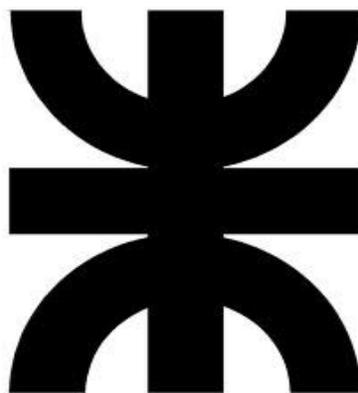


Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional Villa María



**PRODUCCIÓN DE EPICLORHIDRINA
A PARTIR DE GLICEROL**

PROYECTO FINAL PARA OBTENER EL
GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Cervera, María Jimena

Durán, Laura Andrea

Scrivano, Carlos Silvestre

Año 2018

FIRMA DE LOS ALUMNOS

Cervera, María Jimena

Firma:

.....

Durán, Laura Andrea

Firma:

.....

Scrivano, Carlos Silvestre

Firma:

.....

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

APROBADA POR SU CONTENIDO Y ESTILO

Presidente del Tribunal:

.....

Primer Miembro Vocal:

.....

Segundo Miembro Vocal:

.....

NOTA FINAL:.....

Ante todo, queremos agradecer a nuestras familias, que estuvieron presentes durante toda nuestra carrera brindándonos su apoyo incondicional e hicieron posible que hoy podamos cumplir el sueño de ser ingenieros.

A nuestra querida UTN Facultad Regional Villa María por habernos recibido, darnos un lugar y brindarnos a brillantes docentes para formarnos como futuros profesionales.

A todos los docentes de nuestra carrera, que no solo nos transmitieron sus valiosos conocimientos sino también principios y valores que hoy forman parte de nuestras vidas y de las personas que somos. Hacemos una mención especial para nuestro docente, Ingeniero Rubén Baccifava, quien nos ayudó y guió en todo momento con nuestro proyecto final de grado.

Agradecemos también a todos los que nos ayudaron desde lo técnico y profesional para poder concluir nuestro trabajo. Al ingeniero Diego Semprini por su ayuda en temas referidos a procesos, al ingeniero Luciano Palombarini por su asesoramiento y recomendación en el área de automatización y electricidad, al Profesor Eduardo Durán por su disposición y ayuda en el área de diseño y planimetría, a la ingeniera Agostina Bessone por su disposición y colaboración en el área de diseño y planimetría, al ingeniero Osvaldo Cervera por su disposición y asesoramiento en cuestiones técnicas y de desarrollo y a la ingeniera Ana Bergesio por su ayuda en la parte técnica y brindarnos los recursos a su disposición.

Finalmente, queremos brindar nuestro agradecimiento a Dios por habernos guiado e iluminado en nuestro camino y permitir que hoy alcancemos uno de los mayores logros de nuestras vidas.

INDICE	
CAPÍTULO 1	14
OBJETIVOS DEL PROYECTO.....	14
OBJETIVOS.....	15
Objetivos generales	15
Objetivos específicos.....	15
CAPÍTULO 2	17
ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO Y APLICACIONES.....	17
INTRODUCCIÓN	18
DEFINICIÓN Y ESPECIFICACIONES	19
Propiedades físicas y químicas de la epiclorhidrina.....	19
APLICACIONES	21
CAPÍTULO 3	24
ESTUDIO DE MERCADO	24
INTRODUCCIÓN	25
EPICLORHIDRINA.....	26
Producción mundial de epiclorhidrina	26
Perspectiva del mercado mundial del epiclorhidrina	27
Consumo mundial de epiclorhidrina	28
Principales productores mundiales de epiclorhidrina.....	29
Capacidad de producción de las principales empresas en el mundo.....	29
Importación.....	29
Exportación.....	31
Demanda en Argentina	31
Proyección de la demanda	32
Precio de la epiclorhidrina en Argentina	33
RELEVAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS	39
BIODIÉSEL	40
Producción mundial de biodiésel	40
Producción nacional de biodiésel.....	42

Productores de biodiésel en Argentina y capacidad de producción.....	45
GLICEROL	46
Aspectos generales	46
Tipos de glicerina	47
Aplicaciones	48
Producción nacional de glicerol.....	49
Producción de glicerol en base de biodiésel.....	50
Proyección de la producción de glicerol	51
Precio del glicerol a nivel mundial.....	54
Precio del glicerol en Argentina.....	55
HIDRÓXIDO DE SODIO.....	57
Propiedades físicas y químicas	57
Aplicaciones.....	58
Producción mundial de Hidróxido de Sodio.....	59
Productores nacionales de NaOH y capacidad de producción	60
Demanda mundial de NaOH.....	60
Precio a nivel mundial.....	61
Precio del NaOH en Argentina	62
CLORURO DE HIDRÓGENO	65
Propiedades Físicas y Químicas.....	65
Aplicaciones.....	66
Demanda Mundial.....	67
Productores de HCL en Argentina	68
Precio del cloruro de hidrógeno	68
Capítulo 4	69
LOCALIZACIÓN	69
INTRODUCCIÓN	70
MACROLOCALIZACIÓN	70
Selección primaria de la región.....	70
Disponibilidad de materia prima.....	70
Disponibilidad de mercados.....	74
Resultado de la selección primaria.....	76

SELECCIÓN DE LA REGIÓN ESPECÍFICA.....	76
Análisis de los factores de localización.....	77
Disponibilidad de materia prima.....	77
Mercado consumidor.....	80
Medios de transporte y accesibilidad.....	81
Disponibilidad de servicios generales.....	82
Recursos humanos.....	83
Evaluación general.....	84
MICROLOCALIZACIÓN.....	85
Parque industrial Pilar.....	85
Medios de transporte y accesibilidad.....	87
Servicios internos.....	88
Terreno.....	88
CAPÍTULO 5.....	90
SELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	90
INTRODUCCIÓN.....	91
PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE EPICLORHIDRINA.....	92
Proceso Clásico (Shell Technology).....	92
Proceso ShowaDenko.....	93
Proceso Solvay (H ₂ O ₂).....	95
Tecnología GTE.....	96
COMPARACIÓN DE LAS DIFERENTES TECNOLOGÍA.....	98
PROCESO GTE.....	98
Purificación del glicerol.....	99
Preparación del HCl.....	102
Hidrocloración del glicerol y recuperación de productos.....	103
Deshidrocloración de diclorhidrinas.....	105
Purificación de epiclorhidrina.....	107
CAPÍTULO 6.....	108
CAPACIDAD PRODUCTIVA DE LA PLANTA.....	108
INTRODUCCIÓN.....	109

TAMAÑO ÓPTIMO DEL PROYECTO.....	110
Principales factores para la estimación de la capacidad óptima	110
Demanda esperada.....	110
Disponibilidad de insumos	112
Distribución geográfica del mercado	112
CAPÍTULO 7	113
BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.....	113
INTRODUCCIÓN	114
PLAN DE PRODUCCIÓN	115
BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA	120
PURIFICACIÓN DE GLICEROL	120
Mezclador M- 01.....	120
Unidad de ultrafiltración UF- 01	123
Electrodesionizador EDI- 01.....	125
Intercambiador de calor IC-01	128
Intercambiador de calor IC-02	129
Torre de destilación T- 01.....	130
PRETRATAMIENTO DE HCl.....	133
Compresor C-01	133
Intercambiador de calor IC- 03	134
Compresor C- 02.....	135
Intercambiador de calor IC- 04	136
HIDROCLORACION DEL GLICEROL	137
Mezclador M- 02.....	137
Intercambiador de calor IC-05	141
Reactor R- 01	142
Torre de destilación T-02.....	149
Intercambiador de calor IC- 06	152
Torre de destilación T-03.....	153
DESIDROCLORACIÓN DE DICLORHIDRINAS	156
Mezclador M- 03.....	156

Intercambiador de calor IC-07	158
Reactor R- 02	159
Decantador Dec- 01.....	163
PURIFICACIÓN DE EPICLORHIDRINA	165
Intercambiador de calor IC- 08	165
Compresor C- 03	166
Tamiz molecular PSA TM- 01.....	166
Intercambiador de calor IC- 09	168
CAPÍTULO 8	171
DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS.....	171
INTRODUCCIÓN	172
PURIFICACIÓN DE GLICEROL	174
Tanque de almacenamiento TK- 01	174
Mezclador M- 01.....	175
Adopción de unidad de ultrafiltración UF- 01	179
Adopción de electrodesionizador EDI- 01	183
Diseño de intercambiador de calor IC-01.....	185
Diseño de intercambiador IC-02	187
Diseño de torre de destilación T- 01	188
Diseño del condensador de columna T- 01.....	190
Diseño del rehervidor de columna T- 01	192
PRETRATAMIENTO DE HCl.....	193
Compresor C- 01	193
Diseño de intercambiador de calor IC- 03.....	194
24.62 m/s.....	196
Compresor C- 02.....	196
Diseño de intercambiador de calor IC- 04.....	197
HIDROCLORACION DEL GLICEROL	198
Tanque de almacenamiento (TK- HCl).....	198
Diseño de mezclador M- 02.....	199
Diseño del Reactor R- 01.....	205
Diseño de torre de destilación T-02	219

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Diseño del condensador de columna T- 02.....	220
Diseño de enfriador IC- 06	223
Diseño de la torre de destilación T-03.....	225
Diseño del condensador de columna T- 03.....	226
Diseno de rehervidor de columna T-03	227
Tanque de almacenamiento TK- 02	229
Tanque de almacenamiento TK- 03	231
Tanque de almacenamiento TK- 07	232
Tanque de almacenamiento TK- 08	234
DESHIDROCLORACIÓN DE DICLORHIDRINAS.....	236
Diseño de Mezclador M- 03	236
Diseno de intercambiador IC-07	239
Diseño de torre de destilación reactiva T- 04	240
Diseño del condensador de columna T- 04.....	242
Simple segmentación.....	244
Tanque de almacenamiento TK- 06	245
Tanque de almacenamiento TK- 09	246
Tanque de almacenamiento TK- 11	247
PURIFICACIÓN DE EPICLORHIDRINAS.....	248
Decantador DC-01.....	248
Tanque de almacenamiento TK- 08	251
Intercambiador de calor IC- 08	252
Compresor C-03	254
Tamiz Molecular PSA (TM-01).....	255
Tanque de almacenamiento TK-10	257
Intercambiador de calor IC- 09	259
CAPÍTULO 9	261
SERVICIOS AUXILIARES.....	261
INTRODUCCIÓN	262
ADOPCIÓN DE BOMBAS	263
Bomba B01	265
Bomba B01''.....	266

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Bomba B-02.....	267
Bomba B-03.....	268
Bomba B04.....	269
Bomba B05.....	270
Bomba B06.....	271
Bomba B07.....	272
Bomba B08.....	273
Bomba B09.....	274
Bomba B10.....	275
Bomba B11.....	276
Bomba B12.....	277
Bomba B13.....	278
Bomba B14.....	279
Bomba B15.....	280
Bomba B16.....	281
Bomba B17.....	282
Bomba B18.....	283
Bomba B19.....	284
Bomba B20.....	285
ELECCIÓN DE BOMBA.....	286
SERVICIO DE AGUA.....	287
Agua requerida en las diferentes etapas.....	288
Tanque principal de almacenamiento de agua.....	288
Dimensionamiento del tanque principal de agua.....	288
Adopción de bombas.....	289
Sistema de cañerías para abastecimiento de agua.....	292
SERVICIO DE VAPOR.....	292
Adopción de caldera.....	293
Válvulas reguladoras de presión.....	295
Balance de masa para determinar las pérdidas de agua en la caldera.....	297
Diagrama de abastecimiento de vapor.....	299
CONSUMO DE GAS NATURAL.....	299
SERVICIO DE ENFRIAMIENTO.....	299

Adopción de torre de enfriamiento.....	300
CAPÍTULO 10	303
CONTROL DE CALIDAD	303
INTRODUCCIÓN	304
CONTROL DE LA MATERIA PRIMA	305
Determinación de la densidad del glicerol crudo (TL-01)	306
Determinación del pH del glicerol crudo (TL- 02)	307
Determinación de viscosidad de glicerol crudo (TL- 03).....	308
Determinación del contenido de agua en glicerol crudo (TL- 04).....	308
Determinación de mong y glicerol (TL- 05).....	310
Determinación de concentración de NaOH (TL- 06).....	312
CONTROL DE PRODUCTO FINAL	313
Determinación de Epiclorhidrina con GC	314
CONTROL DEL PROCESO PRODUCTIVO.....	317
Control de nivel en tanques de almacenamiento y mezcladores.....	319
Control de nivel en tanques de mezclado	322
Control de presión en ultrafiltrador y electrodesionizador	323
Control de temperatura en IC- 02.....	324
Control de temperatura en IC- 04.....	325
Control de temperatura en IC- 05.....	326
Control de temperatura en columnas de destilación y columnas de destilación reactivas	328
Control de temperatura en R- 01	329
Control de caudal	330
CAPÍTULO 11	337
TRATAMIENTO DE EFLUENTES	337
INTRODUCCIÓN	338
EFLUENTES GENERADOS POR LA PLANTA.....	339
Corriente B2.....	339
Tratamiento o disposición.....	339
Corriente C1 y J5	340

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Corriente D1.....	343
Corriente G5.....	344
Laguna de estabilización	346
CAPÍTULO 12	348
OBRAS CIVILES	348
INTRODUCCIÓN	349
VIAS DE ACCESO	350
DESCRIPCIÓN DE LAS CONSTRUCCIONES	350
Puesto de control.....	354
Estacionamiento	354
Almacenamiento de productos.....	354
Sala de calderas.....	355
Torre de enfriamiento	355
Sector de producción.....	355
Sector laboratorios.....	355
Sector comedor, baños, vestuarios y duchas.....	356
Sector oficinas.....	357
Tratamiento de efluentes	357
Taller de mantenimiento	357
CAPÍTULO 13	358
INSTALACIONES ELÉCTRICAS	358
INTRODUCCIÓN	359
DESCRIPCIÓN GENERAL	360
Descripción de las instalaciones eléctricas.....	360
SERVICIO DE ENERGÍA ELECTRICA	363
Iluminación	363
Determinación del número de lámparas	364
Equipos	369
CAPÍTULO 14	371
Organización Industrial	371

INTRODUCCIÓN	372
TIPO DE SOCIEDAD COMERCIAL.....	373
Constitución de la Sociedad Anónima (S.A.).....	374
Trámites para la puesta en funcionamiento de la empresa	374
ESTRUCTURA DE LA ORGANIZACIÓN	375
Organigrama	375
Mano de obra requerida.....	375
Funciones del personal	377
Organización de la producción y turnos de trabajo.....	379
CAPÍTULO 15	380
ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO	380
INTRODUCCIÓN	381
DETERMINACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL TOTAL	382
Activos fijos.....	388
Capital de trabajo	388
Análisis de los costos indirectos	388
Análisis de los costos directos	390
FINANCIACIÓN DEL PROYECTO.....	393
CRÉDITO FISCAL.....	394
ANÁLISIS FINANCIERO Y FLUJO DE FONDOS	396
Cálculo del VAN.....	399
CONCLUSIONES	405
BIBLIOGRAFÍA	406
ANEXOS.....	414

CAPÍTULO 1

OBJETIVOS DEL PROYECTO

OBJETIVOS

El proyecto surge con la intencionalidad de utilizar un subproducto de bajo costo, como es el glicerol proveniente de la industria de biodiésel, para producir un producto final de alto valor agregado como la epiclorhidrina, mediante un proceso alternativo y más ecológico en comparación con el tradicional dependiente de recursos no renovables derivados del petróleo.

Objetivos generales

- Diseñar una planta de producción de epiclorhidrina a partir de glicerol obtenido como subproducto de la fabricación de biodiésel y comprobar la viabilidad técnico-económica de su instalación y puesta en marcha en Argentina.
- Desarrollar un proyecto que contemple los aspectos de contaminación ambiental, y el mejoramiento de la calidad de vida de los individuos tratando de mantener como premisa el equilibrio y protección del medio ambiente, que actualmente es un aspecto de fundamental importancia a nivel mundial.
- Integrar las realidades regionales y la demanda de epiclorhidrina fomentando el desarrollo industrial y tecnológico de nuestro país.
- Aprovechar la amplia disponibilidad de glicerol y utilizarlo como materia prima renovable para lograr la máxima rentabilidad del proyecto y disminuir el impacto medioambiental.
- Integrar los conocimientos y habilidades adquiridas a lo largo de los años de estudio de la carrera y aplicarlos en el desarrollo del presente proyecto.

Objetivos específicos

- Analizar el mercado de oferta y demanda de epiclorhidrina y las materias primas correspondientes, mediante la realización de un estudio de mercado.
- Determinar estratégicamente la localización de la planta, teniendo en cuenta los distintos factores de incidencia sobre la misma.
- Analizar los distintos procesos de producción de epiclorhidrina a fin de seleccionar el más conveniente.
- Determinar la capacidad de producción de la planta para luego calcular y diseñar todos los equipos e instalaciones involucradas en el proceso.
- Realizar un análisis técnico que avale la posibilidad de llevar a cabo el proyecto propuesto.

- Realizar un estudio económico - financiero para evaluar la viabilidad económica de la planta productora de epiclorhidrina.
- Desarrollar el proceso que minimice el impacto ambiental.
- Implementar normas de higiene y seguridad apropiadas para minimizar riesgos.
- Trabajar con proveedores nacionales para contribuir al desarrollo de la industria local.

CAPÍTULO 2

**ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO Y
APLICACIONES**

INTRODUCCIÓN

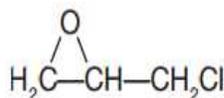
La energía juega un papel vital en la sociedad moderna y posibilita el funcionamiento de los sistemas que cubren las necesidades humanas. Es de fundamental importancia en las economías industrializadas, pero igualmente en la generación de avances económicos y sociales en las zonas en vías de desarrollo. La fuerte dependencia de los combustibles fósiles por parte de las naciones, en particular del petróleo, provoca una gran preocupación en la seguridad energética.

La producción de biodiésel es una alternativa a los combustibles fósiles, que se ha masificado a nivel global y cuyo objetivo es disminuir la contaminación ambiental. Durante la producción de este biocombustible se obtiene el glicerol, un subproducto de la reacción de transesterificación a razón de 1kg glicerol/10kg de biodiésel, lo cual genera grandes cantidades de residuo, ocasionando problemas de acumulación y contaminación. Actualmente la producción de glicerol crudo supera la demanda comercial debido al crecimiento en la producción de biodiésel. Muchas investigaciones en el mundo están orientadas a encontrar nuevos usos posibles para el glicerol, entre los cuales se destaca el de la epiclorhidrina, también con el objetivo de reducir el costo del biodiésel.

DEFINICIÓN Y ESPECIFICACIONES

La epiclorhidrina, o también llamada (1-Cloro-2,3-epoxi-propano) en su forma pura es un líquido transparente, incoloro con un olor nauseabundo (parecido al ajo / cloroformo). Es ligeramente soluble en agua y totalmente miscible en disolventes orgánicos polares tales como alcohol e insoluble en disolventes orgánicos no polares tales como hidrocarburos de cadena larga. La presencia de un anillo de epóxido y un átomo de cloro en la molécula de epiclorhidrina permiten que la misma pueda someterse fácilmente a una variedad de reacciones químicas con muchos tipos de compuestos. Esta versatilidad gana su amplia utilización como químico intermedio.

La fórmula química semidesarrollada del producto es la siguiente:



Propiedades físicas y químicas de la epiclorhidrina

La epiclorhidrina (C₃H₅OCl) es un líquido incoloro cuyo vapor forma mezclas explosivas con el aire. El fosgeno, el cloruro de hidrógeno y el monóxido de carbono se liberan durante la combustión. Los ácidos, las soluciones cáusticas y las sales de haluro inician las reacciones de polimerización. El compuesto es muy reactivo con metales tales como zinc y aluminio, haluros metálicos anhidros, ácidos y bases fuertes, y materiales que contienen alcohol. En presencia de humedad, la epiclorhidrina reacciona con el acero.

En la **Tabla 1** se especifican con más detalle las propiedades físicas y químicas de la epiclorhidrina.

Tabla 1. Propiedades físico - químicas de la epiclorhidrina

Nombre químico	1-Cloro-2,3-epoxipropano
Nombre común	Epiclorhidrina (ECH o EPI)
Formula empírica	C ₃ H ₅ OCl
Numero CAS	106-89-8
Apariencia	Líquido incoloro
Olor	Dulce picante
Temperatura de auto-ignición	416 °C (718 °F)
Punto de ebullición (1 atm)	116.4 °C (241.6 °F)
Temperatura de descomposición	217 °C (423 °F)
Densidad (g/cm ³) a 25 °C	1.1745
Constante dieléctrica, a 20 °C	23
Velocidad de evaporación	1.35 (acetato de butilo=1)
Punto de inflamación, TCC	31 °C (87.8 °F)
Capacidad calorífica (J/mol) a 25 °C	131.9 (31.5 cal/mol)
Calor de formación (kJ/mol) a 25 °C	-149.0 (-35.6 kcal/mol)
Calor de fusión (kJ/mol) a 25 °C	10.5 (2500 cal/mol)
Calor de homopolimerización a 25 °C	101.7 (24.3 kcal/mol)
Calor de vaporización a 25 °C	42.4 (10.1 kcal/mol)
Punto de fusión	-57.1°C (-71.9 °F)
Peso molecular	92.53
Índice Refractivo	1.435
Solubilidad a 25 °C Acetona	Infinito
20 °C Metanol	6.6
En agua a (%)	1.5
Gravedad específica a 25 °C	1.178
Densidad del vapor, (relativa al aire=1)	3.27
Viscosidad (mPa.s a 25 °C)	1.086 (1.086 cP)
Presión de vapor 0 °C	0.46 (3.5 mmHg)
25 °C	2.28 (17.1 mmHg)
100 °C	60.35 (452.7 mmHg)

APLICACIONES

La mayor parte de la producción mundial de epiclorhidrina, aproximadamente el 75%, se destina a la producción de resinas epoxi. El principal consumidor es la industria de resina epoxi líquida, la cual se produce generalmente por la reacción de un fenol polivalente con una clorhidrina alifática o un simple epóxido alifático. Los epoxi más conocidos se obtienen mediante condensación de epiclorhidrina con bisfenol A, lo que resulta en una molécula de resina epoxi básica.

Sin embargo existen otras aplicaciones muy diversas como las que se citan a continuación:

Industria Textil: En la industria textil, la epiclorhidrina se utiliza para modificar los grupos carboxilo de la lana. El producto resultante tiene una mayor longitud y mayor resistencia a polillas.

También se utiliza para preparar la proteína modificada, similar a las fibras de lana que exhiben resistencia tanto a los mohos como a los insectos.

Además, la epiclorhidrina es utilizada para preparar fibras que pueden teñirse como las de polipropileno, poliolefina, poliacrilonitrilo, cloruro de polivinilo, alcohol de polivinilo entre otras. También se utiliza para impartir resistencia a las arrugas y para preparar agentes antiestáticos y aprestos textiles.

Industria del papel: La industria papelera utiliza las resinas de poliamina-epiclorhidrina en la producción del papel resistente a la humedad. Este tipo de papel se encuentra en filtros de cafetería y bolsas de té.

Tintas y colorantes: Los compuestos polihidroxilados de epiclorhidrina y sus esteres son útiles en la producción de tintas de impresión especiales y pastas de estampación textil. Estos productos producen películas flexibles que son químicamente inertes a la sosa cáustica y otras soluciones de productos químicos.

Derivados de epiclorhidrina son útiles como adyuvantes de retención de relleno, recubrimientos de papel, floculantes, y agentes anti-estáticos. Papel y cartón con capacidad de impresión mejorada, retención de pigmento, resistencia al plegado, y el brillo también son preparados con productos de reacción de epiclorhidrina.

Resinas de intercambio iónico: La epiclorhidrina se utiliza para producir resinas de intercambio catiónico y aniónico. Resinas de intercambio aniónico insolubles en agua que tienen buena estabilidad se preparan por reacción de epiclorhidrina con etilendiamina. También las resinas de intercambio aniónico de base fuerte pueden ser producidos por reacción de epiclorhidrina con aminas terciarias poliméricas.

Los intercambiadores aniónicos basados en epiclorhidrina se utilizan con éxito para purificar el agua potable y para limpiar aire contaminado.

Las resinas de intercambio catiónico se producen por condensación de epiclorhidrina con fenoles polihidroxilados y por productos de la sulfonación.

Agentes de superficie activa: Muchos agentes de superficie activa basados en epiclorhidrina se sintetizan por condensación de ésta con una poliamina tal como tetraetilen-pentamina, además de un ácido graso tal como ácido esteárico.

Tales productos encuentran uso en cosméticos, champús, detergentes, agentes espumantes, ablandadores de agua, y desemulsionantes.

Caucho a base de epiclorhidrina: La epiclorhidrina se polimeriza o copolimeriza con óxido de etileno para formar elastómeros. Estos elastómeros, miembros de una familia de la especialidad cauchos de poliéster, poseen excelentes propiedades físicas en un amplio rango de temperaturas y son resistentes a combustible, aceite y ozono. Poseen otras ventajas como excelentes características de envejecimiento, alta resistencia y flexibilidad a bajas temperaturas.

Las aplicaciones del caucho a base de epiclorhidrina incluyen piezas de automóviles y de aviones, sellos y juntas, alambre, forros de cables, adhesivos, empaquetaduras, mangueras, correas de transmisión, telas de caucho revestido y unidades de absorción de energía.

Plastificantes: La reacción de epiclorhidrina con alcoholes, alcoholatos, sales de sodio, o ácido esteárico, oleico, palmítico, mirístico, y otros ácidos grasos produce productos utilizados como plastificantes de polímero de vinilo, disolventes para la alimentación, aromatizantes, y plastificantes para poliuretanos.

Productos agrícolas: Compuestos biológicamente activos son preparados por reacción de epiclorhidrina con alcoholes o las sales de sodio de alquilfenoles. Tales productos tienen uso efectivo en insecticidas, bactericidas y fungicidas.

Industria farmacéutica: La epiclorhidrina es utilizada en la síntesis química de moléculas complejas para la industria farmacéutica. Es la base de la síntesis de monoclorhidrina de glicerol (1-cloro-2,3propanediol), utilizado en la fabricación de productos farmacéuticos (contraste de rayos X, jarabes para la tos, etc.).

Espumas plásticas: La epiclorhidrina se utiliza para la síntesis de los polioles, reactivos para la fabricación de espumas de poliuretano rígidas. Las espumas de este grado no son inflamables y tienen excelentes propiedades de aislamiento térmico para la industria de la construcción, refrigeradores, etc.

Productos químicos de tratamiento de agua: La epiclorhidrina se utiliza en la fabricación de poliaminas y sales de amonio policuaternarias, como floculantes en agua y tratamiento de aguas residuales.

Además de las mencionadas, también pueden citarse otras aplicaciones en las cuales la epiclorhidrina se utiliza con menor frecuencia como las siguientes:

- Mejoradores de asfalto
- Inhibidores de corrosión
- Aislamiento eléctrico para el cable
- Uretanos retardantes del fuego
- Liners para botellas de polietileno
- Cementos linóleo
- Aditivos para lubricantes
- Ayudas a la producción de petróleo
- Bases de película fotográfica
- Ayudas para la coagulación de látex de goma
- Compuestos de impermeabilización
- Compuestos de zinc galvanoplastia

CAPÍTULO 3

ESTUDIO DE MERCADO

INTRODUCCIÓN

Históricamente, el proceso tradicional para la síntesis de epiclorhidrina ha sido a través del uso del propileno como materia prima, sin embargo, las ventajas económicas y medioambientales que comenzó a presentar en los últimos años la utilización del glicerol, subproducto de la producción de biodiésel, han hecho que se comiencen a tener en cuenta tecnologías alternativas para la obtención de la epiclorhidrina.

El proceso de producción de epiclorhidrina a partir de glicerol ya se conocía desde hace muchos años en el campo científico (Winstein, 1956), pero el costo históricamente elevado del glicerol ha impedido su desarrollo como un proceso comercial hasta el momento. En años recientes el volumen disponible de glicerol renovable ha ido en aumento, y el precio ha descendido hasta un punto en el que su uso para la fabricación de productos químicos básicos, tales como la epiclorhidrina, se ha hecho factible.

Actualmente la epiclorhidrina no se produce en nuestro país y toda la demanda interna se satisface a través de la importación de la misma. El aumento progresivo de la demanda en Argentina a lo largo de los años hace que la producción nacional sea una buena estrategia para abastecer de este producto al mercado argentino.

Es importante destacar que los productos importados poseen tasas y costes de impuestos de importación que encarecen aún más su precio final, lo que otorga ventajas competitivas a un desarrollo local debido a que se puede comercializar el producto a un precio menor del que lo harían los competidores extranjeros, además de la inexistencia de tiempos de demora en las entregas y de topes mínimos en las cantidades de compra, lo cual suele ser una condición limitante de grandes empresas que exportan a nuestro país.

En el presente capítulo, se realiza una evaluación de las características del mercado de la epiclorhidrina y la materia prima necesaria para producirlo.

EPICLORHIDRINA

El método convencional para fabricar epiclorhidrina implica un proceso de múltiples etapas a base de propileno, que se obtiene petroquímicamente. Los altos y fluctuantes precios del propileno, sumado a las grandes cantidades disponibles de glicerina bruta, obtenidas como subproducto de la producción de biodiésel, han aumentado el interés en los procesos en los que se utiliza el glicerol como materia prima. Tal es así, que en años recientes, la producción de epiclorhidrina está siguiendo una tendencia "verde" en la industria química.

Si bien el proceso de cloración del glicerol para la obtención de epiclorhidrina es conocido desde hace décadas, ésta química no se ha utilizado comercialmente debido al alto costo histórico de la glicerina en comparación con el del propileno. La gran disponibilidad en los últimos años de la glicerina de base biológica y el mercado apretado del propileno han invertido esta situación.

Actualmente, en nuestro país no se produce la epiclorhidrina y toda la demanda interna se satisface a través de la importación del producto, haciendo que el presente estudio parta del análisis de datos de importación.

Producción mundial de epiclorhidrina

El mercado mundial de epiclorhidrina se ha segmentado en cinco regiones principales: El Oriente Medio y África, Asia Pacífico, América Latina, América del Norte y Europa. En 2014, Asia Pacífico fue el mayor productor y consumidor de epiclorhidrina debido a la alta demanda China de productos a base de epiclorhidrina. Más de un tercio del mercado mundial de epiclorhidrina (ECH) está dominado por China. En términos de volumen, Asia Pacífico es la región de más rápido crecimiento en el mercado debido a la creciente demanda de ECH de Taiwán y Corea del Sur. Por su parte, Europa emergió como la segunda región más grande en el mercado en 2014. El crecimiento del mercado en Europa puede atribuirse a la creciente demanda de ECH por parte de Alemania en la industria de pinturas y recubrimientos.

En América del Norte, el mercado de recubrimientos es enorme, principalmente en los Estados Unidos, lo que explica un buen consumo de resina epoxi, impulsando así el crecimiento del mercado de epiclorhidrina.

Las economías emergentes de América Latina como Argentina y Brasil también están previstas para mostrar una tasa de crecimiento sustancial en el mercado de la epiclorhidrina durante el período 2016-2022. Sin embargo, las regulaciones

ambientales en la región podrían influir negativamente en el crecimiento del mercado o favorecer el crecimiento de la producción de la epiclorhidrina de base biológica obtenida del glicerol.

Las expectativas mundiales en la producción de epiclorhidrina son alentadoras, así lo indica la *Transparency Market Research* en uno de sus informes que menciona que el mercado mundial de epiclorhidrina en 2014 fue valorado en US \$ 2,56 Billones de dólares y se espera que alcance los US \$ 3,52 billones para 2023, ampliándose a un CAGR de 3,6% entre 2015 y 2023.

En la **Fig.1** se puede observar la capacidad de producción de las principales regiones del mundo en 2017.

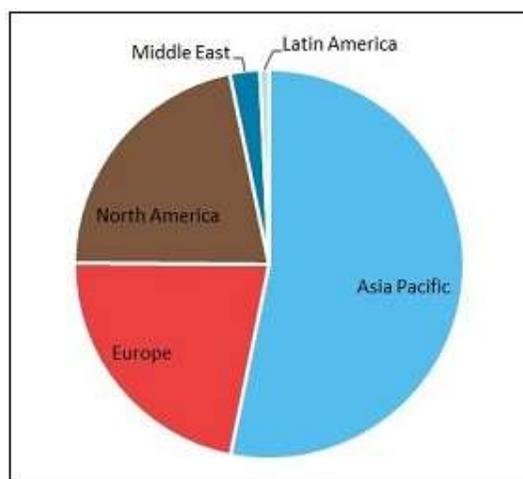


Figura 1. Capacidad de producción mundial de epiclorhidrina. Fuente: <https://mcgroup.co.uk> (Junio 2017)

Perspectiva del mercado mundial del epiclorhidrina

Según un informe de *Global Industry Perspective*, el mercado global de epiclorhidrina representó aproximadamente 1512,0 kilo toneladas en 2014 y se espera que alcance aproximadamente 2262,8 kilo toneladas para 2020, creciendo a un CAGR (Tasa de Crecimiento Anual Compuesta) de alrededor de 4.3 % entre 2015 y 2020.

En la **Fig.2** se muestra la tendencia del mercado mundial de epiclorhidrina.

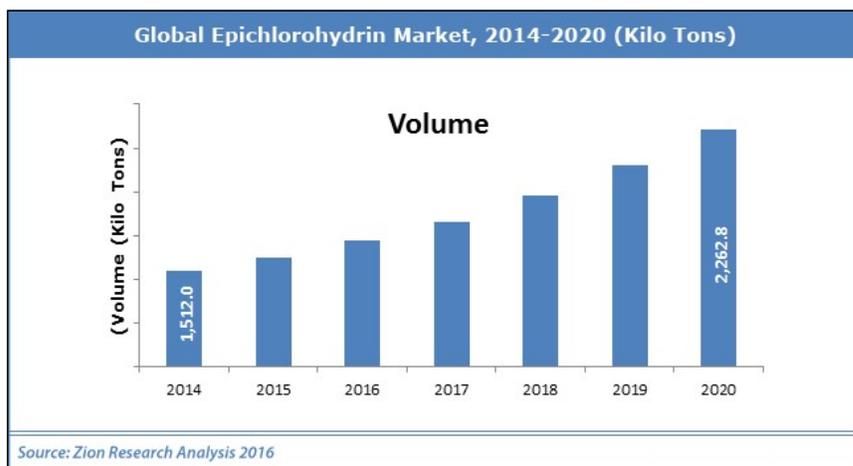


Figura 2. Mercado Mundial de epiclorhidrina. Fuente: <http://timesofkabul.com/> (Abril 2017)

Consumo mundial de epiclorhidrina

En la mayoría de los países del mundo, el principal consumo de la epiclorhidrina se da en la producción de resinas epoxi, las mismas son empleadas en recubrimientos, adhesivos, materiales estructurales, caños, materiales reforzados en fibra de vidrio y componentes electrónicos, estos últimos principalmente en Japón.

En la **Fig. 3** se representa el consumo mundial de las principales regiones.

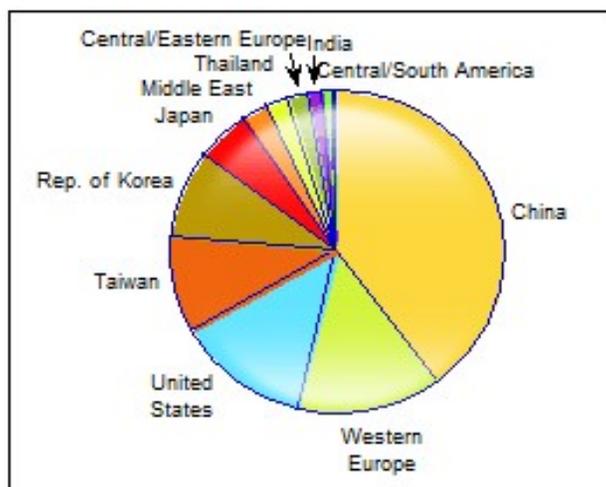


Figura 3. Consumo mundial de epiclorhidrina. Fuente: <https://www.ihs.com> (Julio 2014)

Principales productores mundiales de epiclorhidrina

Algunos de los actores claves identificados en el mercado global de epiclorhidrina son: The Dow Chemical Company y Momentive Performance Materials Holdings LLC de los Estados Unidos, Solvay Chemicals SA de Bélgica, Shandong Haili Chemical Industry Co. Ltd de China, Formosa Plastics Group de Taiwán, NAMA Chemicals de Arabia Saudita y Spolchemie A.S. de Republica Checa entre otros.

Capacidad de producción de las principales empresas en el mundo

Tabla 2. Capacidad de producción mundial

Empresa	País	Capacidad(kt/Año)
Dow Chemical Company	USA	480
Shandong Haili Chemical Industry Co. Ltd	China	320
Solvay Chemicals S.A	Bélgica	230
Momentive Performance Materials Holdings LLC	USA	175
Formosa Plastics Group	Taiwán	100
Otras	Otros	1179
Total		2484

Fuente: <http://en.chemconsulting.com.cn> (2015)

Importación

En Argentina como se ha mencionado, no se produce epiclorhidrina, es por ello que la totalidad que se consume es importada de diferentes países.

Los principales proveedores de Argentina en los últimos años han sido la República de Corea y Estados Unidos. Sin embargo hay otros actores que también lo hacen en menores cantidades.

En la **Tabla 3** y **Fig. 4** se muestra la procedencia de las principales importaciones de ECH durante 2016.

Tabla 3. Importaciones de ECH

País de procedencia	Cantidad (kg)
República de Corea	347538,24
Estados Unidos	115200
Alemania	93321,19
Taiwán	18400
India	10

Fuente: www.scavage.com

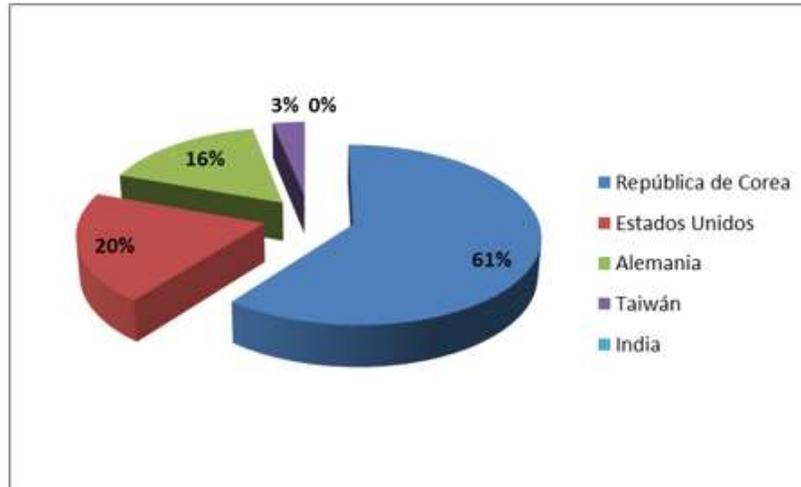


Figura 4. Principales proveedores de Argentina en 2016. Fuente: Elaboración propia en base a datos de scavage (Junio 2017)

En la **Tabla 4** se pueden apreciar las cantidades de las importaciones anuales de ECH de la última. Las mismas están representadas en la Fig.5.

Tabla 4. Importaciones anuales en la última década

Año	Cantidad (kg)
2017 (Estim.)	846337,42
2016	574469,44
2015	764553,86
2014	724480,01
2013	700511,66
2012	681945,87
2011	679204,13
2010	851201,7
2009	605761,2
2008	669361,83
2007	658462,3

Fuente: www.scavage.com (Junio 2017)

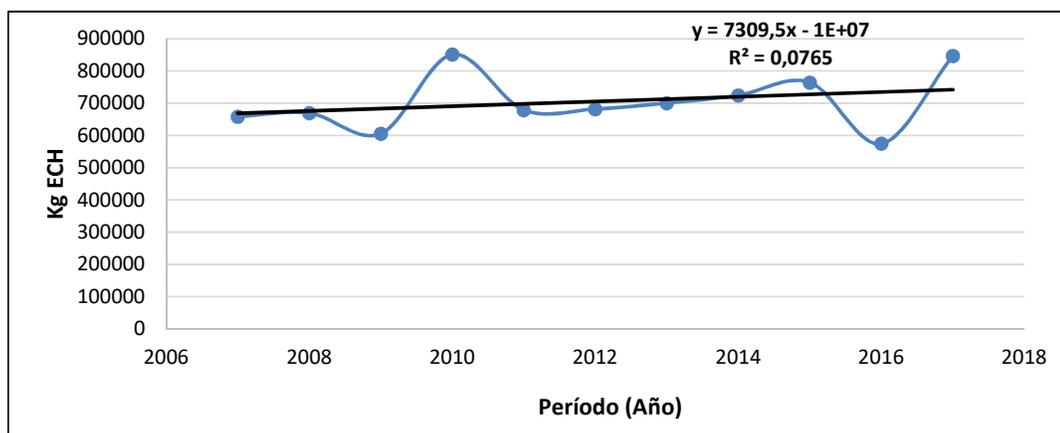


Figura 5. Evolución de las importaciones de ECH. Fuente: www.scavage.com (Junio 2017)

Los kg totales del año 2017 fueron obtenidos mediante una proyección, tomando como referencia los datos de importación conocidos de los primeros 5 meses del año y las perspectivas de los especialistas para el resto del año.

Exportación

En el análisis de las exportaciones de la última década, se encuentra que las mismas son muy pequeñas o nulas. Las cantidades que se exportaron en alguno de los años corresponden a una transferencia a países vecinos de una mínima parte de la totalidad que se importó en ese momento.

Demanda en Argentina

Analizando los valores expresados en la **Tabla 4** de las importaciones de la última década, se observa que luego de la crisis mundial del 2009 hubo un abrupto aumento en las cantidades importadas en 2010, impulsado principalmente por subsidios del estado a las empresas para palear los posibles coletazos de la crisis. Luego el mercado se estabilizó con un paulatino aumento hasta el año 2016, en el cual se produce una caída atribuible principalmente a la baja de la industria automotriz por la crisis de Brasil y a la adaptación de una política de cambio impulsada por el nuevo gobierno en nuestro país.

En el 2017 se puede ver la recuperación del mercado y de acuerdo a proyecciones del Fondo Monetario Internacional para el año en curso, Argentina saldrá de la recesión y tendrá un ligero crecimiento. El gobierno, por su parte, espera un crecimiento del 3.5%.

Si se realiza una regresión lineal utilizando los valores correspondientes a la última década, sin tener en cuenta los puntos correspondientes a los años 2009,2010 y 2016 por los eventos mencionados en el párrafo anterior, se obtiene la ecuación lineal de la demanda en nuestro país (**Fig. 6**).

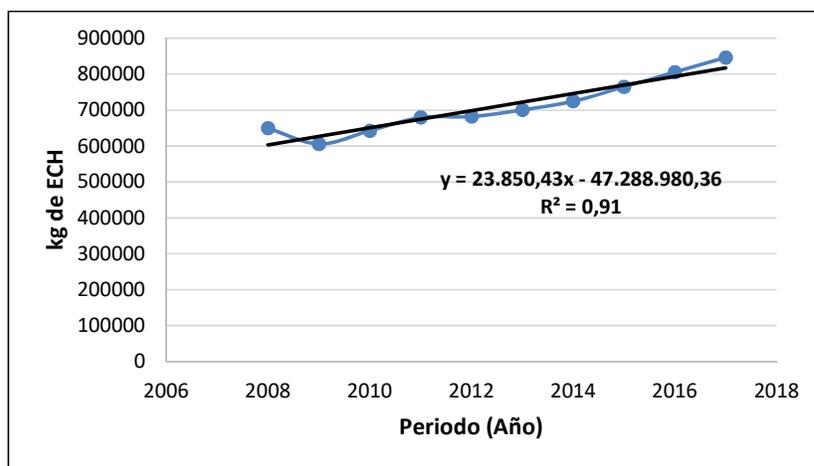


Figura 6. Evolución de la demanda de ECH. Fuente: Elaboración propia en base a datos de scavage

Proyección de la demanda

En la Fig. 6, se determina que la ecuación de la recta que mejor se ajusta a la demanda es:

$$Y = 16201 X - 31882690 \text{ kg}$$

Tabla 5. Proyección de la demanda de ECH

Año	Cantidad (kg)
2019	827129
2020	843330
2021	859531
2022	875732
2023	891933
2024	908134
2025	924335
2026	940536
2027	956737

Fuente: Elaboración propia

Mediante su utilización se puede estimar la demanda en los próximos 10 años

Mediante su utilización se puede estimar la demanda de los próximos 10 años (**Tabla 5 y Fig.7**).

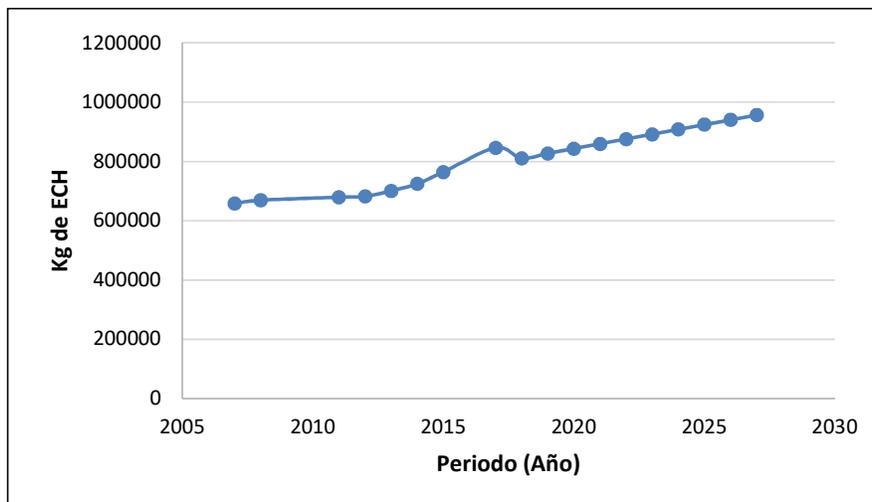


Figura 7. Proyección de la demanda de ECH al 2027. Fuente: Elaboración propia

Precio de la epiclorhidrina en Argentina

El precio que las empresas consumidoras locales pagan por las cantidades de epiclorhidrina que ingresan a nuestro país es relativamente variable. En la **Tabla 6** se representan los datos de la evolución del precio desde el año 2000 hasta la actualidad, los cuales están representados en la **Fig. 8**.

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

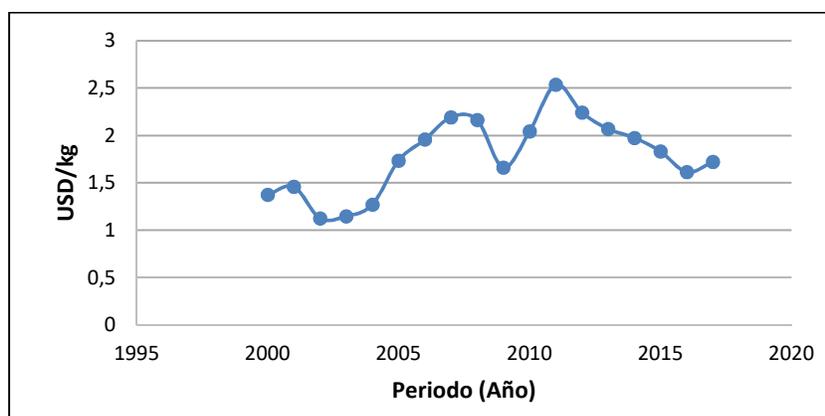


Figura 8. Evolución del precio de ECH. Fuente: Elaboración propia en base a datos de <http://data.un.org> (Abril 2017)

Tabla 6. Evolución del precio de ECH en Argentina

Año	USD/t
2017	1721,67
2016	1612,77
2015	1830,50
2014	1974,50
2013	2067,81
2012	2242,90
2011	2537,03
2010	2043,94
2009	1661,68
2008	2162,12
2007	2192,66
2006	1956,87
2005	1734,91
2004	1270,29
2003	1146,22
2002	1125,21
2001	1457,54
2000	1373,73

Fuente: <http://data.un.org> (Abril 2017)

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

La gran variabilidad en el precio se atribuye a la variabilidad del precio del petróleo, ya que la mayor parte de la epiclorhidrina a nivel mundial, se produce por el proceso tradicional que depende pura y exclusivamente del propileno que es un derivado del petróleo y por lo tanto su precio está sujeto a la variación del mismo.

Analizando la evolución del precio del crudo para el mismo periodo (**Tabla 7**), se observa que el patrón de variación en las curvas correspondientes al precio de la epiclorhidrina

Tabla 7. Evolución del precio internacional del petróleo

Año	USD/Barril Brent
2000	28,27
2001	24,42
2002	24,97
2003	28,85
2004	38,30
2005	54,43
2006	65,39
2007	72,70
2008	97,64
2009	61,86
2010	79,64
2011	110,94
2012	111,97
2013	108,86
2014	98,94
2015	52,37
2016	44,05
2017	56,00

Fuente: <http://knoema.es/> (Junio 2017)

(**Fig. 8**) y la del petróleo (**Fig. 9**) son similares, lo cual comprueba que el precio de la epiclorhidrina está influenciado directamente por el precio del crudo.

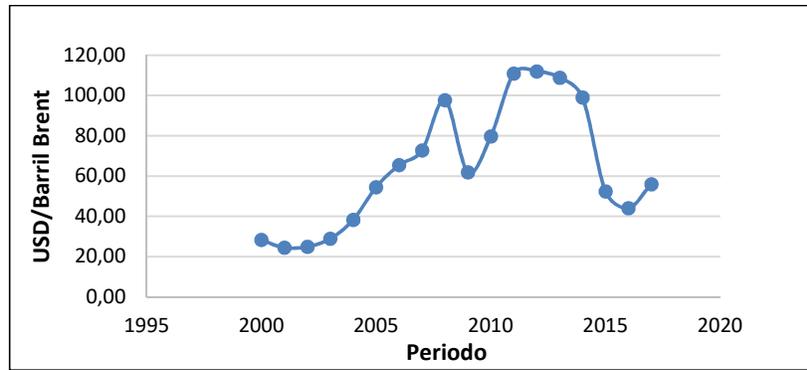


Figura 9. Evolución del precio del crudo. Fuente: <http://knoema.es/> (Junio 2017)

A pesar de la caída del precio del crudo después del 2012 y la consiguiente caída del precio de la epiclorhidrina, un informe reciente de *knoema.com* sobre los principales indicadores del precio del barril de crudo como lo son *WTI (West Texas Intermediate)*, *Brent*, *Crudo Dubai* y el *OPEC Reference Basket*, indican que luego del acuerdo del 2016 por parte de la Organización de Países Productores y Exportadores de Petróleo (OPEP) de reducir la producción diaria de barriles, el precio del crudo comenzará a aumentar. Este hecho ya se percibe en los primeros meses del corriente año (2017), donde el precio se ha incrementado en un 15% respecto a abril del año pasado.

Las proyecciones a futuro (**Tabla 8**) indican que este aumento en el precio será gradual y sostenido (**Fig. 10**).

Tabla 8. Proyección del precio del petróleo

Periodo	Crude Oil Brent USD/Barril
2015	52,37
2016	44,05
2017	56,00
2018	60,00
2019	60,50
2020	61,30
2021	64,00
2022	66,00
2023	67,60
2024	69,30
2025	71,00

Fuente: Fuente: <http://knoema.es/> (Mayo 2017)

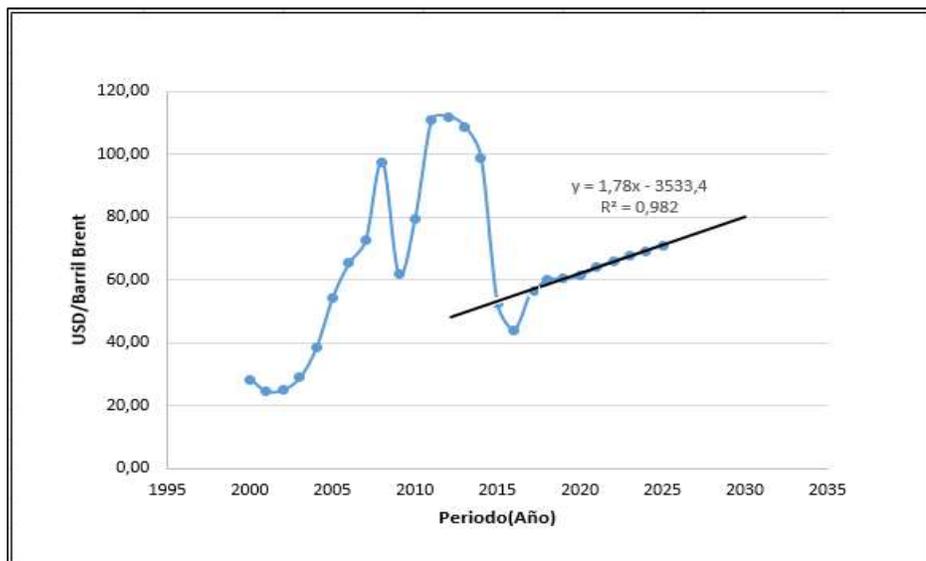


Figura 10. Proyección del precio del petróleo. Fuente: Fuente: <http://knoema.es/> (Mayo 2017)

Teniendo en cuenta el análisis y la predicción de *knoema*, el precio del barril de crudo aumentará 35.57% en los próximos 10 años. Por lo tanto, si aplicamos el mismo porcentaje de incremento al precio de la ECH en una década tendremos:

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Precio de ECH en 2017 = 1721,67 USD/t

Precio de ECH en 2027, aumentando 35.57% = 2334.07 USD/t

Calculo de la ecuación de la recta correspondiente a este incremento:

$$Y = a * X \pm b$$

$$1721.67 = 61.24 * (2017) - b$$

$$b = 121799.41$$

$$Y = 61.24 * X - 121799.41$$

Con la misma se calcula el precio de la epiclorhidrina para los próximos 10 años (**Tabla 9**).

Tabla 9. Proyección del precio de Epiclorhidrina

Período	USD/t
2017	1721,67
2018	1776,79
2019	1831,91
2020	1887,03
2021	1942,15
2022	1997,27
2023	2052,39
2024	2107,51
2025	2162,63
2026	2217,75
2027	2272,87
2028	2327,99

Fuente: Elaboración propia en base a proyección de precio de petróleo por Knoema.es

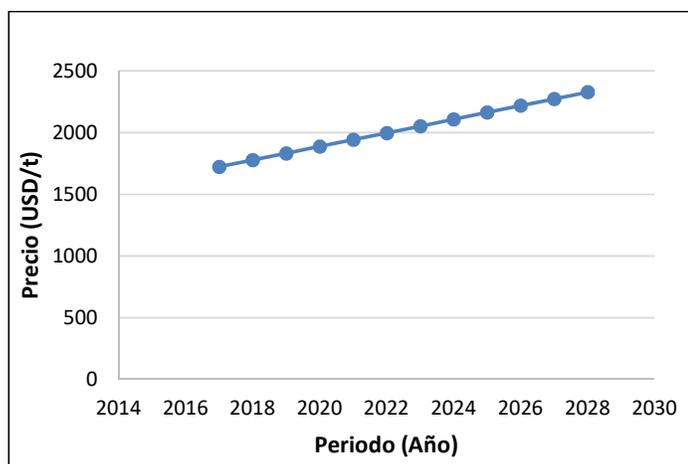


Figura 11. Proyección del precio de ECH en Argentina. Fuente: Elaboración propia en base a proyección de precio de petróleo por Knoema.es

Actualmente (2017) el precio promedio de la epiclorhidrina está en 1722 USD/t.

RELEVAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS

Las materias primas más importantes en la producción de epiclorhidrina son: el glicerol, el ácido clorhídrico anhídrido y el hidróxido de sodio. Estas, al igual que los insumos se producen en cantidad suficiente como para abastecer la producción sin modificar significativamente el mercado.

El glicerol bajo estudio es un subproducto de la producción del biodiésel, por lo tanto es considerado que analizar la distribución de la producción de este biocombustible, refleja de manera directa la distribución de la producción de glicerina cruda y refinada.

El biodiésel es un combustible alternativo integrante del grupo de las bioenergías, producido a partir de recursos renovables y domésticos. Se produce a partir de la modificación de aceites vegetales o grasas animales por vía de un proceso químico denominado transesterificación del cual se obtienen ésteres metílicos (biodiésel) y glicerina.

La glicerina cruda representa un 10% p/p de la cantidad total de biodiésel.

BIODIÉSEL

Producción mundial de biodiésel

En los últimos años se ha visto un gran aumento en la producción mundial de biodiésel, la cual, según información de *Oil World Statistics Update* en el año 2008 llegó a 14,18 millones de toneladas y cinco años después, en 2013, la producción anual fue de 27.06 millones de toneladas, lo cual representó un crecimiento de 90%.

Entre los principales motivos de este aumento, se destaca el crecimiento en la producción mundial de aceite de palma, principal competidor del biocombustible de soja argentino, producido esencialmente por los países de la Unión Europea e Indonesia.

Para los países productores, significa el aprovechamiento de las fuentes de energía de origen biológico en sus regiones para jalonar el crecimiento y el desarrollo rural, con la oportunidad de aportar una nueva fuente ecológica de bioenergía y, de esta manera, dar cumplimiento a los compromisos de reducción de GEI (gases de efecto invernadero) adquiridos bajo el Protocolo de Kioto.

En 2013 se produjo un estancamiento en la producción mundial de biodiésel. En la Unión Europea, principal región productora, la oferta de biodiésel no aumentó debido al continuo debate acerca de una posible reducción en apoyo al biodiésel de primera generación vinculado a los criterios de sustentabilidad. La producción de biodiésel argentino disminuyó en tanto que la Unión Europea introdujo los aranceles antidumping contra sus importaciones, lo cual implicó el cierre de este importante mercado, al que se había destinado el 56% de la producción nacional en el año anterior. En Brasil, Indonesia, Tailandia y Malasia la producción de biodiésel se incrementó lo que compensó la reducción de la oferta Argentina. Se prevé, sin embargo, que la producción mundial de biodiésel alcance 40 billones de litros en 2023, correspondiente a un incremento de 54% respecto de 2013 (Figura 12), y que la Unión Europea sea por mucho la principal productora y consumidora de biodiésel (Figura 13). Otros actores importantes son Argentina, Estados Unidos de América y Brasil, así como Tailandia e Indonesia. Las políticas continuarán influyendo en los patrones de consumo de casi todos los países.

El siguiente gráfico (**Fig.12**) muestra los países productores de biodiésel más grandes del mundo según su volumen de producción en 2015, posicionándose Estados Unidos como el mayor productor.

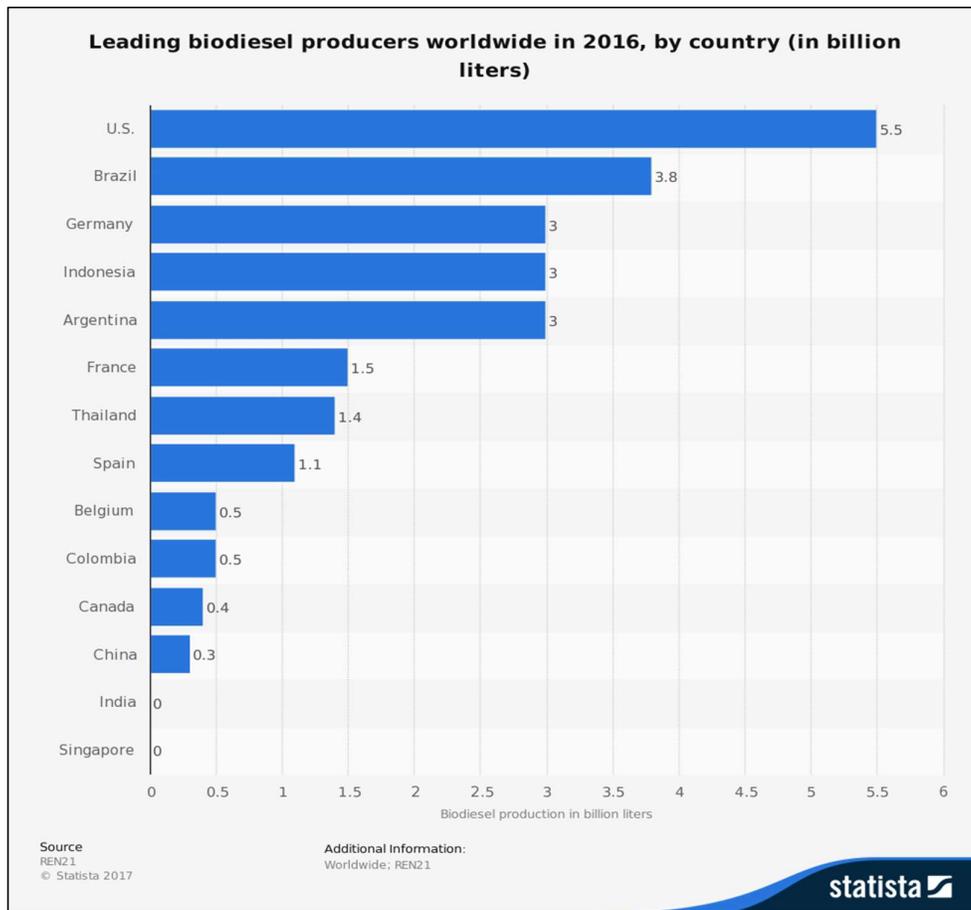


Figura 12. Producción mundial de biodiesel. Fuente: www.statista.com (2017)

En estas perspectivas se prevé una producción creciente de biodiésel en países en desarrollo, impulsada sobre todo por los avances de Argentina e Indonesia (Fig.13).

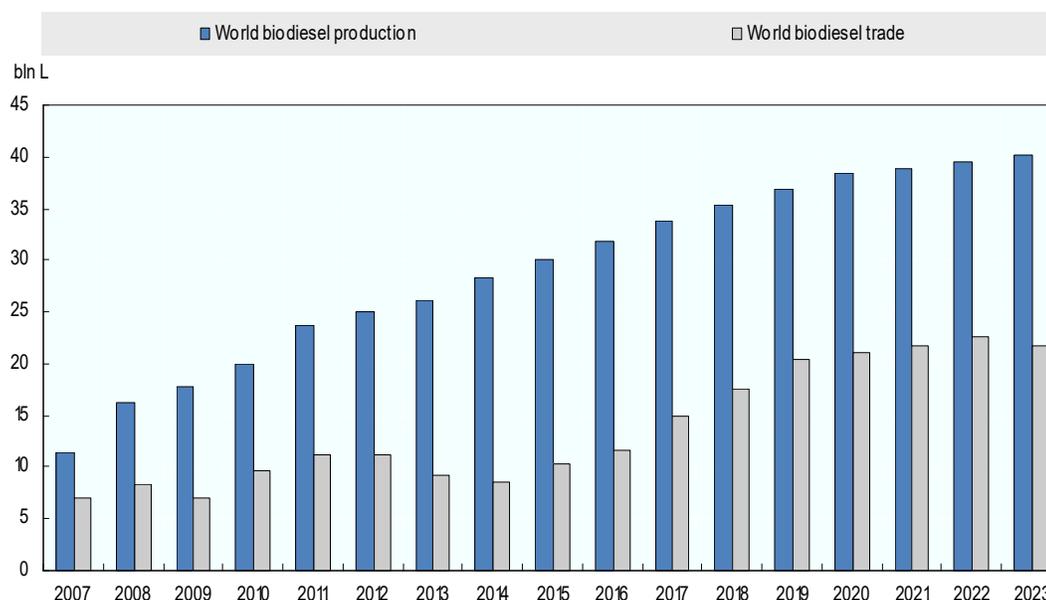


Figura 13. Proyección de la producción mundial de biodiesel. Fuente: OECD-FAO Agricultural Outlook 2014-2023 (2014)

Producción nacional de biodiésel

Argentina ha experimentado un crecimiento exponencial en la industria del biocombustible, pasando en 6 años de tener un tamaño marginal en 2007 a convertirse en el primer exportador mundial de biodiésel en base de soja en 2013. Esta situación se asocia a la sanción de un Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles enmarcados en las leyes 26.093 y 26.334.

Los motivos base para el fomento de la elaboración de combustibles a través de biomasa no son tan claros como en otros países de la región. En algunos casos, no se lo vincula directamente al reemplazo del uso de combustibles fósiles ni con el peligro de desabastecimiento interno, sino más bien con demandas dirigidas a maximizar el valor agregado de la soja. De esta forma se busca aprovechar el desarrollo de la industria aceitera, la oportunidad para abastecer mercados externos y las diferencias en los aranceles de los derechos a la exportación para biocombustibles vigentes desde agosto de 2012.

La Ley 26.093 de abril de 2006 constituye la piedra basal del marco regulatorio de los biocombustibles de la República Argentina, resultando aplicable a las actividades de producción, mezcla, distribución, comercialización, consumo, y autoconsumo de biocombustibles.

La producción de biodiésel en la República Argentina ha registrado cifras record durante el año 2014. La producción de ese año ascendió a 2.584.290 toneladas, registrando un aumento del 29,4% respecto de los registros del año 2013 cuya producción había sido de 1.997.071 toneladas según datos del Instituto Nacional de Estadísticas y Censos.

De esos 2,5 millones de toneladas de producción, alrededor de 970.000 toneladas se destinaron al mercado interno, principalmente a las refinerías de petróleo para cumplir con el corte obligatorio del 10% con el gas-oil. En diciembre de 2013, el Gobierno Nacional había dispuesto aumentar el corte obligatorio del gasoil con biodiésel del 8% al 10%, implementándose esta medida a partir del 1 de enero de 2014 en respuesta a los aranceles antidumping impuestas por la Unión Europea sobre los cargamentos de biodiésel argentino.

La norma había dispuesto la obligatoriedad de que las centrales termoeléctricas argentinas utilicen gasoil con este corte. En consecuencia, el 2014 fue el año de mayor consumo local de biodiésel desde la corta vida de esta industria en Argentina.

En 2014 también hubo gran crecimiento de las exportaciones argentinas de biodiésel. Las mismas alcanzaron casi 1,6 millones de toneladas, cifra muy cercana al record del año 2011.

Sin embargo en 2015, el mercado estadounidense se abrió a los productores locales, cuando el gobierno del país norteamericano aprobó el acceso a un programa de crédito a empresas en Argentina, e inmediatamente llenó el vacío comercial causado por la disputa entre la Unión Europea (UE) y la nación austral, pero las fuertes bajas en las cotizaciones internacionales del barril de petróleo llevaron a una fuerte caída en la producción de ese año. En el 2016, la Argentina alcanzó un récord en su producción de biodiésel de más de 2,7 millones de toneladas, un aumento del 50% con respecto al año anterior, de acuerdo a los registros de la Cámara Argentina de Biocombustibles (Carbio). En ese año el 89% del biodiésel argentino (1.209.000 toneladas) se exportó a Estados Unidos, el 10% restante se remitió a Perú (133.543 toneladas) y el 1% a Panamá (6.800 toneladas).

Según un informe realizado por el USDA, las exportaciones argentinas de biodiésel aumentarían en el 2017 un 13% —respecto al 2016 pero un 90% en relación a lo embarcado en el año 2015, mientras que el aumento del consumo doméstico sería de apenas un 17% y un 22%, respectivamente.

Los envíos a Estados Unidos y el fallo favorable de la corte de la Unión Europea permitirán recuperar este crucial mercado para los embarques del biodiésel Argentino.

Producción de Epíclorhidrina a partir del glicerol

La producción de biodiésel en el año 2017 ha sido estimada por el organismo en 3.100 millones de litros.

Directivos de nuestro país, también están evaluando implementar un sistema de fazón o maquila con las industrias integradas de biodiésel (que además del biocombustible, elaboran su propio aceite de soja). De esta manera los productores podrán llevar soja a la planta industrial para recibir biodiésel.

En la **Fig.14** se observan los datos de producción en Argentina de la última década.

	Datos en millones de litros.									
	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017 (est.)
Stock Inicial	10	40	75	20	20	55	5	20	35	25
Producción	830	1.360	2.070	2.760	2.800	2.260	2.935	2.060	2.690	3.100
Importaciones										
Exportaciones	780	1.305	1.545	1.910	1.770	1.305	1.820	895	1.500	1.700
Consumo doméstico	20	20	580	850	995	1.005	1.100	1.150	1.200	1.400
Stock Final	40	75	20	20	55	5	20	35	25	25
Importancia de las exportaciones y consumo doméstico en total de la producción nacional										
Exportaciones / Producción	94%	96%	75%	69%	63%	58%	62%	43%	56%	55%
Consumo doméstico / Producción	2%	1%	28%	31%	36%	44%	37%	56%	45%	45%
Capacidad de Producción según USDA (en millones de litros por año)										
Fábricas de biodiesel	18	22	24	27	33	36	38	38	38	38
Capacidad total	1.500	2.300	2.800	3.300	4.000	4.550	5.200	5.200	5.400	5.400
Uso de la capacidad	55,3%	59,1%	73,9%	83,6%	70,0%	49,7%	56,4%	39,6%	49,8%	57,4%
Uso de aceite de soja en miles de toneladas										
Uso de aceite de	750	1.230	1.870	2.500	2.530	2.050	2.660	1.860	2.440	2.440
Uso de biodiesel y gasoil en carreteras argentinas (en millones de litros)										
Uso biodiesel en red vial + agricultura	20	20	580	850	995	1.005	1.100	1.150	1.200	1.400
Consumo gasoil en red vial + agricultura	13.830	12.740	13.775	14.210	13.530	13.750	13.420	13.710	13.720	14.500
Tasa de corte	0,1%	0,2%	4,2%	6,0%	7,4%	7,3%	8,2%	8,4%	8,7%	9,7%
Consumo total de gasoil	14.568	13.735	15.451	16.232	15.345	16.340	15.214	15.910	15.920	16.850

Figura 14. Producción de biodiésel en Argentina. Fuente: Departamento de agricultura de EEUU. Julio 2016

Productores de biodiésel en Argentina y capacidad de producción

La industria de los ésteres metílicos y biodiésel en la República Argentina cuenta en la actualidad con 36 fábricas, la cuales registran una capacidad de producción anual de 4.776.260 toneladas (Tabla 10). La mitad de esas plantas (18 en total) se encuentran localizadas en la provincia de Santa Fe y las 7 plantas de mayor tamaño están en el Gran Rosario. Como varias de estas industrias son de gran tamaño, esta jurisdicción subnacional tiene una capacidad de producción anual elevadísima: 3.982.260 toneladas de biodiésel. De esta forma, la provincia de Santa Fe cuenta con el 83,4% de la capacidad total de producción nacional. 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, el cual abastece de aceite de soja a estas industrias.

Tabla 10. Capacidad de producción anual de plantas de Ester Metílico y Biodiésel

Nombre Compañía	Ubicación/Localidad	Provincia	Cap. Producción Anual (Tm)	Tipo de Planta
SACEIF Louis Dreyfus	Gral. Lagos	Santa Fe	605.000	PEM
Renova S.A.	Timbúes	Santa Fe	500.000	PEM
Patagonia Bioenergía S.A.	San Lorenzo	Santa Fe	500.000	PEM
T 6 Industrial S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	480.000	PEM
UNITEC - BIO S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	450.000	PEM
Noble S.A.	Puerto Gral San Martín	Santa Fe	250.000	PEM
CARGILL S.A.C.I.	Villa Gobernador Gálvez	Santa Fe	240.000	PEM
Ecofuel S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	240.000	PEM
Viluco S.A. (Grupo Lucci)	Frías	Santiago del Estero	200.000	PEM
Vicentín SAIC	Avellaneda	Santa Fe	180.000	PEM
Explora S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	120.000	PEM
Explora S.A. 2º tramo	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	120.000	PEM
Molinos Río de la Plata S.A.	San Lorenzo	Santa Fe	120.000	PEM
Diaseer S.A.	Parque Ind. San Luis	San Luis	96.000	PEM
Biomadero S.A.	Villa Madero	Buenos Aires	72.000	PEM
Oil Fox S.A.	San Nicolás	Buenos Aires	50.000	PEM
ARIPAR	Daireaux	Buenos Aires	50.000	PB
Cremer y Asociados	Rosario	Santa Fe	50.000	PB
Biobahia S.A	Bahía Blanca	Buenos Aires	50.000	PB
Pampa Bio S.A	General Pico	La Pampa	50.000	PB
Agrupación de Colaboración San Antonio (ACSA)	Quilmes Oeste	Buenos Aires	50.000	PEM
Rosario Bioenergy S.A.	Roldán	Santa Fe	50.000	PEM
Advanced Organic Materials S.A. (AOM)	Parque Industrial Pilar	Buenos Aires	48.000	PEM
MAIKOP	Cutral Co	Neuquén	40.000	PB
Energías Renovables Argentinas S.R.L.	Piamonte	Santa Fe	36.000	PEM
DiferOil S.A.	General Alvear	Santa Fe	30.000	PEM
Ricard Set Energías Renovables S.A.	Los Polvorines	Buenos Aires	18.000	PB
Soyenergy S.A.	Villa Astoiffi	Buenos Aires	18.000	PEM
Pitey S.A.	Villa Mercedes	San Luis	18.000	PEM
Ecopor S.A.	Bella Vista	Buenos Aires	11.000	PEM
Grutasol Petróleo S.A.	Villa Astoiffi	Buenos Aires	10.000	PB
Recomb S.A.	Arroyo Seco	Santa Fe	7.260	PB
Héctor Bolzán S.A.	Aldea María Luisa	Entre Ríos	7.200	PB
Bio Ramallo S.A.	Ramallo	Buenos Aires	4.400	PEM
B.H. Biocombustibles S.R.L.	Calchaquí	Santa Fe	4.000	PB
Bioenerg / Don Mario	Chacabuco	Buenos Aires	1.400	PB
Capacidad de producción Argentina (en toneladas/año)			4.776.260	100%
Capacidad de producción Provincia de Santa Fe (en toneladas/año)			3.982.260	83,4%
<small>Relevamiento realizado por Bolsa de Comercio de Rosario en base a informes de Secretaría de Energía de la Nación y J.J. Hinrichsen S.A. Se realizaron consultas a las empresas citadas. PEM: Planta de ester metílico. PB: Planta de biodiésel.</small>				

Fuente: Bolsa de comercio de Rosario. (Enero 2015)

GLICEROL

Formula química: $C_3H_5O_3$

CAS: 56-81-5

Aspectos generales

La glicerina (1, 2, 3 propanotriol) es un líquido viscoso, sin color, sin olor y con un sabor dulce, que se obtiene tanto de forma natural como a partir de la petroquímica.

A la hora de nombrarlo se suele usar de forma indistinta los sinónimos glicerina y glicerol. Constituye una de las sustancias químicas más versátiles y valiosas conocidas. Es completamente soluble en agua y alcoholes, muy poco soluble en disolventes comunes como el éter o el dioxano y totalmente insoluble en hidrocarburos. Además es estable bajo condiciones de almacenamiento normales, compatible con muchos otros materiales químicos, no irritante en su variedad de usos y sin efectos medioambientales negativos conocidos. La molécula de glicerina contiene tres grupos hidroxilos que son los responsables de su solubilidad en agua y su naturaleza higroscópica.

Se trata de una molécula altamente flexible formando enlaces de hidrogeno tanto intra- como intermoleculares, lo que explica su alto punto de ebullición (a presión atmosférica) y su alta viscosidad. En la **Fig. 15** se muestran las propiedades fisicoquímicas más importantes de la glicerina.

Estructura 3D	
Fórmula molecular	$C_3H_8(OH)_3$
Peso molecular (g/mol)	92,09
Densidad (g/cm ³ a 20 °C)	1,26
Viscosidad (Pa·s)	1,5
Temperatura de congelación (°C)	18,2
Temperatura de ebullición (°C)	290
Energía alimentaria (kcal/g)	4,32
Poder calorífico inferior (MJ/kg)	24
Punto de inflamación (°C)	160
Presión de vapor (kPa a 290 °C)	101

Figura 15. Propiedades fisico-químicas de la glicerina

La glicerina se obtiene de forma natural de las grasas y aceites durante el proceso de obtención de jabones y ácidos grasos, así como de la transesterificación durante el proceso de producción de biodiésel. Antiguamente la cantidad de glicerina generada por estos medios era insuficiente para cubrir la demanda existente de este compuesto por lo que poco después de la Primera Guerra Mundial, el gobierno estadounidense decidió basar su producción en reacciones de alto rendimiento usando el petróleo como materia prima.

Desde ese momento, se empezó a producir glicerina a partir de la epiclorhidrina obtenida del propileno, a su vez sintetizado a partir del petróleo. Sin embargo, hoy en día, las plantas de producción de glicerina de este tipo prácticamente no existen y fueron reemplazadas por otras plantas en las que se usa la glicerina como materia prima, incluso para la producción de la propia epiclorhidrina.

A la luz de esta situación, existe una preocupación creciente y justificada sobre las posibilidades futuras de la venta de la glicerina producida y surge la necesidad de dar salida al excedente de glicerina generado para asegurar la viabilidad económica del proceso de producción de biodiésel.

Tipos de glicerina

- Glicerina cruda: Es el producto contenido en la corriente de salida del proceso de transesterificación (reacción química de obtención del biodiésel) y contiene una gran cantidad de metanol, agua, jabones, AGL y sales. Normalmente tiene un contenido de glicerol entre 40 y 88% en peso.
- Glicerina técnica: Es un producto de alta pureza con la mayoría de sus contaminantes completamente removidos. La concentración debe ser del 80 % al 98%.
- Glicerina USP: Con una concentración del 99,7% es la que cumple con la norma USP (*United States Pharmacopeia*) y el *Food Chemicals Codex (FCC)* y por lo tanto es apta para uso alimenticio, farmacéutico y cosmético. En la **Tabla 11** se muestra la composición química de la glicerina con distinto grado de purificación.

Tabla 11. Composición de los diferentes tipos glicerina

Propiedades	Glicerina cruda	Glicerina grado técnico	Glicerina refinada grado USP (99,7%)
Contenido de glicerol	40%-88%	98% mín.	99,7%
Ceniza	2% máx.	NA	NA
Contenido de humedad	NA	2% máx.	0,3% máx.
Cloruros	NA	10 ppm máx.	10 ppm máx.
Color	NA	40 máx. (Pt-Co)	10 máx. (APHA)
Gravedad específica	NA	1,262 (@25 °C)	1,2612 mín.
Sulfato	NA	NA	20 ppm Max.
Análisis	NA	NA	99%-101% (base seca)
Metales pesados	NA	5 ppm máx.	5 ppm máx.
Componentes clorados	NA	30 ppm máx.	30 ppm máx.
Residuos de ignición	NA	NA	100 ppm máx.
Ácidos grasos y esterres	NA	1 máx.	1.000 máx.
Agua	12% máx.	5% máx.	0,5% máx.
pH (solución 10%)	4-9	4-9,1	NA
Residuos orgánicos	2% máx.	2% máx.	NA

Fuente: www.odepa.cl (Junio 2010).

Aplicaciones

La aplicación del glicerol es muy variada. Entre sus usos más frecuentes se encuentran:

- Fabricación de productos cosméticos, sobre todo en la industria jabonera.
- Elaboración de resinas alquílicas
- Anticongelantes.
- Fibras sintéticas
- productos de limpieza
- Dentro del área médica, se usa en las composiciones de medicamentos, a modo de jarabes, cremas, etc.
- En temperaturas más altas de los 250°C, en los baños calefactores.

- Lubricante para maquinas procesadoras de alimentos.
- Fabricación de distintos productos alimenticios, sobretodo en la preparación de tés, cafés, y otros extractos vegetales, así como la elaboración de bebidas refrescantes, donde se añade como aditivo para aumentar la calidad.
- Fabricación de resinas utilizadas como aislantes.
- Pinturas
- Explosivos
- Plastificante para celofán

Producción nacional de glicerol

El glicerol que se obtiene como subproducto en la industria del biodiésel genera un problema debido a la creciente oferta a nivel mundial y a una demanda prácticamente estancada del mismo. Esto provoca que las empresas productoras de biodiésel no puedan vender este glicerol debido a la sobreoferta, llegando incluso a pagar por su retirada como si se tratara de un residuo.

El subproducto puede ser recuperado, pues tiene valor como producto químico industrial. Este se puede separar por sedimentación gravitacional o centrifugación. Al contrario del caso de la glicerina proveniente del jabón, la energía necesaria para recuperación de la que proviene del biodiésel es baja ya que se requiere de menos evaporación, y el proceso es más simple. En cambio en la del jabón, una pequeña cantidad del mismo provoca emulsiones difíciles de separar.

La industria del biodiésel argentino que impacta de manera directa en la de glicerol, ha registrado un importante crecimiento a partir del año 2007. La mezcla obligatoria de gasoil con biodiésel fue la que impulso el desarrollo de esta industria.

Desde 2006, la producción de glicerol por transesterificación a partir de aceites superó la producción a partir de otros métodos. Esto se debe al aumento de producción de biodiésel en todo el mundo.

La producción de glicerol sintético se ha reducido al mínimo ya que no es económicamente competitiva cuando se compara con otros métodos.

Producción de glicerol en base de biodiésel

El glicerol que se obtiene a partir del biodiésel representa casi la totalidad del glicerol que se produce en nuestro país. Un 10% p/p de la cantidad total de biodiésel corresponde al glicerol.

Tabla 12. Producción de glicerol a base de biodiésel en Argentina

Año	Producción de biodiésel(t)	Producción de glicerol (t)
2002	300000	30000
2003	400000	40000
2004	450000	45000
2005	500000	50000
2006	567600	56760
2007	602000	60200
2008	711864	71186
2009	1179103	117910
2010	1820385	182038
2011	2429964	242996
2012	2456578	245657
2013	1997809	199780
2014	2584290	258429
2015	1810657	181065
2016	2650276	265027
2017 (Estim)	2666000	266600

Fuente: Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC). (Mayo 2017)

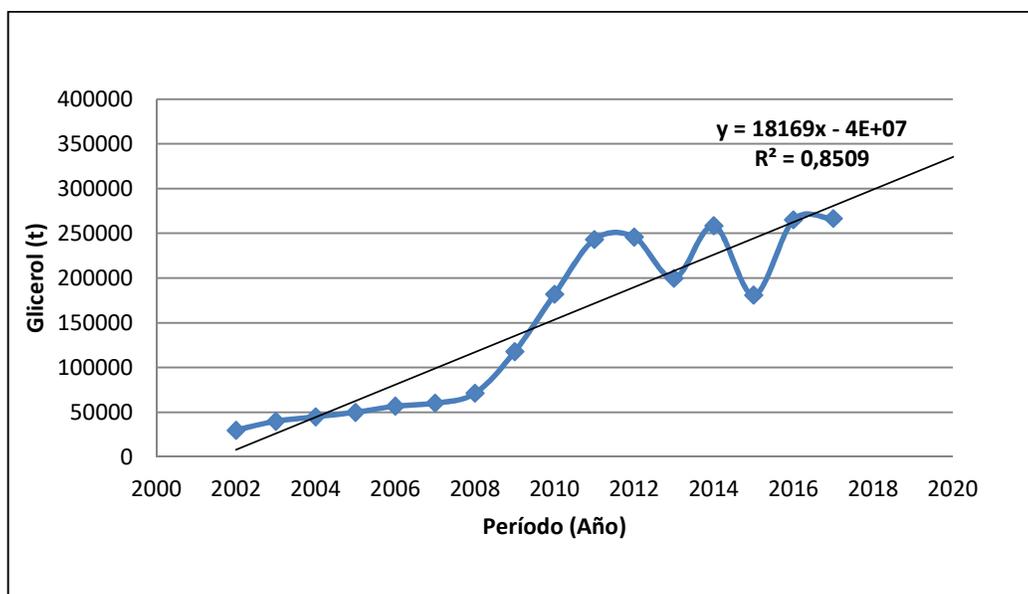


Figura 16. Producción de glicerol en Argentina. Fuente: Elaboración propia en base a datos de INDEC. (Mayo 2017)

Proyección de la producción de glicerol

En febrero de 2017 una corte de la Unión Europea emitió una serie de decisiones que anularían los aranceles por dumping que afectaban a exportadores de biodiésel de Argentina e Indonesia. De esta forma, a los productores locales de biocombustibles se les volvería a abrir un mercado exportador de 2.000 millones de dólares.

Según un informe elaborado por la consultora internacional KPMG a finales de 2016, la producción de biodiésel Argentina para el año 2020 se estima en 3.270 millones de litros y para 2025 la producción del sector alcanzaría 3.600 millones de litros, con lo cual las cantidades de glicerol ascenderían también en la misma proporción. Esto asegura la disponibilidad de materia prima para este proyecto.

Si se plantea un análisis en base a los datos de la **Fig. 17**, en la última década se observan 2 caídas importantes en los años 2013 y 2015. Las causas se atribuyen a que en 2013 la Unión Europea introdujo aranceles *antidumping* contra las importaciones Argentinas lo que ocasionó una notable disminución en la producción de ese año. Por su parte en 2015 se produjo una caída del precio del barril de crudo, lo que implicó una baja en el consumo de biocombustibles y por lo tanto una disminución en la producción de los mismos. Sin embargo, la tendencia mundial y las proyecciones del Banco Mundial sobre el precio del

petróleo, indican un constante aumento en el precio del crudo, luego de los acuerdos por parte de los principales productores en 2016.

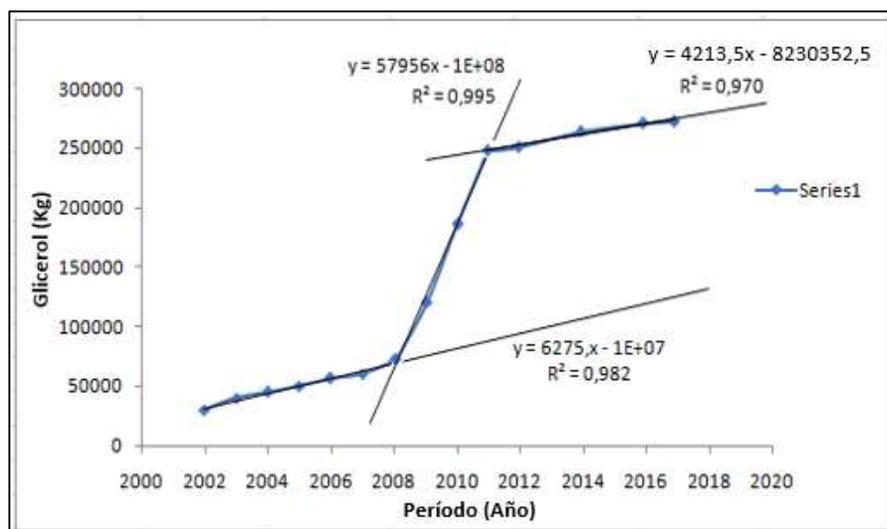


Figura 17. Producción de glicerol en Argentina. Fuente: Elaboración propia en base a datos de INDEC. (Mayo 2017).

Si se descartan los dos puntos correspondientes a los años mencionados anteriormente, se pueden diferenciar tres segmentos con velocidades de crecimiento diferenciadas (**Fig.17**) Tomando los datos correspondientes a los últimos años, se traza una línea de tendencia y se obtiene la ecuación de la recta de regresión correspondiente a la producción nacional.

$$Y = 4213,5 X - 8230352,5$$

Utilizando la ecuación obtenida, se calcula la proyección de la producción para los próximos 10 años (**Tabla 13**), lo que indica que el abastecimiento de glicerol estará asegurado ampliamente para el presente proyecto.

Tabla 13. Proyección de la producción de glicerol en Argentina

Período (Año)	Producción (kg)
2017	268277
2018	272490
2019	276704
2020	280917
2021	285131
2022	289344
2023	293558
2024	297771
2025	301985
2026	306198
2027	310412

Fuente: Elaboración propia en base a datos del INDEC. (Mayo 2017)

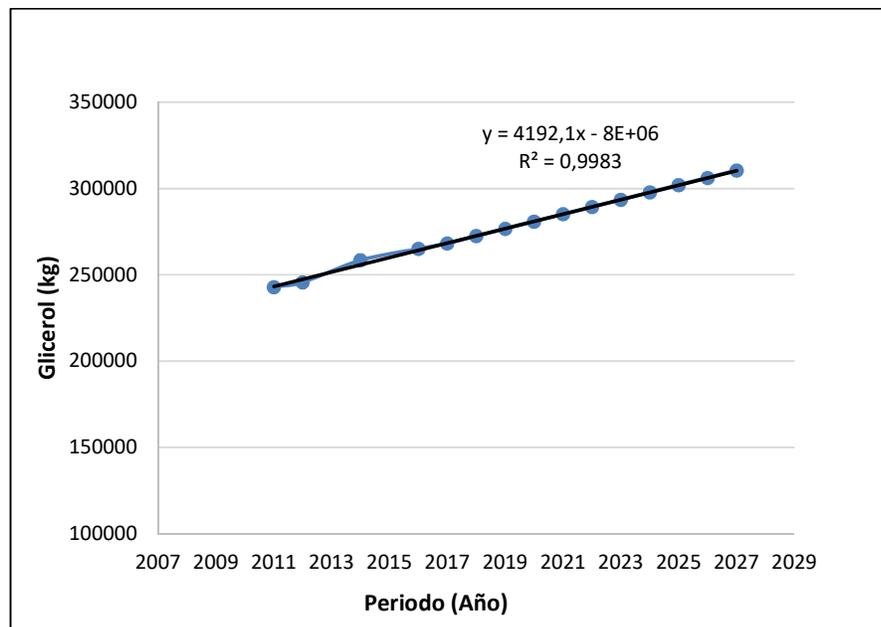


Figura 18. Proyección de glicerol al 2027. Fuente: Elaboración propia en base a datos del INDEC. (Mayo 2017)

Precio del glicerol a nivel mundial

Desde 1943, que se inició la producción de glicerol a partir de materias primas del petróleo, el precio de la glicerina siempre fue alto y volátil, debido principalmente a condiciones climáticas, a la demanda fluctuante de jabón y también por paradas de planta. Sin embargo, desde 2004 el mercado de glicerol ha sido interrumpido por el excedente de glicerol de biodiésel que causó una caída dramática en el precio del mismo.

La rápida e importante caída de los precios llegó a 50 USD/t a mediados de 2006, seguido por un aumento de la demanda debido a los precios ultra bajos, que a su vez provocó un rápido aumento de los precios a 830 USD/t en marzo de 2008. Sin embargo, el aumento continuo del glicerol de biodiésel causó que a principios de 2015 la glicerina refinada se vendiera en 600-650 USD/t en el sureste de Asia, y el glicerol crudo de un 80% a un precio de 225-235 USD/t. Esto fue, sin embargo, para un glicerol bruto de 80% sometido a un primer paso de purificación, y no para el glicerol crudo del biodiésel.

De hecho, en 2014, el glicerol crudo del biodiésel era a menudo desechado a precios negativos, es decir, con proveedores que pagaban a los clientes por deshacerse del glicerol bruto no deseado.

Los usos tradicionales del mercado para el glicerol refinado en los Estados Unidos, Asia, América Latina y Europa de repente no eran capaces de absorber más este excedente, y los jugadores del mercado de glicerina más convencionales se retiraron del mercado.

Desde hace más de una década, la mayor parte del glicerol en el mercado se origina como un subproducto de la fabricación de biodiésel y de ácidos grasos, su oferta es independiente de la demanda del mercado, proporcionando uno de los pocos ejemplos de un bien cuyo precio no es afectado por la demanda de varios segmentos de uso final.

Actualmente, los precios del glicerol son generalmente mucho más bajos, y la volatilidad de los precios, que una vez estuvo vinculada a la demanda volátil de un producto químico utilizado principalmente por las industrias petroquímica, farmacéutica y de cuidado personal, proviene ahora de la naturaleza volátil del suministro de glicerol, que está ligado principalmente a factores políticos (es decir, incentivos fiscales a la fabricación de biodiésel, mandatos de mezcla de biodiésel, subvenciones a la fabricación y exportación de productos oleoquímicos) y al precio del crudo.

En la **Fig. 19** se puede apreciar la variación del precio de la glicerina cruda de un 80% en el mercado Chino, que es uno de los más grandes del mundo y se puede tomar como referencia de precio mundial, durante los últimos meses.

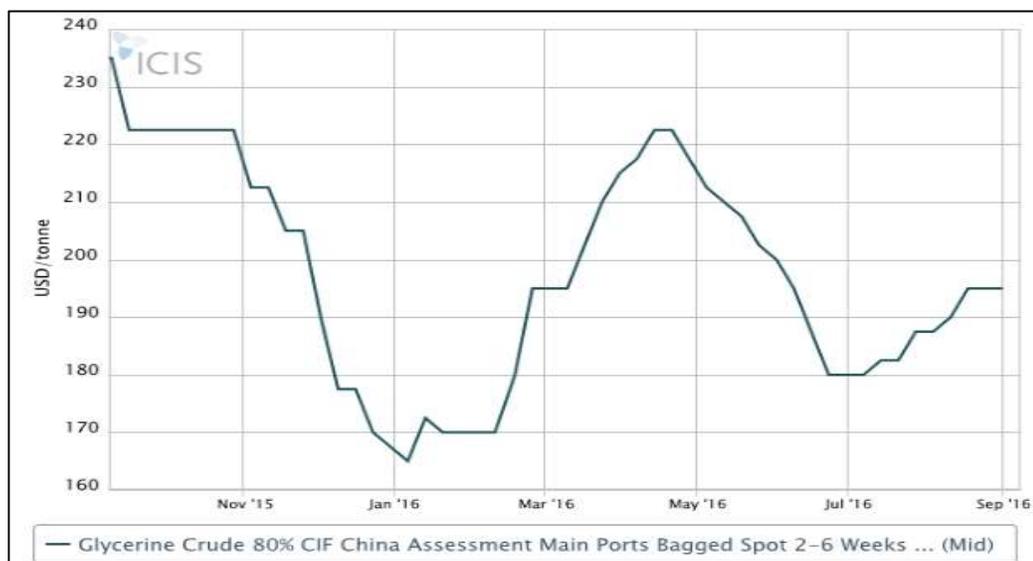


Figura 19. Precio de glicerina cruda en China. Fuente: www.icis.com (Septiembre 2016)

Precio del glicerol en Argentina

La gran producción de glicerol, debido a la elaboración creciente de biodiésel en nuestro país, provocó en algún momento la caída del precio del glicerol crudo hasta 0,04 USD/kg (40 USD/t) y debido al bajo precio, que muchas empresas lo eliminan como desperdicio sin aprovecharlo en procesos posteriores. El exceso de producción de glicerol es un problema de gran interés para la Argentina, por su importante capacidad instalada para la producción de biocombustible. Actualmente Argentina exporta la totalidad del glicerol crudo obtenido como subproducto del biodiésel a China, Estados Unidos, Holanda, India y Malasia a 0,149 USD/kg (149 USD/t). El bajo costo y el aumento de la disponibilidad del glicerol, lo convierten en punto de partida para la producción de numerosos compuestos.

En la **Fig.20** se representa la evolución del precio del glicerol en nuestro país.

Tabla 14. Precio del glicerol en Argentina

Año	Exportación de glicerol (t)	Precio FOB exportación (USD)	Importación de glicerol (t)	Precio FOB importación (USD)	Precio por tonelada (USD)
2007	-	-	250880	221690	-
2008	63390,28	25674780	93006	171798	405,03
2009	108375,72	13404237	76108	29596	123,68
2010	156042,93	24736540	77682	21779	158,52
2011	161947,96	43918513	127536	66819	271,19
2012	173553,01	46023931	25489	3953	265,18
2013	75215,59	23390471	5	10	310,98
2014	168391,82	34616495	2	5	205,57
2015	78150,81	11670079	3000003	630003	149,33
2016	180586,29	19750889	98	168	109,37
2017	23432,92	3505502	-	-	149,6

Fuente: www.scavage.com (Mayo 2017)

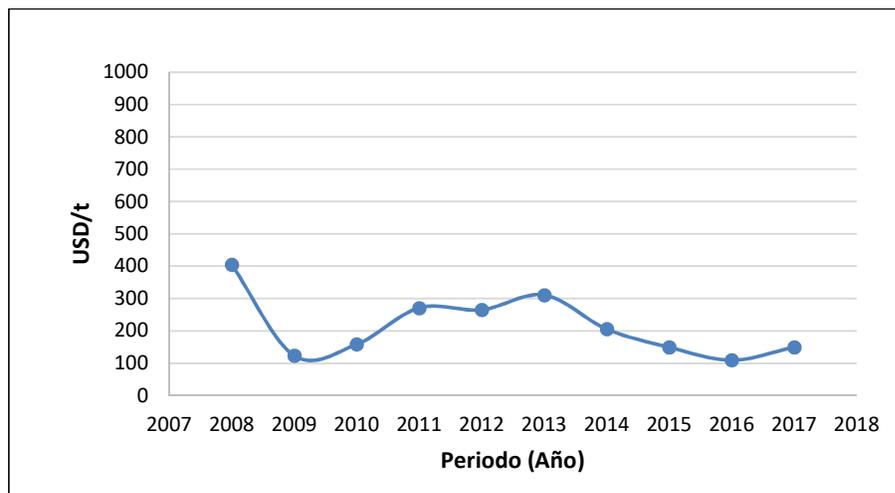


Figura 20. Evolución del precio anual del glicerol en Argentina. Fuente: Elaboración propia en base a datos de scavage (Mayo 2017)

Durante la última década no hubo grandes variaciones en el precio del glicerol en Argentina, en promedio el precio ha sido de 200 USD/t. El precio actual es de 150 USD/t.

HIDRÓXIDO DE SODIO

Formula química: Na (OH)

CAS: 1310-73-2

Propiedades físicas y químicas

El hidróxido de sodio no se encuentra en la naturaleza, es producido exclusivamente por el hombre y por tal razón es necesaria su síntesis por medio de reacciones electroquímicas.

A temperatura ambiente, el hidróxido de sodio es un sólido blanco cristalino sin olor que absorbe humedad del aire (higroscópico). Es soluble en agua, glicerol, amonio y es insoluble en éter y solventes no polares. Es una sustancia manufacturada y muy corrosiva. Cuando se disuelve en agua (pH >11) o se neutraliza con un ácido libera una gran cantidad de calor que puede ser suficiente como para encender materiales combustibles. Generalmente se usa en forma sólida o como una solución al 50%.

La soda cáustica es una base fuerte altamente reactiva que ataca metales (zinc, aluminio, cobre, plomo) y aleaciones (bronce, latón). Puede formar compuestos explosivos como el dicloroacetileno, por reacción con cloroetilenos. El “Hidróxido de Sodio Anhidro” reacciona lentamente con muchas sustancias, sin embargo la velocidad de reacción aumenta en gran medida con incrementos de temperatura. En presencia de la humedad del ambiente, reacciona con el Dióxido de Carbono para generar Carbonato de Sodio. Reacciona con el Monóxido de Carbono bajo presión de 7- 8 atm y temperaturas entre 200 – 250 °C para dar Formiato de Sodio, también en presencia de humedad

Se obtiene, principalmente por electrólisis de cloruro de sodio, por reacción de hidróxido de calcio con carbonato de sodio y al tratar sodio metálico con vapor de agua a bajas temperaturas.

La forma más común de producción es por electrólisis de cloruro de sodio en cubas de mercurio o de membrana, reacción que genera hidróxido de sodio, cloro e hidrógeno.

Tabla 15. Propiedades físicas del Hidróxido de Sodio

PROPIEDAD	VALOR
Peso Molecular (g/mol)	40,0
Estado Físico	Sólido
Punto de Ebullición (°C) (760 mmHg)	1.390; puro 105; solución acuosa 6% en peso 120; solución acuosa 34% peso 150; solución acuosa 55% en peso
Punto de Fusión (°C)	318; puro
Presión de Vapor (mmHg)	0; puro
Gravedad Específica (Agua = 1)	2,13; puro 1.219; 20% solución acuosa 1.430; 40% solución acuosa 1.525; 50% solución acuosa
Densidad del Vapor (Aire = 1)	No Aplica
PH	14; Solución 5%
Límites de Inflamabilidad (%)	No Aplica
Punto de Auto Inflamación	No Aplica
Solubilidad en Agua (g/ml)	1,11

Fuente: <http://documentacion.ideam.gov.co/> (2003)

Aplicaciones

El hidróxido de sodio es un compuesto extremadamente importante porque tiene múltiples usos. Es una base muy común utilizada en la industria química y entre las principales aplicaciones se destacan las siguientes:

- Deslignificante de pasta celulósica en industria papelera.
- Bactericida en potabilización de agua.
- Desinfectante y germicida.
- Decolorante en la industria textil.
- Agente de cloración en síntesis de productos orgánicos en industria química.
- Utilizado en el procesamiento de carne, pescado, frutas y vegetales.
- Reactivo en la industria de pigmentos.
- Agente de extracción, purificación, recuperación, separación y tratamiento en la industria metalúrgica.
- Utilizado en el tratamiento de efluentes industriales.
- Se emplea en el tratamiento de agua para piscinas.
- Producción de jabón.
- Producción de explosivos.
- Refinación del petróleo.

Producción mundial de Hidróxido de Sodio

La industria del cloro-álcali es la industria que produce cloro (Cl_2) e hidróxido de sodio (NaOH) o hidróxido de potasio (KOH), por electrólisis de una solución salina. Las principales tecnologías aplicadas a la producción de cloro-álcali son la de mercurio, diafragma y la electrólisis en celdas de membrana, utilizando principalmente cloruro de sodio (NaCl) como alimento. Alrededor del 74% de la capacidad mundial de cloro-álcali utiliza la tecnología de celdas de membrana.

Alrededor del 4% de la capacidad mundial de cloro-álcali todavía utiliza células de mercurio, pero se espera que disminuya sustancialmente en un futuro próximo. La industria del cloro-álcali ha aceptado voluntariamente eliminar la tecnología de celdas de mercurio para 2018 debido a preocupaciones ambientales y su alto consumo de energía. La principal región productora del mundo es Asia-Pacífico, que aporta más de la mitad de la producción mundial de sosa cáustica (55%) y se espera que aumente; Europa y América del Norte tienen partes casi iguales (cerca del 20% cada una) (**Fig.21**).

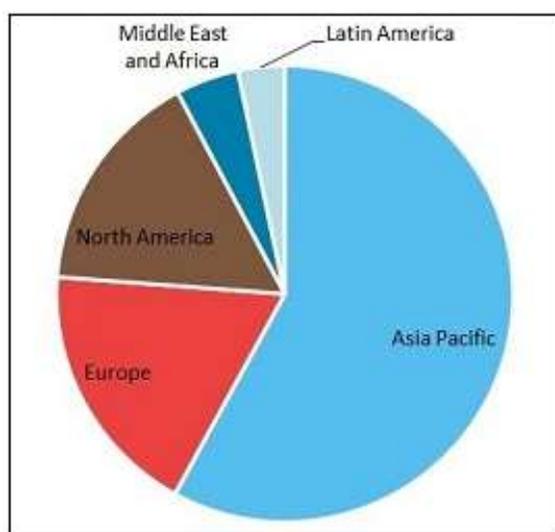


Figura 21. Capacidad de producción mundial de NaOH. Fuente: <https://mcgroup.co.uk/> (Junio 2017)

La estructura de demanda regional está cambiando en los últimos años. Las acciones de Asia, América Latina y el mercado de Oriente Medio aumentan junto con la disminución en los mercados maduros de Europa Occidental y Norteamérica.

Las perspectivas indican que el mercado global de soda cáustica crecerá al 3% por año.

Productores nacionales de NaOH y capacidad de producción

Solvay Indupa es una de las empresas petroquímicas más importantes del Mercosur y la soda cáustica o hidróxido de sodio es uno de sus principales productos. Se encuentra ubicada en Bahía Blanca Provincia de Buenos Aires y actualmente produce 185.000 toneladas/año de soda cáustica.

Atanor, perteneciente al grupo Albaugh, ubicada en Rio Tercero, provincia de Córdoba tiene una producción de 45.000 toneladas/año de soda cáustica.

Petroquímica Rio tercero, en la provincia de Córdoba tiene una capacidad de producción total de 30.000 toneladas/año de hidróxido de sodio en solución.

También pueden mencionarse otros productores menores tales como: Transclor S.A, ubicada en Pilar, pcia de Buenos Aires y Keghart S.A, localizada en Lujan de Cuyo, pcia de Mendoza.

Demanda mundial de NaOH

En China, la recuperación internacional del precio del aluminio ha provocado un aumento de la demanda de soda cáustica para la fundición de aluminio.

La demanda mundial de soda cáustica se estima en 70 millones de toneladas al año. El crecimiento económico de las economías emergentes y de los países ricos en recursos aumenta la demanda en torno al 2% - 3% anual.

En Europa, la fabricación de soda cáustica con mercurio se prohibirá a partir de 2018 en respuesta a las regulaciones ambientales más estrictas.

La producción combinada de Europa es de alrededor de 2 millones de toneladas. La subida de los precios en los mercados extranjeros ha proporcionado a los fabricantes japoneses un fuerte incentivo para exportar el producto químico.

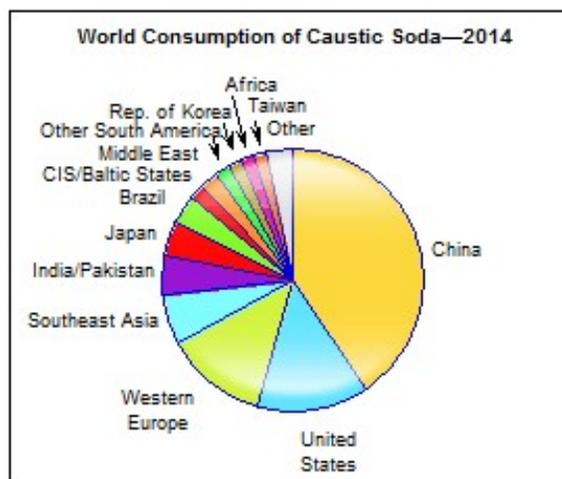


Figura 22. Consumo mundial de NaOH. Fuente: www.ihs.com (Dic. 2014)

Precio a nivel mundial

Los precios al contado del hidróxido de sodio, en Asia a comienzos de noviembre de 2016, oscilaron entre 370 y 380 USD por tonelada en estado sólido, un 30% más alto que el mínimo registrado

a principios de diciembre de 2015. Las cifras son también el nivel más alto en tres años y 10 meses.

Actualmente el precio del hidróxido de sodio en el mundo oscila entre 370 y 450 USD/t. Los grandes fabricantes de soda cáustica en el país también están aumentando los precios domésticos en medio de los mercados de cloro vacilante.

El aumento de precios en China ha reducido la cantidad de soda cáustica en los mercados al contado, donde el precio es alrededor del 20% más barato. La creciente demanda mundial de fundición de aluminio está causando escasez e impulsando también los precios al contado.

Los precios en Japón han estado en tendencia descendente desde 2014, pero recientemente han comenzado a estabilizarse (**Fig. 23**).

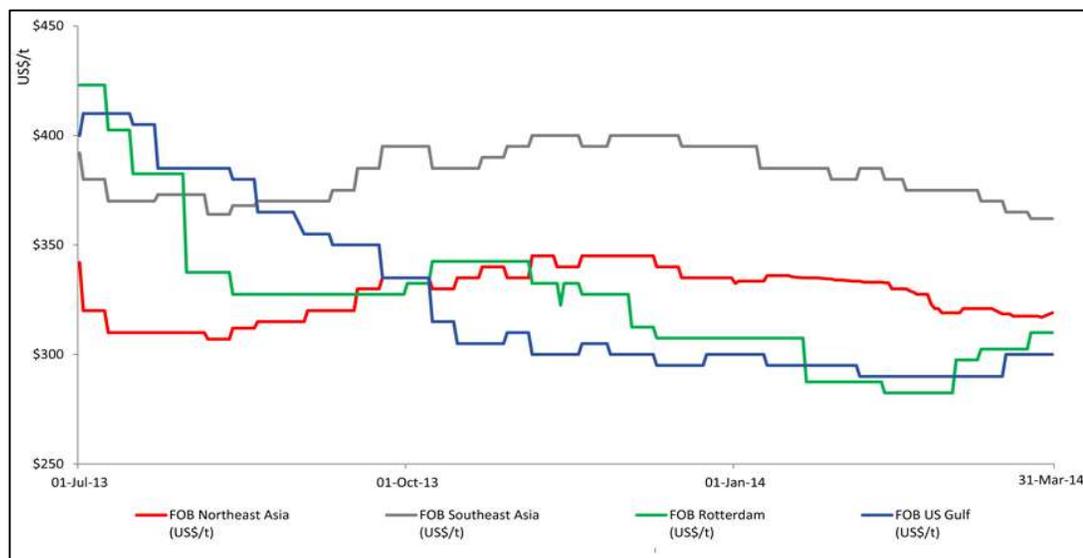


Figura 23. Precio mundial del NaOH. Fuente: www.sec.gov (Abril 2014)

Precio del NaOH en Argentina

Los mercados latinoamericanos continúan enfrentando una presión al alza de Estados Unidos, donde los precios han ido subiendo gradualmente en medio de la escasa oferta. Los precios en México subieron a principios de febrero gracias al apoyo de los aumentos de precios en Estados Unidos, aunque con un retraso respecto a la tendencia estadounidense. Los precios de la soda cáustica en Brasil han sido calibrados como estables durante un largo período, en medio de la ausencia de cualquier iniciativa de precios. La demanda es estable en México y Colombia, suave en Argentina y Brasil, y débil en Venezuela.

En Argentina el precio actual (2017) del hidróxido de sodio sólido oscila entre los 575-590 USD/t (Tabla 16 y Fig.24).

Tabla 16. Precio del NaOH en América Latina

DOMESTIC PRICES BY COUNTRY				
			Price Range	
Ex-Tank Argentina	USD/dmt	n/c	575.00-590.00	n/c
Ex-Tank Brazil	USD/dmt	n/c	430.00-530.00	n/c
Ex-Tank Mexico	USD/dmt	n/c	740.00-770.00	n/c
IMPORT PRICES BY COUNTRY				
			Price Range	
CFR Brazil	USD/dmt	n/c	385.00-445.00	n/c
CFR Colombia	USD/dmt	n/c	420.00-440.00	n/c
CFR Mexico	USD/dmt	n/c	480.00-500.00	n/c

Fuente: www.icis.com (Abril 2017)

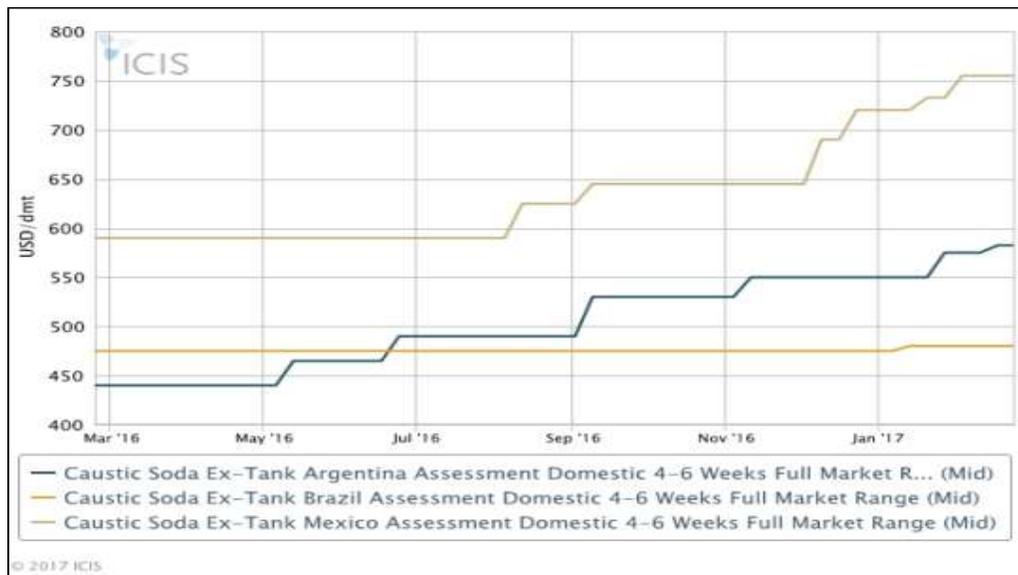


Figura 24. Precio del NaOH en América Latina. Fuente: www.icis.com (Abril 2017)

Analizando el precio al cual Argentina exporta el NaOH sólido, en los últimos años se mantuvo estable entre 500 y 590 USD /t (Tabla 17).

Tabla 17. Precio del NaOH en Argentina

Periodo	USD/t
2017	573,1
2016	518,5
2015	518,7
2014	493,0
2013	752,6
2012	678,8
2011	566,1
2010	472,4
2009	606,3
2008	670,9

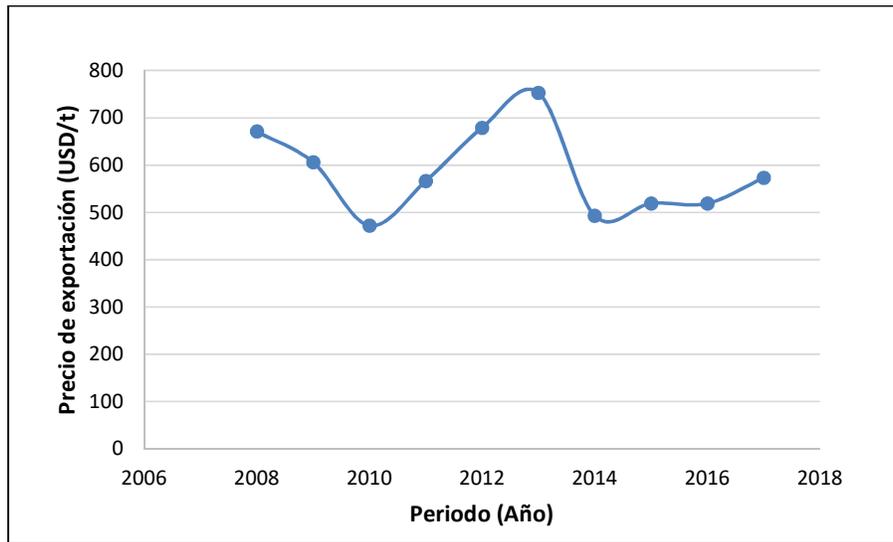


Figura 25. Evolución del precio del NaOH en Argentina. Fuente: www.scavage.com

Se tomará un precio promedio actual de 575 USD/t para el presente proyecto.

CLOURURO DE HIDRÓGENO

Formula química: HCL

CAS: 7647-01-0

Propiedades Físicas y Químicas

El cloruro de hidrógeno se puede encontrar en forma de gas o, más comúnmente, como una solución de ácido clorhídrico en agua.

El Cloruro de hidrógeno es un gas incoloro, de olor fuerte e irritante y de sabor agrio. Puede licuarse a 10 °C, sometiéndolo a una presión de 40 atmósferas. El líquido hierve a - 83,7 °C a la presión ordinaria. El gas es muy estable a 1500 °C, menos del 0,3 % esta disociado en sus elementos.

Es un ácido fuerte, y es corrosivo para muchos metales en presencia de humedad (agua). Totalmente seco (anhidro) el gas cloruro de hidrógeno no corroe los materiales comunes de construcción como acero o aluminio, por lo que se puede almacenar y transportar como un gas comprimido en cilindros de acero. El gas es extremadamente soluble en agua (en condiciones ambientales, hasta 700 litros de gas por litro de agua) dando una solución acuosa conocida como ácido clorhídrico.

En estado gaseoso humea en el aire húmedo, por formar una niebla de gotitas de ácido clorhídrico. Con el agua forma una mezcla azeótropa o de punto de ebullición constante, con 20,2 % de HCl, la cual hierve a 108,6 °C a la presión de una atmósfera.

El HCl anhidro líquido no conduce la corriente eléctrica. No reacciona con el zinc, pero basta añadir una pequeña cantidad de agua para iniciar la reacción, desprendiéndose hidrógeno. Cuando se calienta cloruro de hidrógeno con los metales más activos, hay reacción, produciéndose los cloruros de los metales e hidrógeno. Este método de preparar cloruros es el que se emplea cuando no pueden obtenerse anhidros a partir de una disolución acuosa. Así el cloruro ferroso anhidro, FeCl₂ y el cloruro de aluminio anhidro, AlCl₃, pueden obtenerse calentando el metal en una corriente de cloruro de hidrógeno.

El cloruro de hidrógeno se combina directamente con amoníaco para formar una nube blanca de cloruro amónico (partículas sólidas).

La actividad del ácido clorhídrico en disolución se debe a la presencia del ion hidronio, el cual se forma cuando el cloruro de hidrógeno covalente reacciona con el agua. El ácido clorhídrico reacciona enérgicamente con los metales activos para dar los cloruros respectivos e hidrógeno, y con óxidos e hidróxidos para formar los cloruros y agua.

En general, los cloruros de los metales son solubles en agua, excepto los de plata, AgCl, plomo, PbCl₂, mercurioso, Hg₂Cl₂, cuproso, CuCl y talioso, TaCl.

Tabla 18. Propiedades físicas del HCL

PROPIEDAD	VALOR
Peso Molecular (g/mol)	36,46
Estado físico	Líquido
Punto de Ebullición (°C) (760 mmHg)	-84,9; anhidro 53; solución acuosa 37%
Punto de Fusión (°C)	-114,8; anhidro -74; solución acuosa 37%
Presión de Vapor (mmHg)	30780; anhidro 20 °C 19613; anhidro 0 °C 158; solución acuosa 37% 20 °C
Gravedad Específica (Agua = 1)	1,184; solución acuosa 37%
Densidad del Vapor (Aire = 1)	1,257
pH	0,1 (1N); 2,01 (0.01N)
Solubilidad en Agua	67; 20 °C 82; 0 °C
Temperatura de Auto ignición (°C)	No Aplica
Punto de Inflamación (°C)	No Aplica

Fuente: <http://documentacion.ideam.gov.co/> (2003)

Aplicaciones

La mayor parte del cloruro de hidrógeno producido se consume en la industria química pero tiene aplicaciones difundidas en limpieza, desinfección y tratamiento de aguas. La producción de cloruro de vinilo y otros hidrocarburos clorados consumen grandes cantidades de cloruro de hidrógeno anhidro.

Las principales aplicaciones del cloruro de hidrogeno son las siguientes:

- Decapado de metales incluyendo el acero inoxidable, el hierro y el níquel.
- Catalizador o agente clorinador para síntesis química.
- En el proceso de oxihidrocloración en la producción de hidrocarburos clorados.
- Uso en los procesos de extracción y reducción de minerales.
- Uso en la activación de pozos de petróleo.
- En las operaciones de tratamiento de residuos para la neutralización de corrientes residuales alcalinas.
- En operaciones de limpieza, en la industria química y en la producción de plásticos y resinas.
- En la fabricación de caucho incluida la síntesis de cloropreno.
- Agente de cloración en la coagulación del látex.
- Como delineador en la fabricación de cuero.

Demanda Mundial

El ácido clorhídrico es una parte integral de la industria mundial del cloro. La mayor parte del HCl producido en los Estados Unidos, Europa Occidental y Japón se genera como subproducto en la fabricación de una amplia variedad de productos químicos orgánicos a través de reacciones de cloración. Esta oferta depende en gran medida de la demanda de los productos primarios. Se genera una cantidad significativa de HCl de subproducto cuando se rompe el dicloruro de etileno (EDC) para formar monómero de cloruro de vinilo (VCM). Este HCl se recicla habitualmente al reactor EDC para oxícloración adicional y, en su mayor parte, no entra en el mercado comercial. Alrededor de 40 procesos generan HCl como coproducto y alrededor de 110 procesos de fabricación químicos utilizan ácido clorhídrico como materia prima. A nivel mundial, casi el 43% de todo el consumo de HCl es para la producción de EDC, y el 68% se utiliza en la producción de compuestos orgánicos, la mayoría de los cuales es el consumo cautivo. El consumo restante está en una serie de aplicaciones inorgánicas o comerciales.

A pesar de la reciente desaceleración de la economía china, se espera que el país tenga el mayor crecimiento en la producción y consumo de HCl durante 2015-20. Las segundas tasas de crecimiento más altas se esperan para América del Norte.

El consumo de HCl en el sector de los campos petroleros volvió a descender desde el nivel anterior hasta el nivel más bajo con la caída del precio del petróleo. Se espera que los precios del petróleo vuelvan a aumentar y que el consumo de HCl aumente en línea.

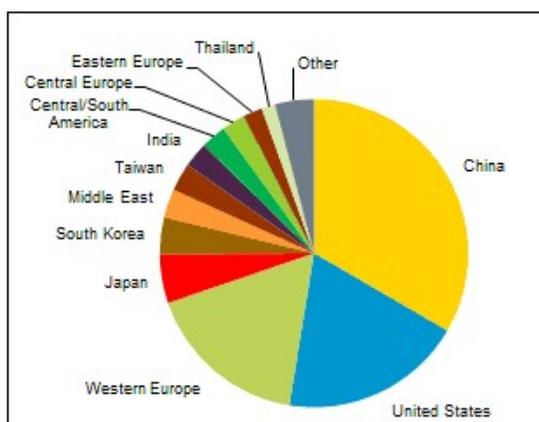


Figura 26. Consumo mundial de HCl Fuente: <https://www.ihs.com/> (Octubre 2015)

Productores de HCL en Argentina

Petroquímica Rio Tercero, es el principal productor de HCL en nuestro país con una producción anual de 170.000 toneladas de ácido clorhídrico.

Luego le siguen:

- Atanor, perteneciente al grupo Albaugh.
- Transclor S.A.
- Linde Industrial gases.

Precio del cloruro de hidrógeno

Los principales productores del mundo de HCl como BASF, Bayer, Formosa Plastics, Olin, entre otros, están comercializando el producto actualmente a un precio que oscila entre los 60-70 USD/t. La fuerte caída de precios desde 2015 (**Fig. 27**) se atribuye a la sobreoferta de producto en EEUU.



Figura 27. Evolución del precio mundial de HCL. Fuente: www.icis.com (2017)

En Argentina los precios son un tanto más elevados, el HCl de un 33% se consigue actualmente a un precio entre 168 y 300 USD/t. La empresa TRANSCLOR lo comercializa a un precio de 180 USD/t. El cloruro de hidrogeno gaseoso de 99.99% de pureza tiene un precio de 500 USD/t.

Las cantidades que se producen en nuestro país son grandes, lo cual nos asegura la provisión del mismo para el presente proyecto.

Capítulo 4

LOCALIZACIÓN

INTRODUCCIÓN

La elección del lugar adecuado para instalar una planta industrial requiere tomar decisiones considerando diversos y numerosos factores, todos ellos analizados desde varios puntos de vista: económico, social, ambiental, tecnológico y de mercado principalmente.

El factor de distancia es fundamental en la selección del lugar geográfico. Una industria debe situarse donde sean mínimos los costes del transporte de materias primas y de producto final.

En el presente capítulo se desarrolla una macrolocalización, la cual se divide en dos etapas. En la primera etapa se realiza una selección primaria de la/las provincias que cumplen con determinados factores que se consideran fundamentales y en la segunda etapa, se selecciona la ciudad o región que mejor se adapta a los requerimientos solicitados.

Finalmente, la selección del lugar exacto donde se ubicará la planta industrial se realiza mediante el desarrollo de la microlocalización.

MACROLOCALIZACIÓN

Mediante el método de cribado, se realiza una primera selección de la/las provincia/as del país más apropiada/as para la localización de acuerdo con ciertos criterios.

Luego, se aplica el método de factores ponderados para realizar una selección específica de la región más apropiada dentro de la provincia elegida.

Selección primaria de la región

En el cribado se priorizan los dos factores de mayor importancia para este proyecto, que son:

- Disponibilidad de materias primas
- Disponibilidad de mercados

El procedimiento consiste en la utilización de mapas esquemáticos del país, donde se van sombreando aquellas provincias que se decide que son impropias para cada uno de los factores citados anteriormente y luego en una superposición de todos los mapas se obtiene, como zona blanca, la región que cumple con todos los requisitos.

Disponibilidad de materia prima

Debido a los elevados costos que implica el traslado de material de un lugar a otro, es importante para cualquier industria acortar la distancia con sus proveedores para reducir

los gastos de transporte, los cuales se ven afectados, además de la distancia, por las cantidades y las características de la sustancia que se transporta.

A continuación, se detalla la localización de los proveedores de cada una de las materias primas.

Proveedores de glicerol

En nuestro país existen numerosos productores de glicerol obtenido a través de biodiésel. En este análisis solo se tendrán en cuenta aquellos de mayor capacidad de producción que superan las 5000 t/año.

Tabla 19. Proveedores de glicerol

Empresa	Localización	Capacidad de producción (t/año)
SACEIF Louis Dreyfus	Gral. Lagos (Santa Fe)	60500
Renova S.A.	Timbúes (Santa Fe)	50000
Patagonia Bioenergía S.A	San Lorenzo (Santa Fe)	50000
T6 Industrial S.A.	Puerto Gral. San Martín (Santa Fe)	48000
UNITEC BIO S.A.	Puerto Gral. San Martín (Santa Fe)	45000
Noble S.A.	Puerto Gral. San Martín (Santa Fe)	25000
CARGILL S.A.C.I	Villa Gdor. Gálvez (Santa Fe)	24000
Viluco S.A.	Frías (Santiago del Estero)	20000
Vicentin S.A.I.C	Avellaneda (Santa Fe)	18000
Explora S.A	Puerto Gral. San Martín (Santa Fe)	12000
Diaser S.A.	Parque industrial San Luis (San Luis)	9600
Biomadero S.A.	Villa Madero (Buenos Aires)	7200

Fuente: Elaboración propia en base a datos de Bolsa de Comercio de Rosario (2015)

Como puede verse en la Fig. 28 son 4 las provincias que concentran a los mayores productores de glicerol.



Figura 28. Proveedores de glicerol. Fuente: Elaboración propia en base a datos de Tabla 19

Proveedores de Hidróxido de Sodio

Tabla 20. Proveedores de NaOH

Proveedor	Localización
Solvay Indupa	Bahía Blanca (Buenos Aires)
Atanor	Rio Tercero (Córdoba)
Petroquímica Rio Tercero	Rio Tercero (Córdoba)
Transclor S.A.	Pilar (Buenos Aires)

Fuente: www.mincyt.gob.ar (Mayo 2016)

El NaOH se produce en nuestro país de manera relevante solamente en 3 provincias (Fig. 29).



Figura 29. Proveedores de NaOH. Fuente: Elaboración propia en base a datos de Tabla 20.

Proveedores de HCl

Tabla 21. Proveedores de HCl

Proveedor	Localización
Petroquímica Río Tercero	Río Tercero (Córdoba)
Atanor	Río Tercero (Córdoba)
Transclor S.A.	Pilar(Buenos Aires)
Grupo Linde Gas Argentina S.A.	Pilar(Buenos Aires)

Fuente: www.mincyt.gob.ar (Mayo 2016)

El HCl se produce en nuestro país a escala industrial en dos provincias (Fig.30).



Figura 30. Proveedores de HCl. Fuente: Elaboración propia en base a datos de Tabla 21.

Disponibilidad de mercados

La cercanía a los potenciales compradores, es un factor de importancia e interés decisivo que debe ser considerado de manera especial en la localización de la planta.

Para llegar a todos los compradores con un precio competitivo, es necesaria una ubicación estratégica, evitando costos extras en transporte que luego se traducen al precio final del producto.

Compradores de Epiclorhidrina

Tabla 22. Empresas consumidoras de ECH

Compradores	Localización	Cantidad importada (%)
Sabinur S.A.	La Plata (Buenos Aires)	35.12
Newbury S.A.	Pilar (Buenos Aires)	27.68
Clariant Argentina S.A.	Lomas de Zamora (Buenos Aires)	17.51
Dow Química Argentina S.A.	Zárate (Buenos Aires)	9.42
Arubras S.A.	Ciudad Autónoma de Buenos Aires	9.26
Research AG S.A.	Los trancos del Talar (Buenos Aires)	0.5
Sigma Aldrich Argentina S.A	Ciudad Autónoma de Buenos Aires	0.4
Sherwin Wiliams	Ciudadela (Buenos Aires)	0.1

En la Fig. 31 se observa que la totalidad de las empresas que importan ECH están ubicadas en la provincia de Buenos Aires.



Figura 31. Compradores de ECH. Fuente: Elaboración propia en base a datos de Tabla 22.

Resultado de la selección primaria

Si se realiza la superposición de los mapas, correspondientes a la disponibilidad de materias primas y a la disponibilidad de mercados, queda evidenciado que la provincia más apta para la localización de la planta es la de Buenos Aires Fig.32.



Figura 32. Selección de la macro región. Fuente: Elaboración propia

Si bien, también hay proveedores de materias primas presentes en Buenos Aires, el factor más influyente en esta selección es la localización de los principales compradores, que están ubicados en la provincia de Bs. As. y se prioriza la cercanía a los mismos.

SELECCIÓN DE LA REGIÓN ESPECÍFICA

En esta etapa se aplica el método de factores ponderados para realizar la selección específica de una región dentro de la provincia de Buenos Aires, que fue la que arrojó las mejores condiciones en la primera etapa de cribado. El método permite una comparación cuantitativa de diferentes sitios y consiste en ponderar factores que se consideran relevantes para la localización.

Para seleccionar los sitios que serán evaluados, se tiene en cuenta a aquellos que presentan mayormente un buen mercado para la epiclorhidrina, disponibilidad de materias primas, medios de transporte y políticas de promoción y reglamentación industrial. De esta manera, las tres ciudades que se proponen son las siguientes:

- Bahía Blanca
- Pilar
- Campana

Todas cuentan con un gran desarrollo a nivel industrial y se adaptan, en gran medida, a los requerimientos.

Los factores que se evaluarán para la selección de una de las tres son los siguientes:

- Disponibilidad de materia prima
- Mercado consumidor
- Medios de transporte
- Disponibilidad de servicios generales
- Recursos humanos

No se consideran los siguientes factores:

- Políticas de promoción industrial (Se realizó un análisis y no se encuentran ventajas)
- Condiciones climáticas (No se considera, ya que no hay diferencias significativas)

Análisis de los factores de localización

El procedimiento consta en establecer una ponderación que cuantifique la importancia de cada uno de los factores, y luego asignar a cada localidad una puntuación por cada factor evaluado. La puntuación o porcentaje de perfección será de “0” (muy malo) al 100 (excelente). Luego con el porcentaje y la ponderación se calculará el grado de perfección de cada localidad, que será el indicador final para la toma de decisión.

Previamente, se realiza un cuadro de evaluación para cada factor, logrando establecer los porcentajes que se utilizan posteriormente en el cuadro de evaluación final.

Disponibilidad de materia prima

La proximidad de la planta industrial a las principales materias primas es un factor fundamental para la localización de una empresa, pues el transporte implica un costo que

se podría reducir cuanto más cerca se encuentre de los lugares de producción de las mismas.

En el presente proyecto, el hecho de considerar este factor como uno de los más importantes, radica en que los volúmenes que se manejarán de las principales materias primas, que son glicerol, NaOH y HCl, son grandes y, además, dos de ellas (NaOH y HCL) son sustancias químicas peligrosas, corrosivas y de un cuidado especial en su transporte.

El HCl es la materia prima con la ponderación más alta (0.5) debido a que la cantidad requerida del mismo es importante, y que es la sustancia más riesgosa en cuanto a su transporte, comparándola con las otras.

Al NaOH se le asignó una ponderación de 0.3, valor menor al del HCl, ya que, si bien las cantidades requeridas son grandes, la sustancia es menos riesgosa para su transporte por tratarse de un sólido.

Al glicerol se le asignó una ponderación de 0.2, que es el que tiene menos riesgos de manipulación.

Los porcentajes de perfección son asignados teniendo en cuenta principalmente la distancia de cada una de las materias primas a las localidades elegidas.

Los valores finales que indican la localidad más adecuada se calculan mediante la suma de los promedios de los grados de perfeccionamiento.

En la Tabla 23 se analizan las tres localidades respecto a las principales materias primas.

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 23. Proveedores de materia prima

Factores	Empresa	Ponderación	Bahía Blanca			Pilar			Campana		
			% De perfección	Grado de perfección	Grado de perfección promedio	% De perfección	Grado de perfección	Grado de perfección promedio	% De perfección	Grado de perfección	Grado de perfección promedio
Ácido Clorhídrico	Petroquímica Rio 3	0,5	12	6	11,88	38	19	33,75	39	19,5	32,625
	Atanor		12	6		37	18,5		38	19	
	Transclor S.A		35	17,5		100	50		90	45	
	Linde gas Argentina		36	18		95	47,5		94	47	
Hidróxido de Sodio	Solvay Indupa	0,3	100	30	11,93	35	10,5	15,75	30	9	14,78
	Petroquímica Rio 3		12	3,6		38	11,4		39	11,7	
	Atanor		12	3,6		37	11,1		38	11,4	
	Transclor S.A		35	10,5		100	30		90	27	
Glicerol	SACEIF	0,2	23	4,6	3,69	76	15,2	12	80	16	12,62
	Renova S.A		21	4,2		71	14,2		75	15	
	Patagonia Bioenergía		20	4		71	14,2		75	15	
	T6 Industrial S.A		21	4,2		71	14,2		75	15	
	Unitec Bio S.A		21	4,2		71	14,2		75	15	
	Noble S.A		21	4,2		71	14,2		75	15	
	Cargill		23	4,6		75	15		79	15,8	
	Viluco S.A		0,1	0,02		2	0,4		4	0,8	
	Vicentin		0,2	0,04		25	5		29	5,8	
	Explora S.A		21	4,2		71	14,2		75	15	
	Diaser S.A		14	2,8		21	4,2		23	4,6	
	Biomadero S.A		36	7,2		95	19		92	18,4	
Total		1			27,49			61,50			60,02

Los puntajes obtenidos indican que tanto la localidad de Campana como la de Pilar son adecuadas en cuanto a la cercanía con los proveedores de materia prima, obteniendo una mínima ventaja ésta última.

Los valores finales de grados de perfección obtenidos en la tabla anterior se utilizan luego en una tabla de evaluación final (Tabla 28).

Mercado consumidor

La localización de los potenciales compradores es el factor de mayor importancia e interés decisorio del presente proyecto, y será considerado de manera especial para la localización de la planta. La epiclorhidrina es una sustancia tóxica, inflamable, corrosiva y de cierta peligrosidad para su manejo, por lo cual, su transporte resulta costoso. Es conveniente instalar la planta industrial cerca de las empresas consumidoras para evitar costos extra en transportes de larga distancia.

Las empresas más grandes compradoras de ECH se encuentran ubicadas dentro de la provincia de Buenos aires y las distancias a las localidades seleccionadas no son muy grandes.

En la Tabla 24, se realiza una evaluación de las tres localidades con respecto a las distintas empresas consumidoras. Las ponderaciones se establecen de acuerdo con las cantidades que consumen cada una de ellas¹ y los porcentajes se determinan por las respectivas distancias.

¹ Valores obtenidos de www.infonecta.com correspondientes al año 2015

Tabla 24. Empresas consumidoras de ECH

Compradores de ECH	Ponderación	Bahía Blanca		Pilar		Campana	
		% de perfección	Grado de perfección	% de perfección	Grado de perfección	% de perfección	Grado de perfección
Sabinur S.A.	0,351	23	8,073	86	30,186	84	29,484
Newbury S.A.	0,276	16	4,416	100	27,6	97	26,772
Clariant Argentina S.A.	0,185	21	3,885	96	17,76	98	18,13
Dow Química Argentina S.A.	0,092	11	1,012	95	8,74	99	9,108
Arubras S.A.	0,092	17	1,564	96	8,832	92	8,464
Research AG S.A.	0,002	16	0,032	96	0,192	95	0,19
Sigma Aldrich Argentina S.A.	0,001	18	0,018	94	0,094	91	0,091
Sherwin Wiliams	0,001	19	0,019	94	0,094	90	0,09
Total	1		19,019		93,498		92,329

De los resultados obtenidos en la tabla anterior, se observa que tanto la localidad de Pilar como la de Campana tienen ambas muy buenas condiciones para la localización de la planta en cuanto a la distancia que las separa de los potenciales consumidores.

Los grados de perfección de cada una se utilizan luego en una tabla de evaluación final (Tabla 28).

Medios de transporte y accesibilidad

Es muy importante disponer de una fluidez en el transporte a fin de evitar retrasos del personal en la asistencia al trabajo, suministro a tiempo de las materias primas e insumos y colocación oportuna del producto final en los centros de consumo.

Las tres localidades cuentan con parques industriales desarrollados, pero es importante analizar el estado de las vías de comunicación.

La existencia de una red completa de servicios de transporte (por agua, ruta o ferrocarril) y la accesibilidad a cada una de ellas, tiene una gran influencia al momento de decidir entre una población u otra. En el siguiente cuadro se hace una comparación desde este punto de vista y se asigna un puntaje a cada una de ellas.

Tabla 25. Medios de transporte y accesibilidad

Localidad	Característica	Puntuación
Pilar	Localización próxima al km 60 de la Ruta Nacional N° 8 y cercana a la Ruta Provincial N° 6; que comunica Campana, Luján y Cañuelas. Tiene la llegada de dos líneas de ferrocarriles urbanos (Metropolitano y Metrovías). No tiene puerto propio, pero está a 40 km del puerto Zaratecampana.	8.5
Campana	Es atravesada por la ruta nacional N° 9. A su vez, está a pocos km del empalme con la ruta nacional N° 12 de vital importancia para el MERCOSUR. Tiene llegada del ferrocarril Mitre. Su ubicación sobre el río Paraná lo vincula con los puertos de Rosario y Buenos Aires, permitiendo la operatoria de cargas generales, sueltas, gráneles sólidos y líquidos.	9
Bahía Blanca	Varias rutas importantes pasan por esta ciudad, como las rutas nacionales N°3,33 y 35 por medio de las cuales, se puede transitar hacia el norte y noroeste del país. Tiene la llegada del Ferrocarril Roca. Además, cuenta con el único puerto de aguas profundas del país, que permiten el tráfico de buques de gran envergadura para la carga y descarga de productos.	9

Las 3 localidades preseleccionadas cuentan con una red de vías de acceso que las vinculan con el resto del país.

Disponibilidad de servicios generales

En la evaluación del lugar adecuado para instalar una industria manufacturera, debe preverse la disponibilidad de servicios, ya que muchos sectores no los tienen o carecen de algunos, y si no se tuvieron en cuenta podrían implicar importantes costos adicionales implementar alguno de ellos. Los más importantes son:

- Agua
- Energía eléctrica
- Red interna de gas
- Desagües industriales
- Desagües pluviales

- Alumbrado público
- Pavimentación interna

El hecho de que la empresa se encuentre en un polo industrial, le asegura el suministro de servicios generales.

Las tres localidades elegidas poseen importantes parques industriales con infraestructura adecuada para la instalación de fábricas. Todos ellos cuentan con:

- Red de distribución de agua potable o acceso a napas acuíferas en cada parcela.
- Distribución de energía eléctrica mediante líneas de alta tensión.
- Red de gasoducto de alta presión.
- Sistema de colectoras de desagüe Industrial, sobre el que las empresas pueden volcar sus efluentes líquidos convenientemente tratados para luego ser conducidos hasta su vuelco final en ríos.
- Parcelas con desagües pluviales sin anegamientos.
- Calles internas con pavimento de hormigón, cordón cuneta y sumideros sin zanja ni conductos a cielo abierto.

El hecho de estar rodeado de otras industrias puede hacer alguna diferencia en cuanto al servicio que puede utilizarse de alguna de ellas por conexiones internas.

Los puntajes asignados son, 8 para la localidad de Campana y 9 para las localidades de Pilar y Bahía Blanca. El motivo del menor puntaje para Campana se debe a que el parque es relativamente nuevo comparado con los otros dos y la cantidad de industrias radicadas en el mismo, también es menor.

Recursos humanos

Es muy importante evaluar cada región en cuanto a la disponibilidad de trabajadores, el grado de calificación de los mismos, los niveles salariales (prestaciones sociales y sus correspondientes reglamentaciones) y la conflictividad sindical. Ya que, lo que se busca es garantizar una mano de obra estable y calificada para todos los niveles operativos de la empresa. La presencia de centros universitarios o de investigación de alta cualificación, que favorezcan la relación con las industrias, puede ser decisivo para la localización de ciertas empresas que apuestan a la innovación.

Las tres ciudades cuentan con distintos establecimientos universitarios, terciarios y secundarios especializados, lo que nos indica que la mano de obra puede ser tomada del mismo lugar. Gracias a este desarrollo cultural en las poblaciones, se puede crear

convenios entre la empresa y las instituciones del lugar, otorgando becas de diferente índole, para capacitar la mano de obra y generar beneficios mutuos.

Al tratarse de ciudades grandes, y que la situación de desempleo en el país es importante, se considera que hay buena disponibilidad de mano de obra para cubrir todos los puestos de trabajos necesarios.

Tabla 26. Recursos humanos

Localidad	Característica	Puntuación
Pilar	Cuenta con una población de 296.826 habitantes y está próxima a la capital federal. Tiene una sede de la UTN Facultad Regional Delta y la Universidad Nacional de Pilar.	8
Campana	Está próxima a la Capital Federal, cuenta con una población aproximada de 77.838 habitantes y además corresponde a una zona industrial bien establecida, por lo que se espera encontrar la suficiente mano de obra calificada. Cuenta con dos universidades importantes como la UTN Facultad Regional Delta y la Universidad Nacional de Luján.	9
Bahía Blanca	Cuenta con población aproximadamente de 274.509 habitantes. En esta localidad existen numerosos centros educativos como la Universidad Nacional del Sur y la Universidad Tecnológica Nacional como las principales.	9

Evaluación general

De acuerdo con el análisis realizado de cada uno de los factores y el puntaje asignado para cada ciudad, se realiza una evaluación general para la selección final de una de las localidades.

Las ponderaciones asignadas y los porcentajes de perfección se establecieron individualmente en los análisis anteriores.

Tabla 27. Evaluación final de las localidades

Factores	Ponderación	Bahía Blanca		Pilar		Campana	
		% de perfección	Grado de perfección	% de perfección	Grado de perfección	% de perfección	Grado de perfección
Materias Primas	0,3	30	9	62	18,6	60	18
Mercado consumidor	0,4	20	8	94	37,6	92	36,8
Medios de transporte	0,1	90	9	85	8,5	90	9
Servicios generales	0,1	90	9	90	9	80	8
Recursos humanos	0,1	90	9	90	9	90	9
Total	1		44		82,7		80,8

El resultado de la evaluación final indica que Pilar es la localidad óptima para el establecimiento de la industria.

MICROLOCALIZACIÓN

Es la selección específica del sitio o terreno que se encuentra dentro de la macro región preseleccionada (Pilar), siendo éste el sitio que permite cumplir con los objetivos de lograr la mayor rentabilidad o producir al mínimo costo unitario.

Pilar es por excelencia una ciudad netamente industrial, sede de variadas e importantes industrias, en varios casos líderes mundiales en sus respectivos rubros. En los últimos años, la pujanza de estas empresas ha hecho alcanzar relevancia y reconocimiento internacional a la ciudad.

El parque industrial de Pilar es uno de los polos industriales con mayor crecimiento del país, y lo convierten en el lugar ideal para el asentamiento de cualquier industria.

Parque industrial Pilar

El Parque Industrial de Pilar, creado en el año 1976, es uno de los más grandes en la provincia de Buenos Aires. Tiene una superficie total de 920 hectáreas, y es quizás, el aglomerado industrial más importante de Argentina por la cantidad y relevancia de las empresas que la conforman. Actualmente alberga a más de 200 empresas, las restantes hectáreas contienen infraestructura para la radicación de nuevas empresas. Pilar es un lugar propicio para la industria, experimenta desde hace varios años un gran crecimiento en su actividad industrial.



Figura 33. Localización del Parque Industrial Pilar. Fuente: www.googlemaps.com (Agosto 2017)

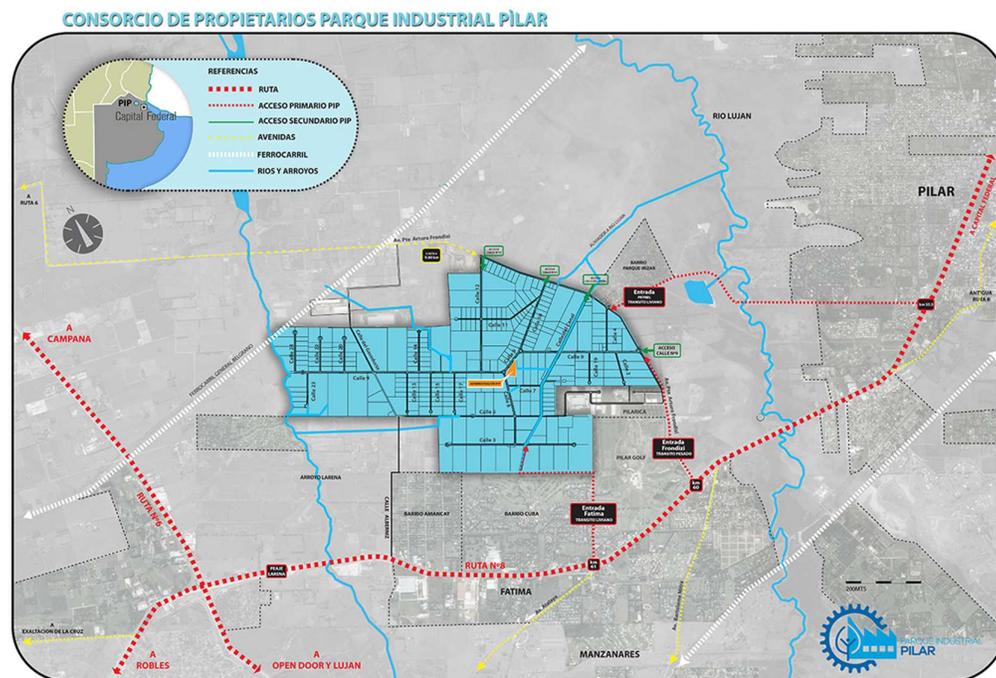


Figura 34. Plano del Parque Industrial Pilar. Fuente: www.pip.org.ar (Septiembre 2017)

Medios de transporte y accesibilidad

Hasta ahora, al Parque se accede desde su primigenio y tradicional ingreso para tránsito pesado en el kilómetro 60 de la Ruta N°8, que llega hasta las vías de ex Ferrocarril Belgrano, en correspondencia con la localidad Alte. Irizar y que fue reacondicionado en 2013.

Además, por la avenida El Petrel, a la altura del kilómetro 55 de la Panamericana, se permite el ingreso de tránsito liviano y líneas de colectivos. También existe un tercer camino, desde el kilómetro 61 de la ruta N°8, habilitado para tránsito liviano.

Además, se está construyendo una cuarta vía de acceso hacia el Parque, que será financiada con fondos del gobierno de la provincia de Buenos Aires. Ese camino, unirá al complejo fabril con la Ruta Provincial N°6 a la altura de la localidad de Los Cardales. Ésta, será la segunda arteria de ingreso y egreso al Parque apta para tránsito pesado. Se estima que permitirá una más rápida y económica vinculación de la producción del Parque con el Puerto de Zárate-Campana, si necesidad de desviar por la Ruta 8.

Servicios internos

- Red de Pavimentos: Hay 36.000 metros de calles con pavimento de hormigón y unos 4.000 metros de calles con mejorado.
- Desagües industriales: Todo el predio está recorrido por un sistema de colectoras del desagüe industrial, sobre el que las empresas pueden volcar sus efluentes líquidos convenientemente tratados para luego ser conducidos hasta su vuelco final en el Río Luján.
- Bicisendas: Todas las calles están recorridas por bicisendas de hormigón de 1,20 metros de ancho.
- Red Interna de gas: El parque es recorrido por un gasoducto de alta presión de 25 kg/cm².
- Red de Energía: El parque es alimentado por una línea de alta tensión de 132 kW y la distribución de energía se hace desde dos subestaciones de EDENOR ubicadas dentro del parque.
- También cuenta con una planta de generación eléctrica de 40 MVA de potencia, la que permite alejar las preocupaciones de falta de suministro eléctrico por varios años.
- Recurso Hídrico Subterráneo: No hay sistema de distribución de aguas. Cada establecimiento tiene que extraer de la napa acuífera la cantidad que necesite, limitada a 10.000 litros por hora y por hectárea como máximo.

Terreno

Para la selección de las dimensiones del terreno se tuvo en cuenta el tamaño promedio ocupado por otras industrias químicas del rubro o similares, las cuales, varían entre 10.000 y 12.000 m².

En caso de ser necesario una superficie mayor (luego de avanzar con el desarrollo del proyecto) en el parque se cuentan con terrenos disponibles de superficies mayores e inferiores.

Se decide por un terreno que está al lado de la empresa Transclor S.A. que es una de las principales proveedoras de HCl y NaOH. Esto aseguraría la disponibilidad de materia y para el caso del HCL gaseoso se podría transportar por una red de tubería interna evitando el uso de cilindros presurizados y movimiento de los mismos.

El terreno seleccionado tiene 10.150 m², superficie suficiente para la instalación de la planta y posibles ampliaciones o agregado de otras líneas de producción.

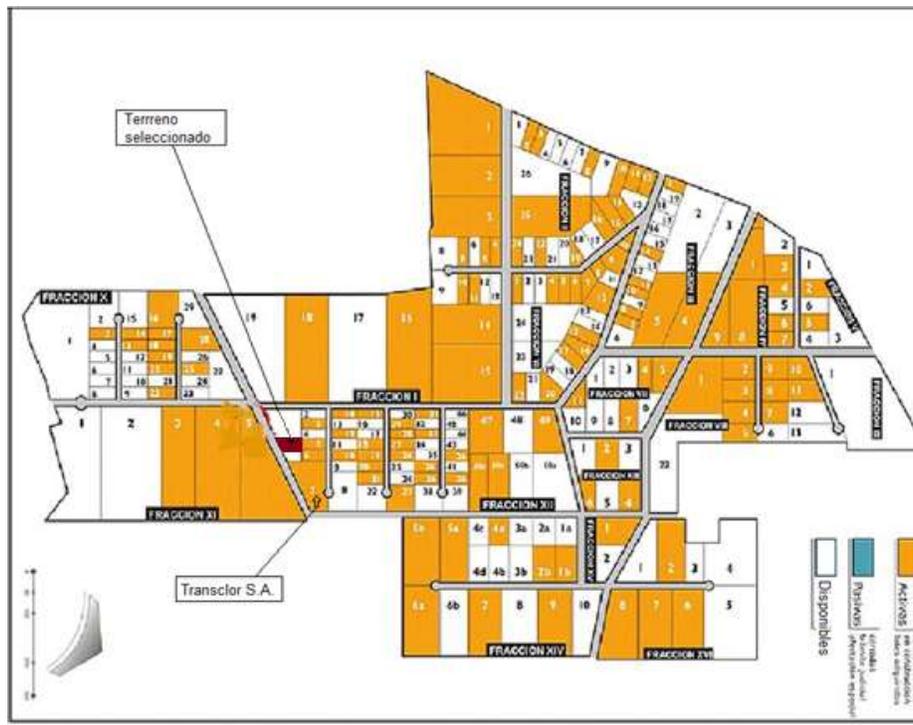


Figura 35. Terreno seleccionado dentro del Parque Industrial Pilar. Fuente: www.tbcn.s3-accelerate.amazonaws.com (Junio 2017)

CAPÍTULO 5

SELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

INTRODUCCIÓN

Los procesos de obtención de epiclorhidrina que han sido utilizados en las últimas décadas y que se utilizan actualmente en mayor medida, son aquellos que tienen como materia prima principal al propileno. Como ya se sabe, el propileno o propeno como también se le suele llamar, es un derivado del petróleo y por lo tanto un recurso no renovable.

Actualmente, la tendencia mundial es la de utilización de fuentes de energías “limpias”, recursos renovables y procesos industriales más amigables con el medioambiente, lo cual, sumado al gran auge de los biocombustibles en la última década y a los grandes volúmenes de glicerol generados como subproducto del biodiesel, han puesto la atención en otros procesos alternativos. La epiclorhidrina es uno de ellos, en el cual la materia prima de partida propileno se reemplaza por el glicerol. Si bien este método fue patentado hace aproximadamente un siglo, nunca llegó a producirse de manera industrial debido al elevado costo de la glicerina.

En el presente capítulo se plantean las diferentes tecnologías existentes para la producción de epiclorhidrina y se selecciona y desarrolla el proceso que se considera más conveniente.

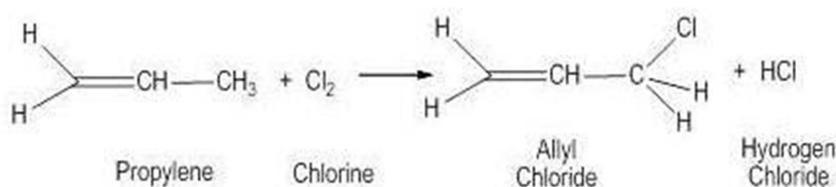
PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE EPICLORHIDRINA

Las principales rutas existentes en la actualidad, para la producción de epiclorhidrina son las siguientes:

Proceso Clásico (Shell Technology)

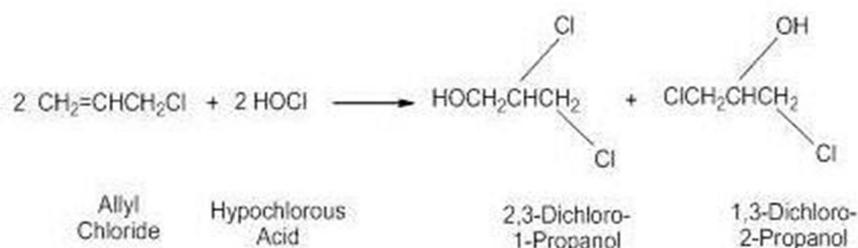
Este fue el primer proceso de producción de ECH que se introdujo por primera vez de manera comercial a mediados de los años 30 por la empresa Shell.

La materia prima principal es el propileno, y se lo hace reaccionar a altas temperaturas con cloro gaseoso, donde ocurre la sustitución de un hidrógeno del metilo, dando como

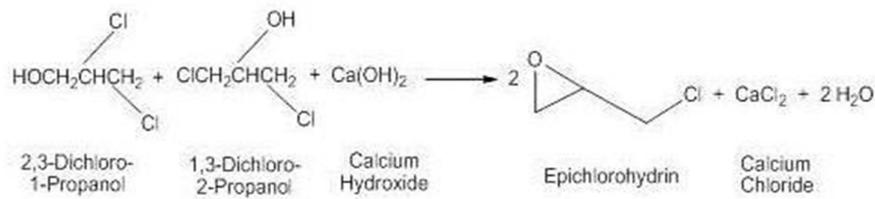


productos cloruro de alilo y ácido clorhídrico. La reacción se lleva a cabo con un exceso de propileno para lograr óptimos rendimientos y a elevada temperatura, para que de forma selectiva se produzcan reacciones de sustitución en lugar de adición. A temperaturas bajas, la reacción predominante es la adición de cloro al doble enlace para dar dicloropropano, que no es deseado. Por ello el propileno es precalentado a 400°C antes de ingresar al reactor.

A continuación el cloruro de alilo se convierte en clorhidrina de glicerol (isómeros de dicloropropanol) por reacción con ácido hipocloroso (HOCl).



El HOCl se prepara con cloro y agua en un primer reactor, formándose también el subproducto HCl. El ácido hipocloroso y el cloruro de alilo llegan por arriba a un segundo reactor, que contiene un relleno, y la reacción tiene lugar rápidamente a 30 °C. El líquido resultante de la reacción llega a un separador, en el que la diclorhidrina queda en la capa inferior. El agua que sobrenada se recircula al primer reactor y la diclorhidrina se conduce al reactor final, al mismo tiempo que se introduce hidróxido de calcio, y se separa cloruro de hidrógeno de las 2 diclorhidrinas a 50 °C formándose epiclorhidrina y un subproducto de cloruro de calcio.



En la última etapa, la epiclorhidrina se separa por destilación con vapor de agua, de la solución de cloruro de calcio formada. La mezcla azeotrópica con un 75 % de ECH, hierve a 88 °C y del fondo de la columna se retira la solución acuosa de cloruro de calcio.

La ECH se concentra finalmente por destilación hasta el 98%.

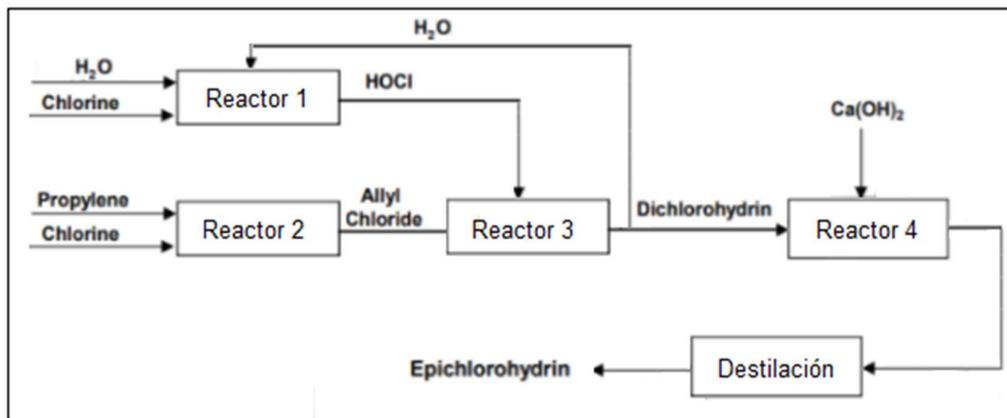


Figura 36. Proceso Clásico Shell

Proceso ShowaDenko

En 1985 se empezó a comercializar una tecnología alternativa que desarrolló ShowaDenko (Japón). Al igual que el proceso tradicional, la materia prima

sigue siendo el propileno pero en este caso sigue un camino diferente que reduce el consumo de cloro.

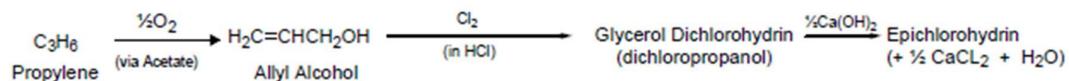
El proceso consiste en una primera etapa de oxidación directa del propileno con ácido acético para dar acetato de alilo. La reacción se produce a 350 °C y en presencia de un catalizador de paladio.

Posteriormente se realiza la hidrólisis catalizada de acetato de alilo a alcohol alílico.

La adición subsiguiente de cloro a una temperatura de entre 20-30 °C bajo una presión de 0 a 10 atm y en presencia de una solución de ácido clorhídrico altamente concentrado produce 2,3-dicloro-1-propanol (α -diclorhidrina).

La mezcla de reacción es calentada para separar una parte del cloruro de hidrógeno para recuperarlo y recircularlo a la etapa anterior.

La mezcla líquida se separa en una fase acuosa y una fase oleosa por calentamiento a una temperatura de 40 °C o menos. La fase acuosa es recirculada mientras que la fase orgánica se lleva a una columna de saponificación para proceder a la desclorhidratación alcalina de dicloropropanol a epiclorhidrina con agua de cal.



Finalmente la solución debe purificarse mediante destilación u otro método que permita elevar la concentración de la ECH.

En este proceso se genera 10 veces menos cantidad de subproducto que el proceso tradicional y la reacción tiene mayor selectividad que éste.

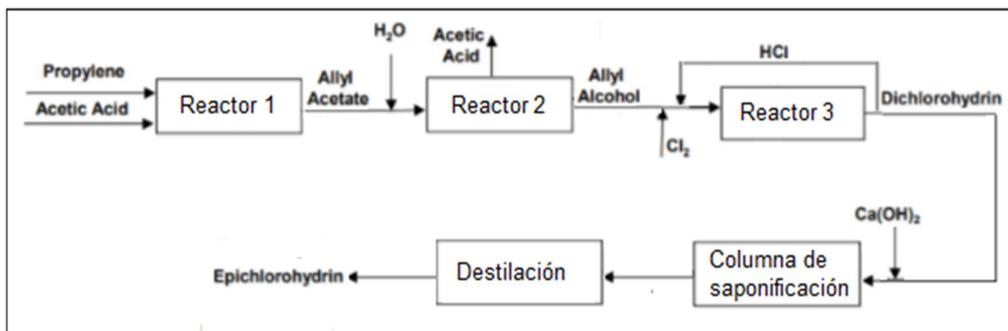
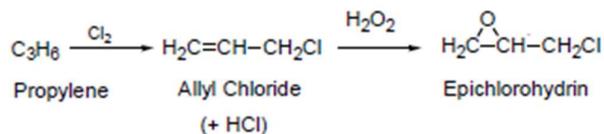


Figura 37. Proceso ShowaDenko

Proceso Solvay (H_2O_2)

Al igual que en el método tradicional, en este proceso se parte convirtiendo al propileno en cloruro de alilo, pero luego, este es epoxidado directamente a epiclorhidrina usando peróxido de hidrógeno. Sin embargo, el peróxido de hidrógeno es poco reactivo, por lo que necesita ser activado a través del empleo de catalizadores, generalmente material zeolítico con titanio retenido sobre diversos materiales. Aquí la cloración se da en una sola etapa a diferencia de los procesos anteriores donde se necesita de dos.

El principal atractivo de este proceso es que el único subproducto de la etapa de epoxidación es agua y, por otro lado, al trabajar con un catalizador heterogéneo la etapa de epoxidación tiene lugar en un lecho fijo.



El principal inconveniente es el costo elevado del peróxido de hidrógeno, además del riesgo que conlleva el transporte del mismo a elevadas concentraciones.

La temperatura de reacción de epoxidación se encuentra entre 60-100 °C que son suficientes para conseguir conversiones selectivas del cloruro de alilo a epiclorhidrina en tiempos cortos de reacción con una descomposición mínima del peróxido de hidrógeno.

En general, es ventajoso llevar a cabo una conversión del peróxido de hidrógeno por encima del 90% para evitar riesgos asociados a la presencia del mismo en los productos de salida del reactor y por ende en las etapas de aislamiento y purificación del epóxido.

Periódicamente se debe regenerar todo o una porción del catalizador usado para mantener los valores óptimos de actividad y selectividad. Las técnicas de regeneración adecuadas son bien conocidas y dependen del catalizador adoptado.

La reacción se lleva a cabo preferentemente a presión elevada para mantener los componentes de la mezcla de reacción en fase líquida.

En la etapa final la Epiclorhidrina se somete a destilación para elevar su concentración por encima del 95%.

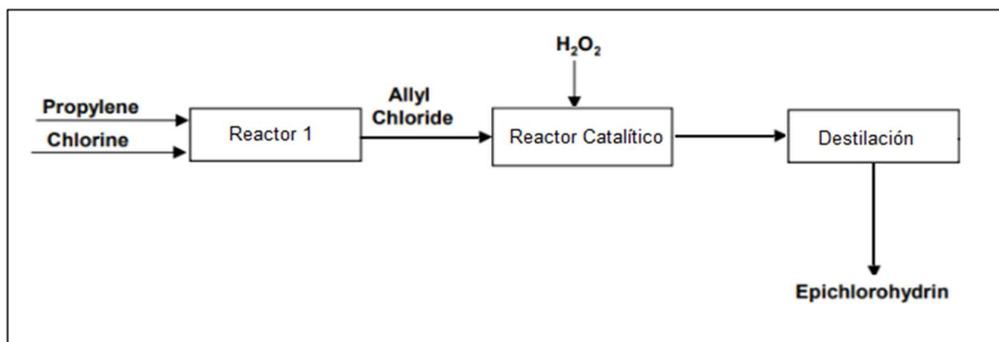


Figura 38. Proceso Solvay (H₂O₂)

Tecnología GTE

El proceso glicerina a Epiclorhidrina (GTE) por sus siglas en inglés, se conoce desde principios del siglo XX pero nunca tuvo aplicación industrial debido al elevado costo de la glicerina. Su principal atractivo está en que no utiliza propileno y cloro como materia prima de partida, como ocurre en los demás casos, sino que emplea glicerol que es un recurso renovable y cloruro de hidrógeno, lo cual lo hace un proceso más respetuoso con el medioambiente comparado con los anteriores.

El proceso consta de cuatro etapas principales. La primera es un pretratamiento del glicerol crudo, procedente del proceso de elaboración de biodiesel, para quitarle las impurezas que pueden influir de manera negativa en los rendimientos de las reacciones posteriores. Existen numerosas técnicas para la purificación del glicerol, dependiendo siempre de su procedencia y de la aplicación final que tendrá el mismo.

La segunda etapa comprende la hidroclicación de la glicerina con cloruro de hidrógeno gaseoso a temperatura y presión elevadas dando una mezcla de α -Monoclorhidrina (α -MCH) y β -Monoclorhidrina (β -MCH). Posteriormente, la α -MCH sigue reaccionando con HCl para dar el producto final de la primera etapa, diclorhidrina (DCH), usando ácido hexanoico o ácido acético como catalizador. Todas las reacciones implicadas en la red de reacción son reversibles, pero los estudios de cinética han mostrado constantes cinéticas despreciables de las reacciones inversas, por lo que pueden considerarse irreversibles.

En la etapa siguiente, la mezcla de diclorhidrinas se convierte en epiclorhidrina mediante la presencia de un álcali, generalmente NaOH o Ca(OH)₂, con la formación de agua y la sal clorada correspondiente. La tasa de conversión es alta, pero más rápida para el

isómero 1,3 en comparación con el 2,3 dicloropropanol, y esta es favorecida generalmente por el incremento de temperatura o la alcalinidad.

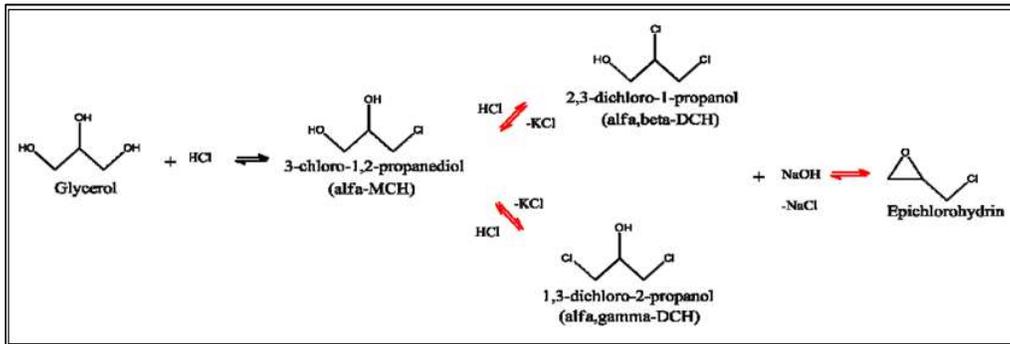


Figura 39. Principales reacciones proceso GTE. Fuente: www.rsc.org/greenchem

La Epiclorhidrina obtenida de la segunda reacción debe concentrarse mediante destilación o método alternativo para lograr concentraciones finales de 99.9%.

Este proceso presenta una mayor eficiencia y permite reducir en 8 veces la cantidad de subproductos clorados, 10 veces el consumo de agua y 2 el de cloro. Las emisiones de CO₂ se reducen en un 20% y el consumo de recursos no renovables se reduce en un 50%.

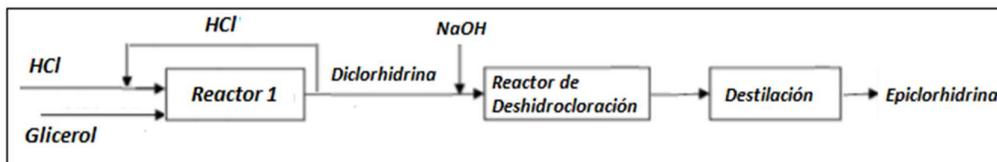


Figura 40. Proceso GTE

COMPARACIÓN DE LAS DIFERENTES TECNOLOGÍA

Tabla 26. Comparación de procesos de obtención de ECH

	Proceso Clásico	Proceso ShowaDenko	Proceso H ₂ O ₂	Proceso GTE
Origen de la principal materia prima	Recurso No Renovable	Recurso No Renovable	Recurso No Renovable	Recurso Renovable
Utilización de un subproducto	No	No	No	Si
Consumo de agua	Elevado	Medio	Bajo	Bajo
Consumo de energía	Medio	Elevado	Alto	Bajo
Residuos acuosos (sales)	Elevado	Medio	Bajo	Bajo
Residuos clorados	Elevado	Medio	Bajo	Bajo
Costo de inversión	Medio	Medio	Alto	Medio
Emisiones de CO ₂	Alta	Alta	Alta	Baja

Del análisis anterior se evidencia que el proceso GTE presenta numerosas ventajas respecto a los otros, por lo tanto, es el que se selecciona y desarrolla en el proyecto.

PROCESO GTE

En los últimos años, mucha investigación se ha centrado en la producción de diversos productos a partir de un recurso renovable como es el glicerol, sin duda del resultado de su disponibilidad relativamente barata como subproducto de la producción de biodiesel. El procedimiento de glicerol a epiclorhidrina se lleva a cabo sin el uso de disolventes y es relativamente simple. Se consume cloruro de hidrógeno, en contraposición al cloro que se utiliza en los procesos convencionales, lo cual da lugar a que se produzcan menos efluentes clorados, haciéndolo un proceso más respetuoso con el medio ambiente.

El proceso consta de cuatro etapas:

- Purificación de glicerol y preparación de reactivos
- Hidrocloración de glicerol y recuperación de productos
- Deshidrocloración de diclorhidrinas
- Purificación de producto

Purificación del glicerol

El glicerol bruto producido a partir de diferentes materias primas tiene diferentes composiciones, por lo tanto el proceso de purificación también es necesariamente diferente.

El glicerol crudo obtenido como subproducto en el proceso de transesterificación de aceites vegetales tiene la siguiente composición aproximada:

Tabla 27. Composición del glicerol proveniente del proceso biodiesel

Glicerol crudo de aceites vegetales	% p/p
Glicerol	70 - 85
Jabón	1 - 2
Sales	5 - 10
Metanol	1
Agua	5 - 15
Materia orgánica no glicerol (MONG)	1 - 2

Fuente: www.rdi.rmutsb.ac.th (Junio 2016)

El uso de metanol como alcohol primario en la producción de biodiesel se atribuye principalmente a sus ventajas en comparación con otros alcoholes. El metanol es menos costoso, posee alta reactividad y no forma azeótropo, lo cual facilita su recuperación.

Las impurezas tales como jabón, metanol, agua, sales y material orgánico no glicerol (MONG) tienen más tendencia a concentrarse en la fase de glicerol que en la fase biodiesel durante la separación de fases.

En la mayoría de las aplicaciones técnicas del glicerol, como es éste caso, la presencia de impurezas es indeseable o aceptable en mínimas concentraciones (> 96,6 % de glicerol).

La elección del proceso de purificación depende de la aplicación final, que está asociada con la pureza y el costo final.

Las tecnologías existentes para la purificación del glicerol son muy variadas, entre las cuales se pueden citar las siguientes:

- Unidades de destilación
- Extracción de fluidos supercríticos seguida de etapas de fraccionamiento
- Electrodialisis
- Resinas de intercambio iónico
- Tecnologías de membranas
- Proceso de electrodesionización (EDI)

El método EDI es relativamente nuevo, eficaz y está comenzando a implementarse a nivel industrial. Ofrece numerosas ventajas sobre la electrodialisis, el intercambio iónico y el método clásico de destilación más utilizado. Con el tratamiento EDI de la glicerina, el proceso de desalación se lleva a cabo a temperatura ambiente y con una concentración de glicerina del 40 % en peso o más. Después de eliminar la sal por medio de EDI, el agua se elimina con un proceso de evaporación al vacío a aproximadamente 130 °C.

El método de destilación, requiere que la glicerina se hierva a temperaturas aproximadas de 270 °C. Es un proceso más intensivo en energía y puede crear descomposición térmica y subproductos de polimerización. Además, la destilación de glicerina deja entre 5 y 20 % de fondos ricos en sal y otros materiales orgánicos. La glicerina procesada con EDI no presenta este inconveniente, ya que no genera corrientes residuales contaminadas con sal. El consumo eléctrico del proceso es aproximadamente una décima parte del proceso de destilación y el capital en equipos y habilidad de los trabajadores necesarios para operar una unidad EDI es significativamente menor que el de la destilación.

Otro beneficio, desde el punto de vista ambiental, se consigue eliminando la necesidad de regeneración periódica de las resinas de intercambio iónico, ya que al invertir la polaridad del sistema se puede obtener la desorción de iones de los medios de intercambio. Esto permite que las membranas se limpien en su lugar sin agregar productos químicos.

En el presente proyecto se adopta la tecnología de purificación por el método de electrodesionización, que es la que mejor relación costo/beneficio otorga en este caso.

Proceso de electrodesionización

El proceso EDI emplea membranas de intercambio iónico permeables a aniones y cationes, con resinas de intercambio iónico empaquetadas entre ellas. La aplicación de un potencial eléctrico de corriente continua hace que los iones se muevan de un compartimiento a otro, efectuando una separación. Debido a que la concentración de iones se reduce en un compartimiento (dilución) y se incrementa en el otro (concentración), el proceso se puede usar para purificación o concentración. Bajo la influencia del campo eléctrico, los cationes migrarán en la dirección del cátodo cargado negativamente, a través de la resina de intercambio catiónico, la membrana permeable a cationes y en la corriente de concentración. Una membrana permeable a aniones en el lado opuesto de esa corriente evita la migración adicional, atrapando eficazmente los cationes en la corriente de concentración y permitiendo que sean purgados para drenar. El proceso para la eliminación del anión es análogo, pero en la dirección opuesta, hacia el ánodo cargado positivamente.

Por lo tanto, el proceso de electrodesionización (EDI) utiliza una combinación de membranas selectivas de iones y resinas de intercambio iónico intercaladas entre dos electrodos (ánodo (+) y cátodo (-)) donde ingresa la solución de glicerol / agua y sólo los iones pueden pasar a través de la membrana, quedando bloqueada el agua.

Debido a que los iones orgánicos pueden ensuciar la resina de intercambio, es importante eliminar ácidos grasos y sales de carboxilato de ácidos grasos usando previamente una unidad de ultrafiltración. La ultrafiltración (UF) es una variedad de filtración de membrana en la que la presión hidrostática fuerza un líquido contra una membrana semipermeable. Se mantienen suspendidos sólidos y solutos de alto peso molecular, en este caso ácidos grasos libres o sales de carboxilato de ácidos grasos, mientras que el agua y los solutos de bajo peso molecular pasan a través de la membrana.

El proceso completo de purificación consta de un mezclador donde la glicerina se diluye con agua hasta una concentración de alrededor 50% y luego la solución se bombea a través de una unidad de ultrafiltración para eliminar ácidos grasos y otros compuestos orgánicos con un peso molecular superior a la glicerina. Finalmente la glicerina cruda diluida es enviada través de la unidad de electrodesionización.

Cuando la glicerina diluida alcanza límites asintóticos a la salida del equipo, está lista para ser concentrada. El exceso de agua se elimina por destilación al vacío, a una presión de hasta 10 kPa.

Los equipos involucrados en el pretratamiento son los siguientes y en la Fig. 32 se representa el esquema de proceso.

- 1- Tanque de mezclado
- 2- Unidad de ultrafiltración
- 3- Unidad de electrodesionización
- 4- Destilación al vacío

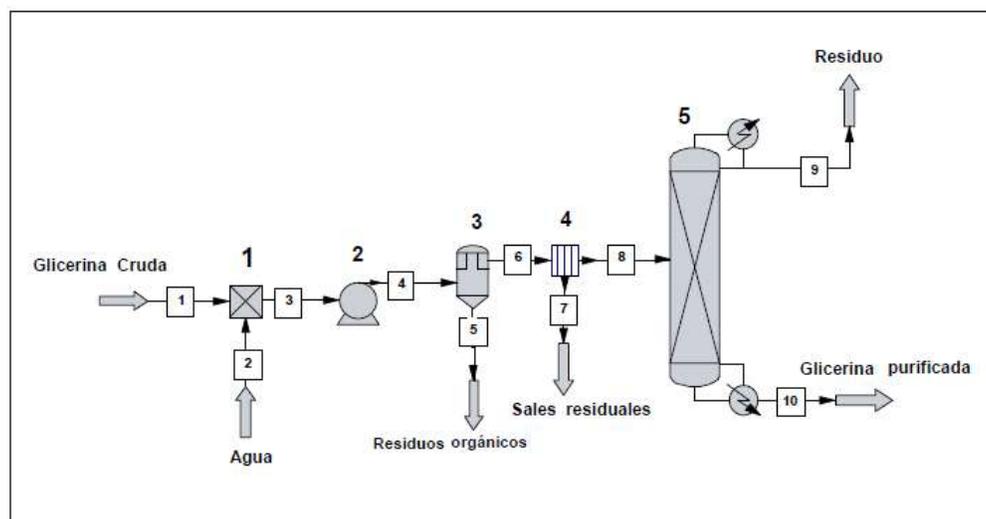


Figura 41. Pretratamiento del glicerol crudo

Preparación del HCl

Otro de los reactivos principales en el proceso es el cloruro de hidrógeno gaseoso, que se utiliza como agente de cloración y para una mejor absorción y mayor producción de diclorhidrinas, y debe ser llevado a las condiciones de reacción. Se utiliza un sistema de compresión de varios pasos, que consta de dos compresores y dos enfriadores entre etapas. El cloruro de hidrógeno se comprime hasta 760 kPa y se enfría a 383 °K para luego ser alimentado a un reactor continuo. La refrigeración tiene como objetivo reducir el consumo de energía.

Los equipos involucrados son:

- 6- Compresor 1
- 7- Enfriador 1
- 8- Compresor 2

9- Enfriador 2

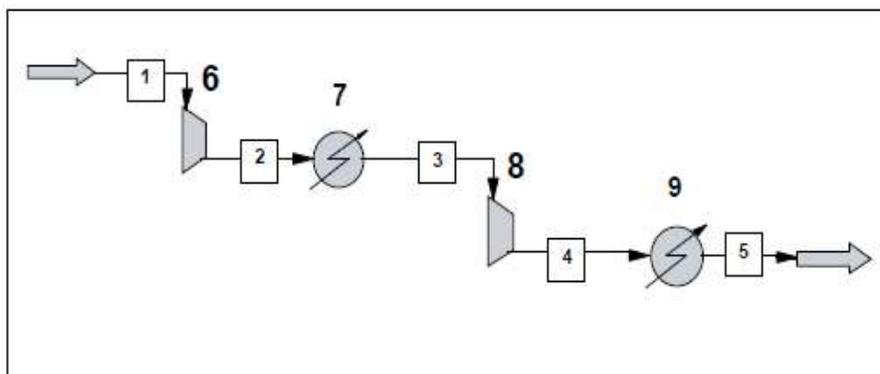
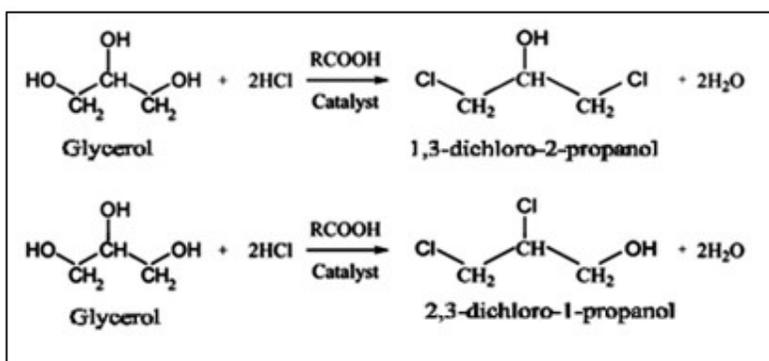


Figura 42. Preparación del HCl

Hidrocloración del glicerol y recuperación de productos

El glicerol, luego de su pretratamiento, se mezcla con una corriente de recirculación, que comprende catalizador reciclado y productos intermedios pesados provenientes del fondo de la columna de recuperación. La mezcla se enfría a la temperatura de reacción (383 °K) y se carga en un reactor continuo. Se elige este reactor para minimizar la reacción lateral del glicerol a tricloropropano, que se produce en presencia de una alta concentración de cloruro de hidrógeno en la mezcla de reacción. Este tipo de reactor permite la adición continua de cloruro de hidrógeno manteniendo su concentración baja.

La reacción de hidrocloración que ocurre en el reactor es la siguiente:



La hidrocloración se realiza isotérmicamente a 383K, en presencia de ácido hexanoico (5 % molar) como catalizador y bajo presión de cloruro de hidrógeno a 760 kPa. El trabajo a alta presión mejora el contacto líquido-vapor. De este modo, se supera el límite de equilibrio existente mostrado para la absorción del HCl en glicerol a presión atmosférica,

dando como resultado una mejor absorción del gas en el líquido y consecuentemente una producción más eficiente de diclorhidrinas (DCH). El uso de HCl gaseoso se debe a que se obtiene un incremento en el área de contacto y evita una introducción de agua en el sistema de reacción lo cual podría afectar gravemente el equilibrio de la reacción química. El funcionamiento isotérmico permite controlar las reacciones secundarias. La mezcla del producto de reacción comprende diclorhidrinas, en una relación molar de 30-50 a 1 de 1,3-DCH y 2,3-DCH respectivamente, monoclorhidrinas (MCH), agua y catalizador. Esta relación representa una ventaja muy importante sobre el proceso clásico industrial, mostrando una relación de sólo 3 a 1. La 1,3-regioselectividad mejorada experimenta ciclación con una base para formar epiclorhidrina aproximadamente 300 veces más rápido que a partir de la 2,3-DCH. Esto se traduce en equipos más pequeños en la segunda etapa de reacción.

El agente de cloración se burbujea a la mezcla de reacción gradualmente, en un exceso de 10 % en peso. Mantener su concentración en la mezcla de reacción a un valor bajo, junto con la elección del catalizador adecuado, inhibe la reacción secundaria de formación de tricloropropano. El cloruro de hidrógeno no disuelto en la mezcla de reacción, junto con el vapor formado por la evaporación del agua en la mezcla, se evacua del reactor isotérmico cuando la presión interna excede el límite superior.

Luego, la mezcla que contiene las diclorhidrinas es enviada a la misma temperatura a la torre de destilación. En esta etapa, las diclorhidrinas y algo de agua formados en la etapa de reacción se separan de los componentes pesados, monoclorhidrinas, catalizador y glicerol sin reaccionar, esta corriente es enfriada para luego enviarse a una columna de vacío, cuyo principal objetivo es la recuperación del catalizador y parte de la α -monoclorhidrina para recircular al primer reactor. La torre trabaja con vacío a 0.203 Bar y permite la recuperación del 99.5 % del catalizador.

El destilado luego se envía a un separador líquido-líquido donde se separan las dos fases, orgánicas y acuosas.

Los equipos utilizados en esta etapa son los siguientes:

9- Mezclador

10- Intercambiador de calor

11- Reactor de hidroclicación

12- Torre de destilación

13- Intercambiador de calor

14- Torre de destilación

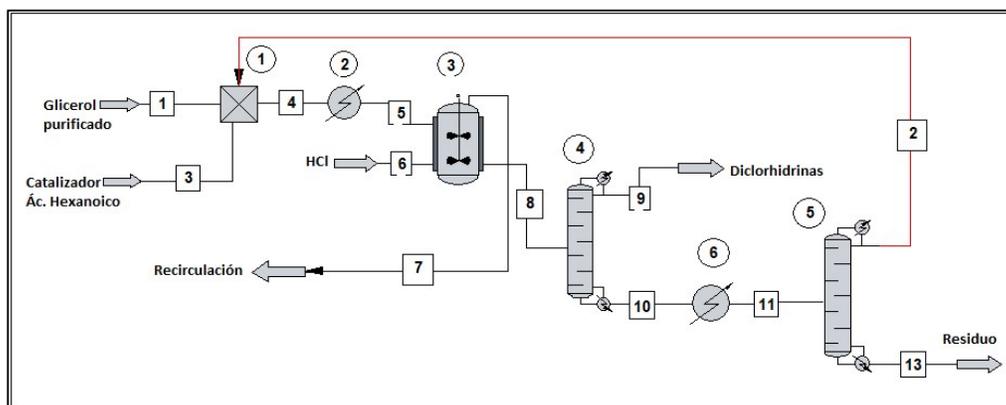
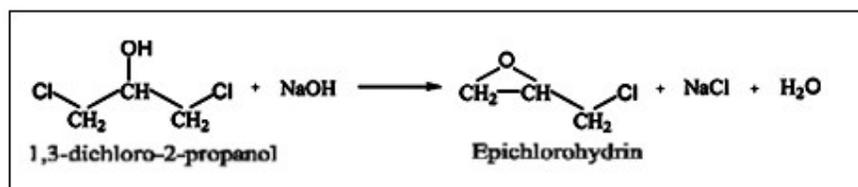


Figura 43. Hidroclicación del glicerol

Deshidrocloración de diclorhidrinas

La fase orgánica comprendida principalmente por las diclorhidrinas y que sale por cabeza de la columna de destilación se envía al reactor de deshidrocloración. Por otra parte, una solución de NaOH al 50 % es diluida con agua en un mezclador estático para llevarla al 20% y se alimenta al proceso en una relación de 5 % en moles de las diclorhidrinas alimentadas al reactor.

Las corrientes reactivas se mezclan solamente en el reactor, para evitar la formación de epiclorhidrina y su descomposición antes de la etapa de reacción. Los reactivos se alimentan a la parte superior de la torre del reactor, una columna de relleno, donde se produce la deshidrocloración de diclorhidrinas. Funciona isotérmicamente a 363 °K para evitar un aumento en el rendimiento de la hidrólisis de la epiclorhidrina y bajo condiciones de vacío, 30 kPa, para facilitar la destilación azeotrópica. Por lo tanto, se necesita refrigeración externa. La reacción principal es la siguiente:



La ventaja de una columna de destilación reactiva es el corto tiempo de contacto entre el agua y la epiclorhidrina, minimizando la hidrólisis de la epiclorhidrina producida a glicerol, lo que representa las mayores pérdidas de rendimiento. Se inyecta vapor de agua

desde el fondo de la columna, extrayendo la epiclorhidrina no disuelta producida por la reacción.

La cantidad de vapor utilizada para la separación de epiclorhidrina es tal que la composición en la parte superior tiene una relación agua / epiclorhidrina en peso de aproximadamente 1 a 2,5.

Los fondos de la columna son principalmente aguas residuales, con todas las sustancias disueltas en ella, tales como epiclorhidrina, cloruro de sodio, diclorhidrinas sin reaccionar y exceso de hidróxido sódico. Esta corriente se enfría para hacer uso de su energía y como producto de desecho.

La corriente superior comprende el azeótropo epiclorhidrina-agua.

La mezcla epiclorhidrina-agua, 24 % en peso de agua a presión atmosférica, que sale de la columna reactiva, se enfría, se condensa y a continuación se envía a un decantador para separar las dos fases, ya que es un azeótropo heterogéneo.

La fase orgánica, con una concentración de agua de 1,48 % en peso, fijada por el límite de solubilidad del agua en epiclorhidrina, pasa a un evaporador para seguir el proceso de purificación, mientras que la fase acuosa es tratada como residuo

La corriente superior comprende el azeótropo epiclorhidrina-agua.

Los equipos utilizados son los siguientes:

- 15- Tanque de mezclado
- 16- Intercambiador de calor
- 17- Columna de destilación reactiva
- 18- Decantador

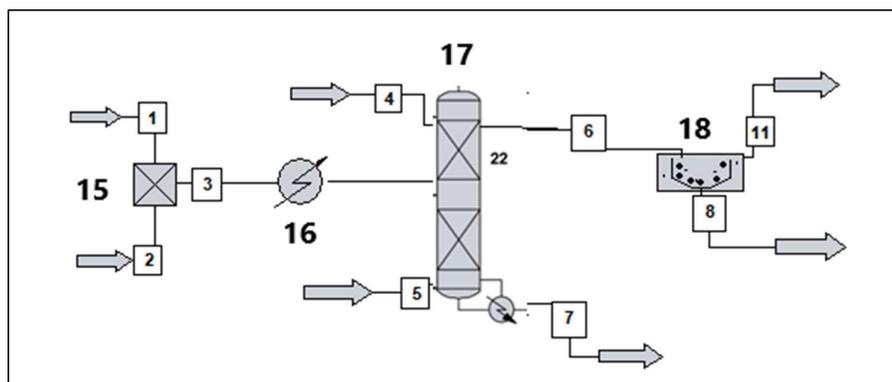


Figura 44. Deshidrocloración de diclorhidrinas

Purificación de epiclorhidrina

La siguiente etapa en la purificación de la epiclorhidrina es un sistema de adsorción oscilante de presión (PSA). La fase orgánica evaporada obtenida en el decantador se comprime a 4,5 bares para mejorar la absorción de agua en el tamiz molecular. La unidad de PSA consta de un lecho de zeolita 4A, con una capacidad de absorción de al menos 0,215 mg / g. Por lo tanto, se garantiza el funcionamiento y se eleva la pureza de la epiclorhidrina al 99,9%. Finalmente, el producto se expande a presión atmosférica, y luego se condensa y almacena. Un diagrama esquemático de esta etapa se representa en la Fig. 37.

Los equipos utilizados son los siguientes:

- 19- Intercambiador de calor
- 20- Compresor
- 21- Tamiz molecular (PSA)
- 22- Intercambiador de calor

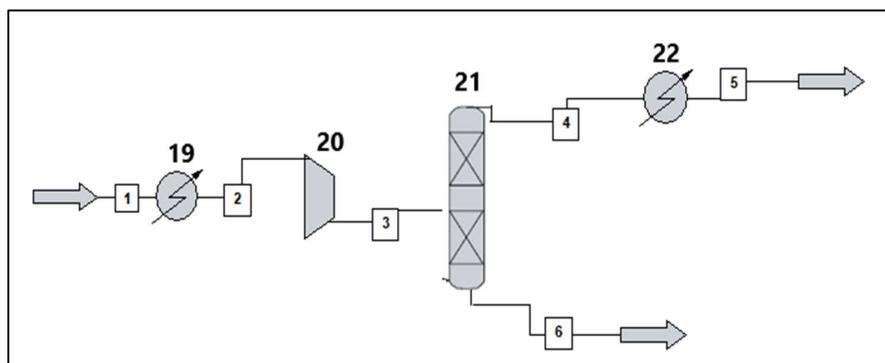


Figura 45. Purificación de epiclorhidrina

CAPÍTULO 6

CAPACIDAD PRODUCTIVA DE LA PLANTA

INTRODUCCIÓN

El tamaño de un proyecto hace referencia a la magnitud de los recursos y/o productos ligados a su operación a plena capacidad. La determinación del tamaño establece la capacidad de producción durante un tiempo que se considera normal para las circunstancias y tipo de proyecto de que se trate.

Los dos factores determi

nantes en el dimensionamiento son la relación precio-volumen, por el efecto de la elasticidad de la demanda, y la relación costo-volumen, por las economías y deseconomías de escala que pueden lograrse en el proceso productivo.

La determinación del tamaño de una inversión se relaciona con las proyecciones sobre tendencias de la demanda del producto generado con el proyecto.

Es muy importante definir el tamaño del proyecto ya que posibilita la determinación del monto de las inversiones y el nivel de operación que, a su vez, permitirá cuantificar los costos de funcionamiento y los ingresos proyectados.

En el presente capítulo se calcula el tamaño óptimo del proyecto haciendo un análisis de los principales factores que se consideran para el mismo y utilizando las conclusiones obtenidas en los capítulos previos de estudio de mercado y localización.

TAMAÑO ÓPTIMO DEL PROYECTO

La dimensión o tamaño de un proyecto es la capacidad de producción en un determinado periodo de tiempo de funcionamiento, entendiendo como capacidad de producción al volumen o número de unidades que se pueden producir en un día, mes o año, dependiendo del tipo de proyecto formulado.

Los posibles tamaños que el proyecto pueda adoptar influyen directamente en las especificaciones y cantidades de los recursos requeridos (equipamiento, maquinaria, materias primas, mano de obra, etc.) y, por ende, en los costos de inversión y de operación. Por tal motivo, es de gran importancia seleccionar el tamaño óptimo que permita alcanzar la máxima rentabilidad de la inversión.

El tamaño de proyecto adecuado será aquel que conduzca al mínimo costo unitario y que pueda atender la demanda insatisfecha de una manera razonable. La llamada escala mínima de producción, se origina en el hecho de que, por debajo de ciertos límites, los costos unitarios se incrementan rápidamente, debido a la participación de los costos fijos.

Principales factores para la estimación de la capacidad óptima

Los factores que se consideran fundamentales para el dimensionamiento del presente proyecto son los siguientes:

- Demanda esperada
- Disponibilidad de insumos
- Distribución geográfica del mercado

Demanda esperada

El comportamiento futuro de la cantidad demandada tiene un fuerte impacto en la solución óptima, tanto por su incidencia en la magnitud de los costos de operación e ingresos por venta del producto como por posibles economías o deseconomías de escala insertadas en una situación dinámica en el tiempo. En los casos que presentan una demanda creciente, aumenta la importancia de las economías de escala, ya que se debe optar por definir un tamaño inicial lo suficientemente grande para que pueda responder al futuro crecimiento del mercado, u otro más pequeño pero que se vaya ampliando de acuerdo con las posibilidades de las escalas de producción.

En ciertos casos, por estrategias de mercado que buscan generar barreras a la entrada de nuevos competidores, se opta por un diseño de planta con capacidad de producción superior a la requerida en el corto plazo. El conocimiento futuro de la demanda creciente

de epíclorhidrina justifica desde el punto de vista económico una capacidad instalada ociosa al inicio.

Disponiendo de datos fidedignos del crecimiento de la demanda, representados en el capítulo 3 (Estudio de Mercado) y siendo posible estimar con cierta certeza la vida útil de los equipos a utilizar, el tamaño óptimo del proyecto será aquel que permita mantener al mínimo los costos totales durante la vida útil estimada.

Mediante la ecuación 1 se calcula el número de períodos (años) en que se desarrolla el mercado desde que se inicia la producción de la empresa.

La demanda que se observa en el período en que el mercado llega a su desarrollo óptimo, corresponde al tamaño óptimo.

$$\frac{1}{R^n} = 1 - 2 * \alpha * \left[\frac{1-\alpha}{\alpha} \right] \left[\frac{R-1}{R+1} \right]^{N-n} \quad (\text{Ec 6-1})$$

Donde:

R = Desarrollo porcentual de la demanda

α = Exponente del factor de escala

N = Vida útil de los equipos

n = Período óptimo

El desarrollo porcentual de la demanda (R) es una función de la tasa de crecimiento estimada del mercado (r), y se expresa de la siguiente manera:

$$R = (1 + r) \quad (\text{Ec 6-2})$$

Del estudio de mercado realizado previamente, tenemos que la tasa de crecimiento anual de la demanda es de un 3% anual, con lo cual El desarrollo porcentual de la demanda R= 1.03.

El valor del exponente del factor de escala α es 0.63 en este caso y fue tomado del Boletín N° 20 de la Organización de las Naciones Unidas “Industrialización y Productividad”.

Reemplazando estos valores en la ecuación 1, se obtiene el período óptimo n= 9.64.

Con el n óptimo calculado se utiliza la siguiente ecuación para determinar el tamaño óptimo del proyecto.

$$D_n = D_0(1+r)^n \quad (\text{Ec 6-3})$$

Donde: D_0 = Magnitud del mercado actual

D_n = Tamaño Óptimo

Del estudio de mercado se tiene que el valor de la demanda para el año 2017 es 846,33 t, por lo tanto:

$$D_n = 846,33 * (1 + 0.03)^{9.64}$$

$$D_n = 1125,36 \text{ t}$$

De acuerdo con el desarrollo esperado del mercado, el tamaño del proyecto debe dimensionarse para satisfacer una demanda de 1125,40 t/año de epiclorhidrina.

Disponibilidad de insumos

Este factor hace referencia a todos los recursos humanos, materiales y financieros involucrados en el proyecto. Se debe asegurar que los recursos estén disponibles en la cantidad y calidad requerida ya que de lo contrario se limitaría la capacidad de uso o se incrementarían los costos de abastecimiento.

La disponibilidad de los recursos materiales, dentro de los que se incluyen todas las materias primas, fue analizada previamente en el capítulo de Estudio de Mercado y está asegurada durante todo el proyecto.

La producción argentina de glicerol supera ampliamente la requerida en el proyecto, al igual que ocurre con el HCl y el NaOH.

Distribución geográfica del mercado

Es de gran importancia la distribución geográfica de los consumidores, ya que puede ser motivo para definir la instalación de una o varias fábricas de igual o diferente tamaño. La estrategia comercial queda definida en el capítulo 4 de Localización donde se selecciona a la localidad de Pilar como punto de emplazamiento de la planta industrial, que es la zona donde se concentran los potenciales compradores de Epiclorhidrina.

CAPÍTULO 7

BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

INTRODUCCIÓN

Los balances de materia y energía son las herramientas indispensables para el análisis de las operaciones unitarias involucradas en el proceso, mediante las cuales se determina la manera como se distribuyen los componentes en los sistemas y se cuantifica la energía transferida o consumida por ellos.

En el presente capítulo se define el diagrama de flujo total del proceso, sobre el cual se plantean los balances de masa y energía, utilizando como base de cálculo la producción de epiclorhidrina estimada en el capítulo 6. De esta manera se establecen los caudales y composiciones de todas las corrientes del proceso, necesarias para el posterior diseño y adopción de equipos.

PLAN DE PRODUCCIÓN

La cantidad de epiclorhidrina estimada en el capítulo 6 es de 1200 t/año.

Considerando que la planta trabaja de manera discontinua realizando dos turnos seguidos de 8 horas cada uno durante 5 días a la semana, tendrá 15 días de parada por mantenimiento y 7 días por paradas imprevistas, se pueden establecer las posibles bases de tiempo de operación anual:

- Meses de operación: 11.25 Meses/año
- Semanas de operación: 45 semanas/año
- Días de operación: 225 días/año

Estos datos son suficientes para definir la producción sobre las diferentes bases de tiempo y seleccionar luego aquella que permita mayor facilidad de visualización.

- Producción anual: 1125,4 t/año
- Producción mensual: 100 t/mes
- Producción semanal: 25 t/semana

Existen cuatro etapas bien definidas dentro del proceso que se organizan de la siguiente manera en la producción semanal:

Pretratamiento de glicerol: Se realiza durante los dos primeros días de la semana, considerando que se consumen dos horas de cada día para la puesta en marcha y vaciamiento de algunos equipos, la producción del glicerol refinado para toda la semana se realiza en 28 horas.

Hidrocloración del glicerol: La reacción de hidrocloración junto con las dos etapas de destilación posteriores se llevan a cabo también durante los dos primeros días de la semana (lunes y martes) en paralelo con el pretratamiento del glicerol, para lo cual es necesario tener un almacenamiento previo de glicerol refinado de 26650.4 kg que se mantiene siempre constante mediante reposición.

Las diclorhidrinas obtenidas en esta etapa se almacenan en un tanque hasta su utilización en la etapa siguiente.

Deshidrocloración de glicerol: Las diclorhidrinas almacenadas se utilizan en la reacción de deshidrocloración que se lleva a cabo durante los dos días posteriores a la finalización de la etapa de hidrocloración (miércoles y jueves). Se consideran dos horas por cada día para la puesta en marcha y vaciado de los equipos, con lo cual esta etapa se lleva a cabo en 28 horas.

En total se obtienen 33191.2 kg de solución de epiclorhidrina (concentración azeotrópica 75 % p/p), que se van almacenando en decantadores hasta el próximo día.

Purificación de epiclorhidrina: La purificación de la ECH al 99.9 %p/p se realiza en dos días, trabajando en simultaneo el primer día con el último de la etapa de deshidrocloración. El jueves se utiliza la fase orgánica que decantó el miércoles y el viernes lo decantado el jueves. El sistema PSA trabaja durante 28 horas, teniendo en cuenta el tiempo que se utiliza para puesta en marcha y parada.

DIAGRAMA DE FLUJO

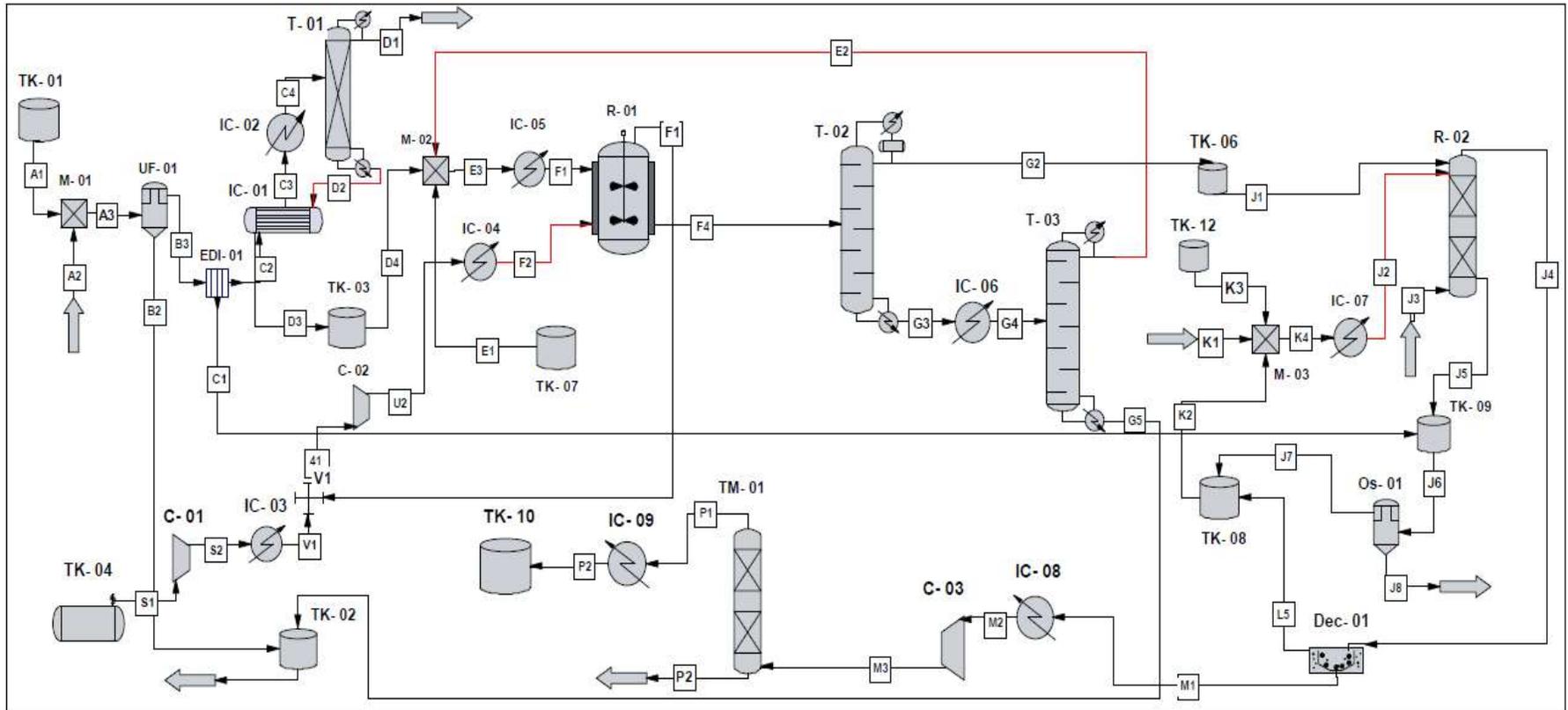


Figura 46. Diagrama de flujo

Tabla 28. Equipos del proceso

Etapa	Unidad	Tipo	Función
Purificación de glicerol	TK- 01	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de glicerol crudo
	M- 01	Mezclador	Dilución del glicerol
	UF- 01	Unidad de ultrafiltración	Eliminación de Ácidos grasos y MONG
	TK- 02	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de solución residual
	EDI- 01	Unidad de Electrodesionización	Eliminación de todas las sales
	T- 01	Torre de destilación	Separación del glicerol de la solución de agua/metanol
	IC- 01	Intercambiador de calor	Recuperación de calor de la corriente D2
	IC- 02	Intercambiador de calor	Pre calentamiento de la solución de glicerol
	TK- 03	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de glicerol refinado
Preparación del HCl	C- 01	Compresor	Compresión del gas HCl
	IC- 03	Intercambiador de calor	Enfriamiento del gas
	C- 02	Compresor	Compresión del gas HCl
	IC- 04	Intercambiador de calor	Enfriamiento del gas

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Hidrocloración de glicerol	M- 02	Mezclador	Mezclar el glicerol purificado con el catalizador y una corriente de reciclo
	IC- 05	Intercambiador de calor	Calentamiento de la mezcla de reacción
	TK- 07	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de ácido hexanoico
	R- 01	Reactor	Reacción de hidrocloración
	T- 02	Torre de destilación	Separación de las diclorhidrinas de los componentes pesados
	IC- 06	Intercambiador de calor	Enfriamiento de la solución de fondo
	T- 03	Torre de destilación	Recuperación de catalizador y α -monoclorhidrina

Deshidrocloración de diclorhidrinas	TK- 06	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de diclorhidrinas
	M- 03	Mezclador estático	Preparación de solución de NaOH
	IC- 07	Intercambiador de calor	Precalentamiento de la solución alcalina
	R-02	Columna de destilación reactiva	Formación de ECH mediante reacción de deshidrocloración
	TK- 08	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de agua para reutilización
	TK- 09	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de residuo salino
	Dec- 01	Decantador	Separación de fase orgánica y acuosa

Purificación de Epiclorhidrina	IC- 08	Intercambiador de calor	Vaporización de la mezcla ECH/H ₂ O
	C-03	Compresor	Compresión de la fase orgánica
	TM- 01	Tamiz Molecular	Eliminación del agua/Ruptura del azeótropo
	IC- 09	Intercambiador de calor	Condensación de la solución gaseosa
	TK- 10	Tanque de almacenamiento	Almacenamiento de Epiclorhidrina

BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

En esta sección se presentan de manera individual los balances de masa y energía correspondiente a cada uno de los equipos involucrados en el proceso. Los resultados se expresan en unidades de kg/h y kcal/h.

PURIFICACIÓN DE GLICEROL

Tras la reacción de transesterificación, en la producción de biodiesel, se generan sustancias que acompañan a la glicerina (agua, sales de sodio, metanol y materia orgánica no glicerina, MONG, formada por jabones y ácidos grasos libres) y que intervienen negativamente en las reacciones posteriores de obtención de epiclorhidrina, principalmente sobre la acción del catalizador, por lo que es necesario mínimamente purificar esta glicerina para poder utilizarla.

De acuerdo con datos obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3, para obtener 25000 kg/semana de epiclorhidrina se necesitan 34000 kg/semana de glicerol crudo de la composición mencionada en la tabla 27 del capítulo 5.

Mezclador M- 01

El glicerol obtenido de las reacciones mencionadas posee un aspecto marrón oscuro, brillante y de elevada viscosidad. Por tal motivo previo a los procesos de purificación se debe diluir con agua en un tanque de mezclado para disminuir su viscosidad y permitir el buen funcionamiento de los equipos.

El mezclador funciona durante los dos primeros días procesando la totalidad del glicerol que se utiliza en la semana.

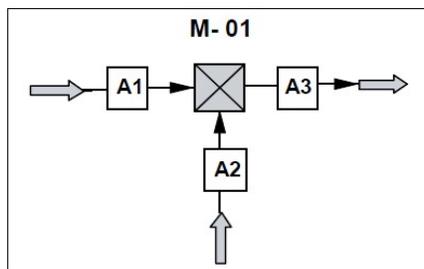


Figura 47. Mezclador M- 01

Tabla 29. Ecuaciones del balance de masa M- 01

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$A1 + A2 = A3$	
Balances Parciales de componentes	g(glicerol)	$A1.Xg1 = A3.Xg3$
	w(agua)	$A1.Xw1 + A2.Xw2 = A3.Xw3$
	s(NaCl)	$A1.Xs1 = A3.Xs3$
	m(metanol)	$A1.Xm1 = A3.Xm3$
	n(mong)	$A1.Xn1 = A3.Xn3$

Tabla 30. Condiciones de corrientes M- 01

Corriente	A1	A2	A3
Flujo (kg/h)	1214.54	846.98	2061.52
Temperatura (°C)	20	20	20
Presión (bar)	1	1	1

Producción de Epíclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 31. Balance de masa M- 01

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada				Total de componente que entra
	A1	A2			
g(glicerol)	968.84	0			968.84
w(agua)	137.83	846.98			984.81
s(NaCl)	71.91	0			71.91
m(metanol)	11.99	0			11.99
n(mong)	23.97	0			23.97
Total que entra	1214.54	846.98			2.061.52
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida				Total de componente que sale
	A3				
g(glicerol)	968.84				968.84
w(agua)	984.81				984.81
s(NaCl)	71.91				71.91
m(metanol)	11.99				11.99
n(mong)	23.97				23.97
Total que sale	2.061.52				2.061.52

Tabla 32. Fracciones de componentes M- 01

Corriente	Componente	Fracción
A1	XgA1	0.80
	XwA1	0.11
	XsA1	0.06
	XmA1	0.01
	XnA1	0.02
A2	XgA2	0
	XwA2	1
	XsA2	0
	XmA2	0
	XnA2	0
A3	XgA3	0.47
	XwA3	0.48
	XsA3	0.04
	XmA3	0.01
	XnA3	0.01

Unidad de ultrafiltración UF- 01

La corriente de glicerol crudo, luego de mezclarse con agua, pasa a una unidad de ultrafiltración donde se elimina toda la materia orgánica no glicerol (MONG), es decir, todos los ácidos grasos y/o sales de carboxilato de ácidos grasos que pudieran estar presentes en el mismo ya que afectan de manera negativa el funcionamiento del siguiente equipo de electrodesionización ensuciando el intercambiador de iones.

Se considera que la materia orgánica representa un 60 % p/p en la corriente de residuo, acompañada por glicerol (25%) y agua (15%).²

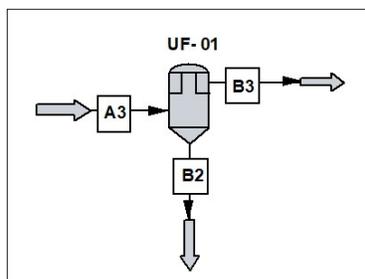


Figura 48. Unidad de ultrafiltración

² <https://www.google.ch/patents/US4990695>

Tabla 33. Ecuaciones del balance de masa UF- 01

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$A3 = B2 + B3$	
Balances Parciales de componentes	g(glicerol)	$A3.X_{gA3} = B2.X_{gB2} + B3.X_{gB3}$
	w(agua)	$A3.X_{wA3} = B2.X_{wB2} + B3.X_{wB3}$
	s(NaCl)	$A3.X_{sA3} = B2.X_{sB2} + B3.X_{sB3}$
	m(metanol)	$A3.X_{mA3} = B2.X_{mB2} + B3.X_{mB3}$
	n(mong)	$A3.X_{nA3} = B2.X_{nB2} + B3.X_{nB3}$

Tabla 34. Balance de masa UF- 01

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada				Total de componente que entra
	A3				
g(glicerol)	185,68				185,68
w(agua)	164.79				164.79
s(NaCl)	13,93				13,93
m(metanol)	2,32				2,32
n(mong)	4,64				4,64
Total que entra	371.36				371.36
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida				Total de componente que sale
	B2	B3			
g(glicerol)	0	185,68			185,68
w(agua)	0	164.79			164.79
s(NaCl)	0	13,93			13,93
m(metanol)	0	2,32			2,32
n(mong)	4.64	0			4,64
Total que sale	4.64	366.72			371.36

Tabla 35. Fracciones de corrientes UF- 01

Corriente	Componente	Fracción
A3	XgB1	0.47
	XwB1	0.48
	XsB1	0.04
	XmB1	0.01
	XnB1	0.01
B2	XgB2	0.25
	XwB2	0.15
	XsB2	0
	XmB2	0
	XnB2	0.6
B3	XgB3	0.47
	XwB3	0.48
	XsB3	0.04
	XmB3	0.01
	XnB3	0

Tabla 36. Condiciones de corrientes UF- 01

Corriente	A3	B2	B3
Flujo (kg/h)	2061.52	39.95	2021.57
Temperatura (°C)	20	20	20
Presión (bar)	3	3	3

Electrodesionizador EDI- 01

Luego de la eliminación del material orgánico, se procede a la desalinización de la solución glicerol/agua haciéndola pasar a través de un equipo de electrodesionización. La electrodesionización (EDI) es un proceso que elimina especies ionizables de líquidos utilizando medios iónicamente activos y un potencial eléctrico para influir en el transporte de iones. Los dispositivos EDI combinan resinas de intercambio iónico, membranas de intercambio iónico y electrodos.

Con este proceso se permite desalar a niveles de sal extremadamente bajos (trazas), con menos de 100 ppm a la salida sin mayores exigencias de la unidad de operación, con lo cual puede desprejarse su concentración.

Se considera que la solución de desecho tiene una concentración de 36 % p/p que es el límite de solubilidad de NaCl en agua a la temperatura de trabajo.

La presión de ingreso al electrodesionizador es de 2 bar y la caída de presión de 0.3 bar.³

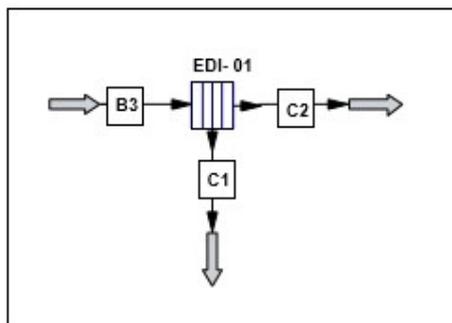


Figura 49. Electrodesionizador

Tabla 37. Ecuaciones del balance de masa EDI- 01

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$B3 = C1 + C2$	
Balances Parciales de componentes	g(glicerol)	$B3.X_{gB3} = C1.X_{gC1} + C2.X_{gC2}$
	w(agua)	$B3.X_{wB3} = C1.X_{wC1} + C2.X_{wC2}$
	s(NaCl)	$B3.X_{sB3} = C1.X_{sC1} + C1.X_{sC1}$
	m(metanol)	$B3.X_{mB3} = C1.X_{mC1} + C2.X_{mC2}$

Tabla 38. Condiciones de corrientes EDI- 01

Corriente	B3	C1	C2
Flujo (kg/h)	2021.57	199.75	1821.82
Temperatura (°C)	20	20	20
Presión (bar)	2	1.7	1.7

³http://repository.upenn.edu/cgi/viewcontent.cgi?article=1025&context=cbe_sdr

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 39. Balance de masa EDI- 01

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	B3				
g(glicerol)	958.85				958.85
w(agua)	978.82				978.82
s(NaCl)	71.91				71.91
m(metanol)	11.99				11.99
n(mong)	0				0
Total que entra	2021.57				2021.57
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	C1	C2			
g(glicerol)	0	958.85			958.85
w(agua)	127.84	850.98			978.82
s(NaCl)	71.91	0			71.91
m(metanol)	0	11.99			11.99
n(mong)	0	0			0
Total que sale	199.75	1821.82			2021.57

Tabla 40. Fracciones de corrientes EDI- 01

Corriente	Componente	Fracción
B3	XgB3	0.47
	XwB3	0.48
	XsB3	0.04
	XmB3	0.01
	XnB3	0
C1	XgC1	0
	XwC1	0.64
	XsC1	0.36
	XmC1	0
	XnC1	0
C2	XgC2	0.53
	XwC2	0.47
	XsC2	0
	XmC2	0.01
	XnC2	0

Intercambiador de calor IC-01

Luego de la desalinización en la unidad EDI y previo a la etapa de destilación, la corriente de glicerol se precalienta en un intercambiador de calor de casco y tubo, aprovechando la corriente de fondo de la T- 01 y recirculándola al IC- 01, lo cual implica un ahorro energético en el rehervidor de la columna.

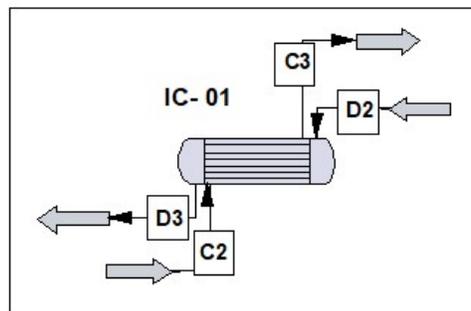


Figura 50. Intercambiador de calor IC- 01

Tabla 41. Balance de energía IC- 01

Balance de energía					
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q intercambiado (kcal/h)
C2	1821.82	0.782	56.58	20	51969.69
D2	951.53	0.719	102.34	178.38	51969.69

Tabla 42. Condiciones de corrientes IC- 01

Corriente	C2	D2	C3	D3
Flujo (kg/h)	1821.82	951.83	1821.82	951.83
Temperatura (°C)	20	178.38	56.58	102.34
Presión (bar)	2	2	1.7	1.7

Intercambiador de calor IC-02

Se utiliza una unidad de precalentamiento antes de ingresar a la columna de destilación que eleva la temperatura hasta 105 °C.

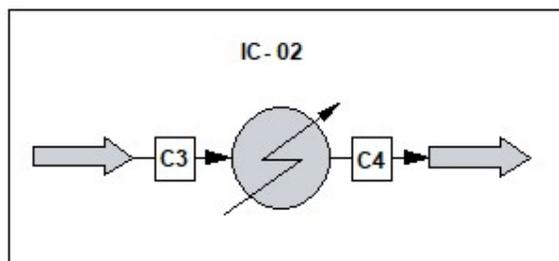


Figura 51. Intercambiador de calor IC- 02

Tabla 43. Balance de energía IC- 02

Balance de energía					
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q intercambiado (kcal/h)
C3	1821.82	0.794	105	56.58	124596

Tabla 44. Condiciones de corrientes IC- 02

Corriente	C3	C4
Flujo (kg/h)	1821.82	1821.82
Temperatura (°C)	56.58	105
Presión (bar)	2	1.7

Torre de destilación T- 01

La solución proveniente del intercambiador de calor ingresa a la columna de destilación T- 01, en la cual se elimina prácticamente todo el metanol y gran parte del agua.

El proceso se realiza bajo vacío (0.15 atm), y permite obtener concentraciones de glicerol superiores a 99% trabajando a temperaturas que no superen los 180 °C (límite de descomposición de la glicerina⁴).

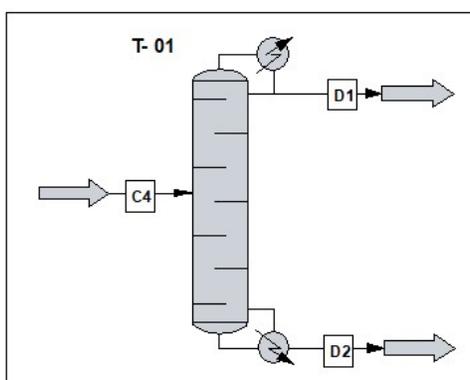


Figura 52. Torre de destilación T- 01

Tabla 45. Ecuaciones del balance de masa T- 01

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total		$C4 = D1 + D2$
Balances Parciales de componentes	g(glicerol)	$C4.X_{gC3} = D1.X_{gD1} + D2.X_{gD2}$
	w(agua)	$C4.X_{wC3} = D1.X_{wD1} + D2.X_{wD2}$
	m(metanol)	$C4.X_{mC3} = D1.X_{mD1} + D2.X_{mD2}$

⁴ <https://www.google.com/patents/US4655879> (esta patente dice que temperaturas superiores a 180 °C descomponen la glicerina)

Tabla 46. Balance de masa T- 01

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	C4				
g(glicerol)	958.85				958.85
w(agua)	850.98				850.98
s(NaCl)	0				0
m(metanol)	11.99				11.99
n(mong)	0				0
Total que entra	1821.82				1821.82
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	D1	D2			
g(glicerol)	9.59	949.26			958.85
w(agua)	848.42	2.55			850.98
s(NaCl)	0	0			0
m(metanol)	11.97	0.02			11.99
n(mong)	0	0			0
Total que sale	869.99	951.83			1821.82

Tabla 47. Fracciones de corrientes T- 01

Corriente	Componente	Fracción
C4	XgC4	0.53
	XwC4	0.47
	XsC4	0
	XmC4	0.01
	XnC4	0
D1	XgD1	0.01
	XwD1	0.98
	XsD1	0.36
	XmD1	0.01
	XnD1	0
D2	XgD2	1
	XwD2	0
	XsD2	0
	XmD2	0
	XnD2	0

Balace de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 48. Balance de energía T- 01

Balance de energía				
Ecuaciones		$Q_{C4} + Q_{rehervidor} = Q_{D1} + Q_{D2} + Q_{condensador}$ $Q_{total} = Q_{D1} + Q_{D2} + Q_{condensador}$		
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final (°C)	T° Inicial (°C)
D1	869.99	0.988	52.90	105
D2	951.83	0.767	178.38	105

Tabla 49. Calor aportado y extraído

Calor aportado en el rehervidor (kcal/h)	Calor extraído en el condensador (kcal/h)	Diferencia de Q en la columna (kcal/h)
463319	-510915	-47596

Tabla 50. Condiciones de corrientes T- 01

Corriente	C4	D1	D2
Flujo (kg/h)	1821.82	869.99	951.83
Temperatura (°C)	105	52.90	178.38
Presión (bar)	2	1	1

PRETRATAMIENTO DE HCl

De la simulación en ChemCad 6.1.3 se determina que la cantidad de HCl necesaria para la reacción de hidroclicación, incluyendo un 10 %p/p en exceso respecto al glicerol purificado, es de 800.838 kg/h durante el mismo tiempo que estará en funcionamiento el reactor.

Se utiliza HCl gaseoso para una mejor absorción y mayor producción de diclorhidrinas. Previo a su ingreso en el reactor, el HCl debe llevarse a las condiciones de presión y temperatura de reacción (7.6 bar y 110 °C), lo cual se logra mediante un sistema de dos compresores intercalados por enfriadores.

Compresor C-01

Se utiliza en la primera etapa de compresión y eleva la presión del HCl gaseoso desde 2 bar hasta 3.8 bar.

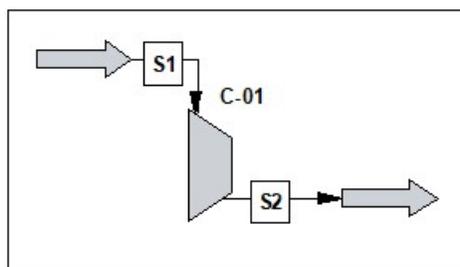


Figura 53. Compresor C- 01

Tabla 51. Condiciones de corrientes C- 01

Corriente	S1	S2
Flujo (kg/h)	726.11	726.11
Temperatura (°C)	20	165.48
Presión (bar)	2	3.8

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 52. Balance de energía C- 01

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{S1} + Q_{WC} = Q_{S2}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
S1	726.11	0.191	165.48	20	20176.19

Intercambiador de calor IC- 03

Se utiliza agua de proceso a 20 °C para reducir la temperatura de la corriente S2 hasta 90 °C, previo al ingreso en el segundo compresor.

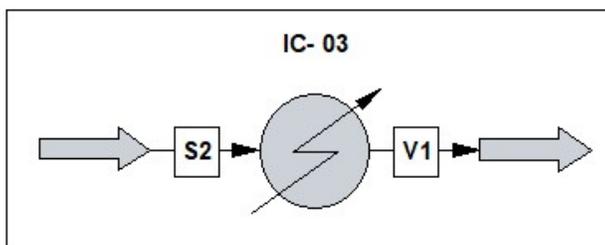


Figura 54. Intercambiador de calor IC- 03

Tabla 53. Condiciones de corrientes IC- 03

Corriente	S2	V1
Flujo (kg/h)	726.11	726.11
Temperatura (°C)	165.48	90
Presión (bar)	3.8	3.8

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 54. Balance de energía IC- 03

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{S2} - Q_W = Q_{V1}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
S2	726.11	0.191	90	165.48	-11553.9
W1	192.56	1	80	20	11553.9

Compresor C- 02

Se utiliza en la segunda etapa de compresión y eleva la presión del HCl gaseoso desde 3.8 hasta 7.6 bar.

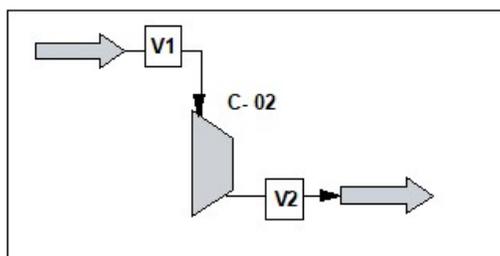


Figura 55. Compresor C- 02

Tabla 55. Condiciones de corrientes C- 02

Corriente	V1	F1	V2
Flujo (kg/h)	726.11	74.53	800.84
Temperatura (°C)	90	177.68	177.68
Presión (bar)	3.8	7.6	7.6

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 56. Balance de energía C- 02

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{V1} + Q_{WC} = Q_{V2}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
V1	800.84	0.191	177.68	90	13445.4

Intercambiador de calor IC- 04

Se utiliza agua de proceso a 20 °C para reducir la temperatura de la corriente S2 hasta 110°C, previo al ingreso en el reactor.

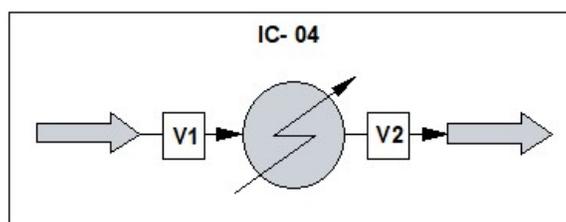


Figura 56. Intercambiador de calor IC- 04

Tabla 57. Condiciones de corrientes IC- 04

Corriente	V1	V2
Flujo (kg/h)	800.84	800.84
Temperatura (°C)	177.68	110
Presión (bar)	7.6	7.6

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 58. Balance de energía IC- 04

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{V2} - Q_W = Q_{F2}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
V2	800.84	0.191	110	177.68	-10363.9
W2	172.73	1	80	20	10363.9

HIDROCLORACION DEL GLICEROL

Esta etapa involucra desde la reacción del glicerol purificado con el HCl hasta la destilación de los productos de reacción. A continuación, se analiza cada uno de los equipos afectados a la hidroclicación.

Mezclador M- 02

La corriente de glicerol purificado proveniente de la torre de destilación ingresa a un tanque de mezclado junto con el ácido carboxílico utilizado como catalizador (ácido hexanoico), en una relación de 5 % molar respecto a la cantidad de glicerol, y una corriente de reciclo proveniente de la torre de destilación T- 02. La mezcla aquí formada pasa luego por un intercambiador de calor para adquirir las condiciones necesarias para la posterior reacción.

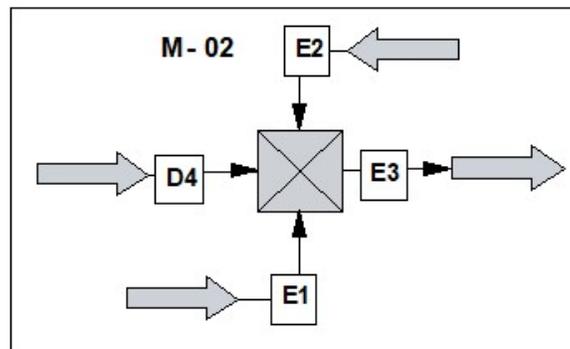


Figura 57. Mezclador M- 02

Tabla 59. Ecuaciones del balance de masa M- 02

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$D4 + E1 + E2 = E3$	
Balances Parciales de componentes	g(glicerol)	$D4.X_{gD4} + E1.X_{gE1} + E2.X_{gE2} = E3.X_{gE3}$
	w(agua)	$D4.X_{wD4} + E1.X_{wE1} + E2.X_{wE2} = E3.X_{wE3}$
	h(ácido hexanoico)	$D4.X_{hD4} + E1.X_{hE1} + E2.X_{hE2} = E3.X_{hE3}$
	m(metanol)	$D4.X_{mD4} + E1.X_{mE1} + E2.X_{mE2} = E3.X_{mE3}$
	α (α -monoclorhidrina)	$D4.X_{\alpha D4} + E1.X_{\alpha E1} + E2.X_{\alpha E2} = E3.X_{\alpha E3}$
	β (β -monoclorhidrina)	$D4.X_{\beta D4} + E1.X_{\beta E1} + E2.X_{\beta E2} = E3.X_{\beta E3}$
	$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	$D4.(X_{\alpha\gamma})_{D4} + E1.(X_{\alpha\gamma})_{E1} + E2.(X_{\alpha\gamma})_{E2} = E3.(X_{\alpha\gamma})_{E3}$
	$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	$D4.(X_{\alpha\beta})_{D4} + E1.(X_{\alpha\beta})_{E1} + E2.(X_{\alpha\beta})_{E2} = E3.(X_{\alpha\beta})_{E3}$

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 60. Balance de masa M- 02

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	D4	E1	E2		
g(glicerol)	949.26	0	0		949.26
w(agua)	2.55	0	0		2.55
h(ácido hexanoico)	0	25.61	57.92		83.35
m(metanol)	0.02	0	0		0.02
α (α -monoclorhidrina)	0	0	24.08		28.25
β (β -monoclorhidrina)	0	0	26.79		27.82
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	0	0	0		0.12
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	0	0	0		0.03
Total que entra	951.83	25.61	108.80		1086.24
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	E3				
g(glicerol)	949.26				949.26
w(agua)	2.55				2.55
h(ácido hexanoico)	83.53				83.53
m(metanol)	0.02				0.02
α (α -monoclorhidrina)	24.08				24.08
β (β -monoclorhidrina)	26.79				26.79
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	0				0
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	0				0
Total que sale	1086.24				1086.24

Tabla 61. Fracciones de corrientes M- 02

Corriente	Componente	Fracción
D4	XgD4	1
	XwD4	0
	XsD4	0
	XmD4	0
	XnD4	0
E1	XgE1	0
	XhE1	1
	XsE1	0
	XmE1	0
	XnE1	0
E2	XgE2	0
	XhE2	0.60
	X α E2	0.20
	X β E2	0.20
	X $\alpha\gamma$ E2	0
	X $\alpha\beta$ E2	0
E3	XgE2	0.8
	XwE2	0
	XhE2	0.08
	X α E2	0.02
	X β E2	0.02
	X $\alpha\gamma$ E2	0
	X $\alpha\beta$ E2	0

Tabla 62. Condiciones de corrientes M- 02

Corriente	D4	E1	E2	E3
Flujo (kg/h)	951.83	25.61	108.80	1086.24
Temperatura (°C)	25	25	159.54	43.51
Presión (bar)	2	1	2	2

Balace de energía

Los datos del balance energético fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 63. Balance de energía M- 02

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{D4} + Q_{E1} + Q_{E2} = Q_{E3}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
E1	25.61	0.489	43.51	25	0.31
E2	108.80	0.778	43.51	159.54	-12595.78
D4	951.83	0.583	43.51	25	10271.53

Intercambiador de calor IC-05

Se utiliza el IC- 05 para calentar la corriente E3 proveniente del mezclador, a la temperatura de reacción 110 °C. El fluido de calefacción es vapor a 140 °C y 3.62 bar de presión absoluta.

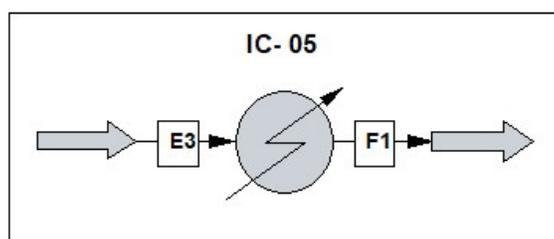


Figura 58. Intercambiador de calor IC- 05

Tabla 64. Condiciones de corrientes IC- 05

Corriente	E3	F1
Flujo (kg/h)	1086.24	1086.24
Temperatura (°C)	43.51	110
Presión (bar)	2	1.7

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 65. Balance de energía IC- 05

Balance de energía						
Ecuaciones		$Q_{E3} + Q_{Vap} = Q_{F1}$				
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	λ (kcal/h)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
E3	800.84	0.191	-	110	177.68	-10363.9
Vap	20.31		510.2	-	140	10363.9

Reactor R- 01

La hidroclicación del glicerol es muy selectiva en la formación de 1,3 DCH comparado con el proceso tradicional del propileno que da una mezcla 30:70 de 1,3 DCH y 1,2 DCH. Esta es una ventaja muy importante, ya que la 1,3-DCH es mucho más reactiva que la 1,2-DCH, lo cual se traduce en equipamiento de menor tamaño para la obtención de epiclorhidrina.

La presión del HCl tiene un efecto positivo sobre ambos coeficientes de reacción y hacia la selectividad de 1,3 DCH. Normalmente las presiones adoptadas oscilan entre 1-10 bar. Sin embargo, la conversión completa de glicerol involucra un tiempo de reacción, que es dependiente de la presión de HCl, la temperatura adoptada y la concentración de catalizador.

A continuación, se presenta el esquema de reacción y las ecuaciones de velocidad con sus respectivas constantes cinéticas.

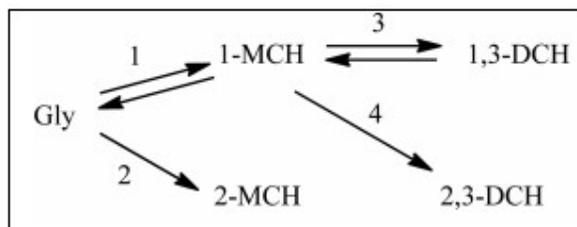


Figura 59. Reacción química. Fuente: E. Santacesaria,* R. Vitiello, R. Tesser, V. Russo, R. Turco, and M. Di Serio

$$r_1 = k_1.[Cat].[HCl].[Gli] - k_{-1}.[Cat].[H_2O].[1-MCH]$$

$$r_2 = k_2.[Cat].[HCl].[Gli]$$

$$r_3 = k_3.[Cat].[HCl].[1-MCH] - k_{-3}.[Cat].[H_2O].[1,3-MCH]$$

$$r_4 = k_4 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [1\text{-MCH}]$$

$$K_1 = 176070.59 \text{ cm}^6/(\text{mol}^2 \cdot \text{min})$$

$$K_2 = 11788.235 \text{ cm}^6/(\text{mol}^2 \cdot \text{min})$$

$$K_3 = 17376.471 \text{ cm}^6/(\text{mol}^2 \cdot \text{min})$$

$$K_4 = 223.5294 \text{ cm}^6/(\text{mol}^2 \cdot \text{min})$$

El hecho de que la reacción se produzca a presiones elevadas y que la concentración de agua en todo momento sea baja, debido a su venteo continuo en el reactor, permite considerar a las ecuaciones 1 y 3 como irreversibles, transformándose en:

$$r_1 = k_1 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}]$$

$$r_3 = k_3 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [1\text{-MCH}]$$

La conversión del glicerol en la primera etapa de reacción es completa y la distribución de productos entre la α -monoclorhidrina y la β -monoclorhidrina es la siguiente:

$$\Theta \left[\frac{\alpha}{\text{Gli}} \right] = \frac{dC\alpha}{dC\alpha + d} = \frac{k_1 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}]}{k_1 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}] + k_2 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}]}$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha}{\text{Gli}} \right] = \frac{k_1}{k_1 + k_2}$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha}{\text{Gli}} \right] = 0.937249$$

$$\Theta \left[\frac{\beta}{\text{Gli}} \right] = 1 - \Theta \left[\frac{\alpha}{\text{Gli}} \right]$$

$$\Theta \left[\frac{\beta}{\text{Gli}} \right] = 0.062751$$

En la segunda etapa de reacción, de acuerdo con las ecuaciones cinéticas previamente planteadas, la cantidad de β -monoclorhidrina se mantiene constante y no sigue reaccionando. En cambio, la α -monoclorhidrina presenta un alto grado de conversión hacia los isómeros α,γ -diclorhidrina y α,β -diclorhidrina.

$X_{\alpha\text{-m}}$ = Conversión de α -monoclorhidrina

$C_{\alpha\text{-m}}$ = Concentración de α -monoclorhidrina [mol/cm^3]

$$C_{\alpha\text{-m}} = 0,0100349 \text{ mol}/\text{cm}^3$$

C_c = Concentración de ácido hexanoico [mol/cm^3]

$$C_c = 0,00085504 \text{ mol}/\text{cm}^3$$

T = Temperatura [$^{\circ}\text{C}$]

$$T = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$X_{\alpha\text{-m}} = \frac{C_{\alpha\text{-m}} \cdot C_c \cdot K_3 - T}{1 + C_{\alpha\text{-m}} \cdot C_c \cdot K_3 - 4 \cdot T}$$

$$X_{\alpha-m} = 0.9731$$

La distribución de productos entre ambos isómeros es la siguiente:

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right] = \frac{dC(\alpha, \gamma-D)}{dC(\alpha, \gamma-D) + d(\alpha, \beta-D)} = \frac{k_1 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}]}{k_1 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}] + k_2 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}]}$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right] = \frac{k_3}{k_3 + k}$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right] = 0.9873$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \beta-D}{\alpha-m} \right] = 1 - \Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right]$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \beta-D}{\alpha-m} \right] = 0.0127$$

Al reactor ingresa la corriente de glicerol previamente purificado, diluido en agua y mezclado con el catalizador (ácido hexanoico 8 % molar respecto al glicerol) y por otro lado ingresa una corriente de HCl gaseoso (10 % molar en exceso) a una presión de 7.6 bar. La temperatura de trabajo es de 110 °C⁵.

El cloruro de hidrógeno no disuelto en la mezcla de reacción, se evacua del reactor cuando la presión interna excede el límite superior y retorna a la línea de compresión de HCl para ser recirculado nuevamente hacia el reactor.

$$C_c = 0,00085504 \text{ mol/cm}^3$$

$$T = \text{Temperatura [}^\circ\text{C]}$$

$$T = 110 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$X_{\alpha-m} = \frac{C_{\alpha-m} \cdot C_c \cdot K_{3-4} \cdot T}{1 + C_{\alpha-m} \cdot C_c \cdot K_{3-4} \cdot T}$$

$$X_{\alpha-m} = 0.9731$$

La distribución de productos entre ambos isómeros es la siguiente:

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right] = \frac{dC(\alpha, \gamma-D)}{dC(\alpha, \gamma-D) + d(\alpha, \beta-D)} = \frac{k_1 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}]}{k_1 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}] + k_2 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\text{Gli}]}$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right] = \frac{k_3}{k_3 + k}$$

⁵ Chemical and Technical Aspects of the Synthesis of Chlorohydrins from Glycerol E. Santacesaria,* R. Vitiello, R. Tesser, V. Russo, R. Turco, and M. Di Serio

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right] = 0.9873$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \beta-D}{\alpha-m} \right] = 1 - \Theta \left[\frac{\alpha, \gamma-D}{\alpha-m} \right]$$

$$\Theta \left[\frac{\alpha, \beta-D}{\alpha-m} \right] = 0.0127$$

Al reactor ingresa la corriente de glicerol previamente purificado, diluido en agua y mezclado con el catalizador (ácido hexanoico 8 % molar respecto al glicerol) y por otro lado ingresa una corriente de HCl gaseoso (10 % molar en exceso) a una presión de 7.6 bar. La temperatura de trabajo es de 110 °C⁶.

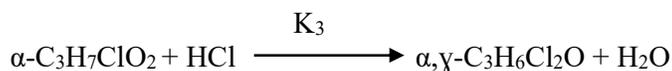
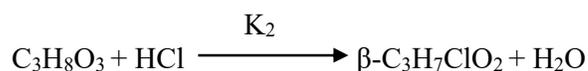
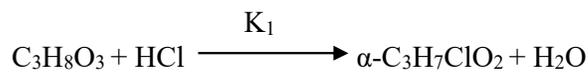
El cloruro de hidrógeno no disuelto en la mezcla de reacción, se evacua del reactor cuando la presión interna excede el límite superior y retorna a la línea de compresión de HCl para ser recirculado nuevamente hacia el reactor.

Para esta operación se elige un reactor isotérmico semicontínuo que permite la adición continua de cloruro de hidrógeno manteniendo su concentración baja y minimizando la reacción secundaria indeseable de glicerol a tricloropropano.

Con la cantidad de glicerol procedente de la corriente F1, las ecuaciones estequiométricas de las reacciones, las conversiones y las distribuciones de productos, se calculan las cantidades de todos los reactivos y productos formados.

A medida que el glicerol se va transformando dentro del reactor, la mezcla resultante que contiene las diclorhidrinas se enfría y se expande a las condiciones de presión de la columna de recuperación de producto.

Reacciones



⁶ Chemical and Technical Aspects of the Synthesis of Chlorohydrins from Glycerol E. Santacesaria,* R. Vitiello, R. Tesser, V. Russo, R. Turco, and M. Di Serio

Tabla 66. Pesos moleculares de los compuestos

Compuesto	Peso molecular (g/mol)
Glicerol ($C_3H_8O_3$)	92.09
Cloruro de hidrógeno (HCl)	36.46
α -monoclorhidrina (α - $C_3H_7ClO_2$)	110.54
Agua (H_2O)	18.01
β -monoclorhidrina (β - $C_3H_7ClO_2$)	110.54
α,γ -Diclorhidrina (α,γ - $C_3H_6Cl_2O$)	129
α,β -Diclorhidrina (α,β - $C_3H_6Cl_2O$)	129
Ácido hexanoico ($C_6H_{12}O_2$)	116.16

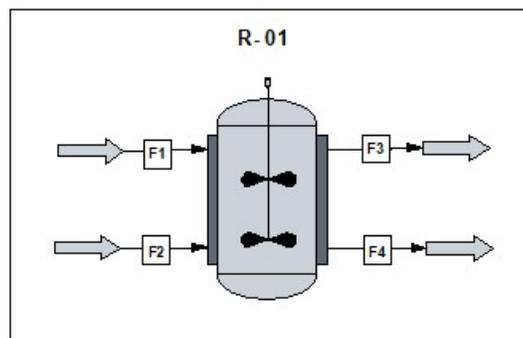


Figura 60. Reactor R- 01

Tabla 67. Ecuaciones del balance de masa R- 01

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total		$F1 + F2 = F3 + F4$
Balances Parciales de componentes	g(glicerol)	$F1.X_{gF1} + F2.X_{gF2} + F3.X_{gF3} = F4.X_{gF4}$
	w(agua)	$F1.X_{wF1} + F2.X_{wF2} + F3.X_{wF3} = F4.X_{wF4}$
	h(ácido hexanoico)	$F1.X_{hF1} + F2.X_{hF2} + F3.X_{hF3} = F4.X_{hF4}$
	α (α -monoclorhidrina)	$F1.X_{\alpha F1} + F2.X_{\alpha F2} + F3.X_{\alpha F3} = F4.X_{\alpha F4}$
	β (β -monoclorhidrina)	$F1.X_{\beta F1} + F2.X_{\beta F2} + F3.X_{\beta F3} = F4.X_{\beta F4}$
	$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	$F1.(X_{\alpha\gamma})_{F1} + F2.(X_{\alpha\gamma})_{F2} + F3.(X_{\alpha\gamma})_{F3} = F4.(X_{\alpha\gamma})_{F4}$
	$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	$F1.(X_{\alpha\beta})_{F1} + F2.(X_{\alpha\beta})_{F2} + F3.(X_{\alpha\beta})_{F3} = F4.(X_{\alpha\beta})_{F4}$

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 68. Balance de masa R- 01

Balance de masa				
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)			Total de componente que entra
	F1	F2		
g(glicerol)	949.26	0		949.26
w(agua)	2.55	0		2.55
h(ácido hexanoico)	83.52	0		83.52
α (α -monoclorhidrina)	24.08	0		24.08
β (β -monoclorhidrina)	26.78	0		26.78
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	0	0		0
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	0	0		0
m(metanol)	0.02	0		0.02
l(cloruro de hidrógeno)	0	800.84		800.84
Total que entra	1086.22	800.84		1887.06
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)			Total de componente que sale
	F3	F4		
g(glicerol)	0	0		0
w(agua)	361.42	0		361.42
h(ácido hexanoico)	0	83.52		83.52
α (α -monoclorhidrina)	0	29.32		29.32
β (β -monoclorhidrina)	0	98.31		98.31
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	0	1224.16		1224.16
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	0	15.75		15.75
m(metanol)	0.02	0		0.02
l(cloruro de hidrógeno)	74.53	0		74.53
Total que sale	435.97	1451.06		1887.06

Tabla 69. Fracciones de corrientes R- 01

Corriente	Componente	Fracción
F1	XgF1	0.87
	XwF1	
	XhF1	0.08
	X α F1	0.03
	X β F1	0.03
	X $\alpha\gamma$ F1	0
	X $\alpha\beta$ F1	0
F2	XIF2	1
	XwF2	0
F3	XIF3	0.83
	XwF3	0.17
F4	XhF4	0.06
	X α F4	0.02
	X β F4	0.07
	X $\alpha\gamma$ F4	0.84
	X $\alpha\beta$ F4	0.01

Balance de energía

De la simulación del reactor en ChemCad 6.1.3 se determina que el calor liberado por la reacción es de 128600.37 kcal/h, y se utiliza una circulación de agua para mantener la temperatura.

Tabla 70. Balance de energía R- 01

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{w1} = Q_{w2}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
Agua de enfriamiento	3215	1	94.33	20	128600.37

Torre de destilación T-02

La solución llega a la columna de destilación a la misma temperatura que sale del reactor R- 01 y aquí se produce la separación de las diclorhidrinas del resto de los productos. La

columna trabaja a presión atmosférica logrando obtener más del 99% en peso de las DCH por cabeza.

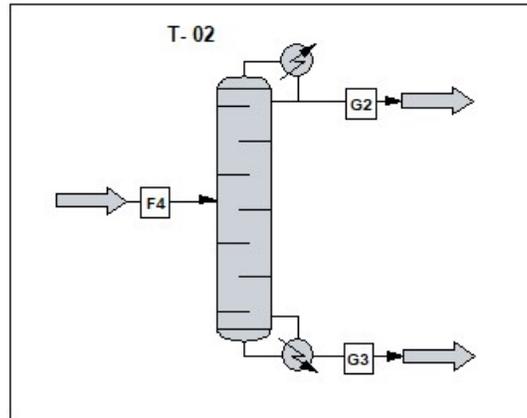


Figura 61. Torre de destilación T- 02

Tabla 71. Fracciones de corrientes T- 02

Corriente	Componente	Fracción
F4	X _h F4	0.06
	X _α F4	0.02
	X _β F4	0.07
	X _{γβ} F4	0.01
	X _{αγ} F4	0.84
G2	X _h F1	0
	X _α F1	0
	X _β F1	0
	X _{αγ} F1	0.99
	X _{γβ} F2	0.01
G3	X _h F1	0.39
	X _α F1	0.14
	X _β F1	0.47
	X _{αγ} F1	0
	X _{γβ} F2	0

Tabla 72. Ecuaciones del balance de masa T- 02

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$F4 = G2 + G3$	
Balances Parciales de componentes	h(ácido hexanoico)	$F4.Xh_{F4} = G2.Xh_{G2} + G3.Xh_{G3}$
	α (α -monoclorhidrina)	$F4.X\alpha_{F4} = G2.X\alpha_{G2} + G3.X\alpha_{G3}$
	β (β -monoclorhidrina)	$F4.X\beta_{F4} = G2.X\beta_{G2} + G3.X\beta_{G3}$
	$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	$F4.(X\alpha\gamma)_{F4} = G2.(X\alpha\gamma)_{G2} + G3.(X\alpha\gamma)_{G3}$
	$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	$F4.(X\alpha\beta)_{F4} = G2.(X\alpha\beta)_{G2} + G3.(X\alpha\beta)_{G3}$

Tabla 73. Balance de masa T- 02

Balance de masa				
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)			Total de componente que entra
	F4			
h(ácido hexanoico)	83.52			83.52
α (α -monoclorhidrina)	29.32			29.32
β (β -monoclorhidrina)	99.31			99.31
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	1224.16			1224.16
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	15.75			15.75
Total que entra	1451.06			1451.06
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)			Total de componente que sale
	G2	G3		
h(ácido hexanoico)	0.78	82.74		83.52
α (α -monoclorhidrina)	0.01	29.31		29.32
β (β -monoclorhidrina)	0	98.31		99.31
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	1224.16	0		1224.16
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	15.75	0		15.75
Total que sale	1240.70	210.36		1451.06

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 74. Balance de energía T- 02

Balance de energía				
Ecuaciones		$Q_{F4} + Q_{rehevador} = Q_{G2} + Q_{G3} + Q_{condensador}$ $Q_{total} = Q_{G2} + Q_{G3} + Q_{condensador}$		
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg.°C)	T° Final (°C)	T° Inicial (°C)
G2	1240.70	0.651	174.14	110
G3	210.36	0.596	223.05	110

Tabla 75. Calor aportado y extraído

Calor aportado en el rehevador (kcal/h)	Calor extraído en el condensador (kcal/h)	Diferencia de Q en la columna (kcal/h)
2900300	-2834900	65400

Intercambiador de calor IC- 06

Es un equipo de enfriamiento que utiliza agua de enfriamiento proveniente de pozo a 20 °C para reducir la temperatura de la corriente G3 hasta 60 ° C, previo al ingreso a la columna de destilación al vacío T- 03.

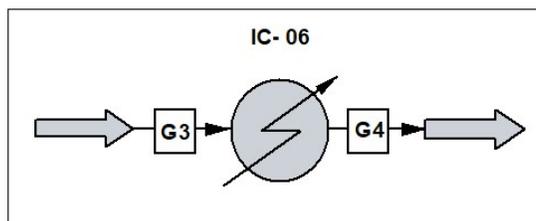


Figura 62. Intercambiador de calor IC- 06

Tabla 76. Condiciones de corrientes IC- 06

Corriente	G3	G4
Flujo (kg/h)	210.36	210.36
Temperatura (°C)	223.05	60
Presión (bar)	1	1

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador Chemcad 6.1.3.

Tabla 77. Balance de energía IC- 06

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{G3} - Q_W = Q_{G4}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg.°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
G3	210.36	0.527	60	223.05	-18072.2
W3	602	1	50	20	18072.2

Torre de destilación T-03

El principal objetivo de esta columna es la recuperación del catalizador y parte de las α -monoclorhidrinas y recircularlas al R- 01.

La torre trabaja con vacío (0.203 bar) y permite una recuperación superior al 99.5% en peso del catalizador.

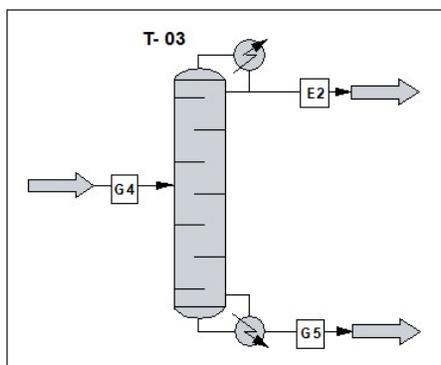


Figura 63. Torre de destilación T- 03

Tabla 78. Ecuaciones del balance de masa T- 03

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$G4 = E2 + G5$	
Balances Parciales de componentes	h(ácido hexanoico)	$G4.Xh_{G4} = E2.Xh_{E2} + G5.Xh_{G5}$
	α (α -monoclorhidrina)	$G4.X\alpha_{G4} = E2.X\alpha_{E2} + G5.X\alpha_{G5}$
	β (β -monoclorhidrina)	$G4.X\beta_{G4} = E2.X\beta_{E2} + G5.X\beta_{G5}$
	$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	$G4.(X\alpha\gamma)_{G4} = E2.(X\alpha\gamma)_{E2} + G5.(X\alpha\gamma)_{G5}$
	$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	$G4.(X\alpha\beta)_{G4} = E2.(X\alpha\beta)_{E2} + G5.(X\alpha\beta)_{G5}$

Tabla 79. Balance de masa T- 03

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	G4				
h(ácido hexanoico)	82.74				82.74
α (α -monoclorhidrina)	29.31				29.31
β (β -monoclorhidrina)	98.31				98.31
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	0				0
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	0				0
Total que entra	210.36				210.36
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	E2	G5			
h(ácido hexanoico)	57.92	24.82			82.74
α (α -monoclorhidrina)	24.08	5.22			29.31
β (β -monoclorhidrina)	26.79	71.52			98.31
$\alpha\gamma$ (α,γ -diclorhidrina)	0	0			0
$\alpha\beta$ (α,β -diclorhidrina)	0	0			0
Total que sale	108.80	101.57			210.36

Tabla 80. Fracciones de corrientes T- 03

Corriente	Componente	Fracción
G4	XhG4	0.39
	XαG4	0.14
	XβG4	0.47
	XαγG4	0
	XγβG4	0
E2	XhE2	0.53
	XαE2	0.22
	XβE2	0.25
	XαγE2	0
	XγβE2	0
G5	XhG5	0.25
	XαG5	0.05
	XβG5	0.70
	XαγG5	0
	XγβG5	0

Balace de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador Chemcad 6.1.3.

Tabla 81. Balance de energía T- 03

Balance de energía				
Ecuaciones		$Q_{G4} + Q_{rehevador} = Q_{E2} + Q_{G5} + Q_{condensador}$ $Q_{total} = Q_{E2} + Q_{G5} + Q_{condensador}$		
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg.°C)	T° Final (°C)	T° Inicial (°C)
E2	108.80	0.778	164.17	60
G5	101.57	1.088	193.19	60

Tabla 82. Calor aportado y extraído

Calor aportado en el rehervidor (kcal/h)	Calor extraído en el condensador (kcal/h)	Diferencia de Q en la columna (kcal/h)
11715.4	-17230.2	28945.6

DESIDROCLORACIÓN DE DICLORHIDRINAS

Esta etapa involucra desde la reacción de deshidrocloración de las diclorhidrinas provenientes del destilado de la columna T- 02 hasta la descarga de los productos de reacción en los decantadores correspondientes. A continuación, se analiza cada uno de los equipos utilizados.

Mezclador M- 03

El M-03 es un tanque de mezclado con agitación en el cual se prepara la solución alcalina a partir de hidróxido de sodio sólido en escamas y agua. La cantidad de NaOH es 5% molar en exceso respecto a la cantidad estequiométrica necesaria para la reacción.

Se reutiliza el agua que sale de los decantadores y parte de agua de pozo para lograr una solución al 20 % p/p.

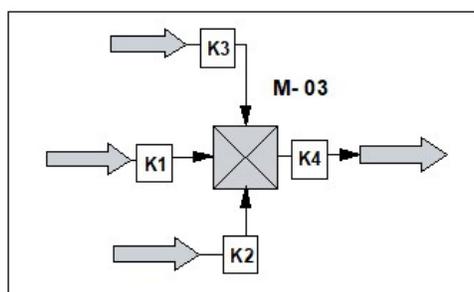


Figura 64. Mezclador M- 03

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 83. Ecuaciones del balance de masa M- 03

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$K1 + K2 + K3 = K4$	
Balances Parciales de componentes	n(Hidróxido de sodio)	$K1.X_{nK1} + K2.X_{nK2} = I2.X_{nI2}$
	w(agua)	$K1.X_{wK1} + K2.X_{wK2} = I2.X_{wI2}$

Tabla 84. Balance de masa M- 03

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	K1	K2	K3		
n(Hidróxido de sodio)	0	0	405.47		405.47
w(agua)	1341.47	280.97	0		1622.44
$\alpha\beta(\alpha,\beta\text{-diclorhidrina})$	0	0.67	0		0.67
Total que entra	1341.47	281.64	405.47		2028.57
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	K4				
n(Hidróxido de sodio)	405.47				405.47
w(agua)	1622.44				1621.44
$\alpha\beta(\alpha,\beta\text{-diclorhidrina})$	0.67				0.67
Total que sale	2028.58				2027.58

Tabla 85. Fracciones de corrientes M- 03

Corriente	Componente	Fracción
K1	X_{nK1}	0
	X_{wK1}	1
K2	X_{nK2}	0
	$X_{\alpha\beta K2}$	0
	X_{wK2}	1
K3	X_{nK3}	1
	X_{wK3}	0
K4	X_{nG5}	0.2
	X_{wG5}	0.8

Intercambiador de calor IC-07

Se utiliza el IC- 07 para calentar la corriente K4 proveniente del mezclador, a la temperatura de reacción 90 °C. El fluido de calefacción es vapor a 140 °C y 3.62 bar de presión absoluta.

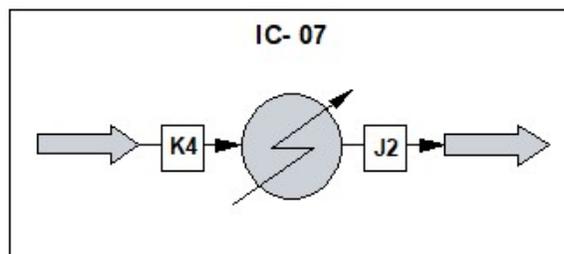


Figura 65. Intercambiador de calor IC- 07

Tabla 86. Condiciones de corrientes IC- 07

Corriente	K4	J2
Flujo (kg/h)	2028.58	2028.58
Temperatura (°C)	25	90
Presión (bar)	1	1

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 87. Balance de energía IC- 07

Balance de energía						
Ecuaciones		$Q_{K4} + Q_{\text{vap}} = Q_{J2}$				
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	λ (kcal/h)	T° Final	T° Inicial	Q(kcal/h)
K4	2028.58	0.879	-	90	25	115902.6
Vap	227.17	-	510.2	-	140	-115902.7

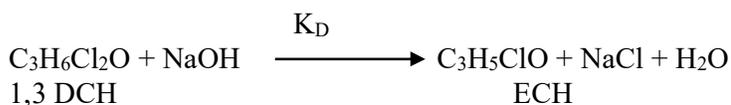
Reactor R- 02

La fase orgánica proveniente de la columna de destilación que contiene 1,3 DCH principalmente y una pequeña fracción de 1,2 DCH, luego de enfriarse a la temperatura de reacción (363 °K) ingresa al reactor R-02 por la parte superior.

Por otro lado, la fase acuosa comprendida por NaOH y H₂O también ingresa al reactor R-02 por arriba al igual que la fase orgánica.

La unidad de reacción es una columna de destilación reactiva isotérmica que permite la remoción instantánea de la epiclorhidrina que se va formando, evitando de esta manera pérdidas en el rendimiento por su hidrólisis. Por el fondo de la columna se inyecta vapor a contracorriente para arrastrar la epiclorhidrina no disuelta producida por la reacción. La cantidad de vapor inyectada es tal que por la cima de columna la relación en peso de agua/epiclorhidrina es 1/2,5.

A continuación, se expresan las ecuaciones estequiométricas de las reacciones de la 1,3 DCH y la 1,2 DCH con sus respectivas ecuaciones de velocidad de reacción, la cuales siguen una cinética de segundo orden⁷, y sus constantes de velocidad.



$$r_D = K_D \cdot [1,3DCH] \cdot [NaOH]$$

$$K_D = 1678.3588 \text{ (l/mol.s)}$$



$$r_{DD} = K_{DD} \cdot [1,2DCH] \cdot [NaOH]$$

$$K_{DD} = 5.5945 \text{ (l/mol.s)}$$

Con el dato de la concentración de ambas diclorhidrinas y del NaOH se calcula la conversión de cada reacción, siendo prácticamente completa para la 1,3 diclorhidrina.

$$X_{1,3 \text{ DCH}} = \frac{C_{1,3DCH} \cdot C_{NaOH} \cdot K_D \cdot T}{1 + C_{1,3DCH} \cdot C_{NaOH} \cdot K_D \cdot T}$$

$$X_{1,3 \text{ DCH}} = 0.999998$$

$$X_{1,2 \text{ DCH}} = \frac{C_{1,2DCH} \cdot C_{NaOH} \cdot K_{DD} \cdot T}{1 + C_{1,2DCH} \cdot C_{NaOH} \cdot K_{DD} \cdot T}$$

$$X_{1,2 \text{ DCH}} = 0.7801$$

⁷ SYNTHESIS OF EPICHLOROHYDRIN FROM DICHLOROPROPANOLS Kinetic Aspects of the Proces- L. Ma, J. W. Zhu, X. Q. Yuan and Q. Yue Institution of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai, 200237, Chinay⁷

Tabla 88. Peso molecular de compuestos

Compuesto	Peso molecular (g/mol)
Epiclorhidrina (C ₃ H ₅ ClO)	92.525
Hidróxido de sodio (NaOH)	39.997
Cloruro de sodio (NaCl)	58.443

Tabla 89. Ecuaciones del balance de masa R- 02

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$J1 + J2 + J3 = J4 + J5$	
Balances Parciales de componentes	w(agua)	$J1.Xw_{J1} + J2.Xw_{J2} + J3.Xw_{J3} = J4.Xw_{J4} + J5.Xw_{J5}$
	h(ácido hexanoico)	$J1.Xh_{J1} + J2.Xh_{J2} + J3.Xh_{J3} = J4.Xh_{J4} + J5.Xh_{J5}$
	α (α -MCH)	$J1.X\alpha_{J1} + J2.X\alpha_{J2} + J3.X\alpha_{J3} = J4.X\alpha_{J4} + J5.X\alpha_{J5}$
	β (β -MCH)	$J1.X\beta_{J1} + J2.X\beta_{J2} + J3.X\beta_{J3} = J4.X\beta_{J4} + J5.X\beta_{J5}$
	$\alpha\gamma$ (α,γ -DCH)	$J1.(X\alpha\gamma)_{J1} + J2.(X\alpha\gamma)_{J2} + J3.(X\alpha\gamma)_{J3} = J4.(X\alpha\gamma)_{J4} + J5.(X\alpha\gamma)_{J5}$
	$\alpha\beta$ (α,β -DCH)	$J1.(X\alpha\beta)_{J1} + J2.(X\alpha\beta)_{J2} + J3.(X\alpha\beta)_{J3} = J4.(X\alpha\beta)_{J4} + J5.(X\alpha\beta)_{J5}$
	n(NaOH)	$J1.Xn_{J1} + J2.Xn_{J2} + J3.Xn_{J3} = J4.Xn_{J4} + J5.Xn_{J5}$
	s(NaCl)	$J1.Xs_{J1} + J2.Xs_{J2} + J3.Xs_{J3} = J4.Xs_{J4} + J5.Xs_{J5}$
	e(epiclorhidrina)	$J1.Xe_{J1} + J2.Xe_{J2} + J3.Xe_{J3} = J4.Xe_{J4} + J5.Xe_{J5}$

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 90. Balance de masa R- 02

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	J1	J2	J3		
w(agua)	0	1621.87	260		1881.87
h(ácido hexanoico)	0.78	0	0		0.78
α (α -MCH)	0.01	0	0		0.01
β (β -MCH)	0	0	0		0
$\alpha\gamma$ (α,γ -DCH)	1224.16	0	0		1224.16
$\alpha\beta$ (α,β -DCH)	15.75	0	0		15.75
n(NaOH)	0	405.47	0		405.47
s(NaCl)	0	0	0		0
e(epiclorhidrina)	0	0	0		0
Total que entra	1240.70	2027.34	260		3528.04
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	J4	J5			
w(agua)	292.70	1761.86			2054.56
h(ácido hexanoico)	0.02	0.76			0.78
α (α - MCH)	0	0.01			0.01
β (β -MCH)	0	0			0
$\alpha\gamma$ (α,γ -DCH)	0	0			0
$\alpha\beta$ (α,β -DCH)	0.59	2.87			3.46
n(NaOH)	0	22.06			22.06
s(NaCl)	0	560.23			560.23
e(epiclorhidrina)	886.94	0			886.94
Total que sale	1180.25	2347.79			3528.04

Tabla 91. Fracciones de componentes R- 02

Corriente	Componente	Fracción
J1	$X_{\alpha\beta J1}$	0.01
	$X_{\alpha\gamma J1}$	0.99
	X_{wJ1}	0
J2	X_{nJ2}	0.2
	X_{wJ2}	0.8
J3	X_{nJ3}	0
	X_{wJ3}	1
J4	X_{eJ4}	0.75
	$X_{\alpha\beta J4}$	0
	X_{wJ4}	0.25
J5	X_{nJ5}	0.01
	$X_{\alpha\beta J5}$	0
	X_{sJ5}	0.24
	X_{wJ5}	0.75

Tabla 92. Condiciones de corrientes R- 02

Corriente	J1	J2	J3	J4	J5
Flujo (kg/h)	1240.70	2027.34	260	1180.25	2347.79
Temperatura (°C)	90	90	120	59.21	71.78
Presión (bar)	1	1	2	1	1

Balance de energía

De la simulación del reactor en ChemCad 6.1.3 se determina que para mantener la operación isotérmica se debe suministrar 430965.06 kcal/h en el rehervidor de la columna, que son las que consume la reacción endotérmica.

Tabla 93. Balance de energía R- 02

Calor aportado en el rehervidor (kcal/h)	Calor extraído en el condensador (kcal/h)
430965.06	-259902

Decantador Dec- 01

El azeótropo heterogéneo proveniente de la columna de destilación ingresa a un sedimentador para separar la fase orgánica, rica en epiclorhidrina con un 1.48 % en peso de agua que es el límite de solubilidad del H₂O en ECH, de la fase acuosa que representa un residuo salino.

Tabla 94. Ecuaciones del balance de masa Dec- 01

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$J4 = L5 + M1$	
Balances Parciales de componentes	w(agua)	$J4.X_{wJ4} = L5.X_{wL5} + M1.X_{wM1}$
	h(ácido hexanoico)	$J4.X_{hJ4} = L5.X_{hL5} + M1.X_{hM1}$
	$\alpha\beta(\alpha,\beta\text{-DCH})$	$J4.(X_{\alpha\beta})_{J4} = L5.(X_{\alpha\beta})_{L5} + M1.(X_{\alpha\beta})_{M1}$
	e(epiclorhidrina)	$J4.X_{eJ4} = L5.X_{eL5} + M1.X_{eM1}$

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 95. Balance de energía Dec- 01

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	J4				
w(agua)	292.70				292.70
h(ácido hexanoico)	0.02				0.02
$\alpha\beta(\alpha,\beta\text{-DCH})$	0.59				0.59
e(epiclorhidrina)	886.94				886.94
Total que entra	1186.25				1186.25
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	L5	M1			
w(agua)	279.37	13.33			292.70
h(ácido hexanoico)	0.02	0			0.02
$\alpha\beta(\alpha,\beta\text{-DCH})$	0.59	0			0.59
e(epiclorhidrina)	0	886.94			886.94
Total que sale	279.98	900.26			1180.24

Tabla 96. Fracciones de componentes Dec- 01

Corriente	Componente	Fracción
L1	$X_{\alpha\beta L1}$	0
	X_{eL1}	0.75
	X_{wL1}	0.225
J5	$X_{\alpha\beta L3}$	0
	X_{wL3}	1
M1	X_{eJ4}	0.99
	X_{wJ4}	0.01

PURIFICACIÓN DE EPICLORHIDRINA

Esta etapa involucra desde el equipo necesario para la vaporización de la fase orgánica para tratarse en tamiz molecular, hasta el almacenamiento final de la epiclorhidrina 99.9 %.

Intercambiador de calor IC- 08

La fase orgánica proveniente del decantador se calienta a 113°C para permitir su evaporación y luego poder tratarse en el tamiz molecular. Se utiliza vapor a 140 °C y 3.62 bar de presión absoluta para tal fin.

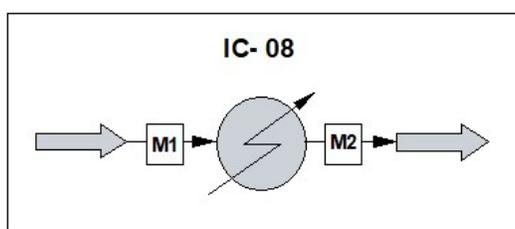


Figura 66. Intercambiador de calor IC- 08

Tabla 97. Condiciones de corrientes IC- 08

Corriente	M1	M2
Flujo (kg/h)	900.26	900.26
Temperatura (°C)	113	25
Presión (bar)	1	1

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3

Tabla 98. Balance de energía IC- 08

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{M1} + Q_w = Q_{M2}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	λ (kcal/h)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
M1	900.26	-	117	25	120770.5
Vap	236.71	510.2	-	140	-120770.5

Compresor C- 03

El vapor orgánico se comprime a 4.5 bar previo a su ingreso al sistema de adsorción por oscilación de presión (PSA).

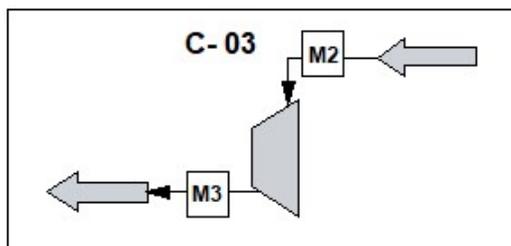


Figura 67. Compresor C- 03

Tabla 99. Condiciones de corrientes C- 03

Corriente	M2	M3
Flujo (kg/h)	900.26	900.26
Temperatura (°C)	113	178.2
Presión (bar)	1	4.5

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 100. Balance de energía C- 03

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{M2} + Q_{WC} = Q_{M3}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
M2	900.26	0.289	178.2	117	16000.5

Tamiz molecular PSA TM- 01

Esta unidad se utiliza para aumentar la concentración de epiclorhidrina al 99.9 %, quedando retenida el agua en el lecho de zeolita.

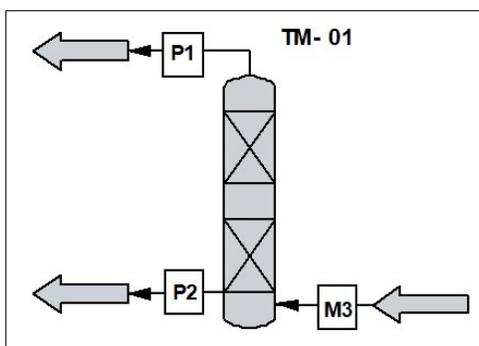


Figura 68. Tamiz molecular TM- 01

Tabla 101. Ecuaciones del balance de masa TM- 01

Ecuaciones del balance de masa		
Balance Total	$M3 = P1 + P2$	
Balances Parciales de componentes	w(agua)	$M3.X_{WM3} = P1.X_{WP1} + P2.X_{WP2}$
	e(epiclorhidrina)	$M3.X_{eM3} = P1.X_{eP1} + P2.X_{eP2}$

Tabla 102. Balance de masa TM- 01

Balance de masa					
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de entrada (kg/h)				Total de componente que entra
	M3				
w(agua)	13.33				13.33
e(epiclorhidrina)	886.94				886.94
Total que entra	900.26				900.26
Componentes materiales de los flujos	Corrientes de salida (kg/h)				Total de componente que sale
	P1	P2			
w(agua)	0.88	12.44			13.32
e(epiclorhidrina)	886.94	0			886.94
Total que sale	886.94	12.44			989.38

Tabla 103. Fracciones de componentes TM- 01

Corriente	Componente	Fracción
M3	XeM3	0.985
	XwM3	0.015
P1	XeP1	0.999
	XwP1	0.001
P2	XeP2	0
	XwP2	1

Tabla 104. Condiciones de corrientes TM- 01

Corriente	M3	P1	P2
Flujo (kg/h)	900.26	886.94	12.44
Temperatura (°C)	178.204	150	150
Presión (bar)	4.5	2	2

Intercambiador de calor IC- 09

El vapor de epiclorhidrina purificado se condensa y enfría a 110 °C para luego almacenarse. Se utiliza agua de proceso a 20 °C como fluido de enfriamiento.

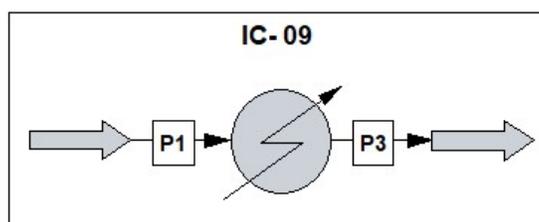


Figura 69. Intercambiador de calor IC- 09

Tabla 105. Condiciones de corrientes IC- 09

Corriente	P1	P3
Flujo (kg/h)	886.94	886.94
Temperatura (°C)	150	110
Presión (bar)	2	1.5

Balance de energía

Los datos del balance energético de cada una de las corrientes fueron obtenidos con el simulador ChemCad 6.1.3.

Tabla 106. Balance de energía IC- 09

Balance de energía					
Ecuaciones		$Q_{P1} - Q_W = Q_{P3}$			
Corriente	Flujo (kg/h)	Cp medio (kcal/kg°C)	T° Final	T° Inicial	Q (kcal/h)
P1	886.94	0.352	110	150	-120544.6
W4	2009.1	1	80	20	120544.6

Resumen de balance de materia y energía.

En la tabla que muestra a continuación, se adjuntan los resultados de los balances de masa y energía. No se tuvieron en cuenta las corrientes de acondicionamiento, esto es: las corrientes de enfriamiento y los caudales de vapor. Las mismas se especifican en la sección correspondiente.

Tabla 107. Resumen de corrientes

Corriente	Clasificación	Entrada/Salida	Estado	Q (Tn/d)	Q (kg/h)	T. °C	P. bar	Entalpia (Kcal/h)
A1	Externa	Entrada	Liquido	17	1214.54	20	1	-
A2	Externa	Entrada	Liquido	11.86	846.98	20	1	-
A3	Interna	Salida/Entrada	Liquido	28.86	2061.52	20	1	-
B2	Externa	Salida	Liquido	0.56	39.95	20	3	-
B3	Interna	Salida/Entrada	Liquido	28.3	2021.57	20	3	-
C1	Externa	Salida	Liquido	2.79	199.75	20	1.7	-
C2	Interna	Salida/Entrada	Liquido	25.5	1821.82	20	1.7	51969.7
C3	Externa	Salida	Liquido	25.5	1821.38	56.5	1.7	-
C4	Externa	Entrada	Liquido	25.50	1821.82	105	2	-
D1	Externa	Salida	Liquido	12.18	869.99	52.90	1	47596
D2	Interna	Entrada/salida	Liquido	13.33	951.83	178.38	2	51969.7
D3	Externa	Salida	Liquido	13.33	951.83	102.34	1.7	-
S1	Externa	Entrada	Liquido	10.17	726.11	20	2	20176.2

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

S2	Interna	Salida/Entrada	Liquido	10.17	726.11	165.48	3.8	-
V1	Interna	Salida/entrada	Liquido	11.21	800.84	90	3.8	13445.4
V2	Externa	Salida	Liquido	11.21	800.84	177.68	2	10363.9
D4	Externa	Entrada	Liquido	13.33	951.83	25	2	10271.5
E1	Externa	Entrada	Liquido	0.36	25.61	25	1	0.3
E2	Interna	Entrada/salida	Liquido	1.52	108.80	159.54	2	12595.7
E3	Externa	Salida	Liquido	15.20	1086.24	25	2	10363.9
F1	Interna	Salida/Entrada	Liquido	15.20	1086.24	110	1.7	-
F2	Externa	Entrada	Liquido	11.21	800.84	20	1	-
F4	Interna	Salida/Entrada	Liquido	6.10	435.97	110	1	-
F5	Externa	Salida	Liquido	20.31	1451.06	94.33	1	-
G2	Externa	Salida	Liquido	17.37	1240.70	174.14	1	51805.6
G3	Interna	Salida/entrada	Liquido	2.94	210.36	223.05	1	14173.5
G4	Interna	Salida/entrada	Liquido	2.94	210.36	60	1	18072.2
G5	Externa	Salida	Liquido	1.42	101.57	60	1	14718.5
K1	Externa	Entrada	Liquido	18.78	1341.47	25	1	-
K2	Externa	Entrada	Liquido	3.94	281.64	25	1	-
K3	Externa	Entrada	Liquido	5.68	405.47	25	1	-
K4	Interna	Salida/entrada	Liquido	28.39	2028.57	25	1	-
J2	Externa	Salida	Liquido	28.39	2028.57	90	1	115902.
J1	Externa	Entrada	Liquido	17.37	1240.7	90	1	-
J2	Externa	Entrada	Liquido	28.38	2027.34	90	1	-
J3	Externa	Entrada	Vapor	3.64	260	120	2	-
J4	Interna	Salida/Entrada	Liquido	16.52	1180.25	59.21	1	-
J5	Externa	Salida	Liquido	32.87	2347.79	71.78	1	-
L5	Externa	Salida	Liquido	3.92	279.98	113	1	-
M1	Interna	Salida/Entrada	Liquido	12.61	900.26	113	1	-
M2	Interna	Salida/Entra	Liquido	12.61	900.26	25	1	120770.
M3	Interna	Salida/Entrada	Liquido	12.61	900.26	178.2	4.5	16000.5
P1	Interna	Salida/Entrada	Liquido	12.42	886.94	150	2	-
P2	Externa	Salida	liquido	0.17	12.44	150	2	-
P3	Externa	Salida	Liquido	12.42	886.94	110	1.5	120544.

CAPÍTULO 8

DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS

INTRODUCCIÓN

El presente capítulo comprende el diseño y adopción de cada uno de los equipos involucrados en el proceso productivo de la epiclorhidrina, tomando como base para el cálculo la capacidad de producción estimada en el capítulo 6.

El diseño involucra a todos aquellos equipos que son específicos para este proceso, mientras que serán especificados y/o adoptados aquellos equipos que son generales y comunes a la industria de procesos.

Los equipos desarrollados son los establecidos previamente en la tabla 28 del capítulo 7.

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

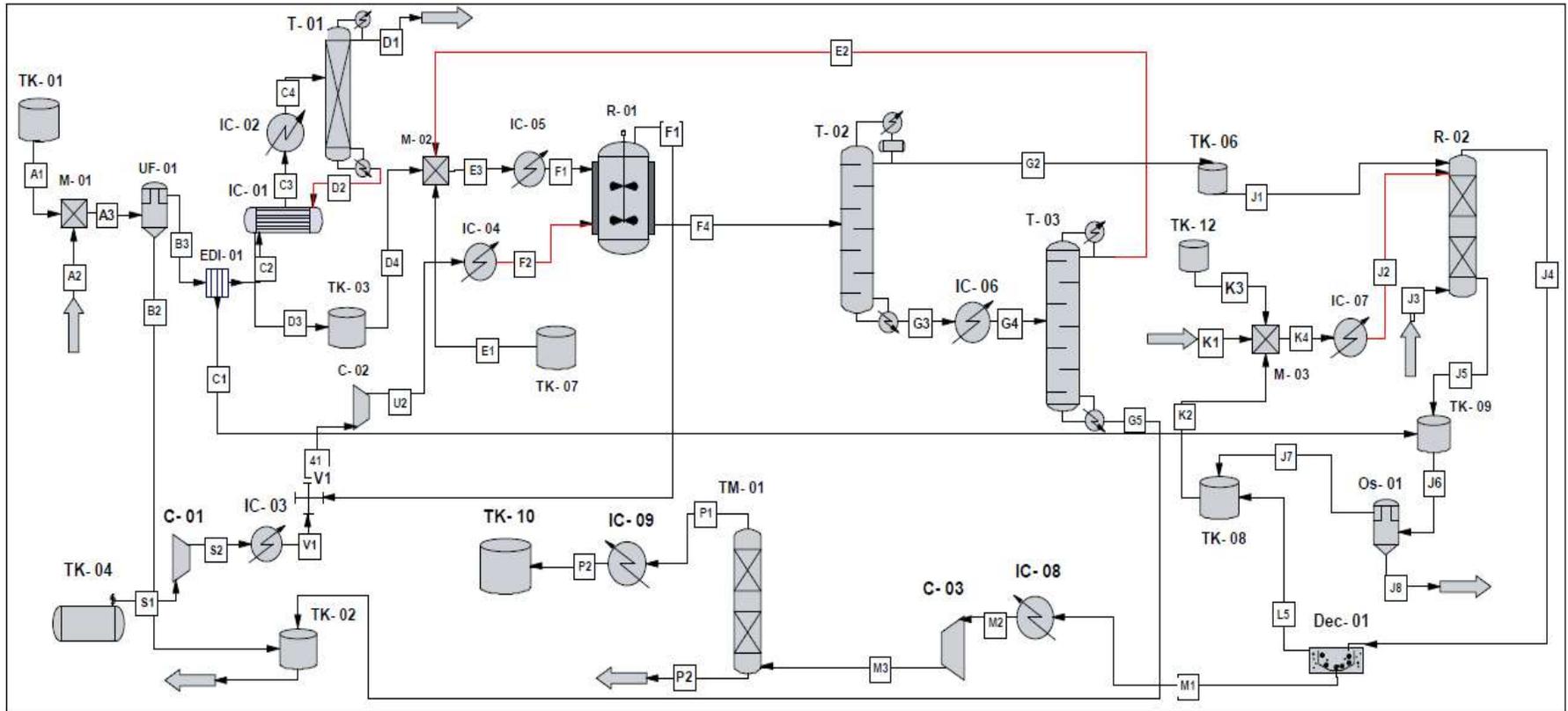


Figura 70. Modulo de ultrafiltración

PURIFICACIÓN DE GLICEROL

Tanque de almacenamiento TK- 01

El TK- 01 es el que almacena el glicerol crudo proveniente de las industrias de biodiesel. Teniendo en cuenta que la cantidad de glicerol crudo disponible en el mercado es grande y de fácil adquisición, se diseñan dos tanques iguales que permitan una autonomía de producción de 15 días entre ambos.

m_g = Masa semanal de glicerol

ρ = Densidad del glicerol crudo

V_1 = Volumen semanal de glicerol

$$V_1 = \frac{m_g}{\rho}$$

$$V_1 = \frac{3400 \text{ kg}}{1243.5 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_1 = 27.34 \text{ m}^3$$

Se considera un valor de 1.2 como sobredimensionamiento de seguridad, por lo tanto, el volumen requerido para cada tanque será de 32.81 m³.

En el diseño se adoptan dos tanques de 33 m³ cada uno, con una relación de esbeltez de 1.5, de esta manera se calculan las dimensiones.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 33}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = 3.04 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, se calcula h de la siguiente manera,

$$h = 1.5 \times D$$

$$h = 4.54 \text{ m}$$

Por lo tanto, ambos tanques serán cilíndricos verticales con fondo redondeado para impedir la acumulación de suciedad en los bordes y de las siguientes características:

Tabla 108. Tanque 01

TK- 01	
Cantidad	2
Material	Acero inoxidable
Volumen	33 m ³
Diámetro	3.04 m
Altura	4.54 m

Mezclador M- 01

Dimensionamiento

En este equipo se produce la dilución del glicerol crudo con agua para disminuir la viscosidad y permitir una mejor fluidez a través de los equipos de purificación.

Las dimensiones del tanque se calculan considerando un flujo másico de glicerol de 1214.54 kg/h sumado a un ingreso de agua de 846.976 kg/h y una relación de esbeltez de 1.5.

ρ = Densidad de la mezcla

Q_m = Caudal másico

Q_v = Caudal volumétrico

$$Q_v = \frac{Q_m}{\rho} \quad \text{Ec. (8.1)}$$

$$Q_v = \frac{(1214.54 + 846.976) \text{ kg/h}}{1129.306 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_v = 1.825 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para el cálculo del volumen del tanque se toma en cuenta el volumen correspondiente al doble del caudal de entrada, o sea 3.65 m³. Para los fines prácticos y comerciales se adopta un tanque de 4 m³.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$e = h / D = 1.5$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4} \quad \text{Ec. (8.1')}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 4}{\pi \times 1.5}}$$

$D = 1.5 \text{ m}$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, el valor de h será:

$h = 1.5 \times D$

$h = 2.25 \text{ m}$

Sistema de agitación

La mezcla de líquidos miscibles en un tanque es un proceso rápido si el régimen de flujo es turbulento.

Para que un tanque de mezclado sea eficaz, el volumen de fluido movido por el agitador debe ser suficiente para llevar las corrientes hasta las partes más remotas del tanque. Aquí la velocidad de circulación no es el único factor, ni siquiera el más importante, sino que con frecuencia la turbulencia de la corriente controla la eficacia de la operación. La turbulencia es una consecuencia de que las corrientes estén adecuadamente dirigidas y de que se generen grandes gradientes de velocidad en el líquido, lo cual depende del tipo de rodete, las características del fluido, el tamaño y proporciones del tanque, la incorporación de placas deflectoras y el tipo de agitador.

En este caso particular se selecciona un rodete de palas planas ubicado en el centro del tanque, que impulsa el líquido radial y tangencialmente generando corrientes que se desplazan hacia la pared y luego hacia arriba y abajo una vez que hacen contacto con la misma. En las paredes internas del tanque se instalan 4 deflectores geoméricamente distribuidos.

Con este tipo de agitador se garantiza la homogeneidad de la mezcla.

La velocidad de giro optima de un agitador de paletas debe estar comprendida entre 20-150 rpm, para comprobar esta condición en el mezclador se aplica la ecuación 8.1 utilizando un N° Re de 1×10^5 que es lo mínimo necesario para flujo turbulento.

$$N \text{ Re} = \frac{n \times \delta \times D a^2}{\mu} \quad \text{Ec. (8.1'')}$$

$$n = \frac{100000 \times 0.00389 \cdot 60}{1129.31 \times 0.5^2}$$

$$n = 83 \text{ rpm}$$

Donde:

N°Re: Numero de Reynold (1×10^5)

n: Numero de vueltas del rodete

δ : Densidad de la mezcla (1129.31 kg/m^3)

Da: Diámetro del rodete (0.5 m)

μ : Viscosidad de la mezcla (0.00389 Pa/s)

Con lo cual se comprueba que la velocidad de giro está dentro de los límites normales de funcionamiento.

Las características geométricas de este tipo de agitador son las siguientes:

$$\begin{array}{ll} - \frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3} & - \frac{E}{Dt} = \frac{1}{3} \\ - \frac{w}{Da} = \frac{1}{5} & - \frac{H}{Dt} = 1 \\ - \frac{L}{Da} = \frac{1}{4} & - \frac{j}{Dt} = \frac{1}{12} \end{array}$$

Donde,

Da: Diámetro del rodete

Dt: Diámetro del tanque

w: Ancho de las palas

L: Longitud de las palas

E: Distancia del fondo del tanque al rodete

j: Ancho de las placas deflectoras

H: Altura del líquido en el tanque

Habiendo definido previamente el diámetro del tanque en $D_t = 1.5$, las demás medidas son:

Tabla 109. Características geométricas M- 01

Parámetro	Dimensión (m)
Da	0,5
Dt	1,5
w	0,1
L	0,125
E	0,5
j	0,125
H	1,5

Calculo de potencia

La potencia depende del tipo de flujo dentro del mezclador y de las proporciones geométricas. El mecanismo de flujo es una combinación complicada de flujo laminar, turbulento y separación de capa limite. Las variables controlantes que entran en el análisis son las siguientes:

- Da: Diámetro del rodete
- δ : Densidad del líquido
- n: Velocidad de giro
- g_c : Constante adimensional de la ley de Newton
- P: Potencia consumida
- K_T : Constante adimensional para rodete de 2 paletas planas y flujo turbulento

$$P = \frac{K_T n^3 \times D_a^5 \times \delta}{g_c} \quad \text{Ec. (8.2)}$$

$$P = \frac{1.7 \times 83^3 \times (0.5m)^5 \times (1129.31kg/m^3)}{9.81}$$

$$P = 16.2 \text{ kg-m/s} = 0.21 \text{ Hp} = 156.6 \text{ w} = 0.157\text{kw}$$

Se utiliza un reductor de velocidad a tornillo sinfín y corona línea U clase II modelo 23 marca Lentax para acoplar al motor, que tiene una gran versatilidad para adaptarse fácilmente a la parte central superior del tanque de mezclado permitiendo, de esta manera, obtener las rpm requeridas en la operación.

Del catálogo de especificaciones del fabricante, se calcula el rendimiento teórico del reductor con la relación nominal de velocidades de entrada y salida ($r = 0.84$) y el factor de servicio considerando un tiempo de servicio del reductor de 8 h/día ($F_s = 1.75$). Estos datos son suficientes para calcular la potencia real de motor que se requiere mediante la siguiente ecuación:

$$Pr = \frac{Ps \times Fs}{r} \quad \text{Ec. (8.3)}$$

Donde:

Pr: Potencia real

Ps: Potencia en el eje de salida

Fs: Factor de servicio

r: Rendimiento teórico del reductor

$$Pr = \frac{0.21 \times 1.75}{0.84}$$

$$Pr = 0.44 \text{ Hp}$$

Se decide adoptar un motor WEG de eficiencia energética modelo W22 IR3 Premium de 4 polos de 0.75CV, que cumple satisfactoriamente con las características solicitadas, ya que su rendimiento es de 79 %.

Adopción de unidad de ultrafiltración UF- 01

La ultrafiltración es un proceso conducido por presión, utilizado para la eliminación selectiva de materia en suspensión, partículas, macromoléculas de gran tamaño, materia coloidal o microorganismos mediante tecnología de membranas. Las presiones de operación suelen estar en el rango de 0.5 a 6 bar.

Las membranas de ultrafiltración eliminan contaminantes por un simple mecanismo de exclusión por tamaño (cribado o tamizado) donde una diferencia de presión hace posible la operación.

En el mercado se pueden encontrar diferentes tipos de membranas, ya sea de configuración plana, espiral, tubular o fibra hueca. Sin embargo, en esta planta se adopta un módulo con membranas de fibra hueca de la marca Dow Chemical debido a su alta compacidad, gran productividad y capacidad de ser autolavadas hidráulicamente en sentido contrario al de filtración.

Las fibras huecas son del modelo SFX-2880 DOW™, tienen un diámetro interior de 0,70 mm, un diámetro exterior de 1,30 mm y se disponen en haces de miles de fibras que están contenidas en un recipiente cilíndrico de U-PVC en configuración vertical, lo que configura un módulo de gran compacidad con el que se logra una alta producción en poco espacio. Cada módulo de membranas tiene un área de 33 m². Las membranas presentan un tamaño de corte de 0,03 micras nominal con lo que se consigue la eliminación de los contaminantes grasos y todo el mong. Las membranas trabajan de fuera hacia dentro, es decir, el agua se recoge en el interior de las fibras mientras que la suciedad queda retenida en el exterior. Este sistema impide la obstrucción de las fibras por los contaminantes que pueda contener la corriente de alimentación y permite una mayor carga contaminante de entrada.

Cada módulo de ultrafiltración dispone de 4 puertos. La alimentación ingresa por el puerto inferior lateral y circula por el exterior de las fibras. El puerto de entrada de aire se encuentra también en la parte inferior del módulo, sirve para aplicar aire en las limpiezas. Los puertos de concentrado y permeado se encuentran en la parte superior de los módulos, como se indica en la Figura 63.



Figura 71. Módulo de ultrafiltración. Fuente: www.lenntech.com

Los módulos pueden disponerse en paralelo en posición vertical y la cantidad de módulos instalada dependerá de la producción requerida. Para ello, se debe calcular el Flux para el área del módulo seleccionado y verificar si está dentro de lo permitido con un solo módulo o deberán emplearse más de uno. El flux es el factor que indica la producción por membrana a instalar. La unidad de área disponible depende de la ficha técnica de la membrana a usar y la cantidad de solución filtrada depende del caudal de entrada y salida al sistema de ultrafiltración. Los valores óptimos de Flux se encuentran entre 60 y 140 l/m².h

$$\text{FLUX} = \frac{Q_{SF}}{A_D}$$

Q_{SF} = Cantidad de solución filtrada

A_D = Área disponible

M_F = Masa del filtrado

δ_F = Densidad del filtrado

$$Q_{SF} = \frac{M_F}{\delta_F}$$

$$Q_{SF} = \frac{2021.568 \text{ kg/h}}{1127.263 \text{ Kg/m}^3}$$

$$Q_{SF} = 1.7933 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$A_D = 33 \text{ m}^2 \text{ (del catálogo DOW)}$$

$$\text{FLUX} = \frac{1793.3 \frac{\text{l}}{\text{h}}}{33 \text{ m}^2}$$

$$\text{FLUX} = 54.34 \frac{\text{l}}{\text{h.m}^2}$$

Se comprueba que el flux es adecuado para un único módulo, sin embargo, para asegurar los requerimientos de retención en el tiempo se colocan dos módulos en serie de igual modelo.

Parámetros de operación de los módulos

Tabla 110. Características de la unidad de ultrafiltración

Flux de filtrado a 25 °C	40 – 90 l/m ² .h
Rango de flujo por modulo	1.3 – 3 m ³ /h
Rango de temperatura	1 – 40 °C
Presión máxima de entrada	6.25 bar
Presión transmembrana máxima	2.1
pH de operación	2 - 11
Tamaño de partículas (máx.)	300μ
Frecuencia de retrolavado	20-60 min

Fuente: www.es.pureaqua.com

Se adopta una presión de entrada al equipo de 2bar con una caída de presión de 0.5bar.



Figura 72 Modulo de ultrafiltración. Fuente: www.es.pureaqua.com

Limpieza de las membranas

Durante el proceso de filtración se van acumulando algunos contaminantes, formando una capa de revestimiento que aumenta la (presión de transmembrana) PTM. Con el fin de eliminar la acumulación de los mismos se implementa el método físico de lavado backwash (BW) que consiste en invertir el flujo de paso por la membrana durante uno o dos segundos cada pocos minutos. En este caso particular el BW se realiza cada 120 min

de proceso con una duración efectiva de lavado de 30 segundos, reduciendo de esta manera la PTM.

La solución necesaria para el lavado a contracorriente es la filtrada y se extrae de un tanque pulmón para ser forzada a través del módulo utilizando una bomba. Pasa a través de la membrana desde el interior (es decir, opuesta a la dirección de flujo de filtración) y es así como se desprende el revestimiento acumulado de la superficie de la membrana.

Adopción de electrodesionizador EDI- 01

La electrodesionización es una tecnología híbrida que se basa en la aplicación de dos tecnologías duales, la electrodiálisis y el intercambio iónico. Las sinergias dinámicas entre estas dos funciones sirven para reducir las desventajas inherentes de cada una (fenómenos de polarización de concentración y regeneración química). La combinación de estas capacidades resulta en una tecnología que tiene la capacidad de tratar soluciones de baja fuerza iónica mucho más eficiente que los procesos constituyentes por sí mismos. La configuración de una célula EDI implica membranas catiónicas (CM) y aniónicas (AM) que se organizan alternativamente entre ánodo y cátodo para proporcionar

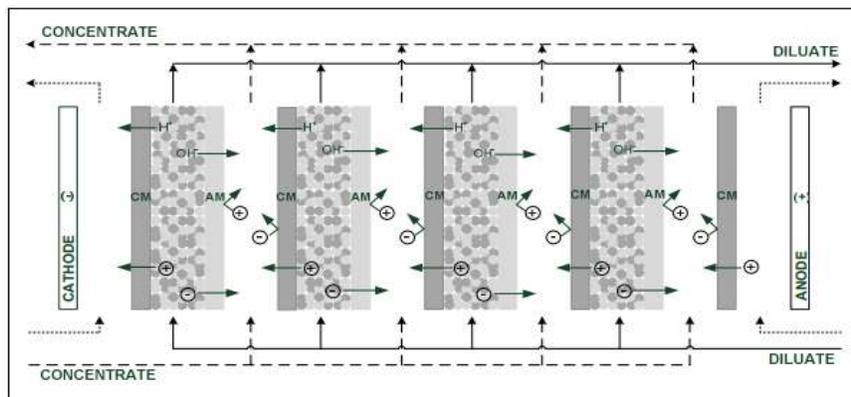


Figura 73 Configuración de célula EDI. Fuente: Machuca, L., & Fara, V. (2014). Combination of Electrodialysis and Electrodeionization for Treatment of Condensate from Ammonium Nitrate Production.

compartimentos de diluidos y concentrados como se muestra en la figura 8-3.

Se introducen camas de resinas de intercambio iónico en los compartimentos diluidos con el fin de proporcionar un sustrato para la actividad eléctrica, que evita la aparición del fenómeno de polarización de la concentración. El campo eléctrico aplicado promueve el transporte iónico en los diferentes compartimentos a través del medio activo (lecho de resina), que recoge y descarga las especies iónicas, iniciando así el transporte de masa a

través de los materiales de intercambio iónico (membranas y resinas). La disociación del agua crea protones e iones hidroxilo, que actúan para regenerar la resina in situ.

En el presente proceso, la corriente B3 procedente de la unidad de ultrafiltración ingresa en el equipo de electrodesionización para eliminar las sales disueltas presentes en la solución.

De acuerdo con los caudales de operación y al funcionamiento, electrodesionizador adoptado es uno de la marca General Electric modelo E-Cell™ MK-2E Stack comercializado por la firma Lenntech

Tabla 111. Características del módulo EDI

Parámetro	Unidades
Velocidad de flujo del producto	1.7 m ³ /h – 4.5 m ³ /h
Rango de temperatura	4.4 °C – 38 °C
Presión de alimentación	3.1 bar – 6.9 bar
Caída de presión	1.4 bar – 3.4 bar
Consumo	0.05 kWh/m ³ – 0.4 kWh/m ³
Recuperación nominal	95 %
Dimensiones	Ancho: 30 cm Largo: 48cm Alto: 61 cm
Peso	92 kg

Fuente: www.lenntech.com



Figura 74 Módulo EDI. Fuente: www.lenntech.com

Diseño de intercambiador de calor IC-01

La corriente desalada C2 que sale del electrodesionizador es precalentada con la corriente D2 proveniente del fondo de la columna de destilación T- 01. El objetivo de este cruce es reducir la temperatura de la corriente D2 que debe llegar a un tanque de almacenamiento aprovechando la energía para precalentar la corriente C2 que luego debe ser evaporada en la destilación.

Se emplea un intercambiador de casco y tubo para esta operación, donde la corriente caliente D2 ingresa por los tubos y la corriente fría C2 por coraza. Se utiliza el simulador Chemcad 6.1.3 para el diseño del equipo.

Tabla 112. Características geométricas IC-01

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AFL
Diámetro interior de coraza	0.2 m
Numero de tubos	28
Longitud de tubos	2.44 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	4
Nº de baffles	37
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 113. Características de transferencia de calor IC-01

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	3.74 m ²
Área requerida	3.31 m ²
LMTD	99.62
U Calculado	157.95 w/m ² .°K
U Servicio	139.9 w/m ² .°K
Calor calculado	58828.53 kcal
Calor específico	52104.2 kcal
Exceso	12.91 %
Coefficiente de obstrucción coraza	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.06 atm
Delta P (tubos)	0.01 atm
Coefficiente de película (coraza)	1035.96kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	248.28kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	0.08 m/s
Velocidad en tubos	0.16 m/s

Diseño de intercambiador IC-02

La corriente C3 ingresa al intercambiador IC- 02 para ser calentada a la temperatura ideal de ingreso a la torre de destilación T- 01. El fluido de calentamiento es vapor industrial de caldera a 140 °C y 3.62 bar de presión absoluta, que ingresa por el lado de los tubos debido al carácter corrosivo de su condensado, mientras que la solución de glicerol circula por la coraza

En el diseño se emplea el simulador Chemcad 6.1.3, con el que se calculan todas las dimensiones y especificaciones del equipo.

Tabla 114. Características geométricas IC- 02

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AFL
Díámetro interior de coraza	0.25 m
Numero de tubos	52
Longitud de tubos	3.66 m
Díámetro exterior de tubo	0.0191 m
Díámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	4
Nº de baffles	35
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 115. Características de transferencia de calor IC- 02

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	10.76 m ²
Área requerida	9.63 m ²
LMTD	49.87
U Calculado	149.29 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	133.62 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	50086.22 kcal
Exceso	11.73 %
Coeficiente de obstrucción coraza	2.934x10 ⁻³ m ² .h.°C/kcal
Coeficiente de obstrucción tubos	2.425x10 ⁻³ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.04 atm
Delta P (tubos)	0.001 atm
Velocidad en coraza	0.10 m/s
Velocidad en tubos	0.28 m/s

Diseño de torre de destilación T- 01

La destilación es una de las técnicas de separación de líquidos más utilizados en la industria química. Separa dos o más líquidos con distintos puntos de ebullición en diferentes composiciones. Las columnas de destilación emplean múltiples etapas o bandejas físicas para ayudar en la separación de líquidos.

Estas bandejas distribuyen las áreas superficiales del líquido que cae y el vapor ascendente creando un mejor contacto y transferencia de calor.

Una bandeja convencional tiene tres zonas funcionales:

- Área activa para mezclar vapor y líquido: esta es la zona donde se produce la transferencia de masa.
- Espacio de vapor por encima del área activa: esta es la zona en la que el líquido se separa del vapor.
- Bajante entre las bandejas. Esta zona tiene dos funciones: primero mover el líquido de una bandeja de contacto a otra y luego desacoplar el vapor del líquido.

Los tipos de bandeja más utilizados en las columnas de destilación son la de tamiz, tapa de burbuja y la de válvulas entre otras. La elección del tipo de bandeja depende de factores

como el costo, rango de operación, caída de presión y mantenimiento que deben analizarse a la hora del diseño.

En el proceso propuesto, la eliminación del metanol y la mayor parte del agua de la solución se realizan mediante una operación de destilación al vacío, alcanzando concentraciones de glicerol superiores al 99 %.

Se selecciona una columna con bandejas de tipo tamiz ya que son la opción más económica, tienen mejores características anti incrustantes y menor caída de presión que las bandejas de válvula o tapa de burbuja. Estas bandejas son placas perforadas planas en las que el vapor se eleva a través de pequeños orificios en el piso de la bandeja, y burbujan a través del líquido de una manera bastante uniforme. Cuentan con un vertedero que mantiene un nivel de líquido en la bandeja y tubos de bajada permite que ningún desbordamiento de líquido pase a la bandeja de abajo.

La corriente C4 precalentada a 105 °C ingresa a la torre de destilación para ser tratada.

Se utiliza el simulador ChemCad 6.1.3 para el diseño de la columna.

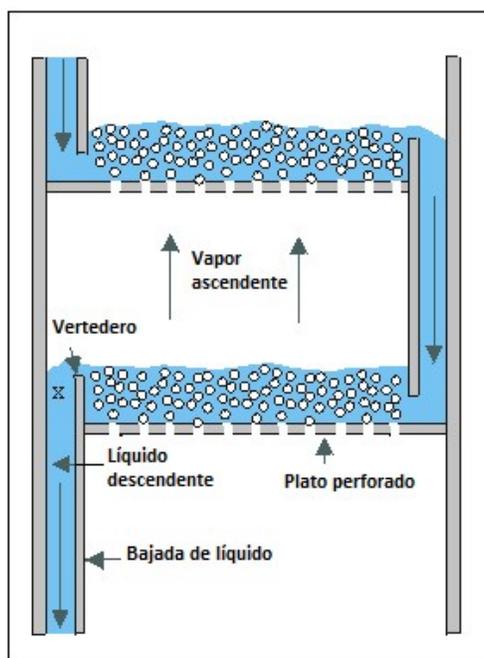


Figura 75 Columna de plato perforado. Fuente: www.et.byu.edu



Figura 76 Bandeja perforada. Fuente: www.indiamart.com

Tabla 116. Características generales T- 01

Datos generales	
Numero de etapas	21
Plato de alimentación	9
Altura de la columna	13 m
Diámetro interno de la torre	1.067 m
Espaciado entre bandejas	0.609 m
Ancho del vertedero	0.197 m
Area del vertedero	0.113 m ²
Longitud del vertedero	0.828 m
Altura del borde de vertedero	0.051 m
Presión de trabajo	0.15 atm
Caída de presión en la columna	0.213 atm
Temperatura del destilado	52.82 °C
Temperatura del fondo	178.39 °C
Calor en el condensador	-1.762 x 10 ⁶ kcal/h
Calor en el rehervidor	1.715 x 10 ⁶ kcal/h

Fuente: ChemCad 6.1.3

Diseño del condensador de columna T- 01

Este equipo forma parte de la torre de destilación T- 01, y para generar una descripción más detallada del mismo se realiza su diseño de manera separada.

Se emplea el simulador Chemcad 6.1.3 como herramienta de diseño y los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas. El fluido a condensar ingresa por los tubos y por la coraza circula agua de enfriamiento.

Tabla 117. Datos de transferencia de calor del condensador T-01

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	9.746 m ²
Área requerida	8.431 m ²
LMTD	36.26
U Calculado	280.45 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	242.61 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	45076.8 kcal
Exceso	15.60 %
Delta P (coraza)	0.34 atm
Delta P (tubos)	0.34 atm
Coefficiente de película (coraza)	796.76 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	665.81 kcal/h.m ² .°C

Tabla 118. Datos geométricos de condensador T-01

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.254 m
Numero de tubos	73
Longitud de tubos	2.438 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de bafles	37
Espaciado de los bafles	0.0508 m
Segmentación de los bafles	15 %
Tipo de bafles	Simple segmentación

Diseño del rehervidor de columna T- 01

Este equipo forma parte de la torre de destilación T- 01, y se realiza su diseño de manera separada para generar una descripción más detallada del mismo.

Se emplea el simulador Chemcad 6.1.3 como herramienta de diseño y los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas. El fluido a calefaccionar ingresa por los tubos y por la coraza circula vapor sobrecalentado a 240 °C y 34.11 kg/cm².

Tabla 119. Características de transferencia de calor rehervidor de T- 01

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	45.05 m ²
Área requerida	46.17 m ²
LMTD	17.0
U Calculado	128.59 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	131.78 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	242116.04 kcal
Calor especificado	219440.64 kcal
Exceso	10.33 %
Coeficiente de obstrucción coraza	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coeficiente de obstrucción tubos	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.34 atm
Delta P (tubos)	0.34 atm
Coeficiente de película (coraza)	302.67 kcal/h.m ² .°C
Coeficiente de película (tubos)	304.17 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	24.19 m/s
Velocidad en tubos	0.072 m/s

Tabla 120. Características geométricas del rehervidor de T- 01

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.49 m
Numero de tubos	320
Longitud de tubos	2.44 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	3
Nº de bafles	41
Espaciado de los bafles	0.76 m
Segmentación de los bafles	41 %
Tipo de bafles	Simple segmentación

PRETRATAMIENTO DE HCl

Compresor C- 01

El HCl gaseoso debe comprimirse previo a su ingreso al reactor R- 01 para cumplir con las condiciones de la reacción. Este proceso se realiza en dos etapas con dos compresores intercalados por dos enfriadores, debido a la elevada temperatura que adquiere el gas por su aumento de presión.

Se considera que es ideal para esta operación el uso de un compresor de diafragma, ya que son unidades con cámara de compresión metálica perfectamente selladas hacia el exterior con juntas estáticas. A diferencia de otros compresores, éstos trabajan absolutamente libres de lubricación en su cámara de compresión, es decir, los gases de proceso nunca entran en contacto con lubricantes ni se produce abrasión, lo que permite alcanzar presiones elevadas sin ningún tipo de problema.

Se adopta como C- 01 un compresor de diafragma de la marca Sichuan New Tianyuan Technologies CO que se adapta a gases especiales, inflamables y explosivos entre otros.



Figura 77 Compresor C-01. Fuente: www.chnequipment.com

A continuación, se detallan los principales datos técnicos del equipo.

Tabla 121. Características generales compresor C- 01

Datos generales	
Tipo	GV-8/8-160
Flujo máximo	8 m ³ /h
Presión de entrada máxima	8 bar
Presión de salida máxima	16 bar
Potencia	3 kw
Velocidad de rotación	400 rpm
Peso	650 kg
Dimensiones	1.31 m x 0.686 m x 0.98 m

Diseño de intercambiador de calor IC- 03

La corriente S2 de cloruro de hidrógeno sale del primer compresor a una temperatura de 165.48 °C e ingresa inmediatamente al enfriador IC- 03 para reducir su temperatura a 90 °C y así poder seguir su etapa de compresión.

Se utiliza un intercambiador de calor de tubo y coraza, el que el gas HCl circula por el lado de los tubos mientras que por el lado de coraza se hace circular agua de pozo a 20 °C como medio de enfriamiento.

Se emplea el simulador ChemCad 6.1.3 para el diseño del equipo.

Tabla 122. Características geométricas IC- 03

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.15 m
Numero de tubos	20
Longitud de tubos	1.22 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	14
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 123. Características de transferencia de calor IC- 03

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	1.3 m ²
Área requerida	1.03 m ²
LMTD	84.06
U Calculado	142.56 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	112.80 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	13426.86 kcal
Calor especificado	10624.25 kcal
Exceso	26.38 %
Coefficiente de obstrucción coraza	1.76x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	1.76x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.02 atm
Delta P (tubos)	0.17 atm
Coefficiente de película (coraza)	812.19 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	225.74 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	0.02 m/s
Velocidad en tubos	24.62 m/s

Compresor C- 02

La corriente gaseosa V1 que sale del enfriador debe continuar su proceso de compresión hasta 7.5 atm. En esta etapa se adopta un compresor de diafragma de la marca Sichuan New Tianyuan Technologies CO de idénticas características técnicas que el adoptado como C- 01 en la etapa anterior. El hecho de que la presión máxima de los gases de entrada que admite el equipo sea de 8 bar, da un margen aceptable para que se emplee en esta operación, y de esta manera trabajar con dos equipos iguales.

Tabla 124. Características generales compresor C- 02

Datos generales	
Tipo	GV-8/8-160
Flujo máximo	8 m ³ /h
Presión de entrada máxima	8 bar
Presión de salida máxima	16 bar
Potencia	3 kw
Velocidad de rotación	400 rpm
Peso	650 kg
Dimensiones	1.31 m x 0.686 m x 0.98 m

Fuente: www.chnequipment.com

Diseño de intercambiador de calor IC- 04

La corriente V2 que sale del compresor C- 02 adquiere una temperatura de 177.68 °C que debe ser disminuida a la temperatura de reacción de 110 °C. Este enfriador será un intercambiador de calor de tubo y coraza, con el gas HCl circulando por el interior de los tubos y agua de pozo por la coraza como medio de enfriamiento.

Tabla 125. Características geométricas IC- 04

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.15 m
Numero de tubos	20
Longitud de tubos	0.91 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	9
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 126. Características de transferencia de calor IC- 04

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	0.96 m ²
Área requerida	0.71 m ²
LMTD	110.10
U Calculado	155.12 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	113.91 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	14114.22 kcal
Calor específico	10364.22 kcal
Exceso	36.18 %
Coefficiente de obstrucción coraza	1.76x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	1.76x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.04 atm
Delta P (tubos)	0.05 atm
Coefficiente de película (coraza)	905.21 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	246 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	0.03 m/s
Velocidad en tubos	14.05 m/s

Fuente: Chemcad 6.1.3

HIDROCLORACION DEL GLICEROL

Tanque de almacenamiento (TK- HCl)

Éste tanque almacena cloruro de hidrógeno gaseoso, con autonomía para una semana de producción. Se necesitan 800.838 kg/h, en 28 h de producción semanal son 22423 kg. Se considera la presión de gas en el tanque, de la web de Linde gases industriales, se obtiene que se necesita un tanque de 18 m³, por cuestiones comerciales se adopta un tanque de 20m³.



Figura 78. Tanque de almacenamiento de HCl. Fuente: www.spanish.alibaba.com

Tabla 127. Características generales TK- HCl

TK- HCl	
Cantidad	1
Material	Fibra de vidrio
Volumen	20 m ³
Diámetro	2,50 m
Altura	4,46 m

Diseño de mezclador M- 02

En esta unidad se produce la mezcla del glicerol refinado proveniente del fondo de la columna de destilación con el catalizador de la corriente de reciclo E2 y la reposición de catalizador nuevo de la corriente E1. La corriente E2 también trae consigo parte de la α -monoclorhidrina recuperada y restos de β -monoclorhidrina. El objetivo de esta operación es lograr la homogenización del catalizador en el glicerol previo a su ingreso al reactor.

Dimensionamiento

Las dimensiones del tanque se calculan de acuerdo con los flujos máxicos de cada corriente que ingresa al mezclador.

ρ = Densidad de la mezcla

Q_{mT} = Caudal másico total de ingreso

Q_{VT} = Caudal volumétrico total de ingreso

$$Q_{mT} = Q_{D4} + Q_{E1} + Q_{E2}$$

$$Q_{mT} = (951.83 + 0.04 + 139.53) \text{ kg/h}$$

$$Q_{mT} = 1091.4 \text{ kg/h}$$

$$\rho = 1212.69 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_{VT} = \frac{Q_{mT}}{\rho}$$

$$Q_{VT} = \frac{1091.4 \text{ kg/h}}{1212.69 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_{VT} = 0.9 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para el cálculo del volumen del tanque se toma en cuenta el volumen correspondiente al doble del caudal de entrada, o sea 1.8 m^3 . Para los fines prácticos y comerciales se adopta un tanque de 2 m^3 .

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = 1.19 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, el valor de h será:

$$h = 1.5 \times D$$

$$h = 1.78 \text{ m}$$

Sistema de agitación

Para conseguir una mezcla homogénea en un tiempo óptimo, el flujo debe ser de tipo turbulento. A la temperatura que se efectúa la operación, la viscosidad del fluido es baja y por ende se selecciona un agitador de palas planas que cumple ampliamente con lo requerido.

El agitador se monta centralmente dentro del tanque y genera corrientes radiales y tangenciales que se desplazan hacia la pared y luego hacia arriba y abajo una vez que hacen contacto con la misma. Las placas deflectoras en las paredes del tanque evitan la formación de vórtice en el líquido.

Las características geométricas de este tipo de agitador son las siguientes:

$$\begin{array}{ll} - \frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3} & - \frac{E}{Dt} = \frac{1}{3} \\ - \frac{w}{Da} = \frac{1}{5} & - \frac{H}{Dt} = 1 \\ - \frac{L}{Da} = \frac{1}{4} & - \frac{j}{Dt} = \frac{1}{12} \end{array}$$

Donde,

Da: Diámetro del rodete

Dt: Diámetro del tanque

w: Ancho de las palas

L: Longitud de las palas

E: Distancia del fondo del tanque al rodete

j: Ancho de las placas deflectoras

H: Altura del líquido en el tanque

Tabla 128. Características generales mezclador M- 02

Parámetro	Dimensión (m)
Da	0,4
Dt	1,19
w	0,08
L	0,1
E	0,4
j	0,1
H	1,19

Habiendo definido previamente el diámetro del tanque en $D_t = 1.19$ m, las demás medidas son:

Con las características geométricas del agitador, se calculan las revoluciones del mismo para un flujo turbulento de $N^\circ Re$ de 5×10^4 .

$$N Re = \frac{n \times \delta \times Da^2}{\mu} \quad \text{Ec. (8.4)}$$

$$n = \frac{N^\circ Re \times \mu}{\delta \times Da^2}$$

$$n = \frac{50000 \times 0.008451}{1163.58 \times 0.4^2}$$

$$n = 136 \text{ rpm}$$

Donde:

$N^\circ Re$: Numero de Reynold

n: Numero de vueltas del rodete

δ : Densidad de la mezcla

Da: Diámetro del rodete

μ : Viscosidad de la mezcla

La velocidad de giro calculada está dentro del rango teórico sugerido para este tipo de agitador de mezcla en el régimen turbulento de 20-150 rpm.

Calculo de potencia

La potencia depende del tipo de flujo dentro del mezclador y de las proporciones geométricas. Las variables controlantes que entran en el análisis son las siguientes:

- Da: Diámetro del rodete
- δ : Densidad del líquido
- n: Velocidad de giro
- g_c : Constante adimensional de la ley de Newton
- P: Potencia consumida
- K_T : Constante adimensional para rodete de 2 paletas planas y flujo turbulento

$$P = \frac{K_T \times n^3 \times D a^5 \times \delta}{g_c}$$

$$P = \frac{1.7 \times 136^3 \times (0.4m)^5 \times (1163.58kg/m^3)}{9.81}$$

$$P = 24.05 \text{ kg-m/s} = 0.32 \text{ Hp} = 238.6 \text{ w} = 0.24\text{Kw}$$

Se utiliza un reductor de velocidad a tornillo sinfín y corona línea U clase II modelo 23 marca Lentax para acoplar al motor, que tiene una gran versatilidad para adaptarse fácilmente a la parte central superior del tanque de mezclado permitiendo, de esta manera, obtener las rpm requeridas en la operación.

Del catálogo de especificaciones del fabricante, se calcula el rendimiento teórico del reductor con la relación nominal de velocidades de entrada y salida ($r = 0.86$) y el factor de servicio considerando un tiempo de servicio del reductor de 8 h/día ($F_s = 1.75$). Estos datos son suficientes para calcular la potencia real de motor que se requiere mediante la siguiente ecuación:

$$Pr = \frac{Ps \times Fs}{r}$$

Donde:

Pr: Potencia real

Ps: Potencia en el eje de salida

Fs: Factor de servicio

r: Rendimiento teórico del reductor

$$Pr = \frac{0.32 \times 1.75}{0.86}$$

$$Pr = 0.65 \text{ Hp}$$

Se decide adoptar un motor WEG de eficiencia energética modelo W22 IR3 Premium d 4 polos de 1 Hp, que cumple satisfactoriamente con las características solicitadas, ya que su rendimiento es de 83 %.

Diseño de intercambiador de calor IC- 05

La corriente E3 es precalentada antes de ingresar al reactor hasta 110 °C que es la temperatura de reacción. El fluido de calefacción es vapor saturado de caldera a 140 °C y 3.62 bar de presión absoluta. El calentamiento se lleva a cabo mediante un intercambiador de calor de tubo y coraza, con la solución circulando por el lado de los tubos y el vapor por coraza.

Se utiliza el simulador ChemCad 6.1.3 para el diseño del equipo.

Tabla 129. Características geométricas IC- 05

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AFL
Diámetro interior de coraza	0.2 m
Numero de tubos	20
Longitud de tubos	1.83 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	26
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 130. Características de transferencia de calor IC- 05

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	4.17 m ²
Área requerida	3.78 m ²
LMTD	54.95
U Calculado	221.06 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	200.52 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	50677.43 kcal
Exceso	10.24 %
Delta P (coraza)	0.21 atm
Delta P (tubos)	0.01 atm
Coefficiente de película (coraza)	19302.97 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	304.20 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	51.05 m/s
Velocidad en tubos	0.06 m/s

Diseño del Reactor R- 01

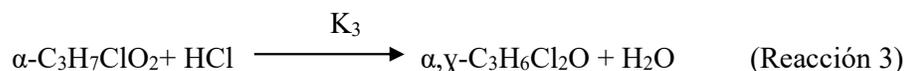
En este reactor se producen las reacciones en paralelo para la formación de las diclorhidrinas, las cuales tienen lugar en la fase líquida. El reactor utilizado es uno continuo de mezcla completa (CSTR) de doble camisa y con agitación para que la operación de mezcla sea efectiva y se logre un buen rendimiento y selectividad de las reacciones. Por la parte superior del reactor ingresan las corrientes líquidas de glicerol purificado y reciclo, y por el fondo mediante un distribuidor de gases se burbujea el HCl en la mezcla.

Cinética de reacción

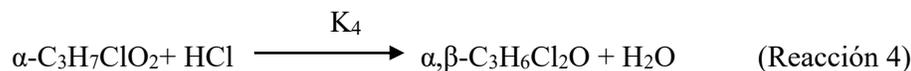
Dentro del reactor las reacciones tienen lugar a una presión de 7.6 bar, 110 °C y con un 8 % molar de ácido hexanoico como catalizador.

Conociendo que las reacciones presentan un esquema de serie-paralelo y que, de acuerdo con las K de las reacciones, la velocidad de desaparición del glicerol en el primer paso es mucho mayor que la velocidad de desaparición de α -monoclorhidrina en el segundo paso, se considera que la etapa determinante de la velocidad es la segunda por ser más lenta.

De esta manera, las reacciones en paralelo 3 y 4 que se escriben a continuación son las determinantes para el cálculo del reactor y responden a una cinética de pseudo segundo orden.



$$r_3 = k_3 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\alpha\text{-MCH}]$$



$$r_4 = k_4 \cdot [\text{Cat}] \cdot [\text{HCl}] \cdot [\alpha\text{-MCH}]$$

La constante de velocidad de reacción se calcula como sigue:

$$K = A \cdot e^{\frac{E_a}{R \cdot T}} \quad \text{Ec. (8.5)}$$

Donde:

K: Constante de la velocidad de reacción

A: Factor de frecuencia

Ea: Energía de activación

T: Temperatura

R: Constante de los gases ideales

A continuación, se establecen los parámetros de la ecuación que dan los valores de K a diferentes temperaturas.

Tabla 131. Constante de velocidad de reacción K

Temperatura (°C)	K ₃ [cm ⁶ /(mol ² .min)]	K ₄ [cm ⁶ /(mol ² .min)]
80	572941.2	5882.4
90	943529.4	9411.8
100	1620000	22352.9
110	2177647.1	27058.8
120	1757647.1	21176.5
Parámetro	Reacción 3	Reacción 4
Ea (Kj.mol ⁻¹)	34.9	42.1
Ln A	18.6	16.5

Fuente: Tesser, R.; Santacesaria, E.; Di Serio, M.; Di Nuzzi, G.; Fiandra, V. Kinetics of Glycerol Chlorination with Hydrochloric Acid: A New Route to α,γ -Dichlorohydrin.

Dimensionamiento del reactor

Como se mencionó previamente, en esta operación se utiliza un reactor de mezcla completa con agitación y su ecuación de diseño, según OctaveLevenspiel es la siguiente:

$$\frac{V}{v} = \frac{C_{A0} - C_A}{-r_A} \quad \text{Ec. (8.6)}$$

A partir de los datos de la cinética y del proceso, se calcula el volumen del reactor necesario para la reacción.

$$C_{A0}: 0.00859699 \text{ mol/cm}^3$$

$$C_A: 0.00017805 \text{ mol/cm}^3$$

$$C_{Cat}: 0.00062294 \text{ mol/cm}^3$$

$$v: 1.151 \text{ m}^3/\text{h}$$

El volumen calculado de líquido en el reactor es de 3.71 m³ y considerando que para reactores de burbujeo con agitación el hold up del líquido apropiado (relación del volumen ocupado por el líquido al volumen total del reactor) debe ser mayor a 0.7⁸, se considera un hold up de 0.85 para el líquido y por lo tanto un hold up de 0.15 para el gas. De esta manera, el volumen calculado del líquido ocupa el 85% del volumen del reactor, y el volumen total del mismo es 4.4 m³.

De acuerdo con la bibliografía, para una presión menor a 250 psia la relación adecuada de esbeltez H/D para un reactor tanque de burbujeo con agitación es 2, con lo cual se calculan las restantes dimensiones:

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 2 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_t}{\pi \cdot 2}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 3.71}{\pi \cdot 2}}$$

$$D = 1.41 \text{ m}$$

Por lo tanto:

$$h = 2 \times D$$

$$h = 2.81 \text{ m}$$

⁸P. Trambouze, J.-R Euzen Ed. 2004. Página 203

El reactor es de acero inoxidable AISI 316L pulido en su interior y con fondo cilíndrico redondeado para permitir una buena circulación de las corrientes de fluido internas y que no se acumule material indeseable.

Calculo del espesor de las paredes

Existen diferentes normas a nivel mundial que se aplican para la regulación de recipientes a presión en sus distintas etapas, ya sea diseño, construcción, operación y mantenimiento. En Argentina no se ha establecido una norma propia para el diseño de recipientes a presión, pero está muy difundido el uso del Código ASME (Boiler and PressureVesselCode) vigente en EEUU y Canadá, y es será el utilizado en el presente diseño.

La presión de diseño P, que se utiliza para el cálculo dimensional de las distintas partes del recipiente, debe ser un 10 % superior a la máxima presión de operación normal del proceso. De esta manera se calcula:

Presión de operación del proceso (P_0): $7,75 \text{ kg/cm}^2$

$$P = 1,1 \cdot P_0$$

$$P = 8.52 \text{ kg/cm}^2$$

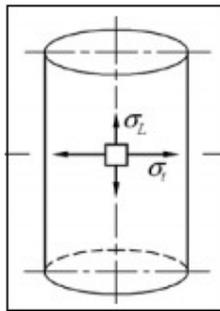


Figura 79. Cuerpo cilíndrico

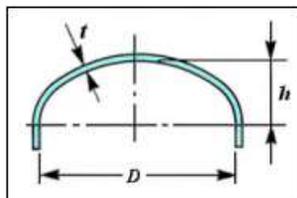


Figura 80. Cabezal elíptico

De acuerdo con el diseño establecido, el cuerpo del reactor es cilíndrico y se selecciona cabezales de tipo elípticos.

El cálculo del espesor de pared del cuerpo cilíndrico se realiza con la ecuación 8.6:

$$t_r = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \text{ Ec. (8.6)}$$

Donde:

t_r : Espesor de pared de parte cilíndrica

R: Radio interno (0.705 m)

S: Tensión máxima admisible (Acero inoxidable 316L, S= 1378 bar)

E: Eficiencia de la junta en las soldaduras (Radiografiado total, E=1)

t_r : 4.29 mm

Para el cálculo del espesor del cabezal elíptico se usa la ecuación 8.7.

$$t_{rc} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} \text{ Ec. (8.7)}$$

Donde:

t_{rc} : Espesor del cabezal

D: Diámetro interior del cabezal (1.23 m)

Y los demás parámetros son los mismos utilizados en la ecuación anterior.

t_{rc} : 4.28 mm

Diseño del difusor de gas

Existen diferentes tipos de difusores que se utilizan en columnas y reactores multifásicos de burbujeo, entre ellos se pueden mencionar los difusores de platos perforados, los de múltiples platos, los tipo araña y los de tubos radiales perforados. Este último es ampliamente utilizado por presentar menor pérdida de carga que los demás, según datos bibliográficos, y es el que se selecciona para el presente diseño.

Los principales parámetros que deben determinarse son el cabezal de tubos, largo y diámetro de los tubos, cantidad de agujeros y diámetro de los mismos. Otro factor importante que se debe tener en cuenta es la velocidad del gas a través del difusor, se debe asegurar que sea mayor que la crítica para evitar el efecto “weeping”, fenómeno que se produce cuando la velocidad del gas no es suficiente para soportar el peso del líquido y termina ingresando líquido por los orificios del difusor.

El diámetro de agujero crítico del difusor, por encima del cual no se debe pasar, se calcula mediante la siguiente ecuación especificada en la bibliografía de P. Trambouze, J.-R Euzen Ed. 2004.

$$d_c = 2.3 \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_G \cdot g}\right)^{0.5} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right)^{0.62} \quad \text{Ec. (8.8)}$$

Donde:

σ : Tensión interfacial (N/m)

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_G : Densidad del gas (kg/m³)

g: Constante de gravedad (m/s²)

Los valores de densidades tanto del líquido como del gas se extraen del simulador Chemcad6.1.3 y el valor de σ para el fluido que ingresa al reactor se obtiene de la bibliografía⁹.

σ : 0.059(N/m)

ρ_L : 1163.5 (kg/m³)

ρ_G : 8.9 (kg/m³)

g :9.81 (m/s²)

De esta manera se calcula que el diámetro de agujero crítico $d_c = 2.93$ mm, y se adopta para el diseño un diámetro de agujero de 2 mm, valor que está comprendido dentro del rango normalizado de agujeros para difusores de gases industriales (1.5 mm – 15 mm).

Para el cálculo de la velocidad crítica del gas a través de los agujeros del difusor radial se utiliza la ecuación 8.9 dada por P. Trambouze, J.-R Euzen Ed. 2004.

$$v_{crit} = 1.25 \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d_0}{\rho_G}} \cdot 0.44 \cdot \left(\frac{L}{d_0}\right)^{-0.12} \cdot \left(\frac{\Delta x}{d_0}\right)^{-0.45} \cdot \left(\frac{H_{TL}}{d_0}\right)^{-0.67} \quad \text{Ec. (8.9)}$$

Donde:

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m³)

ρ_G : Densidad del gas (kg/m³)

g: Constante de gravedad (m/s²)

d_0 : Diámetro del agujero del difusor (m)

L: Longitud del tubo del difusor (m)

⁹Manual de Física, Koshkin N. I., Shirkévich M. G., Editorial Mir (1975)

Δx : Pitch (m)

H_{TL} : Altura total del líquido en el reactor

Para el cálculo se utilizan los datos de, densidad del líquido (1163.5 kg/m³), densidad del gas (8.9 kg/m³), gravedad (9.81 m/s²), longitud de tubo del difusor (0.655 m) calculado restándole 0.05 m al radio del reactor, diámetro de agujero del difusor (0.002 m), relación pitch/diámetro del agujero de 5 (valor recomendado de diseño para no elevar demasiado la caída de presión). La altura del líquido en el reactor se calcula con el volumen de este y el diámetro del equipo, dando un H_{TL} de 2.38 m.

$$V_{\text{Crit}} = 0.168 \text{ m/s}$$

La velocidad del gas debe ser superior a 0.168 m/s para evitar el fenómeno de weeping.

El número de agujeros se calcula con la ecuación de Trambouze 8.10.

$$Na = \frac{\left(\frac{Qv}{\pi \cdot dc^2}\right)}{Vg} \quad \text{Ec. (8.10)}$$

Donde:

Qv : Caudal volumétrico del gas

dc : Diámetro de agujero de difusor

Vg : Velocidad del gas

Na : Número de agujeros en el difusor

Según la bibliografía de Trambouze, el rango normalizado dentro del cual se encuentra la velocidad del gas en una operación de burbujeo esta entre 20 m/s y 80 m/s. Para este caso, se adopta una velocidad de 60 m/s, y con el dato del caudal del gas obtenido de la simulación en Chemcad 6.1.3 se calcula el número de agujeros del difusor, dando $Na = 123$.

Se adopta un difusor estándar de 6 tubos y con un diámetro interior de los tubos de 1/2 pulgada.

Para el cálculo de la potencia necesaria del difusor se utiliza la ecuación 8.11.

$$Pd = Qv \cdot \Delta P \quad \text{Ec. (8.11)}$$

Y para la caída de presión se utiliza la ecuación 8.12.

$$\Delta P = H \cdot \rho_L \cdot g \quad \text{Ec. (8.12)}$$

Donde:

Pd = Potencia del difusor

Qv = Caudal volumétrico del gas

ΔP = Caída de presión sufrida por el gas

H= Altura del líquido

Dando como resultado una caída de presión de 39834.63 Pa y una potencia necesaria del difusor de 1000.07 W.

Calculo del sistema de agitación

Se selecciona un agitador de palas planas inclinadas, que es el adecuado para el valor de viscosidad del fluido en el reactor y proporciona una adecuada mezcla axial y radial del mismo. En el interior del recipiente se dispone de 4 placas deflectoras que permite mejorar las condiciones de turbulencia del flujo.

El N° Re en este tipo de agitador, para tener un buen efecto de mezclado, es de 5×10^5 . A partir de este valor, el diámetro del rodete y las características del fluido se calculan con la siguiente ecuación.

$$N \text{ Re} = \frac{n \times \delta \times D a^2}{\mu}$$

Donde:

N°Re: Numero de Reynold (4×10^4)

n: Numero de vueltas del rodete

δ : Densidad de la mezcla (1163.58 kg/m^3)

Dr: Diámetro del reactor (1.41 m)

Da: Diámetro del rodete ($[1/3 \cdot D_r] = 0.47 \text{ m}$)

μ : Viscosidad de la mezcla (0.00845 Pa/s)

$$n = \frac{100000 \times 0.00845}{1163.58 \times 0.47^2}$$

$$n = 79 \text{ rpm}$$

El número de vueltas del agitador está dentro de los límites normales de funcionamiento (20-150 rpm).

Se decide utilizar dos rodetes sobre el mismo eje de agitación debido a que la relación de esbeltez definida previamente duplica a la relación de esbeltez normal utilizada para los cálculos dimensionales.

Las características geométricas de este tipo de agitador son las siguientes¹⁰:

¹⁰OPERACIONES UNITARIAS EN INGENIERIA QUIMICA. Warren L. McCabe-Julián C. Smith-Peter Harriott

$$\begin{aligned}
 - \frac{Da}{Dt} &= \frac{1}{3} \cdot \frac{E1}{Dt} = \frac{1}{3} \\
 - E2 &= \left(\frac{1}{3} \cdot Dt\right) + H1 - \frac{w}{Da} = \frac{1}{5} \\
 - \frac{H1}{Dt} &= 1 - \frac{H2}{Dt} = 2 \\
 - \frac{L}{Da} &= \frac{1}{4} & - \frac{j}{Dt} &= \frac{1}{12}
 \end{aligned}$$

Donde,

Da: Diámetro del rodete

Dt: Diámetro del tanque

w: Ancho de las palas

L: Longitud de las palas

E₁: Distancia del fondo del tanque al primer rodete

E₂: Distancia del fondo del tanque al segundo rodete

j: Ancho de las placas deflectoras

H₁: Altura del líquido en el primer segmento teórico del tanque

H₂: Altura del líquido en el segundo segmento teórico del tanque

Habiendo definido previamente el diámetro del tanque en Dt = 1.41 m, las demás medidas son:

Tabla 132. Características generales del tanque del reactor

Parámetro	Dimensión (m)
Da	0,47
Dt	1,41
w	0,09
L	0,12
E ₁	0,47
E ₂	1.88
j	0,12
H ₁	1.41
H ₂	2.82

Cálculo de potencia

La potencia depende del tipo de flujo dentro del mezclador y de las proporciones geométricas. El mecanismo de flujo es una combinación complicada de flujo laminar, turbulento y separación de capa límite. Las variables controlantes que entran en el análisis son las siguientes:

- Da: Diámetro del rodete (0.47 m)
- δ : Densidad del líquido (1163.57 kg/m³)
- n: Velocidad de giro (79 rpm)
- g_c : Constante adimensional de la ley de Newton (9.81)
- P: Potencia consumida
- K_T : Constante adimensional para rodete de 6 paletas planas y flujo turbulento (6.3)

$$P = \frac{K_T \times n^3 \times D^5 \times \delta}{g_c}$$

$$P = \frac{6.3 \times 79^3 \times (0.47)^5 \times (1163.57 \text{ kg/m}^3)}{9.81}$$

$$P = 39 \text{ kg-m/s} = 0.51 \text{ Hp} = 382 \text{ w} = 0.382 \text{ Kw}$$

Se utiliza un reductor de velocidad tipo tornillo sinfín y corona línea U clase II modelo 23 marca Lentax para acoplar al motor.

El cálculo de la potencia real del motor se calcula con la ecuación 8.13, considerando un factor de servicio F_s : 1,75 para el tiempo de servicio de 8/día y una relación nominal de velocidades r : 0,84.

$$Pr = \frac{Ps \times Fs}{r} \quad \text{Ec. (8.13)}$$

$$Pr = \frac{0.51 \times 1.75}{0.84}$$

$$Pr = 1.07 \text{ Hp}$$

Se decide adoptar un motor WEG de eficiencia energética modelo W22 IR3 Premium de 2 polos de 1.5CV, que cumple satisfactoriamente con las características solicitadas.

Cálculo de la chaqueta de enfriamiento del reactor

Para este diseño se procede de acuerdo con lo establecido en la bibliografía “Procesos de

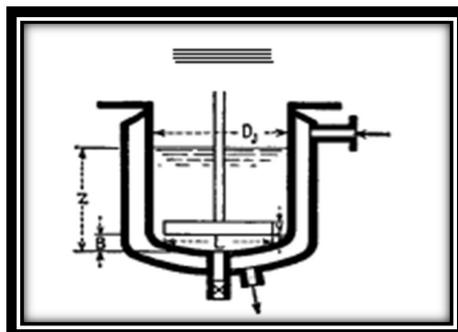


Figura 81. Chaqueta del reactor R- 01. Fuente: Procesos de transferencia de calor. Doland Q. Kern

La doble camisa del reactor es como la que se muestra en la figura 8-10 y los datos necesarios para el cálculo de la superficie de transferencia de calor necesaria son los siguientes:

D_j (Diámetro del taque): 1.41 m

Área de las paredes del cilindro: 12.49 m²

Área del fondo del tanque: 1.56m²

Área total de transferencia: 14.05 m²

L (Longitud de paleta): 1.54 pies

N (Numero de revoluciones): 4734rph

δ (Densidad): 72.64 kg/m³

μ_b (Viscosidad de la mezcla en bulbo): 20.44 lb/pie.h

μ_w (Viscosidad de la mezcla en la pared): 20.44 lb/pie.h

k (Conductividad térmica del acero): 2.87Btu/(h.pie2)(°F/pie)¹¹

Cp (Capacidad calorífica de la mezcla): 0.678 Btu/lb.F

Se calcula el número de Reynolds modificado (Re_f), que luego se utiliza para la transferencia de calor.

$$Re_j = \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec. (8.14)}$$

$$Re_j = 39982$$

¹¹Chemical Reactors - P. Trambouze, J.-R Euzen

Con el valor del número de Re modificado, se busca en la figura 20.2, (pág. 816 de Kern, 1ra edición 1965) el valor de j = Coeficientes de transferencia de calor para chaquetas y serpentines (j), dando:

$$J = 430$$

Con este dato y los que se presentan a continuación, se calcula el coeficiente de transferencia de calor del líquido (h_j) utilizando la ecuación 8.15.

$$j = \frac{h_j D_j}{k} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{-0.14} \text{Ec. (8.15)}$$

$$D_j \text{ (Longitud del tanque)} = 3.87 \text{ pie}$$

$$\left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{-0.14} = 1 \text{ (Considerando que la viscosidad de bulbo y pared son iguales)}$$

$$\left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} = 2.98$$

$$h_j = j \frac{k}{D_j} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} = 797 \text{ Btu/h.pie}^{20} \text{F (Coeficiente de transferencia de calor de la mezcla)}$$

Además de h_j , para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U_d del reactor con la ecuación 8.16, son necesarios los siguientes datos:

h_e : 6715 Btu/h.pie²⁰F¹² (coeficiente de transferencia de calor del agua)

Δx : Grosor de pared del reactor (0.00359m)

R_d : Factor de ensuciamiento (0.000176 w/m².°C⁻¹)

U_d : Coeficiente global de transferencia de calor de diseño (kj/h/m²/°K)

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_e} + \frac{\Delta x}{k} + R_d \text{Ec. (8.16)}$$

$$U_d = 466.6 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h}$$

Considerando que el fluido refrigerante (agua) ingresa a 20 °C y sale a 40 °C, la diferencia de 20 °C es la MLDT ya que las dos corrientes son isotérmicas.

De esta manera, con todos los datos obtenidos se calcula el área necesaria para el intercambio de calor y se compara con la disponible en la superficie exterior del reactor para determinar si la misma es suficiente. El cálculo se realiza con la ecuación 8.16:

Datos necesarios:

¹² Perry Chemical Engineer Handbook __ 7Th Ed

Q: Caudal de energía a absorber (128600.37 kcal/h) Obtenido de simulación con Chemcad 6.1.3

Δt: Diferencia de temperatura (20 °C)

A: Área necesaria (m²)

$$Q = Ud \cdot A \cdot \Delta t \quad \text{Ec. (8.17)}$$

$$A = 13.78 \text{ m}^2$$

El área total de transferencia disponible en el reactor calculada previamente es de 14.05 m². Por tanto, el área requerida queda por debajo del límite disponible.

Con el dato de la superficie disponible, se calcula el caudal de agua de enfriamiento.

Datos necesarios:

C_{pa}: Calor específico del agua de enfriamiento (1 kcal/kg°C)

Δt: Diferencia de temperatura del agua de enfriamiento (20 °C)

q_a: Caudal de agua (kg/h)

$$Q = q_a \cdot C_{pa} \cdot \Delta t$$

$$q_a = \frac{128600.37 \text{ kcal/h}}{1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 20^\circ\text{C}}$$

$$q_a = 3215 \text{ kg/h} = 3.215 \text{ m}^3/\text{h} = 0.054 \text{ m}^3/\text{s}$$

Con el caudal volumétrico de agua de refrigeración se procede a calcular el espesor del enchaquetado. Se considera media caña como área de paso y la velocidad debe estar comprendida entre (0.5-3 m/s) que es el rango típico para líquidos.

Se utiliza la ecuación 8.17, y se itera con diferentes espesores de chaqueta hasta conseguir una velocidad dentro del rango establecido.

$$V = \frac{Q_v}{A_{mc}} \quad \text{Ec. (8.18)}$$

V: Velocidad del agua de refrigeración en la sección (m/s)

Q_v: Caudal volumétrico del agua de refrigeración (0.054 m³/s)

e: Espesor de la chaqueta (0.05m)

A_{mc}: Área de paso del agua en la media caña (0.1058 m²).

Con estos datos la velocidad de circulación del agua es de 0.51 m/s y está dentro del rango requerido. A continuación se presenta una tabla con las principales características del reactor de hidroclicación.

Tabla 133. Datos generales Reactor R- 01

Datos generales	
Tau	3.22 h
Volumen del reactor	4.4 m ³
Relación de esbeltez	2
Diámetro del reactor	1.41 m
Altura del reactor	2.82 m
Presión de operación	7.75 kg/cm ²
Espesor de pared del cuerpo cilíndrico	4.29 mm
Espesor de pared del cabezal elíptico	4.28 mm
Tipo de difusor de gas	De 6 tubos radiales perforados
Nº de agujeros en el difusor	123
Diámetro de los agujeros del difusor	2 mm
Velocidad del gas por el difusor	60 m/s
Potencia necesaria en el difusor	1000 w
Tipo de agitador	2 rodets de 6 palas planas cada uno sobre el mismo eje
Distancia del fondo del tanque al primer rodete	0.47 m
Distancia del fondo del tanque al segundo rodete	1.88 m
Nº de vueltas del agitador	79 rpm
Motor adoptado para agitación	1.5 Hp
Caudal de agua de refrigeración	0.054 m ³ /s
Velocidad del agua de refrigeración	0.51 m/s
Espesor de la camisa de enfriamiento	0.05 m

Diseño de torre de destilación T-02

Luego de la reacción de hidroclicación en el reactor R- 01, la mezcla obtenida como producto ingresa a la columna de destilación T- 02 para separar principalmente las diclorhidrinas del resto de los productos.

Se utiliza una columna de bandejas tipo tamiz, ya que son la opción más económica, con

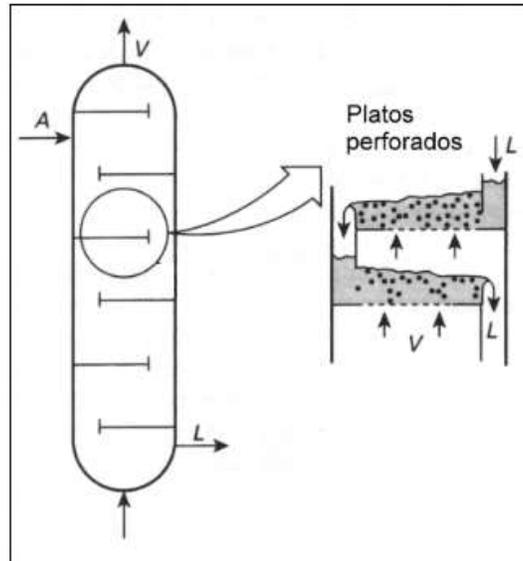


Figura 82. Columna de bandejas tipo tamiz. Fuente: www.fjarabo.webs.ull.es

La corriente ingresante F- 04 lo hace a la temperatura de 110 °C, y la presión de operación del equipo es la atmosférica.

Se utiliza el simulador Chemcad 6.1.3 para el diseño de la columna y los resultados obtenidos se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 134. Características generales T- 02

Datos generales	
Numero de etapas	29
Plato de alimentación	17
Altura de la columna	13.05 m
Diámetro interno de la torre	0.9 m
Espaciado entre bandejas	0.45 m
Ancho de vertedero	0.171 m
Longitud del vertedero	0.706 m
Área del vertedero	0.084 m ²
Altura del borde de vertedero	0.051 m
Área de la bandeja	0.636 m ²
Área activa de la bandeja	0.468 m ²
Presión de trabajo	1 atm
Caída de presión en la columna	0.01 atm
Temperatura del destilado	174.138 °C
Temperatura del fondo	213.133 °C
Calor en el condensador	-286878 kcal/h
Calor en el rehervidor	358445 kcal/h
Relación de reflujo	1.55

Fuente: Chemcad 6.1.3

Diseño del condensador de columna T- 02

Este equipo forma parte de la torre de destilación T- 02, y para generar una descripción más detallada del mismo se realiza su diseño de manera separada.

Se emplea el simulador Chemcad 6.1.3 como herramienta de diseño y los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas. El fluido a condensar ingresa por los tubos y por la coraza circula agua de enfriamiento.

Tabla 135. Características geométricas condensador de T-02

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.20 m
Numero de tubos	42
Longitud de tubos	0.91 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	9
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 136. Características de transferencia de calor de T-02

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	2.02 m ²
Área requerida	1.18 m ²
LMTD	133.45
U Calculado	768.44 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	459.81 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	182145.12 kcal
Exceso	71.04 %
Coefficiente de obstrucción coraza	1.761x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	1.761x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.07 atm
Delta P (tubos)	0.02 atm
Velocidad en coraza	0.11 m/s
Velocidad en tubos	2.19 m/s

Diseño de rehervidor de columna T-02

Este equipo forma parte de la torre de destilación T- 02, y se realiza su diseño de manera separada para generar una descripción más detallada del mismo.

Se emplea el simulador Chemcad 6.1.3 como herramienta de diseño y los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas. El fluido a calefaccionar ingresa por los tubos y por la coraza circula vapor sobrecalentado a 240 °C y 34.11 kg/cm².

Tabla 137. Características geométricas del rehervidor de T- 02

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.25 m
Numero de tubos	69
Longitud de tubos	3.05 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	48
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 138. Características de transferencia de calor rehervidor de T- 02

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	11.58 m ²
Área requerida	10.50 m ²
LMTD	58.04
U Calculado	418.77 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	379.55 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	242116.04 kcal
Calor especificado	219440.64 kcal
Exceso	10.33 %
Coefficiente de obstrucción coraza	1.761x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	1.761x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.02 atm
Delta P (tubos)	0.16 atm
Coefficiente de película (coraza)	7393.48 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	662.93 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	2.21 m/s
Velocidad en tubos	7.03 m/s

Diseño de enfriador IC- 06

El enfriador IC- 06 se utiliza para reducir la temperatura de la corriente G3 que sale del fondo de la columna de destilación C- 02 hasta 60 °C, para poder ingresarla como líquida a la columna de destilación siguiente T- 03 que opera bajo vacío, de lo contrario, si no se enfriara se convertiría toda la masa en vapor al aplicarle el vacío de la columna.

Se trata de un intercambiador de calor de casco y tubo que utiliza agua de pozo a 20 °C como medio de enfriamiento.

Tabla 139. Características geométricas IC- 06

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.2 m
Numero de tubos	42
Longitud de tubos	0.91 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	9
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 140. Características de transferencia de calor IC- 06

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	2.02 m ²
Área requerida	1.95 m ²
LMTD	80.04
U Calculado	131.88 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	127.7 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	18318.15 kcal
Exceso	3.27 %
Coefficiente de obstrucción coraza	1.761x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.02 atm
Delta P (tubos)	0.01 atm
Coefficiente de película (coraza)	807.31 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	204.35 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	0.02 m/s
Velocidad en tubos	0.01 m/s

Fuente: Chemcad 6.1.3

Diseño de la torre de destilación T-03

La corriente de fondo G3, proveniente de la columna de destilación T- 02, luego de enfriarse en el intercambiador IC- 06 es tratada en la columna de destilación al vacío T- 03 para la recuperación y recirculación de la mayor parte de la α -monoclorhidrina y del catalizador ácido hexanoico.

Se utiliza una columna de bandejas tipo tamiz, por ser una de las opciones más económicas, con mejores características antiincrustantes y con baja caída de presión.

Para el diseño de esta se utiliza el simulador Chemcad 6.1.3 y los resultados obtenidos se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 141. Características generales T- 03

Datos generales	
Numero de etapas	25
Plato de alimentación	11
Altura de la columna	12 m
Diámetro interno de la torre	0.9 m
Espaciado entre bandejas	0.48 m
Ancho de vertedero	0.171 m
Longitud del vertedero	0.706 m
Área del vertedero	0.084 m ²
Altura del borde de vertedero	0.051 m
Área de la bandeja	0.636 m ²
Área activa de la bandeja	0.468 m ²
Presión de trabajo	0.2 atm
Caída de presión en la columna	0.01 atm
Temperatura del destilado	161.97 °C
Temperatura del fondo	194.27 °C
Calor en el condensador	-17792.5 kcal/h
Calor en el rehervidor	29717.6 kcal/h
Relación de reflujo	1.55

Fuente: Chemcad 6.1.3

Diseño del condensador de columna T- 03

Este equipo forma parte de la torre de destilación T- 03, y para generar una descripción más detallada del mismo se realiza su diseño de manera separada.

Se emplea el simulador Chemcad 6.1.3 como herramienta de diseño y los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas. El fluido a condensar ingresa por los tubos y por la

Tabla 142. Características geométricas condensador de T- 03

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.12 m
Numero de tubos	10
Longitud de tubos	0.8 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	7
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 143. Características de transferencia de calor del condensador de T-03

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	0.43 m ²
Área requerida	0.35 m ²
LMTD	166.99
U Calculado	360.21 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	292.28 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	22201.41 kcal
Calor especificado	18015 kcal
Exceso	23.24 %
Coefficiente de obstrucción coraza	1.761x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	1.761x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.02 atm
Delta P (tubos)	0.01 atm
Coefficiente de película (coraza)	1229.25 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	787.18kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	0.03 m/s
Velocidad en tubos	0.59 m/s

Diseño de rehervidor de columna T-03

Este equipo forma parte de la torre de destilación T- 03, y se realiza su diseño de manera separada para generar una descripción más detallada del mismo. Se emplea el simulador Chemcad 6.1.3 como herramienta de diseño y los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas. El fluido a calefaccionar ingresa por los tubos y por la coraza circula vapor sobrecalentado a 240 °C y 34.11 kg/cm²

Tabla 144. Características geométricas rehervidor de T- 03

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.15 m
Numero de tubos	18
Longitud de tubos	1.83 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	26
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 145. Características de transferencia de calor rehervidor de T- 03

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	1.79 m ²
Área requerida	1.71 m ²
LMTD	54.46
U Calculado	172.56 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	165.2 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	14448.25 kcal
Exceso	4.46 %
Delta P (coraza)	0.01 atm
Delta P (tubos)	0.01 atm
Coefficiente de película (coraza)	17146.18 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	227.86 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	0.13 m/s
Velocidad en tubos	0.03 m/s

Tanque de almacenamiento TK- 02

El tanque TK- 02 se utiliza para el almacenamiento provisorio de residuos que provienen de la unidad de ultrafiltración, del electrodesionizador y de los fondos de la columna de destilación T- 03.

Debido a que el volumen de las tres corrientes ingresantes no es grande, la capacidad de diseño adoptada será tal que permita el almacenamiento de residuos generados durante 1 mes de producción.

m_{sB2} = Masa semanal de B2 (1118.60 kg)

m_{B2} = Masa mensual de B2 (4474.4 kg)

ρ_{B2} = Densidad de corriente B2 (1243.34 kg/m³)

m_{sC1} = Masa semanal de C1 (5593 kg)

m_{C1} = Masa mensual de C1 (22372 kg)

ρ_{C1} = Densidad de corriente C1 (1208.93 kg/m³)

m_{sG5} = Masa semanal de G5 (2032.24 kg)

m_{G5} = Masa mensual de G5 (8128.96 kg)

ρ_{G5} = Densidad de corriente G5 (1108.40 kg/m³)

V_{B2} = Volumen de B2 acumulado

$$V_{B2} = \frac{m_{B2}}{\rho}$$

$$V_{B2} = \frac{4474.4 \text{ kg}}{1143.34 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{B2} = 3.91 \text{ m}^3$$

V_{C1} = Volumen de C1 acumulado

$$V_{C1} = \frac{m_{C1}}{\rho}$$

$$V_{C1} = \frac{22372 \text{ kg}}{1208.93 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{C1} = 18.51 \text{ m}^3$$

V_{G5} = Volumen de C1 acumulado

$$V_{G5} = \frac{m_{G5}}{\rho}$$

$$V_{G5} = \frac{8128.96 \text{ kg}}{1108.40 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{G5} = 7.33 \text{ m}^3$$

$$V_T = V_{B2} + V_{C1} + V_{G5}$$

$$V_T = 3.91 \text{ m}^3 + 18.51 \text{ m}^3 + 7.33 \text{ m}^3$$

$$V_T = 29.75 \text{ m}^3$$

Se considera un valor de 1.2 como sobredimensionamiento de seguridad, por lo tanto, el volumen requerido será de 35.7 m^3 .

A los fines comerciales y de diseño, se adopta un tanque de 38 m^3 con una relación de esbeltez de 1.5, de esta manera se calculan las dimensiones.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 38}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = 3.18 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, se calcula h de la siguiente manera,

$$h = 1.5 \times D$$

$$h = 4.77 \text{ m}$$

El tanque será cilíndrico vertical con fondo redondeado para impedir la acumulación de suciedad en los bordes y de las siguientes características:

Tabla 146. Características generales TK- 02

TK- 02	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable AISI 316L
Volumen	38 m ³
Diámetro	3.18 m
Altura	4.77 m

Tanque de almacenamiento TK- 03

El TK- 03 es el que almacena el glicerol refinado proveniente del intercambiador de calor IC- 01. El principal objetivo de este tanque es de disponer de una capacidad de glicerol refinado en stock para que la etapa de hidroclicación pueda iniciarse al mismo tiempo que inicia la purificación del glicerol crudo, sin depender del refinado producido en ese momento.

m_g = Masa semanal de glicerol refinado (26651,24 kg)

ρ = Densidad del glicerol refinado (1257,18 kg/m³)

V_1 = Volumen semanal de glicerol refinado

$$V_1 = \frac{m_g}{\rho}$$

$$V_1 = \frac{26651,24 \text{ kg}}{1257,18 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_1 = 21,2 \text{ m}^3$$

Se considera un valor de 1.2 como sobredimensionamiento de seguridad, por lo tanto, el volumen requerido será de 25,44 m³.

A los fines comerciales y de diseño, se adopta un tanque de 26 m³ con una relación de esbeltez de 1.5, de esta manera se calculan las dimensiones.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D =$ Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vt}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 26}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = 2,80 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, se calcula h de la siguiente manera,

$$h = 1.5 \times D$$

$$h = 4,21 \text{ m}$$

El tanque será cilíndrico vertical con fondo redondeado para impedir la acumulación de suciedad en los bordes y de las siguientes características:

Tabla 147. Características generales TK- 03

TK- 03	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable AISI 316L
Volumen	26 m ³
Diámetro	2,80 m
Altura	4,21 m

Tanque de almacenamiento TK- 07

El TK- 07 se utiliza para el almacenamiento del catalizador, ácido hexanoico, que posteriormente es utilizado en la reacción de hidroclicación.

Debido a que las cantidades de catalizador utilizadas semanalmente en la producción son relativamente pequeñas, comparadas con la del resto de los reactivos, el diseño se realiza considerando una capacidad de autonomía trimestral.

$$m_{sE1} = \text{Masa semanal de E1 (656.54 kg)}$$

$$m_{E1} = \text{Masa de E1 trimestral (7878.48 kg)}$$

ρ = Densidad de corriente E1 (920.07 kg/m³)

V_{E1} = Volumen de E1 acumulado

$$V_{E1} = \frac{m_{E1}}{\rho}$$

$$V_{E1} = \frac{7878.48 \text{ kg}}{920.07 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{E1} = 8.56 \text{ m}^3$$

Se considera un valor de 1.2 como sobredimensionamiento de seguridad, por lo tanto, el volumen requerido para cada tanque será de 10.27 m³.

A los fines comerciales y de diseño, se adopta un tanque de 11 m³ con una relación de esbeltez de 1.5, de esta manera se calculan las dimensiones.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 11}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = 2.1 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, se calcula h de la siguiente manera,

$$h = 1.5 \times D$$

$$h = 3.16$$

El tanque será cilíndrico vertical con fondo redondeado para impedir la acumulación de suciedad en los bordes y de las siguientes características:

Tabla 148. Características generales TK- 07

TK- 07	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable AISI 316L
Volumen	11 m ³
Diámetro	2.1 m
Altura	3.16 m

Tanque de almacenamiento TK- 08

El tanque TK- 02 se utiliza para el almacenamiento provisorio de residuos que provienen de la unidad de ultrafiltración, del electrodesionizador y de los fondos de la columna de destilación T- 03.

Debido a que el volumen de las tres corrientes ingresantes no es grande, la capacidad de diseño adoptada será tal que permita el almacenamiento de residuos generados durante 1 mes de producción.

m_{sB2} = Masa semanal de B2 (1118.60 kg)

m_{B2} = Masa mensual de B2 (4474.4 kg)

ρ_{B2} = Densidad de corriente B2 (1243.34 kg/m³)

m_{sC1} = Masa semanal de C1 (5593 kg)

m_{C1} = Masa mensual de C1 (22372 kg)

ρ_{C1} = Densidad de corriente C1 (1208.93 kg/m³)

m_{sG5} = Masa semanal de G5 (2032.24 kg)

m_{G5} = Masa mensual de G5 (8128.96 kg)

ρ_{G5} = Densidad de corriente G5 (1108.40 kg/m³)

V_{B2} = Volumen de B2 acumulado

$$V_{B2} = \frac{m_{B2}}{\rho}$$

$$V_{B2} = \frac{4474.4 \text{ kg}}{1143.34 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{B2} = 3.91 \text{ m}^3$$

V_{C1} = Volumen de C1 acumulado

$$V_{C1} = \frac{m_{C1}}{\rho}$$

$$V_{C1} = \frac{22372 \text{ kg}}{1208.93 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{C1} = 18.51 \text{ m}^3$$

V_{G5} = Volumen de C1 acumulado

$$V_{G5} = \frac{m_{G5}}{\rho}$$

$$V_{G5} = \frac{8128.96 \text{ kg}}{1108.40 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{G5} = 7.33 \text{ m}^3$$

$$V_T = V_{B2} + V_{C1} + V_{G5}$$

$$V_T = 3.91 \text{ m}^3 + 18.51 \text{ m}^3 + 7.33 \text{ m}^3$$

$$V_T = 29.75 \text{ m}^3$$

Se considera un valor de 1.2 como sobredimensionamiento de seguridad, por lo tanto, el volumen requerido será de 35.7 m^3 .

A los fines comerciales y de diseño, se adopta un tanque de 38 m^3 con una relación de esbeltez de 1.5, de esta manera se calculan las dimensiones.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 38}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = 3.18 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, se calcula h de la siguiente manera,

$$h = 1.5 \times D$$

$$h = 4.77 \text{ m}$$

El tanque será cilíndrico vertical con fondo redondeado para impedir la acumulación de suciedad en los bordes y de las siguientes características:

Tabla 149. Características generales TK- 08

TK- 08	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable AISI 316L
Volumen	38 m ³
Diámetro	3.18 m
Altura	4.77 m

DESHIDROCLORACIÓN DE DICLORHIDRINAS

Diseño de Mezclador M- 03

Se adoptó un mezclador estático para preparar la solución alcalina a partir de hidróxido de sodio líquido al 50% p/p y agua, para lograr una solución al 20 % p/p.

El mezclador estático es un dispositivo tubular que se utiliza principalmente para el procesamiento en línea. La palabra estático significa que no hay piezas móviles, a diferencia de un mecanismo de agitación. La mezcla tiene lugar debido a la forma de los elementos del mezclador fijados en el interior del tubo. La energía de mezcla es producida por la caída de presión a través del aparato. El mezclador estático se caracteriza por sus bajos costes de inversión y de funcionamiento. El fluido se mueve a través del mezclador estático en línea, creando un flujo continuo y homogéneo con baja caída de presión.



Figura 83. Funcionamiento de mezclador estático. Fuente: www.novatecfs.com

El funcionamiento del mezclador estático como se ve en la figura 76. Cuenta de los siguientes pasos:

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

Cálculo del Número de Reynolds

$$Re = \frac{3,175 \cdot Q \cdot S}{U \cdot D} \quad \text{Ec. (8.19)}$$

Donde:

Q = Caudal en GPM

S = Gravedad específica.

U = Viscosidad en Cps.

D = Diámetro de la tubería.

Siendo:

Q=7.4121 gpm

S=1.204

U= 2.07 cp

D= 1 plg

Cálculo:

$$Re = \frac{3,175.7,4121.1,204}{2,07.1}$$

$$Re = 13.69$$

Numero Reynolds	Elementos requeridos
> 1000	6
500 a 1000	12
10 a 500	18
< 10	24

Figura 84. Relación entre Número de Reynolds y los elementos requeridos

Si siguiendo con un número de Reynolds igual a 13 corresponden 18 elementos requeridos internos. Se adopta un modelo de mezclador estático:

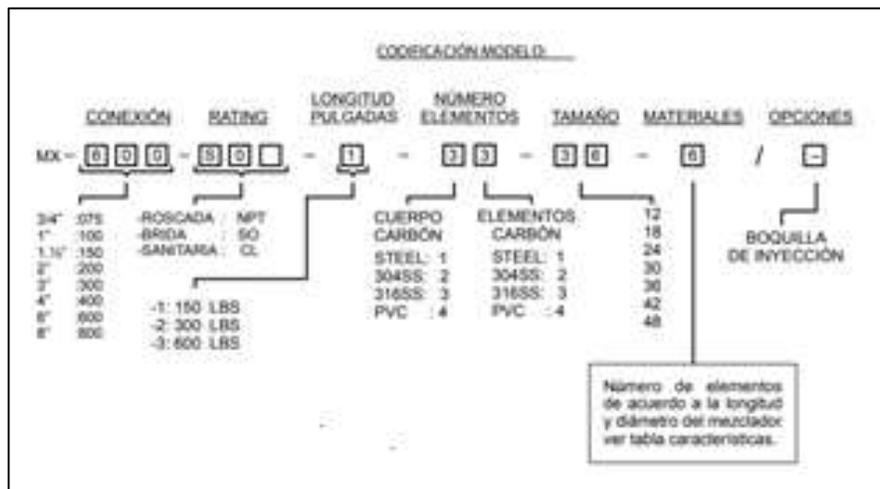


Figura 85. Codificación modelo de los mezcladores estáticos

Tabla 150. Características generales M - 03

M- 03	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable AISI 316L
Volumen	0.000225 m ³
Diámetro	0.025 m
Longitud	0.46 m

Diseño de intercambiador IC-07

La corriente K4 es precalentada antes de ingresar a la columna reactiva hasta 90 °C que es la temperatura de reacción. El fluido de calefacción es vapor saturado de caldera a 140 °C y 3.62 bar de presión absoluta. El calentamiento se lleva a cabo mediante un intercambiador de calor de tubo y coraza, con la solución circulando por el lado de los tubos y el vapor por coraza.

Se utiliza el simulador Chemcad 6.1.3 para el diseño del equipo.

Tabla 151. Características geométricas IC- 07

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AFL
Diámetro interior de coraza	0.1524 m
Numero de tubos	20
Longitud de tubos	1.83 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	26
Espaciado de los baffles	0.05 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 152. Datos de transferencia de calor IC- 07

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	2.19 m ²
Área requerida	1.79 m ²
LMTD	67014
U Calculado	558.44 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	503.53 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	74492.80 kcal
Exceso	10.90 %
Coefficiente de obstrucción coraza	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.08 atm
Delta P (tubos)	0.01 atm
Coefficiente de película (coraza)	12216.00 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	996.46 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	13.46 m/s
Velocidad en tubos	0.24 m/s

Diseño de torre de destilación reactiva T- 04

La destilación reactiva consiste en la implementación simultánea de la reacción y destilación en una columna. Esta operación se utiliza para los siguientes casos: para separar mezclas de compuestos de características químicas muy similares, que no modifican significativamente su volatilidad relativa por la inclusión de una segunda fase; para alcanzar conversiones altas de los reactivos cuando el producto es el componente más volátil de la mezcla.

Las columnas de destilación emplean múltiples etapas o bandejas físicas para ayudar en la separación de líquidos.

Estas bandejas distribuyen las áreas superficiales del líquido que cae y el vapor ascendente creando un mejor contacto y transferencia de calor. Se selecciona una columna con bandejas de tipo tamiz ya que son la opción más económica, tienen mejores características antiincrustantes y menor caída de presión que las bandejas de válvula o tapa de burbuja.

La unidad de reacción es una columna de destilación reactiva isotérmica que permite la remoción instantánea de la epiclorhidrina que se va formando, evitando de esta manera pérdidas en el rendimiento por su hidrólisis. Por el fondo de la columna se inyecta vapor a contracorriente para arrastrar la epiclorhidrina no disuelta producida por la reacción. La

Tabla 153. Datos generales IC- 07

Datos generales	
Numero de etapas	40
Plato de alimentación	3 y 39
Altura de la columna	12 m
Diámetro interno de la torre	0.457 m
Espaciado entre bandejas	0.609 m
Ancho	0.083m
Longitud	0.352 m
Área	0.020 m ²
Longitud del vertedero	0.0254 m
Altura del vertedero	0.0508 m
Área de la bandeja	0.164 m ²
Área activa de la bandeja	0.124 m ²
Porcentaje inundado	80%
Arrastre fraccional	0.004
Flujo mínimo de vapor	480.225kg/h
Perdida de presión por bandeja	0.006 atm
Presión de trabajo	0.30 atm
Caída de presión en la columna	0.240 atm
Temperatura del destilado	69.37 °C
Temperatura del fondo	79.20 °C
Calor en el condensador	-2.537 x 10 ⁵ kcal/h
Calor en el rehervidor	4.309 x 10 ⁴ kcal/h

Fuente: ChemCad 6.1.3

cantidad de vapor inyectada es tal que por la cima de columna la relación en peso de agua/epiclorhidrina es 1/(2,5).

Cinética de reacción

La 1,3 DCH y la 1,2 DCH reaccionan en paralelo con NaOH para formar epiclorhidrina, las reacciones siguen una cinética de segundo orden.

Para el cálculo de la columna reactiva en Chemcad 6.1.3 se utilizó los coeficientes estequiométricos de las reacciones y la conversión de cada una.

Diseño del condensador de columna T- 04

Este equipo forma parte de la torre de destilación reactiva T- 04, y para generar una descripción más detallada del mismo se realiza su diseño de manera separada.

Tabla 154. Características geométricas condensador T04

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.2032 m
Numero de tubos	41
Longitud de tubos	1.8288 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	1
Espaciado de los baffles	0.0508 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Doble segmentación

Tabla 155. Características de transferencia de calor de T- 04

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	4.2769 m ²
Área requerida	1.5420 m ²
LMTD	25.512
U Calculado	285.04 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	102.77 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	9230.25 kcal
Exceso	1.77 %
Delta P (coraza)	0.34 atm
Delta P (tubos)	0.34 atm
Coefficiente de película (coraza)	2714.87 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	457.15 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	3.682 m/s
Velocidad en tubos	0.014 m/s

Diseño del rehervidor de columna T- 04

Este equipo forma parte de la torre de destilación reactiva T- 04, y se realiza su diseño de manera separada para generar una descripción más detallada del mismo.

Se emplea el simulador Chemcad 6.1.3 como herramienta de diseño y los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas. El fluido a calefaccionar ingresa por los tubos y por la coraza circula vapor sobrecalentado a 240 °C y 34.11 kg/cm².

Tabla 157. Características geométricas del rehervidor de T- 04

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	0.54 m
Numero de tubos	39
Longitud de tubos	3.22 m
Diámetro exterior de tubo	0.0191 m
Diámetro interior de tubo	0.0157 m
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	1
Espaciado de los baffles	0.04 m
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 156. Características de transferencia de calor rehervidor de T- 04

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	55.20 m ²
Área requerida	44.85 m ²
LMTD	78.53
U Calculado	205.14 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	166.70 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	709661.05kcal
Calor especificado	679543.12kcal
Exceso	23.06 %
Coefficiente de obstrucción coraza	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.34 atm
Delta P (tubos)	0.34 atm
Velocidad en coraza	28.15m/s
Velocidad en tubos	36.38 m/s

Tanque de almacenamiento TK- 06

Las dimensiones del tanque se calculan considerando un flujo másico de corriente, compuesta en su mayoría por α,γ -diclorhidrina, de 1244.8 kg/h en 28 h, y una relación de esbeltez de 1.5.

ρ = Densidad de la mezcla

Q_m = Caudal másico

Q_v = Caudal volumétrico

$$Q_v = \frac{Q_m}{\rho} \quad \text{Ec (8-20)}$$

$$Q_v = \frac{34854.4 \text{ kg/h}}{1264.579 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_v = 27.56 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para el cálculo del volumen del tanque se toma en cuenta el volumen correspondiente al doble del caudal de entrada, o sea 55.12 m³. Para los fines prácticos y comerciales se adopta un tanque de 55 m³.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 55}{\pi \times 1.5}} \quad \text{Ec (8-21)}$$

$$D = 3.6 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, el valor de h será:

$$h = 1.5 \times D \quad \text{Ec (8-22)}$$

$$h = 5.40 \text{ m}$$

Por lo tanto, las dimensiones del tanque serán:

Tabla 158. Características tanques de almacenamiento

TK- 06	
Cantidad	2
Material	Acero inoxidable
Volumen	55 m ³
Diámetro	3.60 m
Altura	5.40 m

Tanque de almacenamiento TK- 09

Las dimensiones del tanque se calculan considerando un flujo másico de corriente de residuo salino, de 3512.31 kg/h en 28 h, y una relación de esbeltez de 1.5.

ρ = Densidad de la mezcla

Q_m = Caudal másico

Q_v = Caudal volumétrico

$$Q_v = \frac{Q_m}{\rho} \quad \text{Ec (8-23)}$$

$$Q_v = \frac{98344.68 \text{ kg/h}}{1160.511 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_v = 84.74 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para el cálculo del volumen del tanque se toma en cuenta el volumen correspondiente al doble del caudal de entrada, o sea 169.49 m³. Para los fines prácticos y comerciales se adopta un tanque de 170 m³.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 170}{\pi \times 1.5}} \quad \text{Ec (8-24)}$$

$$D = 5.2 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, el valor de h será:

$$h = 1.5 \times D \quad \text{Ec (8-25)}$$

$$h = 7.9 \text{ m}$$

Por lo tanto, las dimensiones del tanque serán:

Tabla 159. Características tanques de almacenamiento

TK- 09	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable
Volumen	170 m ³
Diámetro	5.20 m
Altura	7.90 m

Tanque de almacenamiento TK- 11

El TK- 11 es el que almacena hidróxido de sodio al 50 %. Teniendo en cuenta que la disponibilidad en el mercado es grande y de fácil adquisición, se diseñan dos tanques iguales que permitan una autonomía de producción de 15 días entre ambos.

Las dimensiones del tanque se calculan considerando un flujo másico de corriente de soda cáustica, de 810.94 kg/h en 28 h, y una relación de esbeltez de 1.5.

ρ = Densidad de la mezcla

Q_m = Caudal másico

Q_v = Caudal volumétrico

$$Q_v = \frac{Q_m}{\rho} \quad \text{Ec (8-26)}$$

$$Q_v = \frac{22706.32 \text{ kg/h}}{1525.414 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_v = 14.88 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para el cálculo del volumen del tanque se toma en cuenta el volumen correspondiente al doble del caudal de entrada, o sea 29.77 m³. Para los fines prácticos y comerciales se adopta un tanque de 30 m³.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = h / D = 1.5$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1.5 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 1.5}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 30}{\pi \times 1.5}} \quad \text{Ec (8-27)}$$

$$D = 2.9 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, el valor de h será:

$$h = 1.5 \times D \quad \text{Ec (8-28)}$$

$$h = 4.4 \text{ m}$$

Por lo tanto, las dimensiones del tanque serán:

Tabla 160. Características tanques de almacenamiento

TK- 11	
Cantidad	2
Material	Acero inoxidable
Volumen	30 m ³
Diámetro	2.90 m
Altura	4.40 m

PURIFICACIÓN DE EPICLORHIDRINAS

Decantador DC-01

Un decantador gravitatorio se utiliza para la separación continua de dos líquidos no miscibles de densidades diferentes. La mezcla de alimentación entra por un extremo del separador; los dos líquidos fluyen lentamente a través del tanque, se separan en dos capas, y descargan por los rebosaderos situados al otro extremo del separador. Con tal de que los rebosaderos sean lo suficientemente grandes, para que la resistencia de fricción al flujo de líquidos pueda despreciarse, y la descarga se haga a la misma presión que existe

en el espacio gaseoso situado sobre el líquido del tanque, el funcionamiento del decantador puede estudiarse según los principios de la estática de fluidos.

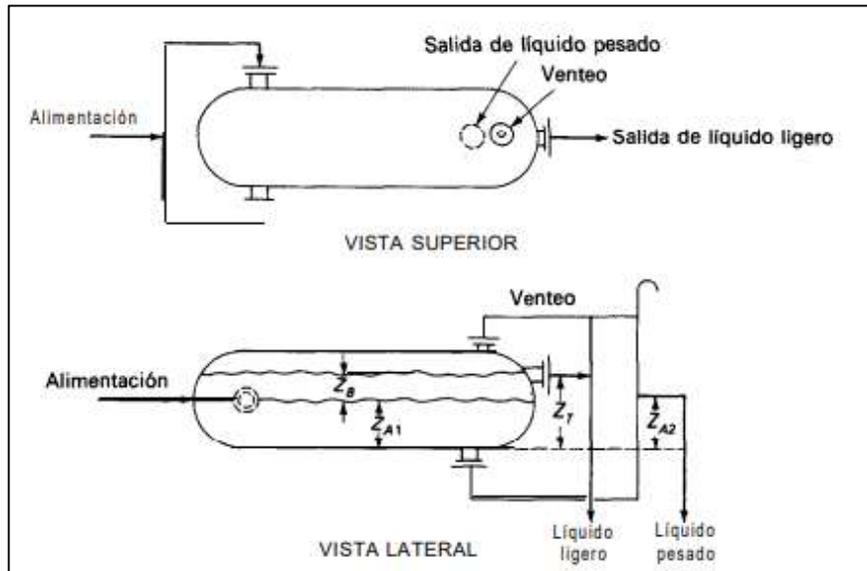


Figura 86. Características del decantador

Supongamos, por ejemplo, que en el decantador de la figura anterior, la densidad del líquido pesado es ρ_A y la del líquido ligero ρ_B . Sea Z_{A1} , la altura de la capa de líquido pesado y Z_B , la del líquido ligero. La altura total de líquido en el tanque Z_T , queda fijada por la posición del rebosadero para el líquido ligero. La descarga del líquido pesado se hace a través de un rebosadero conectado al fondo del tanque cuya altura sobre la base del mismo es Z_{A2} . Las conducciones de rebose y la parte superior del tanque están en comunicación con la atmósfera.

El tamaño de un decantador viene dado por el tiempo que se requiere para la separación, que a su vez depende de la diferencia entre las densidades de los dos líquidos y de la viscosidad de la fase continua. Con tal de que los líquidos sean claros y no formen emulsiones, el tiempo de separación puede estimarse a partir de la ecuación empírica

$$t = \frac{6.24 * \mu}{\rho_A - \rho_B} \quad \text{Ec (8-29)}$$

De donde:

μ = viscosidad de la fase continua 1.002cp

$\rho_A = 1180 \text{ kg/m}^3 = 73.66 \text{ lb/ft}^3$

$\rho_B = 997 \text{ kg/m}^3 = 62.24 \text{ lb/ft}^3$

Reemplazando se obtiene un tiempo de separación de 0.55h

Con el tiempo de separación se puede obtener el volumen del decantador de acuerdo con los caudales de entrada.

Volumen de ingreso=0.57659m³

El tanque debería estar lleno un 95%, por lo que el volumen sería de un 0.606943m³.

La longitud del tanque debe ser unas cinco veces su diámetro, de donde de acuerdo al cálculo del volumen del cilindro puede obtenerse el diámetro y la longitud del tanque.

$$V = \pi * r^2 * h = \pi * \frac{d^2}{4} * 5 * d$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{4*V}{5*\pi}} = \text{Ec (8-30)}$$

d=0.537m

r=0.2685

h=0.685

La fracción de volumen del tanque ocupado por el líquido es del 95% como se dijo anteriormente, y para un cilindro horizontal esto quiere decir que la altura del líquido será de un 90% del diámetro.

$$Z_T = 0.9 * 0.537 \text{m} = 0.4830 \text{m} \quad \text{Ec (8-31)}$$

Si la interface está a igual distancia del fondo del tanque que de la superficie del líquido, por medio de la ecuación siguiente podremos calcular la altura del rebosadero:

$$Z_{A2} = Z_{A1} * \left(1 - \frac{\rho_B}{\rho_A}\right) + Z_T * \left(\frac{\rho_B}{\rho_A}\right) \quad \text{Ec (8-32)}$$

Z_T= altura total del tanque

Z_{A1}=altura del líquido pesado 0.2415m

Z_{A2}=altura del rebosadero

Z_B=altura del líquido liviano

Obteniendo así que la altura del rebosadero debería ser de 0.445547m

El material de construcción del decantador será de acero inoxidable

Tabla 161. Características decantador

DEC- 01	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable
Volumen	0.606943 m ³
Diámetro	0.537 m
Altura	2.685 m

Tanque de almacenamiento TK- 08

El tanque TK- 08 almacenara el producto resultante del decantador.

Teniendo en cuenta la capacidad de operación de la planta se diseñan dos tanques idénticos que permitirá almacenar nuestro producto.

M_E = Masa de producto en 14hs (281.647kg/h x 14hs =3943.06kg)

ρ = Densidad del producto

V_1 = Volumen de producto

$$V_1 = \frac{mE}{\rho} = \frac{3943.06kg}{995.3kg/m^3} \quad \text{Ec (8-33)}$$

$$V_1=3.96m^3$$

Se considera un valor de 1.2 como sobredimensionamiento de seguridad, por lo tanto el volumen total requerido para cada tanque será de 4.75 m³.

V_t = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

$e = h / D$ = Relación de esbeltez

$$e = \frac{h}{D} = 1.5$$

$$V = \frac{\pi * D^2 * h}{4} = \frac{\pi * D^3 * 1.5}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4*V}{\pi*1.5}} \text{Ec (8-34)}$$

$$D = 1.59m$$

Teniendo en cuenta que $h/D = 1.5$, se calcula h de la siguiente manera,

$$h = 1.5 \times D$$

$$Ec (8-35)$$

$$h = 2.38m$$

Tabla 162. Características tanques de almacenamiento

TK- 08	
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable
Volumen	3.96 m ³
Diámetro	1.59 m
Altura	2.38 m

Por lo tanto, ambos tanques serán cilíndricos verticales con fondo redondeado para impedir acumulación de basura.

Intercambiador de calor IC- 08

La corriente M1 proveniente del decantador sale a una temperatura de 25°C lo que es necesario elevar su temperatura a 113°C para luego ser derivada al compresor C-03.

Se utiliza un intercambiador de calor de tubo y coraza, el que el vapor de agua circula por el lado de los tubos a 140°C mientras que por el lado de coraza se hace circular nuestra corriente. Se emplea el simulador ChemCad 6.1.3 para el diseño del equipo.

Tabla 163. Características geométricas del intercambiador de calor

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	20.32 cm
Numero de tubos	42
Longitud de tubos	1.83 m
Diámetro exterior de tubo	1.91 cm
Diámetro interior de tubo	1.57 cm
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	31
Espaciado de los baffles	2.66 cm
Segmentación de los baffles	15 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 164. Características de transferencia de calor del Intercambiador IC-08

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	4.12 m ²
Área requerida	3.02 m ²
LMTD	1
U Calculado	569.67 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	417.77 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	91644.59 kcal
Exceso	36.36 %
Delta P (coraza)	0.065atm
Delta P (tubos)	0.0052atm
Coefficiente de película (coraza)	853.95 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	2.5211 m/s
Velocidad en tubos	0.5241 m/s

Fuente: Chemcad 6.1.3

Compresor C-03

El vapor que sale del intercambiador se comprime hasta 4.5Bar. en esta etapa se adopta un compresor de diafragma de la marca Schuan New Tianyuan Technologies Co de idénticas características que utilizados en etapas anteriores C-01 y C-02.

El hecho de que la presión máxima que admite el equipo es de 8Bar da un margen aceptable para que se pueda aplicar esta opción y de esta manera trabajar con todos los equipos iguales.

A continuación, se detallan los principales datos técnicos del equipo.

Tabla 165. Características del compresor

Datos generales	
Tipo	GV-8/8-160
Flujo máximo	8 m ³ /h
Presión de entrada máxima	8 bar
Presión de salida máxima	16 bar
Potencia	3 kw
Velocidad de rotación	400 rpm
Peso	650 kg
Dimensiones	1.31 m x 0.686 m x 0.98 m

Tamiz Molecular PSA (TM-01)

Esta unidad será utilizada para aumentar la concentración de la epiclorhidrina del 98 al 99.9% quedando el agua retenida en la zeolita.

Para el diseño de este equipo se adoptó un tamiz molecular diseñado para obtener alcohol etílico del 98 al 99.9% utilizando datos tabulados del dimensionamiento geométrico de acuerdo al caudal de entrada llegando a los siguientes resultados para un caudal de 10600l/día:

Tabla 166. Dimensionamiento del tamiz molecular

Caudal másico de entrada (kh/h)	890.319
Temperatura de la corriente gaseosa (°C)	150
Constante dependiendo del tipo de partícula (psi*min ² /lbm)	8.89E-5
Velocidad máxima del gas (m/s)	0.8189
Velocidad mínima del gas (m/s)	0.1676
Flujo mínimo para deshidratar (kg/h)	69.36
Diámetro de columna (m)	0.38
Diámetro máximo de tamiz(m)	0.30
Cantidad de agua retenida por el desecante (kg/h)	33.71
Ciclo de adsorción (h)	10
Capacidad de adsorción del material (kg de agua/ kg desecante)	0.21
Constante de la zona de tamiz	1.7
Longitud de la zona MTZ (m)	0.39
Densidad del desecante (kg/m ³)	752.87
Longitud de la zona de saturación (m)	2.015
Longitud del lecho (m)	2.47
Relación L/D	2.2

Fuente: www.dspace.unitru.edu.pe.com

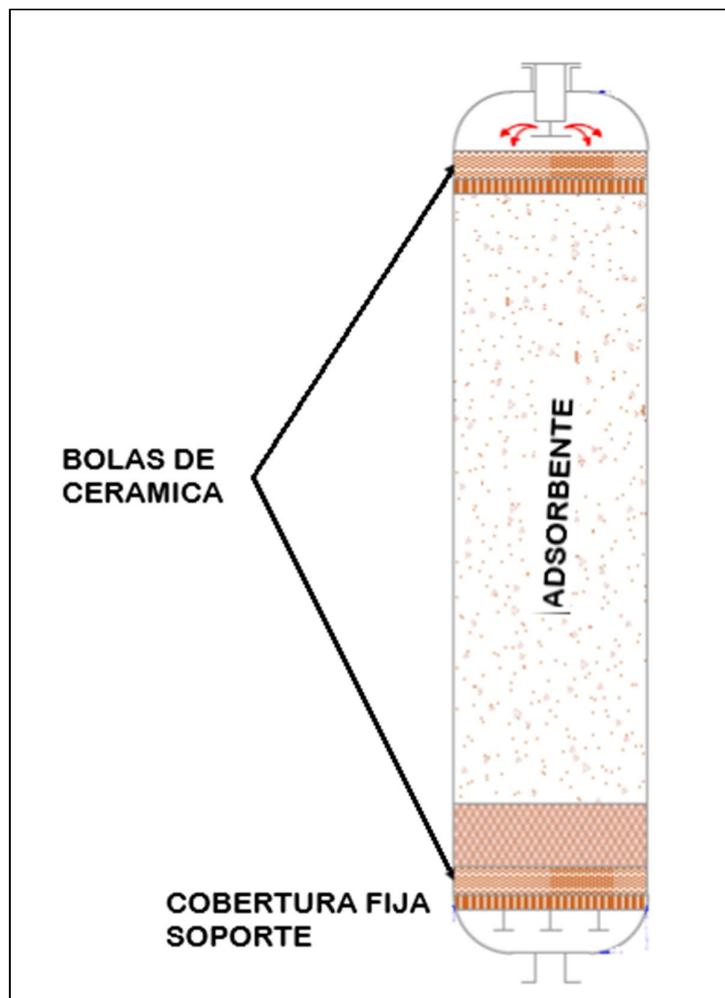


Figura 87. Esquema representativo del tamiz molecular PSA

Tanque de almacenamiento TK-10

El tanque TK-10 almacenará la epiclorhidrina resultante de la producción.

Teniendo en cuenta la capacidad de operación de la planta se diseñan dos tanques idénticos que permitirá almacenar nuestro producto.

M_E = Masa semanal de epiclorhidrina (891.207kg/h x 14hs x 2 días =24953.796kg)

ρ = Densidad de la epiclorhidrina

V_1 = Volumen semanal de epiclorhidrina

$$V_1 = \frac{m_E}{\rho} = \frac{24953.796kg}{1180kg/m^3} \quad \text{Ec (8-36)}$$

$$V_1 = 42.3m^3$$

Se considera un valor de 1.2 como sobredimensionamiento de seguridad, por lo tanto, el volumen total requerido para cada tanque será de 42.3 m³.

Para el diseño se adoptará un tanque que permitirá almacenar cuatro semanas de producción por lo que el volumen requerido de almacenamiento será de:

$$Vt = 4 * 42.3 = 169.2 \text{ m}^3$$

Por lo que el volumen de nuestro tanque debería ser de 169.2 m³, para que el tamaño no sea tan grande se pondrán dos tanques de igual tamaño

$$Vt_1 = 169.2 / 2 = 84.6 \text{ m}^3$$

Vt1 = Volumen del tanque

h = Altura del tanque

D = Diámetro del tanque

e = h / D = Relación de esbeltez

$$e = \frac{h}{D} = 1.5$$

$$V = \frac{\pi * D^2 * h}{4} = \frac{\pi * D^3 * 1.5}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * V}{\pi * 1.5}} \quad \text{Ec (8-37)}$$

$$D = 4.16 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que h/D = 1.5, se calcula h de la siguiente manera:

$$h = 1.5 * D \quad \text{Ec (8-38)}$$

$$h = 6.23 \text{ m}$$

Por lo tanto, ambos tanques serán cilíndricos verticales con fondo redondeado para impedir la acumulación de suciedad en los bordes y de las siguientes características:

Tabla 167. Características tanques de almacenamiento

TK- 10	
Cantidad	2
Material	Acero inoxidable
Volumen	84.6 m ³
Diámetro	4.16 m
Altura	6.23 m

Intercambiador de calor IC- 09

La corriente proveniente de la torre de adsorción sale a una temperatura de 110° y es necesario enfriarla a 20° para su posterior almacenamiento.

Se la hace circular por un intercambiador de calor en el cual se utiliza agua a 20° para enfriarla.

Se emplea el simulador Chemcad para obtener los datos del equipo.

Tabla 168. Características geométricas IC- 07

Datos geométricos	
Clase/Tipo de intercambiador	R/AEL
Diámetro interior de coraza	15.24 cm
Numero de tubos	20
Longitud de tubos	2.44 m
Diámetro exterior de tubo	1.91 cm
Diámetro interior de tubo	1.58 cm
Arreglo de tubos	Triangular
Pasos por los tubos	2
Nº de baffles	40
Espaciado de los baffles	5.25 cm
Segmentación de los baffles	17 %
Tipo de baffles	Simple segmentación

Tabla 169. Características de transferencia de calor del intercambiador Ic-08

Datos de transferencia de calor	
Área de transferencia efectiva	2.92 m ²
Área requerida	2.11 m ²
LMTD	0.959
U Calculado	467.99 h.m ² .°C/kcal
U Servicio	370.35 h.m ² .°C/kcal
Calor calculado	116318.40 kcal
Calor especificado	92049.60 kcal
Exceso	26.36 %
Coefficiente de obstrucción coraza	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Coefficiente de obstrucción tubos	2.048x10 ⁻⁴ m ² .h.°C/kcal
Delta P (coraza)	0.26atm
Delta P (tubos)	0.01atm
Coefficiente de película (coraza)	1111.84 kcal/h.m ² .°C
Coefficiente de película (tubos)	1628.06 kcal/h.m ² .°C
Velocidad en coraza	9.23m/s
Velocidad en tubos	0.29 m/s

CAPÍTULO 9

SERVICIOS AUXILIARES

INTRODUCCIÓN

En el siguiente capítulo, se determinarán los requerimientos de las bombas en los equipos del proceso, de agua y energía necesarios para llevar a cabo el proceso.

En base a los cálculos realizados en el capítulo de Balance de Materia y Energía, en los que se especifica los requerimientos de agua y vapor del proceso, se procederá, en primera instancia a los cálculos de las bombas y tanque de almacenamiento para la extracción del agua subterránea junto con la red de distribución y la torre de enfriamiento. En una segunda etapa se adoptará una caldera para la satisfacción de la demanda de vapor del proceso.

Para concluir se adoptan los equipos necesarios para cumplir con las demandas necesarias.

ADOPCIÓN DE BOMBAS

Para el transporte de fluido a lo largo de todo el proceso es necesario tener las cañerías y bombas adecuadas a cada equipo para su correcta distribución. Para ello se procede a los cálculos para poder adoptar las cañerías y bombas más adecuadas.

Los parámetros necesarios para estimar son:

- Diámetro mínimo de la tubería de aspiración y de impulsión
- Potencia mínima de la bomba a instalar
- Altura neta positiva de aspiración (NPSH).

Los pasos para determinar el equipamiento necesario son los siguientes:

Paso I: calcular por varias iteraciones el diámetro de la tubería y la velocidad de aspiración empleando las siguientes ecuaciones sacadas del libro Warring:

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v_s}} \quad (\text{Ec 9-1})$$

D_s = diámetro de la tubería de aspiración en m

Q = caudal de entrada en m³/s

v_s = velocidad de aspiración en m/s

Paso II: Con el resultado anterior se reemplaza en la formula siguiente hasta que los valores coincida, donde el valor de f es supuesto.

$$\frac{D_s^5}{f} = \frac{8 \cdot Q \cdot (L + L_{eq})}{\pi \cdot h_f \cdot g} \quad (\text{Ec 9-2})$$

Donde:

L = longitud de la tubería en m

L_{eq} = longitud equivalente de los accesorios en m

H_f = perdida por fricción en m

Paso III: calcular el número de Reynolds

$$N_{re} = \frac{v_s \cdot D_s \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ec 9-3})$$

Donde

ρ = densidad en kg/m³

μ = viscosidad en Pa*s

Paso IV: Ir al diagrama de Mosi con el N_{re} y la rugosidad relativa e/d y obtener el valor de f . Si este valor coincide con el supuesto los cálculos continúan

Paso V: calcular la altura efectiva de aspiración y la de impulsión.

$$hes = hss + \frac{vs^2}{2 * g} - hfs \quad (\text{Ec 9-4})$$

$$hei = hsi + \frac{vi^2}{2 * g} - hfi$$

hes= altura efectiva de succión en m

hei= altura efectiva de succión en m

Paso VI: cálculo de la altura efectiva de bombeo

$$htb = hes - hei \quad (\text{Ec 9-5})$$

Paso VII: cálculo de potencia de la bomba

$$P = \frac{Q * \rho * htb}{\mu} (\text{Ec 9-6})$$

Paso VIII: este paso no es necesario, pero se realiza para calcular la altura efectiva de aspiración NPSH

$$NPSH = hss + Ps - hv \quad (\text{Ec 9-7})$$

Donde:

Ps= presión del sistema en m

hv= presión de vapor del líquido en m obtenido de la página 3-45 tabla 3-5 de Manual del Ingeniero Químico Perry

Con estos cálculos, tras realizar varias iteraciones en los primeros pasos, se llegaron a los siguientes resultados.

Bomba B01

Esta bomba será utilizada para trasladar el glicerol al mezclador y proceder a la purificación. (TK- 01 a M- 01).

Tabla 170. Resultado bomba n°1

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	1214.54
ρ : Densidad del fluido	1243.56
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.977
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.088
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.500
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba	0.750
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1"
g: aceleración de la gravedad	9.80 m/s ²
H ₁ : carga estática de succión	0.500
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	2.000
N _{Re1} : número de Reynold.	185.013
N _{Re2} : número de Reynold.	226.633
Flujo laminar: $f_1=64/N_{re}$	0.346
Flujo laminar: $f_2=64/N_{re}$	0.282
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.630
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.923
H _{pv} : presión de vapor del líquido	0.240 m
Presión del sistema Ps m	10.330
η : eficiencia de la bomba	0.700
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.274
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.239
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.051
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	1.104
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.925
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.686
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.590
P: potencia calculada (watt)	0.338

Bomba B01''

La bomba B01'' cumple la función de transportar agua al mezclador para el proceso previo a la purificación del glicerol.

Tabla 171.Bomba B01''

Caudal másico de la corriente kg/h	846.976
ρ : Densidad del fluido	1000.000
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.846976
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba. (Valor	0.500
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba. (Valor	1.500
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba (Fórmula página	1''
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	2/3''
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	2
N _{Re1} : número de Reynold.	12235
N _{Re2} : número de Reynold.	21195
f1	0.036
f2	0.038
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.552
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.608
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η :eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.029
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.484
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.128
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.803
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.312
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.828
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada (watt)	0.278

Bomba B-02

La bomba 02 será la encargada de llevar el producto obtenido del mezclador a la unidad de ultrafiltración (M- 01 a UF- 01).

Tabla 172.Bomba n°2

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	2061.516
ρ : Densidad del fluido	1129.306
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	1.826
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.004
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.5
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	3/4"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	2
N _{Re1} : número de Reynold.	1843.461
N _{Re2} : número de Reynold.	10433.751
Flujo laminar f1	0.035
Flujo turbulento f2	0.046
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.046
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.773
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
η : eficiencia de la bomba	0.7
Presión del sistema Ps m	10.33
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.037
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.478
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.102
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	1.449
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.756
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.279
NPSH _{disponible} : carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada (watt)	0.228

Bomba B-03

La bomba B03 es la encargada de llevar una de las corrientes que sale de la unidad de

Tabla 173. Bomba n3

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	2021.580
ρ : Densidad del fluido	1129.306
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	1.7896
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.004
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	1
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	3
N _{Re1} : número de Reynold.	7304.201
N _{Re2} : número de Reynold.	10323.425
Flujo turbulento f1	0.032
Flujo turbulento f2	0.033
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.082
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	3.765
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.051
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.135
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.92
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.102
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	1.405
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.799
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.879
NPSH _{disponible} : carga neta de succión positiva	11.09
P: potencia calculada (watt)	0.705

Bomba B04

La bomba B04 será la encargada de transportar la corriente precalentada proveniente del intercambiador a la torre de destilación (IC- 02 a T- 01)

Tabla 174.Bomba n°4

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	1821.818
ρ : Densidad del fluido	1100.829
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	1.655
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1.75
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1
N _{Re1} : número de Reynold.	20299.0463
N _{Re2} : número de Reynold.	26853.1142
Flujo turbulento f1	0.038
Flujo turbulento f2	0.040
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.54017
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.786384
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.123
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.428
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.089
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.611
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.546
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.119
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada (watt)	0.087

Bomba B05

La bomba 05 será la encargada de transportar las corrientes provenientes del tanque de almacenamiento al de residuos (IC- 02 a TK- 03)

Tabla 175.Bomba n°5

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	951.834
ρ : Densidad del fluido	1205.331
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.789
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.013
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	3/4"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H1: carga estática de succión	1
H2: carga estática de descarga, (m)	6
N _{Re1} : número de Reynold.	1603.589
N _{Re2} : número de Reynold.	2268.613
Flujo turbulento f1	0.039
Flujo turbulento f2	0.028
Le1: longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.540
Le2: longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	6.863
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.188
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.863
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.102
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	3.347
h ₂ : altura efectiva de impulsión	2.484
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	1.408
NPSH _{disponible} : carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada (watt)	0.932

Bomba B06

La bomba b06 es la encargada de trasladar el fluido del electrodesionizador al primer intercambiador de calor (EDI-01 a IC-01)

Tabla 176. Bomba n°6

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	1821.818
ρ : Densidad del fluido	1118.975
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	1.633
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.004
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba	2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1.5
N _{Re1} : número de Reynold.	7153.223
N _{Re2} : número de Reynold.	2237.941
Flujo turbulento f1	0.046
Flujo turbulento f2	0.029
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.533
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.213
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.051
h _{f 1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.102
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.149
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.401
h _{f 2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.76
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.944
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.794
NPSH _{disponible} : carga neta de succión positiva	0.068
P: potencia calculada (watt)	0.57

Bomba B07

Esta bomba es la encargada de llevar el fluido desde el tanque de almacenamiento al

Tabla 177.Bomba n°7

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	1821.818
ρ : Densidad del fluido	1118.975
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	1.633
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.004
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1.5
N _{Re1} : número de Reynold.	7153.223
N _{Re2} : número de Reynold.	2237.940
Flujo turbulento f1	0.046
Flujo turbulento f2	0.029
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.533
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.213
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	0.7
η :eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.051
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.102
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.149
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.401
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.76
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.944
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.794
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	0.069
P: potencia calculada	0.57

Bomba B08

Es la encargada de transportar la corriente de salida del reactor al tanque de almacenamiento (R- 01 a TK- 05)

Tabla 178.Bomba n°8

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	435.283
ρ : Densidad del fluido	1000
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.435
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1/2"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	6.5
N _{Re1} : número de Reynold.	1241
N _{Re2} : número de Reynold.	17547.4147
Flujo turbulento f1	0.039
Flujo turbulento f2	0.040
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.906
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	6.552
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.459
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.091
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.102
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	6.12
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.58
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.489
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.341
P: potencia calculada	0.353

Bomba B09

La bomba 0.9 es la encargada de transportar la corriente salida del reactor a la columna de destilación (R- 01 a T- O2).

Tabla 179.Bomba n°9

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	1457.054
ρ : Densidad del fluido	1184.749
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	1.229
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba	2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	7
N _{Re1} : número de Reynold.	23826.36288
N _{Re2} : número de Reynold.	33696.223
Flujo turbulento f1	0.038
Flujo turbulento f2	0.04
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	3.022
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + codo de 90° + válvula de compuerta abierta	8.577
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.051
h_{f1} : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.281
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.270
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.102
h_{f2} : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	4.748
h ₂ : altura efectiva de impulsión	2.457
h_{fe} : altura total de bombeo o de elevación	2.187
NPSH _{disponible} : carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada	1.264

Bomba B10

La bomba 10 será la encargada de trasladar la corriente de salida de la torre de destilación al intercambiador de calor (T- 02 a IC- 06).

Tabla 180.Bomba n°10

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	212.254
ρ : Densidad del fluido	902.609
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.235
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1.2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1/2"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1
N _{Re1} : número de Reynold.	8045.842
N _{Re2} : número de Reynold.	8814.339
Flujo turbulento f1	0.049
Flujo turbulento f2	0.049
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.0707
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.40
H _{pv} : presión de vapor del líquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.293
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.258
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.605
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.468
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.210
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	40.59
P: potencia calculada	0.018

Bomba B11

Se encargará de trasportar los productos obtenidos de la torre de destilación al tanque de almacenamiento (T- 03 a TK- 02)

Tabla 181.Bomba n°11

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	72.721
ρ : Densidad del fluido	1108.396
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.066
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.003604
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.5
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	0.00683
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	0.00394
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	4.80
N _{Re1} : número de Reynold.	1050.27
N _{Re2} : número de Reynold.	1454.078
Flujo turbulento f1	0.061
Flujo turbulento f2	0.044
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.498
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	6.057
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.171
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.342
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	3.451
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.371
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	1.029
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada	0.04

Bomba B12

La bomba 12 es la encargada de trasportar la corriente del tanque al tanque de almacenamiento.

Tabla 182.Bomba n°12

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	212.254
ρ : Densidad del fluido	902.609
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.235
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.5
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1/2"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	7
N _{Re1} : número de Reynold.	5689.700
N _{Re2} : número de Reynold.	8046.459
Flujo turbulento f1	0.038
Flujo turbulento f2	0.045
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.055
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	12.390
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η :eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.05102
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.077
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.436
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.051
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	3.119
h ₂ : altura efectiva de impulsión	3.931
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	3.496
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada	0.294

Bomba B13

La bomba 13 transportara el producto obtenido en el decantador a uno de los tanques para luego llevarlo de nuevo a la recirculación del proceso. (DC- 01 a TK- 08)

Tabla 183.Bomba n°13

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	281.645
ρ : Densidad del fluido	997.324
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.282
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.5
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	3/4"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	2.4
N _{Re1} : número de Reynold.	76380.627
N _{Re2} : número de Reynold.	10795.883
Flujo turbulento f1	0.042
Flujo turbulento f2	0.047
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.033
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	4.130
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.077
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.436
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.051
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.990
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.461
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	1.025
NPSH _{disponible} : carga neta de succión positiva	10.590
P: potencia calculada	0.111

Bomba B14

Es la encargada de llevar los productos almacenados en el tanque resultante del decantador al mezclador. (TK- 08 a M- 03)

Tabla 184.Bomba n°14

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	281.645
ρ : Densidad del fluido	997.324
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.282
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.5
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	0.80
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	3/4"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1
N _{Re1} : número de Reynold.	76380.627
N _{Re2} : número de Reynold.	10795.883
Flujo turbulento f1	0.042
Flujo turbulento f2	0.047
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.033
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.473
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.051
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.077
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.436
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.041
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.345
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.033
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.597
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.55
P: potencia calculada	0.067

Bomba B15

La bomba 15 llevará la corriente resultante del mezclador al intercambiador de calor. (M-03 a IC- 07).

Tabla 185.Bomba n°15

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	2028.579
ρ : Densidad del fluido	1102.362
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	1.840
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.002
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba. (Valor	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba. (Valor	1.5
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba (Fórmula página	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1
N _{Re1} : número de Reynold.	13456.058
N _{Re2} : número de Reynold.	16162.791
Flujo turbulento f1	0.037
Flujo turbulento f2	0.038
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.118
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.395
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.051
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.154
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.397
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.077
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.498
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.115
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.718
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada	0.578

Bomba B16

Transporta la corriente de hidróxido de sodio al mezclador (M- 03).

Tabla 186.Bomba n°16

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	810.94
ρ : Densidad del fluido	1400
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.579
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.5
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H1: carga estática de succión	0.5
H2: carga estática de descarga, (m)	1
N _{Re1} : número de Reynold.	14000
N _{Re2} : número de Reynold.	19600
Flujo turbulento f1	0.036
Flujo turbulento f2	0.04
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.360
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.602
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η :eficiencia de la bomba	
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.054
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.459
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.051
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.379
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.672
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.213
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59

Bomba B17

Es la encargada de transportar la epiclorhidrina decantada hasta el intercambiador de calor (DC- 01 a IC- 08).

Tabla 187.Bomba nº17

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	903.722
ρ : Densidad del fluido	1176.743
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.768
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba	1
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1.5
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	3/4"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1
N _{Re1} : número de Reynold.	16967.571
N _{Re2} : número de Reynold.	20780.943
Flujo turbulento f1	0.036
Flujo turbulento f2	0.044
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.688
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.809
H _{pv} : presión de vapor del liquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.051
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.194
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.357
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.089
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.208
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.907
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.550
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.070
P: potencia calculada	0.197

Bomba B18

La bomba 18 transporta el fluido del tanque al compresor.

Tabla 188.Bomba n°18

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	800.830
ρ : Densidad del fluido	1120
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.715
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.0019
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.75
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	1.2
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	3/4"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	3/4"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	1
N _{Re1} : número de Reynold.	7957.894
N _{Re2} : número de Reynold.	10268.611
Flujo turbulento f1	0.032
Flujo turbulento f2	0.044
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.674
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	2.145
H _{pv} : presión de vapor del líquido	0.24m
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.038
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.085
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.444
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.061
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.462
h ₂ : altura efectiva de impulsión	0.611
hfe : altura total de bombeo o de elevación	0.167
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada	0.053

Bomba B19

Es la encargada de transportar al tanque de residuos.

Tabla 189.Bomba n°19

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente kg/h	72.721
ρ : Densidad del fluido	1108.396
Tiempo de transporte	1h
Q: Caudal volumétrico de la corriente de ingreso m ³ /h	0.066
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.004
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba	0.5
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba	1
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1/2"
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1/2"
g: aceleración de la gravedad	9.8
H ₁ : carga estática de succión	0.5
H ₂ : carga estática de descarga, (m)	4
N _{Re1} : número de Reynold.	1045.657
N _{Re2} : número de Reynold.	1485.447
Flujo laminar f1	0.0612
Flujo laminar f2	0.043
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	1.292
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 1 codo de 90° + válvula de compuerta abierta	5.20
H _{pv} : presión de vapor del líquido	0.24
Presión del sistema Ps m	10.33
η : eficiencia de la bomba	0.7
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.025
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.148
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.365
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.025
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	2.362
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.689
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	1.324
NPSH disponible: carga neta de succión positiva	10.59
P: potencia calculada	0.038

Bomba B20

Esta bomba es la encargada generar el vacío en los lechos de los tamices moleculares para regenerar el mismo. De acuerdo al volumen de desplazamiento que se requiere se adopta una bomba de vacío provista por Dosivac. En la siguiente tabla se muestra las especificaciones de la misma.

Tabla 190.Bomba n°20

DVR 140	
Motor Potencia	1/2 HP
Frecuencia	50 / 60 Hz
RPM	1440 @ 50 Hz 1730 @ 60 Hz
Tensión	110 / 220V Arranque por capacitor Protector térmico c/ react. Automática
Desplazamiento	140 l/min @ 50 Hz 170 l/min @ 60 Hz
Nº etapas	2
Vacío nominal	15 mm Hg 0.020 mbar
Peso	15.9kg
Ancho	1/4" FLARE - 1/2" ACME
Altura	14,5 cm
Longitud	26,5 cm
Cont. de aceite	43 cm

ELECCIÓN DE BOMBA

En base a los resultados obtenidos se llegó a la siguiente selección de bombas de los equipos teniendo en cuenta los diámetros máximos obtenidos de aspiración y salida de la bomba junto con las temperaturas, presiones y potencia, trabajando en un máximo de 0.5 Hp, con excepción de la bomba B02 y B03 que se seleccionó una bomba de mayor, de 0.75Hp de potencia, ya que son equipos que trabajan bajo presión.

A continuación, se describe cada una de ellas en las Tablas 182 y 183

Tabla 191. Bomba seleccionada para el proceso 0.5HP

Selección de bomba	
Proveedor	EBARA CORP
Material de construcción	Acero AISI 316L
Serie	Rango 3
Modelo	3LM4
Código de bomba	3LM4E32-160/037R
Máxima presión de trabajo	10bar
Caudal máximo de trabajo	5.7 m ³ /h
Máxima temperatura de trabajo	+120°C
Altura manométrica	7 m
Velocidad de gira	No especificada
Potencia	0.5Hp
Eficiencia	25%
Diámetro de succión	25mm
NPSHr	2.1
Diámetro de descarga	32mm
Masa	19.7kg

Tabla 192. Bomba seleccionada de 0.75HP

Selección de bomba	
Proveedor	EBARA CORP
Material de construcción	Acero AISI 316L
Serie	Rango 3
Modelo	3LM4
Código de bomba	MMD4 32-250/1.1
Máxima presión de trabajo	10bar
Caudal máximo de trabajo	15 m ³ /h
Máxima temperatura de trabajo	+120°C
Altura manométrica	7 m
Velocidad de gira	No especificada
Potencia	0.75HP
Eficiencia	25%
Diámetro de succión	50mm
NPSHr	4
Diámetro de descarga	32mm
Masa	53Kg

SERVICIO DE AGUA

El parque industrial de pilar no cuenta con servicio de distribución de agua, por lo que la industria deberá extraer el agua de la napa acuífera, pudiendo extraer una cantidad máxima limitada de 10000L/h (10m³/h) para el que se utilizará un equipo de bombeo y una red de distribución interna.

Este servicio será utilizado para proveer de agua a los laboratorios, baños, vestidores, comedor y oficinas. Para el proceso y reposición de los circuitos cerrados, la planta, contará con esta estación de bombeo propia.

Agua requerida en las diferentes etapas

En el siguiente cuadro se resumen los requerimientos de agua en cada una de las etapas del proceso.

Tabla 193. Agua requerida en las diferentes etapas

ETAPA	M ³ por día
Mezclador M01	11.86
Mezclador M03	18.78
Reactor R03	3.64
Agua de refrigeración	45.36
Reposicion de la caldera	42.78
Usos generales	0.5
Total	122.92

Si bien el mayor consumo de agua lo requiere el proceso de refrigeración, esta con un correcto manejo de temperatura por medio de las torres de enfriamiento, es recirculada al proceso, por lo que no implica un gasto constante de la misma.

Para usos generales se estimó un consumo de 500 litros diarios.

Tanque principal de almacenamiento de agua

Como se mencionó en el comienzo del capítulo, el agua, utilizada en la planta proviene de las perforaciones subterráneas dentro del parque industrial. Esta agua es bombeada a un tanque principal y de este se deriva hacia el proceso y las instalaciones de la empresa.

Dimensionamiento del tanque principal de agua

Para poder realizar el dimensionamiento del tanque, se tiene en cuenta la cantidad de agua requerida en las diferentes etapas. Por razones de seguridad se considera un volumen del tanque superior al 50 % del volumen de agua consumida.

$$Vt = Va + 0.5 * Va \quad (\text{Ec 9-8})$$

Vt: volumen de del tanque en m³.

Va: volumen de agua consumida por día en m³

Para este tipo de tanque se utiliza una relación de esbeltez de 1

$$\frac{ht}{dt} = 1 \quad (\text{Ec 9-9})$$

Ht. Altura del tanque en m

Dt. Diámetro del tanque en m

Como el tanque es cilíndrico se llega a que el volumen del tanque queda determinado por la siguiente fórmula:

$$Vt = \frac{\pi * dt^3 * 1}{4} \quad (\text{Ec 9-10})$$

En la siguiente tabla se muestran los resultados del dimensionamiento del tanque de almacenamiento.

Tabla 194. Dimensionamiento del tanque de almacenamiento

Datos	
Volumen de agua consumida por día (Va)	122.92
Dimensiones calculadas	
Volumen del tanque (Vt) en m ³	184.38
Diámetro del tanque (dt) en m	6.168
Altura del tanque (ht) en m	6.168
Material	Cemento

Adopción de bombas

En las siguientes tablas se muestran los datos obtenidos para la adopción de las bombas necesarias para el proceso de extracción del agua subterránea como la que se utiliza en la reposición de agua al sistema de refrigeración y enfriamiento.

Tabla 195. Adopción de bomba para extracción de agua del pozo

Objetivo	Bombeo de agua de pozo hasta el tanque principal de almacenamiento de agua
Caudal (m ³ /h)	16.03
Perdida de carga	1.3
Régimen	Continuo
Velocidad de flujo (m/s)	0.93
Altura de bombeo “supuesto” (m)	50
Diámetro de tubería (SCHED 40) (mm)	77.9
Potencia de bomba calculada (HP)	3.77
Potencia de bomba de trabajo (HP)	4
Modelo seleccionado	6BHE(L) 13-5 (2 polos, 50HZ)
Diámetro de motor (in)	6 (AISI 304)
Rendimiento supuesto	75%
Proveedor	EBARA CORPORATION

Tabla 196. Adopción de bomba para reposición de agua al sistema

Objetivo	Reposición de agua al sistema de refrigeración y al circuito de enfriamiento
Caudal (m ³ /h)	12.28
Perdida de carga	5.06
Régimen	Continuo
Velocidad impulsión (m/s)	2.6
Altura de bomba (m)	6.64
Rendimiento supuesto	75%
Diámetro de tubería aspiración (SCHED 40) (in)	35.1
Diámetro de tubería impulsión (SCHED 40) (in)	40.9
Potencia calculada (HP)	0.39
Potencia de trabajo (HP)	0.74
Modelo seleccionado	3LM4 40-160/0.55
Velocidad de giro (rpm)	1.45
Proveedor	EBARA CORPORATION

Diagrama de abastecimiento de agua

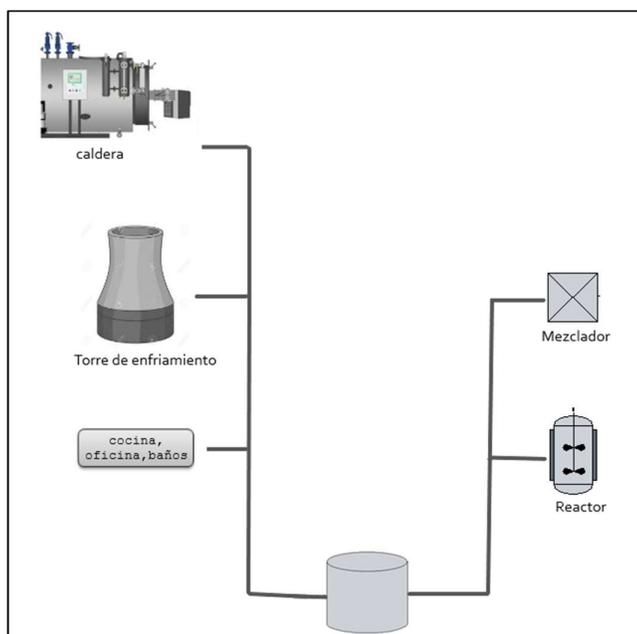


Figura 88. Diagrama de abastecimiento de agua

Sistema de cañerías para abastecimiento de agua

En el cálculo de cada bomba en las diferentes etapas realizado anteriormente, se especifica el diámetro de cada una de las cañerías.

SERVICIO DE VAPOR

En la siguiente tabla se especifican los consumos de vapor requeridos por el proceso en sus diferentes etapas.

Tabla 197. Vapor requerido en las diferentes etapas

Etapa	Caudal (kg/h)
Purificación del glicerol (A)	951.85
Hidroclicación de glicerol (B)	33.85
Deshidroclicación de diclorhidrina (C)	236.71
TOTAL	1222.41

Adopción de caldera

La caldera será adoptada en base a las condiciones más extremas de trabajo, que es en la purificación del glicerol. Donde se requiere una temperatura de 180°C y se trabaja con 2 bar de presión.

El agua extraída del pozo para el proceso se supone que está a 20°C por lo que sufrirá un precalentamiento con los gases de salida de la caldera quedando su temperatura final de aproximadamente unos 50°C.

El calor necesario para calentar el agua de la caldera a la temperatura requerida por el proceso se detalla a continuación:

$$QT = QA + QB + QC \quad (\text{Ec 9-11})$$

QT: calor total de la caldera (kcal/día)

QA: calor requerido por la etapa A(kcal/día)

QB: calor requerido por la etapa B(kcal/día)

QC. Calor requerido por la etapa C(kcal/día)

Teniendo en cuenta los calores específicos correspondientes (Cp) y el respectivo calor latente de evaporación (λ) se procede a los cálculos de los calores requeridos:

Tabla 198. Valores de calores específicos y calores latentes

Cp agua (kcal/kg*°C)	1.09
Cp vapor (kcal/kg*°C)	0.46
λ (kcal/kg)	653.4

Para calcular el calor requerido se emplea la siguiente formula

$$Q = \sum m * cp * (Tf - Ti) \quad (\text{Ec 9-12})$$

En la siguiente tabla se detallan los resultados

Tabla 199. Resultados de cálculos de calor en cada una de las etapas

Etapa	Caudal (m ³ /día)	Tf (°C)	Ti (°C)	Q (kcal/día)
A	13325.9	180	50	9917134.78
B	473.9	110	50	337416.81
C	3313.94	140	50	2390673.32
TOTAL	17113.74	-	-	12645224.91

De acuerdo a los requerimientos caloríficos se adopta la caldera HC-HF16 cuyo proveedor es FONTANET.

Tabla 200. Datos de la caldera seleccionada

Tipo	Humotubular de tres pasos con fondo inundado
Construcción	Tipo paquete con todos los equipos auxiliares incluidos
Combustible	Líquido-gaseoso
Superficie de calefacción	30m ²
Producción de vapor	1.5 a 1.8 Tn/h
Presión de trabajo	2 bar
Rendimiento térmico	87%
Largo	4.65m
Ancho	2.7m
Diámetro de chimenea	0.4m
Proveedor	FONTANET



Figura 89. Caldera HC-HF

Válvulas reguladoras de presión

Para lograr la presión requerida en las diversas etapas se utilizan válvulas reductoras de presión.

Las válvulas serán provistas por SpiraxSarco de Argentina, las características de las mismas son:

Tabla 201. Datos de las válvulas seleccionadas

Serie	M10V
Tamaño	1/4" a 2 1/2"
Material del cuerpo	Acero al carbono forjado zincado o acero inoxidable forjado
Conexiones	Conexiones roscadas bridas ANSI 300 PN16 y 40, socket Weld y butt weld
Temperatura máxima de trabajo	230°C
Presión máxima de trabajo	70 bar
Accionamiento	Manual



Figura 90. Válvula seleccionada

En los puntos del proceso que se utiliza control automático, las válvulas empleadas son electroválvulas que controlan caudales de vapor o agua de enfriamiento y poseen las siguientes características:

- Servo accionada para caudal importante
- Bobina 9W excepto 12V DC 15W
- Temperatura del fluido -30 a +180°C
- Suministrado con bobina 220V AC y conector.



Figura 91. Electroválvula

Balance de masa para determinar las pérdidas de agua en la caldera

Teniendo en cuenta el agua que retorna del condensado y las pérdidas posibles se determina el agua de reposición para la misma.

Tabla 202. Datos para cálculo de agua de reposición

Consumo de vapor por día en Kg/día	17113.74
Retorno del condensado Kg/día	9370.36
Perdidas por retorno (10% del condensado) kg/día	937.04
Reposición de agua (5% del total) kg/día	1277.355

Calculo de la bomba de alimentación a la caldera

Esta es la encargada de transportar el agua del tanque a la caldera. Para la selección se realizó los cálculos para la bomba obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 203. Resultados de cálculos para la bomba de alimentación a la caldera

Parámetros para el cálculo	
Caudal másico de la corriente de agua de alimentación a la	1222.41
ρ : Densidad del residuo	964 kg/m ³
Tiempo de transporte	1 h
Q: Caudal volumétrico de la corriente	1.268
μ : viscosidad del líquido, (kg/m.s)	0.001kg/m*s
V1: velocidad del líquido en la aspiración de la bomba.	0.5m/s
V2: velocidad del líquido en la impulsión de la bomba.	0.75m/s
Ds: diámetro de la tubería a la entrada de la bomba	1 ¼ “
Dd: diámetro de la tubería a la salida de la bomba	1”
g: aceleración de la gravedad	9.80 m/s ²
H ₁ : carga estática de succión	0,5 m
H ₂ : carga estática de descarga	1,5 m
N _{Re1} : número de Reynold.	13978
N _{Re2} : número de Reynold.	1525
k: rugosidad superficial. Tabla 20, página 55 Warring	0,00015
f ₁ : coeficiente de fricción	0.024
f ₂ : coeficiente de fricción	0.032
Le ₁ : longitud equivalente: long cañería + codo de 90° + válvula	5,45 m
Le ₂ : longitud equivalente: long cañería + 2 codo de 90° + válvula	7,2 m
Presión a vencer en la entrada de la caldera: 23,7 kg/cm ²	235m
Ps: presión del sistema	10.33 m
H _{pv} : presión de vapor del líquido a 20 °C. (Tabla 3-5, página 3-	0.24 m
η : eficiencia de la bomba	0.70
Resultados	
V1/2*g: Altura de velocidad de aspiración	0.026 m
hf 1 : altura de carga debido a la fricción en la aspiración	0.057m
h ₁ : altura efectiva de aspiración	0.456m
V2/2*g: Altura de velocidad de impulsión	0.038m
hf 2 : altura de carga debido a la fricción en la impulsión	0.313m
h ₂ : altura efectiva de impulsión	1.215m
h _{fe} : altura total de bombeo o de elevación	0.759m
NPSH _{disponible} : carga neta de succión positiva	10,57 m
P: potencia calculada	0.368watt

La bomba seleccionada es la misma que se utilizó en el resto del proceso debido a los requerimientos energéticos.

Diagrama de abastecimiento de vapor

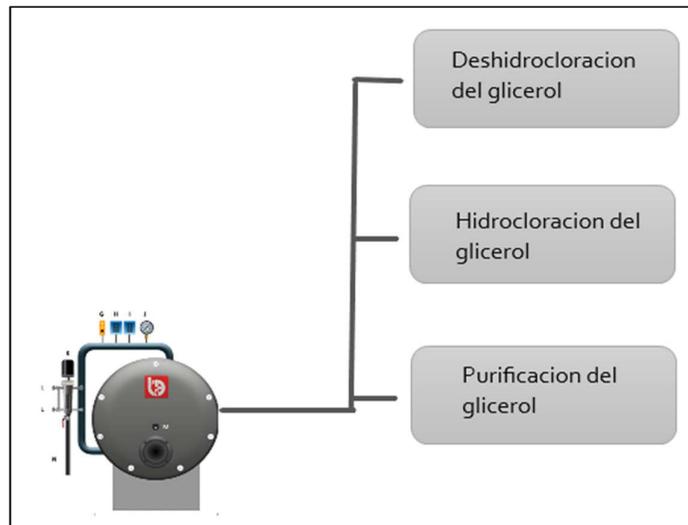


Figura 92. Diagrama de distribución de vapor

CONSUMO DE GAS NATURAL

El caudal nominal de un aparato a gas depende de su gasto calorífico y del poder calorífico superior del gas distribuido.

El gasto calorífico de un aparato a gas es la potencia que consume en su funcionamiento normal, puede venir expresado en base al poder calorífico superior del gas (PCS) o en base al poder calorífico inferior del gas (PCI). Normalmente se refiere al PCS, por lo que el caudal nominal de gas (Q_{GAS}) se calcula según la ecuación:

$$Q_{GAS} = \frac{Q_t}{PCS} \quad \text{Ec (9-13)}$$

Para la potencia (Q_t) se toma el valor máximo de producción de la caldera y se le suma un 10% por el consumo de los demás equipamientos.

$$Q_{GAS} = \frac{903230.3507 \frac{kcal}{h}}{9300 \frac{kcal}{m^3}} = 97.12 \frac{m^3}{h} \quad \text{Ec (9-14)}$$

Este es el caudal en el consumo pico de la planta, habiendo periodos donde se consumirá alrededor de la mitad y otros periodos donde el consumo será mínimo, se obtuvo este valor en condiciones estándares de presión y temperatura.

SERVICIO DE ENFRIAMIENTO

En el servicio de enfriamiento se tiene en cuenta la torre de enfriamiento.

Adopción de torre de enfriamiento

Las torres de enfriamiento deben enfriar el agua que recircula de las etapas anteriores

Tabla 204. Aguas a enfriar de las diferentes etapas

Etapa	Caudal en kg/h	Temp inicial °C	Temp final °C
Pretratamiento del HCl	365.29	20	80
Hidrocloración del glicerol	3215	20	94.33
	865.24	20	50
Deshidrocloración de diclorhidrina	2009	20	80

En las diferentes etapas se especifica la temperatura de salida del agua, por lo que debe ser llevada en todos los casos a 20°C para poder recircularla. El caudal de agua a refrigerar es:

$$Ma = Map + Mar + Mai + Mad - Map + Maa \quad (\text{Ec 9-15})$$

Ma. Masa de agua a enfriar en kg

Map: masa de agua del pretratamiento del HCl en kg

Mar: masa de agua del reactor en kg

Mai: masa de agua del intercambiador

Mad: masa de agua de deshidrocloración en kg

Map: masa de agua perdida kg

Maa: masa de agua adicionada en kg

Tabla 205. Temperatura de salida de cada una de las etapas

Etapa	Cantidad de agua en m ³ /día	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)
Pretratamiento del HCl	5.11	80	20
Agua de reactor	45.01	95	20
Intercambiador	12.11	50	20
Deshidrocloración	28.12	80	20
Perdida de agua por evaporación (3%)	2.71		
Agua adicionada	2.71		
Caudal de agua final	90.34		

Con los datos anteriores se debe calcular el calor absorbido por la torre de enfriamiento:

$$Q_{abs} = \sum ma * cp * (Tf - Ti) \quad (\text{Ec 9-16})$$

Teniendo un cp de 1Kcal/kg °C se llegaron a los siguientes resultados

Tabla 206. Resultado de cálculo de calor necesario absorber en cada etapa

Etapa	Calor absorbido en Kcal/día
Pretratamiento del HCl	306843.6
Reactor	3375750
Intercambiador	363400
Deshidrocloración	1406300
Total	5452293.6

De acuerdo con los resultados obtenidos utilizaremos una torre de enfriamiento, que permite enfriar líquidos industriales en el rango de temperaturas que manejan las torres de enfriamiento sin contaminación con aire o agua sucia.

El líquido a enfriar circula dentro de un intercambiador de calor propio, en el interior de la torre. Es un equipo confiable y de muy bajo mantenimiento, diseñado para trabajar con aguas duras.

Tabla 207. Datos de la torre de enfriamiento

Proveedor	SINAX S.A.
Modelo	EWK 064
Potencia en KW	0.55
Peso Neto	130
Peso del equipo	295
Cantidad de equipos	2

CAPÍTULO 10

CONTROL DE CALIDAD

INTRODUCCIÓN

En el proceso de manufactura, el término de calidad se asocia de manera directa con el de conformidad, y hace referencia a la medida en que el producto corresponde a las especificaciones predefinidas.

A menudo, la calidad de un producto se ve afectada por las desviaciones de los estándares y por la alta variabilidad en torno a las especificaciones de destino, motivo por el cual se debe implementar un control de calidad que garantice la calidad del mismo.

El control de calidad es el conjunto de medidas y procedimientos a seguir para garantizar que la calidad de un producto se mantenga y mejore con respecto a un conjunto de puntos de referencia y que cualquier error encontrado sea eliminado o reducido. El objetivo del control de calidad es garantizar que el producto y la fabricación del producto no solo sean consistentes, sino que también estén en línea con los requisitos del cliente.

En el presente capítulo se establecerán las variables a analizar abarcando desde la recepción de materia prima que ingresa a la planta, productos intermedios, proceso, hasta el producto final. Se detallarán los métodos y técnicas de análisis necesarios en cada una de las etapas junto con las planillas a utilizar en cada punto de control tanto para la inspección de las diferentes variables como para el asentamiento de los resultados obtenidos en laboratorio.

CONTROL DE LA MATERIA PRIMA

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. De igual manera, en el caso del glicerol crudo y el NaOH se realizan análisis de laboratorio en su ingreso a la planta para corroborar con lo especificado por parte del proveedor y definir si son aptas para procesamiento, deben tratarse previamente o en el peor de los casos rechazarse.

Las variables que se analizan son aquellas que pueden llegar a producir alguna caída en el rendimiento si están fuera de los parámetros establecidos.

En la siguiente tabla se especifican los parámetros a controlar en las materias primas.

Tabla 208. Control de materias primas

ETAPA	PUNTO DE CONTROL	CONTROL			TÉCNICA	FRECUENCIA	RESPONSABLE	PLANILLA DE CONTROL
		VARIABLE	VALOR ÓPTIMO	RANGO ACEPTABLE				
Recepción de glicerol crudo	Camión de glicerol crudo	Temperatura	20	± 10 m	Termometro digital	Por camión	Operario de descarga	RP-01
		pH	10	± 1 m	TL- 02	Por camión	Operario de descarga	RP-01
		Densidad	1.2 g/cm ³	± 0.1 g/cm ³	TL- 01	Por camión	Analista de laboratorio	RL-01
		Viscosidad	110 mPa.s	± 10 mPa.s	TL- 03	Por camión	Analista de laboratorio	RL-01
		Contenido de agua	11 %	± 3 %	TL- 04	Por camión	Analista de laboratorio	RL-01
		Contenido de mong	2 %	± 0.5 %	TL- 05	Por camión	Analista de laboratorio	RL-01
		Contenido de glicerol	79 %	± 5 %	TL- 05	Por camión	Analista de laboratorio	RL-01
Recepción de solución de NaOH	Camión de NaOH	Temperatura	25 °C	± 5 °C	Termómetro digital	Por camión	Operario de descarga	RP-01
		Concentración de NaOH	50 %	± 20 %	TL- 06	Por camión	Analista de laboratorio	RL-02

Determinación de la densidad del glicerol crudo (TL-01)

Es una medición rápida y general que se realiza para detectar si el glicerol crudo viene con alguna adulteración o diferencia de concentración demasiado grande. La densidad del glicerol crudo obtenido como subproducto del biodiesel está comprendida entre 1.1 - 1.3 g/cm³, valores fuera de estos límites indicarían alguna anomalía o cambio en la composición del mismo.

El método utilizado para la determinación de la densidad es el del picnómetro. Este es un instrumento de medición sencillo que se utiliza para medir de manera precisa la densidad de líquidos.

En el análisis se utiliza un picnómetro de Gay Lussac de vidrio borosilicato que cuenta con un capilar lateral y un termómetro con escala en vidrio opal, esmerilado cónico y un rango de medición de 10 a 35 °C con columna de mercurio.

Material necesario

- Picnómetro de Gay Lussac de 25 ml
- Agua destilada
- Balanza analítica de precisión 0.001 g
- Termómetro graduado 0.1 °C
- Baño termostático

Procedimiento experimental

- 1- Pesar el picnómetro vacío y anotar su masa (mp)
- 2- Enrasar el picnómetro con agua (fluido de referencia) y anotar su masa (mp+w).
Enrasar el picnómetro significa llenarlo completamente, evitando la formación de burbujas en su interior. Al cerrarlo, el nivel de agua subirá por el capilar y ésta rebosará, quedando el capilar también lleno de agua. Una vez el agua haya rebosado, habrá que secar el picnómetro por fuera antes de pesarlo.
- 3- Enrasar el picnómetro con la solución de glicerol crudo y anotar su masa (mp+g).
Se seguirá el mismo procedimiento y se tendrán las mismas precauciones que al enrasar el picnómetro con agua.

Es importante en todas las mediciones mantener la temperatura del líquido que se va a pesar a 20 °C utilizando el baño termostático o un recipiente con hielo si la temperatura ambiente está por encima de ese valor.

Calculos y resultado

Con los valores obtenidos en los pasos anteriores se calcula la densidad del glicerol crudo sustituyendo en la siguiente ecuación.

$$\rho_g = \frac{m_{p+g} - m_p}{m_{p+w} + m_p} \cdot \rho_w$$

Determinación del pH del glicerol crudo (TL- 02)

Esta técnica se basa en la medición electrométrica de la actividad de los iones hidrogeno presentes en una muestra mediante la utilización de un aparato medidor de pH conocido como potenciómetro.

Material necesario

- Potenciómetro con sus respectivas soluciones reguladoras.
- Vaso de precipitado
- Agitador mecánico o electromagnético
- Termómetro

Procedimiento experimental

- 1- Calibrar el potenciómetro con la solución reguladora de pH 7, por la cercanía de la acidez de la muestra.
- 2- Tomar una porción de la muestra, mezclarla bien por medio de un agitador y ajustar su temperatura a $20^{\circ}\text{C} \pm 0.5^{\circ}\text{C}$.
- 3- Sumergir el electrodo en la muestra de manera que lo cubra perfectamente. Hacer la medición del pH. Sacar el electrodo y lavarlo con agua.

Resultado

El valor de pH se lee directamente sobre la escala del potenciómetro.

Esta medición debe hacerse por triplicado y La diferencia máxima permisible en el resultado de dos pruebas, no debe exceder de 0.1 unidades de pH, en caso contrario se debe repetir la determinación.

Determinación de viscosidad de glicerol crudo (TL- 03)

La viscosidad de la solución de glicerol crudo se determina con un viscosímetro digital Brookfield DV II + Proviscometer equipado con un pequeño adaptador de muestra, una sonda de temperatura y un control de temperatura.

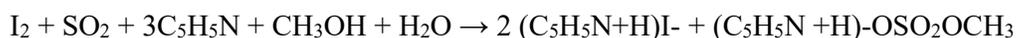
La medición se realiza a la temperatura de 25 °C.



Figura 93. Viscosímetro digital. Fuente: www.elscolab.nl

Determinación del contenido de agua en glicerol crudo (TL- 04)

La determinación volumétrica de agua está basada en la reacción cuantitativa del agua con una solución anhidra de dióxido de azufre e iodo en presencia de una solución amortiguadora, que reacciona con los iones hidrógeno, según la siguiente ecuación:



En la solución volumétrica original, conocida como Reactivo de Karl Fischer, el dióxido de azufre y el iodo se disuelven generalmente en piridina y metanol, pudiéndose utilizar otros solventes y/o bases, en cuyo caso es necesario verificar la estequiometría y la ausencia de interferencias. Para este propósito pueden utilizarse reactivos comerciales teniendo en cuenta las recomendaciones del proveedor.

se disuelve en el reactivo y el contenido de agua es determinado midiendo la cantidad de iodo consumido como resultado de la reacción con el agua. La muestra en ensayo puede valorarse con el Reactivo directamente

El punto final se determina de forma electrométrica utilizando un aparato con un circuito eléctrico simple que genera un potencial aplicado de aproximadamente 200 mV entre un par de electrodos de platino sumergidos en la solución que se desea valorar. En el final de la valoración un ligero exceso de reactivo aumenta el flujo de corriente entre 50 y 150 μ A durante un período de 30 segundos a 30 minutos, dependiendo de la solución que se esté valorando. En el titulador volumétrico automático el cambio abrupto de corriente o de potencial en el punto final hace cerrar una válvula operada por solenoide que controla la bureta que suministra la solución volumétrica.

El aparato que se utiliza para esta medición es un titulador automático Karl Fisher de sistema cerrado que consta de una o dos buretas automáticas y un vaso de valoración cubierto herméticamente, equipado con los electrodos necesarios y un agitador magnético. El aire en el sistema se mantiene seco con un desecante adecuado.

Reactivos y equipos

- Valorador volumétrico automático Karl Fisher automático con celda de titulación, doble electrodo de platino, agitador magnético, bureta dispensadora y unidad de control.
- Jeringas: 5 μ L, 10 μ L y 100 μ L.
- Balanza analítica: capaz de pesar hasta 0,0001 gramos.
- Valorante volumétrico, consistente en una mezcla de una amina orgánica, dióxido de azufre y yodo disuelto en un disolvente no higroscópico. Reactivos comerciales con títulos de 1, 2 y 5 mg de H₂O / ml.
- Solvente Karl Fisher: compuesto típicamente de una amina orgánica y dióxido de azufre disuelto en metanol anhidro.

Procedimiento

- 1- Calibrar el titulador. Para ello, usar una jeringa de 5 uL, inyectar 3,0 uL de agua en la celda de titulación que contiene el disolvente que se ha titulado previamente para eliminar la humedad residual. Calcular el título de la siguiente manera:
$$\text{mg de H}_2\text{O / mL de titulador consumido} = \text{mg / ml de H}_2\text{O equivalente de titrante} \times 3.0$$
- 2- Pese una muestra de 100 μ L de glicerol crudo por diferencia con una jeringa limpia y seca que tiene la aguja insertada en un pequeño trozo de goma de silicona

para reducir la evaporación de la muestra. Se utiliza la balanza analítica para el pesaje.

- 3- Inyecte la muestra en el tabique celular de titulación y vuelva a pesar la jeringa para determinar el peso real inyectado. Valorar la muestra al punto final y registrar los resultados.
- 4- A menos que se especifique de otro modo en la monografía individual, transferir suficiente metanol u otro solvente adecuado al vaso de valoración asegurándose de que el volumen sea suficiente para cubrir los electrodos (aproximadamente 30-40 ml) y valorar con el Reactivo hasta el punto final electrométrico o visual para consumir la humedad que pudiera estar presente. (No considerar el volumen consumido en el cálculo). Agregar rápidamente la muestra preparada según se indica en Preparación de la muestra, mezclar y valorar con el Reactivo hasta el punto final electrométrico o visual. Calcular el contenido de agua en la muestra, en porcentaje, por la fórmula: % agua = $(VF \times 100)/m$ en donde V es el volumen, en ml, del Reactivo consumido en la valoración; F es el factor de equivalencia de agua del reactivo y m la masa de la muestra, en mg.

Resultados

Calcular el contenido de agua en ppm o porcentaje en la muestra según el instrumento, si se ingresó el peso de la muestra, o dividir la lectura del instrumento en gramos de H₂O encontrada por la masa de muestra inyectada con las correcciones apropiadas para cualquier dilución o extracción.

$$\% \text{agua} = \frac{(V_F \cdot 100)}{m}$$

Donde:

V: volúmen en ml del reactivo consumido en la valoración

F: es el factor de equivalencia de agua del reactivo

m: la masa de la muestra en mg.

Determinación de mong y glicerol (TL- 05)

El contenido de glicerol libre y ácidos grasos 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.



Figura 94. Cromatógrafo de gases. Fuente: www.jenck.com

Reactivos y equipos

- Cromatógrafo de gases Shimadzu GC 2010 con sistema GC(Shimadzu, Columbia, MD) equipado con detector de ionización de llama (FID).
- Balanza analítica 0.001 g precisión
- Tubo de ensayos de 15ml
- Tubo de gas helio
- HCl
- Piridina
- Solución estándar de 1,2,4 butanotriol
- Solución de BF₃ – metanol al 10% p/p
- Hexano

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 μ l 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 μ l de solución estándar de 1,2,4 butanetriol (ρ : 0.89 mg/ml).

- 5- Agregar 100 μl de trifluoroacetamida y dejar a 38 °C durante 15 min.
- 6- Filtrar la muestra.
- 7- Tomar con una microjeringa una alícuota de 1 μl 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.

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_3 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.

Resultados

Los resultados de la concentración presente de cada uno de los componentes se leen directamente de la pantalla del equipo.

Control de temperatura en soda cáustica

Es una medición rápida en el camión antes de la descarga. La temperatura no debe ser menor a 18 °C ya que puede producirse congelamiento de la solución por debajo de esa temperatura y las bombas de descarga no funcionarían.

Para este control se toma una muestra directamente del camión cisterna y se mide con un termómetro digital de rango 0-100 °C.

Determinación de concentración de NaOH (TL- 06)

Este análisis se realiza para comparar con lo establecido por el proveedor. Si bien el rango dentro del cual puede adaptarse la solución de hidróxido de sodio al proceso es bastante amplio (30 – 60 %), el objetivo de este análisis es medir la concentración real para que luego el proveedor facture de acuerdo a lo recibido.

Para determinar la concentración de la solución se realiza una titulación volumétrica con HCl.

Reactivos y equipos

- Erlenmeyer
- Bureta
- Agitador magnético
- HCl 0.1N
- Agua destilada
- Fenolftaleína

Procedimiento

- 1- Tomar 1 ml de la solución de NaOH, colocarla en un matraz aforado y agregarle agua destilada hasta completar 100 ml, de esta manera se obtendrá una solución 0.1925 N.
- 2- Preparar una solución de HCl 0.2 N
- 3- Pasar por la bureta 3 veces una solución de HCl 0.1N para arrastras las gotas de agua que pudieran haber quedado.
- 4- Colocar 25 ml de la solución preparada de NaOH en un erlenmeyer e introducir un buzo de agitación.
- 5- Agregar 3 gotas de fenolftaleína.
- 6- Llenar la bureta de 50 ml con solución de HCl 0.2 N.
- 7- Titular usando un agitador magnético hasta desaparición del color violeta en el punto final.

Resultados

- 1- La titulación debe realizarse por triplicado para obtener un resultado confiable.
- 2- Utilizar la siguiente ecuación para el cálculo de la normalidad de la solución de NaOH, considerando la disolución.

$$N_{NaOH} = \frac{V_{HCl} \cdot N_{HCl}}{V_{NaOH}} \cdot 100$$

Una solución de soda caustica al 50 % debe tener una normalidad de 19.25 N. Comparar la desviación respecto a este valor.

CONTROL DE PRODUCTO FINAL

Conocer las especificaciones y características técnicas del producto que se fabrica es indispensable no solo para la selección del mercado y la exigencia de los clientes, sino que también es de gran importancia para el control periódico del rendimiento del proceso. En la tabla 10-2 se especifican los parámetros analizados en la epiclorhidrina final.

Tabla 209. Control de producto final

ETAPA	PUNTO DE CONTROL	CONTROL			TÉCNICA	FRECUENCIA	RESPONSABLE	PLANILLA DE CONTROL
		VARIABLE	VALOR ÓPTIMO	RANGO ACEPTABLE				
Almacenamiento de producto final	Corriente P3	Temperatura	90 °C	± 10 °C	Termómetro digital	2 veces por turno	Operario de descarga	RP-01
		Densidad a 20 °C	1.18 g/cm ³	± 0.1 g/cm ³	TL- 01	Por lote	Analista de laboratorio	RL-03
		Viscosidad a 20 °C	1.037 mPa.s	± 0.1 mPa.s	TL- 03	Por lote	Analista de laboratorio	RL-03
		Contenido de agua	0.1 %	± 0.05 %	TL- 04	Por lote	Analista de laboratorio	RL-03
		Concentración de epiclorhidrina	99.9 %	± 0.1 %	TL- 05	Por lote	Analista de laboratorio	RL-03

Determinación de Epiclorhidrina con GC

Es de fundamental importancia controlar la calidad del producto final que se comercializa, ya que es el principal requerimiento solicitado por los clientes. El grado de pureza de la epiclorhidrina es el principal factor a cumplimentar y por ello se realiza un análisis de laboratorio mediante cromatografía gaseosa para determinar la concentración de salida del producto.

Reactivos y equipos

- Epiclorhidrina grado analítico 99,9 %
- Metanol grado analítico
- Cromatógrafo GC Agilent 6890
- Detector de ionización de llama FID
- Tubo de gas helio como carrier
- Microjeringas de 1 y 100 µl
- Micropipeta de 1 y 5 ml
- Matraz de 50 ml con tapa de teflón
- Matraz de 100 ml
- Balanza analítica 0.01g

Procedimiento

- 1- Colocar aproximadamente 9,8 ml de metanol en un matraz volumétrico de 10 ml con tapa. Dejar reposar el matraz, quitar la tapa durante unos 10 minutos o hasta que todas las superficies mojadas se hayan secado. Pesar el matraz al 0.1 mg más cercano.
- 2- Usando una jeringa de 100 μ l, agregar inmediatamente 2 gotas de material de referencia de epiclorhidrina al matraz, luego volver a pesar. Asegurarse de que las 2 gotas caigan directamente en el metanol sin tocar el cuello del matraz.
- 3- Diluir al volumen, detener y luego mezclar invirtiendo el matraz varias veces. Transferir la solución estándar a una botella de 15 ml con tapa de teflón a rosca.
- 4- Calcular la concentración en microgramos por microlitro con la diferencia de peso de la balanza.

Calibración

- 5- Preparar estándares de dilución secundaria en agua. Los estándares deben prepararse en concentraciones tales que abarquen completamente el rango de trabajo del sistema cromatográfico.
- 6- Usando estándares de dilución secundarios, preparar los estándares de calibración agregando cuidadosamente ul del estándar a 1, 5 o 10 ml de agua libre de productos orgánicos.
- 7- Ensamblar el aparato cromatográfico de gases necesario y establecer parámetros de operación. Al inyectar estándares de dilución secundarios, establecer la curva de calibración y el rango lineal del sistema analítico para epiclorhidrina.

Control de calidad

- Antes de procesar cualquier muestra, el analista debe demostrar diariamente a través del análisis de un blanco de agua sin contenido orgánico que todo el sistema analítico está libre de interferencia.

Recogida, conservación y manejo de muestras

- Recoger unos 500 ml de muestra en un recipiente limpio. Ajuste el pH de la muestra a 6,5 - 7,5 agregando H₂SO₄ diluido 1:1 o NaOH mientras se agita vigorosamente. Si la muestra contiene cloro residual, agregar 35 mg de tiosulfato de sodio por parte por millón de cloro libre por litro de muestra.

- Llenar una botella de 40 ml y selle la botella para que no queden burbujas atrapadas en ella. Mantener el sello hermético en la botella de la muestra hasta el momento del análisis.
- Ajustar el caudal de gas de purga de helio a 20 ml/min y la temperatura del dispositivo de purga a 85 °C. Conectar la entrada de la trampa al dispositivo de purga y configurar el dispositivo para purgar. Abra la válvula de la jeringa ubicada sobre la aguja de introducción de muestras del dispositivo de purga.
- Retirar el émbolo de una jeringa de 5 ml y conectar una válvula de jeringa cerrada. Abrir la botella de muestra (o estándar) y vertir cuidadosamente el agua en el cilindro de la jeringa hasta que se desborde. Reemplazar el émbolo de la jeringa y comprimir la muestra. Abrir la válvula de la jeringa y ventilar el aire residual mientras se ajusta el volumen de la muestra a 5.0 ml.
- Conectar el conjunto de la válvula de la jeringa a la válvula de la jeringa en el dispositivo de purga. Abra las válvulas de la jeringa e inyecte la muestra en la cámara de purga
- Cerrar ambas válvulas y purgar la muestra durante 30 minutos.
- Monitorear y controlar la temperatura del dispositivo de purga para obtener 85 °C.
- Después del tiempo de purga de 30 minutos, coloque la trampa en el cromatógrafo y ajuste el dispositivo al modo de desorción. Introducir los materiales atrapados en la columna de GC, calentando rápidamente la trampa a 180 ° C mientras se realiza un lavado a contracorriente con helio a 45 ml/min durante 5 minutos. El tiempo de retrolavado y el caudal de gas deben reproducirse cuidadosamente de una muestra a otra. Durante la toma retroactiva, la columna cromatográfica se mantiene a 100 °C. Registrar el tiempo de retención de GC desde el inicio de la desorción.
- Mientras la trampa se está desorbiendo en el cromatógrafo de gases, vaciar la cámara de purga con la jeringa de introducción de muestras. Lavar la cámara con dos porciones de 5 ml de agua libre de sustancias orgánicas.
- Después de desorber la muestra durante 5 minutos, reacondicionar la trampa devolviendo el dispositivo de purga y trampa al modo de purga y comenzar el programa GC. Esperar 15 segundos, luego cerrar la jeringa en el dispositivo de purga para comenzar el flujo de gas a través de la trampa. Mantenga la temperatura de la trampa a 180 °C. Después de aproximadamente 7 minutos, apague el

calentador de la trampa y abra la válvula de la jeringa para detener el flujo de gas a través de la trampa. Cuando está fría, la trampa está lista para la siguiente muestra.

- Calibrar el sistema diariamente mediante el análisis de un mínimo de tres niveles de concentración de estándares de calibración.

Cálculos y resultados

- Determinar la concentración de epiclorhidrina directamente de las gráficas de calibración de concentración (mg/l) en función de la altura máxima o las unidades de área.
- Reportar los resultados en microgramos por litro. Cuando se analizan muestras duplicadas y enriquecidas, todos los datos obtenidos deben ser reportados.

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 (Tabla 10-3). En ciertas etapas, hay variables que necesitan monitorearse continuamente y corregirse de inmediato en caso de desviaciones, por lo cual se incluyen algunos elementos de control automático

Tabla 210. Control del proceso productivo

ETAPA	EQUIPOS	PUNTO DE CONTROL	CONTROL			TÉCNICA	FRECUENCIA	RESPONSABLE	PLANILLA DE CONTROL
			VARIABLE	VALOR ÓPTIMO	RANGO ACEPTABLE				
Purificación de glicerol crudo	TK- 01	TK- 01	Nivel de líquido	4,2 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno	Encargado de turno	RP-02
	M- 01	M- 01	Nivel de líquido	1,85 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno		
	UF- 01	Corriente B1	Presión hidrostática	3,5 bar	± 3 bar	Control automático	1 vez por turno		
	EDI- 01	Corriente B3	Presión hidrostática	5 bar	± 2 bar	Control automático	1 vez por turno		
	IC- 02	Corriente C4	Temperatura	105 °C	± 5 °C	Control automático	1 vez por turno		
	TK- 03	TK- 03	Nivel de líquido	3,9 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno		

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

ETAPA	EQUIPOS	PUNTO DE CONTROL	CONTROL			TÉCNICA	FRECUENCIA	RESPONSABLE	PLANILLA DE CONTROL	
			VARIABLE	VALOR ÓPTIMO	RANGO ACEPTABLE					
	TK- 04	TK- 04	Nivel de líquido	5,2 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno			
Preparación del HCl	IC- 04	Corriente F2	Temperatura	110 °C	± 5 °C	Control automático	2 veces por turno	Encargado de turno	RP-03	
	C- 02	Corriente V2	Caudal de gas	800.8 kg/h	± 10 kg/h	Control automático	2 veces por turno			
	C- 02	Corriente V2	Presión hidrostática	7,6 bar	± 0,5 bar	Control automático	1 vez por turno			
Hidrocloración de glicerol	TK- 07	TK- 07	Nivel de líquido	2,95 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno	Encargado de turno	RP-04	
	M- 02	M- 02	Nivel de líquido	1,58 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno			
	IC- 05	Corriente F1	Temperatura	110 °C	± 5 °C	Control automático	2 veces por turno			
	R- 01	Corriente F1	Caudal	1090 kg/h	± 10 kg/h	Control automático	2 veces por turno			
	R- 01	R- 01	Presión	7,6 bar	± 0,5 bar	Control automático	2 veces por turno	Análisis de laboratorio en GC	1 vez por turno	RL-04
			Temperatura	110 °C	± 5 °C	Control automático	2 veces por turno			
	Hidrocloración de glicerol	TK- 05	TK- 05	Nivel de líquido	4,80 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno	Encargado de turno	RP-04
		TK- 07	TK- 07	Nivel de líquido	3,0 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno		
		T- 02	T-02 (fondo y cabeza)	Temperatura	174 °C (cabeza) 213 °C (Fondo)	± 5 °C	Control automático	2 veces por turno	Encargado de turno	RP-04
		T- 03	T- 03 (fondo y cabeza)	Temperatura	164 °C (cabeza) 193 °C (Fondo)	± 0,5 m	Control automático	2 veces por turno		
Deshidratación de diclorhidras	TK- 06	TK- 06	Nivel de líquido	5,2 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno	Encargado de turno	RP-05	
	IC- 07	Corriente J2	Temperatura	90 °C	± 3 °C	Control automático	1 vez por turno			

ETAPA	EQUIPOS	PUNTO DE CONTROL	CONTROL			TÉCNICA	FRECUENCIA	RESPONSABLE	PLANILLA DE CONTROL
			VARIABLE	VALOR ÓPTIMO	RANGO ACEPTABLE				
	R- 02	R- 02 (Fondo y cabeza)	Temperatura	59 °C (cabeza) 72 °C (Fondo)	± 3 °C	Control automático	2 veces por turno		
	TK- 09	TK- 09	Nivel de líquido	7,7 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno		
	TK- 08	TK- 08	Nivel de líquido	4.8	± 0.2 m	Control automático	1 vez por turno		
Purificación de epiclorhidrina	IC- 09	Corriente P3	Temperatura	110 °C	± 3 °C	Control automático	1 vez por turno	Encargado de turno	RP-06
	TK- 10	TK- 10	Nivel de líquido	6,0 m	± 0,2 m	Control automático	1 vez por turno		

Control de nivel en tanques de almacenamiento y mezcladores

Los controles en tanques de almacenamiento están diferenciados de acuerdo a la funcionalidad de cada uno. Por un lado están los tanques en los que solamente se necesita un control de máxima o mínima y por otro lado aquellos de los que se necesita conocer en todo momento el volumen de líquido en su interior.

En el caso de los tanques de mezclado el

Control de nivel en TK-01 – TK- 07 – TK- 08 – TK- 09 y TK- 10

Estos tanques solo necesitan un control de máxima o mínima para impedir que rebalse o que se quede sin líquido. El control, en algunos casos como en el TK- 01 y TK- 08 se establece directamente sobre la bomba de impulsión de líquido con un control on/off sobre la misma. En los tanques TK- 07, TK- 09 y TK- 10 el sensor se instala en una posición de ¾ de altura de tanque y cuando el líquido alcanza ese nivel, el controlador acciona una alarma para que un operario realice la apertura o cierre de la válvula anterior o posterior al tanque, teniendo un margen de tiempo amplio entre la emisión de la señal y el rebase de líquido.

El sensor utilizado en estos tanques es el VEGASWING 51. Se trata de un interruptor de nivel con horquilla vibratoria para la detección de nivel. Está diseñado para el empleo industrial en todas las ramas de la ingeniería de procesos y puede emplearse en líquidos.

El VEGASWING 51 es un interruptor limitador de pequeñas dimensiones y de aplicación universal para líquidos. Independientemente de la posición de montaje, detecta con fiabilidad y exactitud milimétrica el nivel límite. El equipo se puede utilizar como alarma de vacío o llenado, como protección de sobrellenado, de marcha en seco, o como protección de la bomba en tanques y tuberías. El VEGASWING 51 es una solución eficiente en costes con la máxima fiabilidad y seguridad.

Tabla 211.Sensor de nivel VEGASWING 51

Características	
Temperatura de proceso -40 ... 150 °C Presión de proceso -1 ... 64 bar Materiales,-partes-mojadas 316L Conexión-en-rosca $\geq G\frac{1}{2}$, $\geq \frac{1}{2}$ NPT Tipo-de-protección <ul style="list-style-type: none"> ■ IP 67 ■ IP 65 ■ IP 68 (0,2 bar) 	
Salida	<ul style="list-style-type: none"> ■ Interruptor sin contacto ■ Transistor (NPN/PNP)

Fuente: www.vega.com

Control en TK-03 y TK- 06

Estos tanques están en las etapas mas importantes del proceso como es la hidroclicación de glicerol y la desihroclicación de diclorhidrinas, son los que abastecen de la materia prima principal a ambos reactores. Por lo tanto, es necesario no solamente tener control sobre el nivel máximo y mínimo del tanque sino también conocer en todo momento el volumen de liquido que tienen en su interior ya que es lo que limita o permite estimar la producción que puede realizarse.

En ambos casos se utiliza un transmisor de presión colocado en el fondo del tanque acoplado a un controlador que mediante una conversión establecida permite leer directamente el volumen de liquido en el interior del tanque.

El sensor utilizado es el Cerabar PMP23. Se trata de un transmisor de presión absoluta o relativa económico y compacto. La célula de medición piezorresistiva con diafragma enrasado en 316L se ha diseñado para aplicaciones de la industria higiénica. PMP23 ofrece diversas conexiones a proceso higiénicas certificadas EHEDG y 3-A, materiales conformes a la FDA y a la EG 1935/2004, clase de protección IP69, IO-Link opcional, así como certificados para zonas con peligro de explosión. El dispositivo se puede entregar con rangos de medición personalizados de hasta 40 bar.

Tabla 212. Transmisor de presión Cerabar PMP23

Características	
Display 4-digit, red LED display Rango display -1999 to 9999 Precisión: 0.2% del span ±1 dígito Conexión eléctrica: Al transmisor con salida de 4 a 20 mA y codo DIN 43 650, protección contra inversión de polaridad Tiempo de conversión: 3 mediciones por segundo Grado de protección: IP 65 Conexión a proceso: Tri-Clamp ISO 2852 DN 25 – DN 38 (1 ½"), DIN32676 DN25-38 Conexión eléctrica: M12	

Fuente: www.ar.endress.com

Para la lectura del volumen de líquido en el interior del tanque se utiliza un controlador con display indicador colocado en la parte externa del tanque. Se trata de un Controlador de Temperatura y procesos **OMRON E5CC** con entrada en Termocupla, PT100 y señales analógicas. Modelos con hasta tres salidas auxiliares a relé o salida en tensión o en analógicas, hasta 4 señales de entradas de eventos, una salida transfer y una entrada remota SP permite cubrir una amplia gama de aplicaciones. Posee un display de 4 dígitos de 2 líneas de alta visibilidad con la posibilidad de cambiar de color. Velocidad de muestreo de 50 mseg. Estos equipos tienen la ventaja de la opción de programación a través de software CX-Thermo, por cable de comunicación con PC (se adquiere aparte), lo que permite volcar los mismos parámetros a gran cantidad de equipos, con el consiguiente ahorro de tiempo.

Tabla 213. Controlador OMRON E5CC

<p>Características</p>	
<p>Tensión de alimentación A en el número de modelo: 100 a 240 VCA, 50/60 Hz Dimensiones DIN : 48x48mm (E5CC)</p>	
<p>Entrada de sensor Entrada de temperatura Termopar: K, J, T, E, L, U, N, R, S, B, W o PL II Termómetro de resistencia de platino: Pt100 o JPt100 Sensor de temperatura infrarrojo (ES1B): 10 a 70 ° C, 60 a 120 ° C, 115 a 165 ° C o 140 a 260 ° C Entrada analógica Entrada de corriente: 4 a 20 mA o 0 a 20 mA Entrada de voltaje: 1 a 5 V, 0 a 5 V o 0 a 10 V</p>	
<p>Salida de control Salida de relé SPST-NO, 250 VCA, 5 A (carga resistiva) Vida eléctrica: 100,000 operaciones Carga mínima aplicable: 5 V, 10 mA (valor de referencia) Salida de voltaje (para conducir SSR) Voltaje de salida: 12 VDC ± 20 % (PNP) Máx. corriente de carga: 40 mA Con circuito de protección contra cortocircuitos (la corriente de carga máxima es de 21 mA para modelos con dos salidas de control) Salida de corriente lineal de 4 a 20 mA CC / 0 a 20 mA CC Carga: 500 Ω máx Resolución: aprox. 10,000</p>	

Fuente: www.ia.omron.com

Control de nivel en tanques de mezclado

En los tanques de mezclado M- 01 y M- 02 también se utilizan los interruptores de nivel tipo horquilla vibratoria VEGASWING 51. En el M- 01 el controlador actúa de manera on/off directamente sobre la bomba de ingreso cuando el líquido alcanza cierto nivel, y en el M- 02 el controlador actúa sobre una alarma que indica que el nivel de líquido está

proximo a su limite de rebase y un operario debe regular la valvula de salida o los caudales de ingreso.

Control de presión en ultrafiltrador y electrodesionizador

El ultrafiltrador UF- 01 y el electrodesionizador EDI- 01 son equipos que tienen un rango de presión de trabajo dentro del cual funcionan correctamente. A pesar de que ambos equipos tienen sistemas de autolimpieza, a medida que aumenta el número de horas de funcionamiento, se va depositando pequeñas cantidades de material en las superficies de filtrado, lo cual va incrementando la presión de ingreso. Esta presión no debe exceder de cierto límite, ya que podría causar daños en las membranas o en el equipo en sí.

Los sensores de presión compactos son ideales para el control de este tipo de operación, permitiendo monitorear de manera continua la presión en la cañería de ingreso a los equipos y ejecutando una alarma cuando la presión alcanza un determinado valor al cual debe detenerse la operación y efectuar el desarme y limpieza de las membranas o el recambio según sea el caso.

Se utiliza un sensor de presión KOBOLD – PSC132 con display integrado para el monitoreo continuo de presión que permite la modificación del punto de conmutación de una manera muy sencilla, y sin presurización. Para cada punto de conmutación, se pueden programar las funcionalidades de los contactos NO/NC, puntos de reset, funciones y tipo de conmutación.

La corriente de conmutación oscila entre μA hasta 500mA.

Las celdas de película delgada o cerámica que constituyen el dispositivo, brindan excelentes características de repetitividad y precisión, como así también de vida útil. El display y conector rotativo permiten que el switch sea utilizado en las condiciones de funcionamiento más extremas.

La carcasa de acero inoxidable lo hace adaptable a cualquier ambiente desfavorable.

Tabla 214. Sensor de presión KOBOLD - PSC132

<p>Características</p> <p>Display 7 segmentos LED 7.6mm de altura - .999 .. 9999 digitos</p> <p>Unidades: bar o PSI</p> <p>Precisión: 1.0% en FS +/- 1 digito</p> <p>Alimentación 12 - 30VDC</p> <p>Conexión salida proceso G1/4, 1/4''NPT, 1/2''NPT</p> <p>Conexión eléctrica M12 4 pin</p> <p>Salidas</p> <p>Contacto NO/NC</p> <p>Conmutación p o n programable</p> <p>Clase de protección IP65</p>	
---	---

Fuente: www.kobold.com

Control de temperatura en IC- 02

Se utiliza un sensor de temperatura acoplado a un controlador con un display que indica la temperatura de la corriente de ingreso a la columna de destilación y permite el control y monitoreo de la misma.

Se utiliza como sensor una Pt100 de 3 hilos OMEGA. La medida de la temperatura a través de los termómetros a resistencia está basada en la característica, común a todos los conductores y los semiconductores, de modificar la propia resistencia eléctrica al variar la temperatura. La tecnología adapta a satisfacer los modernos requisitos enfocados a medidas más precisas prevé el uso de extractos de platino sobre un substracto de cerámica (resistencia de película delgada).

Visto que a la resistencia del sensor se suma la resistencia de los cables de conexión (variable con la temperatura), para anular el error se usa un sistema a tres hilos.

Tabla 215. Sensor de temperatura Pt100 3 hilos OMEGA

Características	
Valor ohmico para temperatura de 0°C: 100 Coeficiente de variación es °C: 0,00385 ohm	

Fuente: www.es.omega.com

El controlador utilizado es el NOVUS 322 para calentamiento y refrigeración, con 2 set points independientes. El segundo setpoint puede ser relativo al primero, con retardo entre el accionamiento de las fases. Posee 1 relé de 10 A y otro de 3 A, entrada para Pt1000, termistor NTC, PTC o termocuplas tipo J (FeCo) con ajuste de offset del sensor.

Tabla 216. Controlador de temperatura NOVUS 322

Características	
Sensores: Pt100 (-50 a 300 °C), Pt1000 (-200 a 530 °C), Termocupla J (0 a 600 °C) o thermistor (-30 a +105°C) Protección del frontal: IP65 Salida: 1 relé de control (SPDT: 1 HP 250 Vac / 1/3 HP 125 Vac (16 A Resistivo)) y 1 relé de alarma (SPST-NA: 3 A / 250 Vca) Resolución: 0,1 °C entre -19,9 a 199,9 °C Precisión: ± 0,5 °C / °F ±1 digit (Pt100 / Pt1000 / Thermistor) y ±2 °C para termocupla Histeresis ajustable Offset ajustable	

Fuente: www.novusautomation.com

Control de temperatura en IC- 04

El intercambiador de calor IC- 04 es el encargado de disminuir la temperatura de la corriente gaseosa previa a su ingreso al reactor. La temperatura de reacción debe permanecer constante para evitar fluctuaciones en los rendimientos obtenidos. Por tal motivo, se coloca un sensor de temperatura a la corriente de salida del intercambiador que

envía una señal a un controlador el cual esta seteado a una temperatura determinada y cuando se produce desviación alguna de la temperatura el controlador actúa directamente sobre un variador de frecuencia acoplado a la bomba de impulsión de agua de enfriamiento.

El sensor utilizado es tipo Pt100 de 3 hilos marca OMEGA, idéntico al que se utiliza en el IC- 02.

El controlador es un OMROM E5CC idéntico al utilizado en los tanques TK- 03 y TK- 06.

El variador de frecuencia que se acopla a la bomba es un WEG CFW10 - Easy Drive

La línea de Convertidores de Frecuencia CFW10 esta diseñada para el control y para la variación de velocidad de motores eléctricos de inducción trifásicos. Los CFW10 incorporan alta tecnología y se destacan por su pequeño tamaño y gran facilidad de programación. Además, los CFW10 son compactos, sencillos de instalar y muy sencillos de operar a través de su interfáz hombre máquina (HMI - local) incorporada como standard.

Tabla 217.Variador de frecuencia WEG-CFW10

Características	
Rango de potencia: 0,37 hasta 2.2 kW (0.5 hasta 3 HP) Monofásico y Trifásico Tensión de Alimentación: 100-127 V y 200-240 V Grado de Protección IP20 HMI incorporada Versiones disponibles: Standard, Clean, Cold Plate o con Potenciómetro 4 entradas digitales aisladas y programables Salida a relé programable Una entrada analógica aislada y programable	

Fuente: www.weg.net

Control de temperatura en IC- 05

El intercambiador IC- 05 es el que precalienta la corriente principal de ingreso al reactor y es importante que la temperatura sea la adecuada para evitar fluctuaciones en los rendimientos de las reacciones. Para cumplir con este objetivo es que se utiliza un sensor de temperatura acoplado a un controlador/indicador que actúa sobre una válvula

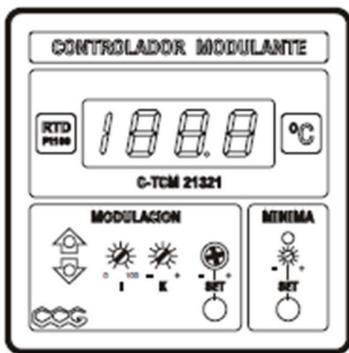
modulante de vapor aumentando o disminuyendo el caudal de vapor que ingresa al intercambiador y de esta manera mantener la temperatura en el set point.

El sensor utilizado es una Pt100 de 3 hilos marca OMEGA, idéntico a la utilizada en los intercambiadores IC- 02 e IC- 04.

El sensor esta acoplado a un sistema de medición y control con válvula modulante de vapor de la marca CCG. El controlador es el C-TCM 21321 y la vavula es la VVX-PR.

La válvula motorizada modulante VVX-PR consiste en un sistema motorreductor de corriente continua, que por medio de un tornillo acciona linealmente un obturador tipo aguja, para regular el caudal hasta la ubicación de la válvula de vapor circulante. El motor de la válvula opera con tensión variable (MAXIMA 24 Vcc), lo que permite regular la velocidad de desplazamiento necesaria. A diferencia de modelos anteriores, la utilización de un motor de corriente continua permite eliminar los límites de carrera, implementando un control electrónico de torque máximo que a detiene el motor cuando se alcanzan los topes mecánicos del dispositivo.

Tabla 218. Controlador C-TCM

Características	 <p>The image shows a rectangular control panel for a modulating valve. At the top, it says 'CONTROLADOR MODULANTE'. Below that is a digital display showing '188.8' with a '°C' symbol on the right. To the left of the display is a small box labeled 'RTD Pt100'. Below the display, it says 'C-TCM 21321'. The panel has two main sections: 'MODULACION' on the left and 'MINIMA' on the right. The 'MODULACION' section has a sun icon, a gear icon, and a 'SET' button. The 'MINIMA' section has a sun icon and a 'SET' button. There are also some small icons at the bottom left, including a CCG logo.</p>
<p>Entrada RTD Tipo Platino 100 ohms @ °C Alfa = 0.00385 (curva DIN). Configuración 3 conductores tipo puente. Precisión de la Modelos de 0.1°C +/- 0.1% Calibración del rango +/- 1 dígito. Estabilidad 0.1% para 0 a 50°C +10% a -15% voltaje de Aliment. Display e Indicaciones Tipo Led 3 1/2 dígitos de 0.5" color rojo de alto brillo, 4 ciclos de renovación de lectura por segundo. Resolución 0.1°C ó 1.0°C según el rango de operación.</p>	

Fuente: www.guiadelaindustria.com

Los comandos de apertura y cierre de la válvula son generados por el controlador C- TCM 21321, luego de evaluar el error entre el valor medido y la consigna, y aplicar un algoritmo P+I+D. El sensor RTD Pt100 aporta al controlador dato de temperatura de proceso. Utiliza para ello una configuración de tres hilos, para compensar automáticamente la longitud del conductor.

Control de temperatura en columnas de destilación y columnas de destilación reactivas

Las columnas de destilación T- 02, T- 03 y la columna de destilación reactiva R- 02 poseen rehervidores y condensadores para su completo funcionamiento. Una manera de controlar si la columna está funcionando de manera correcta es a través de la medición de las temperaturas en cabeza y fondo de la misma. Es por ello que se utilizan sensores de temperatura en el rehervidor y en la salida del condensador que envían la señal a una central termométrica desde la cual el operario puede observar cada una de las temperaturas del proceso y realizar alguna acción como apertura o cierre de válvula de vapor o de agua de enfriamiento en caso de que los valores leídos estén fuera del óptimo. Los sensores de temperatura adoptados son Pt100 de 3 hilos OMEGA como las utilizas anteriormente en el proceso de control y la central termométrica es una CCG C-TD 20100.

Tabla 219. Características de central termométrica múltiple

Características
Lectura: Mediante display tipo LED.
Medición: hasta 8 canales
Entrada de temperatura: para sensor tipo RTD
Resolución: De 0,1 °C
Punto de control por canal: preparado para calefacción o refrigeración

Fuente: www.ccg.com.ar

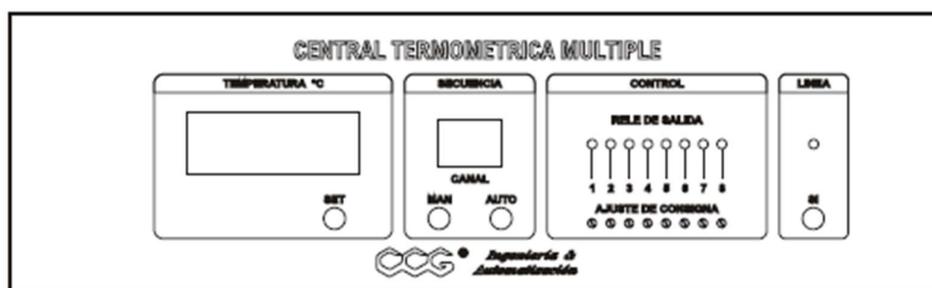


Figura 96. Central termométrica múltiple. Fuente: www.ccg.com.ar

Control de temperatura en R- 01

Como se mencionó en capítulos anteriores, el calor liberado por la reacción exotérmica en el reactor R- 01 debe ser absorbido para mantener la temperatura constante de la reacción. Esto se logra con una circulación de agua de enfriamiento por el encamisado del tanque de reactor y el control del caudal se realiza mediante un sistema compuesto de un sensor de temperatura que envía la señal a un controlador, el cual actúa sobre una válvula on/off que acciona un actuador neumático que abre o cierra una válvula esférica. El sensor utilizado es una Pt100 de 3 hilos OMEGA como la utilizada en los otros controles de temperatura.

El controlador es un OMROM E5CC, idéntico al utilizado en TK- 03, TK- 06 e IC- 04. La válvula esférica con el actuador neumático es una GENEBRE GNP24 que se coloca en la cañería de entrada de agua fría al reactor.

El accionamiento del actuador neumático se realiza a través de una válvula neumática de aluminio extruido según ASTM 6005, con anodizado duro como protección a la corrosión interna y externa, con fino acabado interno del cilindro para obtener un bajo coeficiente de fricción, y posteriormente pintado externo con pintura de poliéster en polvo color azul. El diseño compacto de piñón y cremallera doble permite un ensamblaje simétrico, un largo ciclo de vida, así como una rotación en sentido inverso (en este caso tan solo hay que realizar una simple inversión de los pistones). Rotación Standard: sentido anti-horario abre / sentido horario cierra. Múltiples guías y bujes en cremallera y pistones que reducen la fricción, con largo ciclo de vida y diseño anti-expulsión del eje. Diseño modular del cartucho con resorte precargado y revestido para mayor versatilidad, mayor seguridad y mayor resistencia a la corrosión.

Tabla 220. Actuador neumático Genebre

Características	
Fluidos de accionamiento: Aire seco o lubricado, Gases no corrosivos, o aceite. Presión de suministro de aire: Doble acción: 2-8 Bar; Simple acción: 2-8 Bar Temperatura de funcionamiento Standard: De -20°C +80°C. Baja temperatura: de -35°C +80°C Alta temperatura: -15°C +150°C Recorrido del ajuste: Tiene un rango de ajuste de $\pm 5^\circ$ para la rotación en 90°	

Control de caudal

Los caudales de las corrientes A1 (liquida), A2 (gaseosa) y F1 (liquida), deben ser precisos ya que se trata de corrientes que toman la materia prima inicial y que ingresan al reactor R- 01 respectivamente y para que la conversión sea la adecuada no debe haber fluctuaciones de caudal en ningún punto. Para controlar esta variable es que se utilizan caudalímetros tipo FESTO SFAW32 que son adecuados tanto para líquidos como gases y permiten la medición y la corrección mediante el accionamiento manual de válvulas ante cualquier cambio detectado en el flujo de corriente.

El SFAW se utiliza, conforme a lo previsto, para medir y controlar el caudal, el volumen y la temperatura de fluidos líquidos en sistemas de conductos o dispositivos terminales en la industria. La velocidad de flujo se calcula según el principio de medición de caudal por Vortex. A partir de la velocidad de flujo se calcula el caudal y el volumen acumulado. Un sensor de temperatura integrado opcional registra la temperatura del medio. La conexión a sistemas de nivel superior se realiza, dependiendo del tipo, a través de 2 salidas de conmutación, una salida analógica y/o una interfaz IO-Link. Estas salidas se pueden configurar en función de la aplicación. Las salidas de conmutación se pueden configurar para la monitorización de un valor umbral o un margen. Las salidas pueden ser, opcionalmente, PNP o NPN y contacto normalmente abierto (NO) o contacto

normalmente cerrado (NC). A través de la interfaz IO-Link es posible leer valores de proceso y modificar parámetros, así como transferirlos a otros aparate

Tabla 221.Caudalimetro FESTO SFAW 32

Característica	
Magnitud de la medición: Caudal, temperatura	
Principio de medición de la temperatura: PT1000	
Margen de medición del caudal [l/min]: 1,8 ... 32	
Margen de medición de la temperatura: [°C] 0 ... 90	
Presión de trabajo [bar]: 0 ... 12; máx. 12 bar a 40 °C, máx. 6 bar a 100 °C	
Presión máx. de sobrecarga [bar]: 40	
Fluido: Fluidos líquidos, líquidos neutros, agua	
Salida de conexión: Conmutable entre 2 x PNP, 2 x NPN o IO-Link	
Salida analógica	
Curva característica del caudal [l/min]: 0 ... 32	
Curva característica de la temperatura [°C]: 0...100	
Curva característica de salida, corriente [mA]: 4...20	
Curva característica de salida, tensión [V]: 0...10 o 1...5, ajustable	
Margen de tensión de funcionamiento CC [v]: 18...30	

Fuente: www.festo.com

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 222. Registro de control de etapa de purificación del glicerol.

ETAPA	Purificación de glicerol						RP- 02	
Equipo/corriente	Fecha	Hora	Temperatura	Nivel de liquido	Presión	Técnica	Responsable	Firma

Tabla 223. Registro de control de preparacion de HCl

ETAPA	Preparación del HCl						RP- 03		
Equipo/corriente	Fecha	Hora	Temperatura	Caudal	Presión	Técnica	Responsable	Firma	Observaciones

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 224.Registro etapa de hidrocloración RP- 04

ETAPA	Hidrocloración de glicerol							RP- 04	
Equipo/corriente	Fecha	Hora	Temperatura	Caudal	Nivel de líquido	Presión	Técnica	Responsable	Firma

Tabla 225. Registro etapa de deshidrocloración RP- 06

ETAPA	Desidrocloración de deshclorhidrinas					RP- 05	
Equipo/corriente	Fecha	Hora	Temperatura	Nivel de líquido	Técnica	Responsable	Firma

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 226. Registro etapa Purificación RP- 06

ETAPA	Purificación de diclorhidrinas					RP- 06	
Equipo/corriente	Fecha	Hora	Temperatura	Nivel de líquido	Técnica	Responsable	Firma

Tabla 227. Registro de laboratorio RL- 01

ETAPA	Recepción de NaOH					RL- 02		
Camión/Patente	Nº de muestra	Fecha	Hora	Concentración de NaOH	Técnica	Responsable	Firma	Observaciones

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 228. Registro de laboratorio RL- 02

ETAPA	Recepción de NaOH					RL- 02		
Camión/Patente	Nº de muestra	Fecha	Hora	Concentración de NaOH	Técnica	Responsable	Firma	Observaciones

Tabla 229. Registro de laboratorio RL- 03

ETAPA	Epiclorhidrina final								RL- 03		
Lote	Nº de muestra	Fecha	Hora	Viscosidad	Densidad	Contenido de agua	Contenido de epiclorhidrina	Técnica	Responsable	Firma	Observaciones

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 230.Registro de laboratorio RL- 04

ETAPA	Hidrocloración de glicerol					RL- 04		
Lote	N° de muestra	Fecha	Hora	Concentración de diclorhidrinas	Técnica	Responsable	Firma	Observaciones

CAPÍTULO 11

TRATAMIENTO DE EFLUENTES

INTRODUCCIÓN

Actualmente, toda industria debe contemplar como algo fundamental un programa de gestión ambiental que trate todas las emisiones generadas para cumplimentar con lo establecido por las leyes de cada país, provincia o municipio.

Las aguas industriales son aquellas que provienen de las actividades industriales en cuyos procesos de producción, transformación o manipulación se utiliza agua, incluyéndose los líquidos residuales, aguas de proceso y aguas de lavado y drenaje.

Existen diferentes tipos de aguas residuales como tipos de industrias. Cada proceso en particular genera un tipo de efluente, y para su tratamiento es de fundamental importancia conocer las características y composición del mismo.

En el presente capítulo se expondrán en primera instancia las características y especificaciones de todas las corrientes de efluentes del proceso, y luego se establecerá en particular y la disposición final para cada una de ellas.

EFLUENTES GENERADOS POR LA PLANTA

A continuación, se presentan todas las corrientes de efluentes generadas en la planta de producción de epiclorhidrina, especificando en cada una el caudal, composición, temperatura y pH que son las principales variables a tener en cuenta al momento de definir el tipo de tratamiento que deberá realizarse. Los datos son obtenidos del capítulo 7 de balance de materia y energía y del simulador Chemcad 6.3.1.

Corriente B2

Esta corriente es la que sale del contralavado del ultrafiltrador y contiene los sólidos retenidos en los filtros (principalmente mong), junto con algo de glicerol y agua dando una solución resultante del 40 % p/p en agua.

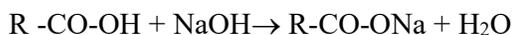
Tabla 231. Características corriente B2

Corriente	Temperatura °C	Masa total (kg/h)	Componentes	Masa de componentes (kg/h)	Fracción de componentes	Masa total mensual (kg)	Volumen total mensual (m ³)
B2	25	39,948	Mong	23,97	0,29	9508,24	8.618
			Agua	50,94	0,6		
			Glicerol	9,99	0,11		

Tratamiento o disposición

La resolución establecida por el centro de investigaciones toxicológicas (CIT) para la provincia de Buenos Aires Resolución 336/2003 – Parámetros de calidad de las descargas límites admisibles, establece que para el vertido en desagüe pluvial o cuerpo de agua superficial se debe cumplir con un límite máximo de temperatura de 45°C y un rango de pH entre 6.5 – 10.

En la corriente B2 el principal constituyente es el mong (material orgánico no glicerol) constituido básicamente por ácidos grasos libres, lo cual le da un pH menor a 6 quedando fuera de los límites establecidos por la ley. Para revertir esta situación se realiza una neutralización con solución de NaOH al 12 – 15 % en la proporción estequiométrica (deducida de una valoración previa) para generar sales de ácidos grasos



Se sabe que los principales ácidos grasos presentes en la solución son el ácido oleico (48.3 %), ácido linoleico (41.6 %) y ácido palmítico (10.1 %), y al caudal obtenido y los pesos moleculares de cada uno se determina que hay un flujo molar de 86.04 mol/h, que acumulados durante 15 días de operación suman 9636 moles. Con este dato se estima que la cantidad de NaOH al 15 % necesaria para la neutralización es de 2576 kg.

Los productos de la neutralización luego son vertidos en la laguna de estabilización de la planta para su descomposición final.

Corriente C1 y J5

Estas corrientes se consideran juntas para su tratamiento ya que se trata de dos salmueras provenientes de diferentes etapas en la producción y que pueden unirse debido a las características similares que presentan.

En la etapa de purificación de glicerol crudo, una de las operaciones involucradas es la desalación de la solución de glicerol mediante la utilización de un equipo de electrodesionización, el cual genera una corriente residual de solución salina concentrada C1 que no puede verterse directamente en ningún cauce natural sin un previo tratamiento y disminución de la concentración de sal a los límites permitidos.

Tabla 232. Características corriente C1

Corriente	Temperatura °C	Masa total (kg/h)	Componentes	Masa de componentes (kg/h)	Fracción de componentes	Masa total mensual (kg)	Volumen total mensual (m ³)
C1	25	869,99	NaCl	71,91	0,360	22372	18,48
			Agua	127,84	0,640		

La corriente J5 se genera en la etapa de deshidrocloración, en la cual la columna de destilación reactiva además de generar la corriente del producto principal que contiene epiclorhidrina, también genera una solución salina como corriente residual que va acompañada por algo de NaOH y debe tenerse en cuenta a la hora de su tratamiento y corrección de pH.

Tabla 233. Características corriente J5

Corriente	Temperatura °C	Masa total (kg/h)	Componentes	Masa de componentes (kg/h)	Fracción de componentes	Masa total mensual (kg)	Volumen total mensual (m ³)
J5	71,78	2347,8	Agua	1761,41	0,750	262959,2	236,4208
			NaCl	562,37	0,240		
			NaOH	20,6	0,009		
			α,β-DCH	3,47	0,001		

Al juntar ambas corrientes en un tanque de almacenamiento con agitación, la composición de la mezcla es la siguiente:

Tabla 234. Características corrientes J5 y C1

Corriente	Temperatura °C	Masa total (kg/h)	Componentes	Masa de componentes (kg/h)	Fracción de componentes	Masa total mensual (kg)	Volumen total mensual (m ³)
J5+C1	25	3217,8	Agua	1889,25	0,750	285331,2	254,9
			NaCl	634,28	0,240		
			NaOH	20,6	0,009		
			α,β-DCH	3,47	0,001		

El primer paso en el tratamiento de la solución es la regulación del pH a valores dentro de los límites reglamentarios. Se sabe que la misma contiene una cantidad de NaOH y por lo tanto debe neutralizarse utilizando solución de HCl diluido al 12 % previo a un análisis de valoración de la cantidad de hidróxido a neutralizar.

Según el Decreto 674/89 reglamentado por la disposición 79179/90 se establece un límite permisible (L.P) para la concentración de los vertidos previo a su descarga en un ducto pluvial. Los parámetros regulados son los siguientes:

Tabla 235.Reglamento Decreto 674/89

Parámetro	Vertido Pluvial	Vertido a curso de agua
pH	6,5 - 10	6,5 - 10
Solidos Sedimentables 2 h	4 ppm	4 ppm
DBO5	500 mg/l	500 mg/l
Temperatura	45 °C	45 °C

Si bien las salmueras no presentan toxicidad alguna, no pueden ser vertidas sin un proceso de tratamiento previo en un cauce natural. Por ello, se realiza un tratamiento para disminuir la concentración de cloruro de sodio en la solución mediante un equipo de osmosis inversa y minimizarla a valores que permitan la reutilización del agua en el proceso y los cristales de NaCl son entregados a terceros para su posterior revalorización. El equipo adoptado de osmosis inversa es uno de la marca Osmovic modelo OI-501. Es un equipo de acero inoxidable de gran desarrollo y bajo ruido. El mismo esta operado por PLC.

Este equipo cuenta con un sistema de regulación de salinidad del agua de salida por si se quiere aumentar o disminuir.

Considerando que la operación de osmosis funcionará todos los días durante 14 h cada día, el caudal de procesamiento es:

$$\text{Volumen mensual} = 254.9 \text{ m}^3$$

$$\text{Horas de operación} = 14 \text{ h} \times 5 \text{ días} \times 4 \text{ semanas}$$

$$\text{Horas de operación} = 280$$

$$Q_v = 254,9 \text{ m}^3/280 \text{ h}$$

$$Q_v = 0.91 \text{ m}^3$$

El equipo adoptado tiene una capacidad de procesamiento 1500 l/h, superando ampliamente las necesidades en la planta.



Figura 97. Equipo de Osmosis inversa. Fuente: www.osmovic.com.ar

Características técnicas del equipo

- Gabinete de acero inoxidable
- Microfiltro de entrada
- Bomba de alta presión en acero inoxidable
- Porta membranas en PRFV
- 3 manómetros de presión
- Corte y arranque automático
- Dimensiones: 1.5 m de alto, 1.5m de ancho y 80 cm de profundidad

Corriente D1

Esta corriente es producto de la etapa de purificación del glicerol crudo, más precisamente de la operación de destilación en la cual se elimina por cabeza de la columna los volátiles que arrastran principalmente el metanol y son condensados para luego convertirse en una corriente de residuos que debe tratarse previo a su disposición final.

Tabla 236. Características corriente D1

Corriente	T °C	Masa total (kg/h)	Componentes	Masa de componentes (kg/h)	Fracción de componentes	Masa total mensual (kg)	Volumen total mensual (m ³)
D1	52,9	869,99	Metanol	11,97	0,014	97437,76	99,008
			Agua	848,42	0,975		
			Glicerol	9,59	0,011		

Tratamiento o disposición

El metanol es un alcohol de un solo carbono que es miscible en agua en todas las proporciones. En altas concentraciones es tóxico para las bacterias, pero a bajas concentraciones es fácilmente biodegradable en presencia de oxígeno y con suficiente tiempo de residencia, generando como productos de la degradación dióxido de carbono (CO₂) y agua.



Debido a la no disposición de una ley o reglamentación nacional específica en cuanto a los límites permitidos para el vertido de residuos que contienen metanol, se toma como referencia el Sistema Nacional de Eliminación de Descargas de contaminantes, (NPDES) por sus siglas en inglés, que regula las descargas de contaminantes en aguas estadounidenses. También se considera el reglamento del consejo europeo (CE) 1907/2006 y la Unión europea (UE) 453/2010 que establece que el metanol es una sustancia que no presenta bioacumulación y es de fácil biodegradabilidad.

Estudios científicos realizados sobre toxicidad en especies acuáticas revelan que la concentración LC50 para peces es de 15400 mg/l, en camarones LC50 43600 mg/l y en algas LC50 22000 mg/l¹³.

Como límite máximo legal establecido por el NPDES, se fija una concentración de 15000 mg/l en la corriente de residuo que al ingresar al cauce natural de agua se diluye y llega a los 6000 mg/l, valor muy por debajo del menor LC50. En nuestro caso, debido a que la disposición final será a un río de caudal medio como el río Lujan, un vertido máximo de 10000 mg/l será suficiente para lograr estar por debajo de la menor LC50 en el cauce.

La corriente D1 además del metanol contiene una gran cantidad de agua, lo que produce una concentración de metanol de 13540 mg/l. Conociendo el tiempo de degradación de 48 h, puede calcularse el tamaño de la laguna de estabilización donde se depositarán los efluentes previos a su vertido al cauce natural del río.

Corriente G5

Esta corriente se genera en la etapa de hidroclicación del glicerol, más precisamente por la columna de destilación T- 03 que por cabeza recupera catalizador y parte de la α -monoclorhidrina y por el fondo libera la corriente de desecho G5, la cual contiene en mayor proporción β -monoclorhidrina con algo de catalizador y α - monoclorhidrina.

¹³<http://www.ebd.csic.es/lie/PDF/METANOL.pdf>

Tabla 237. Características corrientes G5

Corriente	Temperatura °C	Masa total (kg/h)	Componentes	Masa de componentes (kg/h)	Fración de componentes	Masa total mensual (kg)	Volumen total mensual (m ³)
G5	193,2	101,57	α-monoclorhidrina	5,22	0,050	11374,72	11,4016
			β-monoclorhidrina	71,52	0,700		
			Ácido Hexanoico	24,82	0,250		

Tratamiento o disposición

Considerando los límites impuestos por la Resolución 336/2003, mencionada anteriormente, respecto a los rangos de pH permisibles en efluentes industriales, la corriente G5 debe someterse primeramente a una regulación del mismo mediante neutralización con solución de NaOH.

Con el dato del peso molecular de ácido hexanoico y el caudal másico, se calcula el flujo molar del mismo y luego la cantidad de NaOH al 15 % que debe utilizarse.

Peso molecular de ácido hexanoico = 116.15 g/mol

Moles de Ácido hexanoico acumulados en 15 días = 11966 moles

Se necesitan 2616 kg de solución de NaOH al 15 % para neutralizar lo acumulado por la corriente G5 en 15 días.

Luego de la etapa de la neutralización deben pretratarse los compuestos organoclorados como la β-monoclorhidrina y la α-monoclorhidrina antes de ingresar a la laguna de estabilización ya que presentan un nivel de toxicidad mayor a los demás compuestos. En este caso se utiliza un tratamiento de oxidación con aire húmedo y oxígeno a alta temperatura (mayor a 80 °C) y presión. El fundamento del proceso es aumentar el contacto entre el oxígeno molecular y la materia orgánica que va a ser oxidada, en este caso los organoclorados. La fase líquida se mantiene a altas presiones (8 – 10 bar) para elevar la cantidad de oxígeno disuelto y así la velocidad de oxidación eliminando elevadas cargas orgánicas (DQO).

El equipo básicamente cuenta de un tanque a presión vertical con inyección de aire comprimido precalentado por el fondo como el que se muestra en la figura 11-2. En el caso de los compuestos organoclorados no se produce la mineralización completa, sino que se forman compuestos de estado orgánico parcialmente oxidado que luego en la laguna de tratamiento terminan de degradarse.

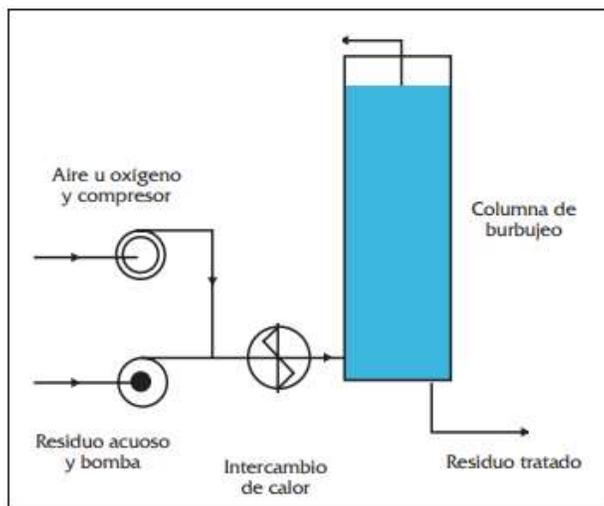


Figura 98. Equipo de oxidación por aire húmedo

El tanque usado es el TK- 02 calculado en el capítulo 8, al cual se le incorpora aireación en el fondo.

Laguna de estabilización

Se implementa el diseño de una laguna tipo facultativa, las mismas son estanques de profundidad entre 1.5 a 2.5 m, en las cuales la actividad fotosintética de las algas ejerce un papel preponderante en la capa superior, al mantener un cierto nivel de oxígeno disuelto que varía de acuerdo a la profundidad y hora del día. En la zona del fondo se depositan los sólidos suspendidos que sufren un proceso de reducción por estabilización anaerobia.

Para el cálculo de la laguna, que puede ser considerada como reactor flujo pistón, como diseño conservador, se utilizan los valores de caudales expresados anteriormente y se toma como referencia la bibliografía Levenspiel, O., específicamente la ecuación 5.11 de la página 111.

$$\tau = \frac{1}{s} = \frac{\left(\frac{\text{moles de A que entran}}{\text{volumen de alimentación}}\right)(\text{volumen del reactor})}{\left(\frac{\text{mole de A que entran}}{\text{tiempo}}\right)} = \frac{V}{v_0} \quad \text{Ec. 11-2}$$

$$\frac{V}{v_0} = \frac{\text{volumen del reactor}}{\text{caudal volumétrico de alimentación}} \text{Ec. 11-3}$$

Por otro lado, las dimensiones de la misma se generaron suponiendo la forma de un cubo, según Ecuación 11-4 y 11-5.

$$V = a_b \times h \quad \text{Ec. 11-4}$$

$$L = \sqrt[2]{a_b} \quad \text{Ec. 11-5}$$

El tiempo de retención normal en este tipo de lagunas es de 7 – 10 días, tiempo mayor al necesario para la degradación de las corrientes con mayor carga orgánica, pero se consideran 30 días como caso más desfavorable.

El volumen de la laguna, considerando todas las corrientes que son vertidas en la misma (B2, D1 y G5) se calcula como sigue:

$$V_l = \tau \times Q_v$$

$$V_l = 1 \text{ mes} \times (8.6 \text{ m}^3/\text{mes} + 99 \text{ m}^3/\text{mes} + 11.4 \text{ m}^3/\text{mes})$$

$$V_l = 119 \text{ m}^3$$

Se considera una profundidad de diseño no mayor a 1.5 m, con este valor y a partir de las Ecuaciones 11-2 y 11-3 se obtienen las dimensiones finales que se presentan en la tabla 11-8.

Tabla 238. Dimensiones de laguna de estabilización

DIMENSIONES	VALOR	UNIDAD
Volumen	119	m ³
Área base	79.3	m ²
Profundidad	1.5	m
Longitud	12	m
Ancho	7	m

CAPÍTULO 12

OBRAS CIVILES

INTRODUCCIÓN

En el siguiente capítulo se desarrollará de manera general las características constructivas de la planta de producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol, situado en la parcela correspondiente al parque industrial de Pilar. Luego, se detallarán las características de construcción de los edificios y de las distintas etapas del proceso.

El parque cuenta con todos los servicios incluidos de energía están distribuido por EDENOR ubicadas dentro del parque, agua por captación subterránea y red deefluentes cloacales e industriales, gas natural y distribución interna, red de comunicaciones (internet, teléfono y fax), control de ingreso y seguridad

El terreno a utilizar, como ya se mencionó anteriormente en el capítulo 3, cuenta con una superficie total de aproximadamente 45.000 m² (4.5 ha) en el que se instalarán la totalidad de las áreas y sectores de la planta como:

- Área de servicios axilares
- Comedor, baños y vestidores
- Deposito (insumos, materias primas y productos terminados)
- Laboratorio
- Puesto de seguridad de la planta
- Sala de caldera
- Sector de producción.

VIAS DE ACCESO

El terreno que se seleccionó para llevar a cabo la actividad se encuentra, como se mencionó anteriormente, en el parque industrial Pilar en la calle n°13. La figura 11-01 se muestra el seleccionado, ubicado al lado de la empresa Transclor S.A., que es una de las principales proveedoras de cloruro de hidrógeno y de hidróxido de sodio, por lo que nos da una tranquilidad sobre la disponibilidad de nuestra materia prima

El ingreso por medio de la ruta nacional n°8 puede hacerse por medio de colectora o por avenidas principales como la Av. Arturo Frondizi. También el ingreso al predio puede ser por la ruta provincial n°6, no siendo tan directo como el de la ruta 8.



Figura 99. Ubicación del terreno seleccionado

DESCRIPCIÓN DE LAS CONSTRUCCIONES

Los edificios deben ser construidos con una buena estructura para asegurar su seguridad, y, los materiales, deben ser tales que no produzcan ningún tipo de contaminación que puedan dañar tanto a las personas que trabajan en la planta, el producto que se elabora y el medio ambiente.

En el interior del edificio, se debe disponer de espacio suficiente de manera que se pueda movilizar de manera correcta el flujo de materia prima, materiales, productos y personal sin provocar interferencia en las operaciones que se están realizando y así, poder evitar posibles accidentes.

Como primera disposición en la planta, se en el predio un cerco perimetral construido de hormigón armado y alambre olímpico con terminación en púas. El mismo, tendrá una altura de dos metros y una extensión suficiente como para cubrir los 25000m².

Para que la circulación de vehículos y personas dentro del predio sea la correcta, se traza una red de calles internas pavimentadas y correctamente señalizadas.

El paisaje del predio se ve afectada, no solo por las luminarias de las calles, sino que también por estructuras metálicas que sostienen las tuberías que transportan diferentes productos a lo largo de toda la planta, las cuales deberán tener una altura que permita la correcta circulación de los camiones y vehículos de gran tamaño. Para no producir inconveniente con esto, se fija una altura de 4.5 m, esta es una elevación suficiente para los 4.3 m que requiere el Mercosur.

En cuanto a la infraestructura edilicia, con excepción del estacionamiento y el tratamiento de efluentes, las áreas se encuentran bajo techo, lo que se supone una edificación para cada una de ellas. Más de una de las áreas será unificada con la finalidad de reducir las zonas descubiertas. Hay algunos sectores que por razones de seguridad deberán estar separados del resto.

Previo a la determinación del área de cada sector se deben fijar ciertas consideraciones:

- Maximizar la funcionalidad de cada sector de la planta y su totalidad.
- Minimizar el área cubierta y los desplazamientos de vehículos y personal.
- Considerar futuras ampliaciones e incorporación de nuevos equipos
- Promover la correcta comunicación y facilidad de la misma entre las áreas y el personal.

En la tabla 233 que se muestra a continuación se muestran las áreas requerida por la planta y la superficie que requiere cada una de ellas.

En la Figura 89 se hizo un bosquejo de la distribución de los diferentes sectores en la planta.

Tabla 239. Áreas década sector

SECTOR	DIMENSIONES EN m ²
Puesto de control (1)	20
Estacionamiento (2)	250
Sala de reuniones (3)	126.16
Recepción (4)	63.32
Oficina n°1 (5)	10.80
Oficina n°2 (6)	10.55
Oficina n°3 (7)	11.52
Cocina y comedor (8)	11.52
Baño y vestidor de damas (9)	12.88
Baño y vestidor de caballeros (10)	12.88
Deposito interno (11)	16.62
Pretratamiento del glicerol (12)	136.97
Hidroclocación del glicerol (13)	136.97
Purificación de epiclorhidrina (14)	273.94
Laboratorio (15)	40.3
Sala de mantenimiento (16)	17.45
Laguna sanitaria (17)	20
Caldera (18)	17.00
Torre de enfriamiento (19)	2.00
Tanque de agua (20)	28.27
Baños dama (21)	2.70
Baños caballeros (22)	2.70
Sala de mantenimiento (23)	32.00
TOTAL	1255.03

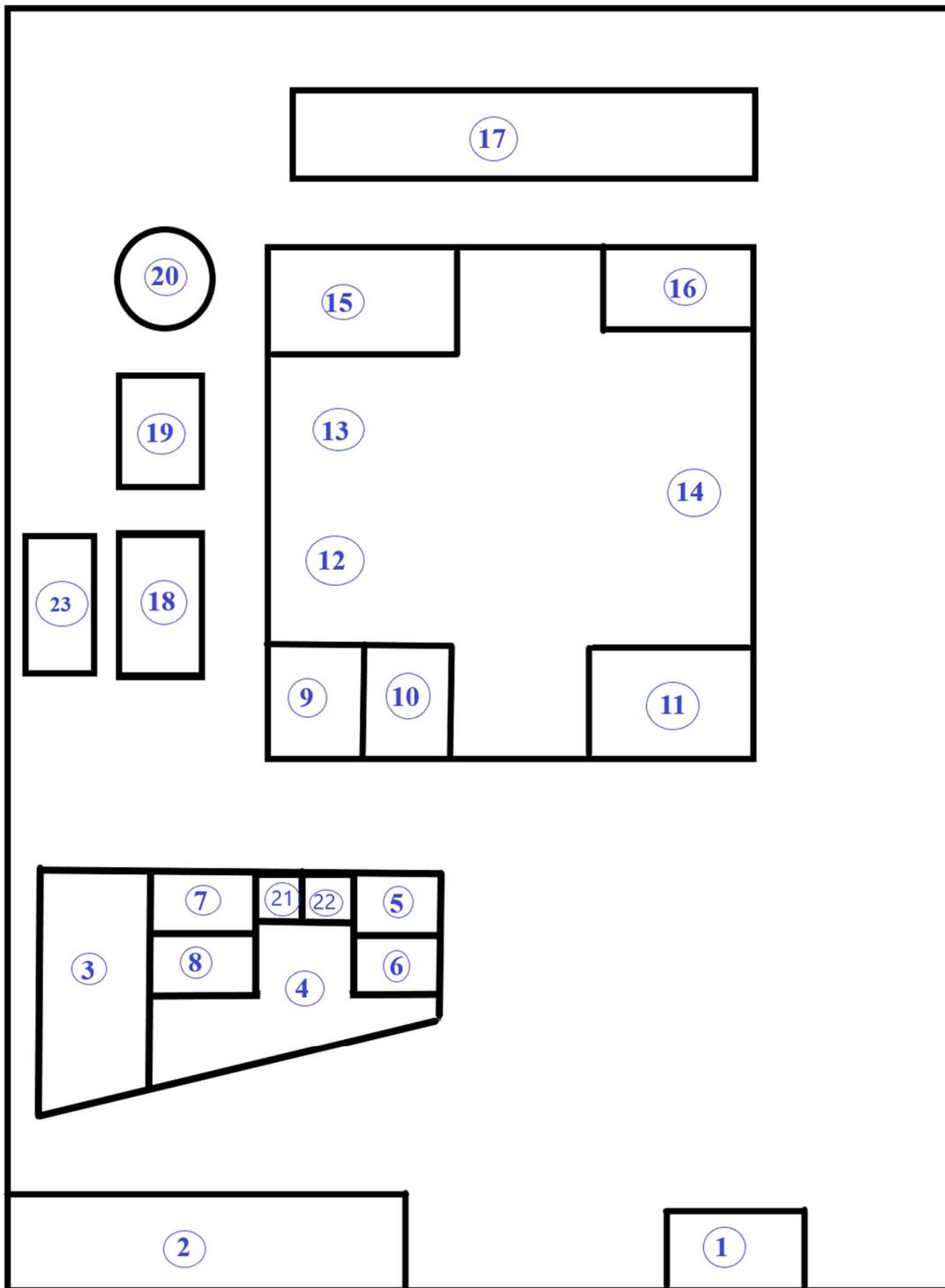


Figura 100. Distribución general de la planta. Fuente: Elaboración propia

Figura 101. Referencias de figura 88. Fuente: elaboración propia

1 Puesto de control	9 Baño y vestuario de Damas	17 Laguna sanitaria
2 Estacionamiento	10 Baño y vestuario de caballeros	18 Caldera
3 Sala de reuniones	11 Deposito interno	19 Torre de enfriamiento
4 Recepción	12 Pretratamiento del glicerol	20 Tanque de agua
5 Oficina n°1	13 Hidrocloración del glicerol	21 Baño damas
6 Oficina n°2	14 Purificación de la Epiclorhidrina	22 Baños caballeros
7 Oficina n°3	15 Laboratorio	24 Sala de mantenimiento de equipos
8 Cocina y Comedor	16 Sala de mantenimiento de equipos	

Puesto de control

Como se mencionó anteriormente, el ingreso al predio se realiza por el frente del establecimiento situado sobre la calle 13 del parque industrial. Para el ingreso se emplaza una barrera al paso y un puesto de seguridad que, tiene en principal, la función de un control interno sobre la empresa, dado que el parque ya posee seguridad propia. En la cabina, se controla el ingreso y el egreso del personal por medio de un reloj biométrico, como así también el ingreso de proveedores, clientes y visitas.

Estacionamiento

El estacionamiento de la planta incluye un sector para motocicletas y bicicletas, así también uno para automóviles. Para el primero sector se coloca un rack para bicicletas, mientras que del otro lado se ubican las motos.

En el caso de los automóviles tiene capacidad para 10, reservado el primer lugar para discapacitados. Se opta por una orientación de 90° para cada vehículo. Para protección de los mismos, se emplean dos toldos impermeables con mallas tipo dickson.

Los dos sectores se encuentran a la izquierda del ingreso de la planta y se encuentran perfectamente señalizados y con luminaria correspondiente.

Almacenamiento de productos

El almacenamiento de productos terminados se encuentra dentro de la nave de producción, a uno de los extremos del galpón. El material que se va a utilizar para la

construcción del piso es de cemento armado o concreto, colocado en losas o lanchas a lo largo del sitio de almacenamiento, tendrá unas cinco pulgadas de espesor. Sobre este se encuentra el tanque que almacenará nuestro producto final que es la Epiclorhidrina.

Sala de calderas

La sala de la caldera ocupa un espacio de 20 m² con un techo de 2.3m de alto, las dimensiones de la caldera que son de 4.65 m de largo y 2.7 m de ancho. Las paredes y pisos son del mismo material que se utilizó en la construcción en el resto de la planta. La caldera se encuentra cerca de los equipos de destilación ya que ellos son los que requieren un mayor consumo de vapor.

Por requisitos de seguridad, éste dispone de una construcción de baja resistencia mecánica (como máximo la mitad de la resistencia de las paredes), ya que, en caso de explosión se pretende que ésta produzca que el techo vuele.

Torre de enfriamiento

La torre de enfriamiento se dispone a cielo abierto. El área ocupada es de 2 m², el piso donde se apoyará la torre es de cemento armado o concreto, colocado en losas anchas a lo largo y ancho del sitio de almacenamiento. El espesor de este es de cinco pulgadas.

Sector de producción

Dentro del galpón principal se encuentra la zona de producción que se encuentra dividida de manera imaginaria en tres sectores: la primera instancia donde se produce el pretratamiento del glicerol, se continua con la hidroclicación del glicerol finaliza el proceso con la purificación de la epiclorhidrina.

Las paredes poseen un grosor de 30 cm revocadas de manera exterior por revoque grueso y fino, y del lado interior revocada con grueso y fino y pintadas con látex de color blanco. El techo del galpón es de chapa en el cual se encuentran suspendidas la mayoría de la iluminaria.

El piso está recubierto por Epoxy-Poliuretano, el cual ofrece una gran ventaja a resistencia de derrames y salpicaduras de pinturas, disolventes y diferentes tipos de productos químicos. Es fácil de limpiar, es resistente a la abrasión, antiderrapante y estético.

Sector laboratorios

Las paredes del laboratorio son de ladrillo común revocado de 15cm de ancho y 3m de alto, se encuentran revestidas en el interior y en el exterior con revoque fino y recubierto

con pinturas epoxi. Se encuentra dividido en dos sectores, en primera instancia una oficina donde se encuentra la oficina del encargado de laboratorio, luego continua con la zona de trabajo. La sala del encargado se encuentra separada por una pared de 15 cm de espesor revestida también, con pintura epoxi.

La zona de trabajo se encuentra recubierta con azulejos blancos hasta una altura de 2 m, contiene una mesada con bacha donde se dispone de agua caliente y fría, una bajo mesada con puertas y llave que posee las estanterías necesarias para ubicar todos los elementos de uso del laboratorio. Además, cuenta con estantes para colocar los elementos necesarios para realizar de los diferentes tipos de ensayos.

El piso está recubierto por Epoxy-Poliuretano, el cual ofrece una gran ventaja a resistencia de derrames y salpicaduras de pinturas, disolventes y diferentes tipos de productos químicos. Es fácil de limpiar, es resistente a la abrasión, antiderrapante y estético.

Dentro del laboratorio se encuentran los baños para uso privado, de damas y caballeros, y un sector correspondiente a una oficina del encargado de laboratorio, cuyos sectores se encuentran separados por paredes finas de 15 cm de espesor.

Las puertas son de aluminio, teniendo 1m de ancho y 2 m de alto. Las ventanas también son de aluminio y poseen vidrios.

Sector comedor, baños, vestuarios y duchas.

Las paredes del sector en su exterior son de ladrillo común de 15 cm de ancho y 3 m de alto, revestidas tanto en su interior como en su exterior de revoque grueso, fino y pintadas con pintura látex, las paredes interiores son de 15 cm de espesor revestidas con revoque grueso y fino y pintadas con pintura látex de color blanco.

Los pisos son de hormigón revestidos con cerámicos de color gris.

El comedor cuenta con una mesa y sillas suficientes para que el personal de turno pueda estar cómodo, una heladera, un microondas, mesada con bacha y canilla de agua fría y caliente, vajilla y utensilios para uso del personal

Hay dos baños, uno de dama y otro de caballeros, se encuentran separados uno de otro por una pared de 15cm de espesor. Ambos baños cuentan con inodoros, mingitorios, lavamanos (agua fría y agua caliente), dispositivos de jabón líquido, toallas de papel descartables y cesto para arrojar los papeles.

Debido a que el personal debe utilizar la ropa adecuada para el trabajo diferente a la que emplearán a salir de la planta, al final de la jornada, los vestuarios disponen de ducha, y, además, cuenta con casilleros propios para guardar sus objetos personales.

Las puertas y ventanas de este sector son de aluminio. Las dimensiones de la puerta son de 1 m de ancho y 2m de alto, mientras que las ventas tienen una medida de 1m de alto por 1m de ancho cubiertas con vidrio.

Sector oficinas

Las paredes del exterior de este sector son de ladrillo común revocadas con revoque fino y grueso, mientras que las del interior son de 15 cm, tienen 3 m de alto y están revestidas también, con revoque fino y grueso, pero se encuentran pintadas con pintura látex de color blanco.

El piso es de hormigón revestido con cerámicos.

En este sector, se encuentra la oficina del jefe de la planta, jefe de compras y el jefe de calidad y recursos humanos. Además, cuenta con una sala de reuniones, baño privado y un salón dividido en box para el uso personal administrativo.

Dispone de escritorios, sillas, armarios, PC, artículos de librería y todo lo necesario para llevar a cabo todas las actividades administrativas.

Tratamiento de efluentes

El tratamiento que debe realizarse a los efluentes se desarrolló en el capítulo anterior. Para el emplazamiento deben considerarse no sólo el área necesaria, sino también el lugar apropiado de acuerdo a los vientos predominantes en la zona, para evitar olores desagradables en la zona productiva y en el área comercial. El sector de tratamiento de efluentes se emplazará en el fondo del terreno.

Taller de mantenimiento

Se cuenta con dos talleres de mantenimiento, uno ubicado dentro del galpón principal y otro fuera de la planta, ambos contienen las distintas herramientas y equipos disponibles para el mantenimiento y arreglo de los equipos. Las características constructivas son las mismas que se utilizó en el resto de la planta.

CAPÍTULO 13

INSTALACIONES ELÉCTRICAS

INTRODUCCIÓN

En el siguiente capítulo se describirá de manera general las características de las instalaciones eléctricas y el consumo de los equipos utilizados en el proceso, desde el tanque de almacenamiento de glicerol hasta nuestro producto final.

También se realizan los cálculos para determinar los requerimientos de consumo energético de esta iluminación y los equipos correspondientes.

En el diseño, se adaptan las normas IRAM de manera de garantizar la correcta seguridad del personal, reducir costos y calidad del personal.

DESCRIPCIÓN GENERAL

El parque industrial pilar cuenta con una red de distribución de energía eléctrica de 50MW, lo suficiente como para abastecer a las empresas que se encuentran localizadas en el mismo.

Descripción de las instalaciones eléctricas

A continuación, se detallarán los elementos necesarios para el correcto funcionamiento de las instalaciones eléctricas:

I. Tablero

Contienen los dispositivos necesarios para la operación, rastreo, protección y control de todas las instalaciones eléctricas. Permite la correcta distribución de la corriente eléctrica a todos los sectores de la industria. Deben construirse con materiales metálicos o plásticos que sean: no inflamables, no higroscópicos, que posean resistencia mecánica para soportar cargas y una baja constante dieléctrica. En los tableros, los circuitos se bifurcan y ordenan convenientemente. Éstos están formados por aparatos de maniobra, con llaves o conmutadores, aparatos de protección, como fusibles y llaves automáticas, aparatos de medición, como medidores de energía, amperímetros, voltímetros, etc. Son generalmente paneles verticales colocados dentro de cajas. La altura a la cual están ubicados debe permitir las operaciones de una persona. Los tableros, clasificados desde el punto de vista de su operación son:

- Tablero principal: opera toda la instalación
- Tablero seccional: opera circuitos
- Tablero subseccional: opera solo una parte del circuito

II. Tomacorrientes

Es todo lugar donde se consume energía eléctrica. Se calcula la potencia requerida para los tomacorrientes fijando los W de salida. Para oficinas y usos generales se usarán tomacorrientes para 150 y 300 W, mientras que en la zona de producción es de 1000 W.

III. Transformador

Se utiliza para soportar los esfuerzos de cortocircuito externo, sobretensiones de impulso y maniobra, y para lograr una disipación óptima del calor. Está instalado en la subestación eléctrica y desde ahí se distribuye la electricidad hacia toda la planta.

IV. Conductor eléctrico

Realizan la conducción de la energía eléctrica desde donde se produce hasta donde se va a utilizar. Los metales habitualmente usados para la fabricación de cables son de cobre,

aluminio o aleaciones de este último. Poseen un alambre central de material conductor, cuya sección está determinada por la corriente a conducir y limitada por el calentamiento y la caída de tensión que provoca. Externamente poseen una cubierta de aislante térmica y eléctrica. Esta cubierta es de material plástico, principalmente de policloruro de vinilo (PVC). Este tipo de material tiene la desventaja de endurecerse y volverse frágil a bajas temperaturas y ablandarse a altas, pero tiene la ventaja de retomar sus propiedades físicas a temperaturas normales. Una temperatura del orden de los 70 °C se considera la máxima recomendada, sin descartar que algunos tipos de plásticos pueden tolerar temperaturas del orden de los 100 °C.

V. Bandejas de cables

Las bandejas porta cables son conductos con o sin tapa removible, en las cuales se permite colocar conductores correspondientes a una o varias líneas.

- Podrán utilizarse en instalaciones a la vista, en el interior de edificios o a la intemperie.
- En canalizaciones a la intemperie o recintos de ambientes húmedos o mojados, los sistemas de bandejas deberán tener una pendiente mínima de 1% hacia los puntos del drenaje.
- Las bandejas podrán ser plásticas, metálicas o de otros materiales que reúnan las siguientes condiciones: ser no higroscópicas, poseer rigidez mecánica adecuada al uso y ser autoextinguibles.

VI. Elementos de protección.

Los circuitos eléctricos pueden tener fallas que provoquen daños letales al organismo. Es por ello que el circuito debe estar conectado a tierra, con lo cual, ante la abertura del circuito la corriente es derivada al suelo y se protege a la persona que está en contacto con la instalación. En una instalación industrial las carcasas de los equipos eléctricos, los accionamientos de los aparatos, los armazones de estructura y las partes metálicas de los cables deben estar conectados a tierra. La puesta a tierra debe tener este tipo de conexión las carcasas de los equipos eléctricos, los accionamientos de los aparatos eléctricos, los armazones de estructura y las partes metálicas de los cables.

Para la toma de tierra se pueden utilizar electrodos formados por:

- barras, tubos
- pletinas, conductores desnudos
- placas

- anillos o mallas metálicas constituidos por los elementos anteriores o sus combinaciones

- armaduras de hormigón enterradas; con excepción de las armaduras pretensadas
- otras estructuras enterradas que se demuestre que son apropiadas.

El tipo y la profundidad de enterramiento de las tomas de tierra deben ser tales que la posible pérdida de humedad del suelo, la presencia del hielo u otros efectos climáticos, no aumenten la resistencia de la toma de tierra por encima del valor previsto.

La profundidad nunca es inferior a 0,50 m.

VII. Pararayos

Es un instrumento cuyo objetivo es atraer un rayo ionizando el aire para excitar, llamar y conducir la descarga hacia tierra, de tal modo que no cause daños a las personas o construcciones.

VIII. Corrector de factor de potencia

Debido a que la instalación está compuesta en su mayoría por motores e iluminación, se hace muy importante corregir el factor de potencia, ya sea por motivos económicos como así también para aumentar la eficiencia de la instalación.

Se habla de razones económicas ya que normalmente la empresa distribuidora aplica multas a aquellas industrias que poseen un factor de potencia menor a uno preestablecido y en algunos casos se premia al que lo tenga por encima de este.

IX. Iluminación

El propósito de la iluminación en la industria es proporcionar una visibilidad eficiente y cómoda en el trabajo, así como ayudar a mantener un ambiente seguro. Para seleccionar la iluminación adecuada es necesario determinar: La tarea visual o tipo de trabajo que se va a desarrollar, la cantidad, la calidad y el tipo de iluminación de acuerdo con la tarea visual y los requerimientos de seguridad y comodidad, el equipo de alumbrado o luminarias que proporcionen la luz requerida.

Una buena iluminación presenta ventajas tanto para el trabajador como para la empresa. En el caso del trabajador, conserva su capacidad visual, evita la fatiga ocular y disminuye los accidentes. A la empresa le proporciona un aumento en la producción, disminuye el número de errores, facilita la limpieza y el mantenimiento, mejora la utilización del espacio, etc.

Mas adelante se da un detalle de la cantidad y los tipos de luminaria a utilizar tanto en las partes interiores como en las exteriores de todo el proceso.

X. Iluminación de emergencia

Suministra iluminación a vías de evacuación, escaleras y en los casos de interrupción de servicio normal. Debe tomar energía de una conexión independiente y distinta a la del servicio principal y ser capaz de mantener la intensidad de 5 luxes por lo menos durante una hora.

SERVICIO DE ENERGÍA ELECTRICA

El parque es alimentado por una línea de alta tensión de 132 kW y la distribución de energía se hace desde dos subestaciones de EDENOR ubicadas dentro del parque.

Iluminación

El nivel mínimo de energía requerida por los diversos espacios físicos de la planta están calculados en base a los requisitos de las normas IRAM, las cuales se muestran la siguiente tabla:

Tabla 240. Requisitos luminarios según normas IRAM

Tipo de actividad	Intensidad de iluminación (lux)
Recinto destinado solo a estancia orientación	60
Actividades que hacen necesario el reconocer detalles, con reducido contraste (caso de oficinas)	120-250
Trabajos en los que el ojo debe percibir grandes detalles con elevados contrastes	120-250
Trabajo de precisión que requieren un reconocimiento de detalles muy precisos con un contraste muy reducido	1000-5100
Trabajo de precisión que requiere un reconocimiento de detallas muy preciso con unos siete contrastes muy reducidos	2000-3000
Casos especiales en los que el trabajo por realizar impone altas exigencias, poco corrientes a la intensidad de iluminación: por ejemplo, iluminación de un campo de operación clínica	5000 o mas

Determinación del número de lámparas

De acuerdo con los requisitos energéticos de cada sector se procede a los cálculos de la cantidad de lámparas necesarias para cubrir las necesidades de iluminación establecidos.

Para ello se utiliza la siguiente ecuación:

$$N = \frac{E*S}{Fm*Fu*I} \quad (\text{Ec 13-1})$$

E: nivel de iluminación del sector

S: superficie del sector

Fm: factor de mantenimiento

Fu: factor de uso

I: flujo luminoso de la lámpara

El factor de mantenimiento está relacionado con el ensuciamiento de la iluminación, lo cual se ve reflejado en una disminución de la intensidad de iluminación. Este factor, se designa según los diversos sectores de las empresas siendo este de un 90% 'para lugares donde hay baja polución en luminarias de interior (lugar cerrado) y de un 80% para luminarias de exterior. Cuando la polución en el medio exterior es importante se utiliza un factor del 60%, cuando es moderada de un 70%, y, cuando es reducida, de un 60%.

El factor de uso nos da el rendimiento de las luminarias ubicadas en los sectores analizados, y se calcula de la siguiente manera:

$$K = \frac{l*a}{hm*(l+a)} \quad (\text{Ec 13-2})$$

Donde:

l= largo del sector en m

a= altura del sector en m

hm= altura de la luminaria en m

También, se debe conocer, el nivel de reflectancia de las paredes y el techo. Para ello, se adopta un factor de reflexión de 0.3 para techo y 0.5 para las paredes, considerando que serán de un color claro.

Para los diferentes sectores se seleccionan diferentes tipos de lámparas:

- Zonas cubiertas, almacenamiento de materias primas y productos terminados, envasado: se utilizan lámparas de 250W cuyo flujo luminoso es de 13000lm. El modelo seleccionado acorde a las necesidades es HQL E40-Orsam cuyo consumo es de 275Kw/h (tipo: vapor de mercurio)
- Zonas a la intemperie, estacionamiento, pretratamiento de glicerol, hidroclicación del glicerol y purificación del glicerol: se seleccionaron lámparas que poseen un

flujo lumínico de 22000lm y un consumo de 440kw/h. el modelo que se eligió es HQLE40-Orsam de 400W.

- Oficinas cerradas, laboratorios, baños y vestuarios: para estos sectores se seleccionó tubos fluorescentes de 110W de 8800lm. El modelo escogido es de Philips TPD 462 de un rendimiento de 70lm/W

Tabla 241. Número de lámparas en diferentes sectores

Sector	E (lux)	S (m ²)	Fu	Fm	l (lámpara)	Nº de lámparas
Puesto de control	200	20	0.47	0.7	22000	1
Estacionamiento	100	250	0.47	0.7	22000	4
Sala de reuniones	500	126.16	0.33	0.9	8800	28
Recepción	500	63.32	0.33	0.9	8800	13
Oficina n°1	500	10.80	0.33	0.9	8800	3
Oficina n°2	500	10.55	0.33	0.9	8800	3
Oficina n°3	500	11.52	0.33	0.9	8800	3
Cocina y comedor	150	11.52	0.3	0.9	8800	1
Baño y vestidor de damas	150	12.88	0.3	0.9	8800	2
Baño y vestidor de caballeros	150	12.88	0.3	0.9	8800	2
Deposito interno	200	16.62	0.52	0.7	13000	1
Pretratamiento del glicerol	200	136.97	0.38	0.8	22000	4
Hidrocloración del glicerol	200	136.97	0.38	0.8	22000	4
Purificación de epiclorhidrina	200	273.94	0.38	0.8	22000	4
Laboratorio	1500	40.3	0.3	0.9	13000	17
Sala de mantenimiento	750	17.45	0.57	0.7	13000	3
Laguna sanitaria	200	20	0.8	0.7	22000	4
Caldera	200	53.6	0.38	0.7	22000	2
Torre de enfriamiento	200	2.00	0.38	0.7	22000	1
Tanque de agua	200	28.27	0.38	0.7	22000	1
Sala de mantenimiento exterior	750	32	0.57	0.7	13000	5

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos se llegó a la siguiente conclusión de la cantidad de luces utilizadas de cada tipo:***Determinacion del consumo de las lamparas***
cantidad de luces utilizadas de cada tipo:***Determinacion del consumo de las lamparas***

En la Tabla 235 se muestra a continuación se determina el consumo energético en los diversos sectores de la planta

Tabla 242. Cantidad de lámparas seleccionadas a utilizar

Modelo	Cantidad de lámparas
Philips TPS 462. 110W-8800lm-	55
HQLE40-Orsam de 400W-22000lm	25
HQL E40-Orsam de 250 W-13000lm	26

Tabla 243. Consumo energético de iluminación

Sector	Funcionamiento (h/día)	Nº de lámparas	Potencia (KW)	Consumo (KW/d)
Puesto de control	24	1	0.4	9.6
Estacionamiento	17	4	1.6	27.2
Sala de reuniones	8	28	3.08	24.64
Recepción	14	13	1.43	20.02
Oficina nº1	8	3	0.33	2.64
Oficina nº2	8	3	0.33	2.64
Oficina nº3	8	3	0.33	2.64
Cocina y comedor	14	1	0.11	1.54
Baño y vestidor de damas	16	2	0.22	3.52
Baño y vestidor de caballeros	16	2	0.22	3.52
Depósito interno	16	1	0.28	4.48
Pretratamiento del glicerol	16	4	1.6	25.6
Hidrocloración del glicerol	16	4	1.6	25.6
Purificación de epiclorhidrina	16	4	1.6	25.6
Laboratorio	16	17	4.675	74.8
Sala de mantenimiento	16	3	1.375	22
Laguna sanitaria	8	4	1.6	12.8
Caldera	17	2	0.8	13.6
Torre de enfriamiento	8	1	0.4	3.2
Tanque de agua	8	1	0.4	3.2
Sala de mantenimiento exterior	16	5	1.375	22
Total			330.84	

Equipos

Se analizará el consumo energético de los equipos utilizados en el proceso. Los resultados se observan en la tabla que se muestra a continuación.

Tabla 244. Consumo de equipos

ETAPA	EQUIPO	CONSUMO	CONSUMO	CONSUMO
		(KW/H)	DIARIO (KW/día)	MENSUAL (KW/mes)
Purificación del glicerol	Mezclador (M-01)	0.157	2.198	4.396
	Unidad de ultrafiltrado (UF-01)	1.5	21	42
	Bombas (B-01-02-03-04-05-07-19)	0.5	48	98
Pretratamiento del HCl	Compresor (C-01)	3	42	84
	Compresor (C-02)	3	42	84
Hidrocloración del glicerol	Mezclador (M-02)	0.24	3.36	6.722
	Reactor (R-01)	0.382	5.348	10.696
	Bombas (B-08-09-10-16-18)	0.5	35	70
Deshidrocloración de diclorhidrina	Mezclador (M-03)	0.157	2.198	4.396
Purificación de epiclorhidrina	Compresor (C-03)	3	42	84
	Bomba vacío	0.5	7	14
	Bombas (B-11-13-14-15-17)	0.5	35	70
Otras bombas	Almacenamiento de agua	7	56	112
	Agua de reposición	0.74	10.36	20.72
	Caldera	0.5	7.5	37.5

Tabla 245. Consumo total de los equipos

Total KW/día consumidos	367.214
Total KW/mes consumido	730.68

CAPÍTULO 14

Organización Industrial

INTRODUCCIÓN

Una empresa se define como el conjunto de personas y bienes que actuando organizadamente persiguen un objetivo en común, ya sea la producción de bienes o servicios, con el fin de obtener un beneficio económico. Para lograr este objetivo es necesaria una estructura funcional que permita un desarrollo eficaz de las tareas que deben realizarse. En el presente capítulo se define el tipo de sociedad comercial adoptado, se describen las diferentes áreas que integran la empresa, las funciones de cada puesto de trabajo y se elabora un organigrama donde se especifican los niveles de jerarquía dentro de la empresa. También se detallan las actividades de los diferentes puestos de trabajo. Los empleados de esta industria pertenecen a la industria química y petroquímica. Esto significa que corresponden al convenio colectivo de la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina (FATIQYP). El convenio colectivo utilizado es el CCT 564/09 de Químicos y Petroquímicos.

TIPO DE SOCIEDAD COMERCIAL

Los principales parámetros a tener en cuenta, para elegir el tipo de sociedad en el cual encuadrar a la industria son:

- El tamaño de la empresa.
- La responsabilidad asumida por los socios: si es limitada, solidaria o subsidiaria.
- El tipo de impuestos que se deba pagar según el tipo de sociedad.
- Disposiciones legales o reglamentarias, según la actividad que se realice.
- Características del mercado, nacional o internacional, en el que opera la sociedad, que pueden indicar determinadas exigencias societarias.

La Ley de Sociedades Comerciales (LSC) de la República Argentina contempla una importante variedad de tipos societarios. Los más utilizados por los inversores en el país son dos: Sociedad Anónima (SA) y Sociedad de Responsabilidad Limitada (SRL). Estos dos tipos societarios responden, en principio, sólo con el capital de la sociedad que se crea o en la cual se participa.

De acuerdo a lo descripto anteriormente y considerando que es una empresa de tipo secundaria (industrial), privada y grande, se adopta para la misma la forma jurídica de sociedad anónima. Bajo este formato, la propiedad de la sociedad pertenece a los accionistas, quienes limitan su responsabilidad a sus aportes realizados. Para su conformación se requiere un mínimo de dos accionistas. Las acciones pueden cotizar, o no, en el mercado de valores local. El funcionamiento de estas sociedades está normado por su estatuto. La administración está a cargo de un directorio compuesto por uno o más miembros, que pueden ser, o no, accionistas. Además, la duración de la sociedad es independiente de la vida de sus socios o finalización de los mismos.

A diferencia de la Sociedad de Responsabilidad Limitada (SRL), la Sociedad Anónima (SA) puede cotizar en bolsa, la cantidad de socios exceder de 50 y los cambios de socios no exigen modificar el contrato social.

Finalmente se detallan las características principales del tipo de sociedad comercial adoptada.

- Sociedad de tipo capitalista, en la que el capital, es integrado por los aportes económicos de todos los socios y es dividido en acciones. Los socios no responden personalmente por las deudas de la sociedad.
- La responsabilidad está limitada al capital aportado.

- El decreto legislativo 1564/1989 es el que aprueba el texto de la ley de Sociedades Anónimas.
- La denominación social es libre debiendo figurar obligatoriamente “Sociedad Anónima” o “S.A.”.
- Se constituye por escritura pública, incluyendo los estatutos.
- Es obligatoria la inscripción y publicación de la misma en el “Registro Mercantil”.
- Debe cumplir con el régimen fiscal.

Constitución de la Sociedad Anónima (S.A.)

Las sociedades comerciales se constituyen por instrumento (por escrito) público o privado (art. 4 de la LSC).

El instrumento de constitución es un contrato (art. 4 LSC). Se lo denomina acto constitutivo social o acto constitutivo de la sociedad.

Si se trata del acto constitutivo de una Sociedad Anónima se lo denomina Estatuto o Estatuto social.

Las sociedades comerciales (personas físicas) tributan a través del Impuesto al Valor Agregado (IVA), que se calcula en base al resultado obtenido. En otro orden, tributan el Impuesto a las Ganancias, teniendo en cuenta los ingresos y los gastos relacionados a la actividad e ingresos, gastos y situación patrimonial personal y de la empresa.

A nivel provincial, tributan el Impuesto a los Ingresos Brutos y a nivel municipal el Derecho a Registro e Inspección. En general, estos impuestos son un porcentaje que se aplica sobre el monto de la base imponible (ventas).

Trámites para la puesta en funcionamiento de la empresa

- Concesión de licencias: Licencia municipal de obras, Licencia municipal de apertura.
- Registros: Registro Municipal de la propiedad Inmobiliaria, Registro Industrial.
- Trámites en materia fiscal: Impuestos sobre bienes inmuebles, impuestos sobre actividades económicas, declaración censal.
- Trámites en materia laboral: Inscripción de la empresa en la Seguridad Social, Afiliación y número de Seguridad Social, Alta en el Régimen General de Seguridad Social, comunicación de apertura del centro de trabajo, libros de visitas y calendario laboral.

ESTRUCTURA DE LA ORGANIZACIÓN

Para la organización de la empresa se adopta el modelo de organización mixta. Se basa en la distinción entre jefes con autoridad (tipo jerárquico) y técnicos especialistas que deben ser oídos antes de tomar una decisión. En este caso, el jefe con autoridad recibe los informes de los técnicos (llamados staff) y bajo su responsabilidad toman la decisión pasando al encargado la orden de ejecutarla. Es decir, reúne las características de una organización lineal y una funcional. Se lo denomina lineal porque mantiene una jerarquía vertical entre superiores y subordinados, reforzando la autoridad y responsabilidad; y funcional, porque proporciona especialización pero no se permiten las órdenes cruzadas, cada jefe o encargado maneja su departamento o sector, dentro del cual es el único que puede dar órdenes.

Organigrama

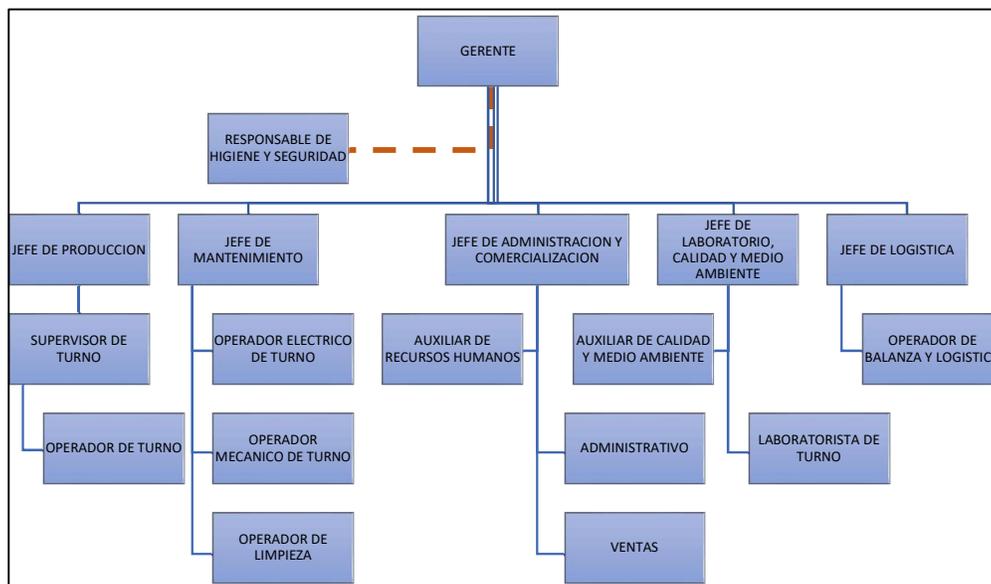


Figura 102. Organigrama de la industria

Mano de obra requerida

Una vez establecido el organigrama, se especifica el personal junto con sus capacidades para ocupar cada uno de los puestos. Además, como se muestra en la tabla siguiente, se determina la cantidad de operarios por sector.

Tabla 246. Organización

Cargo	Título habilitante	Cantidad	Turnos
Gerente general	Ing. Químico Master en administración de negocios	1	1
Jefe de producción	Ingeniero Químico	1	1
Supervisor	Técnico Químico	2	2
Operarios de turno	Bachiller	2	2
Jefe de laboratorio, calidad y medio ambiente	Ingeniero Químico	1	1
Auxiliar de laboratorio, calidad y medio ambiente	Técnico Químico	1	1
Laboratorista	Técnico Químico	2	2
Jefe de administración y comercialización	Contador público	1	1
Administrativo	Administrador de empresas	1	1
Auxiliar de recursos humanos	Licenciado en recursos humanos	1	1
Comercialización	Contador Público-Especializado en Marketing	1	1
Jefe de logística	Ingeniero Industrial	1	1
Operarios de logística	Bachiller	2	2
Jefe de mantenimiento	Ingeniero Mecánico	1	1
Operarios mecánicos	Técnicos mecánicos	2	2
Operarios eléctricos	Técnicos electricistas	2	2
Operario de limpieza	Secundario	1	1
Total		23	

Como se observa en la figura 239 el total de empleados de la empresa es 63 personas. Además, son tercerizados los servicios de asesoría legal, medicina del trabajo, limpieza y desinfección, seguridad industrial, servicio de guardia y sistema informático.

Funciones del personal

Gerente general: Es el encargado de administrar toda la planta, y reportar a los altos mandos las actividades realizadas, logros obtenidos y volúmenes de producción alcanzados. El gerente de planta recibe los reportes de los jefes de las distintas áreas observadas en el organigrama. El mismo trabaja en horario fijo y debe estar a disposición para cuando se lo requiera.

Jefe de producción: Es el encargado de custodiar que todo el proceso de fabricación del alcohol se lleve de manera correcta y adecuada. Debe cuidar por la eficiencia de los operarios de las distintas áreas, trabajando en contacto con los supervisores. El jefe de producción tiene horario fijo.

Supervisor de producción: En primer lugar el gerente debe tener a cargo la gente, a la cual debe motivar, controlar el desempeño, eliminar los obstáculos que limiten el desempeño o el desarrollo de las personas a su cargo y desarrollar, haciendo que cada persona crezca como ser humano y como trabajador. En segundo lugar debe ser administrador de inventario, considerando el plan de producción, el nivel de cumplimiento al mismo, lo que hace cada máquina o línea, la capacidad de equipos y personas. En resumen debe ser un líder de personas y un administrador de recursos físicos (como inventarios y activos) e intangibles (como el conocimiento del proceso). Para esta función se requieren de una persona por turno.

Operarios: Estos deben ocupar del manejo y control para el correcto funcionamiento de los equipos. Además, deben estar en conocimiento y controlando las distintas variables de proceso en el sector que operan para que a la hora de informarles el resultado de los análisis sepan la manera de actuar. Por otra parte, deben mantener la zona de trabajo con orden y limpieza. Finalmente deben reportar y acatar las órdenes de los supervisores.

Jefe de control de calidad, laboratorio y medio ambiente: Es el responsable de garantizar la realización de las pruebas necesarias para verificar la conformidad del producto final, establecer especificaciones para las operaciones concretas del laboratorio, garantizar, que se imparta una formación inicial, continuada y adecuada al personal de control de calidad de acuerdo a las necesidades del departamento. Además, debe garantizar que estén utilizando las materias primas aprobadas y verificar que las actividades de su área se

realicen de acuerdo a lo establecido, con el objetivo de evaluar el cumplimiento y el rendimiento de los analistas y de los supervisores. Debe archivar todos los procedimientos que conciernen al departamento de control de calidad conjuntamente con los diversos certificados de análisis recibidos de las materias primas y productos.

El jefe de calidad trabajará en horario fijo.

Auxiliar de calidad: Este cumple la función de controlar los análisis realizados por los analistas, del control del stock de insumos generales del laboratorio. Además, debe presentar un informe mensual al jefe de calidad con los resultados de los análisis y considerando la presencia de alguna no conformidad del producto. El auxiliar de calidad trabaja en horario fijo.

Laboratoristas: Se encarga de realizar los controles físicos y químicos a las materias primas y al producto terminado. Debe llevar un registro de todos los análisis realizados y además, se encarga de la limpieza del laboratorio. El laboratorista trabaja en turnos.

Jefe de administración: Tiene como función general coordinar, supervisar y controlar la ejecución de los procedimientos administrativos y contables que rigen el funcionamiento interno de la organización y, como funciones específicas, revisar los comprobantes de cheques verificando que los datos estén correctos, registrados en la cuenta contable correspondiente y que tengan el soporte respectivo, ejecutar cierre contable mensual y anual de la organización, realizar y controlar el inventario de los activos fijos de la organización, revisar las nóminas del personal administrativo y vigilantes, custodiar los documentos legales y financieros de la organización, supervisar y verificar el pago a organismos oficiales y servicios básicos, elaborar consolidación de gastos mensual y anual, tramitar todo lo concerniente a la apertura de cuentas bancarias, controlar las obligaciones bancarias de la organización. El jefe de administración trabaja en horario fijo.

Auxiliar de Recursos Humanos: Fomentar una relación de cooperación entre directivos y trabajadores para evitar enfrentamientos derivados por una relación jerárquica tradicional, fomentar la participación activa entre todos los trabajadores, para que se comprometan con los objetivos a largo plazo de la empresa, establecer el monto del salario mediante el proceso de negociación entre la empresa y los sindicatos de trabajadores, impartir seminarios de actualización para que los trabajadores estén al día en cuanto al manejo de los recursos de la empresa, liquidación de haberes, mantener actualizado los legajos del personal, coordinar el servicio de medicina laboral, etc. El personal de RR.HH trabaja en horario fijo.

Jefe de mantenimiento: Planifica las actividades del personal a su cargo, asigna las actividades al personal a su cargo, supervisa el mantenimiento de las instalaciones, ordena y supervisa la reparación de equipos, estima el tiempo y los materiales necesarios para realizar las labores de mantenimiento y reparaciones, elabora notas de pedidos de materiales y repuestos, suministra al personal los materiales y equipos necesarios para realizar las tareas asignadas. Además, planifica, coordina y controla el mantenimiento preventivo y correctivo de equipos y sistemas eléctricos, electrónicos y/o mecánicos, controla las horas de sobretiempo de los trabajadores, controla y registra la asistencia y permiso del personal a su cargo e Inspecciona el progreso, calidad y cantidad de trabajos ejecutados.

Operarios eléctricos y mecánicos: Ronda de inspección y control de las instalaciones, realizando una supervisión de las mismas. Realización de trabajos de mantenimiento en general. Estos operarios trabajan por turnos.

Jefe de logística: Animar y participar a reuniones de proyectos logísticos, definir e implantar planes de acción para reducir los costos, los plazos de entrega y los stocks para responder a las necesidades del cliente, seguir las operaciones de compras/aprovisionamientos, de producción y/o de distribución de mercancía, seguir y poner al día los datos de rentabilidad y los costes logísticos y organizar el trabajo de su equipo. El jefe de logística trabaja en horario fijo.

Operario de logística: Se encarga de realizar el pesaje de los camiones que ingresan con materia prima como los que salen con producto terminado. Además, colaboran con el jefe de logística en la ubicación y control del stock de la materia prima. La balanza trabaja en dos turnos por día, uno por la mañana y otro por la tarde.

Organización de la producción y turnos de trabajo

La planta trabaja de manera discontinua realizando dos turnos seguidos de 8 hs cada uno durante 5 días a la semana. Los turnos son por la mañana de 8:00 a 14:00 y por la tarde de 14:00 a 22:00 hs.

CAPÍTULO 15

ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

INTRODUCCIÓN

La última etapa del proceso es el estudio económico-financiero. Su objetivo es ordenar y sistematizar la información de carácter monetario que proporcionan las etapas anteriores y elaborar los cuadros analíticos que sirven de base para la evaluación económica.

Comienza con la determinación de los costos totales y de la inversión inicial a partir de los estudios de ingeniería, ya que estos costos dependen de la tecnología seleccionada. Continúa con la determinación de la depreciación y amortización de toda la inversión inicial.

Otro de sus puntos importantes es el cálculo del capital de trabajo, que aunque también es parte de la inversión inicial, no está sujeto a depreciación ni a amortización, dada su naturaleza líquida.

Se selecciona un plan de financiamiento, y se muestra su cálculo tanto en la forma de pagar intereses como en el pago del capital. Además, se determinan la tasa de rendimiento mínima aceptable y el cálculo de los flujos netos de efectivo.

Finalmente, se utilizan los métodos actuales de evaluación que toman en cuenta el valor del dinero a través del tiempo, como son la tasa interna de retorno y el valor actual neto, siendo esto muy importante, ya que determina la implantación o no del proyecto.

El análisis se efectúa teniendo en cuenta un período de diez años estimándose, además, un tiempo de diez meses para la construcción y dos más para el montaje y puesta en marcha.

Todos los montos de dinero están expresados en dólares, a excepción de los salarios que se encuentran en pesos argentinos. Se consideró al dólar a 37.66 \$, con fecha de 10/12/2018.

DETERMINACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL TOTAL

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 constituyen entre otros, el terreno, las obras civiles, las instalaciones de servicios, la maquinaria y los equipos.

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, 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.

Activos fijos

Para la estimación de los precios de cada uno de los activos fijos correspondientes a obras civiles enumerados en la Tabla 247, a excepción del terreno, se consulta al arquitecto Sebastián Pérez, quien suministra los valores estimados del m², a la fecha actual. Los costos calculados para las obras civiles, corresponden a “obra terminada”.

Por otro lado, el precio del metro cuadrado de terreno se consulta telefónicamente con la corredora inmobiliaria Ezequiel Pienzi de inmobiliaria RE/MAX Norte.

Se presenta en la Tabla 247, un resumen de los costos calculados para otras construcciones.

Activos fijos

Para la estimación de los precios de cada uno de los activos fijos correspondientes a obras civiles enumerados en la Tabla 247, a excepción del terreno, se consulta al arquitecto Sebastián Pérez, quien suministra los valores estimados del m², a la fecha actual. Los costos calculados para las obras civiles, corresponden a “obra terminada”.

Por otro lado, el precio del metro cuadrado de terreno se consulta telefónicamente con la corredora inmobiliaria Ezequiel Pienzi de inmobiliaria RE/MAX Norte.

Se presenta en la Tabla 247, un resumen de los costos calculados para otras construcciones.

Tabla 247. Datos de inversión en terreno y obras civiles

SECTOR	VALOR DEL m ² (USD)	SUPERFICIE (m ²)	TOTAL (USD)
TERRENO	100	10.000	1.000.000
EDIFICIO INDUSTRIAL	1050	800	840.000
EDIFICIO ADMINISTRATIVO	840	43	36.120
DEPÓSITO Y TALLER	630	12	7560
EDIFICIO PARA CALDERA	630	25	15.750
GARITA DE SEGURIDAD	630	20	8.600
LABORATORIO	840	25	21.000
SALA DE MANTENIMIENTO	630	16	10.080
ESTACIONAMIENTO	63	150	9.450
BAÑOS Y VESTUARIOS	840	12	10.080
LAGUNA PARA EFLUENTES	840	126	4.410

Tabla 248: Resumen de inversión en otras construcciones.

CONSTRUCCIÓN	INVERSIÓN REQUERIDA (USD)
Calles y veredas Internas	10.000
Parquización	1.000
Cerco perimetral	14.140
Inversión total (USD)	25.140

La estimación de los costos de los activos fijos correspondientes a la maquinaria y equipos será más compleja que la de los activos antes mencionados, ya que se trata de unidades mucho más personalizadas, cuyo costo depende no sólo de sus dimensiones, sino también del material de construcción, de las características específicas de cada uno de ellos, etc. Los precios de los equipos, en su mayoría, fueron consultados vía mail o telefónicamente, de manera directa con los fabricantes. En la Tabla 249 se detallan los precios de los equipos de proceso, como así también los necesarios para servicios auxiliares en la Tabla 250

Tabla 249. Precios y proveedores de equipos de proceso

Denominación Técnica	Nº unid.	Precio unitario (USD)	Flete (USD)	Costo total en fábrica (USD)
Tanque agitador	1	1.270	13	1.283
Tanque agitador	1	1.030	10	1.040
Unidad de ultrafiltración SFX 2880 DOW	2	6.000	600	12.600
Unidad de Electrodesionización E-Cell™ MK-2E Stack	1	6.900	345	7.245
Torre de destilación	1	26.200	1.310	27.510
Torre de destilación	1	28.000	1.400	29.400
Torre de destilación	1	29.000	1.450	30.450
Torre de destilación	1	38000	1.900	39.900
Compresor GV-8/8-160	2	15000	1.500	31.500
Reactor	1	20160	1.008	21.168
Mezclador estático SS316L	1	500	25	525
Sedimentador	1	15.000	750	15.750
Tamiz molecular	1	20.000	1.000	21.000
Tanque de almacenamiento	2	1.300	130	2.730
Tanque de almacenamiento	5	1.400	350	7.350
Tanque de almacenamiento	1	1.000	50	1.050
Tanque de almacenamiento	4	1.500	300	6.300
Tanque de almacenamiento	2	2.000	200	4.200
Tanque de almacenamiento gas	1	3.000	150	3.150

Tabla 250: Precios y proveedores de equipos para servicios auxiliares

Denominación Técnica	Nº unid.	Precio unitario (USD)	Flete (USD)	Costo total en fábrica (USD)
Intercambiador de calor 254 S MO	9	500	225	4.725
Compresor aire LC 40200	1	833	42	875
Equipo de ósmosis	1	2.100	105	2.205
Caldera humotubular	1	108.650	5.433	114.083
Torre de enfriamiento EWK 064	2	8.150	815	17.115
Tanque de almacenamiento agua	1	1.200	60	1.260
Sensores de nivel Vegaswing	8	310	124	2.604
Sensores Cerabar PM23	2	415	42	872
Sensores Pt Honeywell	10	55	28	578
Controladores Omrom E5CC	3	138	21	435
Variadores de frecuencia WEG CFW10	2	230	23	483
Controladores CCG VVX - PR C - TCM 21321	2	300	30	630
Central múltiple termimétrica CCG C - TM 20100	1	450	23	473
Bomba EBARA W22 IR3 Premium	21	227	238	5.005
Bomban 6BHEL	1	305	15	320
Válvula Spirav Sarco	22	100	110	2.310
Cañerías y conexiones	1	30.000	1.500	31.500
Equipamiento de laboratorio	1	100.000	5.000	105.000

El costo de las instalaciones de servicios se observa en la Tabla 251. Para la estimación del costo de la instalación eléctrica se considera la longitud aproximada de los cables y las canalizaciones requeridos y se la multiplica por el precio correspondiente. El valor estimado en base a la planimetría fue presupuestado por el ingeniero Luciano Palombarini.

Tabla 251: Detalle y precios de instalaciones de servicios.

INSTALACIÓN	PRECIO (USD)
AGUA	1.400
ALUMB. PERIMET.	1.000
ELECTRICAS	12.500
GAS	1.700
PLANTA RED GAS	1.000

En cuanto a la administración, las personas que allí desempeñan sus tareas son cinco ejecutivos de alto rango, una secretaria administrativa, y un auxiliar de calidad. Para calcular la inversión requerida se incluyeron siete escritorios, siete sillas, siete computadoras, una impresora multifunción láser, una mesa y diez sillas para la sala de reuniones, ficheros, muebles con estantes, artículos de librería como resmas de hojas A4, lapiceras, carpetas de archivo, cuadernos, entre otros. El valor total arroja un resultado de USD 10.000.

Finalmente, en la Tabla 252 se muestra cual será la inversión total en activos fijos, con la correspondiente amortización de los mismos. Para el terreno y la construcción se consideró una amortización de 30 años. Para el equipamiento nuevo 10 años, para el resto 10 años.

Tabla 252: Resumen de activos fijos y cálculo de las amortizaciones.

ACTIVOS FIJOS	TOTAL	AMORTIZACION ANUAL	
		Bienes Nuevos	
		Coef.	USD
Terrenos y mejoras (Inmuebles)	1.000.000	3	33.000
Obras civiles y const. compl.	988.190	3	29.646
Instalaciones Industriales y auxiliares	17.600	10	1.760
Maquinarias y equipos nuevos	528.299	10	52.830
Rodados	40.000	10	4.000
Muebles y útiles	10.000	10	1.000
Otros e Imprevistos	50.000	10	5.000

Capital de trabajo

Toda empresa necesita de recursos para cubrir los gastos de insumos, materia prima, mano de obra, operación. Este capital debe estar disponible a corto plazo para poder responder en tiempo y forma a las necesidades de la compañía.

Por ende, el capital de trabajo es el fondo económico que utiliza la empresa para seguir reinvertiendo y logrando utilidades, con el fin de mantener normalmente las operaciones llevadas a cabo en la misma.

Análisis de los costos indirectos

La determinación del salario de los empleados se llevó a cabo según el acuerdo salarial firmado por la Cámara de la Industria Química y Petroquímica (CIQyP) conjuntamente con la Federación Argentina de Industrias Químicas y Petroquímicas (FAIQyP). Los mismos se detallan en la Tabla 253

Los salarios están expresados en pesos argentinos, la expresión en dólares está en las tablas siguientes.

Tabla 253: Detalle del valor diario de los sueldos brutos para la mano de obra indirecta

SECTOR	CARGO	Cantidad de personal	Remuneración mensual (\$)	Cargas sociales 28,00%	Gasto Total Anual (\$)
Producción	Gerente	1	80.000,00	268.800	1.228.800
Producción	Jefe Produccion	1	75.000,00	252.000	1.152.000
Administración	Jefe	1	65.000,00	218.400	998.400
Administración	Auxiliar	1	24.700,00	82.992	379.392
Seguridad e Higiene	Responsable terciarizado	1	35000	117.600	537.600
Asesoría Legal	Responsable terciarizado	1	35000	117.600	537.600
Comercialización y logística	Jefe	1	36.000,00	120.960	552.960
Mantenimiento	Electricista	2	35000	378.000	1.218.000
Mantenimiento	Mecánico	2	35000	378.000	1.218.000
Laboratorio, calidad y medio ambiente	Jefe	1	35000	117.600	537.600
Laboratorio, calidad y medio ambiente	Auxiliar	1	28000	94.080	430.080
Laboratorio, calidad y medio ambiente	Laboratoristas	2	26000	174.720	798.720
Portería	Portero	1	18000	60.480	276.480
Limpieza	Personal de limpieza	1	18000	60.480	276.480

Estos valores incluyen, por convenio, el pago de una gratificación no remunerativa y extraordinaria cuyo valor es de \$10.000 que se abona por única vez en el año.

Otro costo fijo que se tendrá serán los servicios de telefonía e internet. Para un servicio de internet de 12 Mb provisto por la empresa Fibertel, se pagará un precio de USD1,74/día y para el servicio de telefonía fija se tomaron los datos de Telefónica, donde el minuto cuesta USD 0,023. Se estima que por año se hablarán 300 minutos por mes. Tanto el teléfono como el servicio de internet están comprendidos dentro del costo de servicios. El costo del seguro corresponde a la cobertura integral para industrias de la compañía “Piacentini Seguros”. La cotización de esta es de 27.000 USD anuales del seguro para la fábrica, y un seguro para el personal cuyo valor es del 10% del salario.

Todos los valores mencionados se presentan a continuación en la Tabla 254

Tabla 254: Resumen de costos indirectos

COSTOS	FIJOS (USD)	VARIABLES (USD)	TOTAL (USD)
Energía más combustibles	32.380	8.511	240.891
Impuestos(no IVA ni Ganancias)	0	211350	211.350
Seguros	33.700	0	33.700
Alquileres	50.000		50.000
Servicios u otros.	0	116.950	116.950
Gastos de administración	2.710	848	3.558
Gastos de comercialización	542	1.696	2.238
Gastos de financiación	1.181.258		1.181.258

Se adicionaron los gastos incurridos en administración, comercialización y financiación. Los gastos de administración y comercialización se estiman como un 0,5% y 0,1% del costo indirecto de producción de lo vendido, respectivamente. Los gastos de financiación corresponden a los intereses a abonar debido al préstamo solicitado para la financiación del proyecto.

Análisis de los costos directos

Los costos directos son los que cambian, conforme va variando la actividad de la empresa. Se obtiene como la suma de todos los costos marginales de las unidades producidas, así, los costos directos y los costos indirectos constituyen los dos componentes del costo total del producto.

El mayor porcentaje de éstos costos lo representa la materia prima. Los precios que se detallan a continuación, en la Tabla 255, y corresponden a los de la materia prima e insumos puestos en planta.

El costo de materia prima antes mencionado corresponde al incurrido durante el primer año de producción. Dado que se ha tomado una producción variable, conforme a lo estimado en el Capítulo 3 “Estudio de Mercado”, con el fin de abastecer toda la demanda proyectada, la cantidad de materia prima necesaria se va incrementando año a año alrededor de un 20%.

Para el costo directo que vendrá dado por los servicios auxiliares se consideró la misma variación año a año. En la Tabla 256, se detalla el costo de servicios auxiliares para el año de producción.

Tabla 255: Costo anual de materia prima requerida para el año 1 de producción.

Materia prima / Insumos	Cantidad anual (t)	Fletes (USD)	Monto (USD)
Glicerol	1648	163	320927
Hidróxido de sodio	811	81	162.185
Cloruro de Hidrógeno	978	97	488.847
Ácido hexanoico	34	3	64.364
Total			1.036.323

Tabla 256: Detalle de otros Costos Directos.

ENERGÍA Y AGUA	Consum. Unitario	Tiempo Anual	Consumo Total	Unidad	Precio Unit.	TOTAL (USD)
<i>Energía Eléctrica</i>	211	54.834	54.834	kWh	0,06000	3.290
<i>Gas</i>	97	1.116	290.030	m3	0,01800	5.221
TOTAL						8.511

Se tendrán también en cuenta otros costos generales como los productos de limpieza a usarse, la ropa de los operadores (reposición de un equipo completo por operador cada seis meses), los artículos de limpieza, etc. También se incluye aquí la mano de obra para el control de plagas, servicio que será tercerizados. El precio de dicho servicio se consultó telefónicamente con la empresa Sanimax Desinfecciones. Estos costos se exponen en la Tabla 257.

Tabla 257: Detalle de otros Costos Directos.

Otros gastos	Costo (USD)
Control de plagas tercerizado	14.510
Artículos de limpieza	2.840
Elementos de seguridad e indumentaria	6.630
Artículos de oficina	4.750
TOTAL	28730

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

El costo correspondiente a la mano de obra directamente vinculada al proceso, se observa en la Tabla 258, corresponde a los operarios de producción y la cantidad necesaria se obtiene del capítulo nº 9 de Organización de la Empresa.

Tabla 258: Mano de obra vinculada directamente al proceso.

SECTOR	CARGO	Cantidad de personal	Jornal por hora	Gasto anual nominal	Cargas sociales 45,00%	Gasto Total Anual (\$)
Producción	Supervisor	2	145,25	604.240	271.908	876.148
Producción	Operario	2	99,488	413.870	186.242	600.112
Recibo/Despacho	Operario	2	91,838	382.046	171.921	553.967
Total						2.030.226

Otro costo fijo que debe tenerse en cuenta son aquellos en que incurre la empresa como consecuencia de los trabajos que resultan necesarios para conservar en perfecto estado de uso y presentación de las instalaciones y elementos utilizados en el ejercicio de la actividad. El dinero necesario para el mantenimiento edilicio se estipula de 50.000 USD, mientras que para los equipos se estima un 4% del importe total de los mismos, siendo de 10.560 USD anuales.

Determinación del capital de trabajo

Una vez conocidos los costos fijos y variables de producción, es posible estimar el capital de trabajo necesario para la primera producción. El mismo se calcula considerando el dinero necesario para sostener el primer mes de producción, e incluye el valor de la materia prima e insumos, el dinero necesario para hacer frente a los salarios de los empleados, el costo de los servicios de luz, agua y gas, y demás costos, tanto directos como indirectos, Dicho valor asciende a 152.223 USD.

Activos nominales

Dentro de los activos nominales se incluyen la ingeniería del proyecto, la supervisión del montaje de la planta, el dinero necesario para la inscripción y registro de la empresa, y el valor de los honorarios de los arquitectos para la dirección de las obras civiles y la presentación de los planos a los entes gubernamentales correspondientes. A continuación, se explica la forma de estimación.

La investigación y estudio de ingeniería del proyecto se estima en USD 25.000 correspondientes a las tareas de diseño de la planta y equipos por parte del proyectista de este trabajo. La supervisión del montaje de la planta se estima de un monto total de USD 40.000 para la persona a cargo, durante los meses en que se llevará a cabo el montaje. Los honorarios del arquitecto responsable, como así también los honorarios del contador para registrar e inscribir la planta reportan un monto de USD 15.000. Además se prevé un monto para imprevistos, que asciende a USD 35.000. Esto arroja un total de USD 115.000 en activos nominales.

15.2.4 Determinación de la inversión total

La inversión total se obtiene como la sumatoria de los valores obtenidos en los puntos anteriores se resumen en la Tabla 259

Tabla 259: Resumen de Inversión Total requerida

INVERSIÓN	MONTO (USD)
INVERSIONES FIJAS	2.670.412
INVERSIÓN EN ACTIVO DE TRABAJO	152.223
INVERSIÓN EN ACTIVOS NOMINALES	115.000
TOTAL	2.937.635

A este monto se le adiciona el IVA, cuyo valor corresponde a USD 525.169, por lo que el dinero necesario es USD 3.462.804.

FINANCIACIÓN DEL PROYECTO

El total del dinero necesario para realizar la inversión es adquirido mediante un préstamo. En base a la consulta realizada al Banco de la Nación Argentina, el cual financiará el dinero necesario para la inversión mediante un préstamo por el Sistema Francés, con una devolución en 120 meses (10 años) con una tasa del 24 % anual. En base al análisis se obtienen los resultados que se detallan en la Tabla 260.

Tabla 260: Amortización del crédito para la financiación del proyecto.

Nº de Cuota	Interés del período (USD)	Capital Amortizado (USD)	Cuota a pagar (USD)	Saldo remanente (USD)
1	831091,92	109434,47	940504,93	3353372,03
2	804827,65	135698,74	940504,93	3217676,38
3	772259,95	168266,44	940504,93	3049413,78
4	731876,00	208650,38	940504,93	2840768,16
5	681799,91	258726,48	940504,93	2582047,58
6	619705,56	320820,83	940504,93	2261234,07
7	542708,56	397817,83	940504,93	1863425,32
8	447232,28	493294,11	940504,93	1370142,46
9	328841,69	611684,70	940504,93	758471,72
10	182037,37	758489,02	940504,93	0,00

CRÉDITO FISCAL

La adquisición de activos fijos y bienes de cambio genera un crédito de I.V.A. que se irá cancelando con la diferencia entre las ventas (débito fiscal) y las compras gravadas (crédito fiscal). Cuando se anula el crédito fiscal por inversión, se empieza a pagar a la D.G.I. la diferencia entre el I.V.A. de las ventas y las compras.

En la Tabla 259, se muestran los montos de I.V.A. generados por cada rubro y el saldo del crédito fiscal.

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 261. Crédito fiscal.

ORIGEN DEL I.V.A.	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
a)- Inversiones de Activo Fijo	28.140	28.140	28.140	28.140	28.140	28.140	28.140	28.140	28.140	28.140
b)- Bienes de Cambio	46.177	46.177	46.177	46.177	46.177	46.177	46.177	46.177	46.177	46.177
c)- Total Inversión acumul. (a) + (b)	74.317	74.317	74.317	74.317	74.317	74.317	74.317	74.317	74.317	74.317
d)- Cobrado con las ventas	559.924	705.504	886.919	1.112.680	1.393.269	1.741.586	2.173.500	2.708.515	3.370.597	4.189.170
e)- Pagado en costo de lo vendido	546.907	620.939	712.632	789.023	879.114	955.595	1.081.409	1.258.061	1.444.292	1.656.722
f)- Diferencia (d) - (e)	13.017	84.565	174.286	323.657	514.155	785.992	1.092.091	1.450.455	1.926.304	2.532.448
SALDO CREDITO FISCAL (con su signo)	61.300	10.248	99.970	249.340	439.838	711.675	1.017.774	1.376.138	1.851.988	2.458.131
PAGO AL FISCO	61.300	10.248	99.970	249.340	439.838	711.675	1.017.774	1.376.138	1.851.988	2.458.131

ANÁLISIS FINANCIERO Y FLUJO DE FONDOS

La evaluación financiera de proyectos de inversión se entiende como el análisis que permite anticipar el futuro al identificar, medir y valorar la cantidad de inversión, ingresos, gastos, utilidad de la operación del proyecto de inversión, nivel de inventarios requeridos, capital de trabajo, depreciaciones, amortizaciones, sueldos, etc., a fin de identificar con precisión la rentabilidad y tomar la decisión final de invertir o no (Aguilera y Sepúlveda, 2006; Morales y Morales, 2009; Romagnoli, 2008; Abreu, 2006; Escalona, 2009, entre otros).

Para determinar la factibilidad económico-financiera del proyecto, se calculan los indicadores económicos que se enumeran a continuación: rendimiento, VAN (Valor Actual Neto), TIR (Tasa Interna de Retorno) y PR (Período de Recupero).

El VPN también es conocido como Valor Actual Neto (VAN) y es la diferencia del valor presente neto de los flujos netos de efectivo y el valor actual de la inversión, cuyo resultado se expresa en dinero. Se define como la suma de valores actuales o presentes de los flujos netos de efectivo, menos la suma de los valores presentes de las inversiones netas (BMI; Rogmanoli, 2008; Morales y Morales, 2009).

La tasa que se utiliza para descontar los flujos de fondos es la rentabilidad mínima aceptable por parte de la empresa, por debajo de la cual los proyectos de inversión no deben llevarse a cabo.

El método de Valor Presente Neto es muy utilizado porque es muy fácil su aplicación; porque todos los ingresos y egresos futuros se transforman a pesos de hoy y así puede verse si los ingresos son mayores que los egresos, es decir, considera el valor del dinero a través del tiempo. Este indicador presenta incertidumbre en una economía inflacionaria, ya que se incluye de cierta manera el riesgo del país donde se realizan las operaciones de financiamiento del proyecto y la inflación se toma en cuenta en la evaluación, en el momento de realizar la proyección de los flujos netos de efectivo (Escalona, 2005; Rogmanoli, 2008; Morales y Morales, 2009).

La Tasa Interna de Retorno es la tasa de descuento a la que el valor presente neto de una inversión arroja un resultado de cero, o la tasa de descuento que hace que los flujos netos de efectivo igualen el monto de la inversión. Esta tasa tiene que ser mayor que la tasa mínima de rendimiento exigida al proyecto de inversión. En términos generales se interpreta como la tasa máxima de rendimiento que produce una alternativa de inversión dados ciertos flujos de efectivo o la tasa de interés en la cual se cumplen las condiciones

buscadas en el momento de iniciar o aceptar un proyecto de inversión (Soldevilla, 1990; BMI; Escalona, 2009; Morales y Morales, 2009).

El Período de Recupero se define como el período que tarda en recuperarse la inversión inicial, a través de los flujos de caja generados por el proyecto. La inversión se recupera en el año, donde los flujos de caja acumulados superen a la inversión inicial. No se considera un método adecuado si se toma como criterio único, pero puede ser utilizado complementariamente con el VAN. Los proyectos que ofrezcan un período de recupero PR inferior a cierto número de años (n) determinado por la empresa, se aceptarán, en caso contrario, se rechazarán. (Econlink. Período de Recupero (PR))

Primeramente, se supondrá una Tasa Mínima Aceptable de Rendimiento (K) del 24%, un valor igual a la tasa a la cual se tomará el préstamo para poder llevar a cabo el proyecto. Para determinar los ingresos se tomarán los valores de las toneladas por año del Capítulo 7 y se multiplicarán por el precio de venta del kilogramo de epiclorhidrina, y así obtener el flujo de ventas. El precio de venta de epiclorhidrina actual es de 2226 USD/t, considerando la fluctuación positiva del precio se estima un 5% de incremento del precio año a año. Además se estima un 20% de aumento en la producción anual, ya que al trabajar la fábrica en forma batch, está la capacidad disponible. En la Tabla 260 se muestra lo mencionado.

Tabla 262: Evolución estimada del precio de venta.

AÑO	1	2	3	4	5
Volumen por año (t)	1.198	1.437	1.725	2.070	2.484
Monto total anual (USD)	3.066.248	3.679.498	4.415.397	5.298.477	6.358.172
AÑO	6	7	8	9	10
Volumen por año (t)	2.981	3.577	4.292	5.150	6.180
Precio del producto estimado por t (USD)	7.629.807	9.155.768	10.986.922	13.184.306	15.821.167

Considerando un período de diez años, con los datos antes expuestos, el flujo de fondos queda como se indica en la Tabla 263.

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

Tabla 263. Flujo de fondos

EJERCICIOS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Ventas Netas	2.666.303	3.359.542	4.223.424	5.298.477	6.634.615	8.293.268	10.349.999	12.897.691	16.050.460	19.948.428
Costo de producción de lo vendido	2.508.039	2.841.317	3.254.848	3.590.886	3.986.617	4.310.881	4.862.080	5.645.783	6.463.603	7.392.380
RESULTADO OPERATIVO	158.263	518.224	968.576	1.707.591	2.647.998	3.982.387	5.487.918	7.251.908	9.586.856	12.556.048
Gastos de Administración	3.864	3.132	3.912	4.080	4.278	3.965	4.231	5.195	5.604	6.069
Gastos de Comercialización	2.508	2.841	3.255	3.591	3.987	4.311	4.862	5.646	6.464	7.392
Gastos de Financiación	1.182.100	1.174.507	1.164.878	1.152.665	1.137.177	1.117.535	1.092.623	1.061.029	1.020.960	970.143
Depreciación-Amortización	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236
RESULT. ANTES DE IMPUESTOS	1.157.444	662.257	203.468	547.255	1.502.556	2.856.577	4.386.202	6.180.038	8.553.829	11.572.445
Depreciación-Amortización	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236	127.236
Impuesto a las Ganancias	360.573	231.790	71.214	191.539	525.895	999.802	1.535.171	2.163.013	2.993.840	4.050.356
FLUJO NETO DE EFECTIVO	669.635	430.467	132.254	355.716	976.662	1.856.775	2.851.032	4.017.025	5.559.989	7.522.089

Cálculo del VAN

El cálculo del VAN para un período de 10 años se lleva a cabo empleando la siguiente ecuación.

$$VAN = -P + \frac{FNE_1}{(1+i)^1} + \frac{FNE_1}{(1+i)^2} + \frac{FNE_1}{(1+i)^3} + \dots + \frac{FNE_1+VS}{(1+i)^{10}} \quad Ec\ 15.1$$

Donde:

$P =$ *Inversión inicial del proyecto* = - USD3.462.804

$i =$ *Costo del capital o K (Tasa Mínima Aceptable de rendimiento)* = 0,24

$VS =$ *Valor de Salvamento*

(Valor residual de los activos fijos luego de descontar las amortizaciones, USD 2.198.495).

Con lo anterior se obtiene un VAN = USD 1.363.035. Este valor mayor que cero indica que el proyecto generará una ganancia de ese monto en el año número 10, habiendo pagado el crédito obtenido y sus intereses.

16.4.2 Cálculo de la TIR

Como se mencionó anteriormente la TIR es la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero, para lo cual se debe cumplir la ecuación:

$$TIR = P - \frac{FN_1}{(1+i)^1} + \frac{FNE_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FNE_{10}+VS}{(1+i)^{10}} \quad Ec. 15.2$$

El valor de la TIR calculado para el proyecto es de TIR = 30 %.

El costo de capital es el precio que debe pagar la empresa por obtener fondos. Como el dinero para realizar la inversión se obtiene a través de un crédito bancario, el costo de este dinero corresponde a la tasa de interés del mismo, es decir 24 % anual. TMAR = 24%.

Como la TIR es mayor que la Tasa Mínima Aceptable de rendimiento la inversión es económicamente rentable.

15.4.3 Cálculo del PR

Se tiene en cuenta los FNE de los primeros años de producción, se obtiene que el Período de Recupero de la inversión inicial es de 3 años. Este resultado es satisfactorio ya que el proyecto está planteado con un horizonte económico de 10 años.

15.5 Análisis de sensibilidad

Se le llama análisis de sensibilidad (AS) al procedimiento por medio del cual se puede determinar cuánto se afecta, es decir, qué tan sensible es la TIR o la VAN ante cambios en determinadas variables de la inversión, considerando que las demás no cambian (Baca, 2006; Morales y Morales, 2009).

La utilidad esencial de este análisis es conocer qué variable afecta en mayor medida el resultado de operación del proyecto de inversión. Baca (2006) hace la precisión de que hay variables que están fuera del control del empresario, y sobre ellas es necesario practicar este análisis, entre las que considera el volumen de la producción que afectaría directamente los ingresos; en contraste, no hace referencia al precio del producto, que sí depende del empresario y puede ser compensado inmediatamente.

Para realizar el análisis de sensibilidad es preciso identificar los factores que tienen más probabilidad de oscilar con respecto a su valor esperado, después se asignan valores por abajo y por arriba de este esperado y, sin realizar modificaciones a los demás elementos, se calculan nuevamente los valores.

Mediante éste análisis, es posible identificar las variaciones máximas permisibles de las magnitudes de ciertos. Los cambios en los mismos pueden modificar los resultados de decisión. Este análisis constituye una forma de introducir el riesgo en la selección de inversiones. Con el manejo de la sensibilidad, es posible establecer los intervalos de comportamiento aceptables para que un proyecto continúe siendo rentable.

Además, se analizarán los efectos que producen sobre los indicadores económicos, las fluctuaciones en el precio de venta y el volumen de ventas.

En las figuras 103 y 104 se representa la influencia de las variables antes mencionadas sobre la TIR. Como puede apreciarse, la variación de TIR es más sensible para el volumen de ventas y no tanto para el caso de la variación del precio de la materia prima, y para el precio del producto. Cuando el volumen de ventas disminuye a valores menores del 10 %, el TIR se vuelve más chico que el VAN y el proyecto pierde su rentabilidad. En cambio, el precio de la materia prima puede aumentar y el TIR sigue siendo mayor que el TMAR, y la planta continúa siendo rentable. De forma similar, el precio de la epiclorhidrina puede disminuir al menos hasta un 30%, y la rentabilidad sigue siendo positiva. El mismo análisis puede realizarse empleando como referencia el VAN a través de la Figura 103, que muestra la variación de dicho indicador cuando se modifican las variables de referencia. Los resultados que se obtuvieron a partir del análisis de la TIR se confirman en el análisis de sensibilidad del VAN, ya que para los porcentajes del volumen

de ventas, el VAN se vuelve menor a cero. Para las otras variables sigue habiendo ganancias.

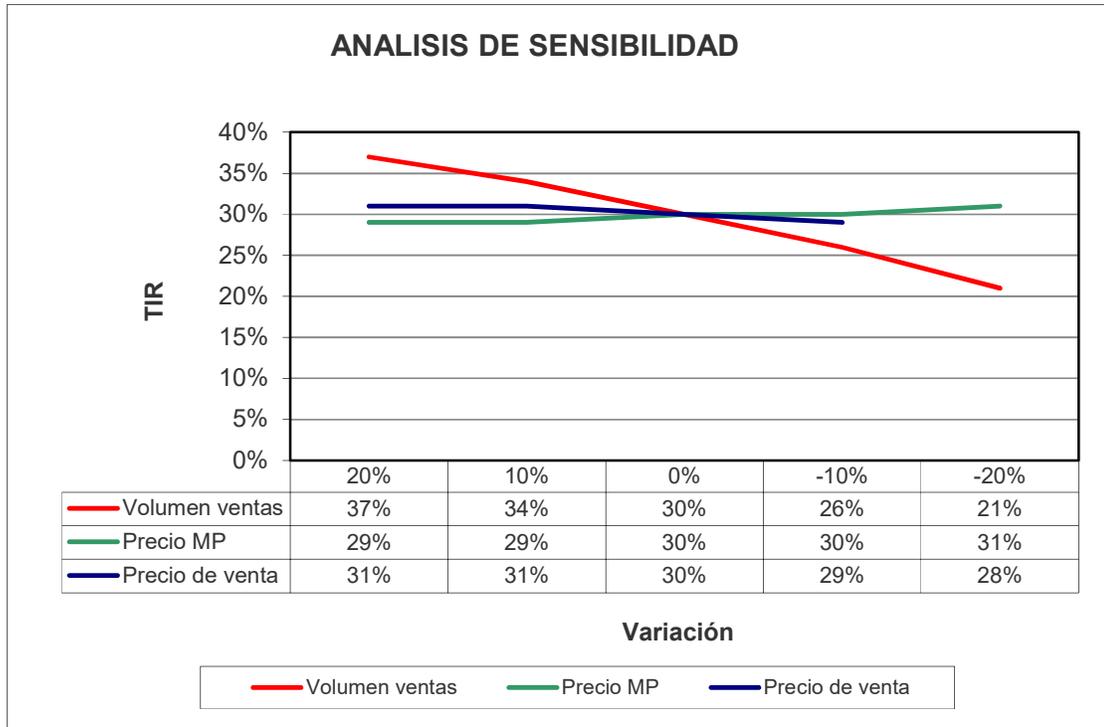


Figura 103. Análisis de sensibilidad de la TIR

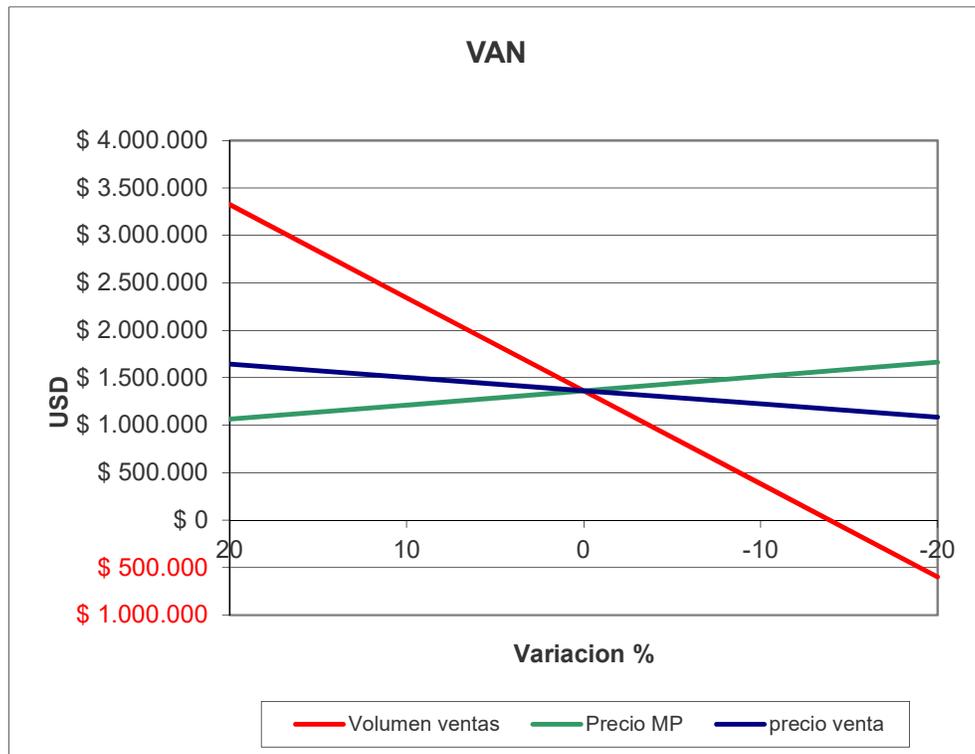


Figura 104. Análisis de sensibilidad del VAN

Para un análisis más detallado, se presenta la variación de cada uno de los factores por separado. En la Figura 105 se observa que cuando el precio de la epiclorhidrina no afecta en gran medida el valor del TIR. Incluso con una disminución del 30 % del precio, el TIR sigue siendo mayor que el TMAR, y la rentabilidad continúa siendo positiva.

Producción de Epiclorhidrina a partir del glicerol

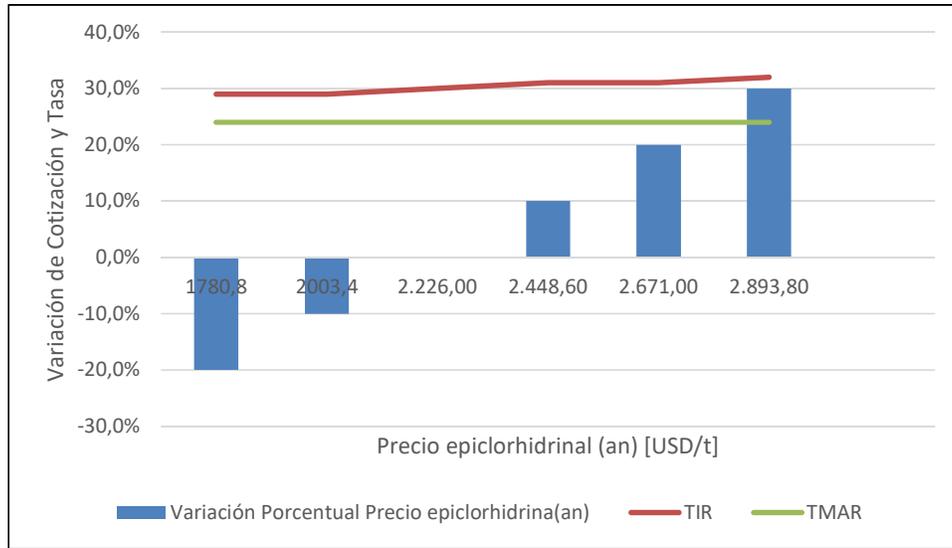


Figura 105. Análisis de sensibilidad del TIR vs precio del producto

En la Figura 106 se presenta influencia de la variación del volumen de ventas con respecto al TIR. Cuando el volumen de ventas disminuye a valores menores a 1.078,20 toneladas, el TIR iguala a la TMAR y a partir de éste valor, la producción deja de ser rentable. Además se observa, que a medida que aumenta el volumen de epiclorhidrina, el TIR se incrementa de forma considerable. Es la variable más sensible

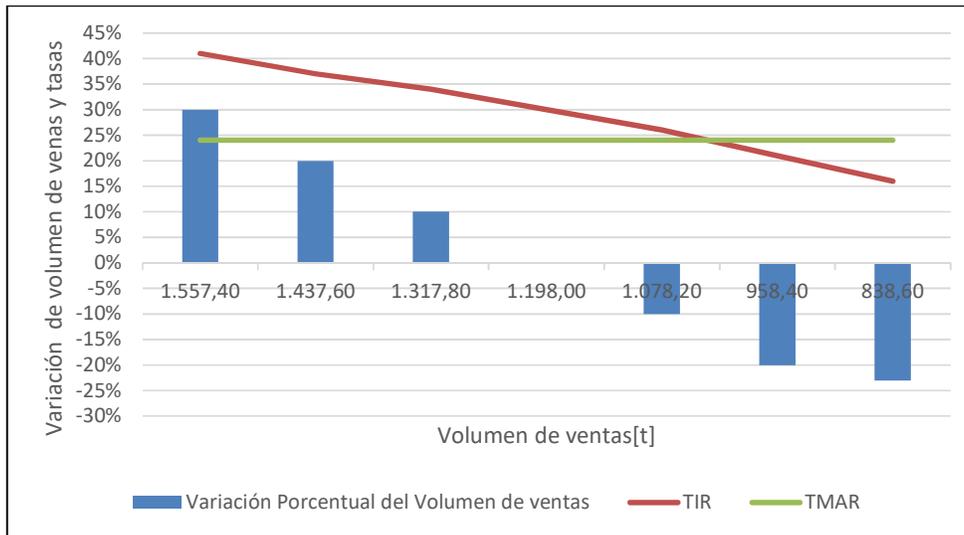


Figura 106. Análisis de sensibilidad del TIR vs el volumen de ventas

Por último, se presenta en la Figura 107, la variación del TIR con respecto a la cotización de nuestra materia prima. Ésta gráfica presenta características similares a la Figura 105, con una disminución del 30% del precio del glicerol el TIR continúa siendo mayor que el TMAR, y la rentabilidad del proceso sigue siendo positiva. Además, se observa que esta curva tiene un aumento reducido, por lo que la sensibilidad del TIR con la cotización del glicerol es pequeña, y muy similar a la del precio del producto.

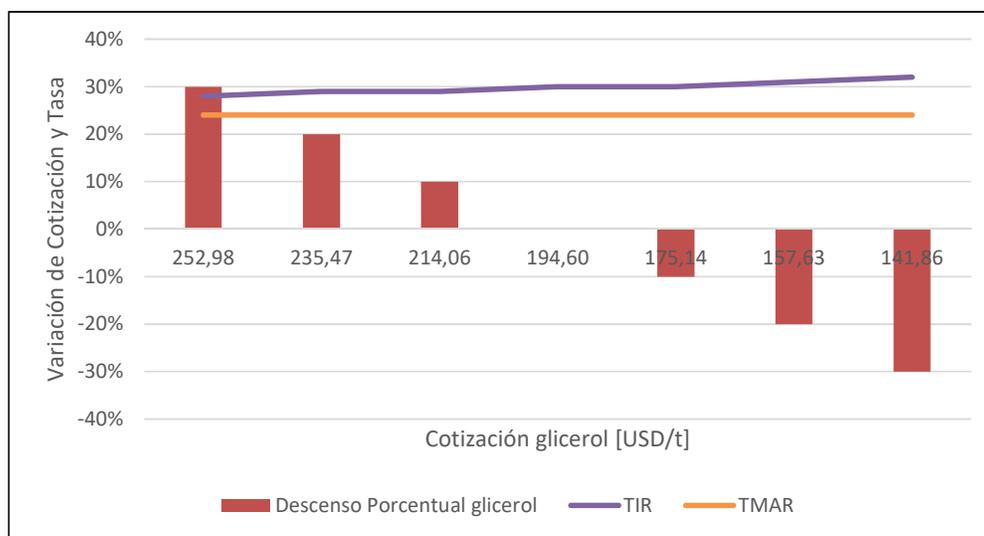


Figura 107. Análisis de sensibilidad del TIR vs precio de materia prima

Los tres indicadores utilizados para determinar la factibilidad económico-financiera del proyecto (PR, VAN y TIR) arrojaron resultados favorables, lo que indica que el proyecto es rentable bajo las condiciones utilizadas para su cálculo.

El Período de Recuperación del capital invertido para saldar la deuda es de 3 años, lo cual es favorable, ya que se analiza en un período de 10 años.

El análisis de sensibilidad sobre la TIR y el VAN, por otro lado, indica que ambos son más sensibles a fluctuaciones en el volumen de ventas, si disminuye por debajo del 10 % el proyecto deja de ser rentable. La variación del precio de la materia prima y el precio de venta tienen un impacto más gradual con respecto al TIR. No obstante, cabe recordar que ninguno de estos factores se encuentra aislado, y que si uno disminuyera se puede atenuar los costos con las otras variables para mantener la rentabilidad del proyecto.

CONCLUSIONES

Como resultado del trabajo realizado en el presente proyecto se concluye que la instalación de la planta de epiclorhidrina a partir de glicerol en Argentina es verdaderamente factible y económicamente viable. En el estudio de mercado realizado se constata que nuestro país tiene una importante demanda de dicho producto y una amplia disponibilidad de la principal materia prima y a un bajo costo, lo cual permite que el precio de venta del producto final pueda competir de manera directa con el precio de mercado de la epiclorhidrina fabricada por el proceso tradicional, el cual utiliza un recurso no renovable como el propileno como materia prima de partida.

De acuerdo a la proyección de la demanda en nuestro país, obtenida del estudio y análisis de mercado realizado, se estableció que el tamaño óptimo de la planta para abastecer la totalidad del mercado interno es de 1125 tn/anuales y la localización conveniente es en la zona de Pilar, Buenos Aires, ya que allí es donde se localizan los potenciales compradores.

El proceso propuesto es del tipo semicontínuo, distribuído en tres etapas principales que trabajan de manera contínuo cada una de ellas prmitiendo un máximo aprovechamiento de los recursos.

Además de lograr un producto de bajo costo de producción, se cumple con otro de los objetivos fundamentales propuestos inicialmente que es la minimización de efluentes contaminantes. Las corrientes de residuos generadas por la planta no poseen una carga orgánica elevada ni agentes químicos de elevada toxixidad, no obstante, se desarrolló un sistema de tratamiento primario con laguna de estabilización localizado dentro de la misma planta y que no implica un elevado costo de inversión.

BIBLIOGRAFÍA

Capítulo nº2: Especificaciones del producto y aplicaciones

Web de Solvay S.A. <http://www.solvaychemicals.com>

Web de Oline.com. <https://www.olinepoxy.com/> DOW-Epichlorohydrin-Product

Web de Merchant Research and Consultingitd.
<https://mcgroup.co.uk/researches/epichlorohydrin-ech>

Web de Scavage.com. <http://www.scavage.com>

Capítulo nº3: Estudio de mercado

JHON Joel. “Mercado de epiclorhidrinas, 2014-2020: Por tipo, aplicación, segmento”.

Web de timesofkابل.com. <http://timesofkابل.com/11678/epichlorohydrin-market2014-2020-type-application-segment/>

Web de Undata a Word of Information.com
http://data.un.org/Data.aspx?q=epoxypropane&d=ComTrade&f=_11Code%3a30%3bcm dCode%3a291030

Web de Knoema.es. <http://knoema.es/yxtpab/crude-oil-price-forecast-long-term-2017-to-2030-data-and-charts>

Web de statista.com. <https://www.statista.com/statistics/271472/biodiesel-production-in-selected-countries/>

Web de Food and agriculture organization of the united nationa. <http://www.fao.org/3/a-i3818e.pdf>

Web Bolsa de Comercio de Rosario.
<https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/infoletinsemanal.aspx?IdArticulo=1168>

Web de odepa.cl. <http://www.odepa.cl/articulo/biomasa-agroenergia-bioenergia-eficiencia-energetica-ahorro-energetico-tienen-sentido-2/>

Web de Agroindustrias.gob <http://www.agroindustria.gob.ar>

Web de ICIS.com. <https://www.icis.com/resources/news/2016/09/08/10032327/asia-crude-glycerine-market-in-stand-off-some-sellers-keep-offers/>

Web de Ideam.gov.
<http://documentacion.ideam.gov.co/openbiblio/bvirtual/018903/Links/Guia17.pdf>

Web de HIS.com. <https://www.ihs.com/products/chlorine-sodium-chemical-economics-handbook.html>

Web de SEC.gov
<https://www.sec.gov/Archives/edgar/data/857071/000119312514137187/d710696d6k.htm>

Capítulo nº4: Localización

Web de Wikipedia.org. [https://es.wikipedia.org/wiki/Campana_\(Buenos_Aires\)](https://es.wikipedia.org/wiki/Campana_(Buenos_Aires))

Web de Estructura Plan.
<http://www.estrucplan.com.ar/Producciones/entrega.asp?IDentrega=2141>

Web de GoogleMaps.ar. <http://www.googlemaps.com>

Web del parque industrial de Pilar. <http://www.pip.org.ar/ubicacion.html>

Web de Chemicals Technology. <http://www.chemicals-technology.com/projects/solvay-plant/>

Web de KVT de procesos tecnológicos.
<http://www.kvt.technology/en/technologies/production-technologies/epiprovit.html>

GARCIA VALVERDE Rolando. “Análisis tecnológicos y prospectivos sectoriales. Web del ministro de ciencia y tecnología.
<http://www.mincyt.gob.ar/adjuntos/archivos/000/047/0000047577.pdf>

Web de Shanxi Jinjin Chemical Co., Ltd.
<http://www.jinjingroup.com/index.php/company/>

Capítulo nº5: Selección y descripción del proceso

Web GooglePatentes.com. <https://www.google.com/patents/WO2010033817A2?cl=en>

Web de oficina española de patentes y marcas.
http://www.oepm.es/pdf/ES/0000/000/02/38/70/ES-2387000_T3.pdf

<https://patentados.com/patente/conversion-de-glicerina-a-diclorohidrinasy-epiclorhidrina/>

Web de AgroBiobase Showcase of Bioproduct.
<http://www.agrobiobase.com/en/database/bioproducts/coating-painting-varnish-ink-etc/epichlorohydrin-via-epicerol-process>

Web de Solvay.com <http://www.solvay.com/en/markets-and-products/featured-products/epicerol.html>

MALAVIYA NATIONAL INSTITUTE OF TECHNOLOGY JAIPUR. 2016, “Characterization of Crude and Purified Glycerol from Biodiesel Production and Purification Techniques”. Vth International Symposium on “Fusion of Science & Technology”, New Delhi, India

Capítulo n°6: “Capacidad productiva de la planta”

NASSIR SAPAG, Chain. 2011. “Proyectos de inversión”. Segunda edición. Chile: editorial Pearson

Web de Apuntes de preparación y evaluación de proyectos.

<http://proyectos.ingenotas.com/2009/02/>

Web de Blogspot.

http://preparacionyevaluacionproyecto.blogspot.com.ar/2013/10/factores-condicionantes-fiara-el_2.html

Capítulo n°7: “Balance de materia y energía”

INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERING.2016, “Synthesis of Epichlorohydrin from dichloropropanol kinetic Aspects of the Process”. Shanghai, China

DYECHEM JP. 2015, “Importers & Distributors: Chemicals, Solvents & Indl. Raw Materials, Epichlorohydrin Specification”. Washinton DC

Web de GooglePatent. <https://www.google.ch/patents/US4990695>

Web de PatentesGenius.com. <http://www.patentgenius.com/patent/8298500.html>

Capítulo n°8: “Diseño de equipos”

MC-CABE, Warren L; SMITH, Julian; HARRINTON Peter. 2007, “Operaciones unitarias en ingeniería química”. Séptima edición. México: editorial Interamericana de México.

LEVENSPIEL, Octave. 1990, “Ingeniería de las reacciones químicas”. Segunda edición. Mexico: Editorial Reverté S.A.

TESSER R. Santacesaria, E.; DI SERIO, M.; DI NUZZI, G.; FIANDRA, V. 2007, “Kinetics of Glycerol Chlorination with Hydrochloric Acid: A New Route to α,γ -Dichlorohydrin”. Ind. Eng. Chem Chemcad. v 6.2, 2008, Chemstation inc.

OMEXELL™ ULTRAFILTRACION. “Omexell™ UF Components. <https://www.lenntech.com/Data-sheets/SFP2660%20.pdf>

Web Purequa.com. <http://www.es.pureaqua.com>

MACHUCA Lumbomir. 2014, “Combination of Electrodialysis and Electrodeionization for Treatment of Condensate from Ammonium Nitrate Production”. Web de waste.org. <https://waset.org/publications/9998410/combination-of-electrodialysis-and-electrodeionization-for-treatment-of-condensate-from-ammonium-nitrate-production>

GUERRERO ESCOBEDO, Adolfo. 2016, “Diseño De Un Sistema De Deshidratación Mediante Tamices Moleculares Para Obtener Alcohol Carburante Y Concentración De Su Efluente Vinaza En Evaporadores De Multiple Efecto”. Web de dspace. <http://dspace.unitru.edu.pe/bitstream/handle/UNITRU/3159/TESIS%20DE%20MAESTRIA%20ADOLFO%20GUERRERO%20ESCOBEDO.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Web de Swagelok.com. <https://www.swagelok.com.mx/downloads/WebCatalogs/ES/MS-01-149.pdf>

Web de WEG.com. <https://www.weg.net/catalog/weg/BR/es/Motores-EI%C3%A9ctricos/Trif%C3%A1sico---Baja-Tensi%C3%B3n/Usos-Generales/W22/W22-IR3-Premium/W22-IR3-Premium-1-cv-4P-80-3F-220-380-V-60-Hz-IC411---TFVE---B14D/p/12209510>

Web de Byu.edu. <http://www.et.byu.edu/~rowley/VLEfinal/background.htm>

Web de indiamart.com. <https://www.indiamart.com/proddetail/sieve-tray-distillation-column-14290499173.html>

Web de Chnequipment.com. http://www.chnequipment.com/products_detail/productId=151.html

Web de Novatecfs.com http://novatecfs.com/images/stories/contenido/catalogos/pdf/mezcladores_estaticos_novatec.pdf

Capítulo n°9: “Servicios auxiliares”

FAUST Alan y otros. 1987, “Principios de operaciones unitarias”. Segunda edición. México: Compañía Editorial Continental.

GEANKOPOL, I Christie J. 1998, “Proceso de transporte y operaciones unitarias”. Tercera edición. México: Compañía Editorial Continental.

KERN, Donald Q. 1999, “Procesos de transferencia de calor”. Trigésima primera edición. México: Compañía Editorial Continental

MC-CABE, Warren L; SMITH, Julian; HARRINGTON Peter. 2007, “Operaciones unitarias en ingeniería química”. Séptima edición. México: editorial Interamericana de México.

PERRY, Robert H.; GREEN, James O. Moloney. 2001, “Manual del ingeniero químico”. México: editorial Interamericana de México.

SANZ DEL AMO Manuel, PATIÑO MOLINA María del Rosario. 2014, “Manual práctico del operador de caldera”. Primera edición. Ediciones paranifo.

Web de Sinax.com. <http://www.sinax.com.ar>

Web de Calderas Fontanate.com. <http://calderasfontanate.com.ar>

Web de Ebara.com. <http://ebara.co.jp/en/>

Web de Spiraxarco.com <http://spiraxarco.com>

Capítulo nº 10: “Control de calidad”

ATARÉS HUERTA, Lorena. 2015, “Determinación de la densidad de un líquido con el método del picnómetro”. Web de [riunet.upv.](http://riunet.upv.es)
<https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/12655/11.%20Art%3%ADculo%20docente.%20Determinaci%3%B3n%20de%20la%20densidad%20de%20un%20l%20quido%20con%20el%20m%3%A9todo%20del%20picn%3%B3metro.pdf?sequence=1>

HERRÁEZ HERNÁNDEZ, Rosa. 2009, “Determinación de humedad y materia grasa en un alimento”. Web de [ocw.uv.es.](http://ocw.uv.es) http://ocw.uv.es/ciencias/3-1/practicas_analisis_industrial_nuevo.pdf

Web de Skcinc.com. <https://www.skcinc.com/catalog/hse-guide-methods.php?idn=113>

Web de Wika.com. https://www.wika.com.ar/fls_es_es.WIKA?ProductGroup=75344

Web de [Danfoss.com.](http://products.danfoss.es)
<http://products.danfoss.es/productdetail/visuals/industrialautomation/temperature-sensors/mbt-3270-temperature-sensors/084z2012/#/>

Web de Elscolab.nl. <http://www.elscolab.nl/docu/brookfield-2011-catalog.pdf>

Web de Jenck.com. <https://www.jenck.com/productos/producto/gc-2010-plus>

Capítulo Nº11: “Tratamiento de efluentes”

Web de [Gateinc.com.](http://static1.squarespace.com/static/53556018e4b0fe1121e112e6/54b683d0e4b09b2abd348a7b/54b683dfe4b09b2abd348d02/1421247455220/GAT2004-GKP-2012.03-Methanol-in-Produced-Water-Discharge.pdf?format=original)
<http://static1.squarespace.com/static/53556018e4b0fe1121e112e6/54b683d0e4b09b2abd348a7b/54b683dfe4b09b2abd348d02/1421247455220/GAT2004-GKP-2012.03-Methanol-in-Produced-Water-Discharge.pdf?format=original>

Web de Ebd.com. <http://www.ebd.csic.es/lie/PDF/METANOL.pdf>

Capítulo nº12: “Obras civiles”

Web de GoogleMaps.com. <https://www.google.com>

Web de Macalux S.A. <http://www.mecalux.com.ar/>

Web de parques industriale. <http://www.parqueindustrialpilar.org.ar>

Capítulo nº13: “Instalaciones eléctricas”

GUERRERO, A. Porrás A. 1997, “Seguridad en las instalaciones eléctricas”. España: Editorial McGraw-Hill.

ROBERTJOT, P. 1192, “Elementos de electricidad industrial”. España: editorial Gustavo Gili

VALKENBURG, Van; NEVILLE, N. 1976, “Electricidad industrial básica”. Cuarta edición. Argentina: Editorial. Bell S.A.

Apuntes de cátedra. Instalaciones eléctricas y mantenimiento industrial

Web de Normas IRAM. <http://www.iram.org.ar>

Capítulo N°14: “Organización Industrial”

LEY DE SOCIEDADES COMERCIALES”, Ed. La Ley S.A.E. e.I, Bs. As., Argentina, 2003.

Web de emprendedorxxi.com. <http://www.emprendedorxxi.coopwww.pigchu.com.ar>

Web de ecobachillerato.com. www.ecobachillerato.com

BACA URBINA, Gabriel. 2006., Evaluación de Proyectos.”Estudio de Mercado”, en: Evaluación de Proyectos. México: McGraw-Hill Interamericana, pp. 13-87.

ÁLVAREZ, Héctor Felipe. 2016, “Principios de la Administración”. Editorial Limusa S.A. De C.V

Web de ley de sociedades comerciales. [Http://www.ley19550.com.ar](http://www.ley19550.com.ar)

Capítulo N°15: Estudio Económico Financiero

ABREU, M. 2006. Formulación y evaluación de proyectos de inversión en México. Universidad Autónoma Metropolitana, de <http://www.colpamex.org/Revista/Art5/24.pdf>, Última revisión diciembre 13, 2017.

AGUILERA, R. & SEPÚLVEDA, F. 2005. Evaluación de proyectos de inversión para la toma de decisiones. Economía y administración. núm. 64, pp. 91-100. <http://www2.udec.cl/~rea/REVISTA%20PDF/Rev64/art5rea64.pdf>. Última revisión: marzo 10, 2018.

BACA URBINA GABRIEL. 2010. Evaluación de Proyectos. 6° edición.

BMI. Guía para la formulación de proyectos de inversión. https://www.bmi.gob.sv/pls/portal/docs/PAGE/BMI_PORTALBMI/BMI_PRODUCTOS_FINANCIEROS/BMI_PRODUCTOS_NO_FINANCIEROS/BMI_GUIAS_PARA_EL_IVERSIONISTA/BMI_GUIA_PROYECTOS_INVERSION/GUIA_PROYECTOS%20INVERSION_DEF.PDF

CANACO (abril, 4, 2010). Pymes “mueren” a los tres años. El Universal, México.

- DOF. 2010. Reglas de operación del fondo de apoyo para la micro, pequeña y mediana empresa para el ejercicio fiscal 2011.
- ESCALONA, I. 2009. Métodos de evaluación financiera en evaluación de proyectos. El Cid editor. Argentina.
- ING. ILLANES / ING. BACCIFAVA. 2016. Integración V. Apunte de Catedra.
- Ley Nacional n°10.412. Ley impositiva.
- MORALES, A. & MORALES, J. 2009. Proyectos de inversión. Evaluación y formulación. Ed. McGraw Hill: México.
- NAFIN, <http://www.nafin.com/portalfn/>, Última revisión: marzo 6, 2018.
- PERRY, R. Manual del ingeniero químico. Tomo I y II. Sexta edición. McGraw Hill: México.
- PETERS, M. 1991. Plant design and economics for chemical engineers. 4° edición. McGraw Hill: México
- RAMÍREZ, D., VIDAL, A. & DOMÍNGUEZ, Y. 2009. “Etapas del análisis de factibilidad. Compendio bibliográfico”. Contribuciones a la Economía. <http://www.eumed.net/ce/2009a/amr.htm>
- ROMAGNOLI, S. 2008. “Evaluación financiera de proyectos de inversión. Fruticultura & Diversificación”. Columna Económica, p. 58, de http://www.inta.gov.ar/altovalle/info/biblo/rompecabezas/pdfs/fyd58_col-ec.pdf, Última revisión: febrero 25, 2018.
- SAINZ, R. & MAGAÑA, J. 2007. Método para realizar un análisis de sensibilidad a proyectos de inversión, ante cambios en la tasa de interés. Tecnología y pensamiento. Vol. 2, núm1 – 2.
- SAPAG CHAIN NASSIR Y REINALDO. 1989. Preparación y evaluación de proyectos. Editorial Mac Graw – Hill. Méjico.
- SOLDEVILLA, E. 1990. Inversión y Mercado de Capitales. Editorial Milladoiro.
- SOSA, M. 2007. Fundamentos teórico-metodológicos para la evaluación económico-financiera de proyectos de inversión. Ed. Cir Editor. Argentina
- Web de Dolarhoy.com. <http://www.dolarhoy.com/>
- Web de Naturgi.com <http://www.naturgy.com.ar/ar/1285084496929/inicio.html>
- Web de Edenor.com <http://www.edenor.com.ar/cms/SP/CLI/home.html>
- Web del sindicato del personal de industrias químicas y petroquímicas. <https://www.spiqyp.org.ar/>

ANEXOS

HOJAS DE ESPECIFICACIONES COLUMNA T01

En este apartado se recopilan las especificaciones de los platos de la columna T01

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 1 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR	
Plato	1	DEL GLICEROL	
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3122.258 kg/h	2261.882 kg/h
Volumetric flow		30772.894 m3/h	2.302m3/h
Density		0.101kg/m3	982.462 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.583
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 1 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR	
Plato	2	DEL GLICEROL	
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3112.384kg/h	2251.975kg/h
Volumetric flow		30806.734 m3/h	2.285 m3/h
Density		0.101kg/m3	985.491 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.169
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 2 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	3		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3111.616 kg/h	2251.242 kg/h
Volumetric flow		30809.295 m3/h	2.284m3/h
Density		0.101kg/m3	985.717 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.583
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 2 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	4		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3111.585kg/h	2251.211kg/h
Volumetric flow		30809.714 m3/h	2.284 m3/h
Density		0.101kg/m3	985.734 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.137
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 3 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	5		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3111.563 kg/h	2251.190 kg/h
Volumetric flow		30809.554 m3/h	2.284m3/h
Density		0.101kg/m3	985.735kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.136
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 3 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	6		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3111.581kg/h	2251.2071kg/h
Volumetric flow		30809.734 m3/h	2.284 m3/h
Density		0.101kg/m3	985.735 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.137
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 4 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	6		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3111.584 kg/h	2251.210 kg/h
Volumetric flow		30809.767 m3/h	2.284m3/h
Density		0.101kg/m3	985.735kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.137
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 4 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	7		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3108.913kg/h	2248.539kg/h
Volumetric flow		30886.871 m3/h	2.281 m3/h
Density		0.101kg/m3	985.739 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	74.190
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 5 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	9		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2884.5 kg/h	3845.944 kg/h
Volumetric flow		28702.308 m3/h	3.705m3/h
Density		0.100kg/m3	1037.993kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	64.48
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 5 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	10		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.65kg/h	3845.094kg/h
Volumetric flow		28702.87 m3/h	3.704 m3/h
Density		0.101kg/m3	1038.15 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.455
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 6 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	11		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.519 kg/h	3844.963 kg/h
Volumetric flow		28703.372 m3/h	3.704m3/h
Density		0.100kg/m3	1038.181kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.452
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 6 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	12		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.512kg/h	3844.956kg/h
Volumetric flow		28703.655 m3/h	3.704 m3/h
Density		0.101kg/m3	1038.187 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.451
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 7 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	13		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.504 kg/h	3844.949 kg/h
Volumetric flow		28703.653 m3/h	3.704m3/h
Density		0.100kg/m3	1038.188kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.451
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 7 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	14		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.486kg/h	3844.931kg/h
Volumetric flow		28703.485 m3/h	3.704 m3/h
Density		0.101kg/m3	1038.188 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.451
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 8 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	15		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.508kg/h	3844.952 kg/h
Volumetric flow		28703.703 m ³ /h	3.704m ³ /h
Density		0.100kg/m ³	1038.188kg/m ³
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m ²		-	0.8947
Tray active area, m ²		-	0.667
% flood		-	69.451
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 8 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	16		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.508kg/h	3844.952kg/h
Volumetric flow		28703.707 m ³ /h	3.704 m ³ /h
Density		0.101kg/m ³	1038.188 kg/m ³
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m ²
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m ²		-	0.8947
Tray active area, m ²		-	0.667
% flood		-	69.451
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 9 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	17		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.480kg/h	3844.952 kg/h
Volumetric flow		28703.427 m3/h	3.703m3/h
Density		0.100kg/m3	1038.189kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.45
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 9 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	18		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2883.504kg/h	3844.948kg/h
Volumetric flow		28703.906 m3/h	3.704 m3/h
Density		0.101kg/m3	1038.188 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.451
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 10 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	19		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		2875.891kg/h	3837.335 kg/h
Volumetric flow		28922.842 m3/h	3.696m3/h
Density		0.099kg/m3	1038.305kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	69.604
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01			
Hoja 10 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	20		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3540.749kg/h	4502.194kg/h
Volumetric flow		29962.110 m3/h	4.029 m3/h
Density		0.118kg/m3	1117.428 kg/m3
Tower internal diameter m		-	1.067
Tray spacing, m		-	0.609
Downcomer dimension		Width m	Area m2
Side m		0.197	0.0828
Tray area, m2		-	0.8947
Tray active area, m2		-	0.667
% flood		-	73.329
Tray press loss, atm		-	0.012
Design pressure atm		-	0.15
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-01				
Hoja 11 de 11		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	121			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3540.749kg/h		961.444 kg/h
Volumetric flow		29962.110 m3/h		0.836m3/h
Density		0.118kg/m3		1149.891kg/m3
Tower internal diameter m		-		1.067
Tray spacing, m		-		0.609
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.197	0.0828	0.0113
Tray area, m2		-		0.8947
Tray active area, m2		-		0.667
% flood		-		73.401
Tray press loss, atm		-		0.012
Design pressure atm		-		0.15
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJAS DE ESPECIFICACIONES COLUMNA T02

En este apartado se recopilan las especificaciones de los platos de la columna T02.

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 1 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	1		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3342.376 kg/h	21000.436kg/h
Volumetric flow		924.941 m3/h	1.858 m3/h
Density		3.614kg/m3	1130.565 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.722
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 1 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	2		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3341.991 kg/h	2100.5kg/h
Volumetric flow		924.937 m3/h	1.858 m3/h
Density		3.613kg/m3	1130.293 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.722
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 2 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	3			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3341.277 kg/h		2099.337/h
Volumetric flow		924.952 m3/h		1.858 m3/h
Density		3.612kg/m3		1129.602 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray area, m2		-		0.468
% flood		-		31.740
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 2 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	4			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3341.277 kg/h		2099.337/h
Volumetric flow		924.952 m3/h		1.858 m3/h
Density		3.612kg/m3		1129.602 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray area, m2		-		0.468
% flood		-		31.740
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 3 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR	
Plato	5	DEL GLICEROL	
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3340.918 kg/h	2098.978 kg/h
Volumetric flow		924.971 m3/h	1.858 m3/h
Density		3.612kg/m3	1129.156kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.748
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 3 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR	
Plato	6	DEL GLICEROL	
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3340.532 kg/h	2098.591 kg/h
Volumetric flow		924.999 m3/h	1.859 m3/h
Density		3.611kg/m3	1128.619 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.759
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 4 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	7			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3340.103 kg/h		2098.162 kg/h
Volumetric flow		925.036 m3/h		1.86 m3/h
Density		3.611kg/m3		1127.968 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray area, m2		-		0.468
% flood		-		31.772
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 4 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	8			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3349.592 kg/h		2097.651 kg/h
Volumetric flow		925.086 m3/h		1.86 m3/h
Density		3.610kg/m3		1127.177 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray area, m2		-		0.468
% flood		-		31.787
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 5 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	9			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3338.971 kg/h		2097.03 kg/h
Volumetric flow		925.133 m3/h		1.86 m3/h
Density		3.609kg/m3		1126.213 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray area, m2		-		0.468
% flood		-		31.806
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 5 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	10			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3338.19 kg/h		2096.249 kg/h
Volumetric flow		925.198 m3/h		1.863 m3/h
Density		3.608kg/m3		1125.035kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray area, m2		-		0.468
% flood		-		31.806
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 6 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	11		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3337.182 kg/h	2095.241 kg/h
Volumetric flow		925.281 m3/h	1.863 m3/h
Density		3.608kg/m3	1123.595kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.857
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 6 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	12		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3335.855 kg/h	2093.914 kg/h
Volumetric flow		925.399 m3/h	1.867 m3/h
Density		3.605kg/m3	1121.825kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.857
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 7 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	13		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3334.224 kg/h	2092.282 kg/h
Volumetric flow		925.64 m3/h	1.869 m3/h
Density		3.602kg/m3	1119.647kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.932
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 7 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	14		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3332.345 kg/h	2090.404 kg/h
Volumetric flow		926.189 m3/h	1.8872 m3/h
Density		3.598kg/m3	1116.951kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	31.988
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 8 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	15		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3332.861 kg/h	2088.920 kg/h
Volumetric flow		927.577 m3/h	1876 m3/h
Density		3.591kg/m3	1113.584kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	32.072
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 8 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	16		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		3331.556 kg/h	2089.614 kg/h
Volumetric flow		931.064 m3/h	1.884 m3/h
Density		3.578kg/m3	1109.322 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray area, m2		-	0.468
% flood		-	32.215
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

OJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 9 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	17		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		4112.441 kg/h	4326.708 kg/h
Volumetric flow		1150.569 m3/h	3.920 m3/h
Density		3.574 kg/m3	1103.845 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side m		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
% flood		-	41.232
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 9 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	18		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		410.976 kg/h	4318.242 kg/h
Volumetric flow		1150.569 m3/h	3.926m3/h
Density		3.574 kg/m3	1100.045 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
% flood		-	41.232
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Joint efficiency		-	0.85
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 10 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	19		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		4087.225 kg/h	4301.492 kg/h
Volumetric flow		1151.084 m3/h	3.936m3/h
Density		3.551 kg/m3	1092.858 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
% flood		-	41.430
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 10 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	20		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		4056.467 kg/h	4270.734 kg/h
Volumetric flow		1152.861 m3/h	3.936m3/h
Density		3.519 kg/m3	1079.629 kg/m3
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
% flood		-	41.680
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 11 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	21			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		4012.503 kg/h		4226.77 kg/h
Volumetric flow		1161.102 m3/h		3.999m3/h
Density		3.456 kg/m3		1056.898
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area m2		-		0.468
% flood		-		42.24
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 11 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	22			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		3993.070 kg/h		4207.336 kg/h
Volumetric flow		1192.345 m3/h		4.112m3/h
Density		3.349 kg/m3		1023.230
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area m2		-		0.468
% flood		-		43.66
Tray press loss, m		-		0.048
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Joint efficiency		-		0.85
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 12 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	23		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		4106.703 kg/h	4320.970 kg/h
Volumetric flow		1279.288 m3/h	4.388m3/h
Density		3.21 kg/m3	984.735
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray active area m2		-	0.468
% flood		-	47.035
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02			
Hoja 12 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL	
Plato	24		
Datos generales			
Tray Loadings		Vapor	Liquido
Mass flow		4455.031 kg/h	4669.298 kg/h
Volumetric flow		1444.319 m3/h	4.899m3/h
Density		3.085 kg/m3	953.170
Tower internal diameter m		-	0.9
Tray spacing, m		-	0.45
No. of tray liquid passes		-	1
Downcomer dimension		Width m	Length m
Side		0.171	0.706
Tray area, m2		-	0.636
Tray active area m2		-	0.468
% flood		-	53.149
Tray press loss, atm		-	0.005
Design pressure atm		-	1
Allowable stress atm		-	932.230
Corrosion allowance m		-	0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 13 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	25			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		4970.09 kg/h		5184.357 kg/h
Volumetric flow		1655.126 m3/h		5.551m3/h
Density		3.003 kg/m3		933.885
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area m2		-		0.468
% flood		-		60.872
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Joint efficiency		-		0.85
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 13 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	26			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		5474.813 kg/h		5689.08 kg/h
Volumetric flow		1849.421 m3/h		6.16m3/h
Density		2.96 kg/m3		923.515
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area m2		-		0.468
% flood		-		68.01
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 14 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	27			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Líquido
Mass flow		5875.014 kg/h		6089.281 kg/h
Volumetric flow		1997.403 m ³ /h		6.642m ³ /h
Density		2.941 kg/m ³		916.848
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m ²
Side		0.171	0.706	0.084
Tray area, m ²		-		0.636
Tray active area m ²		-		0.468
% flood		-		73.572
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.000

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 14 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	28			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Líquido
Mass flow		6465.876 kg/h		6380.143 kg/h
Volumetric flow		2101.527 m ³ /h		7.006m ³ /h
Density		2.934 kg/m ³		910.682
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m ²
Side		0.171	0.706	0.084
Tray area, m ²		-		0.636
Tray active area m ²		-		0.468
% flood		-		77.695
Tray press loss, atm		-		0.006
Design pressure atm		-		1
Joint efficiency		-		0.85
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 15 de 15		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	29			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		6465.876 kg/h		214.267 kg/h
Volumetric flow		2101.527 m3/h		0.237m3/h
Density		2.934 kg/m3		905.158
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.45
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area m2		-		0.468
% flood		-		66.167
Tray press loss, atm		-		0.006
Design pressure atm		-		1
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJAS DE ESPECIFICACIONES COLUMNA T03

En este apartado se recopilan las especificaciones de los platos de la columna T03.

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 1 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	1			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Líquido
Mass flow		122.862 kg/h		10.377 kg/h
Volumetric flow		195.620 m ³ /h		0.011 m ³ /h
Density		0628kg/m ³		928.177 kg/m ³
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m ²
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m ²		-		0.636
Tray active area, m ²		-		0.468
% flood		-		41.232
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 1 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	2			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Líquido
Mass flow		121.46 kg/h		8.975 kg/h
Volumetric flow		194.22 m ³ /h		0.009 m ³ /h
Density		0.625kg/m ³		974.231 kg/m ³
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m ²
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m ²		-		0.636
Tray active area, m ²		-		0.468
% flood		-		2.471
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 2 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	3			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.397 kg/h		8.911 kg/h
Volumetric flow		194.162 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.556 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 2 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	4			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.392kg/h		8.9075 kg/h
Volumetric flow		194.159 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.802 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.465
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 3 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	5			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.391 kg/h		8.906 kg/h
Volumetric flow		194.158 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.870 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.464
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 3 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	6			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.391kg/h		8.906kg/h
Volumetric flow		194.158 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.893 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.465
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 4 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	7			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.391 kg/h		8.906 kg/h
Volumetric flow		194.158 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.901 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.464
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 4 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	8			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.391kg/h		8.906kg/h
Volumetric flow		194.158 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.903 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.465
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 5 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	9			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.391 kg/h		8.906 kg/h
Volumetric flow		194.158 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.904 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.464
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 5 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	10			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		121.391kg/h		8.906kg/h
Volumetric flow		194.158 m3/h		0.009 m3/h
Density		0.625kg/m3		976.905 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.465
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 6 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	11			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		187.292 kg/h		289.073 kg/h
Volumetric flow		307.951 m3/h		0.296 m3/h
Density		0.608kg/m3		976.905 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		4.453
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 6 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	12			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		177.597kg/h		279.378kg/h
Volumetric flow		296.974 m3/h		0.282 m3/h
Density		0.598kg/m3		997.101 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		2.465
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 7 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	13			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		172.062 kg/h		273.843 kg/h
Volumetric flow		291.284 m3/h		0.274m3/h
Density		0.593kg/m3		999.776 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		4.099
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 7 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	14			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		168.969kg/h		270.751kg/h
Volumetric flow		286.367 m3/h		0.269 m3/h
Density		0.590kg/m3		1004.79 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		4.024
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 8 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	15			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		167.253 kg/h		269.035 kg/h
Volumetric flow		284.132 m3/h		0.267m3/h
Density		0.589kg/m3		1007.624 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.982
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 8 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	16			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		166.304kg/h		168.086kg/h
Volumetric flow		282.876 m3/h		0.266 m3/h
Density		0.588kg/m3		1009.25 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.956
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 9 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	17			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.780 kg/h		267.562 kg/h
Volumetric flow		282.177 m3/h		0.265m3/h
Density		0.588kg/m3		1010.07 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.946
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 9 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	18			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.493kg/h		267.274kg/h
Volumetric flow		281.791 m3/h		0.264 m3/h
Density		0.587kg/m3		1010.531 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.939
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 10 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	19			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.339 kg/h		267.121 kg/h
Volumetric flow		281.582 m3/h		0.264m3/h
Density		0.587kg/m3		1010.731 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.935
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 10 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	20			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.265kg/h		267.047kg/h
Volumetric flow		281.476 m3/h		0.264 m3/h
Density		0.587kg/m3		1010.728 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.934
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 11 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	21			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.248 kg/h		267.030 kg/h
Volumetric flow		281.441 m3/h		0.264m3/h
Density		0.587kg/m3		1010.483 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.934
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 11 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	22			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.289kg/h		267.071kg/h
Volumetric flow		281.469 m3/h		0.264 m3/h
Density		0.587kg/m3		1009.835 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.937
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 12 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	23			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.406 kg/h		267.188 kg/h
Volumetric flow		281.5831 m3/h		0.265m3/h
Density		0.587kg/m3		1008.462 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.944
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 12 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	24			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.561kg/h		267.343kg/h
Volumetric flow		281.789 m3/h		0.266m3/h
Density		0.588kg/m3		1006.111 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.954
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJA DE ESPECIFICACIÓN COLUMNA T-02				
Hoja 13 de 13		PRODUCCION DE EPICLORHIDRINA A PARTIR DEL GLICEROL		
Plato	25			
Datos generales				
Tray Loadings		Vapor		Liquido
Mass flow		165.561 kg/h		101.781 kg/h
Volumetric flow		281.789 m3/h		0.101m3/h
Density		0.588kg/m3		1005.632 kg/m3
Tower internal diameter m		-		0.9
Tray spacing, m		-		0.48
Downcomer dimension		Width m	Length m	Area m2
Side m		0.171	0.706	0.084
Tray area, m2		-		0.636
Tray active area, m2		-		0.468
% flood		-		3.774
Tray press loss, atm		-		0.005
Design pressure atm		-		0.2
Allowable stress atm		-		932.230
Corrosion allowance m		-		0.001

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-01

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-01	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.20
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	28
Tube Length	2.44
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	4
Number of Baffles	37
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	3.74
Area Required	3.35
COR LMTD	99.45
U (Calc/Service)	183.95/164.66
Heat Calc	58806.25
Heat Spec	52640.00
Excess %	11.71
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	0.06/0.01
SS Film Coeff	1206.63
SS CS Vel	0.08
TW Resist	0.000035
Film Coeff	289.18

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)
Film	W/m ² -K
Fouling	m ² -K/W

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-02

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-02

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-02	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.15
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	20
Tube Length	0.91
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	9
Baffle Spacing	0.05
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	0.96
Area Required	0.71
COR LMTD	110.1
U (Calc/Service)	155.12/113.91
Heat Calc	14114.22
Heat Spec	10364.22
Excess %	36.18
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	-0.04/0.05
SS Film Coeff	905.21
SS CS Vel	0.03
Film Coeff	246

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-03

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-03

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-03	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.15
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	20
Tube Length	1.22
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	14
Baffle Spacing	0.05
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	1.3
Area Required	1.03
COR LMTD	84.06
U (Calc/Service)	142.56/112.80
Heat Calc	13426.86
Heat Spec	10624.25
Excess %	26.38
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	-0.02/0.17
SS Film Coeff	812.19
SS CS Vel	0.02
Film Coeff	225.74

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-04

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-04

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-04	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.15
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	20
Tube Length	0.91
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	9
Baffle Spacing	0.05
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	0.96
Area Required	0.71
COR LMTD	110.1
U (Calc/Service)	155.12/113.91
Heat Calc	14114.22
Heat Spec	10364.22
Excess %	36.18
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	-0.04/0.05
SS Film Coeff	905.21
SS CS Vel	0.03
Film Coeff	246

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-05

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-05

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-05	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.25
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	52
Tube Length	3.05
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	4
Number of Baffles	23
Baffle Spacing	0.05
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	8.98
Area Required	7.67
COR LMTD	56.22
U (Calc/Service)	106.17/90.71
Heat Calc	53599.6
Heat Spec	45794.67
Excess %	17.04
Foul(S/T)	2.934E-003/2.425E-003
Del P(S/T)	0.02/-0.00
SS Film Coeff	287.74
Film Coeff	36587.7

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-06

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-06

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-06	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.2
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	45
Tube Length	1.83
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	26
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	4.17
Area Required	2.69
COR LMTD	76.58
U (Calc/Service)	147.55/95.21
Heat Calc	40535.52
Heat Spec	26155.92
Excess %	54.98
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	0.02/-0.00
SS Film Coeff	1010.11
SS CS Vel	0.03
Film Coeff	225.66

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-08

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-08

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-08	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D.	0.15
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	20
Tube Length	1.22
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	14
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	1.3
Area Required	1.03
COR LMTD	84.06
U (Calc/Service)	142.56/112.80
Heat Calc	13426.86
Heat Spec	10624.25
Excess %	26.38
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	-0.02/0.17
SS Film Coeff	812.19
SS CS Vel	0.02
Film Coeff	225.74

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)
Film	W/m ² -K

HOJAS DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR IC-09

En este apartado se recopilan las especificaciones del intercambiador IC-09

HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR		
Hoja 1 de 1		Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
Summary		
Geometry Data		
Exchanger Class		R
Exchanger Type		AEL
Shell I.D.	cm	15,24
Shell in Series		1
Shell in Parallel		1
Number of Tubes		20
Tube Length	m	2,44
Tube I.D.	cm	1,57
Tube O.D.	cm	1,91
Tube Pattern		TRI60
Tube Pitch	cm	2,38
Number of Tube Passes		2
Number of Baffles		40
Baffle Center Spacing	cm	5,5257
Baffle Cut, %	Diameter	17
Baffle Type		SSEG
Fluid Dynamics Data		
Shell Side Pressure Drop	bar	0,2556
Tube Side Pressure Drop	bar	0,0133
Average Shell Side Velocity	m/sec	9,23
Average Tube Side Velocity	m/sec	0,29

HOJAS DE ESPECIFICACIONES REHERVIDOR T-03

En este apartado se recopilan las especificaciones del rehervidor T-03

HOJA DE ESPECIFICACIONES REHERVIDOR T-02	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D.	0.25
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	73
Tube Length	3.05
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	48
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	12.24
Area Required	10.16
COR LMTD	58.04
U (Calc/Service)	413.39/359.16
Heat Calc	252572.31
Heat Spec	219440.64
Excess %	15.10
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	0.02/0.16
SS Film Coeff	7453.07
SS CS Vel	2.20
TW Resist	0.000039
Film Coeff	651.45

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)
Film	W/m ² -K

HOJAS DE ESPECIFICACIONES REHERVIDOR T-03

En este apartado se recopilan las especificaciones del rehervidor T-03

HOJA DE ESPECIFICACIONES REGERVIDOR T-03	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.15
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	18
Tube Length	1.83
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	26
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	1.79
Area Required	1.71
COR LMTD	54.46
U (Calc/Service)	172.56/165.20
Heat Calc	14448.25
Heat Spec	1381.97
Excess %	15.10
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	-0.00/0.00
SS Film Coeff	17146.18
SS CS Vel	0.13
TW Resist	0.000039
Film Coeff	227.86

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	Atm
Enthalpy	Kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)

HOJAS DE ESPECIFICACIONES CONDENSADOR T-02

En este apartado se recopilan las especificaciones del condensador T-02

HOJA DE ESPECIFICACIONES CONDENSADOR T-02	
Hoja 1 de 1	Producción de epiclorhidrina a partir de glicerol
General Data	
Exch Class/Type	R/AFL
Shell I.D	0.2
Shell in Series/Parallel	1/1
Number of Tubes	42
Tube Length	0.91
Tube O.D./I.D.	0.00191/0.0157
Tube Pattern	TRI60
Tube Pitch	0.02
Number of Tube Passes	2
Number of Baffles	9
Baffle Cut %	15
Baffle Type	SSEG
Heat Transfer Data	
Effective Transfer Area	2.02
Area Required	1.18
COR LMTD	133.45
U (Calc/Service)	786.44/459.81
Heat Calc	182145.12
Heat Spec	10649.78
Excess %	71.04
Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Del P(S/T)	0.07/0.02
SS Film Coeff	2429.63
SS CS Vel	0.11
TW Resist	0.000035
Film Coeff	2787.48

Engineering Units	
Temperature	C
Flow/Hour	(kg/h)/h
Pressure	atm
Enthalpy	kcal
Diameter/Area	m/m ²
Length/Velocity	m/(m/sec)
Film	W/m ² -K

PLANOS
