamiento de agua	6,0 x 6,0 m	8,0 m	Una puerta de hoja doble de 1,6m x 2m	Tres de 1,2m x 1,2m
Pretratamiento del glicerol	7,5 x 4,0 m	8,0 m	Dos puertas de hojas doble de 1,6m x 2m	Sin ventanas
Resinas de intercambio iónico	5,5 x 5,0 m	8,0 m	Dos puertas de hojas doble de 1,6m x 2m	Sin ventanas
Tratamiento de gases	7,5 x 5,0 m	8,0 m	Dos puertas de hojas doble de 1,6m x 2m	Sin ventanas

*Fuente: Elaboración propia.*

Todas las paredes de estos edificios del lado exterior se construyen de ladrillos block, revocados interiormente y exteriormente, el espesor final de la pared es de 30 centímetros. Del lado interior, algunos divisorios entre las dependencias se fabrican de durlock con perfiles de acero galvanizado, estas paredes poseen un espesor de 15 centímetros. El interior de las paredes del laboratorio está recubierto con pintura epoxi antideslizante, lavable e impermeable.

Los techos de todas las dependencias no productivas se construyen de hormigón armado revocado interiormente. Los techos de los sectores productivos se fabrican con chapa acanalada galvanizada soportada sobre vigas de acero, estas poseen pendiente para el escurrimiento de agua y extractores eólicos para ventilación.



Los pisos de las dependencias no productivas se construyen de hormigón recubierto con cerámicos. Los pisos de los sectores productivos se fabrican de hormigón con cemento alisado, se contemplan pendientes y rejillas para el correcto drenaje de líquidos.

Los pisos y paredes de cada baño están revestidas de cerámico hasta una altura de 2 m, poseen el juego de sanitarios completos, duchas y extractores. Cuenta con la conexión de agua corriente completa.

Es importante destacar que cada sector cuenta con su mobiliario correspondiente para llevar a cabo las tareas y actividades diarias. Las oficinas poseen un mobiliario conformado por: sillas, escritorios, computadoras, impresoras, armarios varios, estanterías, mesas, sillones, teléfonos, dispenser de agua y aires frío-calor. El comedor no posee servicio diario, pero tiene los electrodomésticos necesarios como heladera, microondas, pava eléctrica, entre otros, para que el personal consuma sus comidas y/o colaciones durante los recreos. Su mobiliario incluye bajo mesada, armarios, dispenser de agua, casilleros, mesas y sillas. El laboratorio cuenta con múltiples mesadas para la ubicación de los equipos y para el trabajo diario, taburetes, archivero y computadora. Posee todos los equipos, instrumentos, utensilios y espacios necesarios para realizar todos los ensayos detallados en el capítulo 10. Posee extractores, todos los elementos de seguridad necesarios, conexión de gas natural y de agua corriente para el lavado de instrumentos. El nuevo panel de control es un sector a utilizar por el personal encargado de producción y está equipado con escritorio, mesa, sillas, computadoras, dispenser de agua y aire frío-calor.

### **12.5 ) Características edilicias de las zonas a la intemperie**

Las características constructivas de las zonas a la intemperie de la planta de hidrógeno consisten específicamente en bases de hormigón para los tanques, sus respectivos indicadores, bases para equipos como tamices, reactores y la nueva torre de enfriamiento.

## **13) ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA**





### 13.1 ) Introducción

Se pretende mediante una eficaz organización de la empresa alcanzar las metas y objetivos planteados, lo cual se logra a través del uso coordinado de recursos. El logro de los objetivos necesita de una organización que haga posible la coordinación coherente de todos los medios y personas que forman parte de esta.

La planta productora de hidrógeno tiene como tarea principal la transformación de materias primas en un producto terminado de calidad requerida para abastecer a la planta productora de peróxido de hidrógeno. Esto se logra mediante la conjugación de los factores productivos correspondientes. Estos son los recursos necesarios para producir y satisfacer así las necesidades. Se clasifican en tierra, trabajo y capital.

El trabajo, es la aportación personal, tanto física como intelectual, que realiza el ser humano para contribuir al proceso productivo. Será tarea fundamental, reunir al personal correspondiente para cada sector de la organización.

La empresa es un lugar donde se desarrolla una parte importante de la vida de los trabajadores, la integración de un trabajador en una empresa no termina en su puesto de trabajo. Dicha integración se ve favorecida si el trabajador conoce la organización de la que se ha dotado la empresa y asume su puesto con el conjunto de posibilidades y deberes que se le asignan, es decir, descubre la cultura de la empresa y se adapta a ella. Ya que la cultura empresarial determina en gran medida el reparto de poder, el sistema de toma de decisiones y los sistemas de información presentes en la empresa, que son la clave de su funcionamiento. (La empresa y su organización, McGraw-Hill Interamericana de España).

### 13.2 ) Tipo de sociedad comercial

Se determina la naturaleza jurídica de la empresa en base a las formas establecidas por la Ley de Sociedades Comerciales 19.550, que contempla una gran variedad de tipos societarios. Los más utilizados en nuestro país son la sociedad anónima (S.A.) y la sociedad de responsabilidad limitada (S.R.L.). Se tienen en cuenta los siguientes aspectos a la hora de seleccionar el tipo de empresa:

- La dimensión de la industria, en base al nivel de producción.
- La responsabilidad que asumen los socios, siempre es preferible un tipo social que no comprometa el patrimonio de los socios como son la S.R.L. y la S.A.
- Los impuestos que deberán afrontar según a qué tipo de sociedad representen.
- De acuerdo a la actividad que se lleve a cabo, disponen de sus respectivas medidas legales y reglamentarias.
- El conocimiento de las virtudes y defectos del mercado en el que opera la sociedad.

La forma jurídica adoptada para esta empresa 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 deben responder, como máximo, con el capital aportado. Para su conformación se requiere un mínimo de dos accionistas, siendo el máximo ilimitado. Las acciones se pueden cotizar, o no, en el mercado de valores local.



En la S.A. el directorio está compuesto por uno o más miembros, que pueden ser o no accionistas, el capitalista no es el director obligado ni la dirección debe ser función privativa del capital. En otras formas societarias se presentan unidos necesariamente el capital y la dirección. A su vez, debe recalarse, que la S.A. es el tipo societario que predomina en el mundo globalizado, es la sociedad capitalista por excelencia, y numerosas empresas prestigiosas, han adoptado esta forma societaria.

### 13.3 ) Estructura organizativa de la empresa

Las empresas están estructuradas en tres grados o niveles: directivo, ejecutivo y operativo. Dirigir, supone tomar decisiones para lograr fines determinados. Toda empresa se puede dirigir de forma centralizada o descentralizada, en el primer caso es la máxima jerarquía quien adopta todas las decisiones, lo que es habitual en empresas pequeñas.

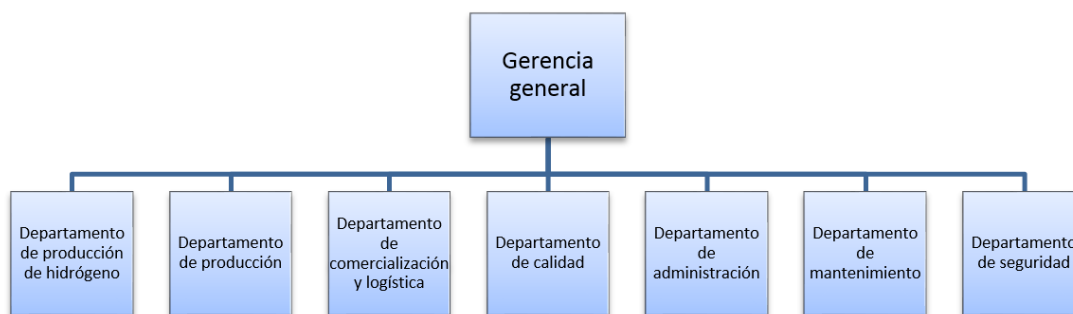
En el presente proyecto se opta por una dirección descentralizada. Se caracteriza por delegación de autoridad y responsabilidad a las diferentes unidades en las que se estructura la organización. En la dirección descentralizada, no todas las decisiones se adoptan en el nivel directivo, sino que también se toman decisiones en el ejecutivo, e incluso en el operativo, aunque en cada uno de ellos estas decisiones son de distinto orden.

El nivel directivo toma decisiones que afectan a toda la empresa y tienen trascendencia a largo plazo. En este nivel se encuentran los directores de las diversas áreas funcionales. El nivel ejecutivo o intermedio, se compone por los distintos jefes o mandos intermedios. Se toman decisiones de tipo técnico, relativas al cumplimiento de planes y programas diseñados para alcanzar fines generales. Y en el nivel operativo, se abordan cuestiones relacionadas a tareas específicas, plenamente de ejecución. (La organización de la empresa, McGraw-Hill Interamericana de España).

En los diferentes niveles y entre ellos existe una interacción continua, donde cada individuo conoce exactamente sus funciones y obligaciones, y la del resto de los integrantes de la organización, con el fin de adquirir una visión clara y de conjunto que facilite la comprensión del objetivo final de la empresa. Existen reglas, políticas de trabajo y capacitación permanente.

Aunque las personas son siempre más importantes que las organizaciones, lo mejor es disponer de buenos profesionales y de una organización eficaz. La representación de una organización se hace a través de un organigrama, el cual expone las áreas funcionales en las que se divide la empresa, mostrando parcialmente una organización, ya que no refleja normas de funcionamiento, métodos de trabajo, descripciones de puesto y demás.

El organigrama adoptado es de tipo vertical, en él se pueden ver los diferentes niveles jerárquicos de arriba hacia abajo. Se lleva a cabo una división funcional del trabajo, es decir, se establece una estructura para la organización basada en la especialización por conjuntos de tareas relacionadas entre sí. En primer lugar, se encuentra la gerencia y luego los diferentes departamentos que se encargan de realizar todas las tareas necesarias para el correcto funcionamiento de la planta. En la figura 13-1 se muestra el organigrama completo de la organización.



*Figura 13-1. Organigrama de departamentos.  
Fuente: Elaboración propia.*

### **13.3.1) Descripción de los puestos de trabajo**

A continuación, se describen resumidamente las incumbencias de los distintos departamentos y de la gerencia de la planta. Dichos empleos están regidos por el convenio colectivo de trabajo correspondiente a las industrias químicas y petroquímicas de la república argentina, CCT 564/09.

#### **13.3.1.1) Gerencia general**

Tiene como función establecer y transmitir los objetivos a alcanzar por la empresa, y por cada departamento. Supervisar y coordinar el cumplimiento de los mismos, asignando recursos y presupuestos para cada uno.

Tiene la función de organizar, tratar de determinar las actividades que hay que llevar a cabo y coordinarlas dentro de una estructura organizativa. Debe motivar a los trabajadores, es decir satisfacer las necesidades sociales y psicológicas de los mismos durante el desempeño de los objetivos de la empresa. A la vez que debe controlar y evaluar los resultados respecto a los objetivos fijados y la toma de decisiones.

#### **13.3.1.2) Departamento de producción de hidrógeno**

Este departamento se encarga de elaborar hidrógeno gaseoso de alta calidad requerido por el proceso de elaboración de peróxido de hidrógeno. Realiza controles de calidad sobre la materia prima, planificación de los procesos, asignación de los tiempos de elaboración y programación de las tareas. El jefe de la planta de hidrógeno posee ciertas habilidades y conocimientos que exceden al área técnica, ya que es responsable de todo el personal en esta área de trabajo. Conformado por un gerente de planta, un jefe de planta, cuatro supervisores de producción, ocho operarios producción, dos técnicos de seguridad, un analista de laboratorio y dos administrativos.

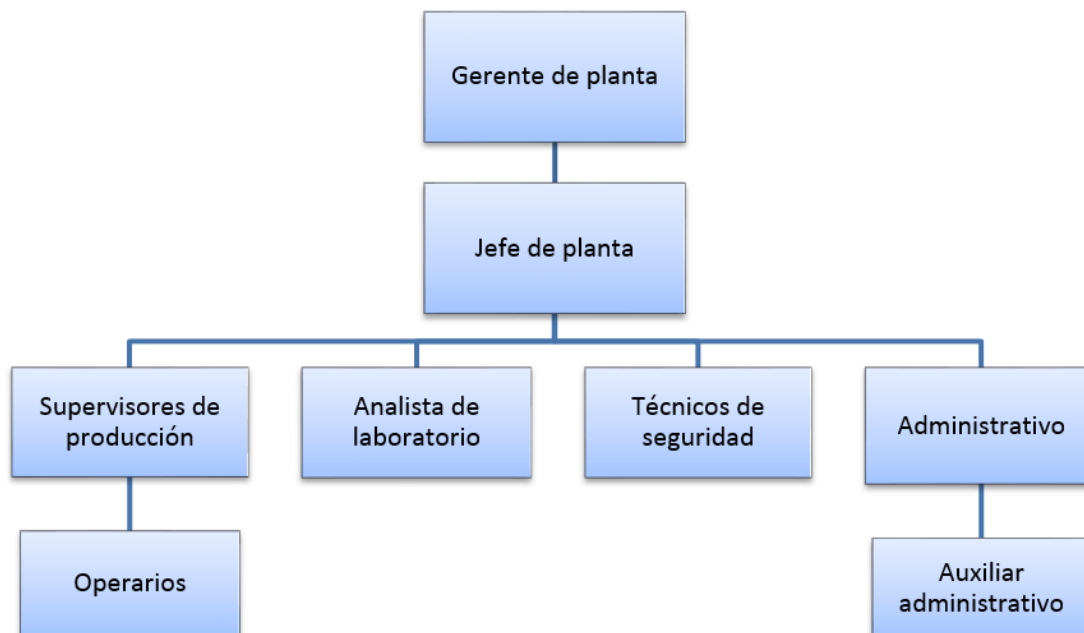
En la tabla 13-1 se resume el personal y los turnos para el departamento de producción de hidrógeno, y en la figura 13-2 se muestra un organigrama del personal de dicho departamento.



*Tabla 13-1. Personal del departamento de producción de hidrógeno.*

Personal	Estudio/Profesión	Cantidad	Turno
Gerente de planta de hidrógeno	Ingeniero químico	1	Fijo
Jefe de planta de hidrógeno	Ingeniero químico	1	Fijo
Supervisor de producción	Ingeniero químico	4	Rotativo (M-T-N)
Operario de producción	Técnico químico o afines	8	Rotativo (M-T-N)
Técnico de seguridad	Técnico de seguridad, higiene y medio ambiente	2	Rotativo (M-T)
Analista de laboratorio	Ingeniero químico	1	Fijo
Administrativo	Contador público	1	Fijo
Auxiliar administrativo	Técnico en administración o afines	1	Fijo

*Fuente: Elaboración propia.*



*Figura 13-2. Organigrama del departamento de producción de hidrógeno.*

*Fuente: Elaboración propia.*

### 13.3.1.3) Departamento de producción

La principal tarea es elaborar un producto de calidad con el menor costo posible. Se controlan los materiales con los que se trabaja, se planifican los pasos que se deben seguir, las inspecciones y los métodos, el control de las herramientas, la asignación de tiempos de



elaboración y programación, entre otros. El jefe posee ciertas habilidades técnicas y conocimientos, para una correcta dirección, ya que debe supervisar, coordinar y ejecutar las actividades de producción, a la vez debe administrar al personal, darle tareas y supervisarlos, cumpliendo con los tiempos estipulados y los parámetros de calidad previstos. Conformado por un jefe de producción, 4 supervisores y 12 operarios.

#### ***13.3.1.4) Departamento de mantenimiento***

Su función principal es llevar a cabo el mantenimiento de las instalaciones asegurando su eficaz funcionamiento, aplicando un mantenimiento preventivo, predictivo y correctivo de los equipos de la planta. El departamento debe además capacitar al personal, asesorar en compras de nuevos equipos e instalaciones, gestionar y hacer pedidos de repuestos y herramientas. El departamento de mantenimiento abarca diferentes áreas, tales como taller rotativo, estático, de instrumento y eléctrico. Conformado por un jefe de mantenimientos, 4 supervisores y 12 operarios.

#### ***13.3.1.5) Departamento de comercialización y logística***

Se ocupa de la dirección de los productos terminados, desde la fábrica hacia los clientes. Se encarga de la transferencia y venta de los mismos. Supone el planeamiento para comercializar el producto en el lugar, cantidad, tiempo y precios adecuados.

Se desarrollan las tareas de compras y de ventas, búsqueda de proveedores y precios, planificación de ventas, inserción de los productos en el mercado, como así también controla el almacenamiento y despacho de los productos terminados. Conformado por un encargado del departamento y un auxiliar.

#### ***13.3.1.6) Departamento de calidad***

Se encarga de implementar, desarrollar y mantener un plan de calidad para unir los sistemas y políticas de calidad de la compañía con los requerimientos de las normas de calidad establecidas por la autoridad competente. Administra la documentación asociada a los lineamientos de los sistemas de calidad, establece el aseguramiento de la calidad para los productos, procesos y servicios, y desarrolla técnicas de inspección y ensayos de calidad. Es responsable de gestionar las auditorías internas. Conformado por un jefe de departamento, dos supervisores y cuatro analistas por turno.

#### ***13.3.1.7) Departamento de administración***

Este departamento se encarga de los aspectos financieros, contables y administrativos en general, lo que abarca todo lo relacionado a la contabilidad, costos, cobros, pagos, balances, créditos, presupuestos, liquidación de sueldos y gestión de recursos humanos, entre otros. Evalúa continuamente el estado de la empresa, manteniendo informada a la gerencia con cierta periodicidad. Conformado por dos secretarías, un contador, un técnico en recursos humanos.

#### ***13.3.1.8) Departamento de seguridad***

Las tareas desarrolladas por dicho departamento son crear un ambiente y actitudes psicológicas que promuevan la seguridad, desarrollar y mantener un ambiente seguro para la realización de los trabajos. Para ello es necesario planificar los procedimientos con el fin de evitar accidentes



en el área de trabajo. Vigila el cumplimiento de la normatividad en seguridad e higiene y promueve la mejora de las condiciones en las que se desarrollan las actividades laborales. Se encarga de localizar y evaluar los riesgos, así como de establecer las medidas para prevenir los accidentes de trabajo. Conformado por un jefe en seguridad y un técnico.

### 13.4 ) Organización de la producción y turnos de trabajo

El proceso de producción de hidrógeno es un proceso continuo, es decir la planta trabaja los siete días de la semana. Se debe tener en cuenta que el personal que realiza turnos rotativos solo puede trabajar 40 horas semanales por lo que se organiza la rotación de manera que cada empleado trabaje 7 días, descanse 2, trabaje 7, descanse 2, trabaje 7 y descanse 3. Con esto se logra una cobertura total durante 4 semanas. Este ciclo se repite continuamente.

#### 13.4.1) Departamento de producción de hidrógeno

La modalidad de trabajo para cada puesto es la siguiente:

- Jefe de planta de hidrógeno: 9 horas diarias de lunes a viernes en el horario 7:00 a 16:00.
- Supervisor de producción: son 4 y hacen turnos rotativos (Mañana – Tarde – Noche) de 8 horas diarias.
- Operario de producción: son 8 y hacen turnos rotativos (Mañana – Tarde – Noche) de 8 horas diarias.
- Técnico de seguridad: son 2 y realizan turnos rotativos (Mañana – Tarde) de 8 horas diarias.
- Analista de laboratorio: 9 horas diarias de lunes a viernes en el horario 7:00 a 16:00.
- Administrativo y auxiliar administrativo: 9 horas diarias de lunes a viernes en el horario 7:00 a 16:00.

En la siguiente tabla se muestran los horarios del personal que realiza turnos rotativos.

*Tabla 13-2. Horarios de los turnos rotativos.*

Turno mañana	Turno tarde	Turno noche
7:00 h a 15:00 h	15:00 h a 23:00 h	23:00 h a 7:00 h

*Fuente: Elaboración propia.*

## **14) ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO**



## 14.1 ) Introducción

La evaluación económica financiera constituye la parte final de toda una secuencia de análisis de factibilidad en los proyectos de inversión, en la cual, una vez concentrada toda la información generada en los capítulos anteriores, se aplican métodos de evaluación que contemplan el valor del dinero a través del tiempo, con la finalidad de medir la rentabilidad de la inversión total involucrada y su probable rendimiento durante su vida útil.

La información de la evaluación financiera debe cumplir tres funciones:

- Determinar hasta donde los costos pueden ser cubiertos oportunamente, de tal manera que contribuya a diseñar el plan de financiamiento.
- Medir la rentabilidad de la Inversión.
- Generar la información necesaria para hacer una comparación del proyecto con otras alternativas o con otras oportunidades de inversión.

En primera instancia se calcula el monto necesario de la inversión, a partir de los activos fijos, activos nominales y capital de trabajo. Luego se procede al cálculo de los costos de producción, es decir costos directos, indirectos y gastos generales. Se calcula también la depreciación, los costos de financiación y los ingresos por ventas, para finalmente poder determinar los flujos netos efectivos (FNE) del proyecto. Junto a los FNE y el valor de la TMAR, se pueden realizar los análisis económicos correspondientes, que indican si el proyecto es rentable o no. Como indicadores principales se utilizan el valor actual neto, la tasa interna de recuperación, el período de recupero de la inversión y los análisis de sensibilidad correspondientes. Además, se selecciona un plan de financiamiento, y se muestra su cálculo tanto en la forma de pagar intereses como en el pago del capital.

El estudio tiene en cuenta los montos de dinero expresados en pesos argentinos, con una equivalencia de cambio al dólar de 84,00 \$ARG/U\$D, y considera un volumen de producción constante en el periodo del ejercicio económico de 10 años.

## 14.2 ) Inversión

Antes de la puesta en marcha del proyecto es necesario realizar determinadas inversiones que pueden agruparse en tres grupos: activos fijos, activos nominales y capital de trabajo.

Las inversiones en activos fijos son las destinadas a bienes tangibles que se utilizan en el proceso o que sirven de apoyo a la operación normal del mismo. La inversión en activos nominales son todas aquellas necesarias para la puesta en marcha del proyecto, es decir, se destinan a la ingeniería de proyecto, la supervisión durante el montaje e imprevistos, entre otros. El capital de trabajo está representado por el capital adicional con el que hay que contar para poner en funcionamiento la planta, esto es, el capital necesario para financiar la primera producción antes de recibir ingresos.

### 14.2.1) Activos fijos

Las inversiones en activos fijos se constituyen mediante el terreno, las obras civiles, el equipamiento de la planta y oficinas, accesorios industriales, servicios auxiliares e infraestructura de dichos servicios. Para efectos contables, los activos fijos, están sujetos a





depreciación, ya que pierden su valor por el desgaste provocado por uso normal de los mismos. El terreno es una excepción, no está sujeto a depreciación, se diferencia de los demás activos por su vida ilimitada.

En la determinación de los costos de estos activos se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- La cotización del dólar al día 01/11/2020 del Banco de la Nación Argentina fue de \$84,00.
- De acuerdo a la ley de IVA (Ley Nacional 23.349), los artículos producidos en el país perciben el 21% de impuesto al valor agregado, pero los bienes de capital están gravados con un 10,5%.
- En la estimación del costo de flete, se supone un valor del 1% del costo del equipo o la materia prima transportada.

#### 14.2.1.1) Obras civiles

En esta sección se detallan los valores de la nueva infraestructura de la planta y sus dependencias. La inversión en el terreno no es necesaria ya que se dispone de espacio físico por parte de la instalación de agua oxigenada, así como de otros espacios compartidos, como los vestidores y baños, sala de máquinas y calderas, laboratorio de calidad y demás.

El costo de construcción se estima a partir de la información proporcionada por un profesional en el área. De acuerdo a esta fuente el costo de construcción por m<sup>2</sup> para las oficinas y el nuevo panel de control es de 800 U\$D (sin IVA). Este valor incluye piso, paredes, techo e instalaciones eléctricas, de agua y de gas.

En cuanto al costo por m<sup>2</sup> cuadrado de la nave industrial, se estima un valor de 675 U\$D incluyendo piso de concreto reforzado, paredes de ladrillos block y techo de chapa acanalada e instalaciones eléctricas, de agua y gas.

En la tabla 14-1 se describe el total de la inversión en obras civiles en pesos argentinos.

*Tabla 14-1. Inversión en obras civiles.*

Sector	Área [m <sup>2</sup> ]	Precio (\$/m <sup>2</sup> )	Costo (\$)
Nueva oficina administrativa	24		1.612.800
Nueva oficina técnica	24	67200	1.612.800
Nuevo panel de control	30		2.016.000
Tratamiento de agua	36		2.041.200
Pretratamiento del glicerol	30		1.701.000
Resinas de intercambio iónico	27,5	56700	1.559.250
Tratamiento de gases	37,5		2.126.250
IVA (21%)			2.660.553
<b>Costo total Obras Civiles</b>			<b>15.329.853</b>

*Fuente: elaboración propia.*



#### 14.2.1.2) Equipos industriales, auxiliares y accesorios

Esta sección del capítulo involucra todos los equipos utilizados en la producción de hidrógeno 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, Abel, Grundfos, Pure aqua, SINAX, SOIME, ENPA, boccard, Metalúrgica IAR, Servinox, etc.

Se considera el costo del flete del 1% en base al costo total del equipo. El IVA se establece en el 10,5% para los equipos, ya que son bienes de capital, y en el 21% para su transporte.

A continuación, se desarrolla en detalle dicha información.

*Tabla 14-2. Inversión en equipos industriales, auxiliares y accesorios.*

Denominación técnica	N° unidades	Precio unitario	Costo total	Flete y otros gastos	I.V.A.
Tanque glicerol (T1)	2	1.260.000	2.520.000	25.200	264.600
Tanque MONG (T2)	1	35.000	35.000	350	3.675
Tanque almacenamiento MONG (T3)	1	1.142.400	1.142.400	11.424	119.952
Tanque glicerol centrifugado (T4)	1	115.000	115.000	1.150	12.075
Tanque almacenamiento NaOH (T5)	1	571.200	571.200	5.712	59.976
Tanque de NaOH al 3,8% (T6)	1	319.872	319.872	3.199	33.587
Tanque almacenamiento HCl (T7)	1	571.200	571.200	5.712	59.976
Tanque de HCl al 5% (T8)	1	228.480	228.480	2.285	23.990
Tanque almacenamiento de fosfato trisódico (T9)	1	525.504	525.504	5.255	55.178
Tanque almacenamiento cloruro potásico (T10)	1	411.600	411.600	4.116	43.218
Tanque agua tratada (TA-1)	1	1.167.600	1.167.600	11.676	122.598
Economizador 1 (I1)	1	380.000	380.000	3.800	39.900
Economizador 2 (I2)	1	454.000	454.000	4.540	47.670
Economizador 3 (I3)	1	906.000	906.000	9.060	95.130
Condensador (I4)	1	1.132.000	1.132.000	11.320	118.860
Enfriador (I5)	1	680.000	680.000	6.800	71.400
Decantador centrífugo (A)	1	5.115.000	5.115.000	51.150	537.075
Torre de intercambio catiónico (B)	2	330.000	660.000	6.600	69.300



Torre de intercambio aniónico (C)	2	320.000	640.000	6.400	67.200
Reformador (D)	2	110.000.000	220.000.000	2.200.000	23.100.000
Adsorbedor (E)	2	1.087.200	2.174.400	21.744	228.312
Separador gas-líquido (F)	1	260.000	260.000	2.600	27.300
Compresor (G)	1	7.140.000	7.140.000	71.400	749.700
Torres de tamices moleculares (PSA) (H)	4	495.000	1.980.000	19.800	207.900
Bomba de membrana CM-G-B211 (P1)	1	997.890	997.890	9.979	104.778
Bomba centrífuga TP 25-80 (P2-P5-P7)	3	47.880	143.640	1.436	15.082
Bomba centrífuga CM 1-3 (P3)	1	35.364	35.364	354	3.713
Bomba centrífuga CM 1-5 (P4-P8)	2	40.740	81.480	815	8.555
Bomba centrífuga CM 3-3 (P6)	1	33.852	33.852	339	3.554
Bomba centrífuga TP 200-200/4 (P9)	1	383.040	383.040	3.830	40.219
Equipo de Nanofiltración NF-32K-7340	1	3.780.000	3.780.000	37.800	396.900
Torre de enfriamiento 1260 EWK (TE)	1	1.806.000	1.806.000	18.060	189.630
Automatización de la planta			12.844.712	128.447	1.348.695
Cañerías (m)	140	692	96.880	969	10.172
Válvulas	52	7.585	394.420	3.944	41.414
Lámparas MasterConect LEDtube	27	150	4.050	41	425
Lámparas Essential LED waterproof	11	332	3.652	37	383
Lámparas UrbanPlus LED	17	277	4.709	47	494

*Fuente: elaboración propia.*

*Tabla 14-3. Total inversión en equipos industriales, auxiliares y accesorios.*

<b>MONTO TOTAL MAQUINARIAS</b>	<b>269.738.945</b>
<b>MONTO TOTAL IVA</b>	<b>28.889.041</b>
<b>MONTO TOTAL FLETES</b>	<b>2.697.389</b>

*Fuente: elaboración propia.*



### 14.2.1.3) Muebles y útiles

Se consideran muebles y útiles a 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 siguiente se detallan los valores de este rubro.

*Tabla 14-4. Inversión en muebles y útiles.*

Denominación	N° unidades	Precio unitario	Costo total	I.V.A.
Escritorio	5	7.800	39.000	8.190
Silla escritorio	5	8.000	40.000	8.400
Silla	6	1.500	9.000	1.890
Computadora	5	104.000	520.000	109.200
Aire acondicionado	3	45.000	135.000	28.350
Armario	2	16.000	32.000	6.720
Archivero	3	16.000	48.000	10.080
<b>Total</b>			<b>823.000</b>	<b>172.515</b>

*Fuente: elaboración propia.*

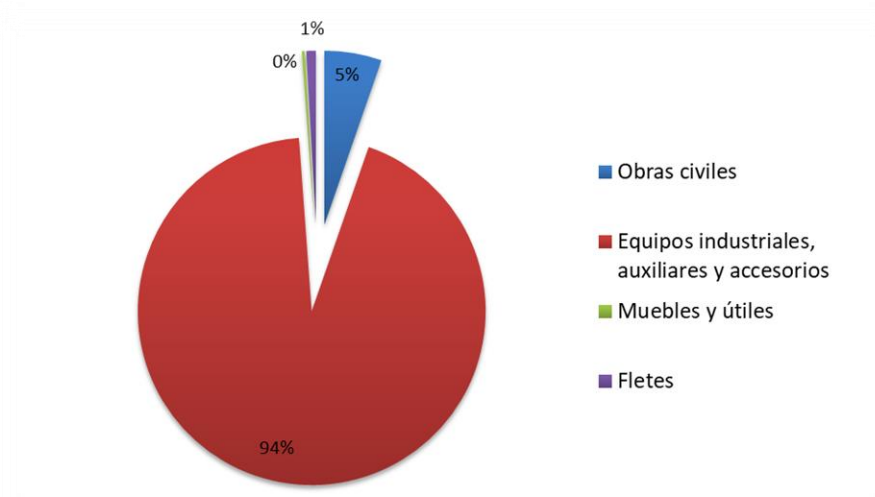
### 14.2.1.4) Resumen de activos fijos

En la tabla 14-5 se resumen los montos de las diferentes categorías de los activos fijos, y además se calcula la distribución porcentual sobre el total de la inversión de los bienes. En la figura 14-1 se observan los resultados.

*Tabla 14-5. Inversión en activos fijos.*

Activos fijos	Costo Total (\$)	Porcentaje (%)
Obras civiles	15.329.853	5,31
Equipos industriales, auxiliares y accesorios	269.738.945	93,51
Muebles y útiles	823.000	0,29
Fletes	2.568.942	0,89
<b>Total activos fijos</b>	<b>288.460.740</b>	<b>100,00</b>

*Fuente: elaboración propia.*



*Figura 14-1. Distribución porcentual de inversión en activos fijos.  
Fuente: elaboración propia.*

Se observa claramente como el activo fijo que tiene más peso sobre el total es la inversión en equipos industriales, auxiliares y accesorios. Esto es de esperarse debido a que se comparte el terreno y varias instalaciones con la planta de peróxido de hidrógeno, reduciendo significativamente los costos en obras civiles.

#### 14.2.2) Activos nominales

Los activos nominales o intangibles son el conjunto de bienes inmateriales, representados en derechos, privilegios o ventajas de competencia, que contribuyen a un aumento en ingresos o utilidades por medio de su empleo en el curso normal de los negocios. Son inversiones que se realizan previo a la puesta en marcha del proyecto, las cuales no se recuperan, y por tal motivo se deben asimilar a inversiones para recuperarlas luego a través de amortizaciones.

Se consideran las siguientes categorías de activos nominales:

- 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 5% del costo total de las inversiones en activos fijos.
- Seguros e impuestos: Corresponden al seguro e impuestos requeridos durante la puesta en marcha del proyecto, se considera de un monto total del 1% del total de los activos fijos.
- Planificación: corresponde al 5% del monto total de los activos fijos.
- Montaje e instalación de equipos: El costo del montaje de los equipos de la planta se estima como el 20% del costo total de maquinarias y equipos.
- Supervisión del proyecto: El costo de la supervisión de construcción del proyecto se estima en un 3% del costo total de activos fijos. Las tareas comprendidas son la dirección y administración de todas las obras de construcción e instalación de maquinarias y equipos.



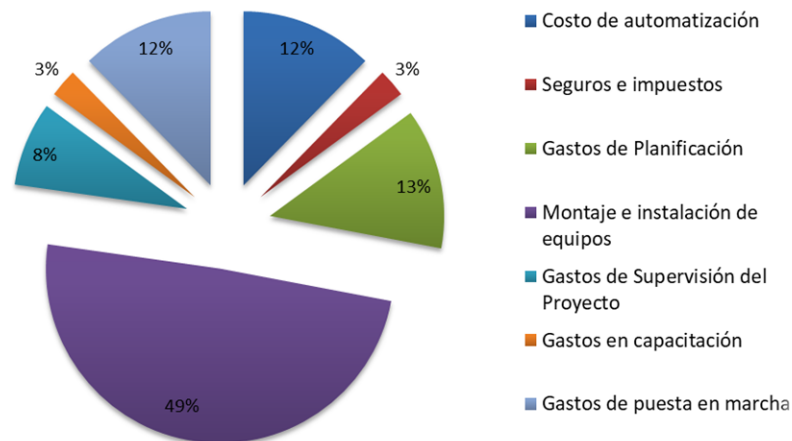
- Capacitación: Para dar comienzo a la actividad industrial, es necesario formar y capacitar al personal previo al inicio del proyecto. De esta forma se asegura que cada empleado tenga las herramientas y conocimientos acorde a la tarea a desempeñar. El primer año se realiza una capacitación inicial a 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 1% de costo total de inversiones fijas.
- Puesta en marcha: La puesta en marcha de la planta en el año 1 se estima como el 5 % de la inversión en equipos y maquinarias. No se considera costo alguno respecto a las puestas en marcha temporales luego de cada parada anual, ya que se considera que no se pierde materia prima ni insumos, y además los gastos de mano de obra, electricidad y demás no varían respecto a los meses normales de trabajo.

En la tabla 14-6 se resumen los costos en activos nominales y en la figura 14-2 se grafica la distribución porcentual de los mismos con respecto al valor total de la inversión en activos nominales.

*Tabla 14-6. Inversión en activos nominales.*

<b>Rubros asimilables</b>	<b>Costo Total (\$)</b>	<b>Porcentaje (%)</b>
Costo de automatización	13.486.947	12,32
Seguros e impuestos	2.859.286	2,61
Gastos de planificación	14.296.432	13,05
Montaje e instalación de equipos	53.947.789	49,26
Gastos de supervisión del proyecto	8.577.859	7,83
Gastos en capacitación	2.859.286	2,61
Gastos de puesta en marcha	13.486.947	12,32
<b>Total activos nominales</b>	<b>109.514.547</b>	<b>100,00</b>

*Fuente: elaboración propia.*



*Figura 14-2. Distribución porcentual de inversión en activos nominales.  
Fuente: elaboración propia.*

### 14.2.3) Capital de trabajo

La inversión en capital de trabajo es una inversión en activos corrientes: efectivo inicial, inventario, que permitan operar durante un ciclo productivo. 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, de modo que se puedan invertir nuevamente. Esto significa que hay que financiar la primera producción antes de recibir ingresos.

Se estima el capital de trabajo para un período productivo de un mes. En la tabla 14-7 y en la figura 14-3 se muestran los costos de producción para este período y el porcentaje que representa cada concepto con respecto a la inversión total en capital de trabajo.

*Tabla 14-7. Inversión en capital de trabajo.*

Costo de Producción	Costo Mensual (\$)	Porcentaje (%)
Materias primas	16.715.927	50,81
Insumos	10.430.712	31,71
Mano de obra directa	812.878	2,47
Mantenimiento	449.565	1,37
Mano de obra indirecta	465.404	1,41
Energía	3.784.739	11,50
Seguros	238.274	0,72
<b>Total Capital de trabajo</b>	<b>32.897.499</b>	<b>100,00</b>

*Fuente: elaboración propia.*

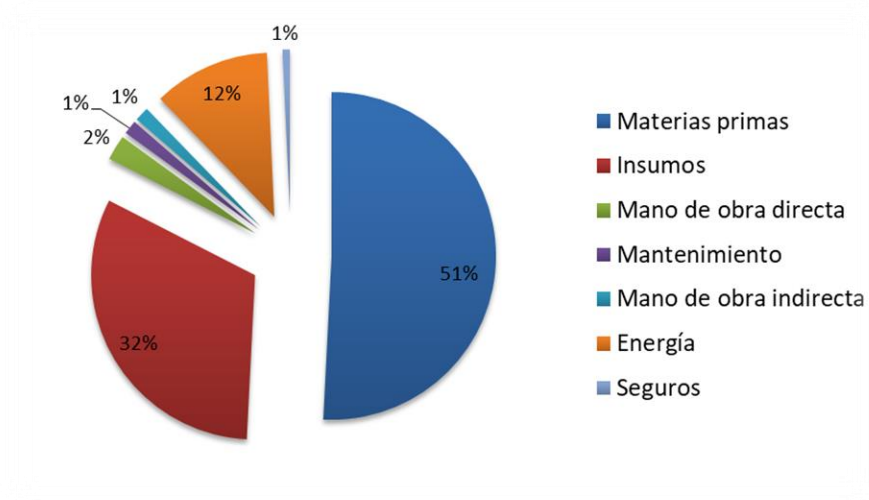


Figura 14-3. Distribución porcentual de inversión en capital de trabajo.  
Fuente: elaboración propia.

#### 14.2.4) Inversión total

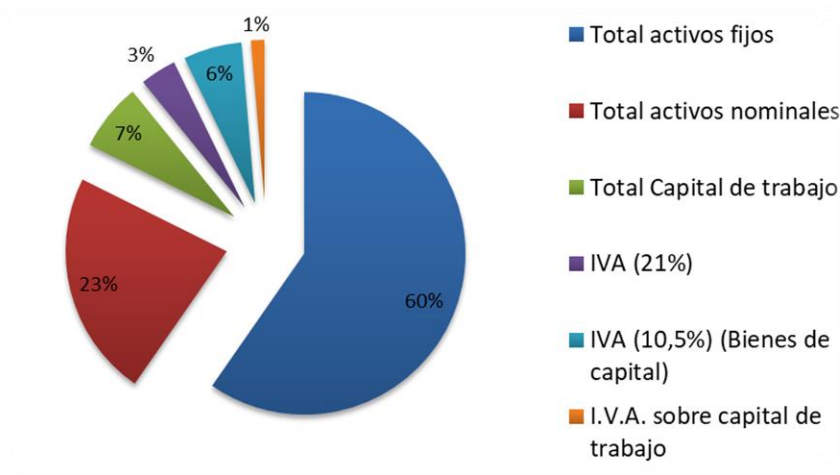
Conociendo los montos individuales de los activos fijos, nominales y capital de trabajo, se realiza la suma de estos con la finalidad de conocer el costo total de la inversión. En la tabla 14-8 se puede observar el total a financiar y en la figura 14-4 la participación de cada uno de los rubros.

Tabla 14-8. Inversión total.

Rubro	Costo (\$)	Porcentaje (%)
Total activos fijos	288.460.740	59,69
Total activos nominales	109.514.547	22,66
Total Capital de trabajo	32.897.499	6,81
IVA (21%)	17.561.129	3,63
IVA (10,5%) (Bienes de capital)	28.322.589	5,86
IVA sobre capital de trabajo	6.545.627	1,35
<b>Inversión total</b>	<b>483.302.131</b>	<b>100,00</b>

Fuente: elaboración propia.





*Figura 14-4. Distribución porcentual de la inversión total.  
Fuente: elaboración propia.*

### 14.3 ) Costos de producción

El sostenimiento de la actividad de una empresa genera un conjunto de costos, denominados costos de producción. Estos son los gastos necesarios para mantener una línea de procesamiento o un equipo en funcionamiento para fabricar un bien o generar un servicio. Pueden dividirse en dos grandes categorías:

- Costos variables: Son aquellos costos que varían en forma proporcional, de acuerdo al nivel de producción o actividad de la empresa.
- Costos fijos: Son aquellos costos cuyo importe permanece constante, independientemente del nivel de actividad de la empresa.

#### 14.3.1) Costos variables

Los costos variables se relacionan directamente con la realización y producción del hidrógeno. Están compuestos por las materias primas e insumos, los salarios de los operarios involucrados en la producción (mano de obra directa), los insumos energéticos empleados (servicios auxiliares), el mantenimiento diario de la planta y los gastos de comercialización directos (como los gastos por comisiones por ventas).

##### 14.3.1.1) Materia prima e insumos

La materia prima a comprar proviene de las industrias de biodiésel 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. El resto de los insumos requeridos por el proceso de producción, como el catalizador utilizado en el reformador, el relleno de los tamices moleculares o las soluciones de regeneración de las resinas de intercambio iónico, también se incluyen en la tabla siguiente, considerando un valor del 1% de su costo para sus respectivos transportes. Dichos costos corresponden a los necesarios para el primer año del proyecto.



*Tabla 14-9. Costos de materias primas e insumos.*

Descripción	Cantidad requerida	Unidad	Costo unitario s/IVA (\$)	Fletes (\$)	Costo Total (\$)
<b>MATERIAS PRIMAS</b>					
Glicerol crudo	18.369	t	10.920,00		200.591.118
<b>INSUMOS</b>					
Catalizador Ni/La <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3	t	252.000,00	8.388	847.195
CaO	23	t	6.720,00	1.548	156.346
NaOH al 50% en solución	42.473	l	1274,10	541.144	54.655.535
HCl al 37%	53.444	l	1.290,24	689.559	69.645.495
Resina catiónica	3.800	l	12,09	459	46.401
Resina aniónica	2.600	l	42,93	1.116	112.731
Carbón activado/10 años	8	t	103.824,00	8.223	830.509
Zeolita 5A/10 años	4	t	151.200,00	6.441	650.553
<b>Total</b>					<b>327.535.883</b>

*Fuente: elaboración propia.*

#### 14.3.1.2) Servicios auxiliares

Basados en el capítulo de servicios auxiliares se procede a hacer un resumen del consumo de los mismos.

- Gas: Distribuido por la empresa Gas Natural Ban S.A., el consumo se calcula en función de la tarifa por categoría de la planta y se adopta un consumo constante mensual.
- Electricidad: La empresa que suministra la energía eléctrica es Empresa Distribuidora de Energía Norte S.A. y se tiene en cuenta la infraestructura que posee el complejo para un servicio de baja y media tensión.
- Agua: Se considera sin costo ya que el abastecimiento dentro del Parque Industrial Campana se realiza por medio de una perforación por cada parcela.

En la tabla 14-10 se discriminan dichos consumos y los costos variables correspondientes.

*Tabla 14-10. Costos de servicios auxiliares.*

Descripción	Consumo	Período	Consumo Total	Unidad	Costo Unitario	Costo Total
Energía Eléctrica (equipos)	3.643	Día	1.220.257	kwh	2,24	2.733.375
Energía Eléctrica (iluminación)	70	Día	25.441	kwh	2,24	56.987
Gas Natural	348.768	Mes	3.836.448	m3	11,00	42.200.928
Agua	119	Día	39.798	m3	0,00	0
<b>Total</b>						<b>44.991.290</b>

*Fuente: elaboración propia.*



### 14.3.1.3) Mano de obra directa

La mano de obra directa implica los costos en salarios y demás cargas laborales a todos aquellos empleados vinculados directamente con la fabricación del producto. Los importes están basados en el Convenio Colectivo de Trabajo N° 564/09 perteneciente a la industria química y petroquímica, con la escala salarial de Noviembre de 2020. A estos montos se le adicionan las cargas sociales, consideradas en un 45% del monto total de los sueldos, incluido el aguinaldo y las vacaciones. Las horas de trabajo anuales son 2370.

En la tabla 14-11 se detallan los costos generados por la mano de obra directa para cada cargo requerido para el funcionamiento de la planta.

*Tabla 14-11. Costos de mano de obra directa.*

Sector	Cargo	Cantidad de personal	Jornal por hora	Gasto anual nominal	Cargas sociales 45,00%	Gasto Total Anual
Producción	Supervisor	4	229,56	2.176.229	979.303	3.155.532
	Operario	8	166,68	3.160.253	1.422.114	4.582.367
	Técnico de Seguridad	2	195,61	927.191	417.236	1.344.428
Calidad	Técnico en Laboratorio	1	195,61	463.596	208.618	672.214
<b>Total de costos mano de obra directa</b>						<b>9.754.540</b>

*Fuente: elaboración propia.*

### 14.3.1.4) Mantenimiento

En este apartado se consideran los costos de carácter preventivo que se realizan sobre los equipos que intervienen en el proceso de producción, referidos a materiales y refacciones sin considerar en este apartado los sueldos del personal de mantenimiento. Éste se define como el 2% sobre el costo total de equipos industriales y accesorios, arrojando un valor de \$5.394.779 para el primer año.

### 14.3.1.5) Gastos de comercialización

Los gastos de comercialización son aquellos necesarios para la venta de un bien o servicio, y que incluyen gastos como marketing, publicidad y comisiones, entre otros. Se estima los gastos de comercialización variables como el 0,1% de los costos de producción, representando un valor de \$387.676 para el primer año.

### 14.3.1.6) Resumen de costos variables

En la Tabla 14-12 se observan los resultados del total de costos directos o variables involucrados en el proyecto para el primer año, además se realiza un gráfico circular con las distribuciones porcentuales que representa cada apartado en los costos totales directos, mostrados en la figura 14-5.

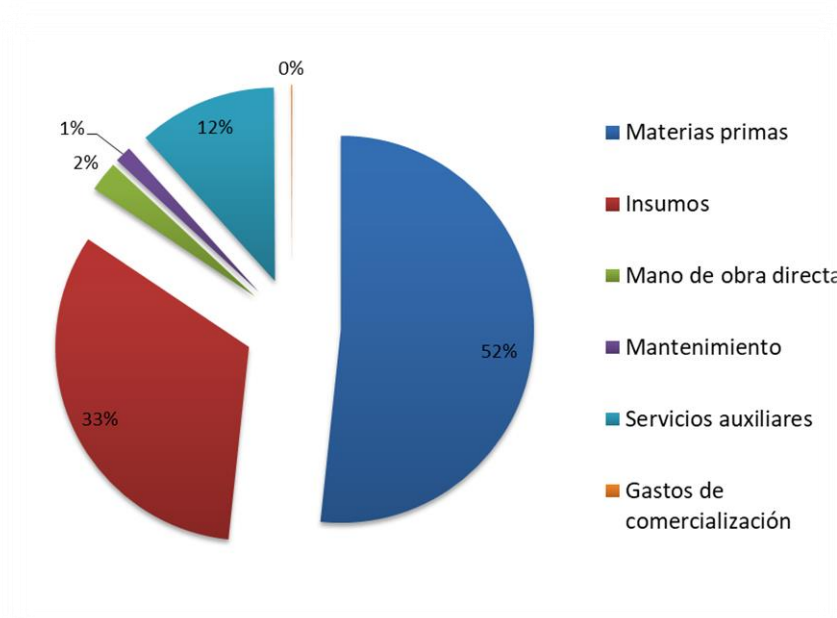
*Tabla 14-12. Costos variables.*

Costo variable	Costo anual (\$)	Porcentaje (%)
Materias primas	200.591.118	51,69
Insumos	126.944.765	32,71
Mano de obra directa	9.754.540	2,51



Mantenimiento	5.394.779	1,39
Servicios auxiliares	44.991.290	11,59
Gastos de comercialización	387.676	0,10
<b>Total costos variables</b>	<b>388.064.167</b>	<b>100,00</b>

*Fuente: elaboración propia.*



*Figura 14-5. Distribución porcentual de los costos variables.  
Fuente: elaboración propia.*

### 14.3.2) Costos fijos

Los costos indirectos de producción hacen referencia a todos aquellos gastos que debe realizar una empresa para lograr la producción establecida, sin ser proporcional a la producción. Comprende la mano de obra indirecta, los gastos de mantenimiento de equipos, impuestos, seguros, gastos de financiación, gastos de administración, y amortización y depreciación de bienes de uso.

#### 14.3.2.1) Mano de obra indirecta

La mano de obra indirecta hace referencia al personal que realiza tareas complementarias que no afectan directamente a la producción pero que, sin embargo, son imprescindibles para la actividad económica de la empresa. Se emplea el mismo convenio colectivo que para la mano de obra directa, CCT N° 564/09. Las cargas sociales se calculan como el 28% de la remuneración mensual para administrativos y cargos jerárquicos y para el gasto total anual se utilizan 13 meses para considerar el aguinaldo. Dichos costos se encuentran detallados en la tabla 14-13.



*Tabla 14-13. Costos de mano de obra indirecta.*

Sector	Cargo	Cantidad de personal	Remuneración mensual	Gasto anual nominal	Cargas sociales 28,00%	Gasto Total Anual
Producción	Gerente de planta	1	120.000	1.560.000	436.800	1.996.800
	Jefe de Producción de Hidrógeno	1	110.000	1.430.000	400.400	1.830.400
Administración	Administrativo	2	44.845	1.165.979	326.474	1.492.454
<b>Total de costos mano de obra indirecta</b>						<b>5.319.654</b>

*Fuente: elaboración propia.*

#### 14.3.2.2) Depreciación de bienes de uso

Para efectos contables, los activos fijos, están sujetos a depreciación, ya que pierden su valor por el desgaste o agotamiento que sufren en la medida que con su utilización contribuyen a la generación de los ingresos de la empresa.

Los cargos anuales se calculan con base en los porcentajes de depreciación permitidos por las leyes impositivas. El porcentaje de amortización dependerá de la cantidad de años de vida útil que tenga el bien de uso. Los porcentajes máximos de amortización anual son establecidos por la AFIP (Administradora Federal de Ingresos Públicos).

*Tabla 14-14. Depreciación de activos fijos.*

Rubro	Valor	Vida útil	Depreciación anual	
			Coficiente	Costo (\$)
Obras civiles y construcciones complementarias + Instalaciones industriales y auxiliares	12.669.300	50	2	253.386
Equipos industriales y auxiliares + accesorios	269.738.945	20	10	13.486.947
Muebles y útiles	823.000	10	5	82.300
<b>Total</b>				<b>13.822.633</b>

*Fuente: elaboración propia.*

#### 14.3.2.3) Seguros e impuestos

A los costos de seguros e impuestos se los estima como el 1% de la inversión de los activos fijos, por lo tanto, arroja un valor de \$2.859.286 al año.

#### 14.3.2.4) Gastos administrativos

Para los gastos administrativos relacionados a las actividades administrativas globales de la empresa (gastos de papelería y suministros de oficina, por ejemplo), se lo estima como el 0,5% del costo de producción fijo, arrojando un valor de \$110.008 para el primer año.

#### 14.3.2.5) Gastos de comercialización

A los gastos de comercialización indirectos o fijos se los estima como el 0,1% del costo de producción fijo, arrojando un valor de \$22.002 para el primer año.



#### 14.3.2.6) Gastos de financiación

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 presente proyecto, el capital disponible para la inversión es aportado por un crédito bancario del Banco Nación con una tasa nominal anual (TNA) del 35% y sistema de amortización francés. Este sistema se caracteriza por poseer cuotas constantes y debido a esto, cada mes el banco recibe intereses en función del capital pendiente de amortizar. Por ello, durante los primeros años del préstamo, se paga una cantidad mayor de intereses que de capital y, durante el período final del préstamo, se paga más capital y menos intereses.

El crédito solicitado es por un monto de \$483.302.131 en pesos argentinos a cancelar en 10 años (120 meses). En la tabla 14-15 se detallan las características del mismo.

*Tabla 14-15. Características de la financiación del proyecto.*

Capital	483.302.131	N° de cuotas	120
TNA	35%	Tasa seguro	0,25
IVA	21%	Importe de la cuota	14306227
Año	Cuota (\$)	Intereses (\$)	
1	221.256.101,03	167.666.494,17	
2	220.767.785,01	166.015.183,95	
3	220.078.292,56	163.683.566,99	
4	219.104.743,03	160.391.370,51	
5	217.730.110,59	155.742.855,01	
6	215.789.157,10	149.179.244,18	
7	213.048.569,64	139.911.557,11	
8	209.178.915,01	126.825.768,52	
9	203.715.040,16	108.348.897,02	
10	196.000.158,25	82.259.924,40	

*Fuente: elaboración propia.*

#### 14.3.2.7) Resumen de costos fijos

En la tabla 14-16 se detallan los montos correspondientes a cada uno de los costos indirectos o fijos involucrados en el proyecto para el primer año. En la figura 14-6 se representa gráficamente la participación de cada uno de ellos en el total.

*Tabla 14-16. Costos fijos.*

Costo fijo	Costo anual (\$)	Porcentaje (%)
Mano de obra indirecta	5.319.654	2,19
Seguros	2.859.286	1,17
Depreciación de bienes de uso	13.822.633	5,68
Gastos administrativos	110.008	0,05
Gastos de comercialización	22.002	0,01
Gastos de financiación	221.256.101	90,91
<b>Total costos fijos</b>	<b>243.389.684</b>	<b>100,00</b>

*Fuente: elaboración propia.*

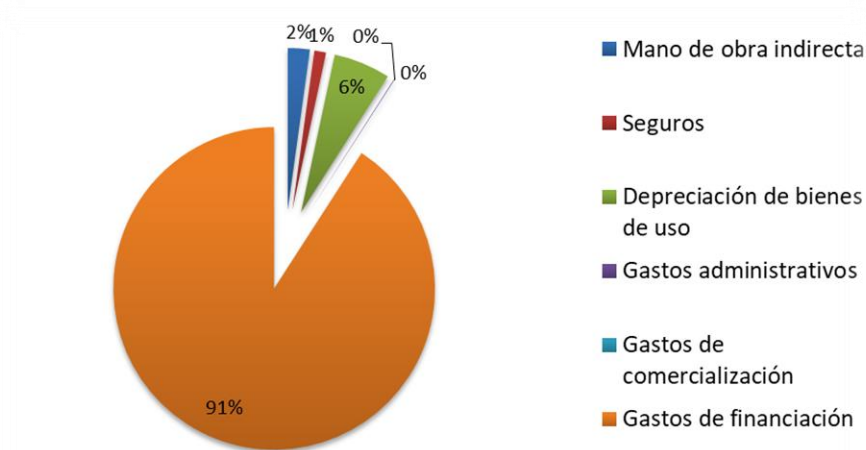


Figura 14-6. Distribución porcentual de los costos fijos.  
Fuente: elaboración propia.

#### 14.4 ) Costo total de producción y costo unitario

El costo total de producción surge de la suma de costos variables y costos fijos. Éste sirve para otorgar una visión general de la producción, siendo la base de la toma de decisiones de la empresa, ya que una variación sobre éstos impacta sobre los resultados o utilidades.

Otro factor interesante de estimar y analizar es el costo unitario de producción, el cual representa el costo total necesario para producir una unidad de producto terminado. En este proyecto se utiliza como unidad de producto una tonelada de hidrógeno producido y se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$\text{Costo unitario} = \frac{\text{Costo total de producción}}{\text{Total de unidades}} = \frac{C. \text{ fijos} + C. \text{ variables}}{\text{Total de unidades}}$$

En la Tabla 14-17 se muestra el costo total de producción y el costo unitario calculados para cada año de actividad del proyecto.

Tabla 14-17. Costo total de producción y unitario.

Año	Costos fijos (\$)	Costos variables (\$)	Costos totales de producción (\$)	Cantidad anual de producto (t)	Costos unitarios (\$/t)
1	243.389.684	388.064.167	631.453.851	1.447	436.255,63
2	242.901.368	386.286.170	629.187.538	1.447	434.689,89
3	242.211.875	386.286.170	628.498.045	1.447	434.213,54
4	241.238.326	386.286.170	627.524.496	1.447	433.540,94
5	239.863.693	386.286.170	626.149.863	1.447	432.591,24
6	237.922.740	386.286.170	624.208.910	1.447	431.250,28
7	235.182.152	386.286.170	621.468.322	1.447	429.356,88
8	231.312.498	386.286.170	617.598.668	1.447	426.683,43



9	225.848.623	386.286.170	612.134.793	1.447	422.908,58
10	218.133.741	386.286.170	604.419.911	1.447	417.578,56

*Fuente: elaboración propia.*

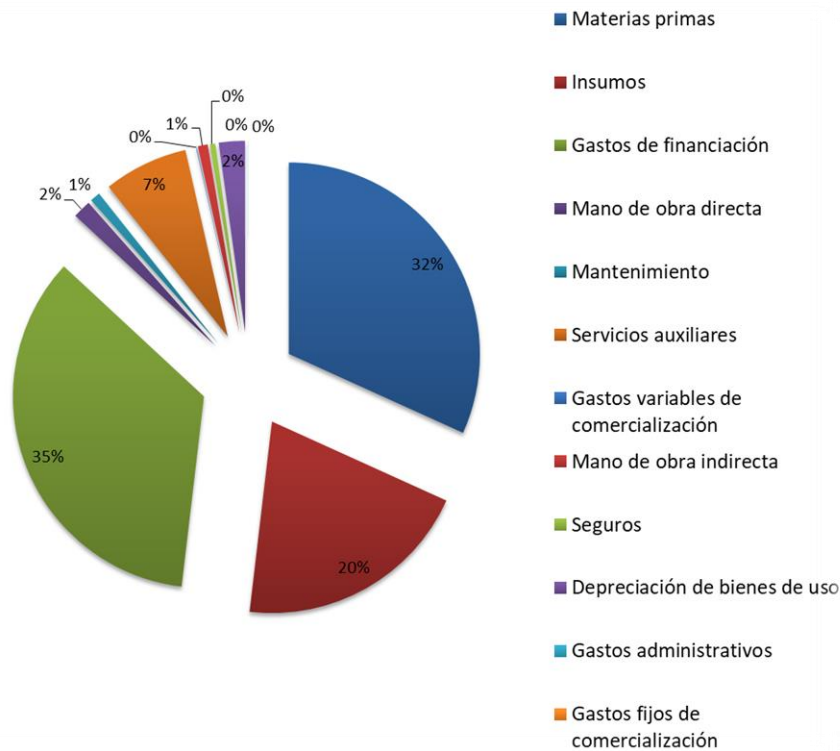
En la tabla 14-18 se discrimina el total de los costos de producción respectivos al primer año de ejercicio de la planta junto con los porcentajes que representa cada concepto en el total de los costos. Mediante dicha tabla y la figura a continuación se busca arribar a una mejor comprensión de la influencia que posee cada concepto individual en el costo final, total o unitario, del producto.

*Tabla 14-18. Costo total de producción para el primer año.*

Costo	Costo anual (\$)	Porcentaje (%)
Materias primas	200.591.118	31,77
Insumos	126.944.765	20,10
Mano de obra directa	9.754.540	1,54
Mantenimiento	5.394.779	0,85
Servicios auxiliares	44.991.290	7,13
Gastos variables de comercialización	387.676	0,06
Mano de obra indirecta	5.319.654	0,84
Seguros	2.859.286	0,45
Depreciación de bienes de uso	13.822.633	2,19
Gastos administrativos	110.008	0,02
Gastos fijos de comercialización	22.002	0,00
Gastos de financiación	221.256.101	35,04
<b>Total costos de producción</b>	<b>631.453.851</b>	<b>100,00</b>

*Fuente: elaboración propia.*





*Figura 14-7. Distribución porcentual de los costos totales de producción.  
Fuente: elaboración propia.*

Como se observa en la figura 14-7, el 35% de los costos corresponden a los gastos de financiación, el 32% a la materia prima y el 20% a los insumos. Las categorías restantes no tienen peso significativo sobre el total, por lo que las tareas de optimización se basan en estos rubros de más relevancia. Cabe destacar que una variación sobre éstos influye ampliamente sobre los costos totales de producción y, en consecuencia, sobre los beneficios obtenidos por la empresa.

### 14.5 ) Ingresos por ventas

Se considera ingresos por ventas a los montos de dinero percibidos por las ventas de los productos. En el presente proyecto se analiza la posibilidad de comercializar los subproductos generados en el proceso, como el dióxido de carbono, la materia orgánica no glicérica (MONG) y las sales separadas de la materia prima. El producto principal, el hidrógeno, no genera ingresos por ventas propiamente dichos, puesto a que se lo produce para alimentar directamente a la planta de peróxido de hidrógeno, pero eso no significa que no genere ganancias para la compañía en general. Por este motivo se lo analiza como un producto más, basados en el precio de compra que pagaba la planta de peróxido anteriormente. De esta manera, se busca obtener el margen extra que genera la producción *on site* del hidrógeno en la planta.



Los precios de los productos se obtienen por consultas a fabricantes, para las condiciones de pureza ya descritas. Estos valores se consideran constantes a lo largo del ciclo económico de 10 años debido a que las cantidades producidas y vendidas no varían en dicho periodo.

En la tabla 14-19 se resumen los ingresos por ventas para uno de los 10 años de ejercicio.

*Tabla 14-19. Ingresos por ventas anuales.*

Producto	Cantidad (t)	Precio Unitario (\$/t)	Ingresos anuales (\$)
Hidrógeno	1.447	975.484	1.411.954.561
Dióxido de carbono	4.916	60.000	294.977.952
MONGs	1.429	1.941	2.773.903
Sales	414	562	232.792
<b>Total de ingresos</b>			<b>1.709.939.208</b>

*Fuente: elaboración propia.*

## 14.6 ) Evaluación económica del proyecto

La evaluación económica es la herramienta final en el análisis de factibilidad en los proyectos de inversión, a través de la cual se analiza la viabilidad y rentabilidad del mismo. Esto es importante debido a que el tiempo de recuperación de la inversión requerida es uno de los factores más determinantes a la hora de tomar la decisión de proseguir con el proyecto o no.

Existen diversos 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.

En el apartado siguiente se calcula el estado de resultados, que es necesario para el cálculo de los indicadores antes mencionados.

### 14.6.1) Estado de resultados

El estado de resultados es un reporte financiero que, en base a un período determinado, muestra de manera detallada los ingresos obtenidos y los gastos en el momento en que se producen. El objetivo del análisis del estado de resultado es determinar la utilidad neta y los flujos netos de efectivo (FNE) del proyecto, los cuales representan el beneficio real de la operación de la planta y se obtienen restando a los ingresos todos los costos en los que se incurra y los impuestos que se deben pagar. Mientras mayores sean los FNE, mayor será la rentabilidad económica del proyecto.

Con estos datos se posibilita el análisis y la toma de decisiones. Entre los componentes del estado de resultados se encuentran algunos conceptos que no han sido definidos previamente y se definen a continuación:

- Resultado operativo: diferencia entre ventas y costo de ventas, indicando qué gana la empresa, en bruto, con el producto vendido.
- Resultado antes de impuestos: resulta de sustraerle a la utilidad operativa las depreciaciones y los gastos administrativos, comerciales y de financiación.



- Impuestos a las ganancias: se considera el 35% de la utilidad antes de impuestos más la depreciación y amortización (dado que no suponen desembolso de dinero, se reincorporan para determinar el flujo neto efectivo).
- Flujo neto efectivo: es la ganancia o pérdida final que la empresa obtiene después de la actividad y resulta de adicionarle las depreciaciones a la utilidad después de impuestos.

En las tablas 14-20 y 14-21 se detalla el estado de resultados para un período de 10 años de actividad del proyecto.

*Tabla 14-20. Estado de resultados. Año 1-5.*

EJERCICIOS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Ventas netas	1.709.939.208	1.709.939.208	1.709.939.208	1.709.939.208	1.709.939.208
Costo de producción de lo vendido	409.678.064	407.901.843	407.901.843	407.901.843	407.901.843
<b>RESULTADO OPERATIVO</b>	<b>1.300.261.143</b>	<b>1.302.037.365</b>	<b>1.302.037.365</b>	<b>1.302.037.365</b>	<b>1.302.037.365</b>
Gastos de administración	110.008	110.008	110.008	110.008	110.008
Gastos de comercialización	409.678	407.902	407.902	407.902	407.902
Gastos de financiación	221.256.101	220.767.785	220.078.293	219.104.743	217.730.111
Depreciación-Amortización	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633
<b>RESULTADO ANTES DE IMPUESTOS</b>	<b>1.064.662.723</b>	<b>1.080.751.670</b>	<b>1.081.441.162</b>	<b>1.082.414.712</b>	<b>1.083.789.344</b>
Depreciación-Amortización	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633
Impuesto a las ganancias	377.469.875	378.263.084	378.504.407	378.845.149	379.326.271
<b>FLUJO NETO DE EFECTIVO</b>	<b>701.015.482</b>	<b>702.488.585</b>	<b>702.936.756</b>	<b>703.569.563</b>	<b>704.463.074</b>

*Fuente: elaboración propia.*

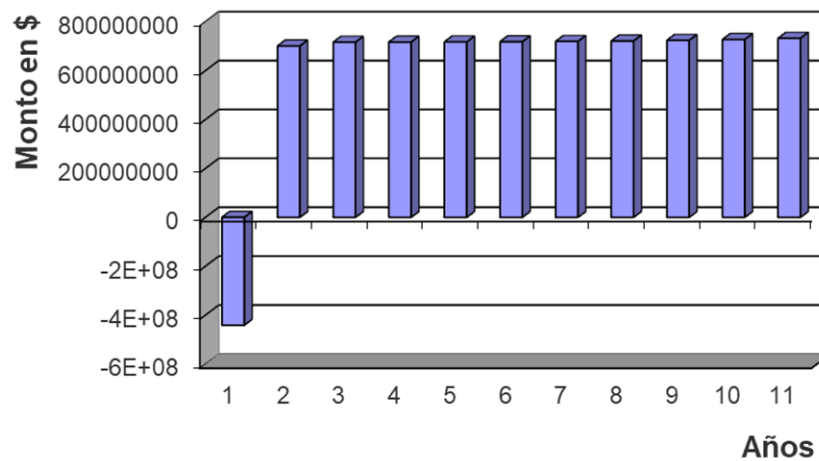
*Tabla 14-21. Estado de resultados. Año 6-10.*

EJERCICIOS	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Ventas netas	1.709.939.208	1.709.939.208	1.709.939.208	1.709.939.208	1.709.939.208
Costo de producción de lo vendido	407.901.843	407.901.843	407.901.843	407.901.843	407.901.843
<b>RESULTADO OPERATIVO</b>	<b>1.302.037.365</b>	<b>1.302.037.365</b>	<b>1.302.037.365</b>	<b>1.302.037.365</b>	<b>1.302.037.365</b>
Gastos de administración	110.008	110.008	110.008	110.008	110.008
Gastos de comercialización	407.902	407.902	407.902	407.902	407.902
Gastos de financiación	215.789.157	213.048.570	209.178.915	203.715.040	196.000.158
Depreciación-	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633



Amortización					
RESULTADO ANTES DE IMPUESTOS	1.085.730.298	1.088.470.885	1.092.340.540	1.097.804.415	1.105.519.297
Depreciación-Amortización	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633	13.822.633
Impuesto a las ganancias	380.005.604	380.964.810	382.319.189	384.231.545	386.931.754
<b>FLUJO NETO DE EFECTIVO</b>	<b>705.724.694</b>	<b>707.506.075</b>	<b>710.021.351</b>	<b>713.572.870</b>	<b>718.587.543</b>

*Fuente: elaboración propia.*



*Figura 14-8. Flujo neto efectivo.  
Fuente: elaboración propia.*

Se observa claramente como el flujo de fondos es positivo en el período de operación de los 10 años.

## 14.6.2) Indicadores

### 14.6.2.1) Valor Actual Neto (VAN)

El valor actual neto es el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos descontados a la inversión inicial, lo que significa comparar todas las ganancias esperadas contra los desembolsos necesarios para producir esas ganancias en el tiempo presente.

Con este método se define la aceptación o rechazo de un proyecto de acuerdo con los siguientes criterios de evaluación:

- Si el VAN es  $< 0$ , se rechaza el proyecto.
- Si el VAN es  $= 0$ , el proyecto es indiferente.
- Si el VAN es  $> 0$ , se acepta el proyecto.



El resultado del VAN para el presente proyecto es de \$1.496.482.734, el resultado positivo indica que el proyecto es viable.

#### **14.6.2.2) Tasa Interna de Retorno (TIR)**

La tasa interna de retorno o de rendimiento es un indicador financiero que mide el rendimiento de los fondos que se pretenden invertir en un proyecto. Es la tasa que iguala la suma de los flujos descontados a la inversión inicial (VAN=0), en la cual se supone que el dinero que se gana año con año, se reinvierte en su totalidad. De modo que se trata de la tasa de rendimiento generada en el interior de la empresa por medio de la inversión.

Los criterios para decidir la aceptación o rechazo de un proyecto por este método se muestran a continuación:

- Si la TIR < a la tasa mínima aceptable de rendimiento del proyecto (TMAR), se rechaza, ya que el proyecto genera menos beneficios que el interés pagado por el banco; ante lo cual sería más atractivo depositar el monto de los recursos disponibles en el banco o bien, optar por una alternativa de inversión rentable.
- Si la TIR = a la tasa mínima aceptable de rendimiento del proyecto, el proyecto es indiferente. De tal manera que los beneficios del proyecto sólo pagarán los costos.
- Si la TIR > a la tasa mínima aceptable de rendimiento del proyecto, el proyecto se acepta. Lo que significa que el beneficio real que se obtiene con el proyecto es mayor a la tasa de interés que pagan los bancos.

El valor de la TIR para el presente proyecto es del 160%. Dado que el valor obtenido es mayor a la TMAR propuesta por el banco prestador (35%), se concluye que el proyecto es rentable.

#### **14.6.2.3) Período de recupero de la inversión (PRI)**

Es el tiempo necesario para que los beneficios netos de un proyecto amorticen el capital invertido. Su primordial utilidad es la de conocer en qué tiempo, una inversión genera los recursos suficientes para igualar el monto de la inversión inicial.

El valor del PRI para el presente proyecto es de 0,7 años, aproximadamente 8 meses y medio.

#### **14.6.3) 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 el cambio de la TIR con la variación del volumen de producción, del precio de venta, de los costos de insumos y materia prima y de la tasa de interés del banco prestador, 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.



### 14.6.3.1) 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 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).

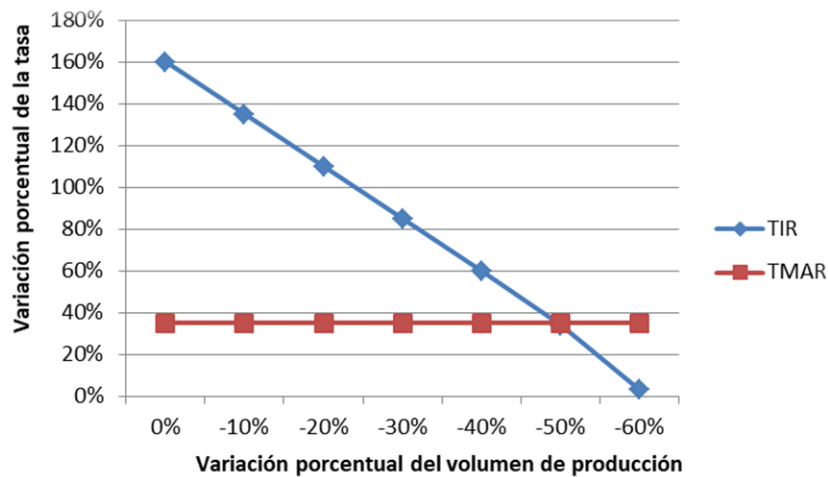


Figura 14-9. Variación de la TIR con el volumen de producción.  
Fuente: elaboración propia.

De la figura 14-9 se concluye con que el volumen de producción, y por lo tanto de ventas, debe disminuir en un 50% para afectar la rentabilidad del proyecto.

### 14.6.3.2) Variación de la TIR con el precio de venta

En esta sección se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el precio de venta del producto principal, el hidrógeno. Como se observa en la figura siguiente, en caso de disminuir el precio de venta en un 60% el proyecto deja de ser rentable.

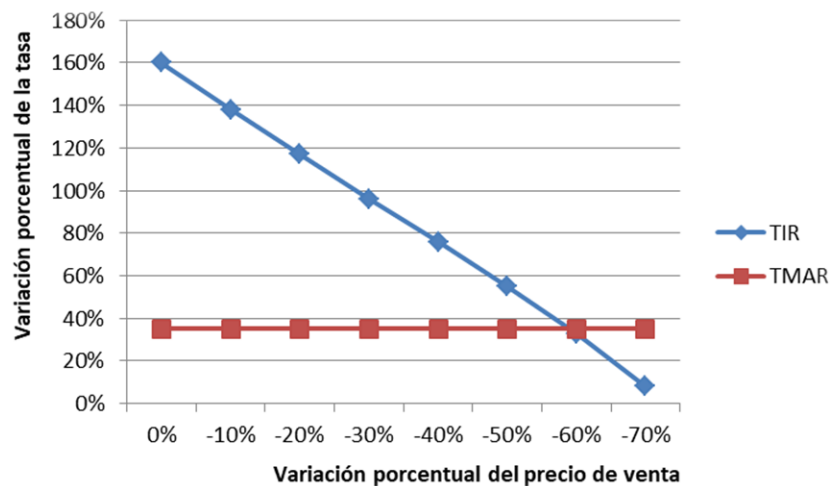


Figura 14-10. Variación de la TIR con el precio de venta.  
Fuente: elaboración propia.

#### 14.6.3.3) Variación de la TIR con el costo de la materia prima y los insumos

La variación de la TIR con el precio de costo de la materia prima y los insumos se analiza debido a que son los factores de mayor peso entre los costos totales de producción, pero la variación en sus costos en hasta un 100% no parece tener un gran efecto en el rendimiento del proyecto, de acuerdo a lo que se muestra en las figuras 14-11 y 14-12.

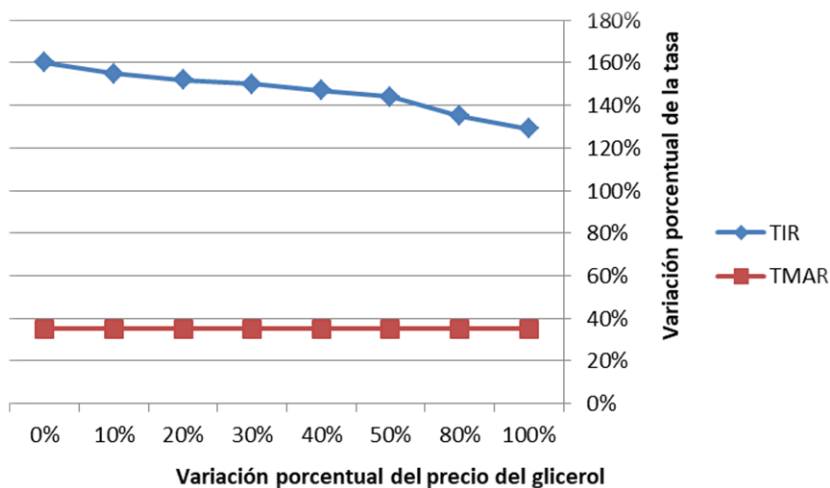


Figura 14-11. Variación de la TIR con el costo de la materia prima.  
Fuente: elaboración propia.

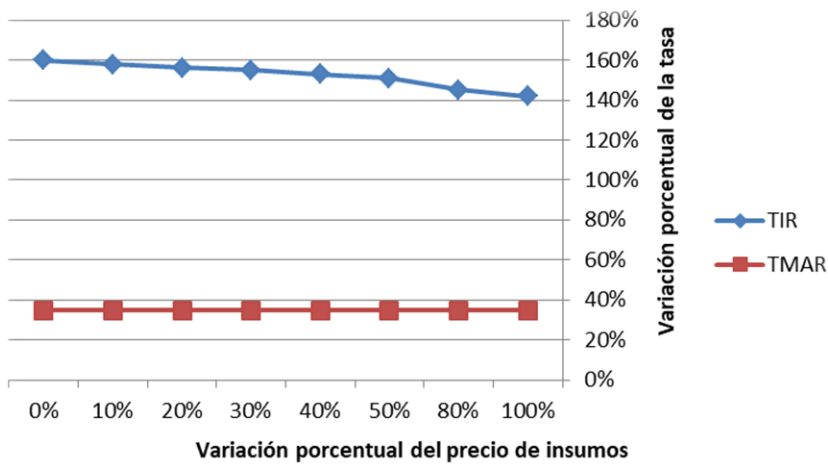


Figura 14-12. Variación de la TIR con el costo de los insumos.  
Fuente: elaboración propia.

#### 14.6.3.4) Variación de la TIR con la TMAR

Otro de los factores que más influye sobre los costos del proyecto es el valor de la tasa de interés que se usa en la financiación (TMAR). En la figura 14-13 se observa que con una tasa de interés de hasta el 70%, que equivale al doble de la TMAR inicial (35%), la TIR no varía lo suficiente como para afectar la rentabilidad del proyecto. Con un aumento de la tasa de interés aplicada al crédito bancario del 100%, el proyecto sigue siendo rentable.

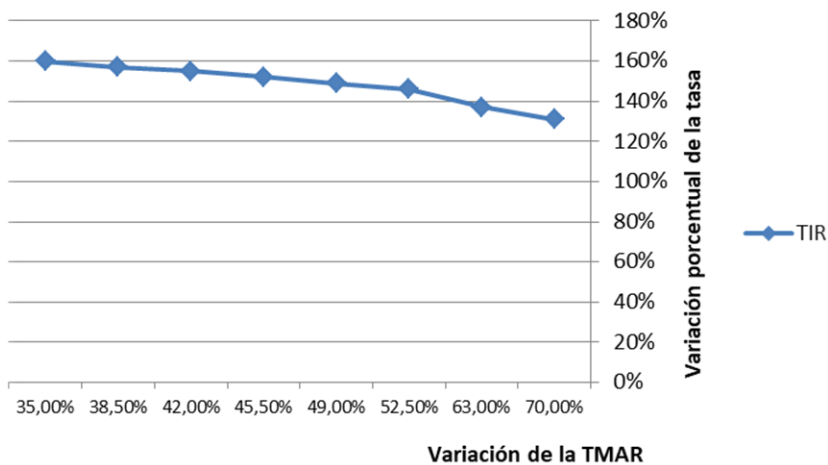


Figura 14-13. Variación de la TIR con la TMAR.  
Fuente: elaboración propia.

### 14.7) Conclusiones

Llegando al final de esta secuencia de análisis de factibilidad del proyecto de inversión se concluye con que, de acuerdo a los resultados obtenidos mediante los indicadores económicos analizados, la viabilidad y rentabilidad del proyecto son altas, con valores de TIR del 160% y de





VAN de \$1.496.482.734. El recupero de la inversión en menos de un año apoya aún más esta conclusión.

Cuyos resultados fueron obtenidos para llevar a cabo una inversión inicial de \$483.302.131, financiada por un crédito del Banco Nación, con una tasa nominal anual fija del 35% y un plazo de pago de 10 años.

Con respecto al análisis de sensibilidad, se arribó a la conclusión de que los costos de producción no influyen significativamente sobre la rentabilidad del proyecto, medida a través de la TIR. Los factores que sí afectan dicho rendimiento son el volumen de ventas y el precio del hidrógeno. Debiendo disminuir en un 50% y 60%, respectivamente, para que el proyecto deje de ser rentable. Esto indica un precio de venta mínimo de \$ 390.193,60 por tonelada de hidrógeno, mientras que el volumen de venta mínimo es de 724 toneladas.

## **15) CONCLUSIONES**



Teniendo en cuenta el análisis de las características del proyecto, la elección del proceso y capacidad, el cálculo y diseño de equipos industriales y accesorios, y la factibilidad del proyecto se llega al cumplimiento de los objetivos planteados en el capítulo 1.

A través del desarrollo de cada uno de los capítulos anteriores se puede concluir con que, si se cumplen las condiciones planteadas en el mismo, es factible técnico y económicamente llevar a cabo el proyecto.

Mediante las herramientas de análisis de mercado se arriba a que la oportunidad de reemplazar un módulo de  $H_2$  *on site* para la planta productora de peróxido de hidrógeno es viable analizado desde la disponibilidad futura de materia prima. Si bien la tendencia de la misma es negativa en la proyección realizada a diez (10) años, no se espera que las refinerías de glicerol aumenten sus capacidades con la misma velocidad de crecimiento que hasta ahora, lo que asegura una gran disponibilidad para el presente proyecto.

La demanda insatisfecha de hidrógeno respalda esta conclusión, posibilitando la ampliación del mercado destinatario del producto, incluso hacia mercados aún no desarrollados pero con un gran potencial a nivel mundial, como es el mercado energético.

El proceso de producción de hidrógeno mediante el reformado catalítico con vapor de agua es ampliamente utilizado en la actualidad, aunque no con glicerol como materia prima. Enormes cantidades de estudios se llevaron a cabo durante las últimas décadas alrededor de dicho proceso, avalando la factibilidad técnica del mismo. La mejora generada por la adsorción del  $CO_2$  aporta mejores rendimientos y una visión aún más ecológicamente amigable al proyecto. Este es un aspecto importante a tener en cuenta debido a que la producción de hidrógeno es históricamente responsable de enormes emisiones de GEI y del consumo de combustibles fósiles en altas proporciones a nivel mundial. Por lo que desarrollar un proceso innovador que convierta una materia prima renovable en un producto limpio como el hidrógeno y que además capture y almacene dióxido de carbono está alineado con las tendencias futuras en la industria mundial.

La amenaza que genera la instalación de la planta en la República Argentina, ante su inherente inestabilidad económica, es un riesgo que se debe afrontar, esperando que se vea aplacado por la relación con la industria del biodiésel, una de las industrias más impulsadas a nivel nacional durante los últimos años.

El análisis de factibilidad económica y financiera del proyecto arroja resultados ampliamente positivos. Los mismos se obtuvieron mediante los indicadores económicos analizados, la TIR y el VAN, con valores de 160% y de \$1.496.482.734, respectivamente. El recupero de la inversión en menos de un año apoya aún más esta conclusión. La baja sensibilidad económica se debe al alto precio del hidrógeno en el mercado. El mismo acredita seguridad al proyecto debido a su estabilidad en el tiempo.

Esto concluye con un gran aumento en las ganancias de la compañía, al disminuir los costos de producción en un 30%, para el proceso de producción de peróxido de hidrógeno mediante la auto oxidación orgánica (proceso AO) de la etil antraquinona.

## **16) BIBLIOGRAFÍA**



- Pagliaro, M.; Rossi M. (2008). The Future of Glycerol: New Uses of a Versatile Raw Material. Royal Society of Chemistry, Cambridge, Reino Unido.
- Haynes, W.M. ed. CRC Handbook of chemistry and physics: A ready-reference book of chemical and physical data. CRC Press, 2011, 92nd ed.
- Zhou, C.H.; Beltramini, J.N.; Fan, Y.X. y Lu, G.Q. (2008) Chemoselective catalytic conversion of glycerol as a biorenewable source to valuable commodity chemicals. Chem. Soc. Rev. 37: 527-549.
- Ayoub, M. y Abdullah, A.Z. (2012) Critical review on the current scenario and significance of crude glycerol resulting from biodiesel industry towards more sustainable renewable energy industry. Renew. Sust. Energ. Rev. 16: 2671-2686.
- Bragagnini Napolitano, V. M.; Stroppiano, M. F. (2017). Producción de agua oxigenada. Proyecto final de grado de Ingeniería Química. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Villa María.
- Lafuente Aranda, G. (2017). Glicerol: Síntesis y Aplicaciones. Departamento de química orgánica y bio-orgánica. (09 de abril de 2020) Extraído:
- [http://e-spacio.uned.es/fez/eserv/bibliuned:master-Ciencias-CyTQ-Glafuente/Lafuente\\_Aranda\\_Gustavo\\_TFM.pdf](http://e-spacio.uned.es/fez/eserv/bibliuned:master-Ciencias-CyTQ-Glafuente/Lafuente_Aranda_Gustavo_TFM.pdf)
- Holgado Secas, H. (2017). Estudio, diseño y construcción de un generador de hidrógeno por electrólisis. Facultad de Náutica de Barcelona, España. (10 de abril de 2020) Extraído: [file:///D:/Downloads/PFC\\_hector\\_holgado\\_secas.pdf](file:///D:/Downloads/PFC_hector_holgado_secas.pdf)
- Moratilla Soria, B. Y.; Linares Hurtado, J. I. (2007). El hidrógeno y la energía. Asociación Nacional de Ingenieros del ICAI; Madrid. ISBN: 978-84-932772-9-1
- Hidrógeno. Wikipedia. (10 de abril de 2020) Extraído: <https://es.wikipedia.org/wiki/Hidr%C3%B3geno>
- Pino Priego, A. (2009). El caso de la producción de hidrógeno. Escuela técnica superior de ingenieros. Universidad de Sevilla, España. (11 de abril de 2020) Extraído:
- <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/30127/fichero/Cap%C3%ADtulo+6+-+Mercado+del+Hidr%C3%B3geno.pdf>
- Aprovechamiento de recursos energéticos renovables no integrables en la red eléctrica. El caso de la producción de Hidrógeno. Universidad de Sevilla. Octubre 2009.
- Hidrógeno, Gases Nobles y Demás Elementos No Metálicos. Comercio del producto. (2018). Extraído: <https://oec.world/es/profile/hs92/2804/>
- The Future of Hydrogen. Technology report. (Junio 2019). Extraído: <https://www.iea.org/reports/the-future-of-hydrogen>
- Exportaciones a consumo del producto: 2804.40.00.000A. (2019). Extraído: <https://www.scavage.com/>
- Bragagnini Napolitano, V. M.; Stroppiano, M. F. (2017) Producción de agua oxigenada. Proyecto final de grado de Ingeniería Química. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Villa María.
- Commission of the European Communities 2006 "EU Strategy for Biofuels", Commission Communication COM (2006) 34 final, Brussels, 8.2.2006.
- [http://www.afdc.energy.gov/fuels/biodiesel\\_blends.html](http://www.afdc.energy.gov/fuels/biodiesel_blends.html), Biodiesel Blends. U.S. Department of Energy, Alternative Fuels Data Center. Fecha de consulta: julio de 2014.



- REN21 Secretary. (2012) Renewables 2012 - Global Status Report. REN21, Paris, France. p. 31-39.
- Ranking mundial de los principales países productores de biocombustible en 2018. (Marzo de 2020). Extraído: <https://es.statista.com/estadisticas/635730/paises-lideres-en-la-produccion-de-biocarburante/>
- Informe de mercado de biodiésel. Embajada de la República Argentina en Bélgica. Febrero 2018.
- OCDE/FAO (2017), "OCDE-FAO Perspectivas Agrícolas", Estadísticas de la OCDE sobre agricultura (base de datos), <http://dx.doi.org/10.1787/agr-data-en>.
- Sanchez, E. A. (2015) Producción de hidrógeno a partir de glicerol: desarrollo de catalizadores inorgánicos y de sistemas biológicos. Tesis de Doctorado, Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Bioquímica y Ciencias Biológicas.
- Informativo mensual de biocombustibles y productos relacionados con su elaboración. Dirección de Bioenergía. Febrero 2020.
- Calzada, J.; Molina, C. La industria del biodiésel en Argentina. Bolsa de Comercio de Rosario. Informativo semanal AÑO XXXV – N° 1823 – VIERNES 01 DE SETIEMBRE DE 2017.
- Calzada, J.; Molina, C.; Ramseyer, F. Lo que mostró el Biodiésel en Argentina en el año 2018. Bolsa de Comercio de Rosario. Informativo semanal Mercados.
- Ayoub, M., Abdullah, A.Z. 2012 "Critical review on the current scenario and significance of crude glycerol resulting from biodiesel industry towards more sustainable renewable energy industry" Renewable and Sustainable Energy Reviews, 16, 2671-2686.
- Quispe, C.A.G., Coronado, C.J.R., Carvalho Jr, J.A. 2013 "Glycerol: Production, consumption, prices, characterization and new trends in combustion" Renewable and Sustainable Energy Reviews, 27, 475-493.
- Carballo, M. – Masciotta, C.; Vissani, N. (2016). Producción de 1,2 propanodiol a partir de glicerina. (Proyecto final de grado de ingeniería química). UTN – Facultad Regional Villa María.
- Censo Nacional de población de 2010. (INDEC: Instituto Nacional de Estadística y Censos). (24 de marzo de 2020). Extraído: <https://www.indec.gob.ar/indec/web/Nivel4-Tema-2-41-135>.
- Cámara de la Industria Química y Petroquímica. Guía de productos y productores. Hidróxido de Sodio. (06 de abril de 2020). Extraído: [http://www.ciqyp.org.ar/Default.aspx?&gv608\\_\\_gvac=2&tabid=185&gv608\\_\\_gvff1=768&gv608\\_\\_gvfl1=2](http://www.ciqyp.org.ar/Default.aspx?&gv608__gvac=2&tabid=185&gv608__gvff1=768&gv608__gvfl1=2)
- Cámara de la Industria Química y Petroquímica. Guía de productos y productores. Ácido Clorhídrico. (07 de abril de 2020). Extraído: [http://www.ciqyp.org.ar/Default.aspx?&gv608\\_\\_gvac=2&tabid=185&gv608\\_\\_gvff1=56&gv608\\_\\_gvfl1=2](http://www.ciqyp.org.ar/Default.aspx?&gv608__gvac=2&tabid=185&gv608__gvff1=56&gv608__gvfl1=2)
- Transclor S.A. Hidróxido de Sodio. Ácido Clorhídrico. (07 de abril de 2020). Extraído: <http://www.transclor.com.ar/> - [http://www.transclor.com.ar/pdf/Transclor\\_NaOH.pdf](http://www.transclor.com.ar/pdf/Transclor_NaOH.pdf) - [http://www.transclor.com.ar/pdf/Transclor\\_HCL.pdf](http://www.transclor.com.ar/pdf/Transclor_HCL.pdf)



- Campana (Buenos Aires) (24 de marzo de 2020). Extraído: [https://es.wikipedia.org/wiki/Campana\\_\(Buenos\\_Aires\)#cite\\_note-1](https://es.wikipedia.org/wiki/Campana_(Buenos_Aires)#cite_note-1)
- Parque Industrial Campana (25 de marzo de 2020). Extraído: <http://www.parqueindustrialcampana.com/parque.php?idioma=es>
- Parque Industrial Campana. Infraestructura y legislación. (26 de marzo de 2020). Extraído: <https://estrucplan.com.ar/category/producciones/p-nota-color/p-parques-industriales/parque-industrial-campana/>
- Ministerio de Desarrollo Productivo. (25 de marzo de 2020). Extraído: <https://datos.gob.ar/dataset/produccion-registro-nacional-parques-industriales>
- "Puerto de Campana", Nuestro Mar, Buenos Aires, Argentina. Puerto Campana (01 de abril de 2020). Extraído: <https://www.nuestromar.org/datos-y-servicios-2/puertos-de-argentina-y-uruguay/puertos-fluviales/>
- Partido de Campana. Parque Industrial Campana. Wikipedia. (03 de abril de 2020). Extraído: [https://es.wikipedia.org/wiki/Partido\\_de\\_Campana](https://es.wikipedia.org/wiki/Partido_de_Campana)
- Ubicación del Parque Industrial Campana. Google Maps. (24 de marzo de 2020). Extraído: <https://www.google.com/maps/place/Parque+Industrial+Campana/@-34.1902644,-59.0286952,12z/data=!4m5!3m4!1s0x0:0x32acc737a524e13c!8m2!3d-34.2109753!4d-58.9282733>
- Moratilla Soria, B. Y.; Linares Hurtado, J. I. (2007). El hidrógeno y la energía. Asociación Nacional de Ingenieros del ICAI; Madrid. ISBN: 978-84-932772-9-1.
- Dou BL, Wang C, Chen HC, Song YC, Xie BZ. Continuous sorption-enhanced steam reforming of glicerol to high-purity hydrogen production. *Int J Hydrogen Energy* 2013; 38:11902–9.
- Posada, J. A.; Cardona, C. A.; Cetina, D. M. Bioglicerol como materia prima para la obtención de productos de valor agregado. En Cardona, C. A. Avances investigativos en la producción de biocombustibles. Manizales: Artes Gráficas Tizán, 2009, pp. 103-127.
- Posada, J. A.; Cardona, C. A.; (2010). Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiesel. Ing. Univ. Bogotá, Colombia.
- Aguzín F. L.; Bedogni G. A.; Okulik N. B.; Padró C. L.; (2015). Purificación de glicerol crudo y sus usos en catálisis. UNL- CONICET. Santa Fe, Argentina.
- Ramírez Jiménez, R.; (2007). Diseño de una instalación de purificación de glicerina obtenida como subproducto en la producción de biodiesel. Universidad de Cádiz, España.
- Slinn, M.; Kendall, K.; Mallon, C. y Andrews, J. (2008) Steam reforming of biodiesel by-product to make renewable hydrogen. *Bioresour. Technol.* 99: 5851-5858.
- Sánchez, E. A. (2015) Producción de hidrógeno a partir de glicerol: desarrollo de catalizadores inorgánicos y de sistemas biológicos. Tesis de Doctorado, Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Bioquímica y Ciencias Biológicas.
- Fonseca, A. y Assaf, E.M. (2005) Production of the hydrogen by methane steam reforming over nickel catalysts prepared from hydrotalcite precursors. *J. Power Sources* 142: 154-159.



- Sánchez Sánchez, N. (2015) Obtención de biodiésel mediante transesterificación de aceite de ricino y grasas animales. Aprovechamiento energético de la glicerina como subproducto del proceso. Tesis de Doctorado, Universidad de Extremadura, España.
- Bartholomew, C.H. (2001) Mechanisms of catalyst deactivation. *Appl. Catal. AGen.* 212: 17-60.
- Hirai, T.; Ikenaga, N.; Miyake, T. y Suzuki, T. (2005) Production of hydrogen by steam reforming of glycerin on ruthenium catalyst. *Energy Fuels* 19: 1761-1762.
- Ni, M.; Leung, D.Y.C. y Leung, M.K.H. (2007) A review on reforming bio-ethanol for hydrogen production. *Int. J. Hydrogen Energy* 32: 3238-3247.
- Silvey, L.G. (2011) Hydrogen and Syngas Production from Biodiesel Derived Crude Glycerol. Tesis de Maestría, University of Kansas, School of Engineering, Lawrence, U.S.A. p. 4-28.
- Iriondo, A., Barrio, V.L., Cambra, J.F., Arias, P.L., Güemez, M.B., Navarro, R.M., Sanchez-Sanchez, M.C., Fierro, J.L.G. 2009 "Influence of La<sub>2</sub>O<sub>3</sub> modified support and Ni and Pt active phases on glycerol steam reforming to produce hydrogen" *Catalysis Communications*, 10, 1275-1278.
- Iriondo, A., Barrio, V.L., Cambra, J.F., Arias, P.L., Güemez, M.B., Navarro, R.M., Sánchez-Sánchez, M.C., Fierro, J.L.G. 2008 "Hydrogen production from glycerol over nickel catalysts supported on Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> modified by Mg, Zr, Ce or La" *Topics in Catalysis*, 49, 46-58.
- Sánchez-Sánchez, M.C., Navarro, R.M., Fierro, J.L.G. 2007 "Ethanol steam reforming over Ni/La–Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts: Influence of lanthanum loading" *Catalysis Today*, 129, 336-345.
- Buffoni, I. N. (2018) "Estudio de sistemas catalíticos aplicados a la producción de hidrógeno a partir de glicerol". Tesis Doctoral, Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de La Plata.
- Morlanés, N. 2007 "Obtención de hidrógeno mediante reformado catalítico de nafta con vapor de agua" Tesis doctoral. Instituto de Tecnología Química. Consejo Superior de Investigaciones Científicas.
- Chen, H., Ding, Y., Cong, N.T., Dou, B., Dupont, V., Ghadiri, M., Williams, P.T. 2011 "Progress in low temperature hydrogen production with simultaneous CO<sub>2</sub> abatement" *Chemical Engineering Research and Design*, 89, 1774-1782.
- Silvey, L.G. (2011) Hydrogen and Syngas Production from Biodiesel Derived Crude Glycerol. Tesis de Maestría, University of Kansas, School of Engineering, Lawrence, U.S.A. p. 4-28.
- Ding, Y., Alpay, E., 2000. Adsorption-enhanced steam methane reforming. *Chemical Engineering Science* 55, 3929–3940.
- Lee, K.B., Beaver, M.G., Caram, H.S., Sircar, S., 2007. Novel thermal-swing sorption enhanced reaction process concept for hydrogen production by low temperature steam-methane reforming. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 46, 5003–5014.





- Essaki, K., Muramatsu, T., Kato, M., 2008. Effect of equilibrium shift by using lithium silicate pellets in methane steam reforming. *International Journal of Hydrogen Energy* 33, 4555–4559.
- Harrison, D.P., 2008. Sorption-enhanced hydrogen production: a review. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 47, 6486–6501.
- Dou, B., Song, Y., Wang, C., Chen, H., Xu, Y. 2014 "Hydrogen production from catalytic steam reforming of biodiesel byproduct glycerol: Issues and challenges" *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 30, 950-960.
- Gupta, H., Fan, L.-S. 2002 "Carbonation–calcination cycle using high reactivity calcium oxide for carbon dioxide separation from flue gas" *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41, 4035-4042.
- Noronha, F.B.; Fendley, E.C.; Soares, R.R.; Alvarez W.E. y Resasco, D.E. (2001). Correlation between catalytic activity and support reducibility in the CO<sub>2</sub> reforming of methane over Pt/CexZr1-xO<sub>2</sub> catalysts. *Chem. Eng. J.* 82: 21-31.
- Chen, H., Zhang, T., Dou, B., Dupont, V., Williams, P., Ghadiri, M., Ding, Y. 2009 "Thermodynamic analyses of adsorption-enhanced steam reforming of glycerol for hydrogen production" *International Journal of Hydrogen Energy*, 34, 7208-7222.
- Valliyappan, T. 2004 "Hydrogen or syn gas production from glycerol using pyrolysis and steam gasification processes" Thesis. Department of Chemical Engineering. University of Saskatchewan. Saskatoon, Saskatchewan.
- Florin, N.H., Harris, A.T. 2008 "Screening CaO-based sorbents for CO<sub>2</sub> capture in biomass gasifiers" *Energy & Fuels*, 22, 2734-2742.
- Marco Antonio Sullón Nicacio. 2018. Diseño y simulación de una planta de hidrógeno. Universidad Nacional de Piura. Piura, Perú.
- Pablo Brea Prieto. 2017. Recuperación de hidrógeno de mezclas gaseosas mediante un proceso PSA. Universidad Complutense de Madrid. Departamento de Ingeniería Química. Madrid, España.
- Itsuki Uehara. 2003. Separation and Purification of Hydrogen. National Institute of Advanced Industrial Science and Technology. Tokyo, Japan.
- VO 5. Low capacity disc stack centrifuge for fats and oils refining. Alfa Laval. Extraído: <https://www.alfalaval.com/>
- Chin Kui Cheng, Say Yei Foo, Adesoji A. Adesina. (2011). Steam reforming of glycerol over Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst. *Catalysis Today* 178 25– 33.
- Ping Sun, John R. Grace, C. Jim Lim, Edward J. Anthony. (2007). Determination of intrinsic rate constants of the CaO–CO<sub>2</sub> reaction, *Chemical Engineering Science* 63 (2008) 47 – 56.
- Romero Sayago, Sara Isabel. 2016. Estudio de un reactor catalítico para la obtención de gas de síntesis. Departamento de Ingeniería Química, Escuela Politécnica Superior, Universidad de Sevilla. Sevilla, España.
- Levenspiel, Octave. 1987. Ingeniería de las reacciones químicas. Editorial REVERTÉ S. A. Segunda edición.



- Piña, Juliana. 2003. Simulación y Optimización de Reactores de Reformado de Metano con Vapor. Universidad Nacional Del Sur, Departamento de Ingeniería Química. Bahía Blanca, Argentina.
- Kern, Donald Q. Procesos de transferencia de calor. (1999) Compañía Editorial Continental, S.A. De C.V. México. Trigésima primera edición.
- Equipos de compresores de tornillo VRA exentos de aceite. Compresores de tornillo. AERZEN. Extraído: <https://www.aerzen.com/>
- Warring, R. H. Selección de bombas: Sistemas y Aplicaciones. Editorial Labor, 1977. Barcelona, España.
- Ocon Garcia, J., Tojo Barreiro, G. Problemas de ingeniería química. Operaciones básicas. Editorial Aguilar.
- Timmerhaus, Klaus D., Peters, Max S. 1991. Plant Design & Economics for Chemical Engineers. McGraw-Hill Publishing Company. Cuarta edición.
- Productos y soluciones. Grundfos. (2020). Extraído: <https://product-selection.grundfos.com/ar>
- Catálogo EWK. SINAX. (2020). Extraído: <https://www.sinax.com.ar/>
- Martínez, Juan Uceda. Guía básica: Calderas Industriales Eficientes. Gráficas Arias Montano, S.A. Móstoles, Madrid, España.
- Sistema Comercial de Nanofiltración Serie NF-300. Pure Aqua Inc. (2020). Extraído: <https://es.pureaqua.com/>
- Lighting Handbook. (s.f.). New Jersey U.S.A: DOSSAT S.A.
- Bonetto, T., Vico, A. P., Zanatta, M. P. 2020. Producción de Ácido Acetilsalicílico. Proyecto final de grado de Ingeniería Química. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Villa María.
- Bicego, F., Chiappero, A., Molinengo, L. 2018. Producción de Metanol a partir de Glicerina. Proyecto final de grado de Ingeniería Química. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Villa María.
- Cervera, M. J., Durán, L. A., Scrivano, C. S. 2018. Producción de Epiclorhidrina a partir de Glicerol. Proyecto final de grado de Ingeniería Química. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Villa María.
- Evaluación económica. Facultad de Economía UNAM. (2020). Extraído: <http://www.economia.unam.mx/secss/docs/tesisfe/GomezAM/cap4.pdf>
- Santa, A., Sosa, L., Terrestre, M. 2017. Producción de Dihidroxiacetona a partir de Glicerol. Proyecto final de grado de Ingeniería Química. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Villa María.
- Convenio Colectivo de Trabajo N° 564/09. Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina. (Noviembre de 2020). Extraído: <http://www.festiqypra.com.ar/>

## **17) ANEXO I**

### **FICHAS DE DATOS DE SEGURIDAD**



## 17.1 ) Hidrógeno

### SECCIÓN 1: Identificación de la sustancia o la mezcla y de la sociedad o la empresa

#### 1.1 Identificador del producto

Nombre del producto:	Hidrógeno comprimido
Nombre comercial:	Hidrógeno, Hidrógeno Seco, Hidrógeno 4.0, Hidrógeno 5.0, Hidrógeno 5.6, Hidrógeno 6.0, Biogon® H E949
Identificación adicional	
Determinación química:	hidrogeno
Fórmula química:	H <sub>2</sub>
Número de identificación - UE	001-001-00-9
No. CAS	1333-74-0
N.º CE	215-605-7
No. de registro REACH	Los enumerados en Anexo IV/V del Reglamento n º 1907/2006/EC (REACH) están exentos de registro.

#### 1.2 Usos pertinentes identificados de la sustancia o de la mezcla y usos desaconejados

Uso identificado:	Industriales y profesionales. Realizar la evaluación de riesgos antes de su uso. Propelente para aerosol. Gas resto para mezclas. Gas de calibración. Gas portador. Síntesis química. Procesos de combustión, fusión y corte. Pilas de combustible. Gas combustible para la soldadura, aplicaciones de corte, calentamiento y aplicaciones de soldadura. Uso en laboratorio. Gas para laser. Gas de proceso. Gas Test. Consumo particular.
Usos no recomendados	Gas combustible. Gas propelente. Gas de protección en la soldadura con gas. Este gas no está previsto para rellenar globos para propósitos de juego y publicidad por peligro de explosión. No usar para inflar globos comerciales.



## SECCIÓN 2: Identificación de los peligros

### 2.1 Clasificación de la sustancia o de la mezcla

Clasificación de acuerdo con el reglamento (CE) No. 1272/2008 con sus modificaciones ulteriores.

#### Peligros Físicos

Gas inflamable	Categoría 1	H220: Gas extremadamente inflamable.
Gases a presión	Gas comprimido	H280: Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.

### 2.2 Elementos de la Etiqueta



<b>Palabras de Advertencia:</b>	Peligro
<b>Indicación(es) de peligro:</b>	H220: Gas extremadamente inflamable. H280: Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.
<b>Consejos de Prudencia</b>	
<b>Prevención:</b>	P210: Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición. No fumar.
<b>Respuesta:</b>	P377: Fuga de gas en llamas: No apagar, salvo si la fuga puede detenerse sin peligro. P381: En caso de fuga, eliminar todas las fuentes de ignición.
<b>Almacenamiento:</b>	P403: Almacenar en un lugar bien ventilado.
<b>Eliminación:</b>	Ninguno.
<b>2.3 Otros peligros:</b>	Ninguno.

## SECCIÓN 3: Composición/información sobre los componentes

### 3.1 Sustancias

<b>Determinación química</b>	hidrogeno
<b>Número de identificación - UE:</b>	001-001-00-9
<b>No. CAS:</b>	1333-74-0
<b>N.º CE:</b>	215-605-7
<b>No. de registro REACH:</b>	Los enumerados en Anexo IV/V del Reglamento n º 1907/2006/EC (REACH) están exentos de registro.
<b>Pureza:</b>	100% La pureza de la sustancia indicada en esta sección se utiliza únicamente con fines de clasificación y no representa la pureza real de la sustancia tal como se suministra, para conocer la cual debe consultarse otra documentación.
<b>Nombre comercial:</b>	Hidrógeno, Hidrógeno Seco, Hidrógeno 4.0, Hidrógeno 5.0, Hidrógeno 5.6, Hidrógeno 6.0, Biogon® H E949



**SECCIÓN 4: Primeros auxilios**

General:	A elevadas concentraciones puede causar asfixia. Los síntomas pueden incluir la pérdida de la consciencia o de la movilidad. La víctima no siente la asfixia. Retirar a la víctima a un área no contaminada llevando colocado el equipo de respiración autónoma. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Llamar al doctor. Aplicar la respiración artificial si se para la respiración.
<b>4.1 Descripción de los primeros auxilios</b>	
Inhalación:	A elevadas concentraciones puede causar asfixia. Los síntomas pueden incluir la pérdida de la consciencia o de la movilidad. La víctima no siente la asfixia. Retirar a la víctima a un área no contaminada llevando colocado el equipo de respiración autónoma. Mantener a la víctima caliente y en reposo. Llamar al doctor. Aplicar la respiración artificial si se para la respiración.
Contacto con los ojos:	No se esperan efectos adversos de este producto.
Contacto con la Piel:	No se esperan efectos adversos de este producto.
Ingestión:	La ingestión no está considerada como una vía potencial de exposición.
<b>4.2 Principales síntomas y efectos, agudos y retardados:</b>	Parada respiratoria.
<b>4.3 Indicación de toda atención médica y de los tratamientos especiales que deban dispensarse inmediatamente</b>	
Riesgos:	Ninguno.
Tratamiento:	Ninguno.

**SECCIÓN 5: Medidas de lucha contra incendios**

<b>Riesgos Generales de Incendio:</b>	El calor puede ocasionar explosión de los recipientes.
<b>5.1 Medios de extinción</b>	
Medios de extinción apropiados:	Agua. Polvo seco. Espuma.
Medios de extinción no apropiados:	Dióxido de carbono.
<b>5.2 Peligros específicos derivados de la sustancia o la mezcla:</b>	Ninguno.
Productos de combustión peligrosos:	Ninguno.
<b>5.3 Recomendaciones para el personal de lucha contra incendios</b>	
Medidas especiales de lucha contra incendios:	En caso de incendio: Detener la fuga, si no hay peligro en hacerlo. No extinga las llamas en el lugar donde se produjo la fuga porque existe la posibilidad de reencendido incontrolado con explosión. Continuar vertiendo agua pulverizada desde un lugar protegido hasta que los contenedores permanezcan fríos. Use los extintores para contener el fuego. Aislar la fuente del fuego o dejar que se quemé.
Equipos de protección especial que debe llevar el personal de lucha contra incendios:	Los bomberos deben utilizar un equipo de protección estándar incluyendo chaqueta ignífuga, casco con careta, guantes, botas de goma, y, en espacios cerrados, equipo de respiración autónomo (SCBA, según sus siglas en inglés). Guía: EN 469: Ropa de protección contra incendios. Requisitos de funcionamiento para la ropa de protección contra incendios. EN 15090 Calzado para extinción de incendios. EN 659 Guantes de protección para extinción de incendios. EN 443 Cascos para la lucha contra incendios en edificios y otras estructuras. EN 137 Equipos de protección respiratoria - Dispositivos autónomos de circuito abierto de aire comprimido para aparato de respiración con máscara completa - requisitos, ensayos, marcado.



SECCIÓN 6: Medidas en caso de vertido accidental

- |   |   |
|---|---|
| 6.1 Precauciones personales, equipo de protección y procedimientos de emergencia: | Evacuar la zona. Procure una ventilación adecuada. Considere el riesgo de atmósfera potencialmente explosivas. En caso de fuga, eliminar todas las fuentes de ignición. Monitorizar la concentración del producto liberado. Prevenir la entrada en alcantarillas, sótanos, fosos de trabajo o cualquier lugar donde su acumulación pueda ser peligrosa. Utilizar equipos de respiración autónoma cuando entren en el área a menos que esté probado que la atmósfera es segura. EN 137 Equipos de protección respiratoria - Dispositivos autónomos de circuito abierto de aire comprimido para aparato de respiración con máscara completa - requisitos, ensayos, marcado. |
| 6.2 Precauciones Relativas al Medio Ambiente:                                     | Impedir nuevos escapes o derrames de forma segura.  |
| 6.3 Métodos y material de contención y de limpieza:                               | Procure una ventilación adecuada. Elimine las fuentes de ignición.  |
| 6.4 Referencia a otras secciones:   | Ver también secciones 8 y 13.   |



**SECCIÓN 7: Manipulación y almacenamiento:**

**7.1 Precauciones para una manipulación segura:**

Los gases a presión únicamente deben ser manipulados por personas con experiencia y adecuadamente formadas. Utilizar sólo equipo específicamente apropiado para este producto y para su presión y temperatura de suministro. Purgue el sistema con un gas inerte seco (por ejemplo helio o nitrógeno) antes de introducir el producto y cuando el sistema esté puesto fuera de servicio. Purgar el aire del sistema antes de introducir el gas. Los recipientes que contienen o han contenido sustancias inflamables o explosivos no deben ser inertizados con dióxido de carbono líquido. Evaluar el riesgo de atmósferas potencialmente explosivas y la necesidad de disponer de equipos a prueba de explosiones. Evítense la acumulación de cargas electroestáticas. Mantener lejos de fuentes de ignición, incluyendo descarga estática. Los aparatos y el equipo eléctrico usados en ambientes explosivos tienen que estar conectados a tierra. No utilizar herramientas que produzcan chispas. Consulte al proveedor sobre instrucciones de uso y manipulación. La sustancia debe ser manipulada de acuerdo a procedimientos de correcta higiene industrial y seguridad. Asegurarse que el sistema ha sido (o es regularmente) comprobado antes de su uso para detectar que no haya fugas. Proteja los recipientes de daños físicos; no arrastrar, deslizarse, rodar o tirar. No quite las etiquetas suministradas por el proveedor como identificación del contenido del recipiente. Cuando mueva los recipientes, incluso en distancias cortas, use un carro diseñado para el transporte de este tipo de recipientes. Asegurarse que los recipientes estén siempre en posición vertical y cerrar las válvulas cuando no se estén usando. Procure una ventilación adecuada. Debe prevenirse la filtración de agua al interior del recipiente. No permitir el retroceso hacia el interior del recipiente. Evitar la succión de agua, ácido y alcalino. Mantener el contenedor por debajo de 50°C, en un lugar bien ventilado. Cumpla con todos los reglamentos y requisitos legales locales sobre el almacenamiento de los recipientes. No comer, ni beber, ni fumar durante su utilización. Almacenar conforme a .... Nunca use una llama directa o equipos eléctricos para aumentar la presión del recipiente. No retire las protecciones de las válvulas y en caso de necesidad nunca antes que el recipiente esté situado en su ubicación definitiva y asegurado en una pared o banco de trabajo adecuado. Recipientes con válvulas dañadas deben ser devueltos inmediatamente al proveedor. Cierre la válvula del recipiente después de su uso, incluso cuando esté vacío o esté conectado a un equipo. Nunca debe intentar reparar o modificar las válvulas o equipos de seguridad de los recipientes. Vuelva a colocar todas las protecciones de las válvulas tan pronto como el recipiente haya sido desconectado de su equipo. Mantenga todas las válvulas limpias y libres de aceites, petróleo o agua. Si el usuario tiene alguna dificultad en operar la válvula del recipiente, paralizar su uso y contactar con el proveedor. Nunca intente traspasar gases de un recipiente a otro. Las protecciones de las válvulas deben estar en su lugar.

**7.2 Condiciones de almacenamiento seguro, incluidas posibles incompatibilidades:**

Todo los equipos eléctricos en las áreas de almacenamiento debe ser compatible con el riesgo de atmósferas potencialmente explosivas. Separar de gases oxidantes y de otros materiales oxidantes durante el almacenamiento. Los envases no deben ser almacenados en condiciones que puedan favorecer la corrosión del recipiente. Los recipientes deben ser revisados periódicamente para garantizar unas correctas condiciones de uso y la inexistencia de fugas. Las protecciones de las válvulas deben estar en su lugar. Almacene los recipientes en lugares libres de riesgo de incendio y lejos de fuentes de calor e ignición. Manténgase lejos de materias combustibles.

**7.3 Usos específicos finales:**

Ninguno.





## SECCIÓN 8: Controles de exposición/protección individual

### 8.1 Parámetros de Control

#### Valores Límite de Exposición Profesional

No se asignaron límites de exposición a ninguno de los componentes.

### 8.2 Controles de la exposición

**Controles técnicos apropiados:** Utilizar sistema de permisos de trabajo (por ejemplo para actividades de mantenimiento). Asegurar la adecuada ventilación de aire. Proveer ventilación adecuada de escape general y local. Mantener las concentraciones muy por debajo de los límites de explosividad inferior. Deben utilizarse detectores de gases cuando pueden ser liberados gases inflamables. Asegúrese una ventilación adecuada, inclusive escape extracción local adecuada para que los límites de exposición profesional no se excedan. Los sistemas bajo presión deben ser regularmente revisados para detectar fugas. El producto debe ser utilizado en sistemas cerrados. Usar únicamente instalaciones permanentemente libres de fugas (por ejemplo tuberías soldadas). Evítese la acumulación de cargas electroestáticas.

#### Medidas de protección individual, tales como equipos de protección personal

**Información general:** Debe realizarse y documentarse la evaluación del riesgo en cada área de trabajo para evaluar los riesgos relacionados con el uso del producto y para seleccionar los equipos de protección individual correspondientes al riesgo. Se deben seguir las siguientes recomendaciones. Disponer de aparato de respiración autónomo para uso en caso de emergencia. Los equipos de protección individual para el cuerpo se deben seleccionar en base a las tareas a ejecutar y a los riesgos involucrados. Consulte la normativa local para la restricción de las emisiones a la atmósfera. Vea la sección 13 para los métodos específicos para el tratamiento de gases residuales. Prohibido comer, beber y fumar durante la utilización del producto.

**Protección de los ojos/la cara:** Use protección ocular, según la norma EN 166, cuando se utilicen gases.  
Guía: EN 166: Gafas de protección.

#### Protección cutánea

**Protección de las Manos:** Use guantes de protección cuando manipule los recipientes.  
Guía: EN 388 Guantes de protección contra riesgos mecánicos.

**Protección corporal:** Llevar ropa resistente al fuego o retardante de las llamas.  
Guía: ISO / TR 2801:2007 Ropa de protección contra el calor y el fuego - Recomendaciones generales para la selección, cuidado y uso de ropa protectora.

**Otros:** Use zapatos de seguridad cuando manipule los recipientes.  
Guía: EN ISO 20345 Equipo de protección individual - Calzado de seguridad.

**Protección respiratoria:** No requiere.

**Peligros térmicos:** No hay medidas preventivas necesarias.

**Medidas de higiene:** No son necesarias medidas de evaluación del riesgo más allá de la correcta manipulación de acuerdo a la higiene industrial y a los procedimientos de seguridad. Prohibido comer, beber y fumar durante la utilización del producto.

**Controles de exposición medioambiental:** Para información sobre la eliminación, véase la sección 13.



SECCIÓN 9: Propiedades físicas y químicas

9.1 Información sobre propiedades físicas y químicas básicas

Aspecto	
Forma/estado:	Gas
Forma/Figura:	Gas comprimido
Color:	Incoloro
Olor:	Inodoro
Olor, umbral:	La superación de límites por el olor es subjetiva e inadecuado para advertir del riesgo de sobrecarga.
pH:	No aplicable.
Punto de fusión:	-259,2 °C
Punto ebullición:	-253 °C
Punto de sublimación:	No aplicable.
Temperatura crítica (°C):	-240,0 °C
Punto de inflamación:	No aplicable para gases y mezclas de gases.
Velocidad de evaporación:	No aplicable para gases y mezclas de gases.
Inflamabilidad (sólido, gas):	Este material no es inflamable.
Límite de inflamabilidad - superior (%):	77 %(v)
Límite de inflamabilidad - inferior (%):	4 %(v)
Presión de vapor:	No se dispone de datos fiables.
Densidad de vapor (aire=1):	0,069

Densidad relativa:	0,07
Solubilidad(es)	
Solubilidad en agua:	1,62 mg/l
Coefficiente de reparto (n-octanol/agua):	Desconocido.
Temperatura de autoignición:	560 °C
descomposición, temperatura de:	Desconocido.
Viscosidad	
Viscosidad cinemática:	No hay datos disponibles.
Viscosidad dinámica:	No hay datos disponibles.
Propiedades explosivas:	No corresponde.
Propiedades comburentes:	No aplicable.

9.2 OTRA INFORMACIÓN: Ninguno.

Peso molecular: 2,02 g/mol (H<sub>2</sub>)



**SECCIÓN 10: Estabilidad y reactividad**

10.1 Reactividad:	No existen peligros de reacción distintos de los descritos en otras secciones.
10.2 Estabilidad Química:	Estable en condiciones normales.
10.3 Posibilidad de Reacciones Peligrosas:	Puede formar atmósferas potencialmente explosivas en aire. Puede reaccionar violentamente con materias oxidantes.
10.4 Condiciones que Deben Evitarse:	Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición. No fumar.
10.5 Materiales Incompatibles:	Aire y oxidantes. Por la compatibilidad de los materiales, consultar la última versión de la norma ISO-11114.
10.6 Productos de Descomposición Peligrosos:	Bajo condiciones normales de uso y almacenamiento, no debe producirse descomposición en productos peligrosos.

**SECCIÓN 11: Información toxicológica**

Información general:	Ninguno.
11.1 Información sobre los efectos toxicológicos	
Toxicidad aguda - Ingestión Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Toxicidad aguda - Contacto dermal Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Toxicidad aguda - Inhalación Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Corrosión/Irritación Cutáneas Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Lesiones Oculares Graves/Irritación Ocular Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Sensibilización de la Piel o Respiratoria Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Mutagenicidad en Células Germinales Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Carcinogenicidad Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Toxicidad para la reproducción Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Toxicidad Sistémica Específica de Órganos Diana- Exposición Única Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Toxicidad Sistémica Específica de Órganos Diana- Exposiciones Repetidas Producto	A la vista de los datos disponibles, no se cumplen los criterios de clasificación.
Peligro por Aspiración Producto	No aplicable para gases y mezclas de gases..



## SECCIÓN 12: Información ecológica

<b>12.1 Toxicidad</b>	
Toxicidad aguda Producto	Sin daños ecológicos causados por este producto.
<b>12.2 Persistencia y Degradabilidad</b>	
Producto	No aplicable para gases y mezclas de gases..
<b>12.3 Potencial de Bioacumulación</b>	
Producto	Se supone que el producto es biodegradable y no se supone que persista en el ambiente acuático durante períodos prolongados.
<b>12.4 Movilidad en el Suelo</b>	
Producto	Debido a su alta volatilidad, el producto es poco probable que cause contaminación del suelo o del agua.
<b>12.5 Resultados de la valoración</b>	
PBT y mPmB Producto	No clasificada como PBT o vPBT.
<b>12.6 Otros Efectos Adversos:</b>	
Potencial de calentamiento global	Potencial de calentamiento atmosférico: 6 Contiene gas (es) de efecto invernadero. Si se descarga en grandes cantidades, puede contribuir al efecto invernadero.
hidrogeno	<u>UE. Sustancias no fluoradas GWP (Anexo IV), Reglamento 517/2014/UE sobre gases fluorados de efecto invernadero</u> - Potencial de calentamiento atmosférico: 6

## SECCIÓN 13: Consideraciones relativas a la eliminación

### 13.1 Métodos para el tratamiento de residuos

<b>Información general:</b>	No descargar dentro de ningún lugar donde su acumulación pudiera ser peligrosa. Consultar con el suministrador para recomendaciones específicas. No descargar en áreas donde hay riesgo de que se forme una mezcla explosiva con el aire. El gas residual debe ser quemado a través de un quemador adecuado que disponga de antiretroceso de llama.
<b>Métodos de eliminación:</b>	Consulte el código de buenas prácticas de EIGA (Doc.30 "La eliminación de gases", descargable en <a href="http://www.eiga.org">http://www.eiga.org</a> ) para obtener más orientación sobre los métodos apropiados para la eliminación. Eliminación de la botella sólo a través del proveedor. Las actividades de descarga, tratamiento o eliminación pueden estar sujetos a leyes nacionales, estatales o locales.
<u>Códigos del Catálogo Europeo de Residuos</u>	
Contenedor:	16 05 04*: Gases en recipientes a presión (incluidos los halones) que contienen sustancias peligrosas.



SECCIÓN 14: Información relativa al transporte

ADR

14.1 Número ONU:	UN 1049
14.2 Designación Oficial de Transporte de las Naciones Unidas:	HIDRÓGENO COMPRIMIDO
14.3 Clase(s) de Peligro para el Transporte	
Clase:	2
Etiqueta(s):	2.1
No. de riesgo (ADR):	23
Código de restricciones en túneles:	(B/D)
14.4 Grupo de Embalaje:	-
14.5 Peligros para el medio ambiente:	No aplicable
14.6 Precauciones particulares para los usuarios:	-

RID

14.1 Número ONU:	UN 1049
14.2 Designación Oficial de Transporte de las Naciones Unidas	HIDRÓGENO COMPRIMIDO
14.3 Clase(s) de Peligro para el Transporte	
Clase:	2
Etiqueta(s):	2.1
14.4 Grupo de Embalaje:	-
14.5 Peligros para el medio ambiente:	No aplicable
14.6 Precauciones particulares para los usuarios:	-

IMDG

14.1 Número ONU:	UN 1049
14.2 Designación Oficial de Transporte de las Naciones Unidas:	HYDROGEN, COMPRESSED
14.3 Clase(s) de Peligro para el Transporte	
Clase:	2.1
Etiqueta(s):	2.1
EmS No.:	F-D, S-U
14.4 Grupo de Embalaje:	-
14.5 Peligros para el medio ambiente:	No aplicable
14.6 Precauciones particulares para los usuarios:	-



IATA

- 14.1 Número ONU: UN 1049  
 14.2 Designación oficial de transporte: Hydrogen, compressed  
 14.3 Clase(s) de Peligro para el Transporte:  
     Clase: 2.1  
     Etiqueta(s): 2.1  
 14.4 Grupo de Embalaje: -  
 14.5 Peligros para el medio ambiente: No aplicable  
 14.6 Precauciones particulares para los usuarios: -  
 OTRA INFORMACIÓN  
     Transporte aéreo de pasajeros y mercancías: Prohibido.  
     únicamente avión de carga: Permitido.

14.7 Transporte a granel con arreglo al anexo II del Convenio Marpol y del Código IBC: No aplicable

**Identificación adicional:** Evitar el transporte en los vehículos donde el espacio de la carga no esté separado del compartimiento del conductor. Asegurar que el conductor está enterado de los riesgos potenciales de la carga y que conoce que hacer en caso de un accidente o emergencia. Asegurar el recipiente de gas antes del transporte Asegurarse que las válvulas de las botellas están cerradas y no fugan. Las protecciones de las válvulas deben estar en su lugar. Asegurar la adecuada ventilación de aire.

**SECCIÓN 15: Información reglamentaria**

15.1 Reglamentación y legislación en materia de seguridad, salud y medio ambiente específicas para la sustancia o la mezcla:

Legislación de la UE

Reglamento (CE) No. 1907/2006, Anexo XVII, Sustancias sujetas a restricciones aplicables a la comercialización y uso:

Determinación química	No. CAS	Concentración
hidrogeno	1333-74-0	100%

UE. Directiva 2012/18/UE (SEVESO III) relativa a los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas, con las enmiendas correspondientes:

químicos	No. CAS	Requisitos de nivel inferior	Requisitos de nivel superior
hidrogeno	1333-74-0	5 t	50 t



Directiva 98/24/CE relativa a la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo:

Determinación química	No. CAS	Concentración
hidrogeno	1333-74-0	100%

#### Reglamentaciones nacionales

Directiva 89/391/CEE sobre la aplicación de medidas para promover la mejora de la seguridad y la salud de los trabajadores en el trabajo. Directiva 89/686/CEE sobre equipos de protección personal. Directiva 2014/34/EU sobre equipos y sistemas de protección para uso en atmósferas potencialmente explosivas (ATEX). Sólo los productos que cumplen con los reglamentos alimentarios (CE) N° 1333/2008 y (UE) N° 231/2012 y que están etiquetados como tales pueden ser utilizados como aditivos alimentarios.

Esta Ficha de Datos de Seguridad ha sido elaborada en cumplimiento del reglamento UE 2015/830.

15.2 Evaluación de la seguridad química: No se ha realizado ninguna evaluación de la seguridad química.

#### SECCIÓN 16: Otra información

Información sobre revisión: No pertinente.

Principales referencias bibliográficas y las fuentes de datos:

Se han utilizado diversas fuentes de datos en la elaboración de esta FDS. Esto incluye, no de forma exclusiva, lo siguiente:  
 Agency for Toxic Substances and Diseases Registry (ATSDR) - Agencia para las sustancias tóxicas y registro de enfermedades (<http://www.atsdr.cdc.gov/>).  
 Agencia Europea de Productos Químicos: Guía para la elaboración de fichas de datos de seguridad.  
 Agencia Europea de Productos Químicos: Información sobre sustancias <http://apps.echa.europa.eu/registered/registered-sub.aspx#search>  
 European Industrial Gases Association (EIGA) Doc.169 Guía para la clasificación y etiquetado.  
 Programa Internacional sobre Seguridad Química (<http://www.inchem.org/>)  
 ISO 10156:2010 Gases y mezclas de gases - Determinación del potencial de inflamabilidad y de oxidación para la selección de válvulas de botellas.  
 Matheson Gas Data Book, 7ª edición.  
 National Institute for Standards and Technology (NIST) Standard Reference Database Number 69.  
 The ESIS (European chemical Substances Information System) platform of the former European Chemicals Bureau (ECB) ESIS (<http://ecb.jrc.ec.europa.eu/esis/>).  
 The European Chemical Industry Council (CEFIC) ERICards.  
 United States of America's National Library of Medicine's toxicology data network TOXNET (<http://toxnet.nlm.nih.gov/index.html>).  
 Los valores umbral límite (TLV) de la Conferencia Americana de Higienistas Industriales Gubernamentales (ACGIH).  
 Información específica de la sustancia por parte de los proveedores.  
 Los detalles dados son ciertos y correctos en el momento de publicarse este documento.



Enunciado de las frases H en los apartados 2 y 3

H220 Gas extremadamente inflamable.  
H280 Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.

Información sobre formación: Los usuarios de los aparatos de respiración deben ser entrenados. Asegurarse que los operarios conocen el riesgo de inflamabilidad.

Clasificación de acuerdo con el reglamento (CE) No. 1272/2008 con sus modificaciones posteriores.

Flam. Gas 1, H220  
Press. Gas Compr. Gas, H280

OTRA INFORMACIÓN:

Antes de utilizar el producto en un nuevo proceso o experimento, debe llevarse a cabo un estudio completo de seguridad y de compatibilidad de los materiales. Asegurar la adecuada ventilación de aire. Asegúrese que se cumplen las normativas nacionales y locales. Asegúrese que el equipo esté adecuadamente conectado a tierra. A pesar de que durante la preparación de este documento se ha tomado especial cuidado, no se acepta ninguna responsabilidad por las lesiones o los daños.





## 17.2 ) Dióxido de carbono

<b>DIÓXIDO DE CARBONO</b>		<b>ICSC: 0021</b>
		Octubre 2006
Gas ácido carbónico		Anhidrido carbónico
CAS:	124-38-9	CO <sub>2</sub>
RTECS:	FF6400000	Masa molecular: 44,0
NU:	1013	
CE / EINECS:	204-696-9	



TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
<b>EXPLOSIÓN</b>	¡Los envases pueden arder en un incendio!		En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

EXPOSICIÓN			
<b>Inhalación</b>	Vértigo. Dolor de cabeza. Presión sanguínea elevada. Ritmo cardíaco acelerado. Asfixia. Pérdida del conocimiento.	Ventilación.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
<b>Piel</b>	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.	Guantes aislantes del frío. Traje de protección.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.
<b>Ojos</b>	En contacto con líquido: congelación.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
<b>Ingestión</b>			

DERRAMES Y FUGAS	ENVASADO Y ETIQUETADO
Protección personal: equipo autónomo de respiración. Ventilar. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido.	<b>Clasificación NU</b> Clasificación de Peligros NU: 2.2 <b>Clasificación GHS</b> Atención Puede ser nocivo si se inhala. Contiene un gas refrigerado; puede provocar quemaduras o lesiones criogénicas.
RESPUESTA DE EMERGENCIA	ALMACENAMIENTO
Ficha de Emergencia de Transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1013 o 20G2A	A prueba de incendio, si está en local cerrado. Mantener en lugar fresco. Ventilación a ras del suelo.









Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © IPCS, CE 2007



<b>DATOS IMPORTANTES</b>	
<p><b>ESTADO FÍSICO; ASPECTO:</b> Gas licuado comprimido, incoloro e inodoro.</p> <p><b>PELIGROS FÍSICOS:</b> El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. A velocidades elevadas pueden generarse cargas electrostáticas y puede inflamarse cualquier mezcla explosiva presente. Las pérdidas de líquido condensan formando hielo seco extremadamente frío.</p> <p><b>PELIGROS QUÍMICOS:</b> La sustancia se descompone al calentarla intensamente, por encima 2000 °C produciendo monóxido de carbono tóxico.</p> <p><b>LÍMITES DE EXPOSICIÓN:</b> TLV: 5000 ppm como TWA, 30000 ppm como STEL; (ACGIH 2006). MAK: 5000 ppm, 9100 mg/m<sup>3</sup>; Categoría de limitación de pico: II(2); (DFG 2006).</p>	<p><b>VÍAS DE EXPOSICIÓN:</b> La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p><b>RIESGO DE INHALACIÓN:</b> Al producirse pérdidas en zonas confinadas, este líquido se evapora muy rápidamente originando una saturación total del aire con grave riesgo de asfixia.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:</b> La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La inhalación a niveles elevados puede originar pérdida de conciencia. Asfixia.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA:</b> La sustancia puede afectar al metabolismo.</p>

<b>PROPIEDADES FÍSICAS</b>	
<p>Punto de sublimación: -79 °C Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20 °C: 88 Presión de vapor, kPa a 20 °C: 5720 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1,5</p>	<p>Coefficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 0,83</p>

<b>DATOS AMBIENTALES</b>

<b>NOTAS</b>
<p>El dióxido de carbono se libera en muchos procesos de fermentación (vino, cerveza, etc.) y es un componente mayoritario en los gases de combustión. Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Otros números de clasificación NU para el transporte son: NU 1845 dióxido de carbono, sólido (Hielo seco); NU 2187 dióxido de carbono líquido refrigerado.</p>

<b>INFORMACIÓN ADICIONAL</b>	
<p>Límites de exposición profesional (INSHT 2011):</p> <p>VLA-ED: 5000 ppm; 9150 mg/m<sup>3</sup></p> <p>Notas: Agente químico que tiene establecido un valor límite indicativo por la UE.</p>	
<b>Nota legal</b>	<p>Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.</p>
© IPCS, CE 2007	



## 17.3 ) Monóxido de carbono

MONÓXIDO DE CARBONO		ICSC: 0023	
		Abril 2007	
Óxido de carbono		Óxido carbónico	
CAS: 630-08-0	CO		
RTECS: FG3500000	Masa molecular: 28		
NU: 1016			
CE Índice Anexo I: 006-001-00-2			
CE / EINECS: 211-128-3			
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	Extremadamente inflamable. El calentamiento intenso puede producir aumento de la presión con riesgo de estallido.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con dióxido de carbono, agua pulverizada, polvo.
<b>EXPLOSIÓN</b>	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICIÓN		¡EVITAR LA EXPOSICIÓN DE MUJERES (EMBARAZADAS)!	¡CONSULTAR AL MÉDICO EN TODOS LOS CASOS!
Inhalación	Dolor de cabeza. Confusión mental. Vértigo. Náuseas. Debilidad. Pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica. Ver Notas.
Piel			
Ojos			
Ingestión			
DERRAMES Y FUGAS	ENVASADO Y ETIQUETADO		
¡Evacuar la zona de peligro! Eliminar toda fuente de ignición. Consultar a un experto. Protección personal: equipo autónomo de respiración. Ventilar.	<b>Clasificación UE</b> Símbolo: F+, T; R: 12-23-48/23-61; S: 53-45 Nota: E <b>Clasificación NU</b> Clasificación de Peligros NU: 2.3; Riesgos Subsidiarios de las NU: 2.1 <b>Clasificación GHS</b> Peligro Gas extremadamente inflamable. Contiene gas a presión; puede explotar si se calienta. Mortal si se inhala. Puede perjudicar la fertilidad o dañar el feto si se inhala. Puede provocar daños en la sangre si se inhala. Provoca daños en la sangre y en el sistema nervioso central tras exposiciones prolongadas o repetidas.		
RESPUESTA DE EMERGENCIA	ALMACENAMIENTO		
Ficha de Emergencia de Transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1016 o 20G1TF. Código NFPA: H3; F4; R0;	A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco. Mantener en lugar bien ventilado.		
IPCS International Programme on Chemical Safety		MINISTERIO DE TRABAJO E INMIGRACIÓN	INSTITUTO NACIONAL DE SEGURIDAD E HIGIENE EN EL TRABAJO
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © IPCS, CE 2007			



<b>DATOS IMPORTANTES</b>	
<p><b>ESTADO FÍSICO; ASPECTO:</b> Gas comprimido, incoloro, inodoro e insípido.</p> <p><b>PELIGROS FÍSICOS:</b> El gas se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. El gas penetra fácilmente a través de paredes y techos.</p> <p><b>PELIGROS QUÍMICOS:</b> Puede reaccionar violentamente con oxígeno, acetileno, cloro, flúor, óxido nitroso.</p> <p><b>LÍMITES DE EXPOSICIÓN:</b> TLV: 25 ppm como TWA; BEI establecido; (ACGIH 2006). MAK: 30 ppm, 35 mg/m<sup>3</sup>; Categoría de limitación de pico: II(1); Riesgo para el embarazo: grupo B; BAT establecido (DFG 2008).</p>	<p><b>VÍAS DE EXPOSICIÓN:</b> La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p><b>RIESGO DE INHALACIÓN:</b> Al producirse una pérdida de gas, se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:</b> La sustancia puede afectar a la sangre, dando lugar a carboxihemoglobinemia y a alteraciones cardíacas. La exposición a elevados niveles puede producir la muerte. Se recomienda vigilancia médica.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA:</b> La sustancia puede afectar al sistema cardiovascular y al sistema nervioso central. Puede producir alteraciones en la reproducción humana.</p>

<b>PROPIEDADES FÍSICAS</b>	
<p>Punto de ebullición: -191 °C Punto de fusión: -205 °C Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20 °C: 2,3 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0,97</p>	<p>Punto de inflamación: gas inflamable Temperatura de autoignición: 605 °C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 12,5-74,2</p>

<b>DATOS AMBIENTALES</b>
--------------------------

<b>NOTAS</b>
--------------

El monóxido de carbono es un producto de la combustión incompleta del carbón, petróleo, madera. Está presente en los humos de escape de vehículos y en el humo de tabaco. Está indicado un examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor. En caso de envenenamiento con esta sustancia es necesario realizar un tratamiento específico; así como disponer de los medios adecuados junto a las instrucciones correspondientes. Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en noviembre de 2008: ver Límites de exposición.

<b>INFORMACIÓN ADICIONAL</b>
------------------------------

Límites de exposición profesional (INSHT 2011):

VLA-ED: 25 ppm; 29 mg/m<sup>3</sup>

Notas: sustancia tóxica para la reproducción humana de categoría 1A.

VLB: 3,5% de carboxihemoglobina en hemoglobina total; 20 ppm de CO en la fracción final del aire exhalado (aire alveolar). Notas F, I.

**Nota legal**

Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.

© IPCS, CE 2007



## 17.4 ) Glicerol

 <p style="text-align: center;"> <b>GLICEROL</b>                  Glicerina                  1,2,3-Propanotriol                  1,2,3-Trihidroxipropano  <math>C_3H_8O_3/CH_2OH-CHOH-CH_2OH</math>                  Masa molecular: 92.09             </p> <p>                 Nº CAS 56-81-5                  Nº RTECS MA8050000                  Nº ICSC 0624             </p>	
---	---

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	Combustible.	Evitar llama abierta.	Polvos, espuma resistente al alcohol, pulverización de agua, dióxido de carbono.
<b>EXPLOSION</b>	Riesgo de incendio y explosión por contacto con agentes oxidantes fuertes.		En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones por pulverización con agua.
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA PRODUCCION DE NIEBLAS!	
• <b>INHALACION</b>	Tos, dificultad respiratoria.	Ventilación.	Aire limpio, reposo, posición de semiincorporado y someter a atención médica.
• <b>PIEL</b>	Piel seca.	Gautes protectores.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar y lavar la piel con agua y jabón.
• <b>OJOS</b>	Enrojecimiento.	Gafas ajustadas de seguridad.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después consultar a un médico.
• <b>INGESTION</b>	Calambres abdominales, dolor abdominal, diarrea, vértigo, somnolencia, dolor de cabeza, náusea.	No comer, beber ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca; dar a beber una papilla de carbón activado y agua, provocar el vómito (¡UNICAMENTE EN PERSONAS CONSCIENTES!). Reposo y suministrar a atención médica.

DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Ventilación. Recoger el líquido procedente de una fuga en recipientes tapados, absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	Separado de oxidantes fuertes. Herméticamente cerrado. Mantener en lugar seco.	
<b>VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE</b>		
<b>ICSC: 0624</b>	Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	



<b>D A T O S I M P O R T A N T E S</b>	<b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b> Líquido incoloro viscoso, higroscópico.	<b>VIAS DE EXPOSICION</b> La sustancia se puede absorber por inhalación de sus nieblas.
	<b>PELIGROS FISICOS</b>  <b>PELIGROS QUIMICOS</b> La sustancia se descompone al arder, en contacto con superficies calientes u oxidantes fuertes, bajo la influencia de sustancias higroscópicas, produciendo acroleína. Reacciona con oxidantes fuertes originando riesgo de incendio y explosión.	<b>RIESGO DE INHALACION</b> La evaporación a 20°C es despreciable; sin embargo se puede alcanzar rápidamente una concentración molesta de partículas en el aire por pulverización.
<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	<b>LIMITES DE EXPOSICION</b> TLV (como TWA): 10 mg/m <sup>3</sup> (nieblas) (ACGIH 1990-1991).	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION</b> La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio.
	Punto de ebullición (se descompone): 290°C Punto de fusión: 18-20°C Densidad relativa (agua = 1): 1.261 Solubilidad en agua: Muy buena Presión de vapor, Pa a 20°C: <0.1	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3.17 Punto de inflamación: 160°C Temperatura de autoignición: 400°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 0.9-?
<b>DATOS AMBIENTALES</b>		

NOTAS	
La alerta por el olor es insuficiente cuando se supera el valor límite de exposición.	
Código NFPA: H 1; F 1; R 0;	
INFORMACION ADICIONAL	
FISQ: 1-117 GLICEROL	
ICSC: 0624	<b>GLICEROL</b>
© CCE, IPCS, 1994	

<b>NOTA LEGAL IMPORTANTE:</b>	Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).
-------------------------------	--



## 17.5 ) Hidróxido de sodio

**MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES ESPAÑA**

**HIDROXIDO DE SODIO**  
Hidróxido sódico  
Sosa cáustica  
Sosa  
NaOH  
Masa molecular: 40.0

Nº CAS 1310-73-2  
Nº RTECS WB4900000  
Nº ICSC 0360  
Nº NU 1823  
Nº CE 011-002-00-6

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	No combustible. El contacto con la humedad o con el agua, puede generar el suficiente calor para producir la ignición de sustancias combustibles.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
<b>EXPLOSION</b>			
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR LA DISPERSION DEL POLVO! ¡EVITAR TODO CONTACTO!	¡CONSULTAR AL MEDICO EN TODOS LOS CASOS!
• <b>INHALACION</b>	Corrosivo. Sensación de quemazón, tos, dificultad respiratoria.	Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo, posición de semiincorporado, respiración artificial si estuviera indicada y proporcionar asistencia médica.
• <b>PIEL</b>	Corrosivo. Enrojecimiento, graves quemaduras cutáneas, dolor.	Guantes protectores y traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar la piel con agua abundante o ducharse y proporcionar asistencia médica.
• <b>OJOS</b>	Corrosivo. Enrojecimiento, dolor, visión borrosa, quemaduras profundas graves.	Pantalla facial o protección ocular combinada con la protección respiratoria si se trata de polvo.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• <b>INGESTION</b>	Corrosivo. Dolor abdominal, sensación de quemazón, diarrea, vómitos, colapso.	No comer, ni beber ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito, dar a beber agua abundante y proporcionar asistencia médica.

DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Barrer la sustancia derramada e introducirla en un recipiente adecuado, eliminar el residuo con agua abundante. (Protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración).	Separado de ácidos fuertes, metales, alimentos y piensos, materiales combustibles. Mantener en lugar seco y bien cerrado (véanse Notas).	No transportar con alimentos y piensos. símbolo C R: 35 S: (1/2-)26-37/39-45 Clasificación de Peligros NU: 8 Grupo de Envasado NU: II





<b>D A T O S I M P O R T A N T E S</b>	<b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b> Sólido blanco, deliquescente en diversas formas e inodoro.	<b>VIAS DE EXPOSICION</b> La sustancia se puede absorber por inhalación del aerosol y por ingestión.
	<b>PELIGROS FISICOS</b>	<b>RIESGO DE INHALACION</b> La evaporación a 20°C es despreciable; sin embargo, se puede alcanzar rápidamente una concentración nociva de partículas en el aire.
	<b>PELIGROS QUIMICOS</b> La sustancia es una base fuerte, reacciona violentamente con ácidos y es corrosiva en ambientes húmedos para metales tales como cinc, aluminio, estaño y plomo originando hidrógeno (combustible y explosivo). Ataca a algunas formas de plástico, de caucho y de recubrimientos. Absorbe rápidamente dióxido de carbono y agua del aire. Puede generar calor en contacto con la humedad o el agua.	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION</b> Corrosivo. La sustancia es muy corrosiva de los ojos, la piel y el tracto respiratorio. Corrosivo por ingestión. La inhalación del aerosol de la sustancia puede originar edema pulmonar (véanse Notas).
	<b>LIMITES DE EXPOSICION</b> TLV: 2 mg/m <sup>3</sup> (valor techo) (ACGIH 1992-1993). PDK no establecido. MAK: clase G	<b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA</b> El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.

<b>PROPIEDADES FISICAS</b>	Punto de ebullición: 1390°C Punto de fusión: 318°C Densidad relativa (agua = 1): 2.1	Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 109 Presión de vapor, kPa a 739°C: 0.13
----------------------------	--	--

<b>DATOS AMBIENTALES</b>	Esta sustancia puede ser peligrosa para el ambiente; debería prestarse atención especial a los organismos acuáticos.	
--------------------------	--	--

<b>NOTAS</b>
El valor límite de exposición laboral aplicable no debe superarse en ningún momento de la exposición en el trabajo. Los síntomas del edema pulmonar no se ponen de manifiesto, a menudo, hasta pasadas algunas horas y se agravan por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son por ello, imprescindibles. NO verter NUNCA agua sobre esta sustancia; cuando se deba disolver o diluir, añadirla al agua siempre lentamente. Almacenar en una área que disponga de un suelo de hormigón, resistente a la corrosión. Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-121 Código NFPA: H 3; F 0; R 1;

<b>INFORMACION ADICIONAL</b>	
FISQ: 3-134 HIDROXIDO DE SODIO	
ICSC: 0360	<b>HIDROXIDO DE SODIO</b>
© CCE, IPCS, 1994	

<b>NOTA LEGAL IMPORTANTE:</b>	Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).
-------------------------------	--





## 17.6 ) Cloruro de hidrógeno

**MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES ESPAÑA**

**INSTITUTO NACIONAL DE SEGURIDAD E HIGIENE EN EL TRABAJO**

**CLORURO DE HIDROGENO**  
 Acido clorhídrico, anhidro  
 Cloruro de hidrógeno, anhidro  
 HCl  
 Masa molecular: 36.5

Nº CAS 7647-01-0  
 Nº RTECS MW4025000  
 Nº ICSC 0163  
 Nº NU 1050  
 Nº CE 017-002-00-2

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO</b>	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
<b>EXPLOSION</b>			En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua pero NO en contacto directo con agua.
<b>EXPOSICION</b>		¡EVITAR TODO CONTACTO!	¡CONSULTAR AL MEDICO EN TODOS LOS CASOS!
• <b>INHALACION</b>	Corrosivo. Sensación de quemazón, tos, dificultad respiratoria, jadeo, dolor de garganta. (Síntomas no inmediatos: véanse Notas).	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo, posición de semiincorporado, respiración artificial si estuviera indicada y proporcionar asistencia médica.
• <b>PIEL</b>	Corrosivo. Quemaduras cutáneas graves, dolor.	Guantes protectores y traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar la piel con agua abundante o ducharse y proporcionar asistencia médica.
• <b>OJOS</b>	Corrosivo. Dolor, visión borrosa, quemaduras profundas graves.	Gafas ajustadas de seguridad, pantalla facial o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• <b>INGESTION</b>			

DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO
Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar gas con agua pulverizada. (Protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración).	Separado de sustancias combustibles y reductoras, oxidantes fuertes, bases fuertes, metales. Mantener en lugar bien ventilado.	CE: símbolo C símbolo T R: 23-35 S: (1/2)-9-26-36/37/39-45 Clasificación de Peligros NU: 2.3 Riesgos Subsidiarios NU: 8 <div style="display: flex; justify-content: center; gap: 10px; margin-top: 5px;"> </div>

**VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE**

<b>ICSC: 0163</b>	Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994
-------------------	---

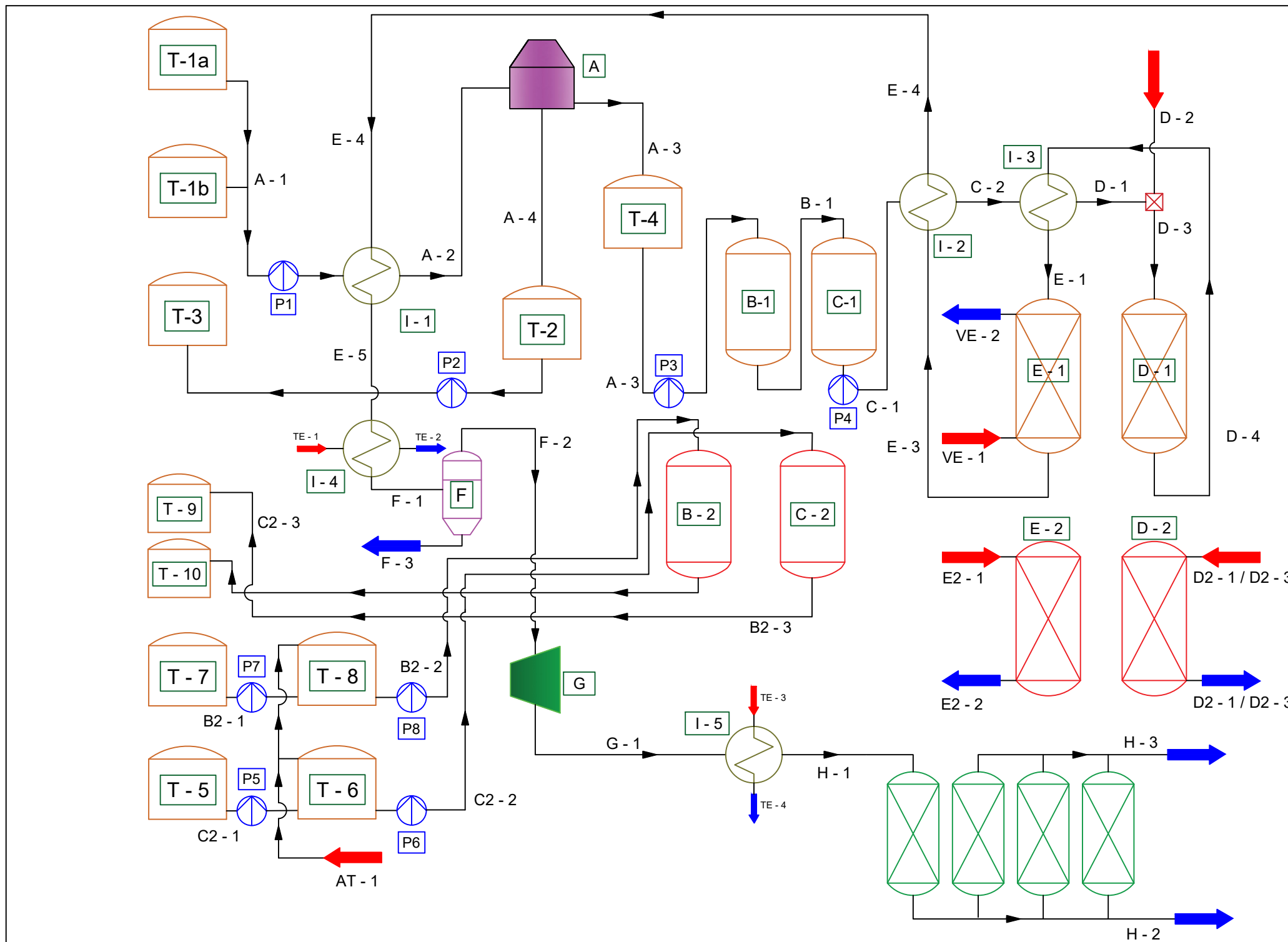


<b>D A T O S  I M P O R T A N T E S</b>	<p><b>ESTADO FISICO; ASPECTO</b> Gas licuado comprimido incoloro, de olor acre.</p> <p><b>PELIGROS FISICOS</b> El gas es más denso que el aire.</p> <p><b>PELIGROS QUIMICOS</b> La disolución en agua es un ácido fuerte, reacciona violentamente con bases y es corrosiva. Reacciona violentamente con oxidantes formando gas tóxico de cloro. En contacto con el aire desprende humos corrosivos de cloruro de hidrógeno. Ataca a muchos metales formando hidrógeno.</p> <p><b>LIMITES DE EXPOSICION</b> TLV: 5 ppm; 7.5 mg/m<sup>3</sup> (valor techo) (ACGIH 1993-1994).</p>	<p><b>VIAS DE EXPOSICION</b> La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p><b>RIESGO DE INHALACION</b> Al producirse una pérdida de gas se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION</b> Corrosivo. La sustancia es corrosiva de los ojos, la piel y el tracto respiratorio. La inhalación de altas concentraciones del gas puede originar edema pulmonar (véanse Notas). Los efectos pueden aparecer de forma no inmediata.</p> <p><b>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA</b> La sustancia puede afectar el pulmón, dando lugar a bronquitis crónica. La sustancia puede causar erosiones dentales.</p>
	<p><b>PROPIEDADES FISICAS</b></p> <p>Punto de ebullición a 101.3 kPa: -85°C Punto de fusión: -114°C Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 72</p>	<p>Solubilidad en agua: Elevada Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.3 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 0.25</p>
<b>DATOS AMBIENTALES</b>		

<b>NOTAS</b>	
<p>El valor límite de exposición laboral aplicable no debe superarse en ningún momento de la exposición en el trabajo. Los síntomas del edema pulmonar no se ponen de manifiesto, a menudo, hasta pasadas algunas horas y se agravan por el esfuerzo físico. Reposo y vigilancia médica son por ello, imprescindibles. Debe considerarse la inmediata administración de un aerosol adecuado por un médico o persona por él autorizada. NO pulverizar con agua sobre la botella que tenga un escape (para evitar la corrosión de la misma). Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape.</p> <p style="text-align: right;">Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-135 Código NFPA: H 3; F 0; R 0;</p>	
<b>INFORMACION ADICIONAL</b>	
FISQ: 3-072 CLORURO DE HIDROGENO	
ICSC: 0163	<b>CLORURO DE HIDROGENO</b>
© CCE, IPCS, 1994	
<b>NOTA LEGAL IMPORTANTE:</b>	<p>Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).</p>

## **18) ANEXO II**

### **PLANOS**




Listado de equipos	
T-1a y T-1b	Tanque de almacenamiento de glicerol crudo
T-2	Tanque receptor de MONG
T-3	Tanque de almacenamiento de MONG
T-4	Tanque receptor de glicerol centrifugado
T-5	Tanque de almacenamiento de NaOH
T-6	Tanque de NaOH al 3,8%
T-7	Tanque de almacenamiento de HCl
T-8	Tanque de HCl al 5%
T-9	Tanque de almacenamiento de disolución de fosfato trisódico
T-10	Tanque de almacenamiento de disolución de cloruro potásico
I-1	Intercambiador de calor (Economizador 1)
A	Decantador centrífugo
B-1	Resina de intercambio catiónico en producción
C-1	Resina de intercambio aniónico en producción
B-2	Resina de intercambio catiónico en regeneración
C-2	Resina de intercambio aniónico en regeneración
I-2	Intercambiador de calor (Economizador 2)
I-3	Intercambiador de calor (Economizador 3)
D-1	Reformador en producción
D-2	Reformador en regeneración
E-1	Adsorbedor en producción
E-2	Adsorbedor en regeneración
I-4	Intercambiador de calor (Condensador)
F	Separador gas-liquido
G	Compresor
I-5	Intercambiador de calor (Enfriador)
H-1	Tamiz en producción
H-2,H-3,H-4	Tamices en regeneración
P(X)	Bomba de proceso

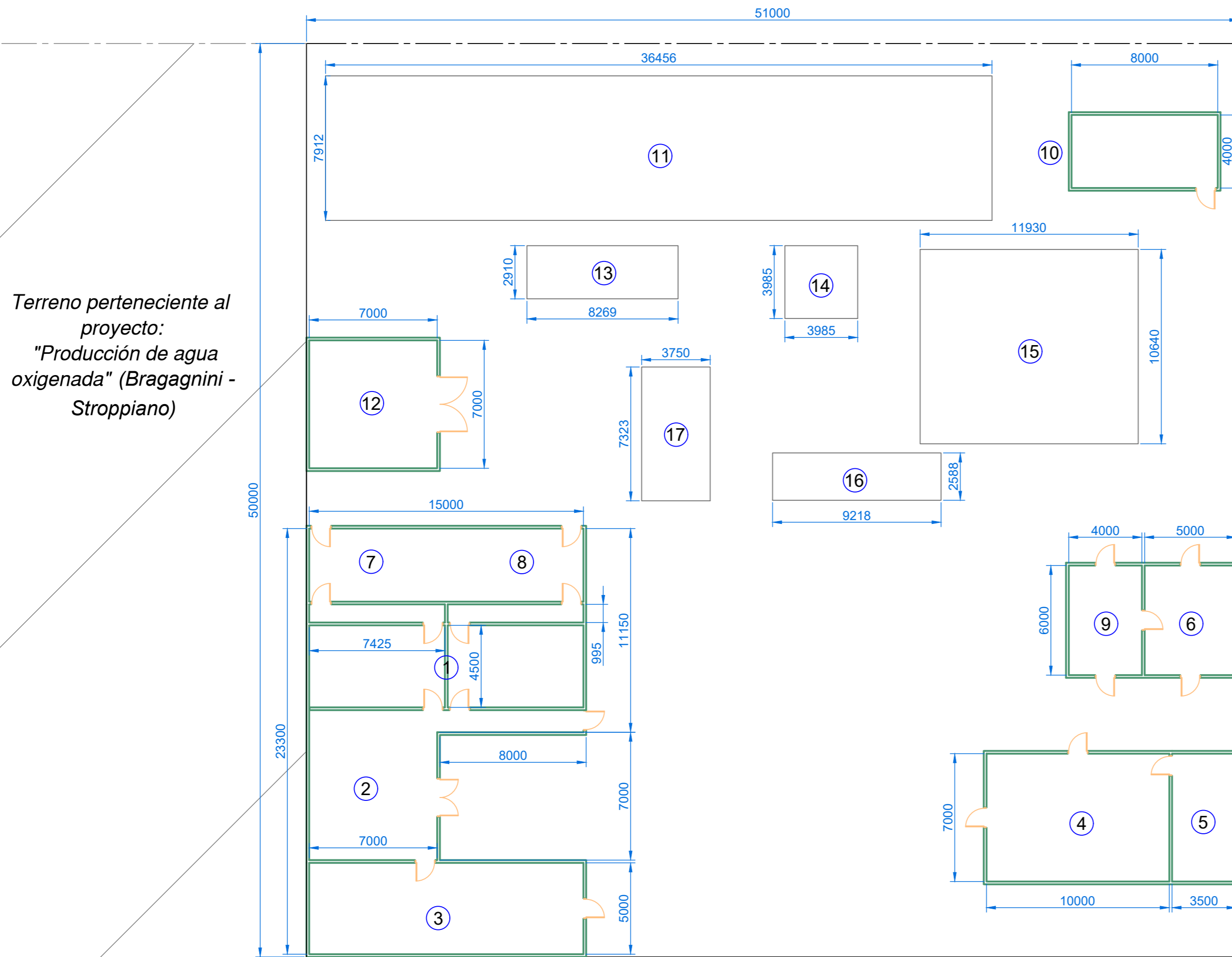
**Trabajo final de grado:**  
**Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol**

Universidad Tecnológica Nacional  
 Facultad Regional Villa María  
 **Ingeniería Química**

**Listado de Corrientes del Proceso**

Corriente	Referencia	Caudal (Kg/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)
A-1	Glicerol crudo	2284,72	2	83
A-4	MONG	177,75	1	82
C-1	Glicerol purificado	2068,56	5,7	78
D-2	Vapor	5509,73	5	300
F-3	Productos condensables	5494,43	-0,3	25
H-3	Gases de cola	1292,36	-3 a 5	-25
H-2	Hidrógeno al 99,9%	180,03	9,5	25
A-3	Glicerol centrifugado	2106,97	1,7	80
B-1	Glicerol parcialmente desalinizado	2077,89	1,3	79
C-2	Glicerol vaporizado	2068,56	5,45	334
D-1	Glicerol vaporizado sobrecalentado	2068,56	5	691
D-4	Gases de reformador	7578,30	4,65	700
E-1	Gases a adsorbedor	7578,30	4,43	600
E-3	Hidrógeno con impurezas (gaseoso)	6966,82	3,5	606
E-4	Gases parcialmente enfriados	6966,82	3,06	384
E-5	Gases enfriados	6966,82	2,86	359
F-1	Gases parcialmente condensados	6966,82	1	25
F-2	Gases a baja presión	1472,39	0,8	25
G-1	Gases a alta presión y calientes	1472,39	10,1	134
H-1	Gases a alta presión refrigerados	1472,39	10	25
Te-1	Agua de enfriamiento	421750	2	21
Te-2	Retorno de agua de enfriamiento	421750	1,7	31
Te-3	Agua de enfriamiento	11374,83	2	21
Te-4	Retorno de agua de enfriamiento	11374,83	1,7	31
C2-1	NaOH al 50%	1100	2	28
C2-2	NaOH al 3,8%	3980	2,5	25
B2-1	HCl al 37%	1100	2	27
B2-2	HCl al 5%	1990	2,5	25
AT-1	Agua Tratada	5000	3	24
B2-3	Disolución de cloruro potásico	~ 1990	1	30
C2-3	Disolución de fosfato trisódico	~ 3980	1	30
VE-1	Condensado de vapor	2726,8	5	150
VE-2	Vapor generado en adsorbedor	2726,8	5	152
D2-1	Atmósfera oxidante, entrada	200	1	25
D2-2	Atmósfera oxidante, salida	~ 200	0,98	760
D2-3	Atmósfera reductora, entrada	50	1	25
D2-4	Atmósfera reductora, salida	~ 50	0,96	700
E2-1	Vapor de regeneración, entrada	500	5	700
E2-2	Vapor de regeneración, salida	1111,48	4,91	575

<b>Dibujó:</b>	<b>Fecha:</b>	<b>Nombre:</b>	<b>Autores:</b>	<b>Observaciones:</b>
<b>Revisó:</b>			- Sacco, Daiana	
<b>Aprobó:</b>			- Mattaglia, Mauricio	
<b>Escala:</b>	No aplica			<b>Número de Plano:</b>
			<b>Flowsheet</b>	<b>Plano 1 de 9</b>
<b>A3</b>				



Terreno perteneciente al proyecto:  
"Producción de agua oxigenada" (Bragagnini - Stroppiano)

Terreno perteneciente al proyecto:  
"Producción de agua oxigenada" (Bragagnini - Stroppiano)

VISTA SUPERIOR  
Esc 1 : 200

Distribución de áreas	
Sector 1	Vestuarios
Sector 2	Cocina y Comedor
Sector 3	Zona Administrativa
Sector 4	Laboratorio
Sector 5	Baños
Sector 6	Sala de Control
Sector 7	Nueva oficina administrativa
Sector 8	Nueva oficina técnica
Sector 9	Nuevo panel de control

Sector 10	Nueva torre de enfriamiento
Sector 11	Tanques de materias primas y subproductos
Sector 12	Tratamiento de agua
Sector 13	Pretratamiento del glicerol
Sector 14	Resinas de intercambio iónico
Sector 15	Reactores
Sector 16	Tratamientos de gases
Sector 17	Tamices Moleculares
Sector 18	Torre de enfriamiento existente

Localización de la planta

Localización del proyecto

Polimex S.A

Ruta Nacional 9

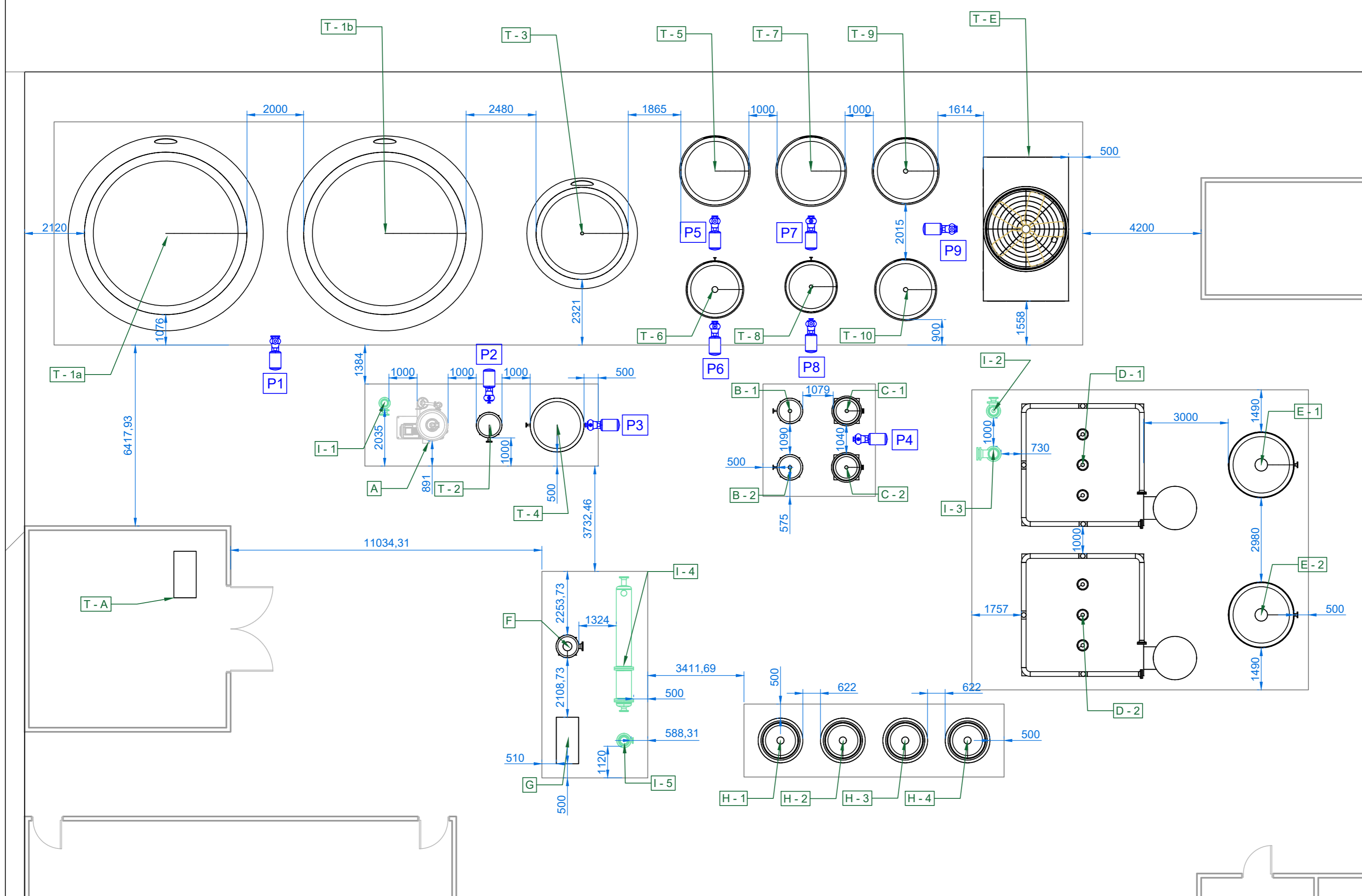
Ruta Nacional 9 - Km 70,4  
Campana, Buenos Aires, Argentina

**Trabajo final de grado:**  
Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol

Universidad Tecnológica Nacional  
Facultad Regional Villa María

Ingeniería  
Química

Fecha	Nombre	Autores:		Observaciones:
Dibujó:		- Sacco, Daiana		Las cotas se encuentran en mm
Revisó:		- Mattaglia, Mauricio		
Aprobó:				
Escala:	1:200			Número de Plano:
		Distribución general de la planta con cotas principales		Plano 2 de 9
<b>A2</b>				

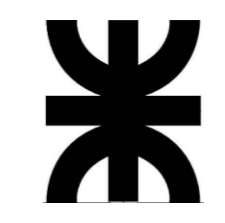


### Detalle de bombas

Referencia	Conexión	Tipo
P1	T-1 a A	Desplazamiento Positivo
P2	T-2 a T-3	Centrifuga
P3	T-4 a B-1/C-1 y B-2/C-2	Centrifuga
P4	C-1 a E-1	Centrifuga
P5	T-5 a T-6	Centrifuga
P6	T-6 a C-2/C-1	Centrifuga
P7	T-7 a T-8	Centrifuga
P8	T-8 a B-1/B-2	Centrifuga
P9	T-E a I-4 e I-5	Centrifuga

**Trabajo final de grado:**  
**Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol**

Universidad Tecnológica Nacional  
 Facultad Regional Villa María



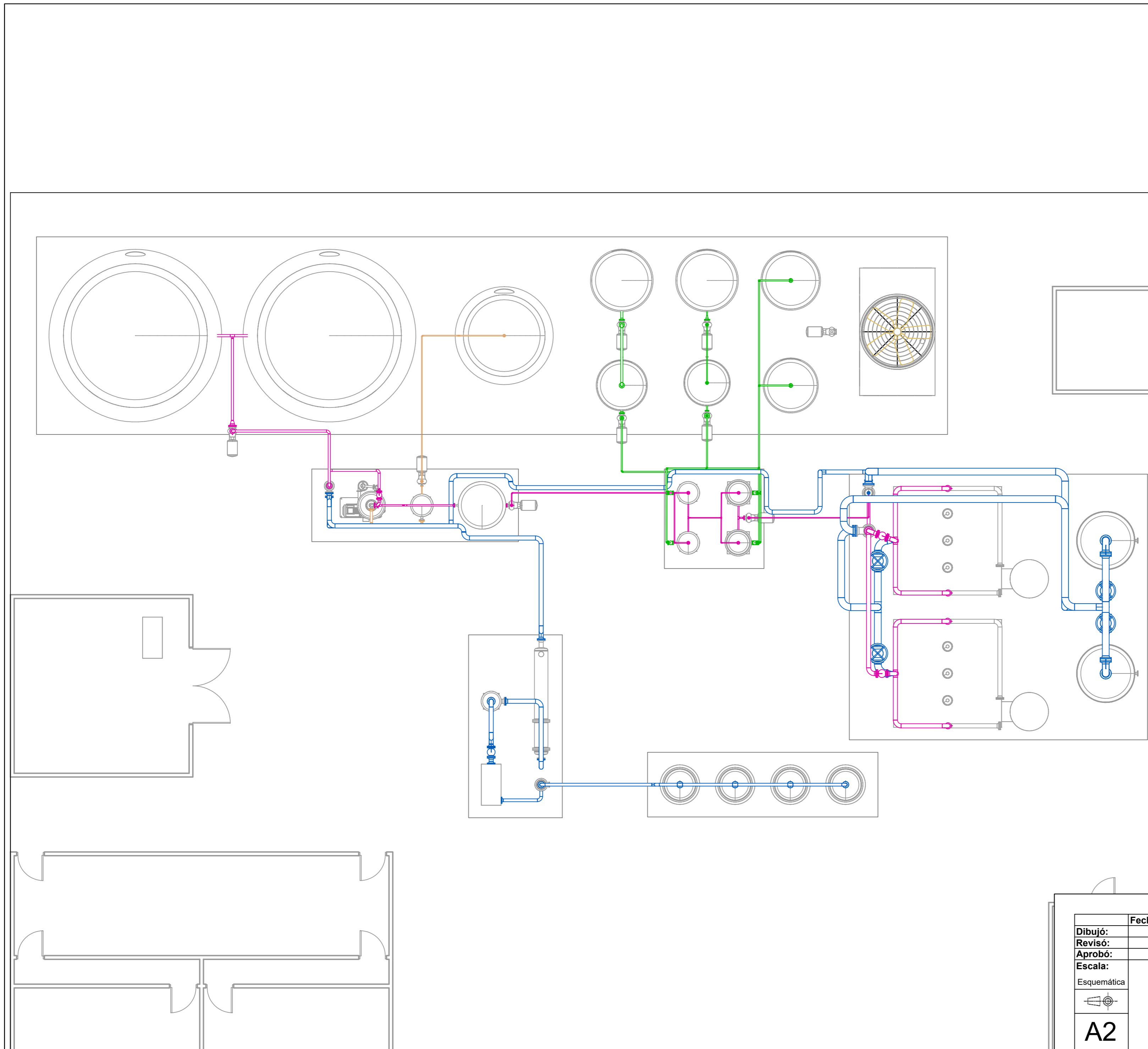
Ingeniería  
 Química

T-1a y T-1b	Tanque de almacenamiento de glicerol crudo
T-2	Tanque receptor de MONG
T-3	Tanque de almacenamiento de MONG
T-4	Tanque receptor de glicerol centrifugado
T-5	Tanque de almacenamiento de NaOH
T-6	Tanque de NaOH al 3,8%
T-7	Tanque de almacenamiento de HCl
T-8	Tanque de HCl al 5%

T-9	Tanque de almacenamiento de disolución de fosfato trisódico
T-10	Tanque de almacenamiento de disolución de cloruro potásico
I-1	Intercambiador de calor (Economizador 1)
A	Decantador centrífugo
B-1 / B-2	Resina de intercambio catiónico
C-1 y C-2	Resina de intercambio aniónico
I-2	Intercambiador de calor (Economizador 2)
I-3	Intercambiador de calor (Economizador 3)
D-1 y D-2	Reformador

E-1 y E-2	Adsorbedor
I-4	Intercambiador de calor (Condensador)
F	Separador gas-líquido
G	Compresor
I-5	Intercambiador de calor (Enfriador)
H-1	Tamiz en producción
H-2, H-3, H-4	Tamices en regeneración
T - A	Planta de tratamiento de agua

	Fecha	Nombre	Autores:		Observaciones:
Dibujó:			- Sacco, Daiana		Las cotas se encuentran en mm
Revisó:			- Mattaglia, Mauricio		
Aprobó:					
Escala:	Número de Plano:				
Esquemática	Distribución general de los equipos de la planta				
<b>A2</b>	Plano 3 de 9				



**Detalle de cañerías**

- Cañería de Proceso Principal pre-reacción**
- Cañería de Productos Secundarios**
- Cañería de Proceso Principal post-reacción**
- Cañería de productos de regeneración**

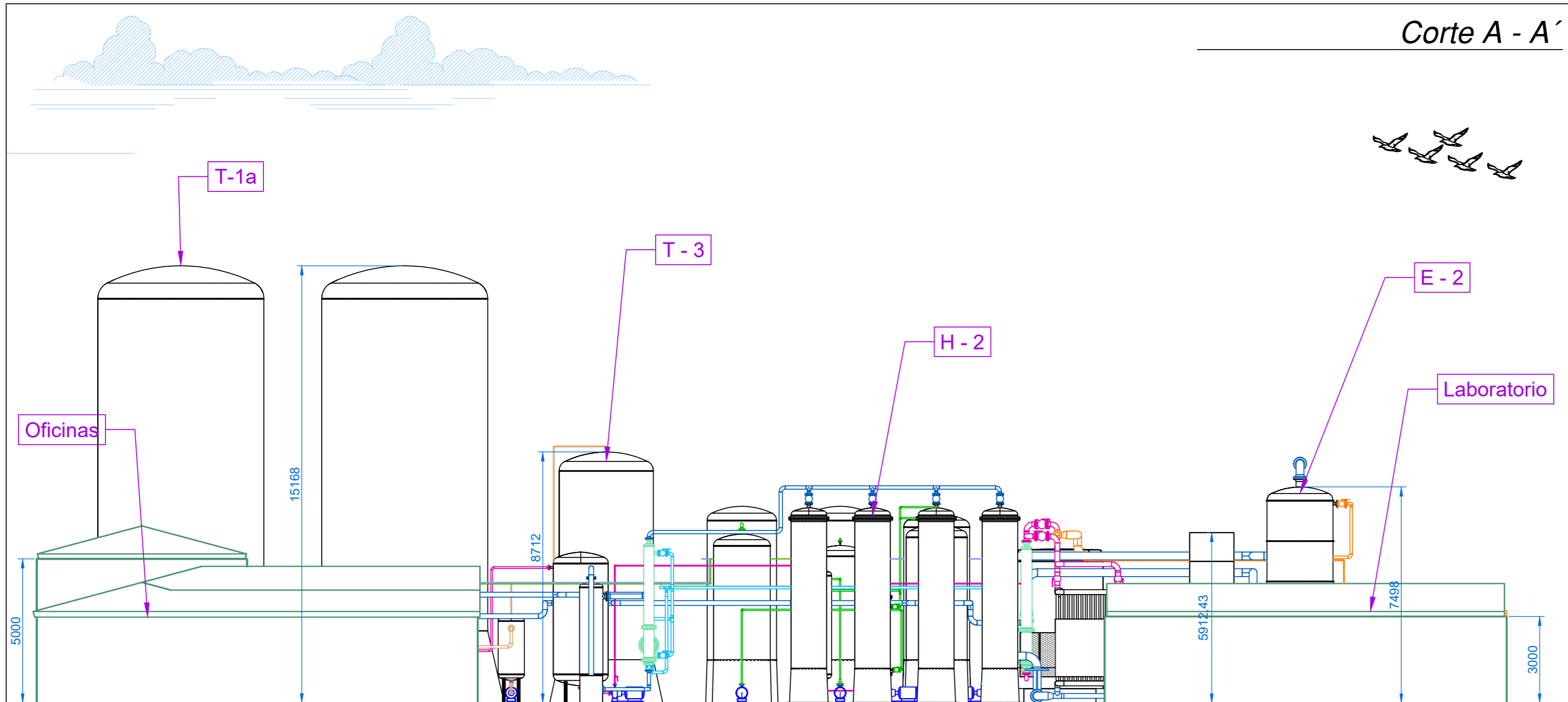
**Trabajo final de grado:**  
 Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol

Universidad Tecnológica Nacional  
 Facultad Regional Villa María

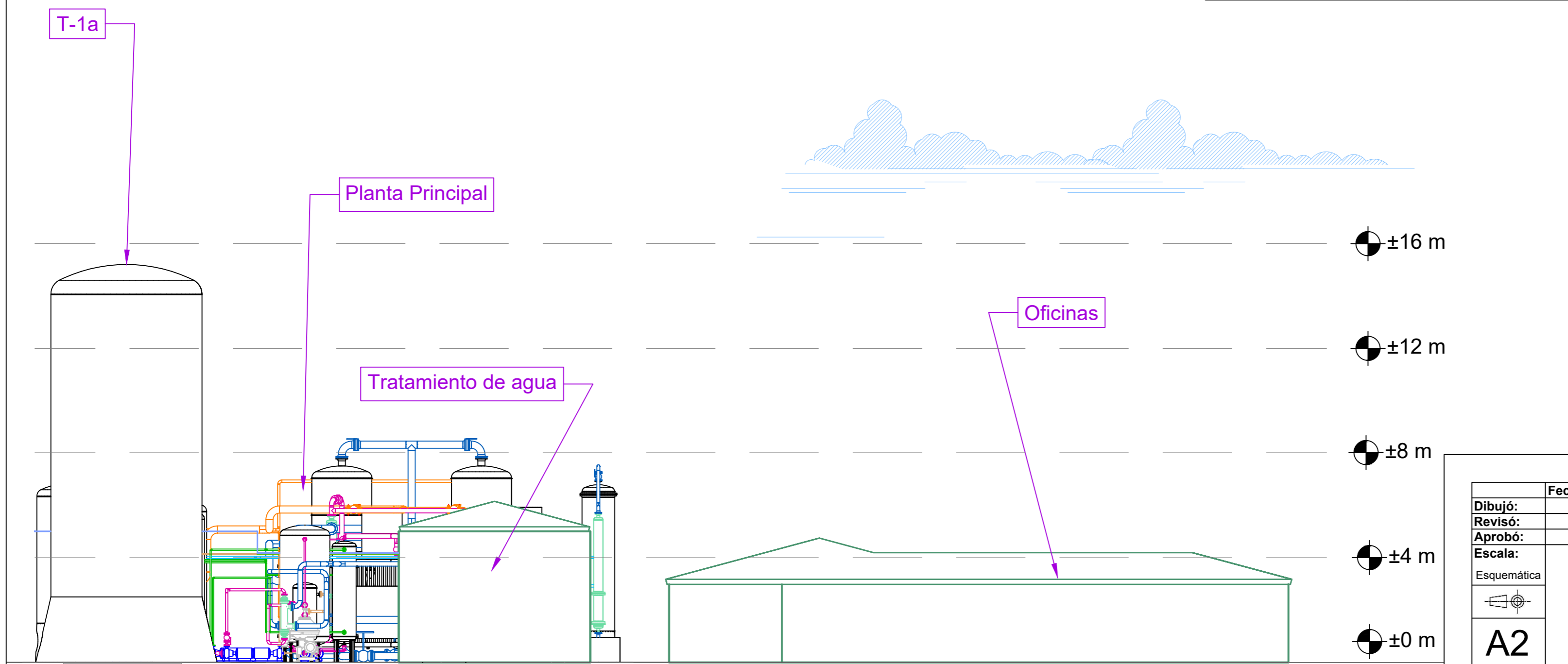
**Ingeniería Química**

Fecha	Nombre	Autores:	Observaciones:
		- Sacco, Daiana - Mattaglia, Mauricio	
<b>Dibujó:</b>			<b>Número de Plano:</b>
<b>Revisó:</b>			
<b>Aprobó:</b>			
<b>Escala:</b>			
Esquemática			
<b>A2</b>		Distribución general de cañerías de proceso	Plano 4 de 9

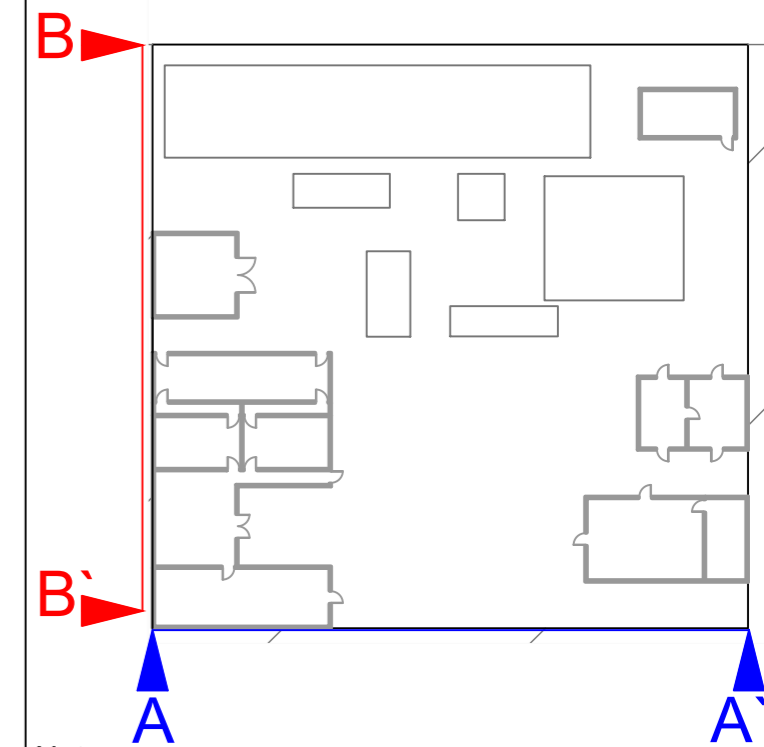
Corte A - A'



Corte B - B'



Referencias



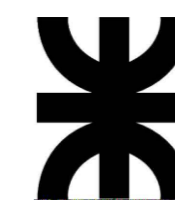
Notas:

- No se consideran los desniveles del terreno para esta visualización
- Se remueven estructuras para mejorar la visualización
- No se dibujan las cotas de los equipos para mejorar la presentación

**Trabajo final de grado:**

Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol

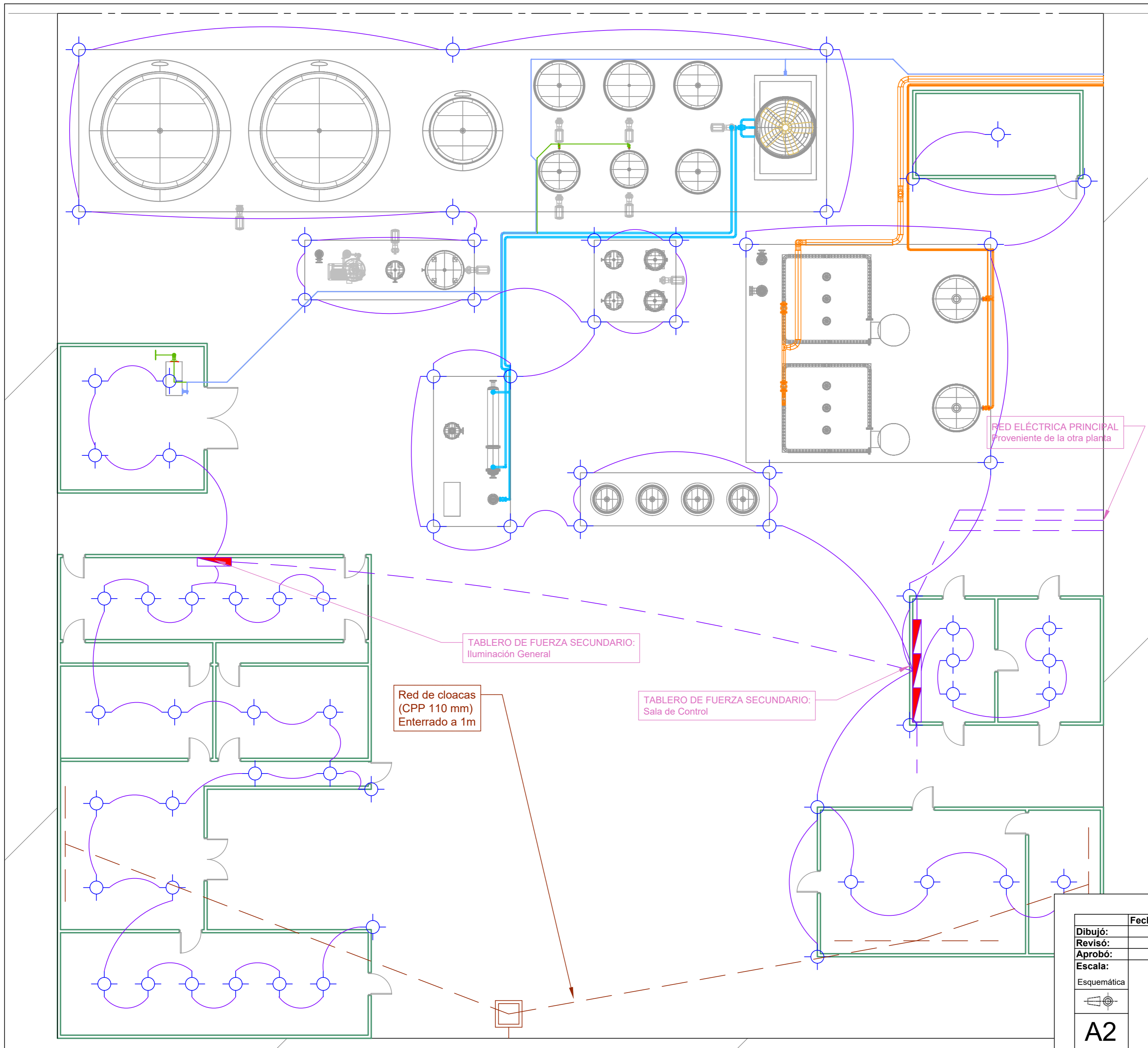
Universidad Tecnológica Nacional  
Facultad Regional Villa María



Ingeniería  
Química

	Fecha	Nombre	Autores:	Observaciones:
Dibujó:			- Sacco, Daiana - Mattaglia, Mauricio	Las cotas se encuentran en mm
Revisó:				
Aprobó:				
Esquemática				Número de Plano:
<b>A2</b>			Cortes A - B	Plano 5 de 9

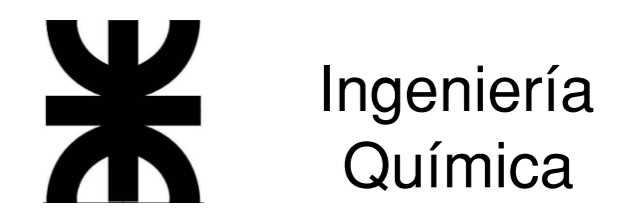




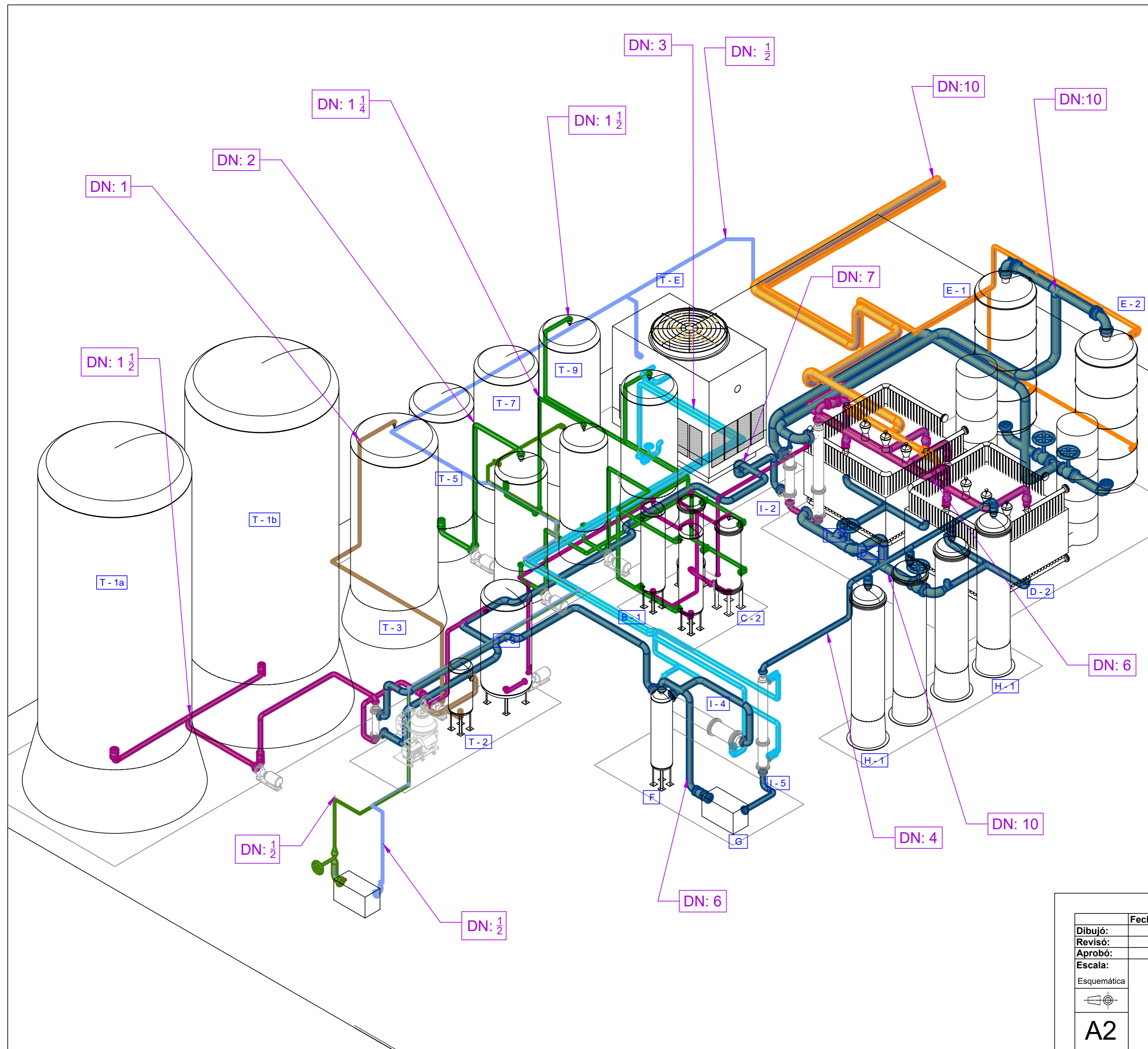
Referencias	
	Cable empotrado en techo, pasante por portacable o por bandeja
	Cable enterrado
	Lamparas
	Tableros eléctricos
	Red de cloacas (enterrada)
	Cañería de agua de red
	Cañería de vapor saturado
	Cañería de agua tratada
	Cañería de agua fría

**Trabajo final de grado:**  
 Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol

Universidad Tecnológica Nacional  
 Facultad Regional Villa María



Fecha	Nombre	Autores:		Observaciones:
		- Sacco, Daiana		
		- Mattalia, Mauricio		
Dibujó: Revisó: Aprobó: Escala: Esquemática				Número de Plano:
<b>A2</b> Servicios auxiliares e Instalación eléctrica básica				Plano 6 de 9



Detalle de cañerías	
	Cañería de Proceso Principal pre-reacción
	Cañería de Productos Secundarios
	Cañería de Proceso Principal post-reacción
	Cañería de productos de regeneración
	Cañería de Vapor y Condensados
	Cañería de agua de refrigeración
	Cañería de agua de red
	Cañería de agua de tratada

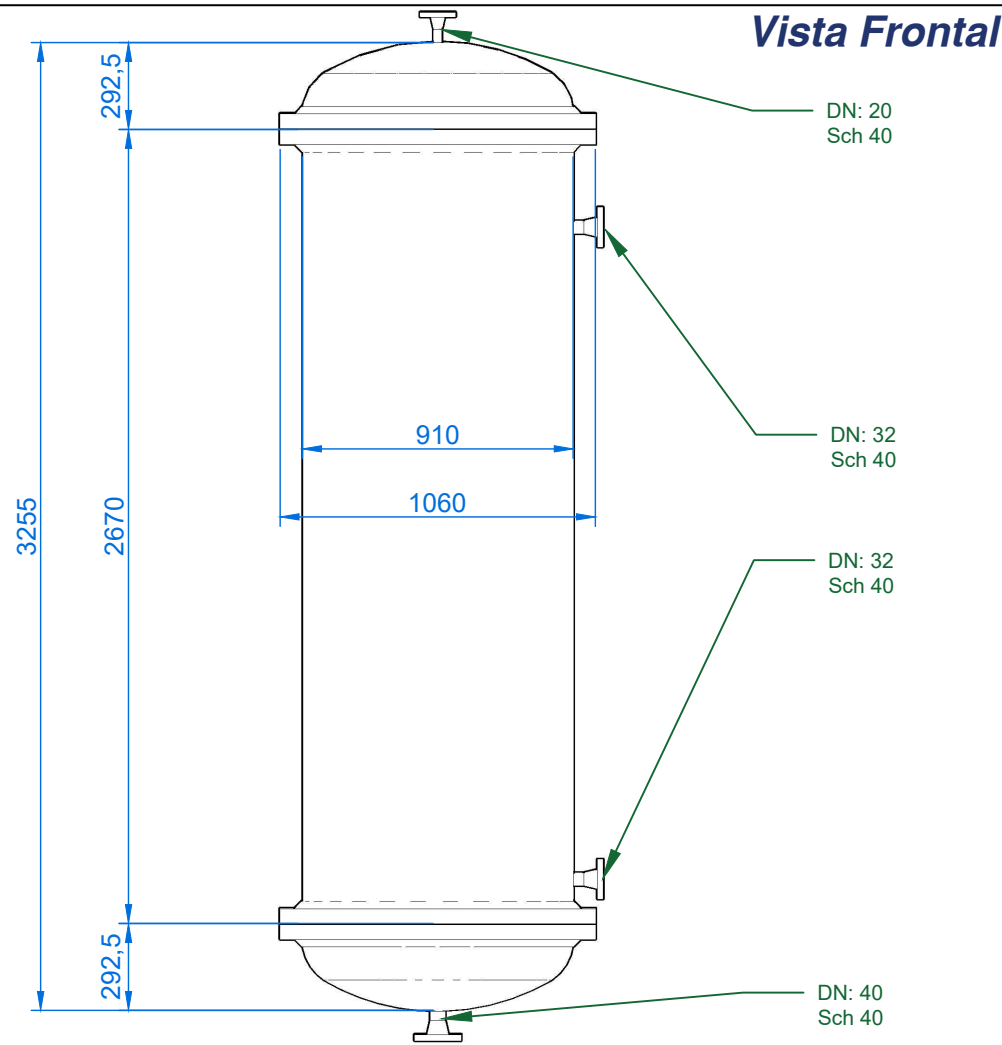
**Trabajo final de grado:**  
 Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol

Universidad Tecnológica Nacional  
 Facultad Regional Villa María



Ingeniería  
 Química

Fecha	Nombre	Autores:		Observaciones:
Dibujó:		- Sacco, Daiana		Las cotas se encuentran en mm
Revisó:		- Mattalia, Mauricio		
Aprobó:				Número de Plano:
Esquemática				Plano 7 de 9
<b>A2</b>		Isométrico de cañerías		



**Características**

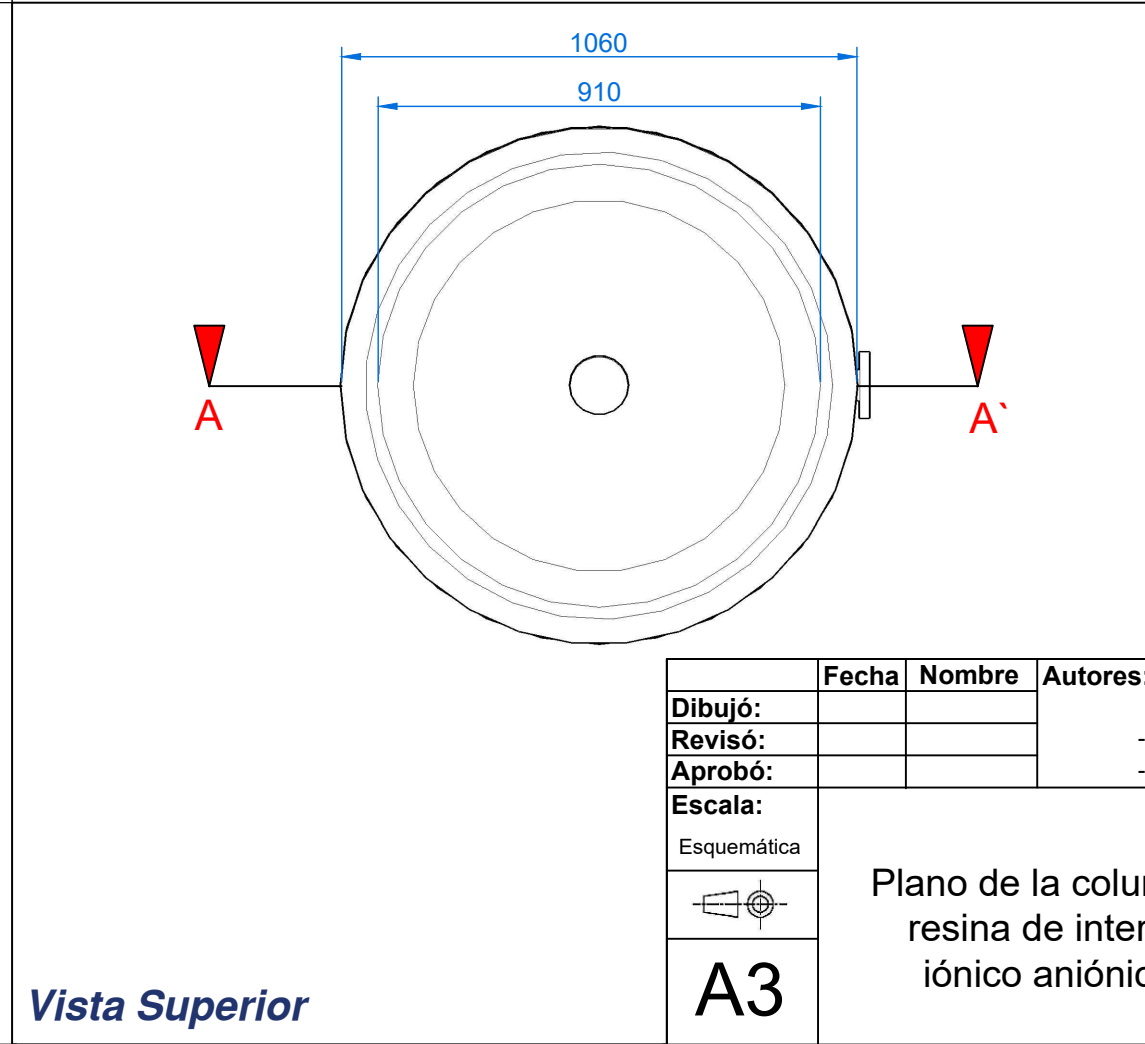
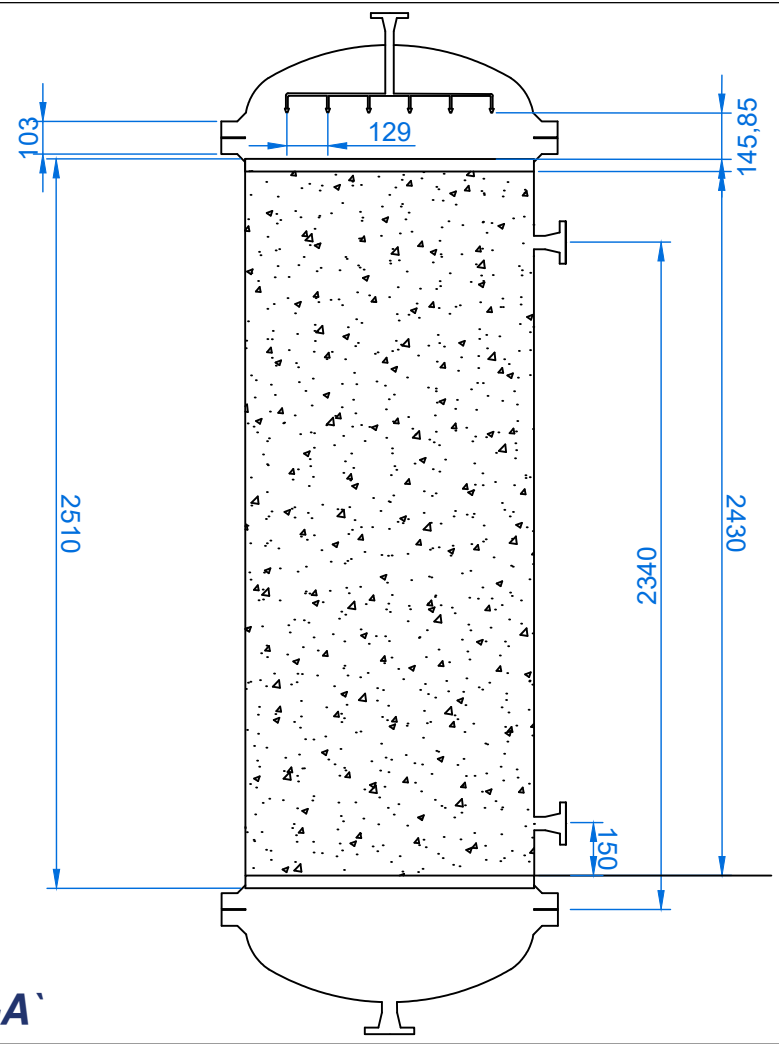
**Material de construcción:**  
ASTM A240 (Acero inoxidable - AISI 316)

**Estándar de construcción:**  
ASME Boiler and Pressure Vessels Code - Section VIII Division I

**Boquillas:**

**Tubería:** ASME 39.16M  
ASTM A-312 AISI 316L

**Brida:** ASME B16.5 - RF  
Clase 150



**Trabajo final de grado:**

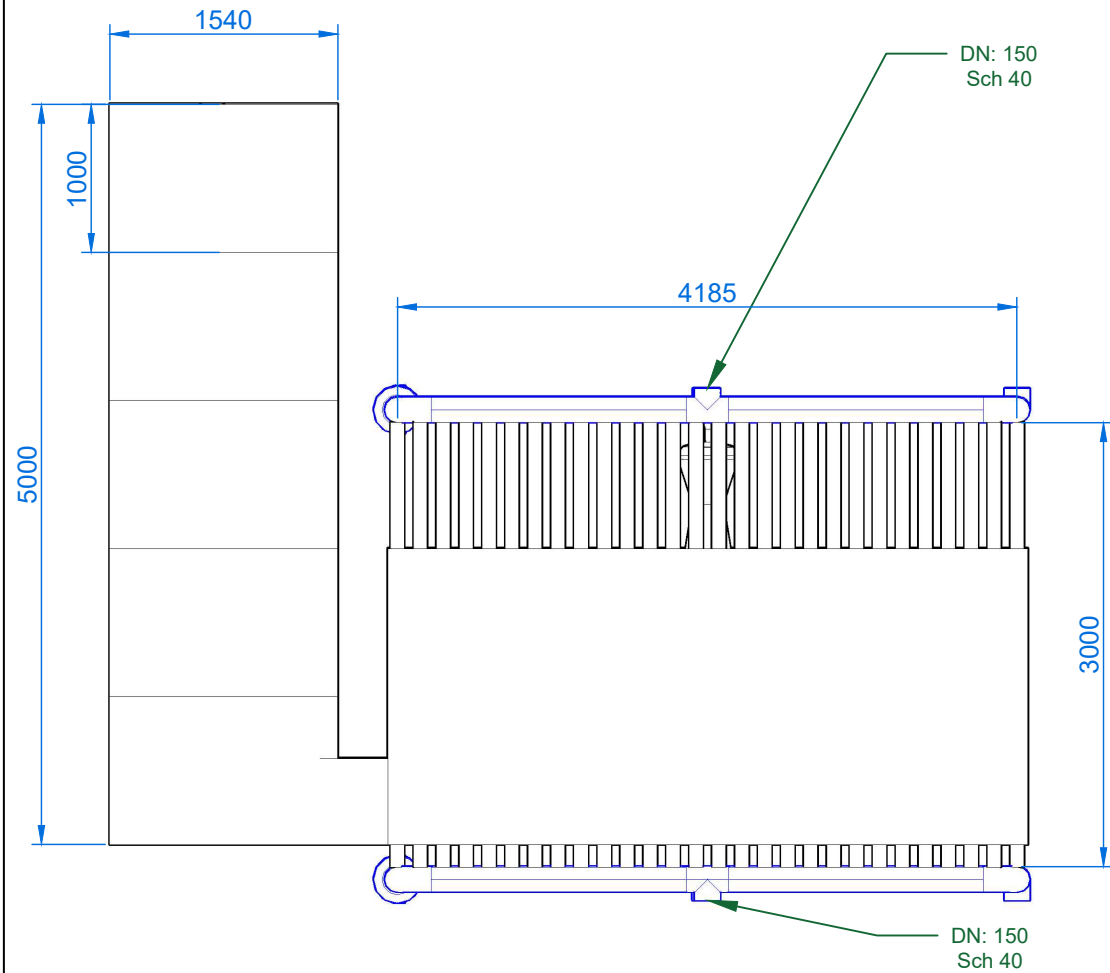
Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol

Universidad Tecnológica Nacional  
Facultad Regional Villa María

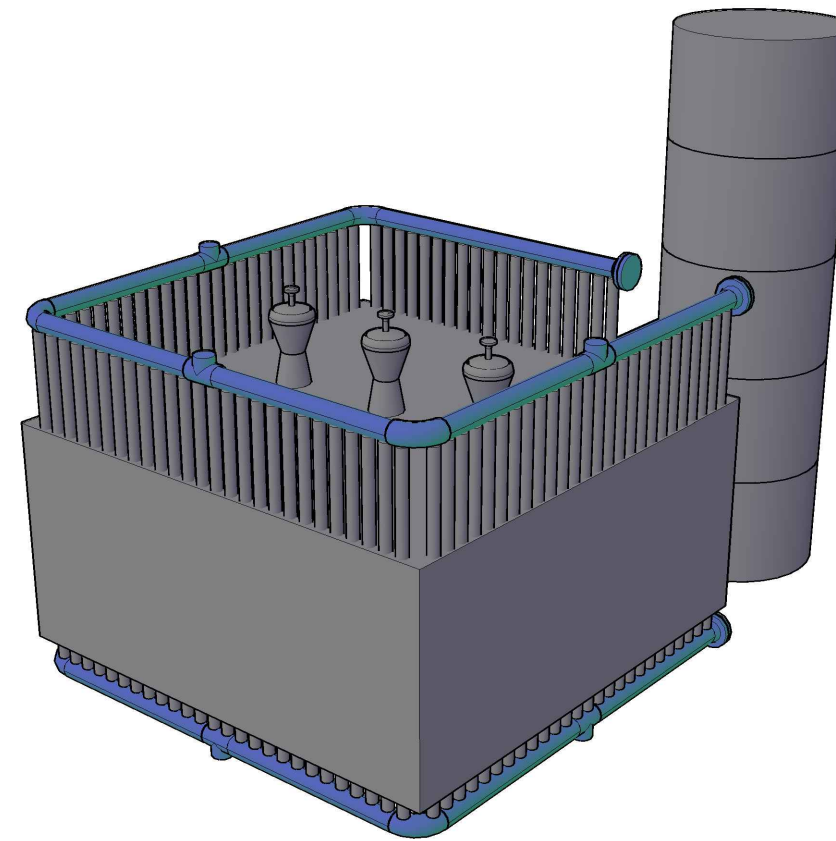
Ingeniería  
Química

	Fecha	Nombre	Autores:	Observaciones:
<b>Dibujó:</b>			- Sacco, Daiana - Mattalia, Mauricio	Las cotas se encuentran en mm
<b>Revisó:</b>				
<b>Aprobó:</b>				
<b>Escala:</b> Esquemática	Plano de la columna de la resina de intercambio iónico aniónico (C1)			<b>Número de Plano:</b>  Plano 8 de 9
<b>A3</b>				

**Vista Frontal**



**Modelado 3D**



**Características**

**Material de construcción:**  
ASTM A240 (Acero inoxidable - AISI 316)

**Estándar de construcción:**  
ASME Boiler and Pressure Vessels Code - Section VIII Division I

**Boquillas:**

**Tubería:** ASME 39.16M  
ASTM A-312 AISI 316L

**Brida:** ASME B16.5 - RF  
Clase 150

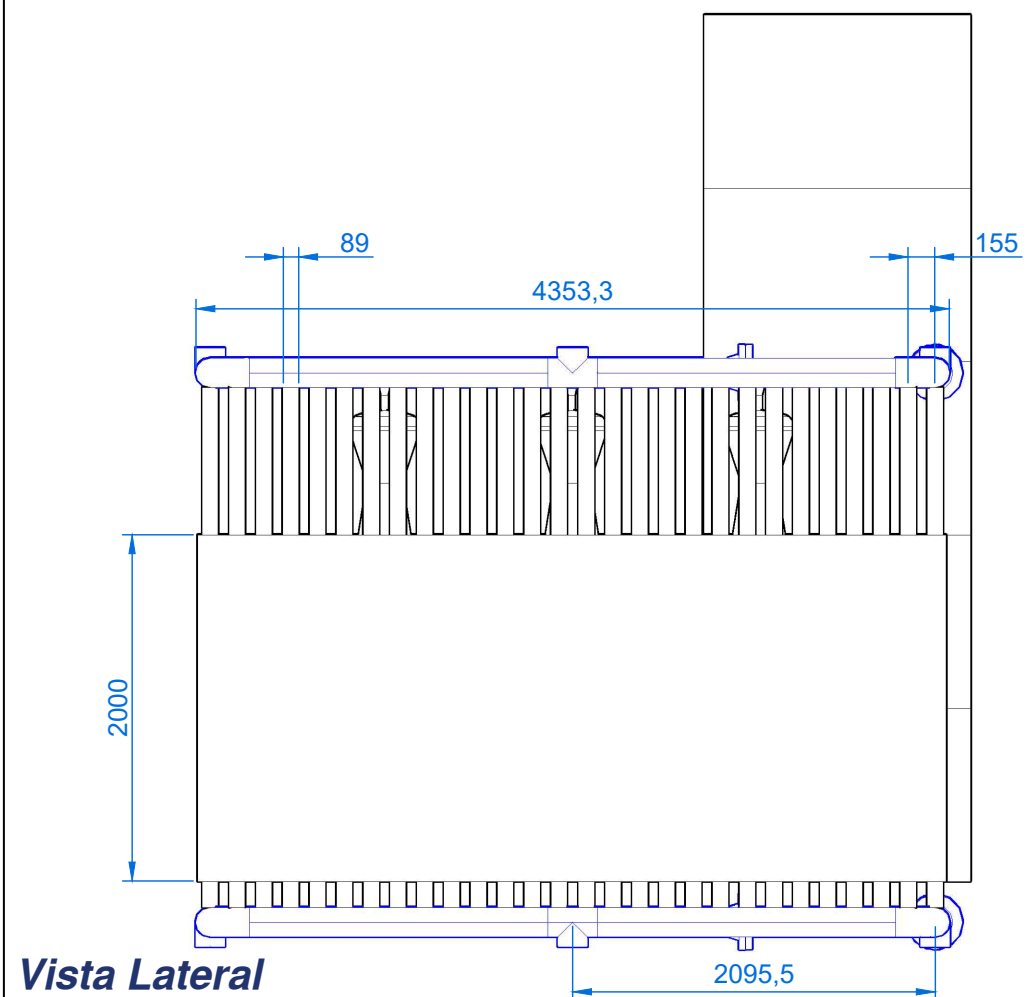
**Trabajo final de grado:**

Producción de hidrógeno por reformado catalítico de glicerol

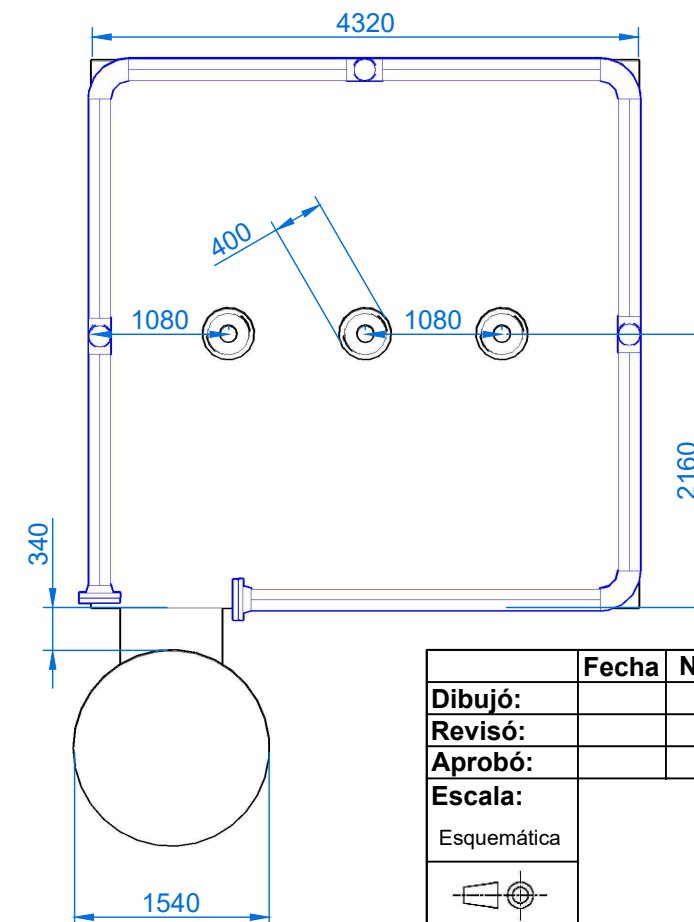
Universidad Tecnológica Nacional  
Facultad Regional Villa María



Ingeniería  
Química



**Vista Lateral**



**Vista Superior**

	Fecha	Nombre	Autores:	Observaciones:
Dibujó:			- Sacco, Daiana - Mattalia, Mauricio	Las cotas se encuentran en mm
Revisó:				
Aprobó:				
Escala:	Reformador (D-01)			Número de Plano:
Esquemática				
<b>A3</b>				Plano 9 de 9