



UTN

**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA**

**PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR
DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL**

Autor:

**AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN**

**Villa María
2018**

Firma de los alumnos:

AVEDANO, JULIÁN

FERRERI, FEDERICO ALBERTO

LANFRANGO, FABIÁN GUSTAVO

Aceptado por Facultad Regional Villa María de la UTN, Villa María ,.....

Aprobada por su contenido y estilo.

Presidente del Tribunal:

Primer Miembro Vocal:

Segundo Miembro Vocal:



AGRADECIMIENTOS

Nuestros más sinceros agradecimientos están dirigidos hacia nuestros padres, quienes a lo largo de nuestra vida han velado por nuestro bienestar y educación siendo nuestro apoyo en todo momento y demostrando su entera confianza en nosotros.

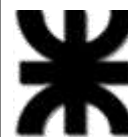
A nuestros hermanos y demás familiares que de alguna forma nos ayudaron a alcanzar nuestro objetivo, nos apoyaron y nos dieron fuerza para terminar.

A nuestros compañeros y amigos, quienes nos acompañaron a lo largo de la carrera y la vida, apoyándonos en cada paso.

A nuestros profesores que marcaron cada etapa de nuestro camino universitario y de la vida misma, a quienes les debemos gran parte de nuestros conocimientos.

Finalmente un eterno agradecimiento a esta prestigiosa universidad la cual abre sus puertas a jóvenes como nosotros, preparándonos para un futuro competitivo y formándonos como personas de bien.

A todos ellos se lo agradecemos desde el fondo de nuestra alma. Para todos ellos hacemos esta dedicatoria.



ÍNDICE GENERAL

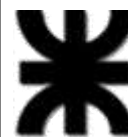
CAPÍTULO I: FUNDAMENTACIÓN Y OBJETIVOS.....	12
Introducción.....	13
Objetivo general.....	14
Objetivos específicos.....	14
CAPÍTULO II: DESCRIPCIÓN DE MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTO.....	15
Materias primas e insumos.....	16
Ácido Láctico.....	17
Etanol.....	18
Amberlyst 15® (Catalizador).....	19
Ácido Sulfúrico.....	20
Productos.....	21
Biodisolvente.....	21
Lactato de Etilo.....	21
Aplicaciones.....	23
CAPÍTULO III: ESTUDIO DE MERCADO.....	24
Introducción.....	25
Mercado global de biodisolventes.....	25
El mercado por regiones.....	27
Mercado nacional de solventes.....	28
Estimación de la demanda.....	29
Fundamentación de exclusión de puntos en la demanda.....	31
Demanda insatisfecha final.....	33
Estimación de la capacidad instalada de producción.....	34
Mercado de las materias primas.....	36
Bioetanol.....	36



Ácido láctico.....	39
Análisis FODA.....	41
CAPÍTULO IV: LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.....	44
Introducción.....	45
Macro-localización.....	46
Micro-localización.....	48
Método de Ponderaciones.....	49
Ubicación definitiva de la Planta.....	54
Servicios e Infraestructura.....	56
CAPÍTULO V: DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DE PROCESO.....	57
Introducción.....	58
Generalidades.....	58
Descripción de procesos.....	59
Reactores multifuncionales.....	59
<i>Reactores de membrana.....</i>	<i>59</i>
<i>Destilación reactiva.....</i>	<i>61</i>
<i>Destilación semicontinua con membrana.....</i>	<i>62</i>
<i>Tecnologías basadas en reactores cromatográficos.....</i>	<i>63</i>
Reactor continuo (flujo pistón) seguido por tren de destilación.....	65
Reactor batch seguido por tren de destilación.....	66
Selección de proceso.....	67
Selección del catalizador.....	70
Selección del tipo de reactor.....	75
Conclusión.....	76
Diagrama de flujo del proceso.....	76



CAPÍTULO VI: BALANCE DE MASA Y ENERGÍA.....	77
Introducción.....	78
Balance de masa.....	78
Mezclado.....	81
Mezclado con productos recirculados.....	82
Enfriamiento pre reacción.....	85
Reacción de esterificación.....	85
Pre calentamiento antes del 1er destilador.....	87
1er Destilador – Separador de productos/reactivos.....	87
2do Destilador (Concentración de EtOH).....	89
3er Destilador (Concentración de LE).....	91
Enfriamiento de agua y del LE.....	93
Balance de energía.....	94
Mezclado con productos recirculados.....	94
Enfriamiento pre reacción.....	95
Reacción de esterificación.....	95
Pre calentamiento antes del 1er destilador.....	96
1er Destilador – Separador de productos.....	97
2do Destilador (Concentración de EtOH).....	97
3er Destilador (Concentración de LE).....	98
Enfriamiento de agua de proceso.....	98
Enfriamiento de LE.....	99
Resumen de balances de masa y energía.....	100
CAPÍTULO VII: DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS.....	102
Introducción.....	103
Recepción y almacenamiento de materias primas.....	103
Balanza.....	103
Tanque depósito de etanol.....	104



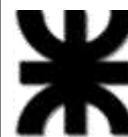
Tanque depósito de ácido láctico.....	106
Tanque pulmón mezcla de MP y recirculados.....	108
Enfriamiento pre-reacción.....	109
Reacción de esterificación.....	115
Cinética de reacción.....	115
Diseño del reactor.....	117
Pre calentamiento antes del primer destilador.....	123
1er Destilador – Separador de productos/reactivos.....	124
2do destilador (Concentración de EtOH).....	129
3er Destilador (Concentración de LE).....	133
Enfriamiento de agua de proceso.....	135
Enfriamiento de LE.....	140
Tanque depósito de lactato de etilo.....	142
Cálculo y adopción de bombas para transporte de fluidos.....	144
Diagrama de proceso final.....	161
CAPÍTULO VIII: SERVICIOS AUXILIARES.....	162
Introducción.....	163
Servicio de agua.....	164
Agua requerida en las etapas del proceso.....	165
Regeneración de catalizador.....	165
Tanque principal de almacenamiento de agua.....	171
Adopción de bombas necesarias.....	172
Diagrama de abastecimiento de agua.....	178
Cañerías.....	178
Servicio de vapor.....	179
Adopción de caldera.....	179
Balance de masa para determinar las pérdidas de agua.....	183
Calculo de bomba de alimentación a la caldera.....	183



Sistema de cañerías.....	183
Diagrama de abastecimiento de vapor.....	183
Adopción de los equipos de enfriamiento.....	184
Diagrama de enfriamiento.....	187
Servicio de gas natural.....	187
Servicio de electricidad.....	188
Descripción de la instalación eléctrica.....	188
Consumo de energía eléctrica de los equipos.....	190
CAPÍTULO IX: TRATAMIENTO DE EFLUENTES.....	191
Introducción.....	192
Tipo de tratamiento de efluentes.....	192
Normativa sobre el vertido de efluentes.....	197
Caracterización de los efluentes de la planta.....	198
Selección del método de tratamiento de efluentes.....	199
Neutralización química.....	200
Tratamiento físico.....	200
CAPÍTULO X: CONTROL DE CALIDAD.....	204
Introducción.....	205
Plan de control de calidad.....	205
Control de calidad de materias primas.....	206
Control de calidad del proceso productivo.....	206
Control de calidad del producto final.....	206
Tablas.....	206
Registros.....	212



CAPÍTULO XI: INSTALACIONES CIVILES.....	214
Introducción.....	215
Descripción general del establecimiento.....	216
Área de enfriamiento y servicios auxiliares.....	219
Taller de mantenimiento y depósito de insumos.....	220
Puesto de seguridad y estacionamiento.....	222
Comedor, baños y vestidores.....	223
Laboratorio.....	224
Recepción, oficinas administrativas y directivas.....	225
Sala de caldera.....	226
Sector de materias primas y producto terminado.....	227
Sector de mezclado y reacción.....	228
Sector de destilación y enfriamiento.....	229
Sector de tratamiento de efluentes.....	231
Sistema de iluminación.....	232
CAPÍTULO XII: ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL.....	240
Introducción.....	241
Tipo de empresa.....	242
Organización interna de la empresa.....	242
Descripción de los puestos de trabajo.....	243
Gerente general.....	243
Departamento de producción.....	244
Departamento de mantenimiento.....	245
Departamento de calidad.....	246
Departamento de administración.....	247
Departamento comercial.....	248
Responsable de higiene y seguridad.....	249
Organización de la producción y los turnos de trabajo.....	250



Requisitos de formación y cantidad de personas.....	250
CAPÍTULO XIII: ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO.....	252
Introducción.....	253
Inversión.....	254
Activos fijos.....	255
<i>Obras civiles.....</i>	<i>255</i>
<i>Equipos industriales, auxiliares y accesorios.....</i>	<i>258</i>
<i>Rodados.....</i>	<i>260</i>
<i>Mobiliario y elementos de oficina.....</i>	<i>260</i>
<i>Resumen de Activos Fijos.....</i>	<i>261</i>
Activos Nominales.....	262
<i>Resumen de Activos Nominales.....</i>	<i>263</i>
<i>Capital de Trabajo.....</i>	<i>264</i>
<i>Inversión Necesaria.....</i>	<i>265</i>
Costos totales de producción.....	266
Costos Variables.....	268
<i>Costos directos de producción.....</i>	<i>268</i>
<i>Costos indirectos de producción.....</i>	<i>271</i>
Costos Fijos.....	274
<i>Costos fijos indirectos.....</i>	<i>274</i>
<i>Costos generales.....</i>	<i>276</i>
Resumen.....	276
Costo unitario.....	277
Ingreso por ventas.....	278
Financiación de proyecto.....	279
Evaluación económica.....	280
Estado de los resultados.....	280
Indicadores.....	283



<i>Valor actual neto (VAN)</i>	283
<i>Tasa interna de retorno (TIR)</i>	284
<i>Relación beneficio/costo</i>	285
<i>Análisis de sensibilidad</i>	285
<i>Variación de la TIR con el precio de venta del lactato de etilo</i>	286
<i>Variación de la TIR con el costo de los insumos</i>	287
<i>Variación de la TIR con el costo de materia prima</i>	288
<i>Variación de la TIR con respecto a la mano de obra</i>	289
<i>Variación de la TIR con respecto al volumen de producción</i>	290
Conclusiones del estudio económico financiero	291
 CONCLUSIONES	 292
 BIBLIOGRAFÍA	 294
 ANEXO I: TÉCNICAS DE ANÁLISIS Y CONTROL DE CALIDAD	 299
 ANEXO II: PLANIMETRÍA	 308

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

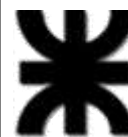


CAPÍTULO I – FUNDAMENTACIÓN Y OBJETIVOS

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



1. Fundamentación y objetivos

1.1 Introducción

La creciente necesidad de la industria por utilizar materiales eficientes y de bajo costo como también las fuertes regulaciones ambientales vigentes, han impulsado el diseño de procesos en búsqueda de productos más verdes, los cuales se han desarrollado como alternativas ambientalmente amigables frente a los compuestos derivados de la industria petroquímica (Restrepo, Moreno, & Lozano, 2015).

La química verde existe desde hace dos décadas, y ha estado haciendo una verdadera diferencia en nuestro mundo. Las conocidas compañías y organizaciones que han adoptado la disciplina incluyen Nike, BASF, Hewlett-Packard, National Aeronautics & Space Administration, Eastman Chemical, United Soybean Board, Pfizer, Environmental Protection Agency, Bayer Material Science, Codexis, Johnson & Johnson, Amgen, DuPont, World Wildlife Fund, etc. Se predice que el mercado global para la química verde crecerá exponencialmente en los próximos años a u\$s 98.5 mil millones para 2020. Esta joven disciplina tiene producido miles de artículos científicos, redes de investigación en más de 30 países y en cada continente se han formado al menos cuatro nuevas revistas científicas. La química verde ha sido acreditada por disminuir la cantidad de desechos químicos liberados al aire, agua y tierra. También ha engendrado nuevas áreas de investigación incluyendo solventes verdes, transformaciones basadas en biomateriales, ciencia energética alternativa, auto ensamblaje molecular, diseño de catalizadores de próxima generación y diseño molecular para riesgo reducido. Algunos informes de la industria predicen la química verde como el futuro de toda la química (American Chemical Society, 2015).

En los últimos años se ha encontrado un importante potencial en los productos sintetizados por materia prima renovable, tal como la biomasa, entre los cuales se encuentran los ésteres como el lactato de etilo (LE). El LE es considerado un solvente verde, no carcinogénico, no corrosivo y no tóxico aprobado por la FDA (Food and Drug Administration) para su uso en la industria de alimentos y por la EPA (Environmental Protection Agency) como una alternativa viable frente al uso de solventes tradicionales. El compuesto se sintetiza por medio de una reacción de esterificación de ácido láctico con etanol, que puede generarse a partir de materias primas de biomasa a través de la fermentación y se utiliza principalmente en la industria farmacéutica, de alimentos, y como solvente en diversas aplicaciones industriales.

El LE es un solvente ambientalmente benigno con una efectividad comparable a disolventes a base de petróleo. El mercado mundial de solventes es de aproximadamente 30 millones de libras por año, donde este compuesto puede tener una participación importante (Pereira, 2011).



1.2 Objetivo general

El objetivo general propuesto para el siguiente trabajo es el de determinar la viabilidad técnico-económica de un proyecto de inversión para la realización de una planta de obtención de Lactato de Etilo destinado a reemplazar el uso de solventes industriales derivados de la industria petroquímica.

1.3 Objetivos específicos

En este proyecto se han propuesto los siguientes objetivos específicos:

- Determinar las características del mercado nacional e internacional del LE, analizando la materia prima de partida, consumo y evolución de su producción dado los valores actuales e históricos de los mismos.
- Establecer la capacidad de producción óptima teniendo en cuenta la demanda y las limitaciones de producción.
- Evaluar la localización óptima donde debería llevarse a cabo el proyecto teniendo en cuenta proximidad a proveedores y clientes.
- Estipular la mejor manera de obtener este solvente verde empleando materias primas renovables con escaso o nulo valor comercial.
- Utilizar ingeniería básica y de detalle para efectuar los balances de masa y energía del proceso, como así también el diseño de los equipos involucrados en éste, incluyendo los servicios auxiliares.
- Diseñar un sistema de gestión de la calidad que garantice la seguridad de los procesos y la calidad de los productos.
- Desarrollar un análisis económico-financiero con el fin de determinar la inversión inicial necesaria, la TIR y el VAN del proyecto.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

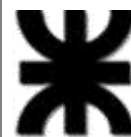


CAPÍTULO II – DESCRIPCIÓN DE MATERIAS PRIMAS, INSUMOS Y PRODUCTOS

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018

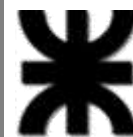


2. Descripción de materias primas, insumos y productos

2.1 Introducción

En este capítulo se describen las distintas materias primas e insumos necesarios para la obtención del producto deseado para este proyecto, cuya descripción, uso y aplicación en la industria también va a ser detallado en este apartado.

Los materiales de partida para obtener el LE son los ya antes mencionados AL y EtOH que van formar parte de una reacción de esterificación catalizada por la resina iónica Amberlyst 15[®], que cada un determinado tiempo va a ser regenerada por Ácido sulfúrico.



2.2 Materias primas e insumo

2.2.1 Ácido Láctico

El ácido láctico ($C_3H_6O_3$), o ácido 2-hidroxipropanoico, es un ácido carboxílico con un papel importante en diversos procesos biológicos como intermediario en el metabolismo de la glucosa en la mayoría de los seres vivos, y comúnmente usado en la producción de energías renovables (NNFCC, 2010). Puede ser producido por la fermentación de diferentes carbohidratos, tal como la glucosa usando el microorganismo *Lactobacillus lactis*, sacarosa usando *Lactobacillus dekbreuckii*, o lactosa usando *Lactobacillus helveticus* (Garcia, Paternina, & Villadiego, 2010) (Benninga, 1990).

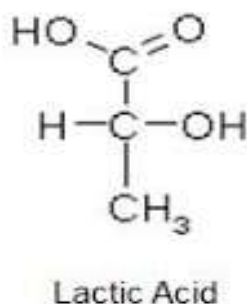


Figura 2. 1 Estructura química del Ácido Láctico. Fuente: Wikipedia.

Es un ácido carboxílico, con un grupo hidroxilo en el carbono adyacente al grupo carboxilo (Figura 2.1), lo que lo convierte en un ácido α -hidroxílico (AHA) de fórmula $H_3C-CH(OH)-COOH$. En solución puede perder el hidrógeno unido al grupo carboxilo y convertirse en el anión lactato.

Fórmula química: $C_3H_6O_3$

Nombre IUPAC: Ácido 2-hidroxipropanoico

C.A.S: 50-21-5

Peso molecular: 90,08 g/mol

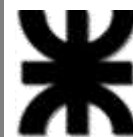
Densidad: 1206 kg/m³

Punto de fusión: 52-54 °C

Punto de ebullición: 125-140 °C

Propiedades: líquido limpio, prácticamente incoloro, algo viscoso, higroscópico y prácticamente inodoro.

Solubilidad: soluble en agua, etanol y éter; insoluble en cloroformo.



2.2.2 Etanol

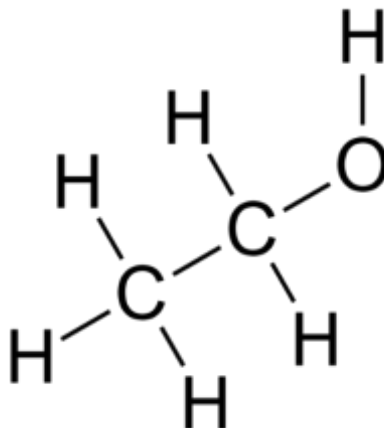


Figura 2. 2 Estructura química del Etanol. Fuente: Wikipedia.

El etanol (C_2H_6O) o alcohol etílico, es un líquido incoloro en condiciones normales, producido en la industria principalmente por la fermentación de azúcares. Es un alcohol primario (Figura 2.2) utilizado como solvente, antiséptico, combustible, y es el principal alcohol encontrado en bebidas alcohólicas (National Center for Biotechnology Information, 2011). El etanol es una importante materia prima en la industria química y el más utilizado en la producción de biocombustibles para el transporte. Puede ser producido a partir de cultivos de biomasa, como los cultivos de azúcar, por ejemplo, caña de azúcar y remolacha azucarera; cultivos de almidón, por ejemplo, maíz y yuca, o materias primas celulósicas (madera, hierbas y residuos agrícolas).

Fórmula química: C_2H_6O

Nombre IUPAC: Etanol

C.A.S: 64-17-5

Peso molecular: 46,06 g/mol

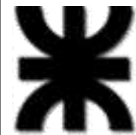
Densidad: 810 kg/m³

Punto de fusión: -114 °C

Punto de ebullición: 78,6 °C

Propiedades: líquido transparente incoloro, inflamable, toxico y de olor agradable característico.

Solubilidad: miscible en agua en cualquier proporción; a la concentración de 96 % en peso se forma una mezcla azeotrópica. Soluble en la mayoría de los solventes orgánicos como acetona, ácido acético, benceno, etc.

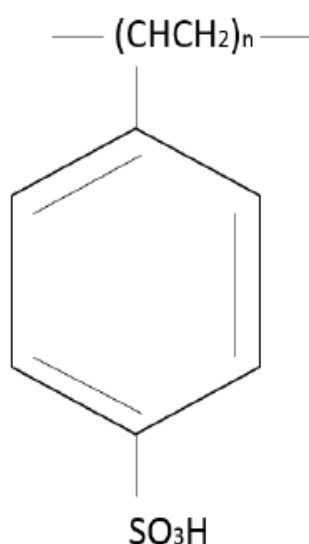


2.2.3 Amberlyst 15® (Catalizador)

Las resinas de intercambio iónico son polímeros sólidos que tienen unidos covalentemente grupos ionizables ácidos o básicos (Figura 2.3). Estas resinas tienen un grado de polimerización adecuado para que sus gránulos se hinchen con agua o con soluciones salinas y sus grupos ácidos o básicos se ionizan formando una matriz sólida cargada y sus iones difusibles en el medio pero retenidos por la carga de la matriz y, no sólo en la superficie del gránulo, sino también en el interior del gel (Yúfera, 2006).

Una de las resinas iónicas con mayor uso a nivel industrial es Amberlyst 15®. En la última década la química de la resina ha experimentado un rápido desarrollo. Este creciente interés por esta resina de intercambio iónico se debe principalmente a sus propiedades altamente selectivas, combinadas con su carácter benigno para el medio ambiente y su disponibilidad comercial. Amberlyst 15® es ahora usado comúnmente en síntesis orgánicas como catalizador ácido heterogéneo reutilizable para varias transformaciones selectivas de moléculas simples y complejas.

Es una resina de intercambio iónico basada en poli estireno macro reticular con un grupo sulfónico fuertemente ácido. Por lo tanto, sirve como una excelente fuente de ácido fuerte. Se ha usado en diversas reacciones catalizadas por ácido. Es fácil de medir, seguro de usar y se elimina fácilmente al final de la reacción. Una ventaja adicional es que el catalizador se puede regenerar y se puede usar varias veces (Pal, Sarkar, & Khasnobis, 2012).



Propiedades: es un sólido marrón grisáceo que tiene las siguientes propiedades físicas.

Concentración de sitios activos: ≥ 1.7 eq/L; ≥ 4.7 eq/kg

Capacidad de retención de humedad: del 52 al 57%

Peso específico: 770 g / L

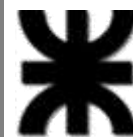
Tamaño de partícula: 0.600 a 0.850 mm

Diámetro de poro promedio: 300Å

Volumen total de poro: 0.40 mL / g

Temperatura máxima: 120 °C

Figura 2. 3 Estructura química del Amberlyst 15®. Fuente: (Pal, Sarkar, & Khasnobis, 2012).



2.2.4 Ácido Sulfúrico

El ácido sulfúrico es un compuesto químico extremadamente corrosivo cuya fórmula es H_2SO_4 . Es el compuesto químico que más se produce en el mundo, por eso se utiliza como uno de los tantos medidores de la capacidad industrial de los países. Una gran parte se emplea en la obtención de fertilizantes, también se usa para la síntesis de otros ácidos y sulfatos y en la industria petroquímica. Generalmente se obtiene a partir de dióxido de azufre, por oxidación con óxidos de nitrógeno en disolución acuosa. Normalmente después se llevan a cabo procesos para conseguir una mayor concentración del ácido. Antiguamente se lo denominaba aceite o espíritu de vitriolo, porque se producía a partir de este mineral.

La molécula presenta una estructura piramidal, con el átomo de azufre en el centro y los cuatro átomos de oxígeno en los vértices. Los dos átomos de hidrógeno están unidos a los átomos de oxígeno, no unidos por enlace doble al azufre (Figura 2.4). Dependiendo de la disolución, estos hidrógenos se pueden disociar. En agua se comporta como un ácido fuerte en su primera disociación, dando el anión hidrogeno sulfato, y como un ácido débil en la segunda, dando el anión sulfato (Wikipedia, 2017).

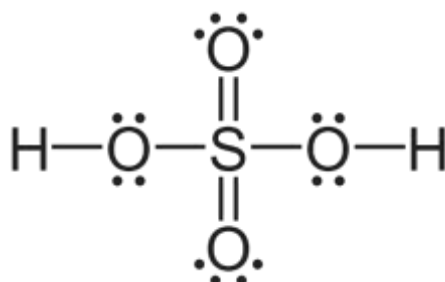


Figura 2. 4 Estructura química del ácido sulfúrico. Fuente: (Wikipedia, 2017).

Fórmula química: H_2SO_4

Nombre IUPAC: Ácido tetraoxosulfúrico (VI)

C.A.S: 7664-93-9

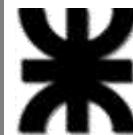
Peso molecular: 98,08 g/mol

Densidad: 1800 kg/m³

Punto de fusión: 10 °C

Punto de ebullición: 337 °C

Propiedades: líquido transparente, aceitoso, inodoro e incoloro, soluble en agua con liberación de calor y corrosivo para los metales y tejidos.



2.3 Productos

Los productos principales de este proceso son soluciones compuestas por LE y agua, como así también soluciones cuyos componentes AL, EtOH y agua.

Todas estas corrientes serán separadas por una operación o conjunto de ellas que se determinara en el capítulo V en la selección del proceso.

El producto de importancia, como se mencionó en los objetivos generales del capítulo I de este proyecto, es el biodisolvente Lactato de Etilo.

2.3.1 Biodisolvente

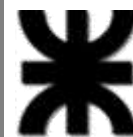
Los biodisolventes son productos de origen vegetal totalmente biodegradables. Se proponen como alternativa a los disolventes petroquímicos debido a la escasez de recursos fósiles y a la preocupación por la reducción de la capa de ozono como consecuencia del excesivo uso de disolventes de origen petroquímico.

Pueden ser obtenidos mediante procesos de fermentación, esterificación o mediante procesos enzimáticos. Poseen las mismas propiedades de limpieza que los disolventes comunes, sin embargo, son de baja toxicidad, biodegradables, inodoros y no contienen compuestos orgánicos volátiles. Son por lo tanto disolventes menos tóxicos y más seguros, e implican un consumo inferior (Wikipedia, 2017).

2.3.2 Lactato de Etilo

El lactato de etilo, también conocido como Etil-L-lactato, Elat o Actylol, es una molécula orgánica tipo éster de fórmula molecular $C_5H_{10}O_3$. Se obtiene por reacción química entre el ácido láctico y el etanol, aunque también puede obtenerse de manera natural en la fermentación del maíz o de otras materias primas renovables. Debido a ello y a sus propiedades de biodegradabilidad (100% biodegradable dando CO_2 y agua) es usado comúnmente como disolvente verde (biodisolvente) presentando así una alternativa a los disolventes tóxicos y basados en cloro mucho más agresivos y contaminantes tanto para el medio ambiente como para la salud humana.

Se utiliza como sustituyente del xileno y el tolueno, debido a su menor toxicidad y peligrosidad. El LE es un líquido incoloro, miscible en agua, alcohol, óxido de dietilo e hidrocarburos, además posee un olor dulzón muy característico. Es utilizado como disolvente del Paraloid (resina acrílica). Permite obtener capas de protección muy homogéneas, ofreciendo muy buenos resultados tanto sobre metales como sobre vidrio (Wikipedia, 2017).



Propiedades físicas y químicas

El lactato de etilo es un líquido transparente, incoloro y con un cierto olor afrutado. Es fácilmente reciclable, no corrosivo, no cancerígeno y no daña la capa de ozono.

Nombre IUPAC: 2-hidroxipropionato de etilo

C.A.S: 687-47-8

Peso molecular: 118,13 g/mol

Punto de fusión: -25 °C

Punto de ebullición: 154 °C

Punto de inflamación: 47 °C

Densidad: 1030 kg/m³

Temperatura de auto ignición: 400 °C

Límites de explosión (inferior/superior): 1,5 / 11,4 Vol. %

Presión de vapor: (20 °C) 2 hPa

Solubilidad: Soluble en agua, aceites de parafina y en la mayoría de cetonas, ésteres e hidrocarburos.

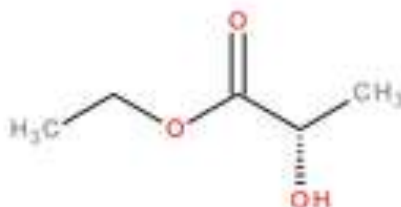


Figura 2. 5 Estructura química del Lactato de Etilo. Fuente: (Wikipedia, 2017)

Peligros e inconvenientes

Además de su elevado precio, el lactato de etilo es un líquido inflamable por lo que hay que mantenerlo alejado de fuentes de ignición. En caso de incendio puede formar vapores tóxicos pudiendo producir mezclas explosivas con el aire.

Efectos sobre los seres humanos

Produce irritación de las mucosas, dificultades respiratorias y tos por inhalación. Irritaciones oculares y riesgo de lesiones oculares graves por contactos con los ojos e irritaciones leves tras contacto con la piel.



2.3.3 Aplicaciones

- Recubrimientos: Debido a su gran poder de solvatación, a su alto punto de ebullición y a su baja presión de vapor, es particularmente atractivo en la industria de recubrimientos. Es perfectamente adecuado para usarlo sobre maderas, metales, poli estireno, como decapante o incluso para eliminar grafitis. En este campo ha llegado a sustituir a disolventes industriales como el tolueno, la acetona, la NMP (N- metilpirrolidona) o el xileno.
- Industria de poliuretanos: Otra de sus aplicaciones incluye el uso en la industria del poliuretano ya que debido a su alto poder de solvatación tiene la habilidad de disolver una gran variedad de resinas de poliuretano.
- Limpieza: Su excelente poder de limpieza lo hace adecuado para limpiar una gran variedad de superficies metálicas, para eliminar grasas, aceites, adhesivos y combustibles sólidos (Wikipedia, 2017).

Otras aplicaciones

- Disolvente de celulosa, acetato de celulosa y éteres de celulosa.
- Aditivo de alimentos en pequeñas cantidades.
- Cosméticos.
- Productos farmacéuticos.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



CAPÍTULO III – ESTUDIO DE MERCADO

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



3. Estudio de mercado

3.1. Introducción

En el siguiente capítulo se va a realizar un análisis del mercado tanto a nivel mundial como nacional de solventes utilizados industrialmente, los cuales pueden ser reemplazados por lactato de etilo (LE) sin ningún tipo de inconveniente. Esto nos daría una estimación del consumo aparente que va a tener el producto ya que a nivel nacional no existe planta alguna que lo produzca.

También se va a realizar el correspondiente estudio de mercado para las dos materias primas principales que son bioetanol y ácido láctico, cuya conclusión va a ser determinar la disponibilidad de los mismos y junto con la determinación del consumo aparente del lactato de etilo delimitar la demanda insatisfecha del mismo para lograr definir la probable capacidad instalada de la planta productora.

3.2. Mercado global de biodisolventes

Una extensa investigación realizada por los analistas de Technavio (una compañía líder en investigación de mercados con cobertura global) ha demostrado que el mercado mundial de biodisolventes verdes crecerá a una impresionante tasa de crecimiento anual compuesta (CAGR) de más del 8% durante el período 2016 - 2020. La necesidad de productos químicos más ecológicos y sustentables ha promovido la investigación y el desarrollo de materias primas renovables. Por otra parte, la mayoría de las empresas prefieren los solventes verdes sobre los solventes químicos convencionales, ya que estos utilizan materias primas renovables y emiten menos compuestos orgánicos volátiles (COVs). La baja toxicidad de los solventes verdes ha permitido su uso en una variedad de aplicaciones tales como pinturas y revestimientos, tintas de impresión, productos de limpieza, adhesivos y selladores, productos farmacéuticos y químicos agrícolas, entre otros.

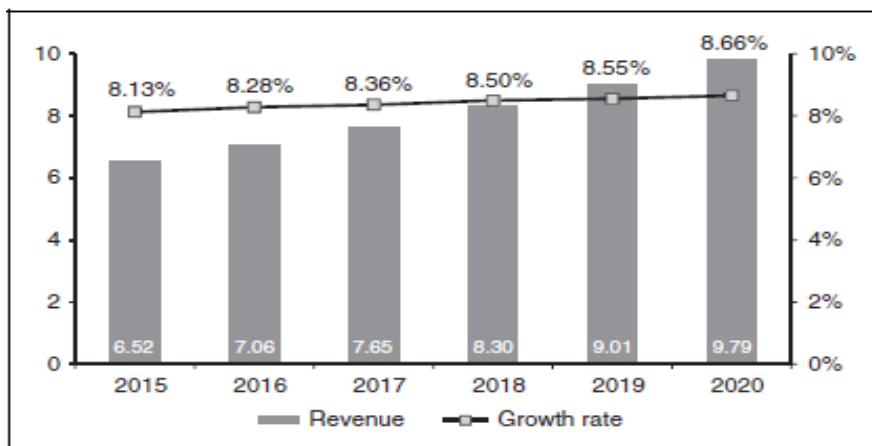
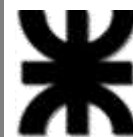


Gráfico 3. 1 Tasa de crecimiento anual compuesta de biodisolventes.
Fuente: Technavio

El mercado global de biocombustibles verdes registró ingresos de 6.520 millones de dólares en 2015 y registrará un ingreso de 9.970 millones de dólares en 2020, con un CAGR de 8,47% (Gráfico 3.1).

Los vendedores del mercado están experimentando una creciente demanda de solventes verdes y biológicos en todo el mundo. La producción está dominada principalmente por Norteamérica. Países como Estados Unidos, Alemania, Japón, China, India, el Reino Unido y los Países Bajos son los mercados en aumento de estos productos. Las instituciones de investigación y las compañías productoras están infundiendo una inversión masiva en el desarrollo tecnológico para la producción de los mismos.

En 2015, los ésteres de lactato registraron la mayor cuota del mercado de biodisolventes verdes con un 45% de demanda, seguido de solventes de éster metílico de soja y alcoholes. Las propiedades únicas de los ésteres de lactato, incluyendo su alta tasa de solvencia, su bajo precio en comparación con otros disolventes de base biológica y su fácil disponibilidad, incrementarán su demanda. Además, se utilizan para reemplazar numerosos solventes tóxicos y convencionales consumidos por varios polos industriales. Agencias como la Agencia de Protección Ambiental (EPA) y la Agencia Europea de Sustancias y Preparados Químicos han ejecutado muchas regulaciones que apoyan el uso de biodisolventes verdes. El Protocolo de Montreal también es probable que impulse el crecimiento del mercado durante el período de pronóstico (2015 – 2020).

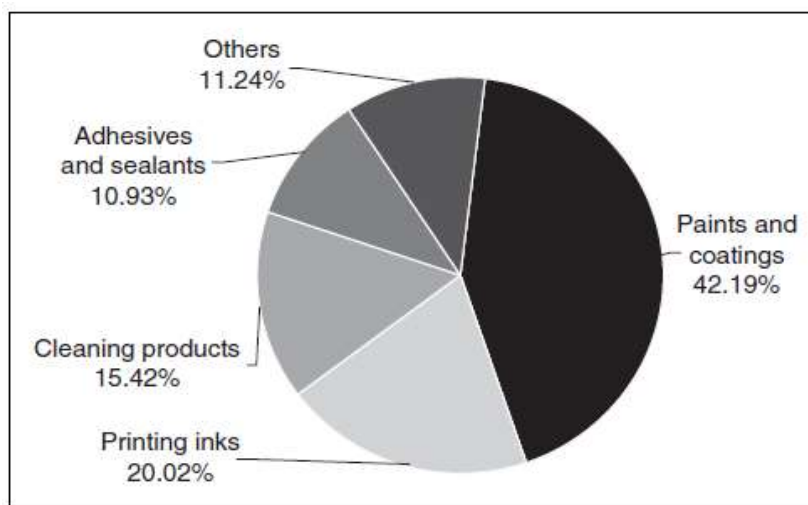
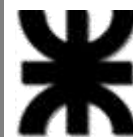


Gráfico 3.2 Mercados por aplicación de biodisolventes. Fuente: Technavio

En 2015, el segmento de pinturas y recubrimientos fue el mayor consumidor de biodisolventes verdes, consumiendo el 42,19% del total consumido en el mundo (Gráfico 3.2). Este mercado registró ingresos de 2,75 mil millones de dólares en 2015 y probablemente alcance los 4,13 mil millones de dólares en 2020, con un CAGR de 8,47%. Este creciente consumo está siendo impulsado por una mayor conciencia ambiental, forzando a los fabricantes de pinturas y recubrimientos, incluyendo los revestimientos en polvo, los revestimientos con alto contenido de sólidos y los revestimientos de base acuosa, a desplazarse hacia disolventes que contienen menos toxinas y bajo contenido de COVs.

3.2.1. El mercado por regiones

América del Norte dominó el mercado global de biodisolventes verdes en 2015, representando un 37,12% del total, valorado en \$ 2.42 mil millones en 2015 y probablemente en \$ 3.63 mil millones para 2020, creciendo así en un CAGR de 8.45%. El mercado en esta región es impulsado por los mercados de México y los Estados Unidos. El resurgimiento de la industria de la construcción, el crecimiento por encima de la media de los arcos orientados al cliente, tales como productos de limpieza, cosméticos y artículos de tocador aumentará la necesidad de biodisolventes verdes, especialmente derivados de butanodiol, alcoholes y ésteres de lactato. También se debe a un aumento de las normas y reglamentos gubernamentales para la fabricación y el uso de estos disolventes.

Europa es un mercado bastante maduro y se espera que permanezca estable o que aumente en un futuro próximo. Este mercado está impulsado por las iniciativas ecológicas tomadas por los gobiernos de esta región, lo cual limita el uso de disolventes sintéticos y fomenta el uso de disolventes verdes y biológicos. El mercado fue valorado en \$ 1.82 mil millones en 2015 y alcanzará



probablemente \$ 2.74 mil millones en 2020, creciendo en un CAGR de 8.53%. La producción de disolventes a partir de recursos renovables reduce la dependencia de los solventes a base de petróleo y contribuye directamente a la reducción de las emisiones de carbono. Por lo tanto, los gobiernos de los diferentes países de esta región están enfocando continuamente el fomento del uso de solventes biológicos. Se ha visto la sustitución de disolventes convencionales por nuevos y avanzados disolventes verdes en usos finales como cosméticos, productos farmacéuticos, adhesivos y pinturas y revestimientos.

Asia será el mercado regional de crecimiento más rápido para solventes verdes y biológicos, a un CAGR estimado del 8,93% durante el período 2015 – 2020, provocado por un aumento en el gasto de los consumidores para la construcción en China y la India, junto con la creciente industrialización.

La volatilidad de las materias primas a base de petróleo y la creciente demanda de productos sustentables han llevado a los productores químicos a cambiar de solventes convencionales. Además, los principales proveedores del mercado global de solventes verdes y biocombustibles están desarrollando tecnología para fabricarlos con varios beneficios, incluyendo menor contaminación ambiental, conservación de recursos, mayor productividad y menor consumo de energía (Technavio, 2016).

3.3. Mercado nacional de solventes

El lactato de etilo tiene muchas aplicaciones industriales, este estudio se va a enfocar en la utilización del mismo como reemplazo a los solventes utilizados convencionalmente en el sector industrial nacional debido a que este es un solvente verde.

En los gráficos (Gráficos 3.3 y 3.4) adjuntados a continuación se puede ver la evolución en los últimos diez años de mencionados solventes según la producción nacional, como así también el consumo aparente de los mismos que se determina de la siguiente manera: $CA = \text{producción nacional} + \text{importaciones} - \text{exportaciones}$.

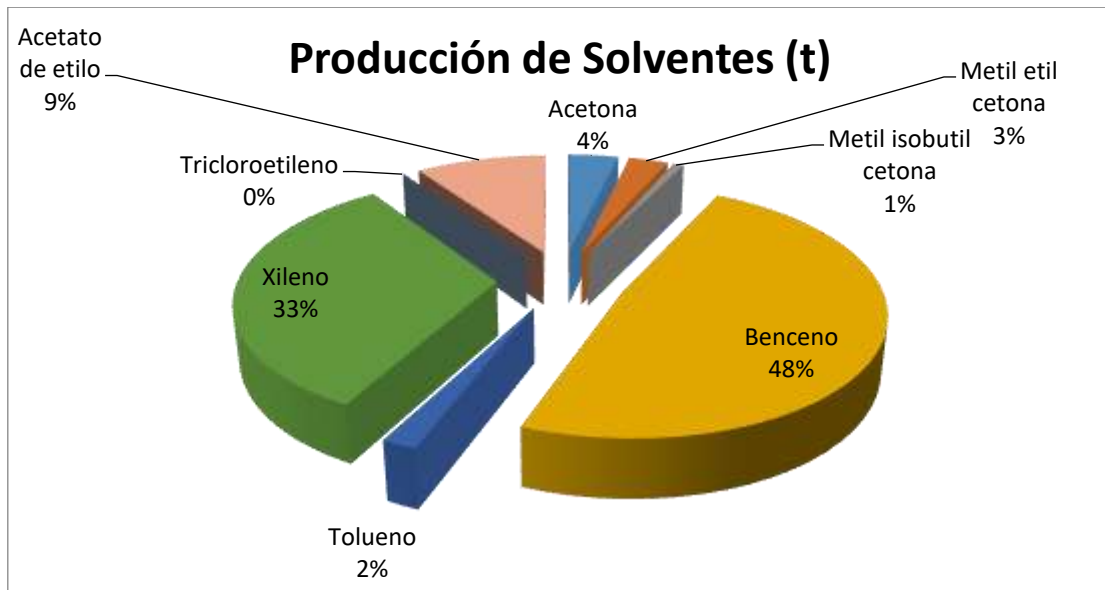


Gráfico 3. 3 Producción nacional de solventes reemplazables. Fuente: INDEC/IPA.

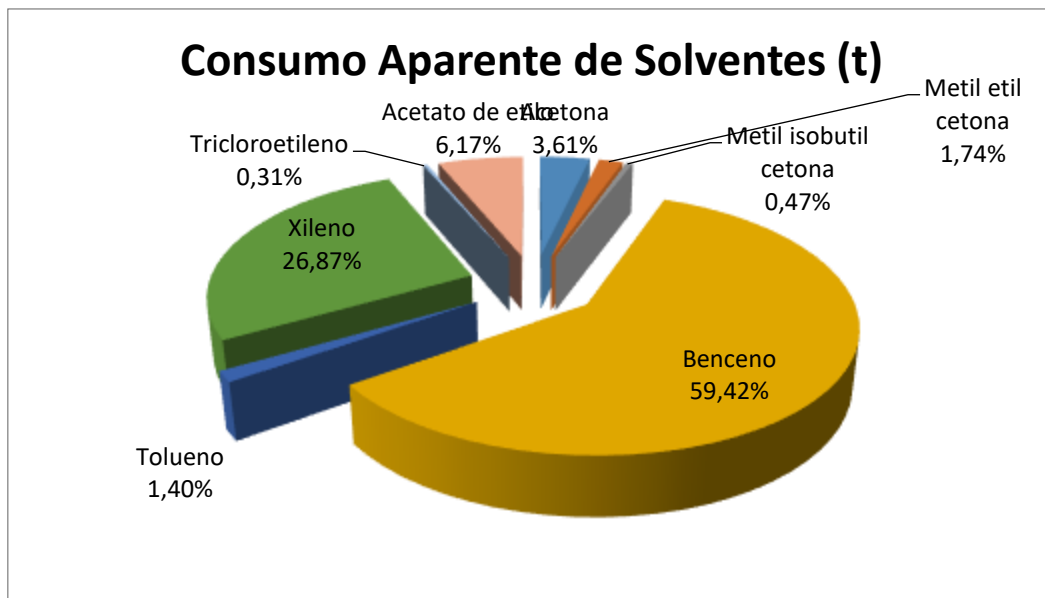
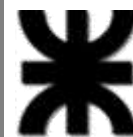


Gráfico 3. 4 Consumo aparente de solventes reemplazables. Fuente: INDEC/IPA.

3.3.1. Estimación de la demanda

Una vez que se conoce el consumo aparente se debe estimar la demanda insatisfecha realizando una proyección mediante la cual se va a obtener una ecuación de una recta que va a determinar la probable capacidad instalada de la planta productora a través de una regresión lineal que condecirá con los datos volcados en las siguientes ilustraciones (Tabla 3.1 y Gráfico 3.5).



Estimación de la Demanda				
Año	Producción	Importación	Exportación	Consumo Aparente
2006	284434,7	65048,5	30330,3	319152,9
2007	302643,47	71639,1	25342,53	348940,04
2008	266427,19	73542,1	22899,59	317069,7
2009	225764,01	43011,01	22731,45	246043,57
2010	246238,11	73559,003	26568,153	293228,96
2011	172324,71	55042,3	10971,63	216395,38
2012	179714,55	56474,8	17314,27	218875,08
2013	177075,1	44695,6	27788,82	193981,88
2014	180788,24	19272,01	3505,39	196554,86
2015	187837,14	32483,3	18026,66	202293,78
2016	190654,697	32970,5495	21129,1728	202496,074
2017	195554,523	33817,8926	21732,9414	207639,474

Tabla 3. 1 Estimación de demanda. Fuente IPA.

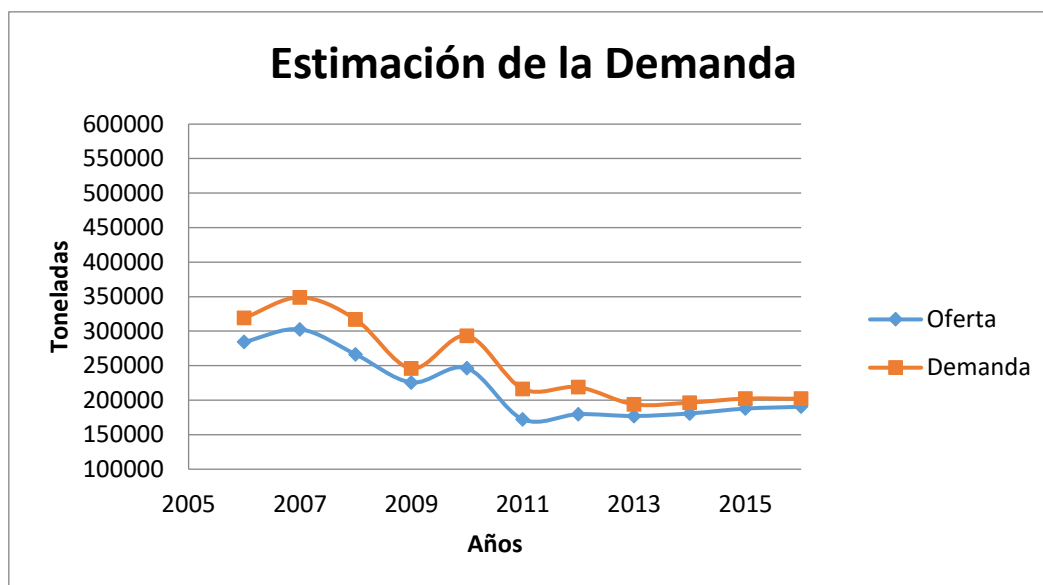


Gráfico 3. 5 Estimación de demanda. Fuente: IPA.

Como se puede ver (Gráfico 3.5) hay muchas fluctuaciones que no permiten determinar un criterio concreto para las estimaciones que se necesitan, por ende se van a realizar ciertas restricciones para llegar a las mismas.



3.3.2. Fundamentación de exclusión de puntos en la demanda

La recesión en la producción y consumo entre los años 2006 y 2011 viene dada por diversos factores que se detallan a continuación:

- *Disponibilidad de materias primas derivadas del gas natural y del petróleo*

El déficit de dichos insumos obliga a la reducción de la producción e incluso a paradas no programadas en la mayoría de los polos petroquímicos de la Argentina. Esta falta de materias primas produce que se invierta poco en la petroquímica perjudicando la producción a futuro. Todo este panorama hace que se pronostique un aumento de las importaciones.

Una de las principales razones del déficit de gas natural y petróleo es la prioridad de consumo energético a la población, muy marcada y crítica para la industria en los periodos invernales. El uso de la capacidad instalada del sector en estos periodos invernales se contrae del 85-90% al 60-50%.

Otra razón de dicho déficit es que las reservas de gas natural de explotación convencional son insuficientes para soportar nuevos proyectos.

- *Hidrocarburos energéticos*

La industria petroquímica genera energía eléctrica y térmica para su funcionamiento. Si se considera el uso de los hidrocarburos con fines energéticos, aproximadamente 1/3 son usados para autogeneración de electricidad y 2/3 restante para generación de energía térmica.

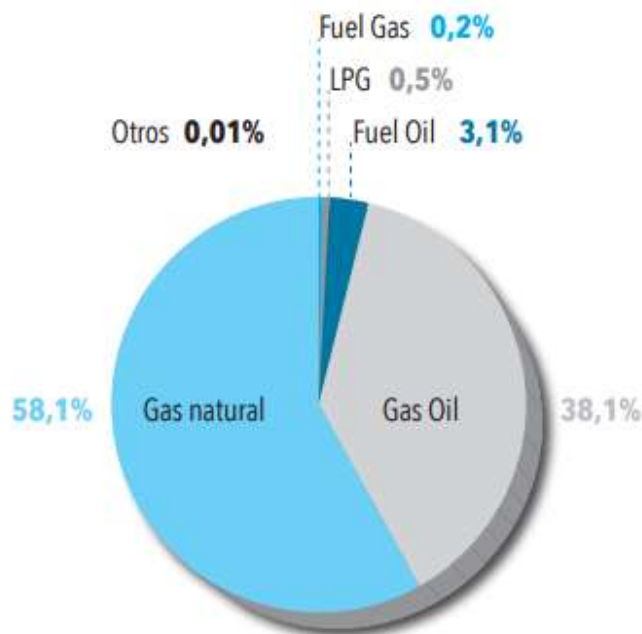
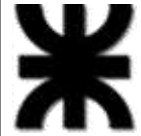


Gráfico 3. 6 Hidrocarburos energéticos. Fuente: IPA.



El sector tiene una matriz de generación de energía basada en gas natural, en el siguiente grafico se muestra la demanda potencial que es la cantidad que se demandaría sin restricción alguna para trabajar a capacidad operativa normal. El área entre las dos curvas nos indica el faltante o demanda insatisfecha.

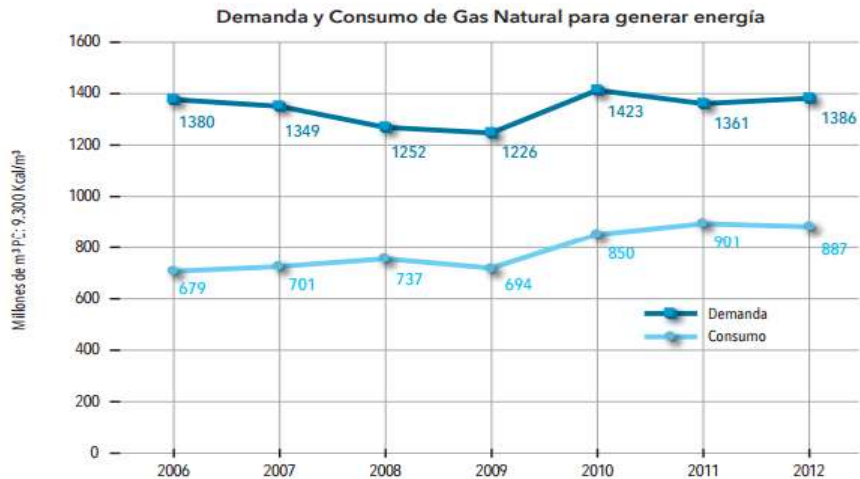


Gráfico 3. 7 Demanda insatisfecha por limitación de consumo energético. Fuente: IPA.

- **Energía eléctrica**

La demanda de energía eléctrica de las empresas del sector ha demostrado un crecimiento del 10,6 % en el período 2006 – 2012. En el siguiente grafico se muestra el consumo de energía eléctrica sectorial y la producción del sector.

Dicha comparación permite observar que la evolución de la demanda de energía eléctrica sigue el patrón de variaciones de la producción en sus picos y valles a excepción de los años 2006 y 2007 (IPA, 2014).

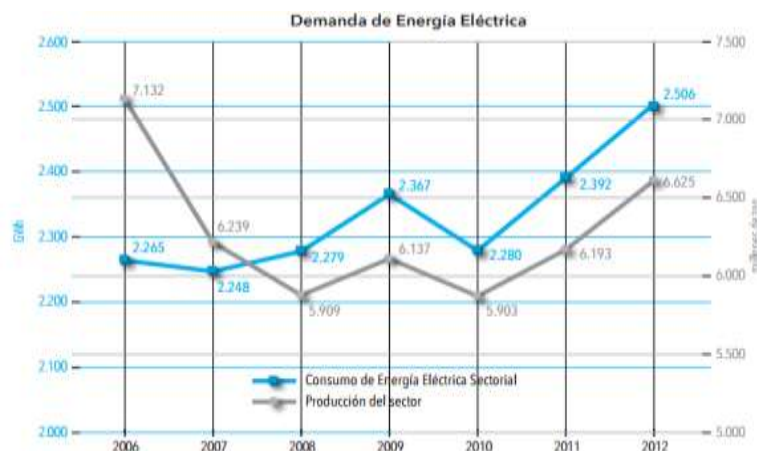


Gráfico 3. 8 Consumo energético vs demanda de EE. Fuente: IPA.



		Subsectores/Productos característicos	Dependencia	
			Energía Eléctrica	Gas Natural / Petroquímicos Básicos
Petroquímicos	Básicos	Productos químicos a partir de gas natural y sus derivados y productos de la destilación de petróleo; producción de aromáticos como el benceno, tolueno y xileno; producción de alkenos y olefinas como el etileno, butileno, propileno, estireno, etcétera	Media	Alta
	Intermedios	Alcoholes, aldehidos y cetonas, como por ejemplo: alcoholes metílico o metanol, isopropanol, acetona, formaldehído o formol, etcétera; ácidos y anhídridos orgánicos: anhídridos maleico, ftálico, ácido tartárico y acético, etcétera; fenoles y feno-alcoholes; compuestos de función amina como por ejemplo anilinas, metilamina, etcétera	Media	Alta
	Polímeros y caucho sintético	Plásticos en formas primarias: polietileno; copolímeros de etileno, acetato de vinilo y otros polímeros de etileno; polipropileno; poliestireno; SAN - copolímero de estireno acrilonitrilo; ABS - copolímero de acrílo-nitrilo-butadieno- estireno; polímeros de cloruro de vinilo - PVC; etc.; fabricación de resinas plásticas y sustancias plastificantes en formas primarias: fenólicas, baquelita, alquídica, ureica, de petróleo, poliéster, vinílica, acrílica, etc.; producción de siliconas; fabricación de polímeros naturales - por ejemplo, ácido alginico-, y polímeros naturales modificados, tales como proteínas endurecidas; elaboración de éteres de celulosa, y otros compuestos derivados de la celulosa; fabricación de caucho sintético y de sucedáneos de caucho a partir de aceites, en formas primarias; y producción de mezclas de caucho sintético y caucho natural y de gomas similares al caucho	Alta	Alta

Tabla 3. 2 Dependencia de energía eléctrica y gas natural. Fuente: IPA.

3.3.3. Demanda insatisfecha final

Una vez desestimados los datos del estudio de mercado de los años en los que se ha realizado la restricción correspondiente debido a los fundamentos anteriormente indicados, se procede a obtener un nuevo gráfico de demanda insatisfecha que se ajusta con un coeficiente de correlación $R^2 = 0.952$ a la ecuación de la recta $y = 3325,6 * x - 6,5 * 10^6$ con la cual se va a determinar la probable capacidad instalada de la planta productora de biodisolvente.

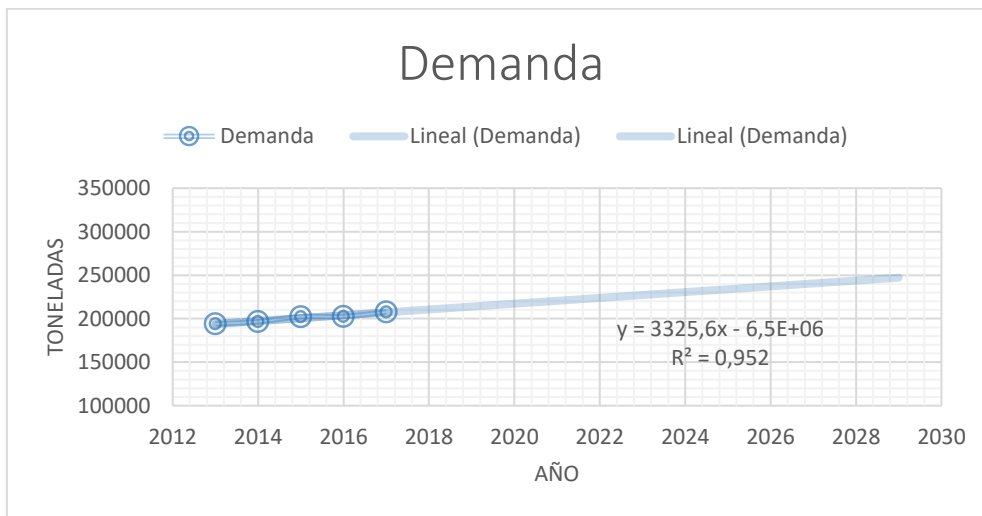
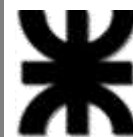


Gráfico 3. 9 Demanda insatisfecha corregida.



Con la ecuación obtenida de la gráfica anterior (Gráfica 3.9) $y = 3325,6 * x - 6,5 * 10^6$ se puede determinar cuál va a ser la demanda insatisfecha durante los próximos 10 años (Tabla 3.3) con un nivel de confianza del 95,2%, que es el tiempo para el cual se planifica este proyecto.

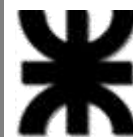
Año	Lactato de Etilo (Toneladas)
2013	193981,88
2014	196554,86
2015	202293,78
2016	202496,074
2017	207639,474
2018	211060,8
2019	214386,4
2020	217712,0
2021	221037,6
2022	224363,2
2023	227688,8
2024	231014,4
2025	234340,0
2026	237665,6
2027	240991,2
2028	244316,8

Tabla 3. 3 Demanda insatisfecha proyectada de LE.

3.3.4. Estimación de la capacidad instalada de producción

Debido a que en Argentina no existe la producción masiva de LE, para lograr definir la capacidad instalada de la planta productora del mismo, se va a realizar una comparación con un mercado en el cual el producto esté ya instalado y así obtener un criterio del porcentaje de la demanda insatisfecha que se va a cubrir, ya que al ser un producto nuevo no va a ser fácil su ingreso al mercado y mucho menos aun cubrir la totalidad de la misma.

Se cree que el LE puede reemplazar al 80% (168800 toneladas/año) de los solventes convencionales (Pereira). Este porcentaje sigue siendo muy elevado para poder ingresar en un mercado en el cual el producto es desconocido.



La demanda de solventes verdes en el mundo en el 2013 fue aproximadamente de 2.5 millones de toneladas y se espera que alcance los 3.6 millones para 2020, esto representa 1/3 de la demanda en EEUU (Jessica).

Relacionando los costos de los equipos principales y las capacidades de producción de una planta, se llegó a la conclusión de que, es más rentable que el tamaño se encuentre entre 22000 y 113000 toneladas anuales (Jones).

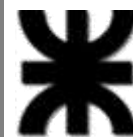
Finalmente la capacidad estimada de producción de la planta debería ser de 89000 toneladas/año, lo cual representa el 10% de la demanda total de solventes verdes de EEUU (Jones).

La capacidad de las plantas actuales es de entre 27000 a 150000 toneladas anuales donde se producen uno o más solventes (IPA). Como el LE puede suplantar a varios de estos solventes la planta productora de este, puede tener una dimensión similar.

De esta manera conociendo los datos y experiencias mencionadas se va a tomar el 10% de la totalidad de la demanda insatisfecha a partir del 2018 (21100 toneladas anuales) como capacidad inicial de la planta productora de LE. En la siguiente tabla (Tabla 3.4) se muestra el aumento de producción anual que ronda aproximadamente un 1% y se condice con el aumento de la demanda insatisfecha calculado anteriormente.

Año	Lactato de Etilo (Toneladas/año)
2018	21106
2019	21438
2020	21771
2021	22103
2022	22436
2023	22768
2024	23101
2025	23434
2026	23766
2027	24099
2028	24431

Tabla 3. 4 Estimación de la capacidad instalada de la planta de LE.



3.4. Mercado de las materias primas

3.4.1. Bioetanol

La industria del Bioetanol en base a maíz en Argentina ha tenido un importante crecimiento a partir del año 2012, como consecuencia del corte obligatorio de las naftas con etanol dispuesto por el Gobierno Nacional para el parque automotor.

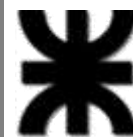
En la actualidad funcionan en nuestro país seis empresas con una capacidad de producción teórica conjunta que estaría ascendiendo a 517.500 metros cúbicos de etanol por año (Tabla 3.5). La empresa que mayor capacidad de producción anual registra en nuestro país es ProMaiz S.A., cuyos titulares son Aceitera General Deheza S.A. y Bunge Argentina S.A. Está en condiciones de producir 135.000 metros cúbicos de etanol por año. Le sigue ACA Bio de la Asociación de Cooperativas Argentina con una capacidad de 125.000 metros cúbicos de etanol/año. En tercer y cuarto lugar se ubican Diaser (provincia de San Luis) y Bio 4 (en la provincia de Córdoba) con 82.500 y 82.000 metros cúbicos de capacidad de producción anual de etanol, respectivamente.

Empresas	Localidad	Provincia	Capacidad de producción de etanol (m ³ /año)	Coefficiente de consumo según MINAGRI (Tn de maíz usadas para obtener un m ³ de etanol)	Toneladas teóricas a procesar de maíz en el año
Promaiz	Alejandro Roca	Córdoba	135.000	2,5	337.500
ACA Bio	Villa María	Córdoba	125.000	2,5	312.500
Diaser	Villa Mercedes	San Luis	82.500	2,5	206.250
BIO 4	Río Cuarto	Córdoba	82.000	2,5	205.000
Vicentín	Avellaneda	Santa Fe	60.000	2,5	150.000
Porta Hermanos	Córdoba	Córdoba	33.000	2,5	82.500
Capacidad de producción teórica total			517.500		1.293.750

Tabla 3. 5 Capacidad de producción teórica de las plantas industriales de bioetanol en base a maíz hasta enero de 2015. Fuente: Bolsa de comercio Rosario.

En orden cronológico, la primera planta que empezó a operar en Argentina fue la fábrica de "Bio4" en Río Cuarto, Provincia de Córdoba en el año 2012. Al año siguiente, 2013, se incorporó la producción de las plantas de Vicentín en Avellaneda (Provincia de Santa Fe) y "Promaiz", localizada en Alejandro Roca, Departamento Juárez Celman, en la zona centro-sur de la provincia de Córdoba. En el 2014 se produjo la entrada al mercado de las fábricas de "ACA Bio" en Villa María (Provincia de Córdoba) y "Diaser" en la provincia de San Luis (Bolsa de comercio de Rosario, 2015).

Ademas de la produccion de bioetanol a base de maiz, se puede encontrar otra fuente de materia prima para este producto como la caña de azucar, con los datos adjuntos (Tabla 3.6) se puede ver como una parte significativa de BE proviene de la misma.



PERÍODO	BIOETANOL TOTAL		BE DE CAÑA DE MAÍZ		BE DE CAÑA DE AZÚCAR	
	PRODUCCIÓN	VENTAS TOTALES	PRODUCCIÓN	VENTAS TOTALES	PRODUCCIÓN	VENTAS TOTALES
2009	23.297	2.664	0	0	23.297	2.664
2010	124.930	117.806	0	0	124.930	117.806
2011	173.623	165.392	0	0	173.623	165.392
2012	250.489	237.843	20.500	17.395	229.989	220.448
2013	472.380	474.752	167.594	169.143	304.786	305.609
2014	671.121	663.102	371.257	364.900	299.864	298.202
2015	815.408	803.639	479.265	475.570	336.144	328.069

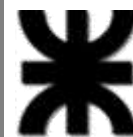
Tabla 3. 6 Producción de BE. Fuente: Ministerio de energía y minería.

En 2016, el departamento de agricultura de Estados Unidos (USDA) espera que la industria azucarera argentina provea la mitad de la producción de bioetanol, en tanto que las fábricas que utilizan maíz generarían el 50% restante. La industria de etanol en base a caña de azúcar está localizada en las provincias del noroeste argentino, mientras que la mayoría de las plantas de etanol en base a granos están situadas en la parte central del país, donde está localizada la siembra y cosecha de maíz. Dado que el área del Noroeste está distante de los puertos de Rosario, los costos del flete tienen un significativo impacto en los precios recibidos por los productores de BE a partir de caña de azúcar (Bolsa de comercio de Rosario, 2015).

Se va a proceder a realizar una proyección a futuro de los 10 años en los que consta el proyecto para revisar si la disponibilidad de BE como materia prima va a ser la indicada para mencionado proyecto (Gráfico 3.11).

A continuación (Tabla 3.7) se muestra tanto la producción del BE proveniente de ambos precursores, como así también el consumo para las distintas industrias, cuya diferencia va a indicar el stock final o disponibilidad que queda inutilizado, del cual se va a disponer para la producción del LE.

Además también se muestran las capacidades instaladas de las plantas en aumento (Gráfico 3.10) y los porcentajes utilizados sobre la totalidad de la capacidad instalada de todas las plantas productoras, cuyo margen también es auspicioso para, en el caso de necesitar más BE para el proyecto de LE, todavía existe dicho margen para poder producirlo, aunque se debe remarcar que cada vez es menor.



Etanol (millones de litros)										
Variable	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015 /1	2016 /1
Stock Inicial	0	0	0	20	24	28	48	48	55	55
Producción	0	0	23	122	170	253	475	670	800	900
Importaciones	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Exportaciones	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Consumo doméstico	0	0	3	118	166	238	475	663	800	900
Stock Final	0	0	20	24	28	48	48	55	55	55
Capacidad de Producción teórica de etanol										
Cantidad de plantas	0	0	3	9	9	11	12	14	14	14
Capacidad total (M litros)	0	0	120	215	355	600	680	880	950	1.000
Uso de la capacidad (%)			19%	57%	48%	42%	70%	76%	84%	90%

Tabla 3. 7 BE utilizado como combustible y en otras industrias químicas. Fuente: Departamento de agricultura de EEUU.

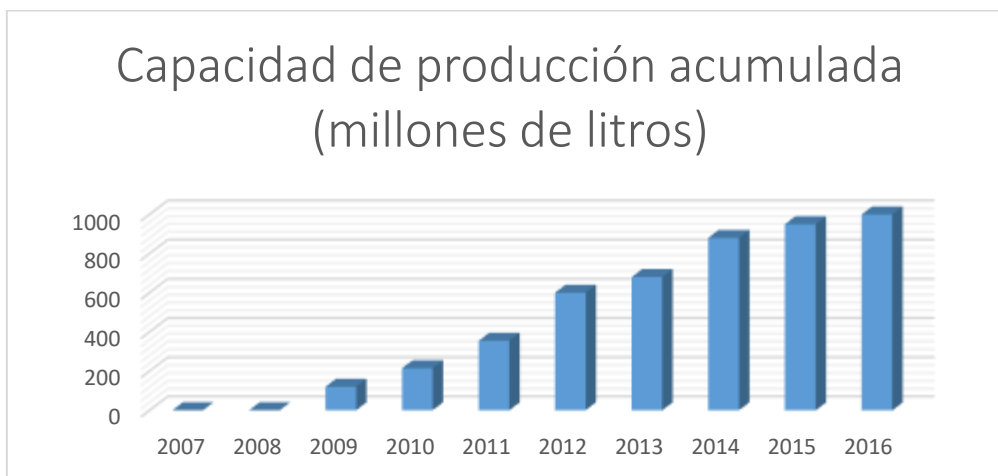


Gráfico 3. 10 Capacidad de producción acumulada. Fuente: Departamento de agricultura de EEUU.

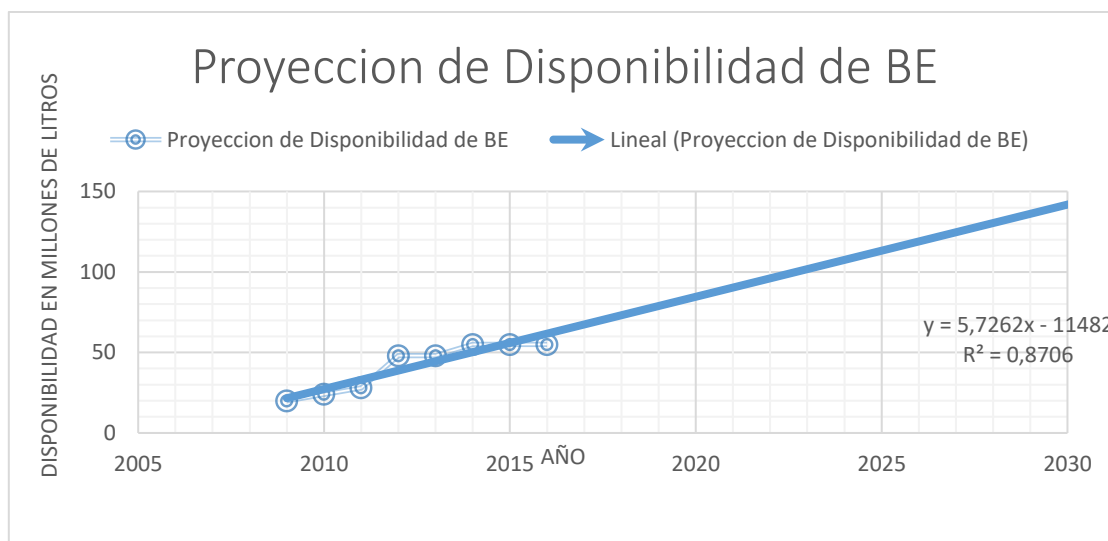
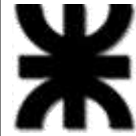


Gráfico 3. 11 Disponibilidad de bioetanol. Fuente: Departamento de agricultura de EEUU.



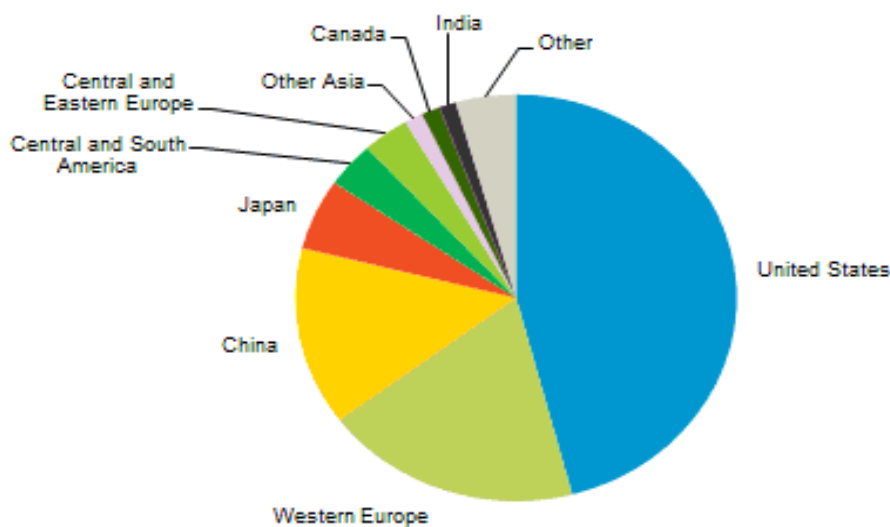
En el grafico se puede ver como la disponibilidad del BE va en aumento progresivo, el cual se ajusta a la ecuación $y = 5.7262 * x - 11482$ por lo que se puede prever que la proyección hacia el año 2028 va a aumentar hasta 130 millones de litros aproximadamente con una confiabilidad del 87.06 %.

3.4.2. Ácido láctico

Históricamente el uso del ácido láctico ha incrementado como intermediario en procesos químicos específicos y de aplicabilidad en sectores alimenticios, farmacéuticos y biotecnológicos a tal punto que puede ser catalogado como commodity (producto cuyo valor viene dado por el derecho del propietario a comerciar con él, no por el derecho a usarlo) en la actualidad, con una tendencia clara al incremento de su uso y producción.

En la actualidad y como se presenta en el grafico el consumo de ácido láctico está liderado por Estados Unidos debido a su fuerte inversión en el desarrollo de materiales poliméricos biodegradables como el ácido poli láctico (PLA), usado en su mayoría para el empaquetamiento de alimento. Europa occidental es el segundo consumidor más grande, su uso se extiende a la parte de comidas y bebidas, aunque también han incursionado en el desarrollo tecnológico del PLA, ésta es limitada y deben importar la materia prima para satisfacer la demanda.

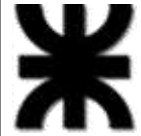
En China (el tercer mayor consumidor de ácido láctico) el uso del componente tiene mayor incidencia en los sectores de alimentos y bebidas, siendo un componente funcional utilizado como acidulante y conservante respectivamente. A su vez, China es uno de los más grandes exportadores de PLA del mundo. Se prevé que el consumo de ácido láctico incremente significativamente, con una tasa de más del 6% anual desde el 2015 al 2020.



Source: IHS

© 2015 IHS

Gráfico 3. 12 consumidores de ácido láctico. Fuente: IHS markit.



La proyección del mercado para el consumo de ácido láctico en el mundo se muestra en el gráfico. Tal como lo expresa la publicación realizada por Markets and markets, en el año de 2015 el mercado del ácido láctico registra movimientos de USD 1.628 Billones, liderado por Norte América y seguido por Europa. Sin embargo, para el año 2020 se proyecta a alcanzar un monto de USD 3.82 billones con una gran demanda por parte de la región de Asia.

La tendencia de producción de Ácido poli láctico está en crecimiento teniendo en cuenta que empresas como Corbion anuncian la intención de ascender su capacidad de producción mediante la construcción de una planta con capacidad de 75.000 toneladas por año en Tailandia. Se prevé que la producción de PLA para el año 2025 sea de 600.000 toneladas por año, lo que abre el mercado para el ácido láctico (IHS Markit; Markets & markets, 2015).

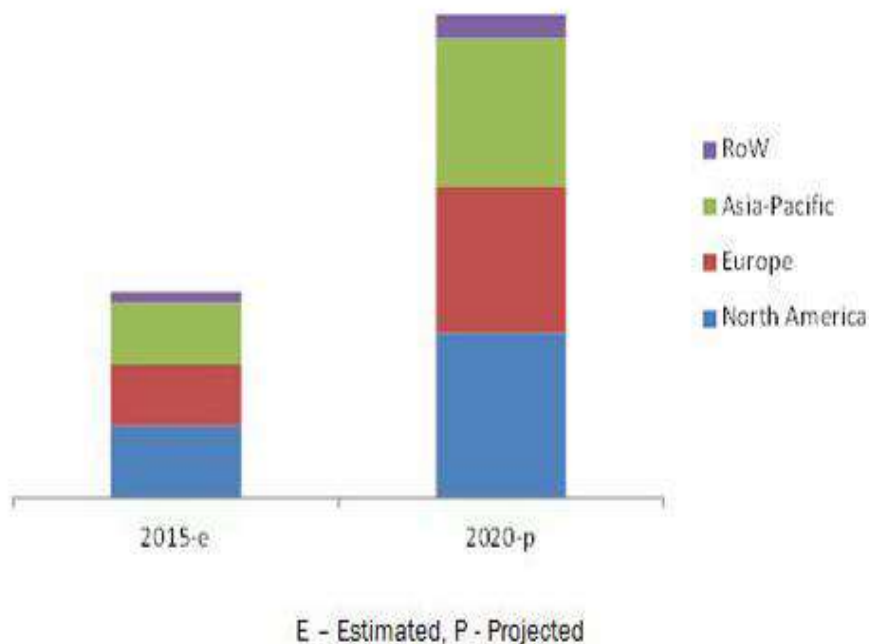
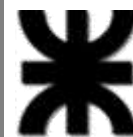


Gráfico 3. 13 Proyección de producción mundial de PLA. Fuente: Markets and markets.

El ácido láctico como materia prima para la producción de LE va a ser importado, ya que no existe ninguna planta productora en el país. A continuación (Tabla 3.8) se van a detallar los diferentes y más importantes proveedores argentinos posibles y sus respectivas localizaciones.



Proveedor	Localización
<i>Química Agro industrial NEO</i>	<i>Santa Fe – Santa Fe</i>
<i>Ghemit Argentina</i>	<i>Monte Castro - Bs As</i>
<i>Central Química Argentina SA</i>	<i>Moreno - Bs As</i>
<i>Inmobal Nutrer</i>	<i>Avellaneda - Bs As</i>
<i>Lampex S.A</i>	<i>CABA – Bs As</i>
<i>Marpaq</i>	<i>Lanús Este - Bs As</i>
<i>Drogueria Prest SA</i>	<i>Capital Federal – Bs As</i>

Tabla 3. 8 Proveedores de ácido de láctico

Más adelante se va a proceder a determinar cuál va a ser el proveedor correspondiendo a la localización de la planta productora de LE, por lo que este también va a ser un motivo de ponderación para definirla.

3.5. Análisis FODA

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

A continuación se presenta una planilla FODA del producto lactato de etilo con su respectivo análisis.

FORTALEZAS

- El LE es empleado en una amplia gama de productos por las industrias, lo que hace que su comercialización sea más simple.
- Se espera que el mercado de los derivados de LE tengan un mercado crecimiento y estable en el período de tiempo estudiado.
- El LE al ser un sustituto de los solventes tradicionales, abarcaría parte del mercado insatisfecho en el periodo de tiempo estudiado.
- Mercado regional a escala (Mercosur).
- La tecnología y el know how tiene buenas posibilidades de acceso.
- Materias primas basadas en biomasa generando ventajas de disponibilidad en el presente y a futuro.
- Modernidad de las instalaciones productivas, permitiendo un menor consumo de energía y por lo cual un ahorro de la misma, en comparación los procesos tradicionales.



- Se obtendrá un producto de fuentes renovables que competirá contra el mismo producto obtenido de fuentes no renovables.
- Posibilidad de anexar a una planta de bioetanol existente.

OPORTUNIDADES

- Única industria del tipo en el país.
- Auge del consumo de productos biotecnológicos y verdes, con la utilización de materias primas renovables.
- Posibilidad de asociación con proveedores de materia prima.
- Es un producto bio-based lo cual ofrece la oportunidad de ser insertado en mercados que exigen estos productos, sustituyendo los solventes derivados del petróleo.
- Políticas activas del Ministerio de Agroindustria como la creación del programa de fomento de la bioeconomía.
- A nivel internacional, Agencia de Protección Ambiental (EPA) y la Agencia Europea de Sustancia y Preparados Químicos apoyan el uso de estos.
- Los análisis realizados arrojan la oportunidad de montar una industria que logre ser rentable y atractiva para los inversores.

DEBILIDADES

- Imposición del producto en el mercado nacional y falta de experiencia de la industria en Argentina.
- Falta de recursos tecnológicos y personal capacitado para la producción del LE en nuestro país.
- Elevado costo de producción en la actualidad en comparación con los solventes tradicionales.
- Una de las materias primas necesarias (bioetanol) está dirigida mayoritariamente a los cortes de nafta.
- Valor agregado de una de las materias primas (Ácido Láctico) por la importación.

**AMENAZAS**

- Competencia de las industrias extranjeras del primer mundo que satisfacen gran parte del mercado mundial; Como Estados Unidos, Alemania, Japón, China, India, Reino Unido y Holanda.
- Inestabilidad de la economía nacional.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



CAPÍTULO IV – LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN

FERRERI, FEDERICO

LANFRANGO, FABIÁN

2018



4. Localización óptima de la planta

4.1. Introducción

La elección de la localización de la planta constituye un factor clave para su posterior éxito. Esta etapa es de suma importancia, ya que el correcto emplazamiento de la misma contribuye en mayor medida a que se logre la mayor tasa de rentabilidad sobre el capital (criterio privado), u obtener el costo unitario mínimo (criterio social) (Baca, 2001).

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

- a. Localización de las fuentes de abastecimiento de materias primas
- b. Localización de los clientes o compradores
- c. Localización de la competencia
- d. Mano de obra calificada
- e. Calidad de vida
- f. Acceso a los suministros y servicios básicos
- g. Medios de transporte
- h. Condiciones climatológicas de la zona
- i. Marco jurídico
- j. Impuestos y servicios públicos
- k. Acceso al terreno y construcción

4.2 Macro-localización

Consiste en la selección de la región o zona más adecuada, evaluando las regiones que preliminarmente presenten ciertas ventajas para la industria (Baca, 2001). El producto a desarrollar está pensado para su comercialización dentro del territorio argentino, tiene aplicabilidad en zonas industriales (pintureras, plásticas, solventes, etc.), por lo que la macro-localización se buscará la cercanía a las mismas.

En la región centro se encuentra la mayor parte de los establecimientos y existencia de utilización de solventes en procesos en el país, siguiendo en importancia la región de cuyo. En la siguiente figura (Figura 4.1) se puede observar que la mayor concentración de industrias petroquímicas están en las provincias de Buenos Aires y Santa Fe, y en menor medida Córdoba, Mendoza y Neuquén.

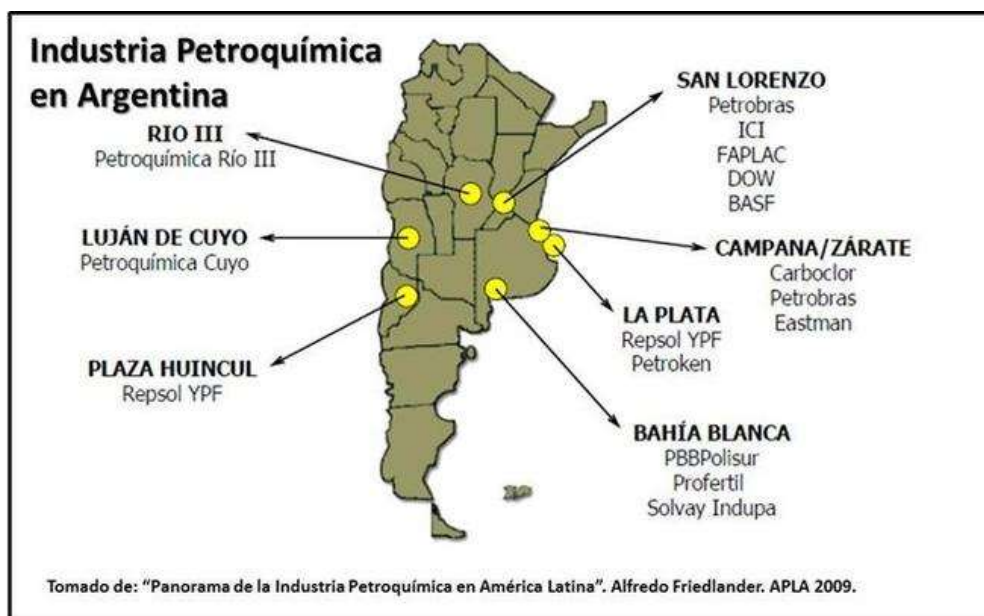


Figura 4. 1 Distribución de las industrias petroquímicas en el país. Fuente: (Friedlander, 2009).

Teniendo noción de los altos costos que representa el transporte terrestre en Argentina, se analiza si es necesario que la planta de producción se encuentre cercana a un puerto, debido a que el AL y el Amberlyst 15® deben ser importados, o en la región centro debido a las plantas productoras de etanol.

El ácido láctico, como mencionamos anteriormente, es una materia prima que se importa ya que no hay en Argentina una fábrica que produzca a volúmenes considerables. El mismo, se transportaría a fábrica en estado sólido, reduciendo así el volumen a transportar y los costos de transportes lo menor posible.

El Amberlyst 15® también se importa, pero en este caso la resina se importa de a una tonelada cada 3 años, que es el tiempo adecuado de reemplazo. Por lo que no tiene un peso específico a la hora de determinar la ubicación de la planta por su transporte en sí.

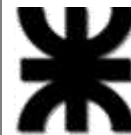
El bioetanol, por su parte, cuenta con una gran producción nacional y debido a que en su mayoría están en la región centro del país y los volúmenes que se manejan son mayores que los del ácido láctico, se tomará como la materia prima con mayor peso específico a la hora de transportarla.

Teniendo en cuenta lo mencionado con anterioridad, hay dos zonas de producción de bioetanol, las cuales se diferencian por la materia prima utilizada, la zona Centro (Córdoba, San Luis y Santa Fe) que utilizan como materia prima maíz; y la zona NOA (Tucumán y Salta) que utilizan como materia prima caña de azúcar. Partiendo de la idea de reducir los costos de transporte al mínimo y que son de mayor capacidad, se opta por las industrias de la zona centro (Figura 4.2) siendo en Córdoba (3), San Luis (1) y Santa Fe (1).

Asumiendo lo anterior, la macro-localización elegida para la fábrica es la provincia de Córdoba, dado que concuerdan en ella, cercanía a materias primas y al mercado consumidor del Lactato (LE).



Figura 4. 2 Zonas de producción de bioetanol. Fuente: (IPA, 2014).



4.3. Micro-localización

Consiste en la selección específica del sitio o terreno que se encuentra en la región que ha sido evaluada como la más conveniente. Entre las distintas alternativas para el emplazamiento de la fábrica se tienen zonas, áreas y parques industriales (Baca, 2001).

Las zonas industriales son extensiones de tierra dotadas de infraestructura, localizadas en armonía con los planes de desarrollo urbano locales y con el medio ambiente, y aptas para la radicación de instalaciones industriales. La ubicación debería ser suburbana para asegurar el cumplimiento de las condiciones necesarias para la producción. No se requieren normativas específicas provinciales y nacionales, pero si las propias del distrito en el cual se desarrolle, y por lo tanto no tiene beneficios implícitos.

Áreas industriales se denominan a los terrenos urbanizados y subdivididos en parcelas, dotados de infraestructura y servicios públicos, y con servicios e instalaciones comunes necesarias para el establecimiento de plantas industriales. Al estar reguladas por normas provinciales y nacionales, precisan de una autorización provincial para funcionar. Además, exige la conformación de un consorcio de administración.

Los Parques Industriales suponen extensiones de terreno destinadas al asentamiento de industrias, cuyo espacio físico e infraestructura están definidos de antemano al igual que en las áreas, pero que cuentan con servicios comunes a todas las industrias radicadas, y reglamento interno, con un ente administrador organizador y con funciones de control. Los servicios que se brindan colaboran con el desarrollo de las actividades industriales, como ser: tratamientos de efluentes, captación y distribución de agua, sala de primeros auxilios, servicios bancarios, correos, comunicaciones, etc.

Considerando las ventajas que se obtienen al emplazar la industria en un parque industrial y el gran costo que genera transportar el bioetanol (1.29 U\$/km aproximadamente), se analizarán los parques industriales que se encuentran en la cercanía de las plantas industriales de EtOH de la provincia de Córdoba.

En esta provincia existen catorce parques industriales los cuales se ubican en las urbes más pobladas. Teniendo en cuenta esto y las parcelas y servicios que se ofrecen, sumado a la cercanía de las fábricas ACA Bio, Bio 4 y ProMaiz, se opta por analizar los parques industriales (Figura 4.3) de las ciudades de Villa María, Río Cuarto y Alejandro Roca (este no tiene parque industrial).

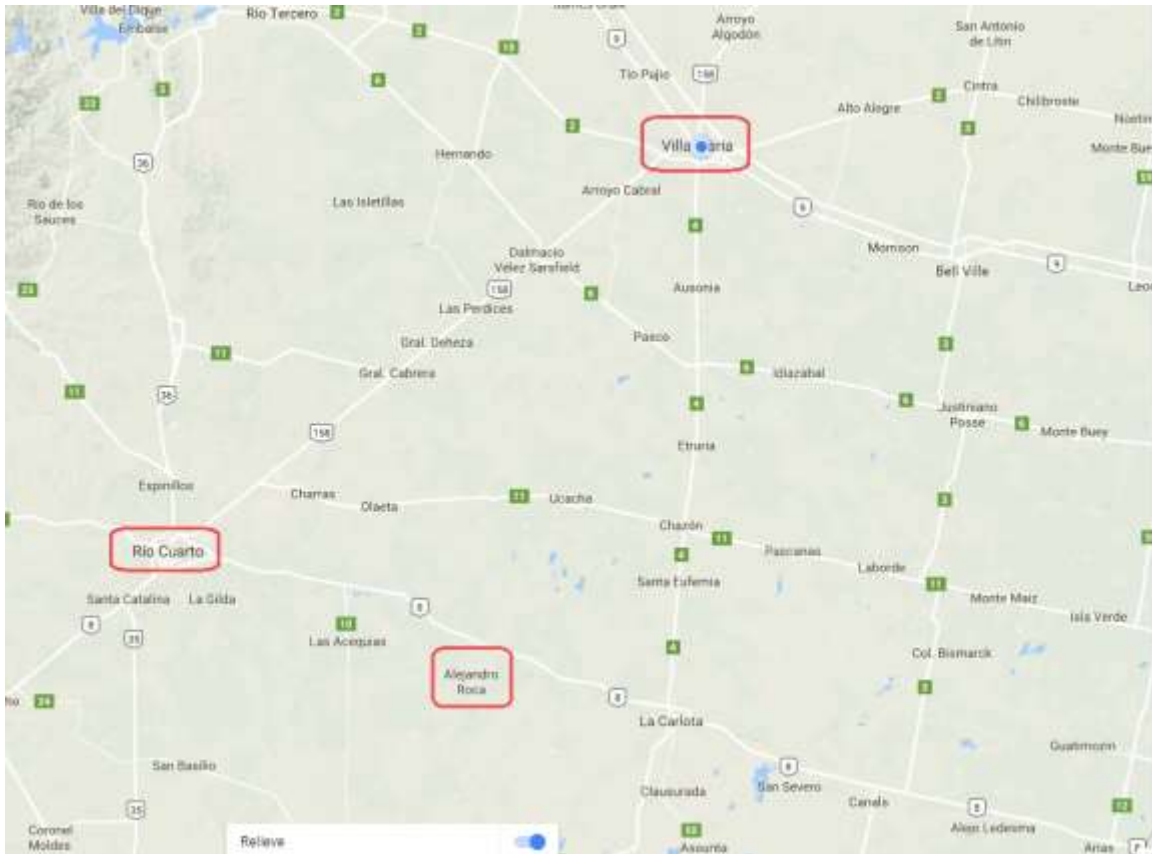


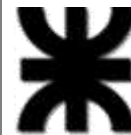
Figura 4. 3 Localización de los parques industriales. Fuente: elaboración propia.

4.3.1 Método de Ponderaciones

Consiste en asignar factores cuantitativos a una serie de factores que se consideran relevantes para la localización. Esto conduce a una comparación cuantitativa de diferentes sitios.

Distancia a las materias primas

Se considera el factor más importante, dado el elevado costo que presenta el transporte del bioetanol. El parque industrial de Villa María y la ciudad de Río Cuarto poseen una planta de bioetanol, mientras que en la ciudad de Alejandro Roca se localiza la planta pero sin la existencia de un parque industrial. A razón de esto se calificó como superior la Ciudad de Villa María ya que no solo posee la mayor capacidad operativa, sino que, es la planta que más cerca esta del parque industrial (Gobierno de Córdoba, 2017).



Distancia a mercados

Este factor afecta a los costos de distribución del producto. Teniendo en cuenta lo analizado en la sección anterior, es decir, la zona en que se utilizará el producto, recibe las tres alternativas aproximadamente la misma calificación, por encontrarse las mismas en la zona de consumo. Con respecto a la ponderación de la distancia a materia prima es menor, ya que a diferencia del bioetanol el lactato de etilo se puede transportar una leve mayor cantidad en relación con el volumen y una gran cantidad en relación al exceso de bioetanol utilizado en el proceso, siendo de esta manera el costo del flete menor. La ciudad de Villa María se calificó como superior ya que posee una salida a los mercados por vía terrestre más accesible que las demás ciudades, por la presencia de la autopista Córdoba – Rosario (Gobierno de Córdoba, 2017).

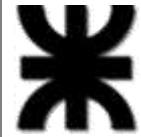
Mano de obra disponible

La calificación de este factor se ha analizado teniendo en cuenta el tamaño de población y el índice de desocupación (Tabla 4.1), los cuales se observan en la tabla. La ciudad de Río Cuarto es la que presenta mayor población y un índice de desocupación inferior a Villa María y Alejandro Roca, por lo cual no se podría asignar una calificación mayor que la ciudad de Villa María, pero si a Alejandro Roca.

Otro factor que se tiene en cuenta es la calidad de vida que ofrecen las dos ciudades más pobladas con respecto a la menor. Son la segunda y tercera ciudad de la provincia de Córdoba, una a costas del Río Cuarto y la otra del Río Tercero respectivamente. Dichas ciudades poseen en el ámbito académico todos los niveles educativos, teniendo en una la Universidad Nacional de Río Cuarto y en la otra la Universidad Nacional de Villa María y la Universidad Tecnológica Nacional - Facultad Regional Villa María; no así Alejandro Roca que solo posee hasta nivel secundario. Esto supone una ventaja a las ciudades de Villa María y Río Cuarto a la hora de conseguir mano de obra calificada. En la ciudad de Villa María existe un acuerdo de colaboración de trabajo con la Universidad Tecnológica Nacional y la Universidad Nacional de Villa María con la finalidad de que las empresas que se radiquen en el predio accedan a capacitación laboral, asesoramiento y servicio técnico, investigación aplicada y desarrollo tecnológico.

Ciudad	Habitantes (2012)	Índice de Desempleo
<i>Villa María (y Villa Nueva)</i>	99.368	9.3%
<i>Río Cuarto</i>	157.010	7.7%
<i>Alejandro Roca</i>	5.298	9.6%

Tabla 4. 1 Índice de desempleo por región. Fuente: (INDEC, 2015).



Costo de servicios e impuestos

Este punto abarca varios factores, entre ellos el costo del terreno, beneficios impositivos y crediticios. El análisis de este factor es de suma importancia, debido a que constituye un estímulo para la radicación de industrias. La provincia de Córdoba cuenta con una ley provincial de promoción industrial, que promueve la radicación de empresas en su territorio mediante los siguientes beneficios:

- Exenciones al pago de impuestos provinciales.
- Subsidio por cada nuevo trabajador que contraten por tiempo indeterminado.
- Subsidios al consumo de energía eléctrica incremental.
- Subsidios de hasta el 50 % de los honorarios del coordinador / gerente para grupos asociativos.
- Subsidio para la capacitación del personal.
- Asignaciones de partidas especiales para financiar o co-financiar proyectos de características innovadoras.

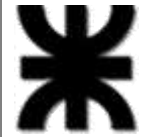
Además se otorga a las empresas promocionadas exenciones en:

- El impuesto a los Ingresos Brutos,
- El impuesto Inmobiliario
- El Impuesto de Sellos.

Las proporciones en la cual se otorgan los beneficios varían entre los 6 y los 14 años dependiendo de si es un establecimiento nuevo o existente y de las actividades industriales que realizan.

Las industrias instaladas en el parque industrial de la ciudad de Villa María cuentan, además, con los beneficios del orden municipal que prevé eximiciones sobre los siguientes tributos y derechos:

- Contribución general por el consumo de energía eléctrica, contemplada en el Título XIII, Art. 220 inciso a) de la Ordenanza General Impositiva N° 3155 y sus modificatorias.
- Contribución que incide sobre la actividad comercial, industrial y de servicios, prevista en el Título III en la Parte Especial, de la Ordenanza General Impositiva N° 3155 y sus modificatorias.



- Contribución por servicios relativos a la construcción de obras privadas, determinada en la parte especial, Título XII, de la Ordenanza General Impositiva N° 3155 y sus modificatorias.
- Tasas, sellados y derechos de construcción previstos en la Ordenanza tarifaria vigente y Ordenanzas especiales.

Por su lado el parque industrial de Rio Cuarto se encuentra distante de la planta de bio etanol (Bio4) por lo que no sería conveniente instalarla en dicho parque (Gobierno Municipal de Rio Cuarto, 2017). En el caso de Alejandro Roca, no posee parque industrial por lo que sería en un terreno lindero a la fábrica ProMaiz. De la misma manera en ambos casos se ven beneficiados por la ley de promoción industrial de la provincia de Córdoba.

Disponibilidad de Servicios

Este factor hace referencia a los servicios que tiene disponible cada parque industrial o zona aledaña a la fábrica de bioetanol y que son necesarios para el correcto desarrollo de la actividad. En los tres casos al estar en un parque industrial o en la zona lindera a la fábrica, poseerán más o menos los mismos servicios. Corriendo con ventaja Villa María por estar la fábrica al frente del parque industrial.

En la tabla (Tabla 4.2) se observa el puntaje que se la adjudicó a cada Parque industrial y a cada lote lindero a la fábrica de EtOH de cada ciudad, para los distintos factores y el puntaje final obtenido. El Parque Industrial que obtuvo mayor puntaje es el de la ciudad de Villa María, razón por la cual la empresa se emplazará en el mismo.



Criterio y Ponderación		Villa María				Rio Cuarto				Alejandro Roca	
		Parque Industrial		Terreno aledaño a la fábrica		Parque Industrial		Terreno aledaño a la fábrica			
Factores Relevantes	Ponderación	C	CP	C	CP	C	CP	C	CP	C	CP
Distancia a materias primas	0,3	8	2,4	9	2,7	6	1,8	7	2,1	9	2,7
Distancia a mercados	0,2	8	1,6	8	1,6	7	1,4	7	1,4	7	1,4
Mano de obra disponible	0,2	8	1,6	8	1,6	9	1,8	9	1,8	7	1,4
Costo de servicios e impuestos	0,2	9	1,8	8	1,6	8	1,6	8	1,6	8	1,6
Disponibilidad de servicios	0,1	9	0,9	7	0,7	9	0,9	7	0,7	7	0,7
Total	1	-	8,3	-	8,2	-	7,5	-	7,6	-	7,8

Tabla 4. 2 Ponderación de cada parque industrial. Fuente: elaboración propia.

4.4 Ubicación definitiva de la Planta

El parque Industrial de Villa María (Figura 4.4) se encuentra sobre la ruta nacional número 9 en el kilómetro 551, a 200 metros del cruce de la ruta provincial número 2, al este de dicha y ciudad aproximadamente a un km de su periferia y a 5 km del centro de Villa María. Además, se encuentra a 2 kilómetros de la fábrica Aca Bio; localizada en la intersección de la ruta provincial número 2 y la autopista nacional Córdoba – Rosario (Gobierno Municipal de Villa Maria, 2017).



Figura 4. 4 Ubicación de parque industrial Villa María. Fuente: (Google, 2017).

El Parque Industrial y Tecnológico de Villa María SEM, nace a partir de la creación de una Sociedad de Economía Mixta, en la cual el sector público y el sector privado, representado por AERCA, trabajan en conjunto para brindar disponibilidad de infraestructura y servicios comunes que faciliten el desarrollo de un polo industrial. Ya en el parque se encuentran instaladas varias empresas (Figura 4.5) y cabe destacar que estando ya loteada la mitad del parque, estos están en su mayoría vendidos.



Figura 4. 5 Empresas instaladas en el parque industrial. Fuente: (Google, 2017).

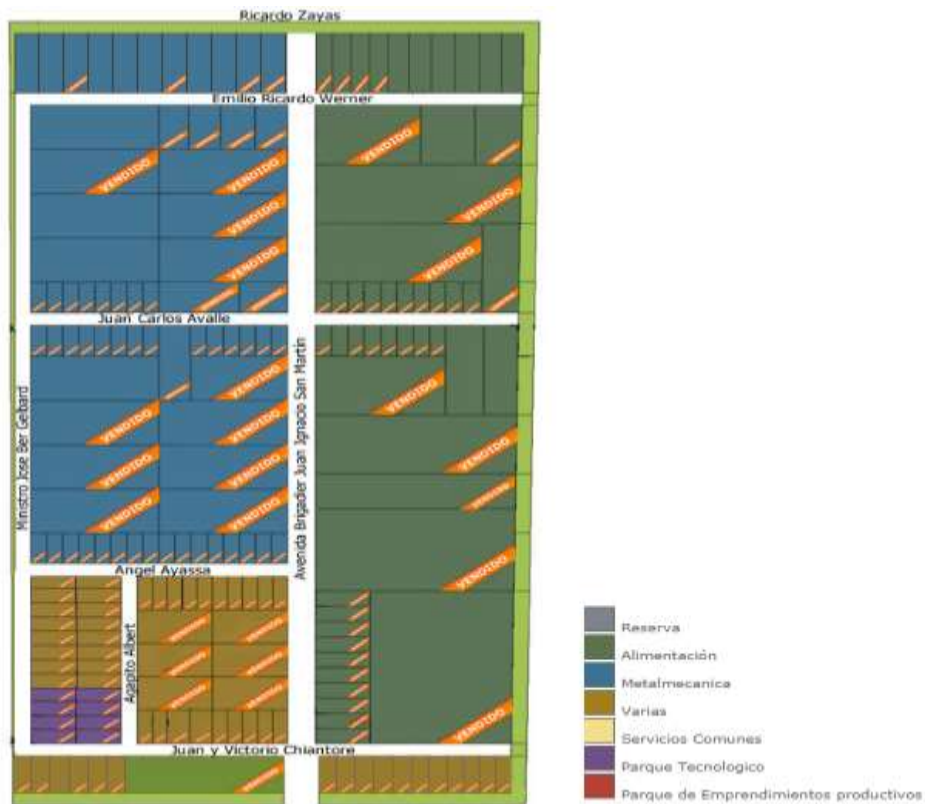


Figura 4. 6 Sectores loteados del parque industrial. Fuente: (Gobierno Municipal de Villa María, 2017)



4.4.1 Servicios e Infraestructura

El parque industrial cuenta con 84 hectáreas que posee cerco perimetral, casilla de ingreso, forestación del predio, subdivisión y mojones, además de un pórtico de ingreso. Cabe destacar que posee las siguientes infraestructuras (Gobierno Municipal de Villa Maria, 2017):

- Infraestructura de energía eléctrica
 - Red de alumbrado público
 - Red de electrificación de predio
 - ✓ Distribución en baja tensión
 - ✓ Distribución en media tensión
- Infraestructura de gas
 - Instalación de planta reductora de presión
 - Ramal de aproximación y alimentación
 - Red de distribución interna
- Infraestructura de agua y cloacas
 - Red de agua, distribución interna
 - Red de cloacas, distribución interna y conexiones
 - Bombeo e impulsión
- Infraestructura de telecomunicaciones
 - Sistema de telecomunicaciones
 - Sistema de video vigilancia
 - Tendido de triducto – Cruce de calzadas
- Puerto seco con aduana permanente
- Cordón cuenta y pavimento
- Centro logístico

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

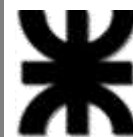


CAPÍTULO V – DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



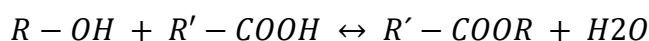
5. Descripción y selección de proceso

5.1. Introducción

En el presente capítulo se va a determinar el proceso adoptado para la producción de LE teniendo en cuenta aspectos económicos, energéticos, investigativos y de rendimiento del mismo. Para ello el capítulo va a contar con dos partes: en la primera, se realizará una revisión de la bibliografía existente para detallar todas las vías posibles para obtener y concentrar este producto; en la segunda, se analizarán las operaciones más factibles detalladas en la parte anterior y mediante diversos métodos se ponderarán aquellas que se consideren óptimas, y se confeccionará el diagrama de flujo del proceso completo.

5.1.1. Generalidades

La esterificación es un proceso en el cual se sintetiza un éster a partir de la reacción química de un ácido carboxílico y un alcohol (Clark, 2003).

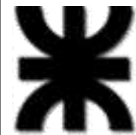


Ecuación 5. 1

La esterificación es un ejemplo típico de una reacción de equilibrio que produce agua como subproducto. La conversión es generalmente baja debido a los límites impuestos por el equilibrio termodinámico (Zeki, Al-Hassani, & Al-Jendeel, 2010). Para lograr un alto rendimiento del éster, se acostumbra conducir la posición del equilibrio hacia el lado del éster, ya sea usando un gran exceso de uno de los reactivos (por lo general el alcohol) o usando destilación reactiva para lograr la eliminación del producto (Benedict, Parulekar, & Tsai, 2003).

Las expresiones de velocidad para la esterificación homogénea y heterogénea se obtienen a partir de los datos experimentales utilizando ecuaciones diferenciales y métodos integrales (Benedict, Parulekar, & Tsai, 2003). La esterificación de ácidos carboxílicos con alcoholes ocurre con un grado moderado de espontaneidad intrínseca, en un amplio rango de temperaturas (valores de K_{eq} entre 1 y 5). Esta reacción requiere catálisis ácida específica y se considera que ocurre por medio de un mecanismo de segundo orden de reacción con respecto al alcohol (Carrillo, Camacho, & Rojas, 2006).

La catálisis es un fenómeno por el cual una reacción química es acelerada por una adición en pequeñas cantidades de una sustancia ajena a esta, llamado catalizador. Un catalizador adecuado puede mejorar la velocidad de una reacción termodinámicamente viable, sin embargo la estequiometría y el equilibrio termodinámico se mantienen invariables. La mayoría de los catalizadores son sólidos o líquidos, aunque también se pueden encontrar en forma gaseosa (Deutschmann, Knözinger, Kochloefl, & Turek, 2009). Una implicación muy importante de la catálisis heterogénea es que la velocidad de



reacción a la que transcurre el proceso puede incluir el efecto de la velocidad de los fenómenos de transferencia de masa entre fases. Aproximadamente, un 80% de los procesos catalíticos comerciales se basan en la catálisis heterogénea.

5.2. Descripción de procesos

5.2.1. Reactores multifuncionales

La forma convencional de producir lactato de etilo es en un reactor discontinuo, donde la reacción de esterificación entre etanol (usualmente en exceso) y ácido láctico se lleva a cabo hasta el equilibrio; Entonces la mezcla de equilibrio se alimenta a varias unidades de separación (principalmente etapas de destilación con alto gasto energético) con el fin de recuperar el lactato de etilo con la pureza deseada, eliminar el agua y reciclar el etanol y el ácido láctico no convertidos de vuelta al reactor. La desventaja de este proceso es en su economía, ya que representa altos costos de energía e inversión en varias unidades de reacción y separación. Una solución de ingeniería más factible para la producción de este tipo de compuestos que involucran reacciones limitadas de equilibrio está usando reactores multifuncionales, donde las etapas de reacción y separación se combinan en una sola unidad. Esta metodología de intensificación de procesos por integración de los mismos trae consigo ventajas significativas en comparación con el proceso convencional, ya que mejora la eficiencia energética (los mismos recursos se utilizan para realizar etapas de reacción y separación), lleva la conversión más allá del valor de equilibrio y da como resultado plantas de producción más compactas.

Algunos reactores multifuncionales ya fueron estudiados con el objetivo de la producción sostenible de lactato de etilo, que se presentan a continuación.

5.2.1.1. Reactores de membrana

El Laboratorio Nacional de Argonne patentó un proceso que consiste en un reactor acoplado con una unidad de membrana de pervaporación para la eliminación de agua, seguido por la separación de la mezcla de reacción en dos columnas de destilación consecutivas o, alternativamente, por varias etapas de pervaporación (Figura 5.1). Se informa que se obtuvo una conversión de ácido láctico de 99% y una pureza de lactato de etilo de 76%, para una relación molar inicial etanol / ácido láctico de 2: 1, una temperatura de reacción de 95 ° C, Una presión de vacío lateral inferior a 0,5 mbar y, como catalizador se utiliza una resina de intercambio iónico (Amberlyst XN-1010) al 10% de peso de ácido láctico.

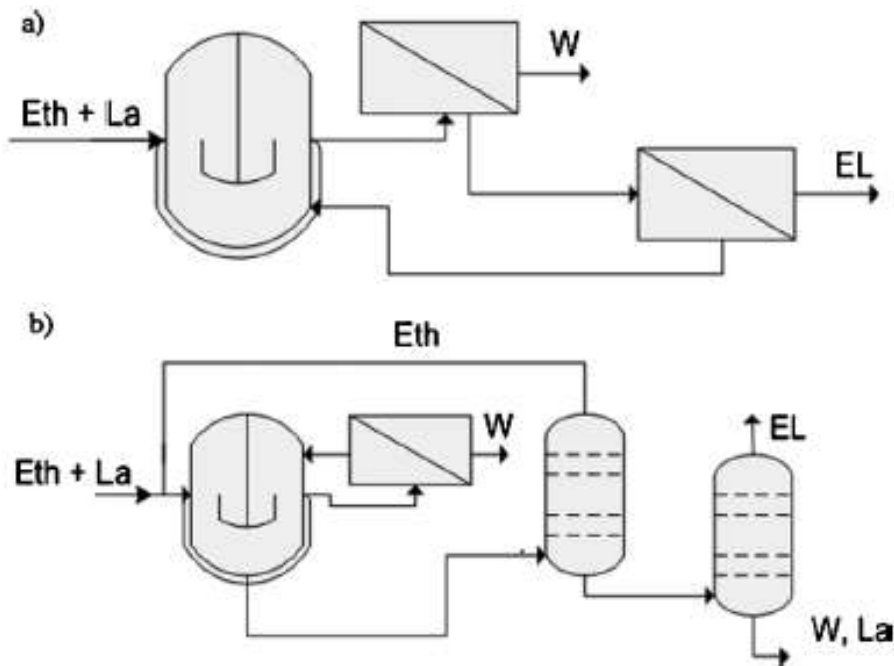


Figura 5. 1 Reactor acoplado con una unidad de membrana de pervaporación seguido por a) otra unidad de pervaporación; b) dos columnas de destilación. Fuente: (Pereira, 2011).

La síntesis de LE en los reactores de membrana de pervaporación y de permeación de vapores también fue estudiada por otros autores. Se adoptaron tres configuraciones diferentes (Figura 5.2): (I) reactor discontinuo, donde tiene lugar la reacción de esterificación, seguida de una membrana para la eliminación del agua, y reflujo del retenido al reactor; (II) membrana dentro de un reactor discontinuo y (III) un reactor continuo con membrana integrada, que consiste en una membrana tubular empaquetada con un catalizador heterogéneo (Amberlyst 15 húmedo). El tipo de membranas hidrófilas utilizadas fueron poliméricas y membranas híbridas orgánico-inorgánicas para la pervaporación y zeolitas para la permeación del vapor. En la tabla 5.1 se presenta un resumen de los resultados obtenidos para la síntesis de LE mediante reactores de membrana.

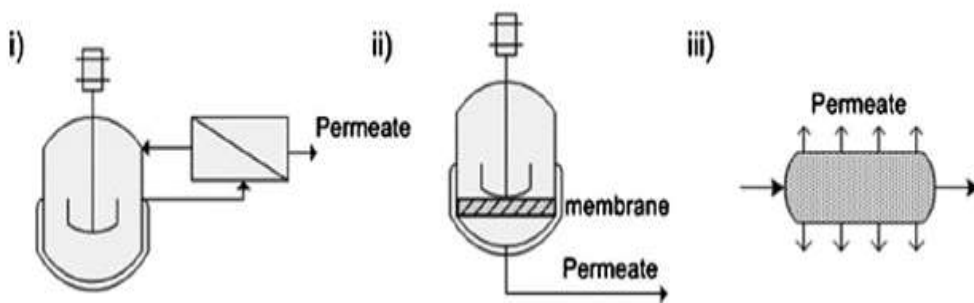


Figura 5. 2: Reactores de membrana de pervaporación: I) reactor discontinuo con unidad de pervaporación externo; II) reactor discontinuo con membrana interna; III) reactor continuo con membrana integrada. Fuente: (Pereira, 2011).

Refs.	Membrane	Temperature	Membrane water flux (kg m ⁻² h ⁻¹) ^a	Catalyst	Eth/La molar ratio	La Conversion	EL Purity
Rathin and Shih-Perng, 1998 ⁸¹	GFT PerVap 1005	95 °C	1.20	Amberlyst XN-1010	2.0	99%	76%
Jafar <i>et al.</i> , 2002 ⁸⁶	zeolite A	70 °C	0.18	<i>p</i> -toluene sulphonic acid	2.0	95%	—
Tanaka <i>et al.</i> , 2002 ²⁷	zeolite T	120 °C	0.33	Amberlyst 15	2.4	99%	—
Benedict <i>et al.</i> 2003, 2006 ^{62,82}	GFT PerVap 1005	95 °C	—	Amberlyst XN-1010	1.2	71% ^d	—
Budd, <i>et al.</i> , 2004 ⁸⁷	zeolite/polyelectrolyte multilayer	100 °C	0.60 ^b	<i>p</i> -toluenesulfonic acid	2.0	90%	—
Ma <i>et al.</i> , 2009 ⁸⁴	chitosan-TEOS	80 °C	0.19 ^c	Amberlyst 15	3.0	80% ^e	—
Pereira <i>et al.</i> , 2010 ⁸⁸	Microporous silica	70 °C	2.55	Amberlyst 15	1	98%	96%

Tabla 5. 1 Producción de LE por distintos tipos de reactores de membrana.
Fuente: (Pereira, 2011).

5.2.1.2. Destilación reactiva

La tecnología de destilación reactiva (RD), en la que la reacción se integra con la separación por destilación (Figura 5.3), fue implementada con éxito por Asthana y sus colaboradores. Para una temperatura de fondo de 128 °C y una alimentación que comprende una mezcla de etanol y una solución de ácido láctico al 88% en peso (relación molar etanol / ácido láctico de 3,6:1), obteniéndose una conversión de ácido láctico al 95% y 95% de Pureza de LE (base libre de etanol).

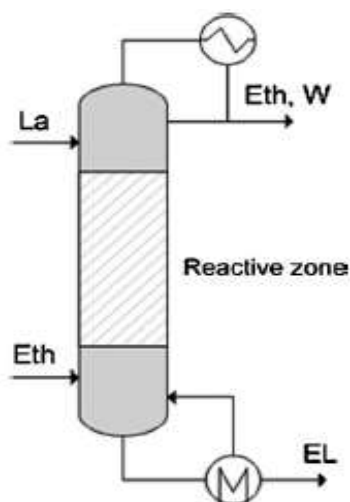
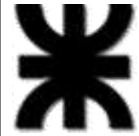


Figura 5. 3 Destilador reactivo para la producción de LE. Fuente (Pereira, 2011).

Este proceso también fue estudiado por Gao y sus compañeros de trabajo (Gao, Zhao, Zhou, & Huang, 2007); Sin embargo, cuando se usó una temperatura de fondo de aproximadamente 115 °C y una relación de alimentación de etanol a ácido láctico de 4:1, se alcanzó un rendimiento de lactato de etilo de sólo 53%.



En el estudio más reciente, se realizó un trabajo de simulación considerando la etapa de fermentación para la producción de ácido láctico a partir de sacarosa integrada con la síntesis de LE mediante tecnología RD.

5.2.1.3. Destilación semicontinua con membrana

Un nuevo procedimiento de destilación semicontinua (SD) fue propuesto por Adams y Seider, donde se usa una columna de destilación que interactúa con un recipiente intermedio, un reactor de tanque agitado continuo (CSTR) y una unidad de pervaporación. La reacción tiene lugar en el CSTR hasta que se alcanza el equilibrio, después la mezcla de reacción se mueve al recipiente intermedio que se integra con la columna de destilación, y se recarga el CSTR. El recipiente intermedio alimenta una mezcla de reacción a la columna de destilación, que recicla una corriente lateral. Durante el ciclo, el etanol y el agua se recogen en el destilado y se separan en una unidad de pervaporación usando una membrana hidrófila, que permite la ruptura del azeótropo etanol/agua. La corriente de retenido rica en etanol se vuelve a reciclar al CSTR. El ácido láctico se recoge en el fondo de la columna de destilación y también se recicla al CSTR a caudales decrecientes, aproximándose eventualmente al flujo cero, ya que se está consumiendo en la reacción. Durante este proceso, el agua, el etanol y el ácido láctico se eliminan del recipiente, y, por lo tanto, al final del ciclo, cuando los productos son recogidos, el recipiente intermedio contiene lactato de etilo altamente concentrado (Figura 5.4). Se demostró que el proceso SD es más factible, desde un punto de vista económico, que un proceso discontinuo tradicional o un proceso continuo, para un rango intermedio de producción de LE, sin embargo, para altas tasas de producción, el proceso continuo sigue siendo el más adecuado.

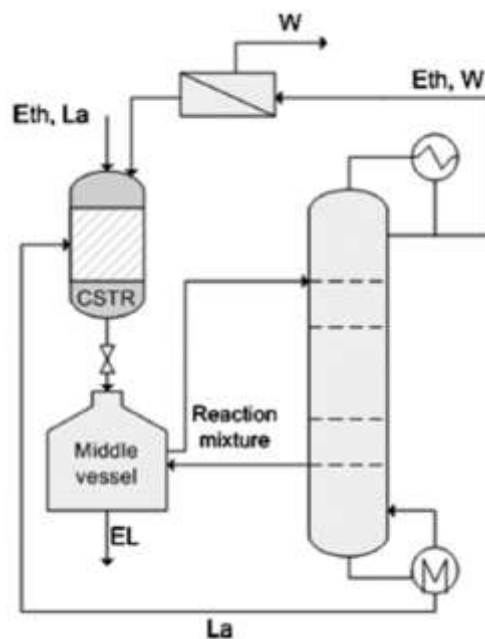
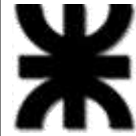


Figura 5. 4 Proceso semicontinuo para producción de LE. (Pereira, 2011).



5.2.1.4. Tecnologías basadas en reactores cromatográficos

El Simulated Moving Bed Reactor (SMBR), que combina la reacción química con la cromatografía continua a contracorriente, también se evaluó para la producción de LE. Se indica una productividad de 18,06 Kg de LE / (L adsorbente día), un consumo desorbente de 4,75 L Eth / Kg LE y una pureza del LE del 95% (base libre de etanol), cuando se utiliza esta tecnología a 50 °C, el etanol puro como desorbente y resina húmeda de Amberlyst-15 como catalizador y adsorbente selectivo para el agua (Figura 5.5). La máxima productividad alcanzada fue de 31,7 Kg LE / (L adsorbente día), pero fue acompañada por un alto consumo de etanol (7,6 L Eth / Kg LE), lo que implica corrientes de salida diluidas. En el SMBR se obtienen dos corrientes de salida diluidas en el desorbente utilizado: el extracto y el refinado, que requieren, por lo tanto, etapas de separación adicionales para su concentración.

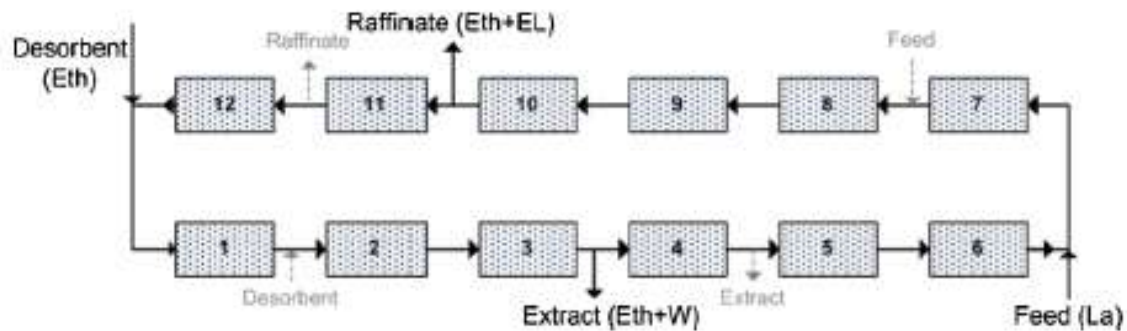


Figura 5. 5 Diagrama esquemático de las unidades SMBR (cada caja) con la configuración 3-3-4-2 aplicado a la síntesis de LE con columnas empacadas con catalizador Amberlyst-15. Fuente: (Pereira, 2011).

Con el fin de lograr una alta productividad de LE sin la penalización sobre el consumo de etanol (desorbente), el SMBR se integró con membranas hidrófilas (Figura 5.6), lo que dio lugar a una nueva tecnología híbrida; el Simulated Moving Bed Membrane Reactor (PermSMBR).

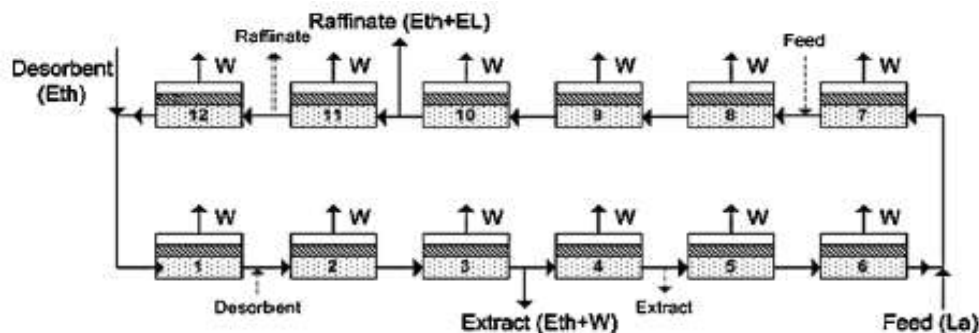


Figura 5. 6 Diagrama esquemático de las unidades PermSMBR (cada caja) con 4 secciones (configuración 3-3-4-2) aplicado a la síntesis de LE con columnas empacadas con catalizador Amberlyst-15.

El PermSMBR reveló un alto rendimiento con alta productividad y bajo consumo de disolventes, lo que demuestra este potencial tecnológico para la síntesis sostenible del LE incluso cuando se compara con otros procesos. Por ejemplo, para una productividad de alrededor de 16 Kg LE / (L resina día), a 50°C, el consumo de etanol en el SMBR es 165% más alto que en el PermSMBR. Para una productividad de aproximadamente 41 Kg LE / (L resinas día), el proceso RD desarrollado por Asthana (temperatura de fondo de 128 °C) requiere un 152% más de etanol que en el PermSMBR a 70°C. En todos los casos, se obtuvo una pureza de lactato de etilo del 95% (base libre de etanol). Sin embargo, debe mencionarse que una comparación equitativa entre estas tecnologías debe realizarse en términos de evaluación económica, donde se consideran los costos de capital y operativos.

En la Figura 5.7 se muestra una representación esquemática de una planta basada en PermSMBR para la producción de LE.

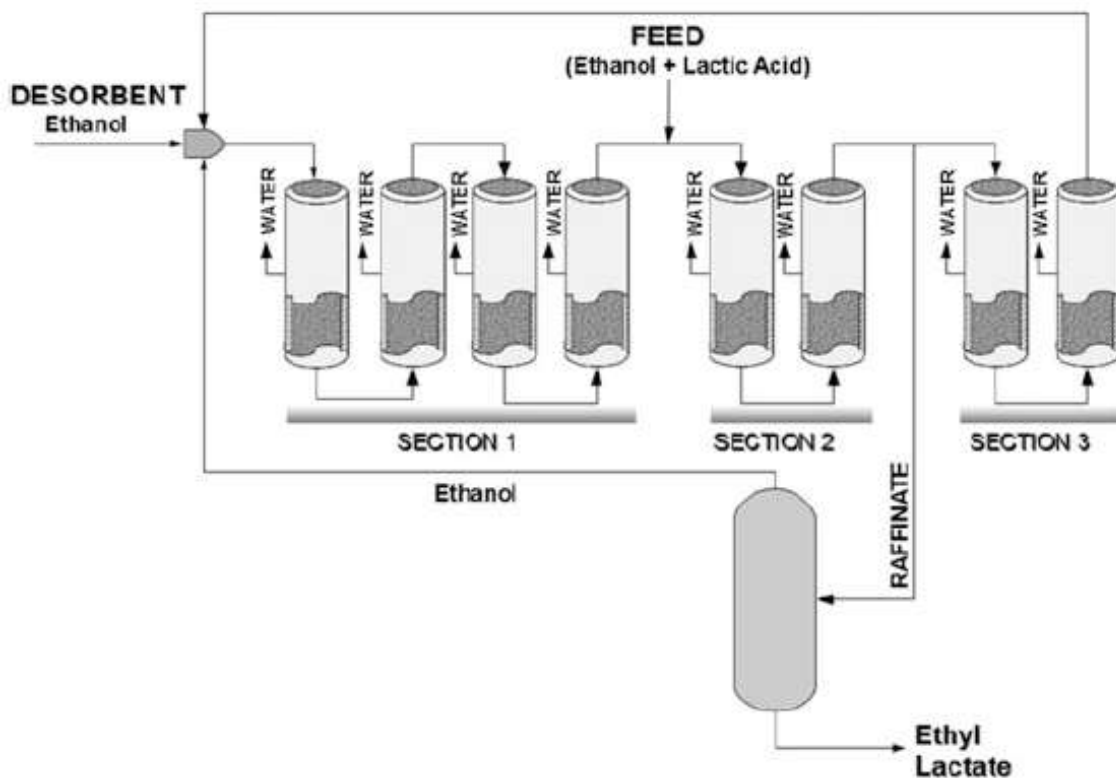
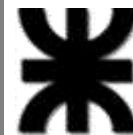


Figura 5. 7 Esquema de una planta productora de LE por PerSMBR. Fuente: (Pereira, 2011).



5.2.2. Reactor continuo (flujo pistón) seguido por tren de destilación

El reactor de flujo pistón también es conocido como reactor tubular o PFR, siglas en inglés plug flow reactor. En el reactor tubular, los reactivos se consumen continuamente a medida que avanzan en la longitud del reactor. Al modelarlo se asume que la concentración varía continuamente en la dirección axial a través del reactor. Consecuentemente, la velocidad de reacción también variará axialmente, puesto que es una función de la concentración excepto para reacciones de orden cero (Fogler, 2006).

El uso de ese tipo de reactores presenta varias ventajas adicionales, como la simplicidad para aportar o retirar el calor necesario para la reacción cuando se configura como un intercambiador de tubos y coraza, en donde el catalizador es ubicado dentro de los tubos, el medio reactivo fluye por los tubos, y el fluido de calentamiento o enfriamiento por la coraza (Couper, Penney, & Fair, 1988).

Los reactores tubulares pueden ser diseñados para resistir condiciones extremas (hasta 3000 bar y 900°C), ya que su geometría cilíndrica compensa esfuerzos y permite diseños que con pequeños espesores de pared alcanzan grandes resistencias mecánicas, por lo que, para condiciones de trabajo a altas presiones y temperaturas, suele ser más económico trabajar con reactores tubulares que con reactores de tanque agitado (Márquez, 2006).

Los productos de la reacción incluyen el LE que debe ser separado de la mezcla para ser comercializado, el EtOH y AL que no reaccionaron que pueden ser recirculados para ser aprovechados como reactivos, y el agua, como un subproducto (Figura 5.8). Este último componente no debe ser reincorporado al proceso, puesto que desplaza la reacción hacia la hidrólisis del LE. En orden descendente, la volatilidad de los componentes de la mezcla es: EtOH, agua, AL y LE.

Con el fin de separar los componentes y recircular los reactivos, se definió utilizar tres torres de destilación fraccionada en el proceso, que pueden ser tanto como de platos o de relleno según conveniencia económica, como se muestra a continuación:

a) La primera torre de destilación será utilizada para obtener EtOH y agua en la corriente de los destilados, y los demás componentes en la corriente de los fondos.

b) La segunda torre de destilación será utilizada para obtener EtOH a un grado azeotrópico en la corriente de los destilados y agua en la corriente de los fondos. La corriente del destilado será recirculada en el proceso.

c) La tercera torre de destilación será utilizada para obtener LE en la corriente de los destilados y AL en la corriente de fondo, que será recirculado en el proceso.

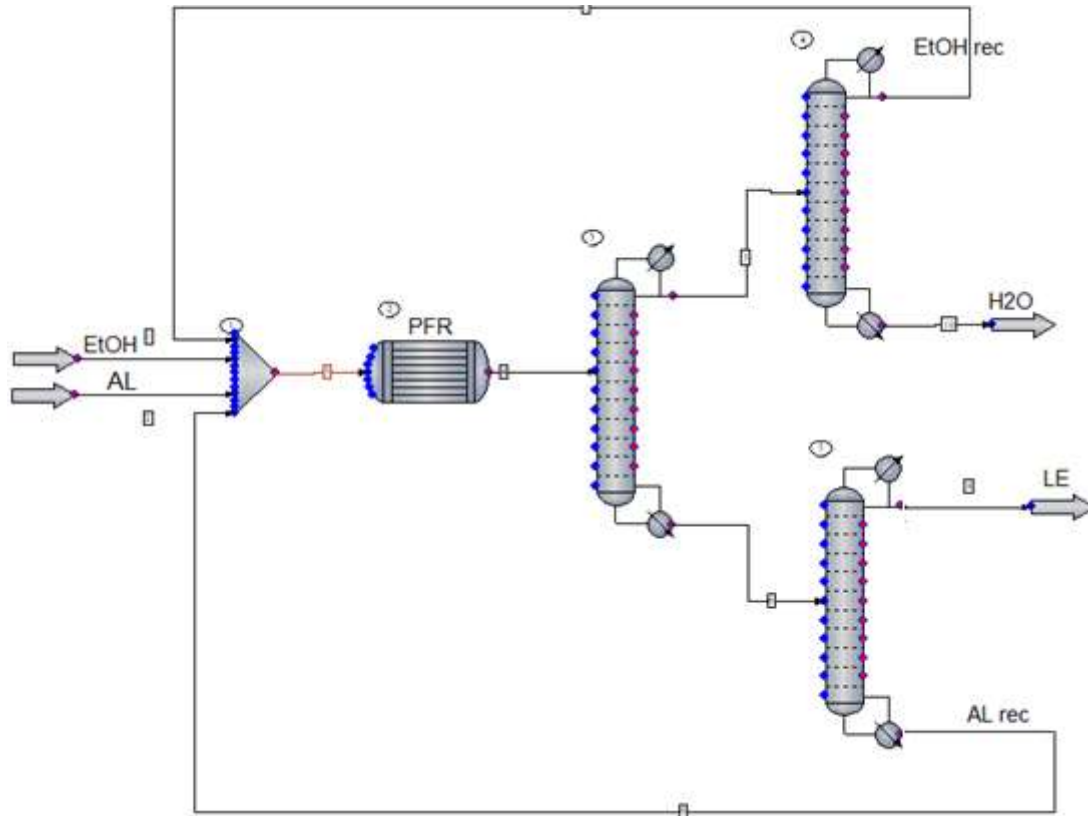
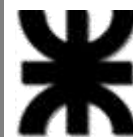


Figura 5. 8 Esquema reactor flujo pistón y tren de destilación. Fuente: Elaboración propia.

5.2.3. Reactor batch seguido por tren de destilación

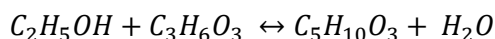
Un reactor batch es usado para probar procesos que no han sido totalmente desarrollados, para la manufactura de productos costosos y para procesos que son difíciles de convertir a operaciones continuas. Este tipo de reactor tiene la ventaja de alcanzar altas conversiones dejando los reactivos dentro del reactor por varios periodos de tiempo, pero también tienen la desventaja de tener altos costos de operación por lote, la variabilidad del producto de lote en lote, y la dificultad de la producción a gran escala (Fogler, 2006).

El proceso de concentración del producto y recuperado de los reactivos no reaccionantes se realiza con un tren de tres torres de destilación igual al mencionado anteriormente en la etapa post reactor continuo (Restrepo, Moreno, & Lozano, 2015) y su respectivo esquema también respeta las similitudes con el proceso continuo realizando la salvedad del reactor.



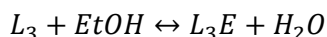
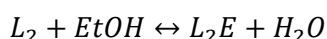
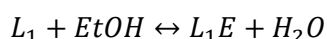
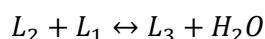
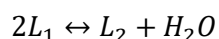
5.3. Selección de proceso

La vía convencional para producir lactato de etilo (LE) es la esterificación de ácido láctico (AL) con etanol (EtOH) catalizada por un catalizador ácido, de acuerdo con la reacción:



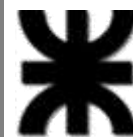
El uso de AL y EtOH como reactivos para la síntesis de LE tiene la ventaja de que ambos se producen a partir de recursos renovables (mediante procesos de fermentación de glucosa o de azúcar). El AL tiene un carácter bifuncional (contiene un grupo hidroxilo adyacente al ácido carboxílico) y por lo tanto sufre esterificación intermolecular en soluciones acuosas por encima del 20% en peso para formar un dímero lineal y ácidos ligómeros más altos. Un AL al 88% comprende 43,5% en moles de monómero (La1), 9,2% en moles de dímero (La2), 1,8% en moles de trímero (La3) y aproximadamente 45% en moles de agua. Por otra parte, una solución acuosa al 20% en peso de AL está constituida únicamente por monómero y agua, con un porcentaje molar de monómero de aproximadamente 5,6% en moles.

El grado de autoesterificación aumenta con el aumento de la concentración de ácido. Esto hace que el uso de AL sea difícil como reactivo para la síntesis de LE, ya que el uso de una alta concentración del ácido implica la presencia de oligómeros de ácido láctico durante la esterificación, que se convertirán en los ésteres correspondientes que sufren hidrólisis y transesterificación simultáneamente, dando lugar a una mezcla de monómero de ácido y éster y oligómeros:



El fenómeno de auto esterificación aumenta con la concentración del AL, lo cual complica el uso de éste como reactivo. En la reacción de esterificación con EtOH sus oligómeros reaccionan para formar polímeros de LE.

El LE monomérico, que es el producto deseado de la reacción, puede ser separado de la mezcla de sus oligómeros en procesos posteriores de separación. Sin embargo, la selectividad de la reacción disminuye a raíz de éstos. Los oligómeros de LE, aunque pueden usarse como plastificantes, aún no tienen un mercado específico (Ashtana, 2006).



El gráfico 5.1 muestra la relación entre la concentración másica del AL en solución acuosa, y el porcentaje de oligómeros en la solución.

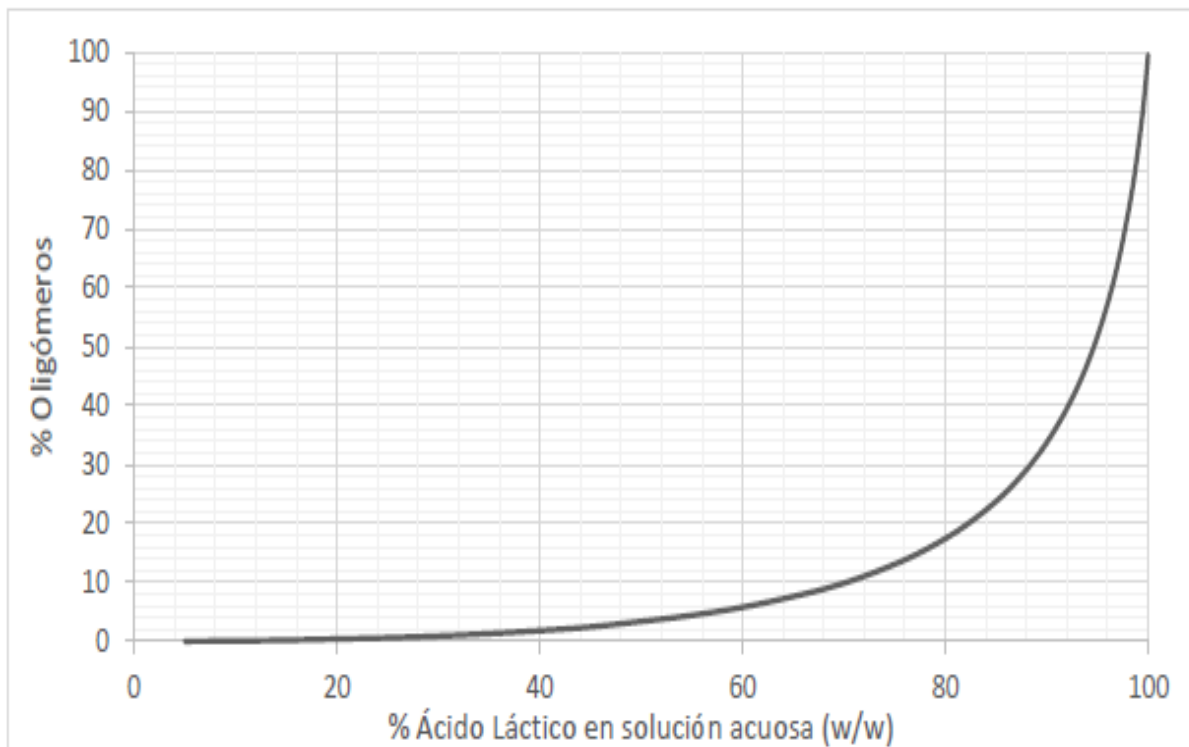


Gráfico 5. 1 Formación de oligómeros en soluciones acuosas de diferente concentración de AL.
Fuente: (Restrepo, Moreno, & Lozano, 2015).

El fenómeno de formación de oligómeros y polímeros de LE en la reacción de síntesis está presente debido a la naturaleza del AL. La cinética de la esterificación de los oligómeros del AL ha sido estudiada por Asthana, Vu, y Tanaka, (Ashtana, 2006), (Vu, y otros, 2005), (Tanaka, Yoshikawa, Ying, & Okamoto, 2002). Sin embargo, los modelos matemáticos que desarrollan en sus trabajos presentan grandes desviaciones respecto a los resultados experimentales en soluciones concentradas de AL, prediciendo valores muy superiores de concentración de oligómeros de AL y polímeros de LE en el equilibrio de la reacción. Estos autores atribuyen estas grandes desviaciones a la falta de datos reportados en la literatura de coeficientes de actividad y datos termodinámicos de los oligómeros del AL y polímeros de sus ésteres, como también a su correlación con el uso de catalizadores heterogéneos.

Existe un estado de transición en la reacción en el cual hay un aumento gradual de la concentración de LE monomérico, ya que hay diversas reacciones reversibles ocurriendo en las cuales el equilibrio se desplaza hacia la formación de AL monomérico y a continuación, la formación de LE monomérico. Es en esta etapa de transición, donde la concentración de oligómeros del AL disminuye mientras aumenta la concentración de LE monomérico.



Un exceso de 3:1 de EtOH en la esterificación conlleva a que, utilizando AL concentrado (88% p/p), la concentración de oligómeros y polímeros de LE sea menor al 0.4% mol/mol en el equilibrio de la reacción. Esto se debe a que el exceso de EtOH conlleva a una mayor formación de polímeros de LE que posteriormente se hidrolizan en oligómeros de AL, después en monómeros que finalmente reaccionan en LE monomérico. Cuando la reacción llega al equilibrio, la concentración final de oligómeros de AL y polímeros de LE es inferior al 0.4% mol/mol por lo tanto, la conversión en el equilibrio presenta resultados confiables, debido a la presencia despreciable de polímeros indeseados (Pereira, 2011).

En el gráfico 5.2 se muestra el comportamiento de la concentración de oligómeros y polímeros de LE en la reacción.

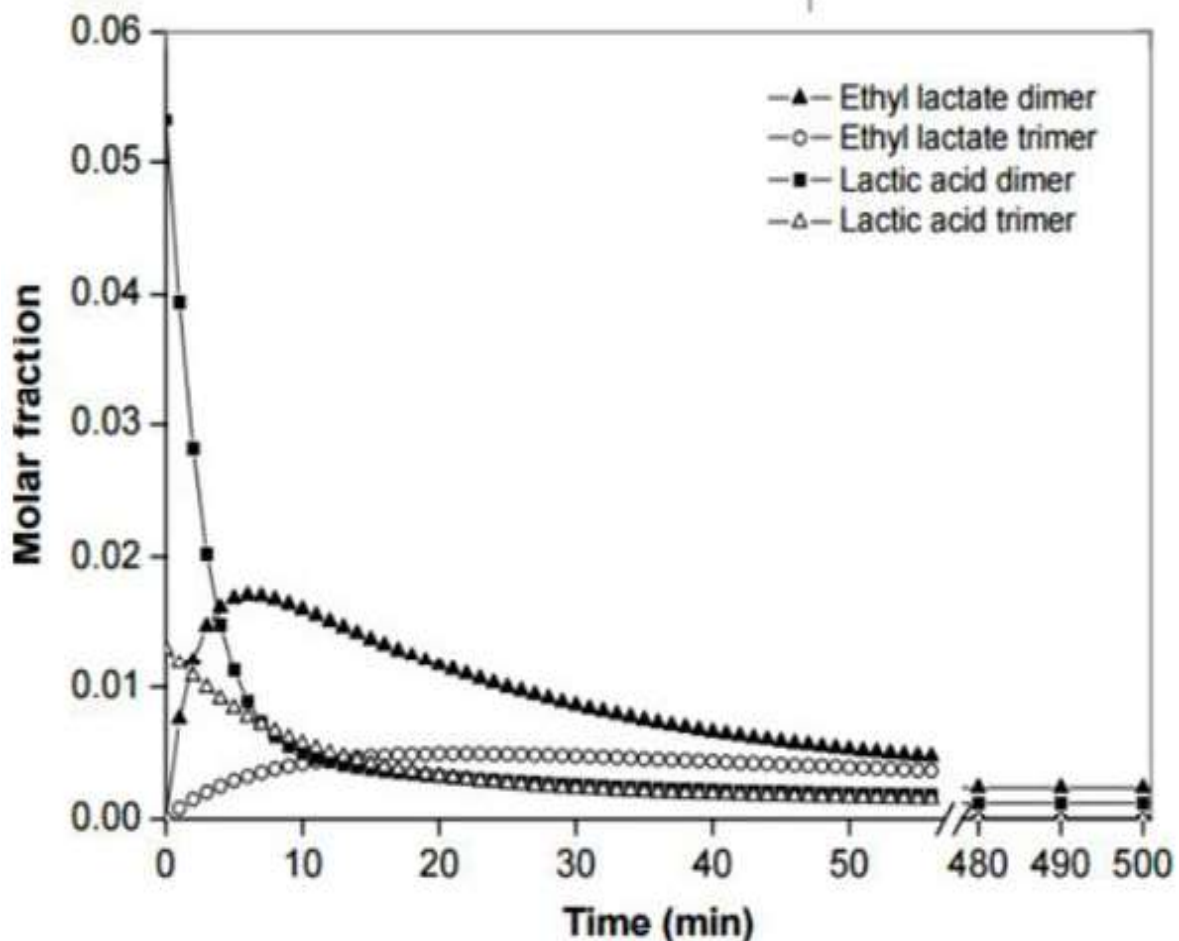
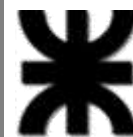


Gráfico 5.2 Distribución molar de oligómeros en la reacción de esterificación. EtOH/AL=3, T=90°C, Fracción másica del catalizador = 2.4%. Fuente: (Pereira, 2011).



Debido a la falta de un modelo matemático que describa el comportamiento de oligómeros de AL, a las simplificaciones que se evidencian en la literatura, y a que el equilibrio químico de la reacción de esterificación de AL concentrado (88% p/p) con exceso de EtOH de al menos 3:1 contiene menos de 0.4% mol de oligómeros y polímeros, se considera despreciable el efecto de los mismos.

La literatura reporta la posibilidad de que el AL de alta pureza pueda ser obtenido al formar un éster (lo cual es parte de este proceso productivo de LE), la purificación del mismo por destilación o extracción, y posteriormente conversión de este en AL (Cardona Alzate, López Giraldo, & López Suárez, 2004).

El AL existe en dos modificaciones, uno dextrógiro y el otro levógiro, el comercial es una mezcla de las dos formas, generalmente en igualdad de dimensiones (Chow, 1997).

Se ha determinado que el AL hierve a 260°C bajo presión atmosférica, pero a esta temperatura el ácido láctico sufre descomposición. Es probable que el AL se descomponga en EtOH y CO₂ como se designa por la ecuación $\text{CH}_2\text{CHOHCOOH} \rightarrow 4 \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{CO}_2$ (Chow, 1997).

El punto de ebullición alto se debe a la formación de una extensa red de enlaces hidrógeno. Cada molécula de ácido láctico contiene al menos dos átomos de hidrógeno activos y tres átomos donantes de oxígeno. Los enlaces hidrógeno con moléculas de agua hacen que el ácido láctico sea difícil de separar de soluciones acuosas (Chow, 1997).

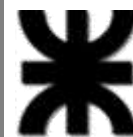
Por lo mencionado anteriormente es que se propone un proceso en el cual el AL va a ser la corriente de fondo del tercer destilador en este, y no que lo sea el LE como lo describen algunos de los autores citados.

5.3.1. Selección del catalizador

En la tabla 5.2 se evidencian los distintos catalizadores posibles y la relación que guardan con la concentración de AL. Así mismo se detallará en cuales se considera la presencia de oligómeros y su equilibrio.

Una de las resinas iónicas con mayor uso a nivel industrial es Amberlyst 15®. En la última década la química de la resina ha experimentado un rápido desarrollo. Este creciente interés por esta resina de intercambio iónico se debe principalmente a sus propiedades altamente selectivas, combinadas con su carácter benigno para el medio ambiente y su disponibilidad comercial.

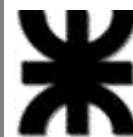
Amberlyst 15® (figura 5.9) es ahora usado comúnmente en síntesis orgánicas como catalizador ácido heterogéneo reutilizable para varias transformaciones selectivas de moléculas simples y complejas (Pal, Sarkar, & Khasnobis, 2012).



Referencia	Catalizador	Solución AL (%)	Presencia Oligómeros	Oligómeros en equilibrio (%mol)
(Troupe & DiMilla, 1957)	Ácido Sulfúrico	85	No considerada	-
(Tanaka, Yoshikawa, Ying, & Okamoto, 2002)	Amberlyst 15	91	Considerada	2.4 (R EtOH/AL = 1)
(Benedict, Parulekar, & Tsai, 2003)	Sin catalizador	88	No considerada	-
	Amberlyst XN1010	88	No considerada	-
(Engin, Haluk, & Gurkan, 2003)	Hétero poliácido Lewait-S100	92	No considerada	-
(Zhang, Ma, & Yang, 2004)	*002	20	No considerada	-
	NKC	20	No considerada	-
(Ashtana, 2006)	Amberlyst 15	22 – 88	Considerada	0.4 (R EtOH/AL = 3)
(Delgado, Sanz, & Beltran, 2006)	Amberlyst 15	20	No considerada	-
	Sin catalizador	20	No considerada	-
(Pereira, 2011)	Amberlyst 15	88	No considerada	-
(Bamoharram, Heravi, Ardalan, & Ardalan, 2010)	Ácido de Preyssler	20	No considerada	-
(Vitery, Jaimes, & Monroy, 2013)	Amberlyst 15	88	Considerada	0.3 (R EtOH/AL = 3)

Tabla 5. 2 Catalizadores posibles y su relación molar con respecto al AL.

Fuente: (Haas & Rohm, 2006).



Las resinas de intercambio iónico son polímeros sólidos que tienen unidos covalentemente grupos ionizables ácidos o básicos. Estas resinas tienen un grado de polimerización adecuado para que sus gránulos se hinchen con agua o con soluciones salinas y sus grupos ácidos o básicos se ionizan formando una matriz sólida cargada y sus iones difusibles en el medio pero retenidos por la carga de la matriz y, no sólo en la superficie del gránulo, sino también en el interior del gel (Yúfera, 2006).

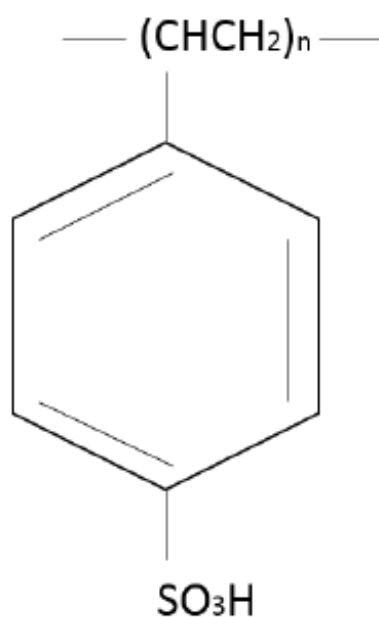
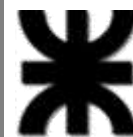


Figura 5. 9 Estructura química del Amberlyst 15®. Fuente: (Haas & Rohm, 2006).

Amberlyst 15® es una resina de intercambio iónico fuertemente ácida en forma de gránulo esferoide, desarrollada particularmente para catálisis ácida heterogénea en una amplia variedad de reacciones orgánicas. También es útil en sistemas de intercambio iónico no-acuosos para la remoción de impurezas catiónicas (Haas & Rohm, 2006).

Las siguientes tablas (tabla 5.3 y 5.4) hacen referencia a las características y condiciones de operación a las cuales debe trabajar la resina Amberlyst 15®.



Característica	Descripción
<i>Forma física</i>	Cuentas opacas
<i>Forma iónica de transporte</i>	Hidrógeno
<i>Concentración de sitios activos</i>	≥ 1.7 eq/L
<i>Contenido de agua</i>	≤ 1.6% (en forma de H ⁺)
<i>Peso de transporte</i>	610 g/L (38 lb/ft ³)
<i>Contenidos de finos</i>	< 0.300 mm : 0.5 % máx.
	< 0.425 mm : 2 % máx.
<i>Área superficial</i>	53 m ² /g
<i>Diámetro de poro promedio</i>	300 Å
<i>Volumen total de poro</i>	0.40 cm ³ /g
<i>Expansión</i>	Seco a fenol : 38 %

Tabla 5. 3 Propiedades fisicoquímicas del catalizador Amberlyst 15®.
Fuente: (Haas & Rohm, 2006).

Temperatura máxima de operación	120 °C (250 °F) en medios no acuosos
<i>Profundidad máxima del lecho</i>	600 mm (24 in)
<i>Razón de flujo de operación</i>	1 a 5 BV */h (LHSV)
<i>Límite de caída de presión</i>	1 bar (15 psig) a lo largo del lecho

Tabla 5. 4 Condiciones de operación con el catalizador Amberlyst 15® (1 BV = 1 m³ de solución por m³ de resina). Fuente: (Haas & Rohm, 2006).

La estructura de poros macro-reticulares del Amberlyst 15® permite acceso inmediato a reactivos líquidos o gaseosos a los sitios de iones localizados en todo el gránulo esferoide, así asegurando un desempeño exitoso incluso en medios orgánicos que no expanden el material. Se aplica principalmente en alquilaciones, esterificaciones, eterificaciones e hidrólisis por condensación. Es importante recalcar que el catalizador debe ser regenerado para continuar con una eficiencia catalítica óptima. Una ventaja adicional del Amberlyst 15® es que puede ser utilizado múltiples veces en un proceso, y es fácilmente regenerable (Pal, Sarkar, & Khasnobis, 2012). No se encontraron reportes en la literatura que reportaran específicamente la frecuencia de regeneración del Amberlyst 15 en el proceso de síntesis del lactato de etilo. Se tomó como frecuencia de regeneración un lavado ácido semanal con ácido sulfúrico con base en los experimentos reportados "Proceso continuo para la producción de alcoholes secundarios y ésteres de ácidos carboxílicos" (Knopf, Theiling Jr, & Berti, 1990). El catalizador deberá ser reemplazado con una periodicidad entre 3 y 5 años, según lo reportado por Dow Chemical. La regeneración de este catalizador consiste en un lavado del material con un flujo de ácido clorhídrico (4-10% w/w) o ácido sulfúrico (1-5% w/w) por 30 minutos con un flujo de 4 BV/h (donde BV = m³ de solución por m³ de catalizador) (Haas & Rohm, 2006).

En la tabla 5.5 se muestran ejemplos de reacciones en las cuales es aplicado el catalizador Amberlyst 15® en diversos procesos de la síntesis orgánica (Pal, Sarkar, & Khasnobis, 2012).

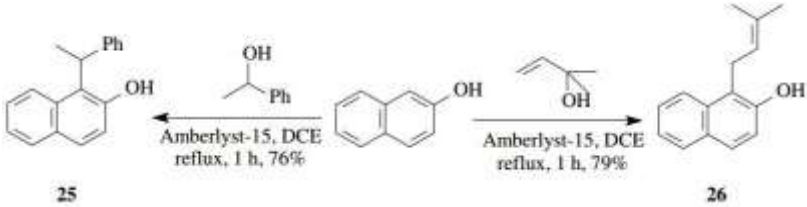
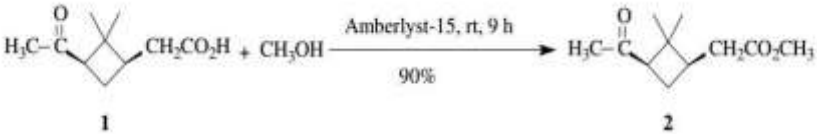
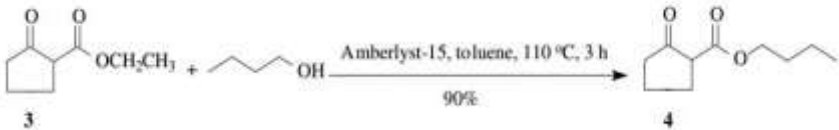
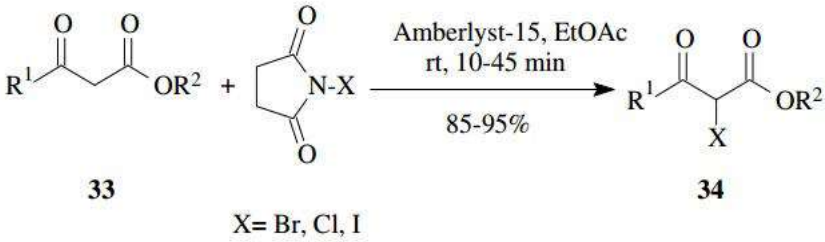
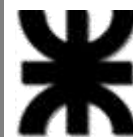
Reacción	Ejemplo
Alquilación de Friedel-Craft	 <p>25</p> <p>26</p>
Esterificación	 <p>1</p> <p>2</p>
Formación de Biodiesel	 <p>3</p> <p>4</p>
Halogenación	 <p>33</p> <p>34</p> <p>X= Br, Cl, I</p>

Tabla 5. 5 Aplicación de Amberlyst 15® en reacciones orgánicas. Fuente: (Haas & Rohm, 2006).



5.3.2. Selección del tipo de reactor

Tipo de reactor	Ventajas	Desventajas
Reactores multifuncionales	<ul style="list-style-type: none"> • Eficiencia energética • Uso de cantidades estequiométricas de los reactivos • Disminución en cantidad de equipos 	<ul style="list-style-type: none"> • Tecnología poco investigada • Diseño y control de equipos complejo • Alto costo de inversión
Reactor continuo (Flujo pistón)	<ul style="list-style-type: none"> • Tecnología conocida y más empleada • Menor costo de inversión • Mejor control de parámetros de reacción 	<ul style="list-style-type: none"> • Conversión de reactivos inferiores a los demás • Menor eficiencia energética
Reactor batch	<ul style="list-style-type: none"> • Altas conversiones de reactivos • Tecnología conocida • Buen control de parámetros de reacción 	<ul style="list-style-type: none"> • Baja eficiencia energética • Variabilidad de producto lote a lote • Dificultades para producir a grandes escalas

Tabla 5. 6 Comparación entre tipos de reactores en la producción de LE.
Fuente: Elaboración propia.

La destilación reactiva es una opción viable en cuanto a la integración energética del proceso, además utiliza las cantidades estequiometrias de los reactivos y rompe azeotropos, pero así también es una alternativa que genera problemas debido a que su investigación y desarrollo aun es bastante desconocida y el cálculo y diseño de equipos en este tipo de procesos es mucho más complejo, particularmente se deben solucionar los siguientes aspectos; selección de catalizador, determinación la zona de reacción y la remoción de la energía involucrada en la transformación química (Mosquera, 2008).

Realizando un análisis minucioso de la información citada anteriormente, se llegó a la conclusión de que el proceso que más se adecua a los objetivos deseados para la planta productora de LE va a ser un reactor continuo, cuyo tipo de flujo es el de flujo pistón configurado como un intercambiador de calor de tubos y coraza con el fin de mantener una temperatura constante durante la reacción química, seguido por etapas de destilación fraccionada cuyo objetivo va a ser concentrar el producto y recuperar los reactivos no reaccionantes.. Este arreglo resulta útil para fijar el catalizador dentro de los tubos y garantizar la isoterminia de la reacción (Couper, Penney, & Fair, 1988) ligeramente exotérmica (Benedict, Parulekar, & Tsai, 2003).



5.4. Conclusión

Realizando un análisis minucioso de la información citada anteriormente, se llegó a la conclusión de que el proceso que más se adecua a los objetivos deseados para la planta productora de LE va a ser un reactor continuo, cuyo tipo de flujo es el de flujo pistón configurado como un intercambiador de calor de tubos y coraza con el fin de mantener una temperatura constante durante la reacción química, seguido por etapas de destilación fraccionada cuyo objetivo va a ser concentrar el producto y recuperar los reactivos no reaccionantes.. Este arreglo resulta útil para fijar el catalizador dentro de los tubos y garantizar la isotermita de la reacción (Couper, Penney, & Fair, 1988) ligeramente exotérmica (Benedict, Parulekar, & Tsai, 2003).

De los procesos productivos existentes, es el que presenta una eficiencia energética y rendimiento sustanciosos. Los equipos necesarios en las diversas etapas, no presentan mayores complicaciones de diseño; son sencillos de operar y mantener; están fabricados con materiales comunes en el mercado, por lo que en caso de fallas; resultaría sencillo solucionarlo. El catalizador que se emplea dentro del reactor, presenta múltiples vendedores en Argentina y el mundo, por lo cual se asegura su abastecimiento y costo accesible.

5.5. Diagrama de flujo del proceso

En la figura 5.10 se observa el diagrama de flujo del proceso resultante de la selección de las etapas óptimas para la producción de LE. Las condiciones de operación de las etapas se determinan durante el diseño y adopción de los equipos.



Figura 5. 10 Diagrama de flujo óptimo para la producción de LE. Fuente: Elaboración propia.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

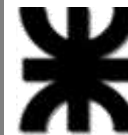


CAPÍTULO VI – BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



6. Balance de masa y energía

6.1. Introducción

En esta etapa se describen los balances de masa y energía inherentes al proceso en su totalidad, como así también para cada etapa del proceso. Para llevar a cabo este objetivo, se analizan las corrientes másicas entrantes y salientes de cada etapa, la composición de las mismas, requerimientos energéticos y actividad de los componentes que presenta cada una de ellas.

Para el cálculo de estas corrientes y sus características se toma como base de cálculo la producción necesaria para cubrir el 10% del mercado, de acuerdo al estudio realizado previamente en el capítulo 3 (III) y considerando un ciclo productivo de 350 días por año en el que se suceden tres turnos diarios para cubrir las respectivas 24 horas. Los días restantes se reservan para una única parada de planta para realizar tareas de mantenimiento.

Con los estudios realizados en el mencionado capítulo 3 (III), se considera que existe disponibilidad para todo el año productivo de las materias primas bioetanol y ácido láctico.

Con el resultado de estos balances es posible el dimensionamiento y adopción de los equipos necesarios, que se va a realizar en el siguiente capítulo.

6.2. Balance de masa

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

- Se parte de la premisa de que se opera en estado estacionario.
- Se utilizará AL al 88% p/p, que es el grado comercial y EtOH al 96%, también grado comercial.
- La reacción química, se tendrá en exceso 3:1 de EtOH, acorde a los trabajos reportados en la literatura.
- Cada etapa conlleva un rendimiento o eficacia asignado, reportado en la bibliografía o comparable con la misma etapa en procesos análogos.
- Todas las aguas de enfriamiento que intervengan en el proceso, se van a calentar hasta una temperatura de 55°C para poder procesarlas en una misma torre de enfriamiento.



Datos de producción

- Producción anual:.....21106 t/año
- Meses de operación por año:.....11.5 meses/año
- Semanas de operación por año:.....50 semanas/año
- Días de operación por año:.....350 días/año
- Horas de operación por año:.....8400 h/año

Balance general

En la siguiente figura (Figura 6.1) se muestra el balance global del proceso productivo de LE, que se va a considerar como una caja negra de las corrientes que entran y salen del proceso para poder realizar el balance general de masa como se muestra en la siguiente tabla (Tabla 6.1).

BALANCE GLOBAL
$A + B + L + M + N = L' + M' + N' + I' + J''$

Tabla 6. 1 Balance global del proceso

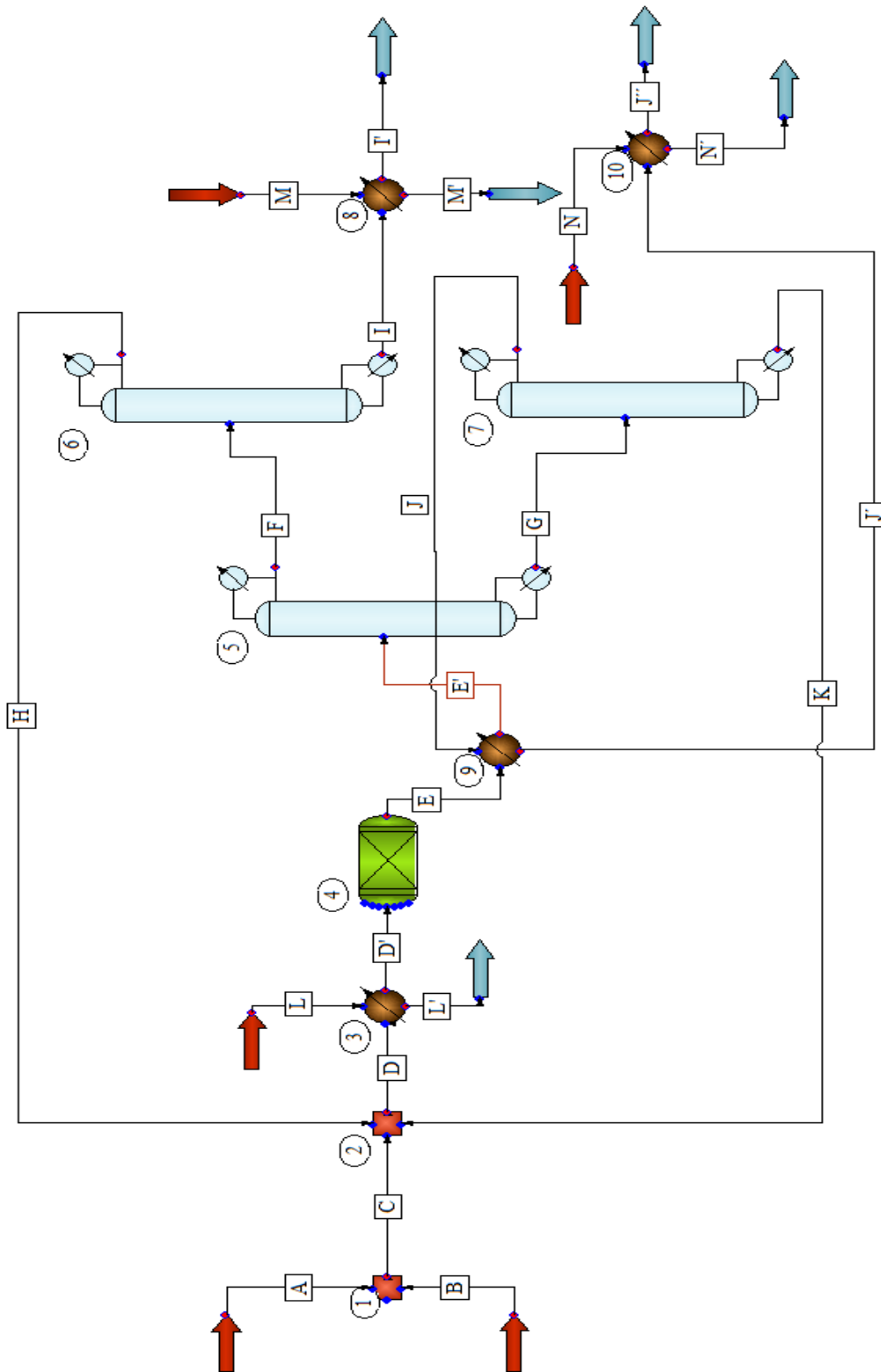


Figura 6. 1 Diagrama de flujo del proceso

6.2.1. Mezclado

En la figura 6.2 se exhibe un esquema representativo del proceso de mezclado de la alimentación de materias primas frescas con el proceso en regimen, en la tabla 6.2 se muestra el balance general para esta etapa, mientras que en la tabla 6.3 se detallan las corrientes involucradas y sus composiciones.

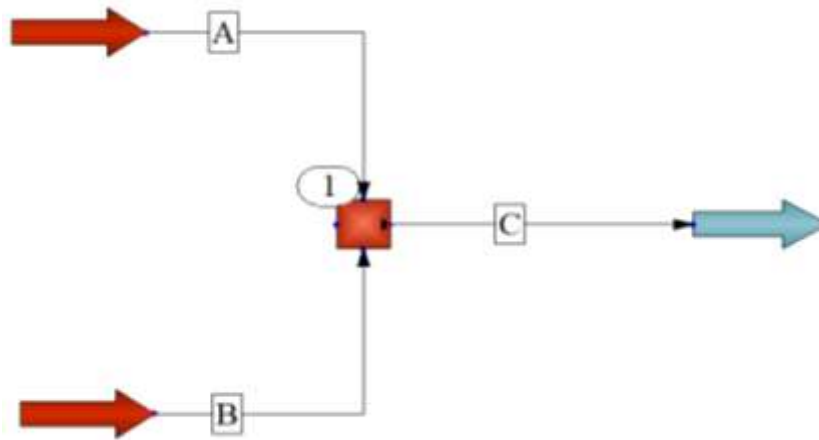


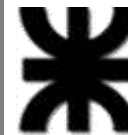
Figura 6. 2 Diagrama representativo del mezclado

Consideraciones para esta etapa:

- Se supone que en este proceso no existe reacción aun entre los componentes y por ende tampoco calor de reacción.
- Se supone que no hay pérdidas durante el mezclado.
- Este proceso se realiza únicamente para que los compuestos ingresen ya mezclados al equipo donde ocurre la reacción catalítica.
- Este equipo es meramente representativo para el balance de masa, es decir no es necesaria su contemplación en el capítulo siguiente de diseño y adopción de equipos.

BALANCE GENERAL	$A + B = C$
<i>Balance de EtOH</i>	$X_{EtA} A = X_{EtC} C$
<i>Balance de AL</i>	$X_{ALB} B = X_{ALC} C$
<i>Balance de agua</i>	$X_{wA} A + X_{wB} B = X_{wC} C$

Tabla 6. 2 Balance general y de componentes para el mezclado



<i>Balance de componentes para corrientes de mezclado</i>						
Equipo: ME-1						
<i>Descripción del equipo: Mezclador líquido-líquido</i>						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Composición fraccional	Caudal másico de la fracción (kg/h)
A	Entrada	Bioetanol	1020,88	Etanol	96,00 %	980,00
				Agua	4,00 %	40,88
B	Entrada	Ácido láctico	2176,70	AL	88,00 %	1915,50
				Agua	12,00 %	261,20
C	Salida	Mezcla EtOH + AL	3197,58	Etanol	30,64 %	980,00
				AL	59,90 %	1915,50
				Agua	9,44 %	302,08

Tabla 6. 3 Balance de componentes para el mezclado

6.2.2. Mezclado con productos recirculados

En la figura 6.3 se exhibe un esquema representativo del proceso de mezclado de la alimentación de materias primas frescas y las corrientes de los productos que no reaccionaron, en la tabla 6.4 se muestra el balance general para esta etapa, mientras que en la tabla 6.5 se detallan las corrientes involucradas y sus composiciones.

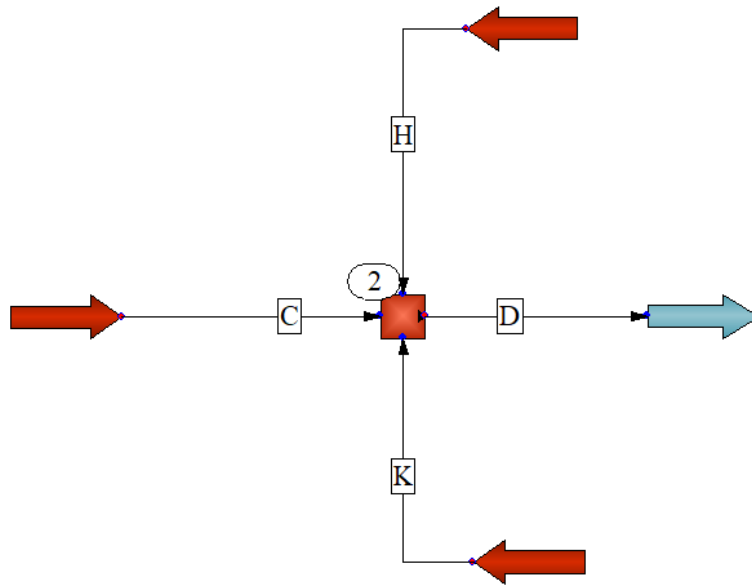
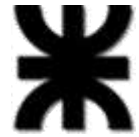


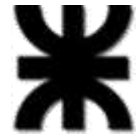
Figura 6. 3 Diagrama representativo del mezclado con los productos recirculados

Consideraciones para esta etapa:

- Se supone que en este proceso no existe reacción aun entre los componentes y por ende tampoco calor de reacción.
- Se supone que no hay pérdidas durante el mezclado.
- Este proceso se realiza únicamente para que los compuestos entren ya mezclados al equipo donde ocurre la reacción catalítica.

BALANCE GENERAL	$C + H + K = D$
<i>Balance de EtOH</i>	$X_{EtC} C + X_{EtH} H = X_{EtD} D$
<i>Balance de AL</i>	$X_{ALC} C + X_{ALK} K = X_{ALD} D$
<i>Balance de agua</i>	$X_{wC} C + X_{wH} H = X_{wD} D$

Tabla 6. 4 Balance general y de componentes para el mezclado con los recirculados



<i>Balance de componentes para corrientes de mezclado con recirculados</i>						
Equipo: ME-2						
<i>Descripción del equipo: Mezclador líquido-líquido con recirculados</i>						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Composición fraccional	Caudal másico de la fracción (kg/h)
C	Entrada	Mezcla EtOH + AL	3197,58	Etanol	30,64 %	980,00
				AL	59,90 %	1915,50
				Agua	9,44 %	302,08
H	Entrada	Etanol (R)	3325,54	Etanol	96,00 %	3218,58
				Agua	4,00 %	106,96
K	Entrada	AL (R)	820,94	AL	99,99 %	820,91
				LE	0,003 %	0,025
D	Salida	Mezcla EtOH + AL	7265,63	Etanol	57,78 %	4198,58
				AL	37,66 %	2736,41
				Agua	4,50 %	330,60
				LE	0,0003 %	0,025

Tabla 6. 5 Balance de componentes para el mezclado con recirculados

6.2.3. Enfriamiento pre reacción

En esta etapa representada esquemáticamente por la figura 6.4 ocurre un enfriamiento de las materias primas antes de entrar en el reactor a la temperatura óptima de reacción. Esto no justifica un análisis de intercambio de masa, ya que se supone que no existen pérdidas de masa durante el intercambio, es decir la corriente de entrada (D) es idéntica composicionalmente a la de salida (D').

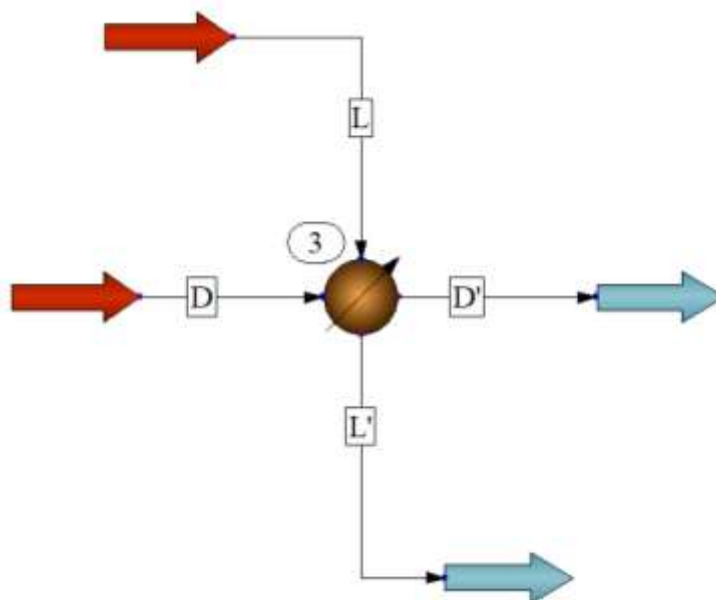


Figura 6. 4 Diagrama representativo del enfriamiento pre reacción

6.2.4. Reacción de esterificación

En la figura 6.5 se representa el proceso ocurrido en el reactor, mientras que en la siguiente tabla (Tabla 6.6) se puede ver el balance general para esta etapa del proceso según la conversión (η) de AL (reactivo limitante) a LE.

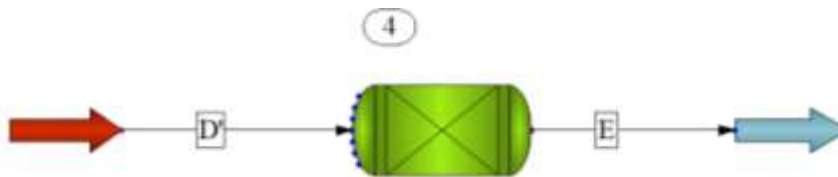


Figura 6. 5 Diagrama representativo de la etapa de reacción



BALANCE GENERAL	$D' = E$
Balance de LE	$\eta X_{ALD'} D' = X_{LEE} E$
Balance de EtOH	$X_{EtD'} D' = X_{EtE} E$
Balance de AL	$X_{ALD'} D' = X_{ALE} E$
Balance de agua	$X_{wD'} D' = X_{wE} E$

Tabla 6. 6 Balance general y de componentes para la reacción

Consideraciones para esta etapa:

- Como fue mencionado en el capítulo anterior (V), se supone un exceso de EtOH de relación 3:1 con respecto al AL.
- Se supone una reacción con una conversión del 70% con respecto al reactivo limitante que es el AL.
- Todos los reactivos no reaccionantes se van a separar y recircular en etapas posteriores.
- Se supone que no existen pérdidas de masa durante la reacción.

En la siguiente tabla se va a especificar la composición de todas las corrientes (Tabla 6.7) y sus respectivos porcentajes para la etapa de reacción.

<i>Balance de componentes para cada corriente</i>						
Equipo: R-4						
<i>Descripción del equipo: Reactor flujo pistón</i>						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Composición fraccional	Caudal másico de la fracción (kg/h)
D'	Entrada	Mezcla EtOH + AL	7265,63	Etanol	57,78 %	4198,58
				AL	37,66 %	2736,41
				Agua	4,5 %	330,60
				LE	0,0003 %	0,025
E	Salida	Producto de reacción	7265,91	Etanol	44,3 %	3219,23
				LE	34,57 %	2512,07
				AL	11,29 %	820,92
				Agua	9,82 %	713,68

Tabla 6. 7 Balance de componentes para la etapa de reacción

6.2.5. Precalentamiento antes del 1er destilador

En esta etapa representada esquemáticamente por la figura 6.6 se da un precalentamiento de los productos frescos del reactor para que estén más cerca de la temperatura de trabajo de la torre de destilación a la que van a entrar luego, con la corriente de producto caliente para que esta se enfríe y así realizar un mayor aprovechamiento de la energía. Esto no justifica un análisis de intercambio de masa.

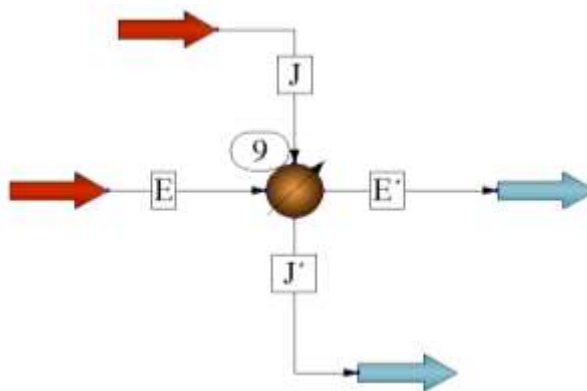


Figura 6. 6 Diagrama representativo de la etapa de precalentamiento pre destilación

6.2.6. 1er Destilador – Separador de productos/reactivos

El equipo que se muestra en la siguiente figura (Figura 6.7) se da una destilación de modo que los productos más volátiles se separen de los más livianos, obteniéndose así productos y subproductos más puros.

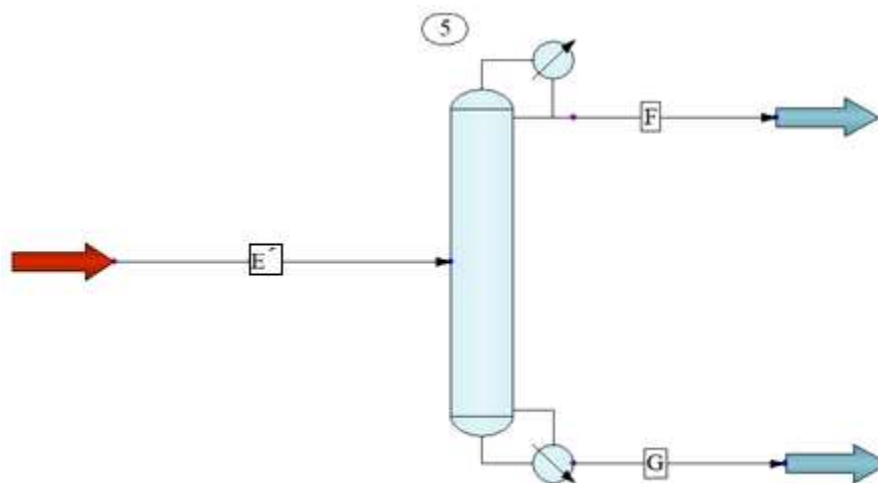


Figura 6. 7 Diagrama representativo del separador de productos



En las siguientes tablas se van a mostrar el balance general y de componentes (Tabla 6.8), y las diferentes composiciones de las corrientes que entran y salen de la etapa de separación por destilación (Tabla 6.9).

BALANCE GENERAL	$E' = F + G$
<i>Balance EtOH</i>	$x_{Et} E' = y_{Et} F + x_{Et} G$
<i>Balance agua</i>	$X_w E' = y_w F + x_w G$
<i>Balance AL</i>	$x_{AL} E' = x_{AL} G$
<i>Balance LE</i>	$x_{LE} E' = y_{LE'} F + x_{LE'} G$

Tabla 6. 8 Balance general y de componentes para la primera destilación

Consideraciones para esta etapa:

- El EtOH es el compuesto de más bajo punto de ebullición, por lo tanto la cantidad de este compuesto que no reaccionó se separa con una alta concentración de agua, debido a esto se debe realizar otra etapa de separación para darle utilidad nuevamente.
- Por el fondo del destilador se obtiene una mezcla de los compuestos más pesados que son LE y el AL que no reacciono junto con trazas de otros compuestos.

<i>Balance de componentes para cada corriente</i>						
Equipo: C-5						
<i>Descripción del equipo: Destilador/Separador</i>						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Composición fraccional	Caudal másico de la fracción (kg/h)
E'	Entrada	Producto de reacción	7265,91	Etanol	44,30 %	3219,23
				LE	34,57 %	2512,07
				AL	11,29 %	820,92
				Agua	9,82 %	713,68
F	Salida	Mezcla EtOH + Agua	3932,25	Etanol	81,85 %	3218,91
				Agua	18,13 %	713,09
				LE	0,006 %	0,25
G	Salida	Productos pesados	3333,65	LE	75,34 %	2511,82
				AL	24,62 %	820,92
				Agua	0,02 %	0,58
				EtOH	0,009 %	0,32

Tabla 6. 9 Balance de componentes para las corrientes del 1er destilador

6.2.7. 2do Destilador (Concentración de EtOH)

La etapa de destilación que se representa en el esquema de la figura 6.8, es una etapa de concentración del EtOH no reaccionante en la etapa de reacción.

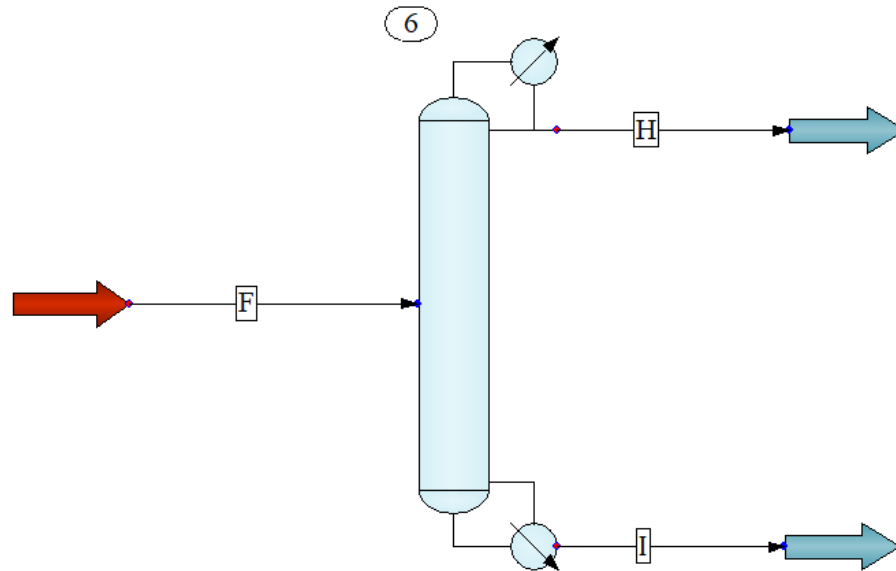
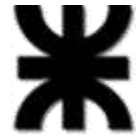


Figura 6. 8 Diagrama representativo del segundo destilador

Se muestra en las siguientes tablas el balance general y de componentes para esta etapa (Tabla 6.10), como también los porcentajes y caudales máxicos correspondientes a las corrientes involucradas en esta etapa (Tabla 6.11).

BALANCE GENERAL	$F = H + I$
<i>Balance EtOH</i>	$x_{Et} F = y_{Et} H + x_{Et} I$
<i>Balance agua</i>	$x_w F = y_w H + x_w I$
<i>Balance AL</i>	$x_{AL} F = x_{AL} I$

Tabla 6. 10 Balance general y de componentes para el segundo destilador



Consideraciones para esta etapa:

- El EtOH concentrado a su máxima pureza posible obtenida por destilación del azeotropo (96%) es recirculado a la segunda etapa de mezclado del proceso para ser reutilizado.
- El agua con trazas resultante del fondo de destilación debe ser enfriada y tratada.

<i>Balance de componentes para cada corriente</i>						
Equipo N°: C-6						
<i>Descripción del equipo: Destilador/Concentrador</i>						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Composición fraccional	Caudal másico de la fracción (kg/h)
F	Entrada	Mezcla EtOH + Agua	3932,25	Etanol	81,85 %	3218,91
				Agua	18,13 %	713,09
				LE	0,006 %	0,25
H	Salida	EtOH (R)	3325,54	Etanol	96,00 %	3218,58
				Agua	4,00 %	106,96
I	Salida	Agua + trazas	685,1	Agua	99,90 %	684,10
				EtOH	0,04 %	0,32
				LE	0,03 %	0,25

Tabla 6. 11 Balance de componentes para las corrientes del 2do destilador

6.2.8. 3er Destilador (Concentración de LE)

En esta etapa que se representa a través de la figura 6.9 ocurre la concentración del producto principal (LE) a una alta pureza.

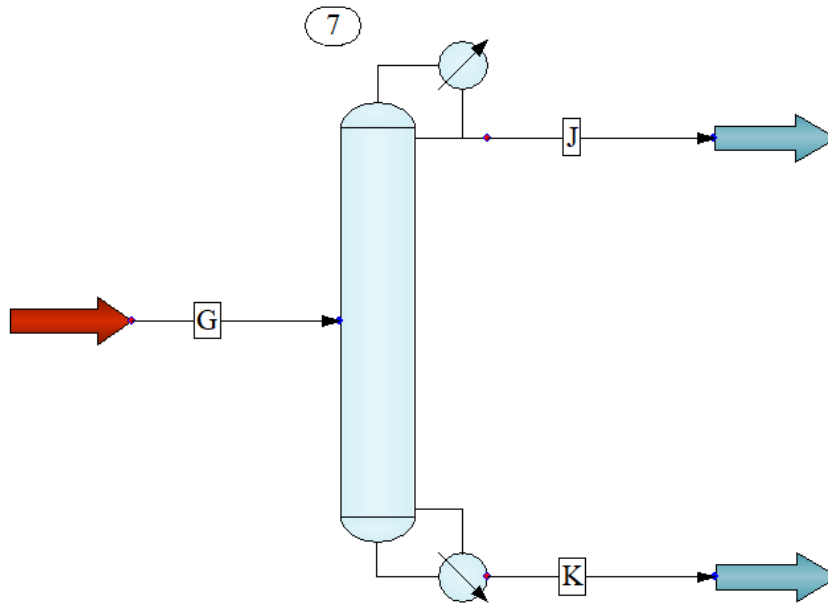
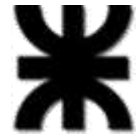


Figura 6. 9 Diagrama representativo del 3er destilador

En las siguientes tablas se dan a conocer tanto el balance general y de componentes (Tabla 6.12), como las composiciones de todas las corrientes intervinientes en esta etapa del proceso (Tabla 6.13).

BALANCE GENERAL	$G = J + K$
<i>Balance EtOH</i>	$x_{Et} G = x_{Et} K$
<i>Balance agua</i>	$x_w G = x_w J$
<i>Balance AL</i>	$x_{AL} G = y_{AL} J + x_{AL} K$
<i>Balance LE</i>	$x_{LE} G = y_{LE} J + x_{LE} K$

Tabla 6. 12 Balance general y de componentes para el 3er destilador



Consideraciones para esta etapa:

- El AL obtenido de esta destilación se encuentra a una concentración cercana al 100%, lo cual reduce la cantidad de alimentación fresca y la cantidad de energía empleada en su transporte e intercambio de calor.
- El producto principal de esta etapa que es obtenido del fondo de la misma, es LE a una pureza de 99,99%, por lo que no se necesita una etapa posterior de purificación, pero si para enfriarlo.

<i>Balance de componentes para cada corriente</i>						
Equipo N°: C-7						
<i>Descripción del equipo: Destilador/Concentrador</i>						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Composición fraccional	Caudal másico de la fracción (kg/h)
G	Entrada	Productos pesados	3333,65	LE	75,34 %	2511,82
				AL	24,62 %	820,92
				Agua	0,02 %	0,58
				EtOH	0,009 %	0,32
K	Salida	AL (R)	820,94	AL	99,99 %	820,91
				LE	0,003 %	0,025
J	Salida	LE	2512,71	LE	99,96 %	2511,79
				Agua	0,02 %	0,58
				EtOH	0,01 %	0,32
				AL	0,0003 %	0,008

Tabla 6. 13 Balance de componentes para las corrientes del 3er destilador

6.2.9. Enfriamiento de agua y del LE

En estas dos etapas, el enfriamiento del agua de producto (Figura 6.10) y el enfriamiento del LE (Figura 6.11) representadas esquemáticamente a continuación, no es necesario un análisis de balance de masa, ya que no existe pérdida alguna, pero si un balance de energía que es el siguiente punto de estudio.

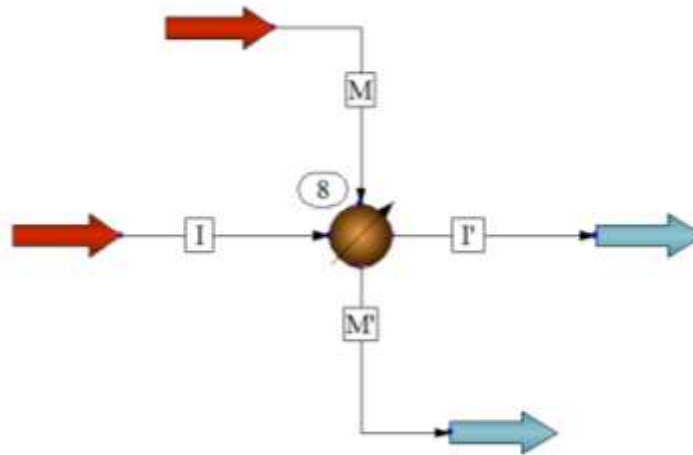


Figura 6. 10 Diagrama representativo del enfriamiento del agua de producto

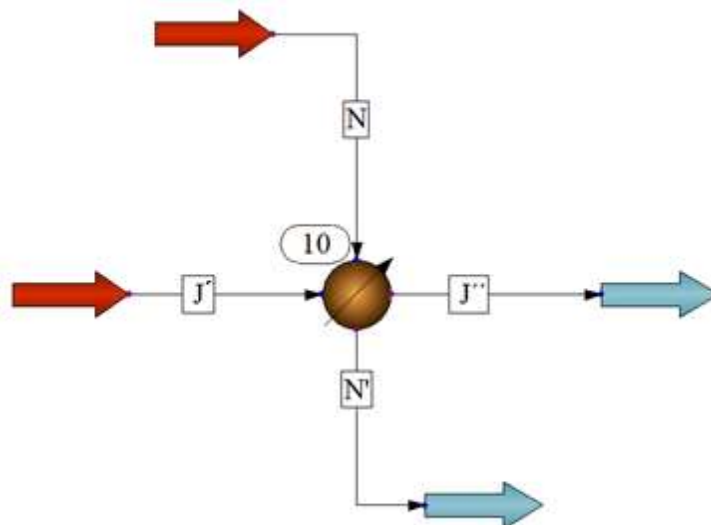
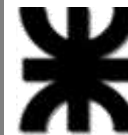


Figura 6. 11 Diagrama representativo del enfriamiento del producto final



6.3. Balance de energía

Serán tenidas en cuenta las etapas del proceso que justifiquen un análisis de estas características. Estas son las siguientes:

- Mezclado con productos recirculados
- Enfriamiento pre reacción
- Reacción de esterificación
- Pre calentamiento antes del 1er destilador
- 1er Destilador – Separador de productos
- 2do Destilador (Concentración de EtOH)
- 3er Destilador (Concentración de LE)
- Enfriamiento de agua
- Enfriamiento de LE

6.3.1. Mezclado con productos recirculados

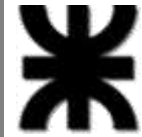
Durante esta etapa no es necesario un análisis tan a fondo ya que solo se produce un mezclado de tres corrientes a distintas temperaturas para formar una sola cuya temperatura es consecuencia de las otras tres. Despreciando una generación de calor por la mezcla y algún tipo de reacción previo a la entrada del reactor, el análisis del balance de masa general (Tabla 6.14) y de las corrientes intervinientes (Tabla 6.15) se van a observar en las siguientes tablas.

Balance general de energía	$Q_C + Q_H + Q_K - Q_{\text{perd}} = Q_D$
-----------------------------------	---

Tabla 6. 14 Balance general de energía para el mezclado

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de corriente [°C]	Entalpia específica [kcal/kg]	$Q_{\text{corriente}}$ [kcal/h]
C	Mezcla EtOH + AL	3197,58	25,00	1891,74	$6,049 \times 10^6$
H	EtOH (R)	3325,55	78,00	1521,85	$5,061 \times 10^6$
K	AL (R)	820,94	218,00	1690,74	$1,388 \times 10^6$
D	Mezcla EtOH + AL caliente	7265,63	72,83	1659,86	$1,206 \times 10^7$

Tabla 6. 15 Balance entálpico para las corrientes del mezclado



6.3.2. Enfriamiento pre reacción

Para el enfriamiento de las materias primas anterior a la reacción se necesita una corriente de agua enfriamiento proveniente de pozo, es decir que va a poseer una temperatura promedio de 20°C aproximadamente.

En la tabla 6.16 se puede ver el balance general de energía para el enfriamiento pre reacción con sus calores intervinientes.

Balance general de energía	$Q_D + Q_L - Q_{\text{perd}} = Q_{D'} + Q_{L'}$
-----------------------------------	---

Tabla 6. 16 Balance general de energía para el enfriamiento pre reacción

En la siguiente tabla (Tabla 6.17) se van a mostrar las corrientes intervinientes y la energía puesta en juego en esta etapa del proceso.

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de entrada [°C]	T° de salida [°C]	Entalpia específica [kcal/kg]	Q _{corriente} [kcal/h]
D/D'	Mezcla alimentada al reactor	7265,63	72,83	65,00	1659,86	1,206 x 10 ⁷
					1665,37	1,210 x 10 ⁷
L/L'	Agua de enfriamiento	1311,78	20,00	55,00	3697,26	4,856 x 10 ⁶
					3672,87	4,818 x 10 ⁶

Tabla 6. 17 Balance entálpico de las corrientes para el enfriamiento pre reacción

6.3.3. Reacción de esterificación

Para el cálculo del balance de energía del reactor se debe tener en cuenta que se trata de un caso en especial en el que se tiene un reactor flujo pistón multitubular en el cual el catalizador se encuentra dentro de los tubos.

En este caso, si todos los tubos se comportan de forma idéntica, como una serie de reactores en paralelo, se aplican las ecuaciones de continuidad y energía a cada tubo (Iborra, Tejero, & Cunill, 2013).

Para el cálculo del calor a remover en el reactor se procedió a simular en ChemCad la reacción de forma no adiabática con los caudales que responden al balance de masa realizado anteriormente, con lo cual se obtuvo una temperatura final a la cual saldrían los productos, de esta manera mediante la ecuación que muestra la figura 6.12 se obtuvieron los siguientes resultados (Tabla 6.18).

$$\Delta H := Ft \cdot C_p \cdot \Delta t$$

Figura 6. 12 Ecuación para el cálculo del calor a remover en la reacción de esterificación



- ΔH : calor a remover para mantener la reacción isotérmica.
- F_i : caudal de alimentación de la mezcla de reactantes.
- C_p : calor específico de la mezcla de reactantes.
- Δt : Diferencial de temperatura en la reacción no adiabática.

Como fluido refrigerante se va a utilizar agua de pozo a 20°C cuya temperatura de salida va a ser de 55°C como todas las aguas de refrigeramiento que se van a utilizar en el proceso, por lo tanto con la ecuación anterior también se puede calcular el caudal de agua necesario.

Denominación	Caudal [kg/h]	T° de entrada [°C]	T° de salida [°C]	H _{corriente} [kcal/h]
<i>Calor de reacción no adiabática</i>	7360,01	65,00	79,00	6,895 x 10 ⁴
<i>Agua de refrigeramiento</i>	1969,95	20,00	55,00	

Tabla 6. 18 Balance entálpico de las corrientes en la reacción de esterificación

6.3.4. Pre calentamiento antes del 1er destilador

Para realizar una integración energética y aprovechar los productos calientes se realiza un pre calentamiento a la salida del reactor, es decir antes del primer destilador con el objetivo de ahorrar energía. En la siguiente tabla (Tabla 6.19) se puede observar el balance general para el anteriormente mencionado equipo.

Balance general de energía	$Q_E + Q_J - Q_{\text{perd}} = Q_{E'} + Q_{J'}$
-----------------------------------	---

Tabla 6. 19 Balance general de energía para el pre calentamiento pre destilación

En la Tabla 6.20 se muestra el balance energético corriente por corriente.

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de entrada [°C]	T° de salida [°C]	Entalpia específica [kcal/kg]	Q _{corriente} [kcal/h]
E/E'	Salida de reactor	7360,01	65,00	75,00	1705,16	1,255 x 10 ⁷
					1690,21	1,244 x 10 ⁷
J/J'	Producto caliente	2512,87	153,96	117,30	1338,7	3,364 x 10 ⁶
					1359,8	3,417 x 10 ⁶

Tabla 6. 20 Balance energético para las corrientes del pre calentamiento pre destilación



6.3.5. 1er Destilador – Separador de productos

En este primer equipo de destilación se van a separar los productos más volátiles de los más pesados, para luego seguir con esta operación de purificación.

En la tabla siguiente (Tabla 6.21) se observa el balance general para la operación unitaria, mientras que en la tabla 6.22 se puede ver el balance energético para cada corriente.

Balance general de energía	$Q_{E'} - Q_{\text{perd}} = Q_F + Q_G$
-----------------------------------	--

Tabla 6. 21 Balance energético general para el 1er destilador

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de corriente [°C]	Entalpia especifica [kcal/kg]	$Q_{\text{corriente}}$ [kcal/h]
E'	Salida del reactor	7265,63	75,00	1669,50	$1,213 \times 10^7$
F	Mezcla EtOH + agua	3932,25	78,90	1826,18	$7,181 \times 10^6$
G	Productos pesados	3333,65	167,85	1430,26	$4,768 \times 10^6$

Tabla 6. 22 Balance entálpico de las corrientes del 1er destilador

6.3.6. 2do Destilador (Concentración de EtOH)

En el segundo destilador se va a concentrar el alcohol no reaccionante hasta el nivel azeotropico para poder recircularlo al proceso.

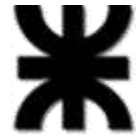
En la siguiente tabla (Tabla 6.23) se observa el balance general para la operación unitaria de la destilación, mientras que en la tabla 6.24 se puede ver el balance energético para cada corriente.

Balance general de energía	$Q_F - Q_{\text{perd}} = Q_H + Q_I$
-----------------------------------	-------------------------------------

Tabla 6. 23 Balance general energético para el 2do destilador

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de corriente [°C]	Entalpia especifica [kcal/kg]	$Q_{\text{corriente}}$ [kcal/h]
F	Mezcla EtOH + agua	3932,25	78,90	1826,18	$7,181 \times 10^6$
H	EtOH (R)	3325,55	78,00	1521,85	$5,061 \times 10^6$
I	Agua de producto	685,10	96,36	3060,86	$2,097 \times 10^6$

Tabla 6. 24 Balance entálpico de las corrientes para el 2do destilador



6.3.7. 3er Destilador (Concentración de LE)

En el tercer equipo de destilación se va a concentrar el producto principal hasta una concentración 99,95%, obteniéndose por la corriente de fondo una corriente de agua con trazas de los demás productos.

En la siguiente tabla (Tabla 6.25) se observa el balance general para la operación unitaria de la destilación, mientras que en la tabla 6.26 se puede ver el balance energético para cada corriente participante de esta operación.

Balance general de energía	$Q_G - Q_{\text{perd}} = Q_J + Q_K$
-----------------------------------	-------------------------------------

Tabla 6. 25 Balance general energético para el 3er destilador

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de corriente [°C]	Entalpia especifica [kcal/kg]	$Q_{\text{corriente}}$ [Kcal/h]
G	Productos pesados	3333,65	167,85	1430,26	$4,768 \times 10^6$
J	LE caliente	2512,71	153,96	1337,99	$3,362 \times 10^6$
K	AL (R)	820,94	218,00	1690,74	$1,388 \times 10^6$

Tabla 6. 26 Balance entálpico de las corrientes para la 3ra destilación

6.3.8. Enfriamiento de agua de proceso

Para el enfriamiento del agua extraída de los productos y subproductos se necesita una corriente de agua enfriamiento proveniente de pozo, es decir que va a poseer una temperatura promedio de 20°C aproximadamente.

En la tabla 6.27 se puede ver el balance general de energía para el enfriamiento pre reacción con sus calores intervinientes.

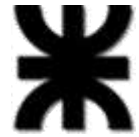
Balance general de energía	$Q_I + Q_M - Q_{\text{perd}} = Q_{I'} + Q_{M'}$
-----------------------------------	---

Tabla 6. 27 Balance de energía para el enfriamiento del agua de producto

En la siguiente tabla (Tabla 6.28) se van a mostrar las corrientes intervinientes y la energía puesta en juego en esta etapa del proceso.

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de entrada [°C]	T° de salida [°C]	Entalpia especifica [kcal/kg]	$Q_{\text{corriente}}$ [kcal/h]
I/I'	Agua de producto	685,10	96,36	25,00	3060,86	$2,097 \times 10^6$
					3148,44	$2,157 \times 10^6$
M/M'	Agua de enfriamiento	1726,72	20,00	55,00	3796,79	$6,556 \times 10^6$
					3796,79	$6,556 \times 10^6$
					3762,04	$6,496 \times 10^6$

Tabla 6. 28 Balance entálpico para el enfriamiento del agua de producto



6.3.9. Enfriamiento de LE

Para el enfriamiento del producto principal de este proceso se necesita una corriente de agua enfriamiento proveniente de pozo.

En la tabla 6.29 se puede ver el balance general de energía para el enfriamiento pre reacción con sus calores intervinientes.

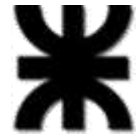
Balance general de energía	$Q_{J'} + Q_N - Q_{\text{perd}} = Q_{J''} + Q_{N'}$
-----------------------------------	---

Tabla 6. 29 Balance general de calor para el enfriamiento del LE

En la siguiente tabla (Tabla 6.30) se van a mostrar las corrientes intervinientes y la energía puesta en juego en esta etapa del proceso.

Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	T° de entrada [°C]	T° de salida [°C]	Entalpia especifica [kcal/Kg]	Q _{corriente} [kcal/h]
J'/J''	Producto final	2512,71	117,30	25,00	1358,69	3,414 x 10 ⁶
					1406,05	3,533 x 10 ⁶
N/N'	Agua de enfriamiento	3404,56	20,00	55,00	3791,97	1,291 x 10 ⁷
					3756,72	1,279 x 10 ⁷

Tabla 6. 30 Balance energético de las corrientes del enfriamiento del LE



6.4. Resumen de balances de masa y energía

En la siguiente tabla (Tabla 6.31) se adjuntan los resultados de los balances de masa y energía.

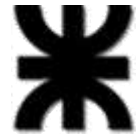
Por último, en la tabla 6.32 se suman todos los caudales externos para corroborar que el balance de masa global planteado en la tabla 6.1 sea correcto.

	Clasif.	Ent/Sal	Estado	Caudal por hora [kg/h]	Caudal diario [t/d]	Caudal anual [t/año]	P [atm]	T° [°C]	Q _{corriente} [kcal/h]
A	Externa	Entrada	Líquido	1020,88	24,50	8575,39	1,00	25,00	1,564x10 ⁶
B	Externa	Entrada	Líquido	2176,70	52,24	18284,28	1,00	25,00	4,485x10 ⁶
C	Interna	Ent/Sal	Líquido	3197,58	76,74	26859,72	1,00	25,00	6,049x10 ⁶
D	Interna	Ent/Sal	Líquido	7265,63	174,37	61031,92	1,00	72,80	1,206x10 ⁷
D'	Interna	Ent/Sal	Líquido	7265,63	174,37	61031,92	1,00	65,00	1,210x10 ⁷
E	Interna	Ent/Sal	Líquido	7265,63	174,37	61031,92	1,00	65,00	1,255x10 ⁷
E'	Interna	Ent/Sal	Líquido	7265,63	174,37	61031,92	1,00	75,00	1,213x10 ⁷
F	Interna	Ent/Sal	Líquido	3932,25	94,37	33030,90	1,00	78,90	7,181x10 ⁶
G	Interna	Ent/Sal	Líquido	3333,65	80,01	28004,17	1,00	167,80	4,768x10 ⁶
H	Interna	Ent/Sal	Líquido	3325,55	79,81	27934,62	1,00	78,00	5,061x10 ⁶
I	Interna	Ent/Sal	Líquido	685,10	16,44	5754,84	1,00	96,30	2,097x10 ⁶
I'	Externa	Salida	Líquido	685,10	16,44	5754,84	1,00	25,00	2,157x10 ⁶
J	Interna	Ent/Sal	Líquido	2512,71	60,30	21108,27	1,00	153,90	3,362x10 ⁶
J'	Interna	Ent/Sal	Líquido	2512,71	60,30	21108,27	1,00	117,30	3,414x10 ⁶
J''	Externa	Salida	Líquido	2512,71	60,30	21108,27	1,00	25,00	3,533x10 ⁶
K	Interna	Ent/Sal	Líquido	820,94	19,70	6895,89	1,00	218,00	1,388x10 ⁶
L	Externa	Entrada	Líquido	1311,78	31,48	11018,95	1,00	20,00	4,856x10 ⁶
L'	Externa	Salida	Líquido	1311,78	31,48	11018,95	1,00	55,00	4,818x10 ⁶
M	Externa	Entrada	Líquido	1726,72	41,44	14504,44	1,00	20,00	6,556x10 ⁶
M'	Externa	Salida	Líquido	1726,72	41,44	14504,44	1,00	55,00	6,496x10 ⁶
N	Externa	Entrada	Líquido	3404,56	81,70	28598,30	1,00	20,00	1,291x10 ⁷
N'	Externa	Salida	Líquido	3404,56	81,70	28598,30	1,00	55,00	1,279x10 ⁷

Tabla 6. 31 Resultados finales del balance de masa y energía

Diferencia entre salida y entrada	Caudal [kg/h]
$A + B + L + M + N = L' + M' + N' + I' + J''$	≈ 0

Tabla 6. 32 Resultado final del balance de masa global



En conclusión del balance de energía solamente se necesita agua de enfriamiento tanto para enfriar los reactantes como los productos, por lo que el dato más relevante del estudio de este capítulo, va a ser el caudal de agua de enfriamiento final a 55°C (corriente W) para poder diseñar o adoptar una torre de enfriamiento en el capítulo siguiente con la que se pueda llevar a este volumen de agua a una temperatura aproximada a la cual se lo utilizo primeramente.

En la siguiente tabla (Tabla 6.33) se muestran los caudales de agua intervinientes en los respectivos enfriamientos. La corriente R es la perteneciente al enfriamiento en el reactor, tratándose este de un caso particular de un reactor multitubular.

Corriente	Denominación	T° [°C]	Caudal [kg/h]
R	Enfriamiento de reactantes en el reactor	55,00	1969,95
L´	Enfriamiento de reactantes pre reacción	55,00	1311,78
M´	Enfriamiento de agua de producto	55,00	1726,72
N´	Enfriamiento de producto final	55,00	3404,56
W	Agua total a ser enfriada	55,00	8413,01

Tabla 6. 33 Caudales de aguas de enfriamiento

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

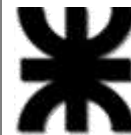


CAPÍTULO VII – DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



7. Diseño y adopción de equipos

7.1. Introducción

Este capítulo se centra en los cálculos y criterios a contemplar para el diseño y la adopción de equipos que van a ser utilizados en el proceso productivo de LE.

El mismo se ha realizado juntamente con el capítulo 6 (VI), ya que para poder dimensionar los equipos es necesario conocer la capacidad que los mismos deben poseer, datos que se extraen de los balances de masa y energía de las diferentes operaciones del proceso. Además se va a seguir el orden del diagrama de flujo dispuesto en el capítulo anterior.

A continuación, se van a detallar los equipos que se van a diseñar:

- Reactor multitubular de esterificación
- Torre de destilación para separación de productos y reactivos
- Torre de destilación para obtención de EtOH a recircular
- Torre de destilación para obtención del LE y AL a recircular
- Intercambiadores de calor de enfriamiento y calentamiento de productos y otras corrientes

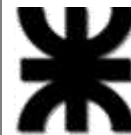
Los siguientes son los equipos que se van a adoptar:

- Tanques depósitos de materias primas
- Tanques depósito de producto
- Tanque pulmón de mezcla de materias primas y recirculados
- Bombas para transporte de fluidos

7.2. Recepción y almacenamiento de materias primas

7.2.1. Balanza

Para la supervisión de la entrada de materia prima, el parque industrial Villa María cuenta con una báscula de uso común que se va a utilizar con ese objetivo. Este modelo, posee la aprobación, para medidas requeridas en el pesaje de bitrenes, por INTI y la Secretaría de Comercio Interior de la Nación, de sus básculas de hormigón y puente mixto. Están aprobadas y son susceptibles de emisión de la Declaración de Conformidad plataformas hasta 30 metros de longitud y 4,50 metros de ancho (Parque Industrial y Tecnológico de Villa Maria SEM, 2018).



7.2.2. Tanque depósito de etanol

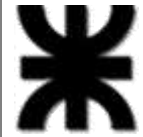
El EtOH es un líquido claro, incoloro con olor característico y sabor picante. Es fácilmente inflamable. Puede entrar en ignición fácilmente a temperatura ambiente. Los vapores forman mezclas explosivas con el aire a concentraciones bajas. Por consiguiente (Tabla 7.1) se van a citar las propiedades más destacadas de este compuesto.

Propiedades físicas y químicas	
<i>Estado físico</i>	Líquido
<i>Presión de vapor</i>	59 mbar
<i>Valor pH (20°C)</i>	neutro
<i>Punto de fusión</i>	-117,00 °C
<i>Punto de ebullición</i>	78,00°C
<i>Punto de inflamación</i>	14,00 °C
<i>Densidad (20°C)</i>	0.79 g/cm ³
<i>Solubilidad en: Agua (20°C)</i>	soluble
<i>T° almacenamiento</i>	5-30°C
<i>T° de auto ignición</i>	363,00°C
<i>T° critica</i>	243,00 °C

Tabla 7. 1 Propiedades físico-químicas del EtOH.

Según el balance de masa, para la producción de 21108,27 t/año de LE se necesitan 8575,39 t/año de EtOH, lo que corresponde a 1020,88 kg/h o 1,29 m³/h. Se propone reabastecer la planta de materia prima cada una semana (168 horas), por lo tanto se van a necesitar dos tanques sobredimensionados un 30% que puedan almacenar de 217,1 m³ para prevenir cualquier inconveniente de abastecimiento u otro.

Para la construcción se va a utilizar acero inoxidable AISI 316L, en la siguiente tabla (Tabla 7.2) se va a dar a conocer la parametrización del diseño de este, siguiendo las ecuaciones (ecuación 7.1; 7.2 y 7.3) mostradas a continuación.



$$Volumen = \pi * \frac{Diametro^2}{4} * Longitud$$

Ecuación 7. 1

$$Relación\ de\ esbeltez = Longitud/Diametro$$

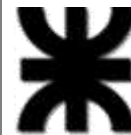
Ecuación 7. 2

$$Radio = Diametro/2$$

Ecuación 7. 3

Equipo T1A/T1B – Tanque de etanol	
<i>Fabricante</i>	Servinox
<i>Material de construcción</i>	AISI 316L
Datos	
<i>Masa [kg]</i>	171507,84
<i>Densidad [kg/m³]</i>	790,00
<i>Volumen [m³]</i>	217,10
<i>Relación de esbeltez</i>	2,00
Dimensiones calculadas	
<i>Volumen del cilindro [m³]</i>	285,00
<i>Diámetro del cilindro [m]</i>	5,66
<i>Altura del cilindro[m]</i>	11,32
<i>Radio del cilindro [m]</i>	2,83

Tabla 7. 2 Parámetros de tanque para EtOH



7.2.3. Tanque depósito de ácido láctico

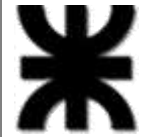
Según la ficha internacional de seguridad química (ICSC) el ácido láctico se define como un líquido de aspecto incoloro y viscoso y con cristales incoloros (ICSC, 1994). En la tabla 7.3 se van a citar algunas propiedades importantes de este compuesto.

Propiedades físicas y químicas	
<i>Estado físico</i>	Líquido
<i>Color</i>	Incoloro
<i>Olor</i>	Inodoro
<i>Valor pH (a 10 g/l H₂O)(20°C)</i>	aprox. 2.8
<i>Punto de fusión</i>	18,00 °C
<i>Punto de ebullición (15 mmHg)</i>	122,00 °C
<i>Punto de inflamación</i>	> 74,00 °C
<i>Densidad (20°C)</i>	1.21 g/cm ³
<i>Solubilidad en: Agua (20°C)</i>	soluble
<i>T° almacenamiento</i>	5-30°C
<i>Log P(oct)</i>	-0.62

Tabla 7. 3 Propiedades físico-químicas del AL

Según el balance de masa, para la producción de 21108,27 t/año de LE se necesitan 18284,28 t/año de AL, lo que corresponde a 2176,7 kg/h o 1,79 m³/h. Se propone reabastecer la planta de materia prima cada una semana (168 horas), por lo tanto se van a necesitar dos tanques sobredimensionados un 30% que puedan almacenar de 302,2 m³ para prevenir cualquier inconveniente de abastecimiento u otro.

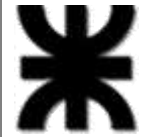
Como material de construcción se ha seleccionado el acero inoxidable AISI 316L ya que es el más indicado para su almacenamiento porque, debido a su acidez puede atacar a otros materiales.



En la siguiente tabla (Tabla 7.4) se van a especificar los parámetros de diseño del correspondiente tanque calculado análogamente al tanque depósito de etanol (T1).

Equipo T2A/T2B – Tanque de ácido láctico	
<i>Fabricante</i>	Servinox
<i>Material de construcción</i>	AISI 316L
Datos	
<i>Masa [kg]</i>	365685,60
<i>Densidad [kg/m³]</i>	1210,00
<i>Volumen [m³]</i>	302,20
<i>Relación de esbeltez</i>	2,00
Dimensiones calculadas	
<i>Volumen del cilindro [m³]</i>	395,00
<i>Diámetro del cilindro [m]</i>	6,31
<i>Altura del cilindro [m]</i>	12,62
<i>Radio del cilindro [m]</i>	3,15

Tabla 7. 4 Parámetros del tanque para AL



7.2.4. Tanque pulmón mezcla de MP y recirculados

En este tanque se van a encontrar las corrientes de AL y EtOH, tanto las frescas como las de recirculado, suponiendo que no hay reacción alguna debido a la ausencia del catalizador y que en el reactor se necesita 11 minutos de retención, se va a diseñar un tanque de manera que pueda almacenar todas estas corrientes durante 30 minutos y por duplicado para mediar inconvenientes y sobredimensionados en un 30%.

Según el balance de masa la corriente de salida de este equipo debe de ser 7265,63 Kg/h, para una retención de 30 minutos de una mezcla cuya densidad es 865,6 Kg/m³ se mostrarán a continuación (Tabla 7.5) los parámetros del diseño del mencionado tanque calculado análogamente a los dos tanques anteriores.

Equipo T3 – Tanque pulmón de mezcla	
<i>Fabricante</i>	Servinox
<i>Material de construcción</i>	AISI 316L
Datos	
<i>Masa [kg]</i>	3632,81
<i>Densidad [kg/m³]</i>	865,60
<i>Volumen [m³]</i>	4,20
<i>Relación de esbeltez</i>	2,00
Dimensiones calculadas	
<i>Volumen del cilindro [m³]</i>	6,00
<i>Diámetro del cilindro [m]</i>	1,56
<i>Altura del cilindro [m]</i>	3,12
<i>Radio del cilindro [m]</i>	0,78

Tabla 7. 5 Parámetros del tanque para MP y recirculados



7.3. Enfriamiento pre-reacción

En esta sección del proceso es necesario enfriar los reactivos que van a estar a una temperatura por encima de la correspondiente a la óptima de reacción debido a la mezcla que se realiza con los recirculados de proceso que no han reaccionado.

Para dimensionar este equipo es necesario primero determinar el calor a remover de la corriente (D) mediante la ecuación 7.4.

$$Q_d = W_d * C_{pd} * (T_1 - T_2)$$

Ecuación 7. 4

Donde:

Q_d (calor a remover de la corriente D)

W_d (caudal másico de la corriente D a enfriar)

C_{pd} (calor específico de la mezcla de la corriente D)

T_1 (temperatura de entrada al equipo de la corriente D)

T_2 (temperatura de salida del equipo de la corriente D)

Una vez obtenido el valor del calor a remover se va a proceder a obtener el caudal de agua de refrigeración (agua de pozo) necesario para satisfacer ese intercambio de calor mediante la ecuación 7.5.

$$W_w = \frac{Q_d}{C_{pw} * (t_2 - t_1)}$$

Ecuación 7. 5

Donde:

W_w (caudal de agua refrigerante)

C_{pw} (calor específico de la corriente de agua de pozo)

t_2 (temperatura de salida de la corriente de agua)

t_1 (temperatura de entrada de la corriente de agua)

A continuación se va a calcular la diferencia de temperatura media logarítmica corregida mediante la ecuación 7.6.

$$\Delta T_{MLC} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} * FT$$

Ecuación 7. 6

Donde:

ΔTML_c (diferencia de temperatura media logarítmica corregida)

FT (factor de corrección de ΔTML)

El factor de corrección de la diferencia de temperatura media logarítmica (FT) obtenido de la figura 7.1 ha determinado que el equipo de intercambio de calor sea de un paso por la coraza y dos pasos por los tubos (1-2) basándose en estándares de TEMA (Tubular Exchange Manufacturers Association) y los coeficientes de corrección R y S calculados mediante las siguientes ecuaciones (ecuación 7.7).

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

Ecuación 7. 7

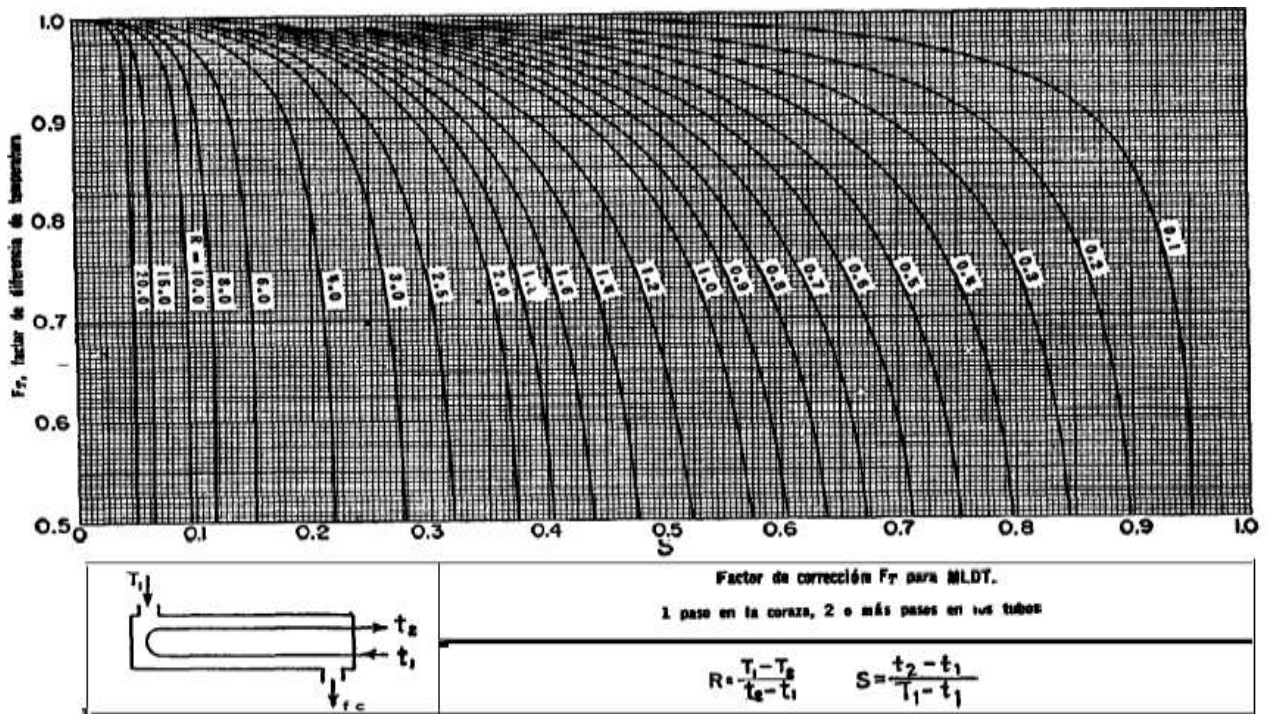


Figura 7. 1 Grafico F_T vs R vs S. Fuente: (Kern, 1965).



Una vez que se han calculado los parámetros anteriores se ha de suponer un coeficiente global de transferencia de calor (U_d) y calcular el área de transferencia requerida (A_1) mediante la ecuación 7.8.

$$A_1 = \frac{Qd}{U_d * \Delta TMLc}$$

Ecuación 7. 8

Como siguiente paso se ha de seleccionar una longitud de tubo (L_t), con su diámetro exterior (D_{Et}) y superficie por pie lineal (a'') correspondiente según TEMA para poder determinar el número de tubos mínimos necesarios (N_{t1}) mediante la ecuación 7.9.

$$N_{t1} = \frac{A_1}{a'' * L_t}$$

Ecuación 7. 9

Una vez calculado esto, se han de seleccionar los parámetros correspondientes tanto de los tubos como de la coraza según TEMA y criterios de diseño que se van a mostrar más adelante. Ahora si se ha de tener la cantidad de tubos (N_t) exacta y se ha de calcular el área de transferencia real mediante la ecuación 7.10.

$$A = N_t * L_t * a''$$

Ecuación 7. 10

Con el área de transferencia real obtenida se recalcula el nuevo coeficiente global de transferencia de calor (U_d) con la ecuación 7.11.

$$U_d = \frac{Qd}{A * \Delta TMLc}$$

Ecuación 7. 11

Como paso siguiente se ha de calcular el coeficiente de transferencia de calor J_H con el número de Reynolds en los tubos (Re_t) por medio de la figura 7.2.

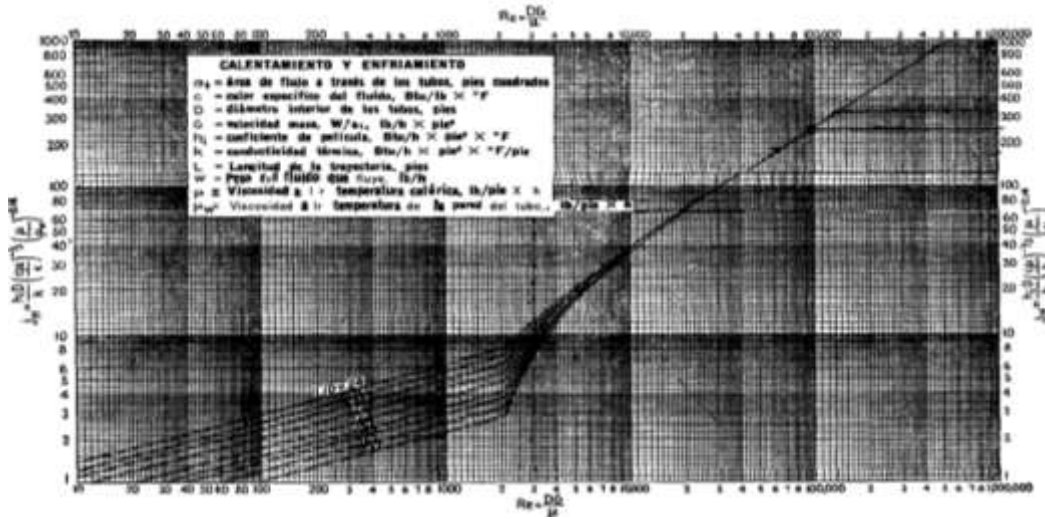


Figura 7. 2 Grafico Re vs j_H . Fuente: (Kern, 1965).

También se debe calcular el número de Prandtl (N_{Pr}) que es un número adimensional proporcional al cociente entre la velocidad de difusión de la cantidad de momento o viscosidad (μ) por la capacidad calorífica (C_p) y la difusividad térmica (k). Para luego poder calcular el coeficiente de película por convección o coeficiente de transmisión superficial (h_i y h_{i0}) por medio de las ecuaciones 7.12.

$$h_i = JH * k / D_{it} * N_{pr} \quad h_{i0} = h_i * D_{it} / D_{et}$$

Ecuaciones 7. 12

Si el coeficiente de película por convección del lado de los tubos es mayor que el U_d supuesto y la caída de presión permitida es razonable, puede procederse al cálculo análogo de la coraza (h_0) con el mismo criterio de que el h_{i0} deba ser menor al U_d supuesto. Estos coeficientes se van a utilizar para calcular el coeficiente global de transferencia de calor limpio (U_c) mediante la ecuación 7.13.

$$U_c = h_{i0} * h_0 / (h_{i0} + h_0)$$

Ecuación 7. 13

La caída de presión (ΔP), tanto para los tubos como para la coraza deberá ser menor al valor de 10 lb/pulg². El cálculo se va a realizar obteniendo el factor de fricción (f) ingresando en el siguiente gráfico (Figura 7.3 para los tubos y Figura 7.4 para la coraza) con el número de Reynolds correspondiente, para luego poder obtener los

valores finales, teniendo en cuenta los estándares de TEMA utilizados mediante la ecuación 7.14 para los tubos y la ecuación 7.15 para la coraza.

$$\Delta P_t = \frac{f * G_t^2 * L_t * n_t}{5,22 * 10^{10} * D_{it} * s_1}$$

Ecuación 7. 14

Dónde: Factor de fricción (f); Vel. de flujo en los tubos (G_t); Longitud de tubo (L_t); Pasos por los tubos (n_t); Diám. interno del tubo (D_{it}); Gravedad específica del líquido (s₁).

$$\Delta P_s = \frac{f * G_s^2 * N * D_i}{5,22 * 10^{10} * D_e * s_2}$$

Ecuación 7. 15

Dónde: Factor de fricción (f); Vel. de flujo en la coraza (G_s); Número de cruces (N); Diám. interno de coraza (D_i); Diám. equivalente (D_e); Gravedad específica líquido (s₂).

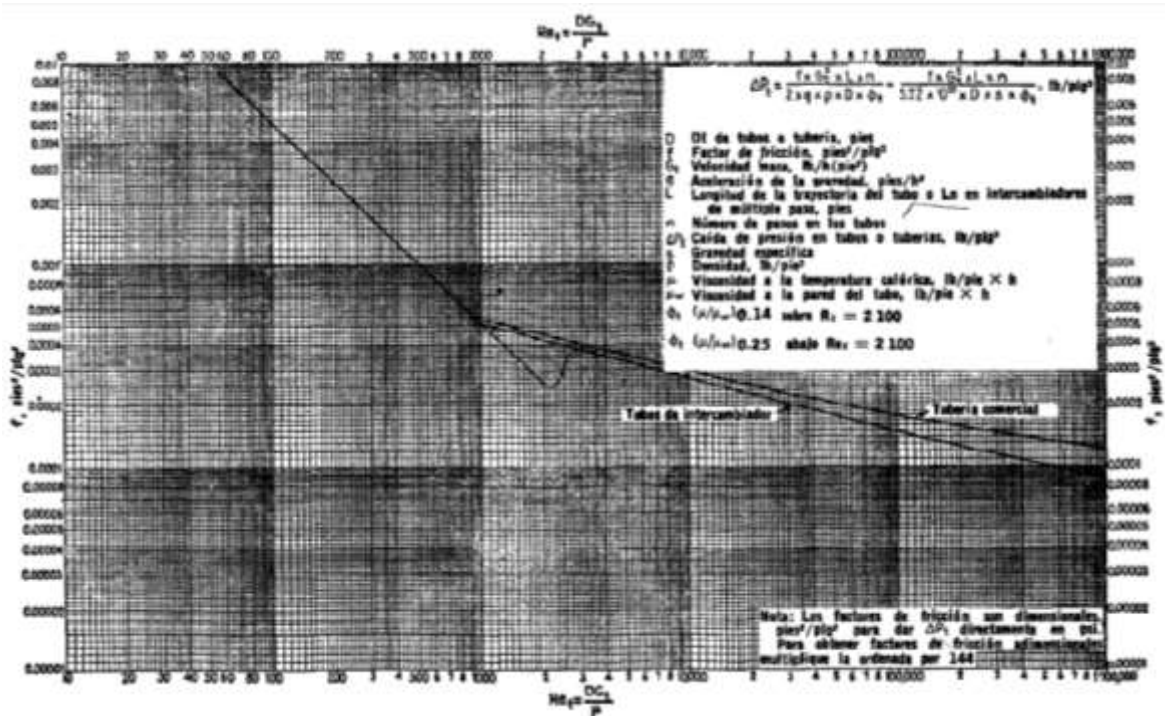


Figura 7. 3. Re vs f para tubos Fuente: (Kern, 1965).

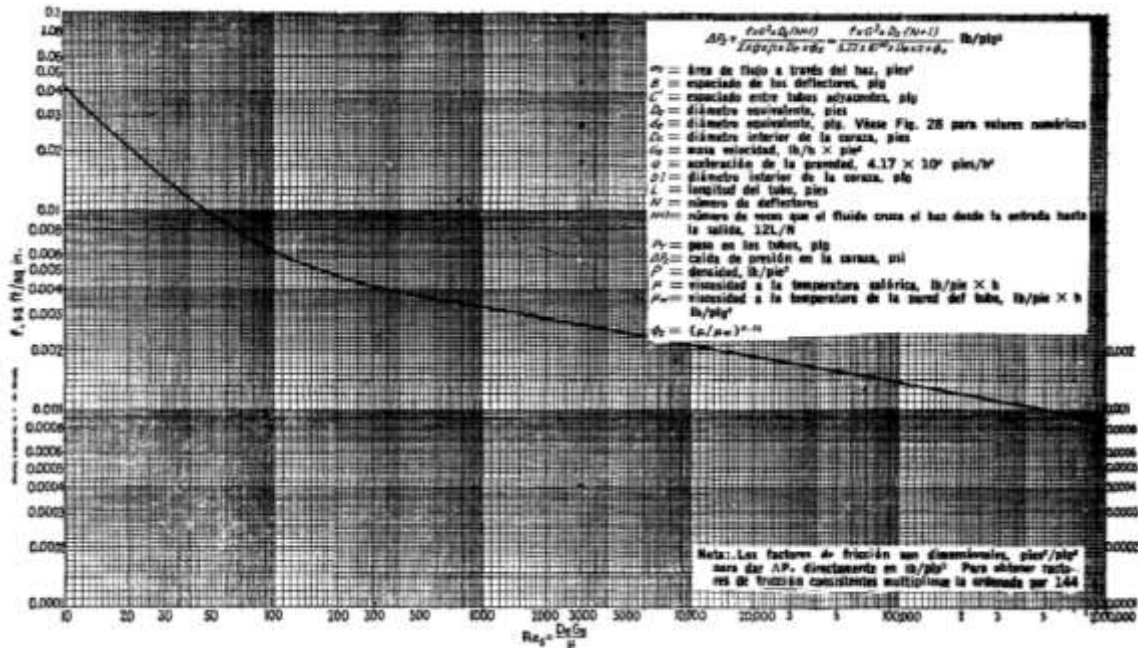


Figura 7. 4 Re vs f para coraza. Fuente: (Kern, 1965).

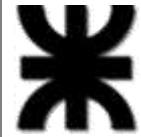
Por último se calcula el factor de obstrucción (R_d) mediante la ecuación 7.16, que es una relación entre los coeficientes globales de transferencia de calor.

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c * U_d}$$

Ecuación 7. 16

Se ha diseñado un equipo con las características que se resumen en la Tabla 7.6.

Equipo E3 – Intercambiador de calor						
Tipo de intercambiador		Tubos y coraza				
Fabricante		Servinox				
Objetivo		Enfriamiento				
Flujo		Contracorriente				
Fluido caliente	Mezcla de reactivos	T1 (°C)	72,83	T2 (°C)	65,00	
Fluido frio	Agua de pozo	t1 (°C)	20,00	t2 (°C)	55,00	
Disposición		Coraza	Mezcla de reactivos			
		Tubos	Agua de pozo			
Régimen de trabajo		Continuo				
Presión de trabajo (atm)		1				
ΔTML (°C)		25,93				



Propiedades fluidodinámicas de las corrientes		
<i>Masa velocidad (lb/ft²h)</i>	Coraza	2,921x10 ⁵
	Tubos	1,063x10 ⁵
<i>Número de Reynolds (N_{Re})</i>	Coraza	8,656x10 ³
	Tubos	2,891x10 ³
<i>Coefficiente de transferencia de calor (kcal/h.m².°C)</i>	Coraza	595,07
	Tubos	861,19
<i>Caída de presión (lb/in²)</i>	Coraza	0,29
	Tubos	0,44
Detalles mecánicos para la construcción		
<i>Material</i>	Acero inoxidable AISI-SAE 304L	
<i>Diámetro de la coraza (plg)</i>	8	
<i>Largo del equipo (metros)</i>	2	
<i>Diámetro de los tubos (plg)</i>	¾	
<i>Espesor de los tubos (BWG)</i>	16	
<i>Número de tubos</i>	30	
<i>Arreglo</i>	Triangular de 1 plg	
<i>Pasos por la coraza</i>	1	
<i>Paso de los tubos</i>	2	
<i>Espaciado entre los deflectores (plg)</i>	2	
<i>Factor de obstrucción (Rd)</i>	1,04 x 10 ⁻⁴	

Tabla 7. 6 Parámetros de diseño para intercambiador de calor E3

7.4. Reacción de esterificación

7.4.1. Cinética de reacción

Las reacciones de esterificación catalizadas por resinas de intercambio iónico pueden describirse utilizando diferentes modelos cinéticos basados en enfoques homogéneos y heterogéneos. El modelo pseudohomogéneo (PH) se ha utilizado con éxito en medios de reacción de alta polaridad donde se puede suponer un hinchamiento completo del catalizador polimérico, lo que permite un fácil acceso de los reactivos a los sitios activos. Sin embargo, el modelo de PH no tiene en cuenta el efecto de absorción en la resina de las diferentes especies en el medio reactivo.

Los mecanismos de Langmuir-Hinshelwood (LH) y Eley-Rideal (ER) incluyen los efectos de adsorción en su modelo cinético. La idea básica del mecanismo de Langmuir-Hinshelwood es que todos los reactivos se adsorben en la superficie del catalizador antes de que tenga lugar la reacción química. Castor Gonzalez y Fair propusieron una expresión cinética empírica, basada en el modelo de Langmuir-Hinshelwood, suponiendo que el agua se adsorbe en la resina siguiendo una distribución exponencial (modelo modificado de LH). El modelo ER se aplica cuando la reacción tiene lugar entre un reactivo adsorbido y no adsorbido. En este trabajo, los



datos cinéticos de la esterificación del ácido láctico con etanol y la hidrólisis del lactato de etilo se correlacionaron simultáneamente utilizando los modelos PH y LH. Entre los diferentes enfoques heterogéneos, el modelo LH se eligió sobre la base de los resultados encontrados en la literatura para este tipo de reacción. El modelo LH modificado no se estudió para no tener un parámetro cinético adicional. Una expresión cinética general se puede escribir como en la ecuación 7.17. La no idealidad de la fase líquida se consideró mediante el uso de actividades en lugar de fracciones molares. Los coeficientes de actividad de los componentes en la fase líquida se calcularon mediante el uso de la ecuación UNIQUAC (modelo de coeficientes de actividad utilizado en la descripción de los equilibrios de fase).

$$r = \frac{1}{m_{\text{cat}}} \frac{1}{v_i} \frac{dn_i}{dt} = \frac{k_e(a_{\text{HL}}a_{\text{EtOH}} - (a_{\text{EL}}a_{\text{W}}/K_{\text{eq}}))}{(1 + \sum_i k_i a_i)^n}$$

Ecuación 7. 17

Donde m_{cat} es la masa del catalizador, v_i el coeficiente estequiométrico del i -ésimo componente, n_i el número de moles del i -ésimo componente, t el tiempo, k_e la constante de velocidad de reacción hacia adelante, k_i la constante de adsorción del i -ésimo componente, a_i la actividad de la i -ésima componente, K_{eq} la constante de equilibrio y el exponente es $n = 2$ para el modelo LH y $n = 0$ para el modelo PH (Delgado, Sanz, & Beltran, 2006).

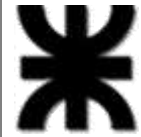
Se utilizó una dependencia de la temperatura de Arrhenius para la constante de reacción como indica la ecuación 7.18.

$$k_e = k_e^0 \exp\left(\frac{-E_{A,e}}{RT}\right)$$

Ecuación 7. 18

Donde k_{e0} es el factor de Arrhenius pre exponencial, E_A la energía de activación, R la constante de gas y T es la temperatura absoluta (Delgado, Sanz, & Beltran, 2006).

Una vez obtenida la velocidad de reacción (r_p), el objetivo es el cálculo de la masa de catalizador (W) que se necesita para lograr la conversión deseada (dx) del reactivo limitante AL en el flujo molar (F) determinado por el balance de masa, mediante la ecuación 7.19 (Smith, 1991).



$$\frac{W}{F} = \int \frac{dx}{r_p}$$

Ecuación 7. 19

A continuación (Tabla 7.7) mediante los datos obtenidos y las ecuaciones mencionadas se van a parametrizar los cálculos la cinética para la reacción.

Parámetro	Valor
K_e^o (mol/g _{cat} .s)	5,86 x 10 ⁻¹¹
E_A (J/mol)	49980,00
T (°K)	338,00
R (J/K.mol)	8,3144
K_e (mol/g _{cat} .s)	3,103 x 10 ⁻³
a_{HL}	1,27825
a_{EtOH}	1,062
a_{EL}	1,4477
a_W	1,6158
K_{eq}	4,214
K_{EtOH}	3,535
K_W	15,739
r_p (mol/Kg _{cat} .min)	0,164
F (mol/min)	505,633
dx	0,70
W (Kg)	2159,00

Tabla 7. 7 Parámetros de cinética para la reacción.

7.4.2. Diseño del reactor

Con el fin de mantener una temperatura constante durante la reacción química, se ha definido que la estructura del reactor será la de un intercambiador de tubos y coraza. Este arreglo resultara útil para fijar el catalizador dentro de los tubos y garantizar la isoterma de la reacción ligeramente exotérmica (Couper, Penney, & Fair, 1988) (Benedict, Parulekar, & Tsai, 2003).



Consistencia de las condiciones de flujo

El número de Reynolds es un valor adimensional que describe el régimen de flujo de un fluido en un espacio o dimensiones determinadas. La magnitud de este número describe si el régimen de flujo es laminar, transicional o turbulento. El Número de Reynolds modificado se va a utilizar para determinar el régimen de flujo en lechos fijos o fluidizados. Generalmente, para lechos fijos con un tamaño de partícula menor a 1 mm, las condiciones del flujo implican que se tenga un Número de Reynolds modificado pequeño, con un régimen de flujo laminar (McCabe & Smith, 2001).

Se va a partir de un Reynolds (Re) de 2100 que corresponde a un flujo laminar en un lecho empacado, para calcular la velocidad superficial en el lecho (V_s) teniendo en cuenta la densidad del fluido (ρ), la viscosidad dinámica del mismo (μ), el diámetro de partículas del catalizador (D_p) y la porosidad de este (ϵ) mediante la ecuación 7.20.

$$Re = D_p * V_s * \rho(1 - \epsilon) * \mu$$

Ecuación 7. 20

Tubos del reactor

La velocidad superficial en el reactor corresponde a la relación entre el flujo volumétrico del fluido en el lecho y el área transversal del reactor que se va a calcular mediante la ecuación 7.21.

$$V_s = Q_v * A$$

Ecuación 7. 21

Una vez obtenida el área transversal del reactor se va a calcular la longitud teniendo en cuenta la masa y densidad de catalizador necesitada mediante la ecuación 7.22.

$$z = \frac{W}{\rho c * A}$$

Ecuación 7. 22

Una vez obtenida la longitud del lecho se va a determinar el tiempo de residencia del fluido en el reactor (t_r) que se mostrará en la tabla 7.8 a partir de la ecuación 7.23.

$$t_r = \frac{z * A}{Q_v}$$

Ecuación 7. 23

Teniendo en cuenta los estándares de TEMA (Tubular Exchange Manufacturers Association), una longitud de tubo (L_t) estándar es de 16 pies por lo que si se relaciona con la longitud del lecho (z) se va a obtener un número de tubos estimativo para el reactor de esterificación mediante la ecuación 7.24.

$$N_t = \frac{z}{L_t}$$

Ecuación 7. 24

El número estimativo de tubos es de 347, se usarán tubos con un diámetro externo de 1,5 pulgadas BWG 14 para el diseño del equipo. Según los estándares de TEMA (Tubular Exchange Manufacturers Association, Inc), tienen un espaciado entre tubos de 1,875 pulgadas con arreglo triangular y un diámetro interno de 1,33 pulgadas.

Se determina que se va a utilizar un intercambiador de un arreglo 1-2 pasos debido al cálculo del ΔT_{ML} afectado por los coeficientes R y S (factores de corrección del ΔT_{ML}) con la utilización de la siguiente figura (Figura 7.5).

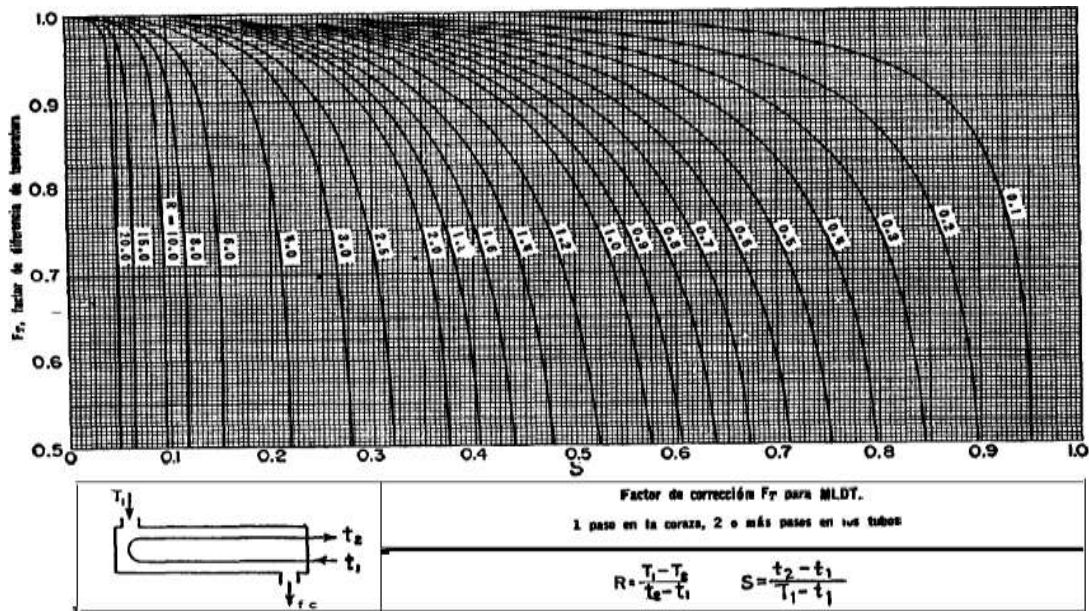


Figura 7. 5 F_t vs R vs S . Fuente: (Kern, 1965).

Para un arreglo de 2 pasos por los tubos según los estándares de TEMA, se van a necesitar en conclusión 360 tubos. La caída de presión en los tubos por fricción con las paredes y el catalizador debe ser menor a 10 lb/pulg², la cual se va a calcular con la ecuación 7.25.



$$\Delta Pt = \frac{ft * Gt^2 * Lt * Nt}{5,22x10^{10} * Dt * s1}$$

Ecuación 7. 25

Coraza del reactor

Para determinar la coraza se siguen los estándares de TEMA, lo cual indica que va a tener un diámetro interno (DI_c) de 43 pulgadas. A continuación se va a determinar el área de intercambio de la misma (A_s) mediante la ecuación 7.26.

$$As = \frac{Dlc * C * B}{144 * Pt * nC}$$

Ecuación 7. 26

La caída de presión en la coraza al igual que la de los tubos no debe superar las 10 lb/pulg² y se va a calcular mediante la ecuación 7.27.

$$\Delta Ps = \frac{fs * Gs^2 * N * Ds}{5,22x10^{10} * De * s2}$$

Ecuación 7. 27

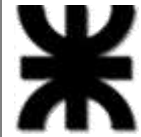
Cálculo energético

Para lograr mantener la isoterminia durante la reacción es necesario un caudal de fluido refrigerante (agua de pozo a 20°C). Esto se va a calcular como si la reacción no fuese isotérmica, teniendo en cuenta el calor de reacción (ΔH), la diferencia de temperatura a contrarrestar, el caudal de alimentación al reactor y las capacidades caloríficas de la mezcla reaccionante y la del agua mediante las siguientes ecuaciones (ecuaciones 7.28).

$$\Delta H = W1 * cp1 * (\Delta T) \quad W2 = \frac{\Delta H}{cp2 * (\Delta t)}$$

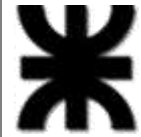
Ecuaciones 7. 28

A continuación (Tabla 7.8) se van a mostrar tanto los resultados de los cálculos de las ecuaciones anteriores como los parámetros para calcularlos.



Parámetro	Descripción	Unidad	Valor
Re	Número de Reynolds	-	< 2100
D _p	Diámetro de partículas del catalizador	m	0,0005
ρ	Densidad del fluido	kg/m ³	872,07
μ	Viscosidad dinámica del fluido	kg/m.s	0,00078
ε	Porosidad del catalizador	-	0,36
V _s	Velocidad superficial del lecho	m/s	2,404
Q _v	Caudal volumétrico de alimentación	m ³ /h	7,90
A	Área transversal del lecho de catalizador	m ²	9,127 x 10 ⁻⁴
z	Longitud de lecho de catalizador	m	1690,00
W	Masa de catalizador	kg	2159,00
ρ _c	Densidad de catalizador	kg/m ³	1400,00
t _r	Tiempo de residencia del fluido en reactor	min	11,713
L _t	Longitud de tubos	pies	16,00
ΔT _{ML}	Diferencia de T° media logarítmica	°C	21,204
R / S	Factor de corrección del ΔT _{ML}	-	0,42 / 0,525
ΔT _{ML} *	Dif. de T° media logarítmica corregido	°C	18,865
N _t	Numero de tubos	-	347 / 360
ΔP _t	Caída de presión en los tubos	lb/plg ²	3,181x10 ⁻⁴
f _t	Factor de fricción en los tubos	-	0,0006
G _t	Relación entre caudal y área de transf.	lb/h.pie ²	4768,00
D _t	Diámetro interno de tubos en pies	pies	0,111
s ₁	Gravedad específica fluido caliente	-	0,8739
A _s	Área de transferencia en la coraza	pie ²	1,284
D _{Ic}	Diámetro interno de la coraza	plg	43,00
B	Espaciado entre deflectores de coraza	plg	21,50
C	Dif. entre P _t y diámetro de tubos	plg	0,375
P _t	Espaciado de los tubos de reactor	plg	1,875
n _C	Pasos por la coraza	-	1,00
ΔP _s	Caída de presión en la coraza	lb/plg ²	3,744x10 ⁻⁴
f _s	Factor de fricción en la coraza	-	0,0043
G _s	Relación entre caudal y área de transf.	lb/h.pie ²	3561,00
N	Numero de cruces	-	9,00
D _s	Diámetro interno de la coraza en pies	pies	3,583
D _e	Diámetro equivalente	pies	0,09
s ₂	Gravedad específica fluido refrigerante	-	1,00
ΔH	Calor de reacción	Btu/h	13720,00
cp1	Capacidad calorífica mezcla reaccionante	Btu/lb.°F	0,671
ΔT	Diferencia de T° a contrarrestar	°C	14,00
cp2	Capacidad calorífica fluido refrigerante	Btu/lb.°F	1,00
Δt	Diferencia de T° fluido refrigerante	°C	35,00
W ₂	Caudal másico de agua de enfriamiento	lb/h	4573,00

Tabla 7. 8 Parámetros calculados para el diseño de reactor.

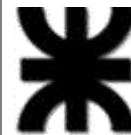


Hoja de especificaciones del reactor

A continuación se va a adjuntar una tabla (Tabla 7.9) con las especificaciones finales que debe tener el equipo para la reacción de esterificación de este proceso.

Equipo R4A/R4B – Reactor de esterificación				
Tipo de reactor	Reactor flujo pistón multitubular			
Fabricante	Servinox	Material de construcción		AISI 316L
Dimensiones (Coraza)	<i>Volumen de reactor [m³]</i>	4,56	<i>Volumen coraza [m³]</i>	3,02
	<i>Longitud [pies]</i>	16,00	<i>Diámetro [plg]</i>	43,00
Capacidad de producción	7,90 m ³ /h			
Condiciones de proceso				
<i>Temperatura de operación [°C]</i>	65,00	<i>Presión de operación [atm]</i>		1,00
<i>Conversión [%]</i>	70,00	<i>Caída de presión [lb/plg²]</i>		3,744x10 ⁻⁴
Consideraciones de proceso – Materias primas				
<i>Etanol</i>	Concentración máxima 96% p/p			
<i>Ácido láctico</i>	Concentración máxima 88% p/p			
<i>Amberlyst 15</i>	Resina de intercambio iónico regenerable			
Tubos para empaque del catalizador				
Dimensiones	<i>Número de tubos</i>	360,00	<i>Régimen de flujo</i>	Laminar
	<i>Diam. Externo [plg]</i>	1,50	<i>Diam. Interno [plg]</i>	1,33
	<i>Longitud [pies]</i>	16,00	<i>Arreglo</i>	Triangular

Tabla 7. 9 Parámetros de diseño para el reactor R4.



7.5. Precalentamiento antes del primer destilador

Para optimizar el consumo energético, se ha planteado diseñar un equipo que precaliente la corriente de salida del reactor antes de ingresar en el primer destilador, utilizando como fluido calefactor la corriente de LE caliente salida del tercer destilador, logrando así también la disminución de la temperatura de mencionada corriente. En la tabla 7.10 se han de detallar los parámetros de diseño, cuyos cálculos son análogos a los del equipo E3 diseñado en la sección 7.3.

Equipo E9 – Intercambiador de calor					
Tipo de intercambiador		Tubos y coraza			
Fabricante		Servinox			
Objetivo		Intercambiar calor entre corrientes			
Flujo		Contracorriente			
<i>Fluido caliente</i>	Lactato de Etilo	T1 (°C)	153,96	T2 (°C)	117,30
<i>Fluido frio</i>	Sol. salida reactor	t1 (°C)	65,00	t2 (°C)	75,00
Disposición		Coraza	Solución salida del reactor		
		Tubos	Lactato de Etilo		
Régimen de trabajo		Continuo			
Presión de trabajo (atm)		1			
ΔTML (°C)		82,88			
Propiedades fluidodinámicas de las corrientes					
<i>Masa velocidad (lb/pie²h)</i>	Coraza	4,381x10 ⁵			
	Tubos	1,983x10 ⁵			
<i>Número de Reynolds (NRe)</i>	Coraza	1,844x10 ⁴			
	Tubos	1,601x10 ⁴			
<i>Coefficiente de transferencia de calor (kcal/h.m².°C)</i>	Coraza	3334,96			
	Tubos	707,14			
<i>Caída de presión (lb/plg²)</i>	Coraza	0,59			
	Tubos	0,44			
Detalles mecánicos para la construcción					
Material		Acero inoxidable AISI-SAE 304L			
<i>Diámetro de la coraza (plg)</i>		8			
<i>Largo del equipo (metros)</i>		1			
<i>Diámetro de los tubos (plg)</i>		¾			
<i>Espesor de los tubos (BWG)</i>		16			
Número de tubos		37			
Arreglo		Triangular de 1 plg			
<i>Paso por la coraza</i>		1			
<i>Paso de los tubos</i>		1			
<i>Espaciado de los deflectores (cm)</i>		31,64			
<i>Factor de obstrucción (Rd)</i>		1,02 x 10 ⁻⁴			

Tabla 7. 10 Parámetros de diseño para el intercambiador de calor E9.

7.6. 1er Destilador – Separador de productos/reactivos

Se ha de diseñar un equipo de destilación multietapa que tenga como componentes claves agua y LE, es decir que se obtenga la mayor cantidad de agua posible por la cabeza de la torre y la mayor concentración posible de LE por el fondo de esta.

Se ha simulado una torre de destilación de platos con válvulas conformada por dos secciones divididas por el plato de alimentación como se muestra en la figura 7.6 por medio del software ChemCad® 7.1.2 con las condiciones de operación correspondientes que se muestran en la tabla 7.11.

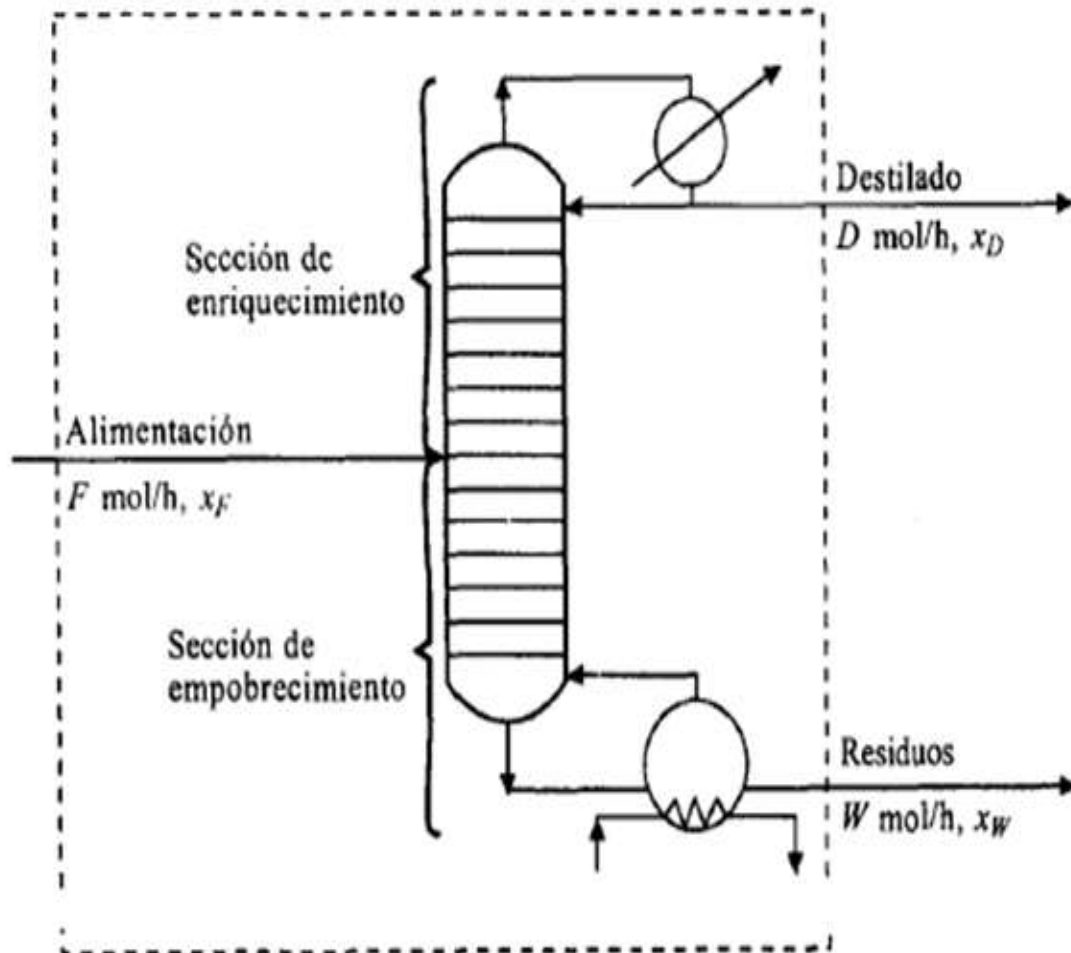
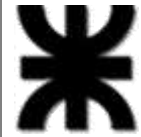


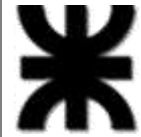
Figura 7. 6 Ilustración de las 2 secciones en una torre de destilación. Fuente: (Kern, 1965).



Equipo C5 – Torre de destilación	
Tipo de torre	Columna de platos con válvulas
Fabricante	GEA
Objetivo	Separar productos de reactivos
Material de construcción	Acero inoxidable AISI-SAE 304L
Condiciones de operación	
<i>Temperatura de cabeza (°C)</i>	79,00
<i>Temperatura de fondo (°C)</i>	169,00
<i>Calor de rehervidor (kcal/h)</i>	2,05 x 10 ⁶
<i>Relación de reflujo</i>	0,80
<i>Masa refluja (kg/h)</i>	1657,63
<i>Caída de Presión (atm)</i>	0,084
<i>Eficiencia de los platos (%)</i>	80,00
<i>Plato de alimentación</i>	12
<i>Factor de inundación (%)</i>	80,00
Composición de cabeza (kg/h)	
<i>Etanol</i>	3219,00
<i>Agua</i>	713,54
<i>Ácido Láctico</i>	1,10 x 10 ⁻¹⁰
<i>Lactato de Etilo</i>	0,25
Composición de fondo (kg/h)	
<i>Etanol</i>	0,24
<i>Agua</i>	0,14
<i>Ácido Láctico</i>	820,92
<i>Lactato de Etilo</i>	2511,82

Tabla 7. 11 Parámetros de diseño para la torre de destilación C5.

La sección de enriquecimiento consta de 4 platos de 1,40 metros de diámetro, estos son más grandes que los de la sección de empobrecimiento (11 platos incluyendo rehervidor de 1 metro de diámetro) debido a que por aquí va a circular la mayor parte de la corriente debido a su composición.



A continuación se va a adjuntar una tabla donde se diferencian los parámetros de ambas secciones (Tabla 7.12).

Sección de enriquecimiento	
<i>Cantidad de platos</i>	4
<i>Diámetro (m)</i>	1,40
<i>Altura (m)</i>	1,60
<i>Espacio entre platos (m)</i>	0,40
<i>Tipo de válvulas</i>	V4
<i>Altura de las válvulas (cm)</i>	5,08
<i>Relación área total perforada/área de plato</i>	0,19
Sección de empobrecimiento	
<i>Cantidad de platos</i>	11
<i>Diámetro (m)</i>	1,00
<i>Altura (m)</i>	4,40
<i>Espacio entre platos (m)</i>	0,40
<i>Tipo de válvulas</i>	V4
<i>Altura de las válvulas (cm)</i>	5,08
<i>Relación área total perforada/área de plato</i>	0,19

Tabla 7. 12 Diferenciación de secciones del equipo C5.

Esta torre fue diseñada con un sobredimensionamiento de un 20% como margen de seguridad. La columna de destilación consta de un rehervidor o reboiler que es una especie de caldera interna o calderín donde se calienta la mezcla a la temperatura de operación por medio de un serpentín con vapor proveniente de la caldera de la planta (Véase capítulo 8) como fluido calefactor. Además consta de un condensador cuyo objetivo es recircular la mezcla alcohólica con una razón de 0,80 por medio de agua de pozo como fluido refrigerante. Este rehervidor cuenta como un plato más de la columna y junto con el condensador se ven como lo muestra la figura 7.7.

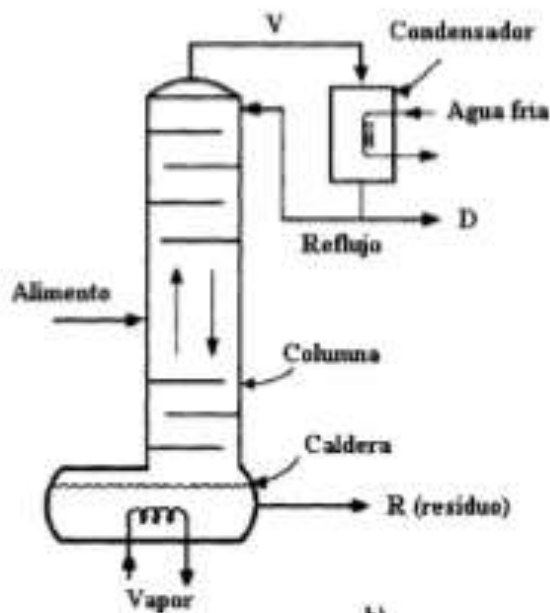


Figura 7. 7 Disposición física del equipo C5.

La torre cuenta con platos perforados con válvulas del tipo V4. El tipo de válvula determina los coeficientes de caída de presión, K_1 y K_2 de la caída de presión del plato perforado y, por lo tanto, la caída de presión general de los platos. Los platos con válvulas V1 son de acero estampado y tienen bordes filosos, mientras que los platos con válvulas V4 tienen un orificio extruido tipo Venturi (Figura 7.8).

La densidad del material de la válvula ayuda a determinar qué tan abierta debe estar la válvula en determinada condición. Esto afecta la caída de presión del plato y, posteriormente, la caída de presión general. El material predeterminado es acero al carbono.

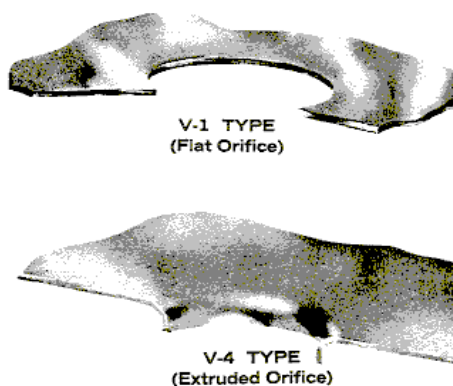


Figura 7. 8 Configuración de válvulas. Fuente: ChemCad 7.1.2®.



El porcentaje de inundación es la condición donde la caída de presión a través de un plato es suficiente para hacer que el líquido de cabeza sea equivalente al espacio del plato más la altura del vertedero. En este punto, el líquido está justo en el punto de desbordar el vertedero en el plato superior. Cuando esto sucede, la columna se llena de líquido espumoso y se vuelve inoperable.

El porcentaje de inundación es la velocidad con que se producen las mismas, a veces se lo llama factor de inundación y se calcula por medio de la ecuación 7.29.

$$\text{Factor de inundación} = \frac{\text{Velocidad de vapor actual}}{\text{Velocidad de vapor en el punto de inundación}} * 100$$

Ecuación 7. 29

La caída de presión de los platos es una función de los flujos de vapor y líquido; número, tipo y densidad del metal, espesor de la válvula; altura y longitud del vertedero. A flujos de vapor bajos a moderados, cuando las válvulas no están completamente abiertas, la caída de presión del plato es proporcional al peso de la válvula y es esencialmente independiente del flujo de vapor. A velocidades de vapor suficientemente altas para abrir completamente las válvulas, la caída de presión del plato es proporcional al cuadrado de la velocidad del vapor a través de los orificios. La caída de presión de los platos con válvulas tipo V1 y V4 se obtiene de la ecuación 7.30, siendo el mayor valor el correcto.

$$P_p = 1,35 * t_m * \frac{D_m}{D_l} + K_i * (V_H)^i * \frac{D_v}{D_l} \qquad P_p = K_i * (V_H)^i * \frac{D_v}{D_l}$$

Ecuación 7. 30

Dónde: P_p (caída de presión del plato); t_m (espesor de válvula en pulgadas); D_m (densidad del metal de la válvula); D_l (Densidad del líquido); K_i (Coeficiente de caída de presión); V_H (velocidad en el orificio o perforación); D_v (densidad del vapor).

La caída de presión total es calculada mediante la ecuación 7.31.

$$P = P_p + 4 * (gpm/L_{wi})^{2/3} + 4 * H_w$$

Ecuación 7. 31

Dónde: P (caída de presión total); gpm (galones por minuto) L_{wi} (longitud del vertedero en pulgadas); H_w (altura del vertedero en pulgadas).

7.7. 2do destilador (Concentración de EtOH)

Se va a diseñar un equipo de destilación multietapa para lograr la concentración del EtOH no reaccionante al nivel azeotrópico para poder recircularlo al inicio del proceso y así poder reutilizarlo.

Se ha de simular una torre de destilación de platos perforados en arreglo triangular que se ve como se muestran en las siguientes figuras (figura 7.9 y 7.10), construida en acero inoxidable 304L por medio del software ChemCad® 7.1.2 con las condiciones de operación correspondientes que se muestran en la tabla 7.13.

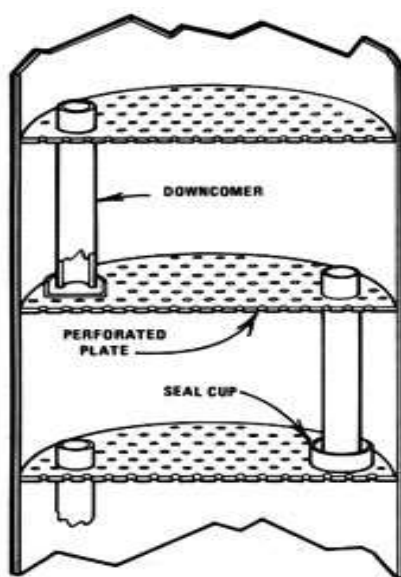


Figura 7. 9 Ilustración de una columna de platos perforados.

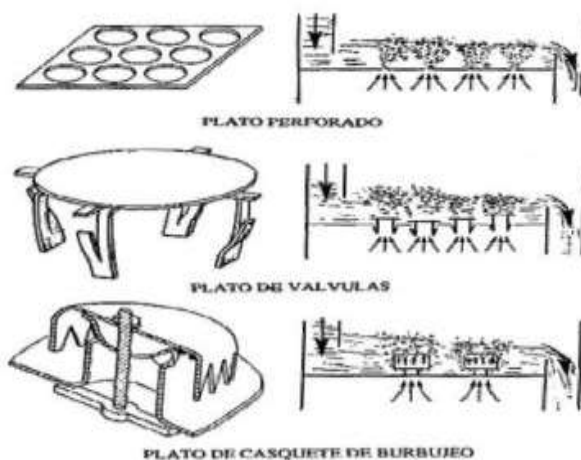


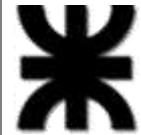
Figura 7. 10 Diferentes configuraciones de platos de columnas de destilación.



Equipo C6 – Torre de destilación	
Tipo de torre	Columna de platos perforados
Fabricante	GEA
Objetivo	Concentrar EtOH al 96%
Material de construcción	Acero inoxidable AISI-SAE 304L
Condiciones de operación	
<i>Temperatura de cabeza (°C)</i>	78,21
<i>Temperatura de fondo (°C)</i>	96,30
<i>Calor de rehervidor (kcal/h)</i>	4,00 x 10 ⁶
<i>Relación de reflujo</i>	5,00
<i>Masa refluja (kg/h)</i>	1691,71
<i>Caída de Presión (atm)</i>	0,214
<i>Eficiencia de los platos (%)</i>	80,00
<i>Plato de alimentación</i>	35
<i>Factor de inundación (%)</i>	78,39
Composición de cabeza (kg/h)	
<i>Etanol</i>	3217,00
<i>Agua</i>	166,42
<i>Ácido Láctico</i>	-
<i>Lactato de Etilo</i>	2,26 x 10 ⁻¹⁸
Composición de fondo (kg/h)	
<i>Etanol</i>	2,00
<i>Agua</i>	547,11
<i>Ácido Láctico</i>	1,10 x 10 ⁻¹⁰
<i>Lactato de Etilo</i>	0,25

Tabla 7. 13 Parámetros de diseño para la torre C6.

Esta torre a diferencia de la anterior cuenta con el mismo diseño tanto para la sección de enriquecimiento como la de empobrecimiento, a continuación se van a adjuntar las especificaciones de esta en la tabla 7.14.



Sección de enriquecimiento/empobrecimiento	
<i>Cantidad de platos</i>	15/35
<i>Diámetro (m)</i>	2,00
<i>Altura (m)</i>	15,00
<i>Espacio entre platos (m)</i>	0,30
<i>Diámetro de agujeros (cm)</i>	0,635
<i>Distancia entre centro de agujeros (cm)</i>	1,5875
<i>Arreglo de perforaciones</i>	Triangular
<i>Espesor del plato (cm)</i>	0,1982
<i>Relación área total perforada/área de plato</i>	0,12

Tabla 7. 14 Disposición de secciones para la torre C6.

El factor de inundación se calcula análogamente al de la torre anterior mientras que la caída de presión se va a calcular de la siguiente manera; la caída de presión total para el flujo de vapor de un plato al siguiente tiene el valor que se leería desde un manómetro conectado entre los espacios de vapor de los platos adyacentes. Es conveniente considerar esta caída de presión como consistente en dos resistencias en serie:

- Caída de presión debido al flujo de vapor a través de las perforaciones (caída del plato seco).
- Caída de presión debido a la presión hidrostática de masa de líquido en el plato.

El cálculo de la caída de presión a través de las perforaciones, caída del plato seco, se basa en la ecuación del orificio simple (ecuación 7.32).

$$U_h = C_{vo} * \left(\frac{2 * g * \rho_l * h_h}{12 * \rho_v} \right)^{1/2}$$

Ecuación 7. 32

Dónde: U_h (velocidad del flujo de vapor); C_{vo} (coeficiente de descarga); g (aceleración de la gravedad); ρ_l (densidad del líquido); h_h (pérdida de carga debido al flujo de vapor a través de perforaciones); ρ_v (densidad del vapor).



Las pérdidas de presión por encima de las perforaciones incluyen las de formación de burbujas (pérdida de tensión superficial), las de flujo a través de la masa aireada y las de efectos estáticos en el espacio del vapor. En la práctica, los efectos del vapor estático se descuidan, excepto cuando la densidad del vapor es grande en relación con la densidad del líquido. Las otras pérdidas se agrupan y se correlacionan por medio de un factor de aireación (β) que incide en la pérdida de carga del líquido (h_l) como muestra la ecuación 7.33.

$$h_l = \beta * (h_w + h_{ow})$$

Ecuación 7. 33

Dónde: h_l (pérdida de carga del líquido); β (factor de aireación); $h_w + h_{ow}$ (sello de líquido de operación a la salida del vertedero del plato).

La caída de presión total en los platos perforados se calcula de la siguiente manera (ecuación 7.34).

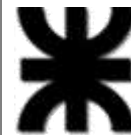
$$h_t = h_h + h_l$$

Ecuación 7. 34

Dónde: h_t (pérdida de carga total de platos).

Esta columna de destilación fraccionada de platos perforados al igual que la torre anterior, fue diseñada con un sobredimensionamiento de un 20% de capacidad como margen de seguridad por cualquier pérdida de eficiencia u otros problemas que pudiesen ocurrir durante el proceso productivo de LE.

En esta columna, la corriente de fondo denominada agua de proceso, contiene trazas de AL y LE que justifican como mínimo una neutralización de pH como parte de un tratamiento de efluentes que se tratara más adelante (véase capítulo 9).

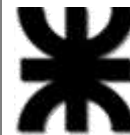


7.8. 3er Destilador (Concentración de LE)

El equipo de destilación a diseñar debe cumplir el objetivo de concentrar el producto principal de este proceso hacia el fondo del equipo, volatilizandolo la mayor parte de AL posible por la cabeza de este. Se ha simulado una columna de destilación de platos con válvulas del tipo V1 (ver figura 7.8) por medio del software ChemCad® 7.1.2 con las condiciones de operación que se muestran en la tabla 7.15.

Equipo C7 – Torre de destilación	
Tipo de torre	Columna de platos con válvulas
Fabricante	GEA
Objetivo	Concentrar LE
Material de construcción	Acero inoxidable AISI-SAE 304L
Condiciones de operación	
<i>Temperatura de cabeza (°C)</i>	160,63
<i>Temperatura de fondo (°C)</i>	226,42
<i>Calor de rehedidor (kcal/h)</i>	5,287 x 10 ⁵
<i>Relación de reflujo</i>	1,16
<i>Masa refluja (kg/h)</i>	2921,13
<i>Caída de Presión (atm)</i>	0,214
<i>Eficiencia de los platos (%)</i>	80,00
<i>Plato de alimentación</i>	12
<i>Factor de inundación (%)</i>	78,39
Composición de cabeza (kg/h)	
<i>Etanol</i>	0,31
<i>Agua</i>	0,14
<i>Ácido Láctico</i>	2509,31
<i>Lactato de Etilo</i>	2,26 x 10 ⁻¹⁸
Composición de fondo (kg/h)	
<i>Etanol</i>	6,45 x 10 ⁻⁷
<i>Agua</i>	2,62 x 10 ⁻⁷
<i>Ácido Láctico</i>	820,10
<i>Lactato de Etilo</i>	2,51

Tabla 7. 15 Parámetros de diseño para la torre C7.



Esta torre al igual que las precedentes, está diseñada y sobredimensionada con un 20% de margen de seguridad por cualquier contrariedad que pudiese suceder.

Los parámetros de la columna de destilación para la concentración del LE se calculan análogamente a las de la torre de concentración de EtOH (ver sección 7.6) y obteniéndose los resultados mostrados en la tabla anterior.

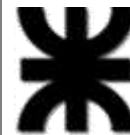
Tanto la sección de enriquecimiento como la de empobrecimiento cuentan con un mismo diseño de platos que se van a mostrar en siguiente tabla (Tabla 7.16).

Sección de enriquecimiento/empobrecimiento	
<i>Cantidad de platos</i>	4/12
<i>Diámetro (m)</i>	0,75
<i>Altura (m)</i>	4,80
<i>Espacio entre platos (m)</i>	0,30
<i>Tipo de válvulas</i>	V1
<i>Altura de válvulas (cm)</i>	5,08
<i>Relación área total perforada/área de plato</i>	0,19

Tabla 7. 16 Disposición de las secciones para el equipo C7.

Las corrientes de salida de esta columna deberán regresar hacia atrás en la línea productiva, ya que la corriente de fondo “K” retorna al tanque “T3” como AL no reaccionante recirculado al proceso para la economía del mismo; Mientras que la corriente “J” que egresa de la cabeza de la torre de destilación, siendo esta el producto principal del proceso (LE), se dirige al intercambiador de calor (equipo E9) como fluido calefactor de la corriente “E” previo a su ingreso a la primera columna de destilación. Con esto último se cumplen dos objetivos, el mencionado calentamiento anterior y además se logra pre enfriar el LE para su posterior almacenamiento.

Los cálculos de la masa de vapor a utilizar en los rehervidores y el agua de enfriamiento que se va a poner en uso en los condensadores de las tres torres de destilación diseñadas en este capítulo se van a calcular en el capítulo siguiente de servicios auxiliares (véase capítulo 8) con los correspondientes datos de calor tanto a extraer como incorporar que se muestran en las tablas adjuntas.



7.9. Enfriamiento de agua de proceso

En este equipo se va a proceder a enfriar a una temperatura de aproximadamente 25°C el agua con trazas de productos y reactivos que no reaccionaron, que egresa de la columna de destilación “C6” para que pueda ser transportada correctamente al tanque depósito “T4” que va a ser diseñado en este mismo capítulo posteriormente, para luego ser tratada como un efluente de la planta productiva de LE por el método que se va a explicar más adelante en el capítulo que desarrolla la aplicación de estos tratamientos de efluentes.

Los intercambiadores de calor tubulares siempre han sido los predilectos en la ingeniería de una planta, siendo éstos el tipo de intercambiador por elegir siempre que la diferencia de temperaturas entre ambas corrientes fluidas sea baja, en cuyo caso, los intercambiadores de carcasa y tubos son poco eficientes.

Los intercambiadores de calor de placas logran una alta eficiencia gracias a la gran superficie de intercambio que existe entre las dos corrientes fluidas, y porque las corrientes fluidas circulan por canales muy estrechos en los que se es posible lograr una gran superficie de contacto entre ambos fluidos. Pero en cambio presentan problemas de ensuciamiento y una pérdida de carga relativamente elevada.

Un intercambiador de calor de placas (figura 7.11) es el más eficiente y menos costoso que existe, debido a la turbulencia inducida del flujo y al pequeño diámetro hidráulico (definido como el área de la sección transversal, dividido por dos veces el perímetro), de los canales, los cuales tienden a incrementar el Reynolds. El intercambiador de placas puede obtener una eficiencia de hasta cinco veces, aquéllas alcanzadas en una versión tubo y coraza para una similar aplicación, debido a que no tienen distinción de lado del tubo o lado de la coraza.

El intercambiador de calor de placas puede ser más apropiado que el intercambiador de calor de tubo y coraza, cuando ambos lados, el caliente y el frío, son fluidos de proceso. Otra de las ventajas es que el área de transferencia de calor puede ser modificada por adición o eliminación de placas, producto del cambio en las condiciones del proceso.

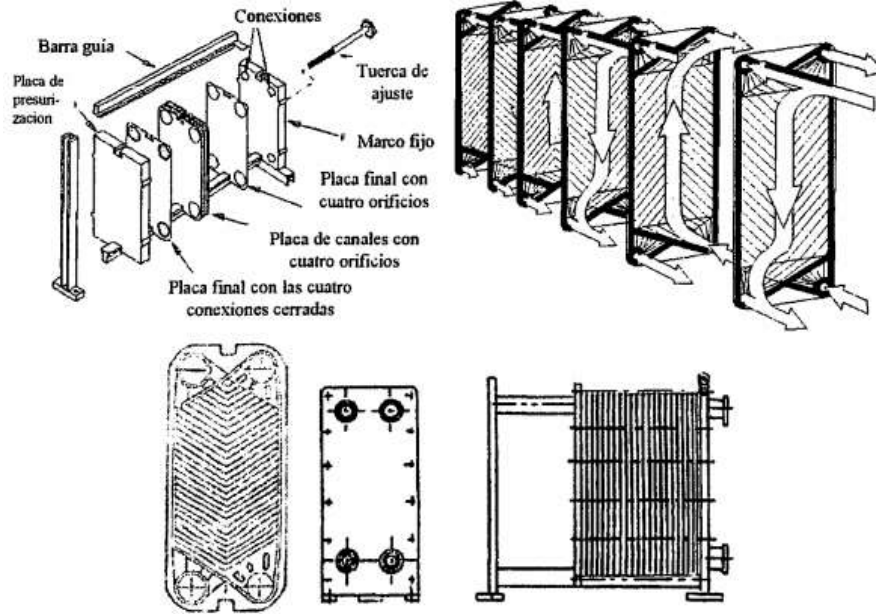


Figura 7. 11 Configuración de un intercambiador de placas. Fuente: (Mantilla, 1973).

El diseño del intercambiador de calor para realizar esta operación, parte de la base de que las temperaturas de salida de ambos fluidos, tanto el calefactor como el que es enfriado, son muy similares (figura 7.12), lo cual deja la conclusión de que a pesar de que la posible pérdida de carga vaya en aumento en comparación con un intercambiador de energía tubular, se debe utilizar un intercambiador de placas.

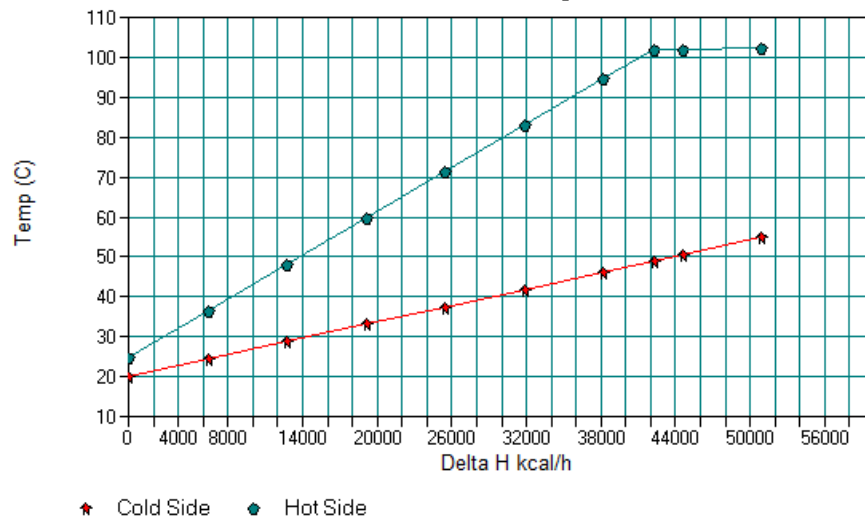


Figura 7. 12 Gráfico ΔH vs T° . Fuente: propia ChemCad 7.1.2®.



El algoritmo de cálculo utilizado para el diseño de este intercambiador de placas se basa en el método de la temperatura media logarítmica (ΔT_{ML}) que se calcula según la ecuación propuesta en la sección 7.3. Como la transferencia de calor se produce a través de paredes “planas” (en la práctica se toma el área total de la superficie extendida por las corrugaciones que poseen las placas), no es necesaria la distinción entre áreas internas y externas en la suma de resistencias, de forma que el coeficiente limpio se calcula mediante la ecuación 7.35.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_h} + (x/k)_w + \frac{1}{h_c}$$

Ecuación 7. 35

Donde el término de resistencia por conducción en la placa, que usualmente se desprecia, depende del espesor x y la conductividad térmica k de la pared calculado por la ley de Fourier mediante la ecuación 7.36.

$$\frac{Q}{A_p} = k * (\Delta T)_w / x$$

Ecuación 7. 36

Los pasos del método ΔT_{ML} son:

- Del balance de energía se obtiene la siguiente ecuación 7.37.

$$Q = w * c_{p_h} * (\Delta T_h) = w * c_{p_c} * (\Delta T_c)$$

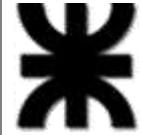
Ecuación 7. 37

- Se obtiene el ΔT_{ML} de la ecuación 7.38.

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2 / T_2 - t_1)}$$

Ecuación 7. 38

- Se asume la configuración de las corrientes en el equipo (paralelo, serie), y el número de placas totales (N) tanto para el fluido frío (n_c) como para el fluido caliente (n_h). Es de resaltar que si N es par se sigue la ecuación 7.39 mientras que si es impar se basa en la ecuación 7.40.



$$n_h - n_c = 1 \quad n_h = n_c = (N + 1/2)$$

Ecuación 7. 39

Ecuación 7. 40

- Se calculan los coeficientes convectivos de transferencia de calor (h_h y h_c) y se usan en la ecuación 7.35 para obtener U. Se suman los factores de obstrucción propuestos (R_{Dh} y R_{Dc}) para obtener el U de diseño calculado mediante la ecuación 7.41.

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U} + R_{Dh} + R_{Dc}$$

Ecuación 7. 41

- Se obtiene F_t (factor de corrección de la ΔTML) a partir de las tablas de manera análoga a la de la sección 7.3.
- Se recalcula el número de placas siguiendo las ecuaciones 7.42 y 7.43.

$$At = Q/[U_D \times F_t \times \Delta TML] \quad N = At/Ap$$

Ecuación 7. 42

Ecuación 7. 43

- Si N coincide con lo supuesto en el paso 3, se detiene la iteración. De lo contrario se asume otra configuración y se continúa.

Una característica del intercambiador de calor de placas es que la turbulencia inducida por los canales reduce el número de Reynolds hasta que el flujo se vuelve laminar. El factor de fricción está correlacionado aproximadamente para estos casos como se indica en la ecuación 7.44.

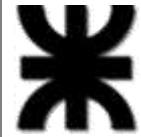
$$f = \frac{2,5}{NRe^{0,3}}$$

Ecuación 7. 44

Este factor junto con el caudal que pasa por un canal (G), la long. del recorrido del fluido por el mismo (L_p), la densidad del fluido (ρ), el diám. hidráulico de los canales (D_h) y el número de estos (N_c) determinan la pérdida de carga por la ecuación 7.45.

$$\Delta P = \frac{f * L_p * G^2}{2 * \rho * D_h}$$

Ecuación 7. 45



A continuación en la tabla 7.17 se detallan los parámetros de diseño y construcción calculados anteriormente para el intercambiador de calor de placas.

Equipo E8 – Intercambiador de calor					
Tipo de intercambiador		Placas			
Fabricante		Alfa Laval			
Objetivo		Enfriamiento de agua de proceso			
Flujo		Contracorriente			
<i>Fluido caliente</i>	Agua de proceso	T1 (°C)	96,30	T2 (°C)	25,00
<i>Fluido frio</i>	Agua de pozo	t1 (°C)	20,00	t2 (°C)	55,00
ΔTML (°C)		18,82			
<i>Régimen de trabajo</i>		Continuo			
<i>Presión de trabajo (atm)</i>		1,00			
<i>Área Efectiva (m²)</i>		48,25			
<i>Calor Intercambiado (kcal/h)</i>		50914,78			
Propiedades fluidodinámicas de las corrientes					
Lado Frio (Agua)	<i>Caudal(kg/h)</i>	1726,72			
	<i>Velocidad(m/s)</i>	7,00 x 10 ⁻³			
	<i>N° de Reynolds</i>	54,20			
	<i>Caída de Presión (atm)</i>	0,01			
	<i>N° de Pasos</i>	1			
	<i>Factor de obst. (Rd)</i>	8,19 x 10 ⁻⁴			
Lado Caliente (Agua de proceso)	<i>Caudal(kg/h)</i>	685,10			
	<i>Velocidad(m/s)</i>	3,00 x 10 ⁻³			
	<i>N° de Reynolds</i>	26,50			
	<i>Caída de Presión (atm)</i>	0,01			
	<i>N° de Pasos</i>	1			
	<i>Factor de obst. (Rd)</i>	8,19 x 10 ⁻⁴			
Detalles mecánicos para la construcción					
Material	<i>Placa</i>	Acero inoxidable AISE-316			
	<i>Junta</i>	Goma de Nitrilo			
Placas	<i>N° de Placas</i>	40			
	<i>Alto(m)</i>	1,50			
	<i>Ancho(m)</i>	0,94			
	<i>Corrugación</i>	Chevron Angulo de 80°			
Boquillas Lado Frio	<i>Diámetro Externo(cm)</i>	25,45			
	<i>Diámetro Interno(cm)</i>	25,45			
Boquillas Lado Caliente	<i>Diámetro Externo(cm)</i>	25,45			
	<i>Diámetro Interno(cm)</i>	25,45			

Tabla 7. 17 Parámetros de diseño para el intercambiador E8.

7.10. Enfriamiento de LE

El objetivo de esta operación es bajar la temperatura de la corriente de LE a una temperatura acorde para su almacenamiento luego de que ya ha pasado por un pre enfriamiento como se ha explicado en la sección 7.5.

Como lo muestra la figura 7.13 en esta sección pasa algo similar a lo que sucede en la anterior (sección 7.9) por lo que se deberá proceder análogamente a esta y diseñar un intercambiador de calor por placas para que el intercambio de energía se realice de manera correcta y eficiente.

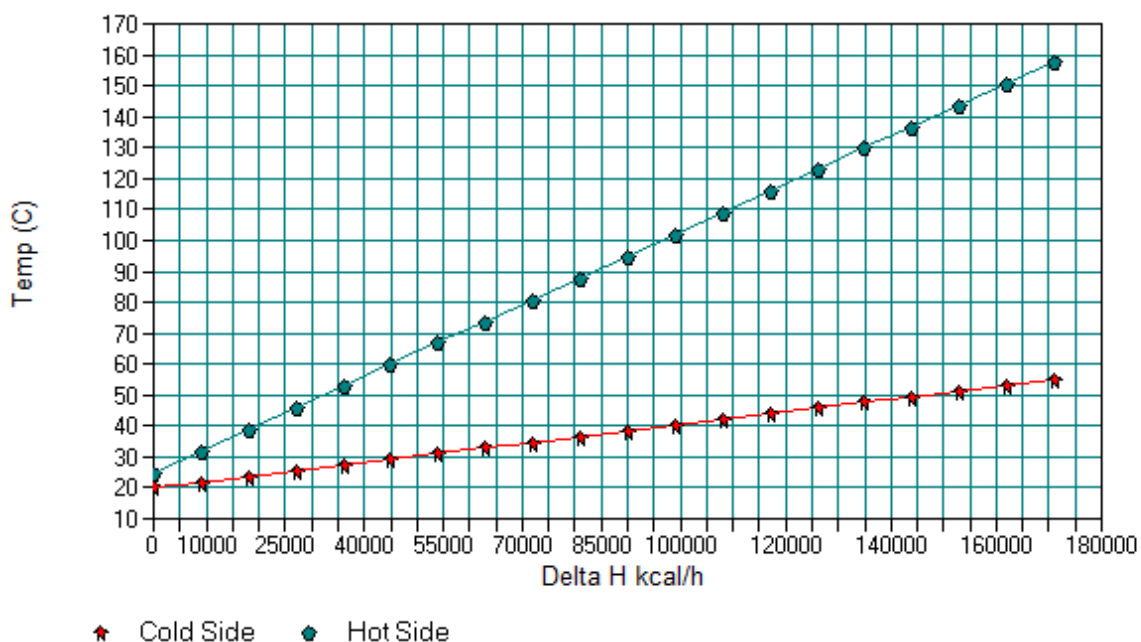
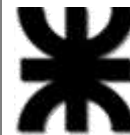


Figura 7. 13 Gráfico ΔH vs T° . Fuente: propia ChemCad 7.1.2®.

A continuación en la tabla 7.18 se detallan los parámetros de diseño y construcción calculados para el intercambiador de calor de placas que va a enfriar el producto final.

Equipo E10 – Intercambiador de calor					
Tipo de intercambiador		Placas			
Fabricante		Alfa Laval			
Objetivo		Enfriamiento de LE			
Flujo		Contracorriente			
<i>Fluido caliente</i>	Lactato de etilo	T1 (°C)	117,30	T2 (°C)	25,00
<i>Fluido frio</i>	Agua de pozo	t1 (°C)	20,00	t2 (°C)	55,00
ΔTML (°C)		32,35			
<i>Régimen de trabajo</i>		Continuo			
<i>Presión de trabajo (atm)</i>		1,00			
<i>Área Efectiva (m²)</i>		9,60			
<i>Calor Intercambiado (kcal/h)</i>		170976,26			
Propiedades fluidodinámicas de las corrientes					
Lado Frio (Agua)	<i>Caudal(kg/h)</i>	4893,41			
	<i>Velocidad(m/s)</i>	0,292			
	<i>N° de Reynolds</i>	2242,50			
	<i>Caída de Presión (atm)</i>	0,20			
	<i>N° de Pasos</i>	2			
	<i>Factor de obst. (Rd)</i>	8,19 x 10 ⁻⁴			
Lado Caliente (Lactato de Etilo)	<i>Caudal(kg/h)</i>	2510,00			
	<i>Velocidad(m/s)</i>	0,165			
	<i>N° de Reynolds</i>	652,20			
	<i>Caída de Presión (atm)</i>	0,10			
	<i>N° de Pasos</i>	1			
	<i>Factor de obst. (Rd)</i>	8,19 x 10 ⁻⁴			
Detalles mecánicos para la construcción					
Material	<i>Placa</i>	Acero inoxidable AISE-316			
	<i>Junta</i>	Goma de Nitrilo			
Placas	<i>N° de Placas</i>	24			
	<i>Alto(m)</i>	1,60			
	<i>Ancho(m)</i>	0,25			
	<i>Corrugación</i>	Chevron Angulo de 80°			
Boquillas Lado Frio	<i>Diámetro Externo(cm)</i>	5,08			
	<i>Diámetro Interno(cm)</i>	5,06			
Boquillas Lado Caliente	<i>Diámetro Externo(cm)</i>	5,08			
	<i>Diámetro Interno(cm)</i>	5,06			

Tabla 7. 18 Parámetros de diseño para el intercambiador E10.



7.11. Tanque depósito de lactato de etilo

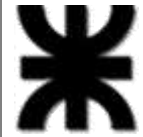
El lactato de etilo es un líquido transparente, incoloro y con un cierto olor afrutado. Es fácilmente reciclable, no corrosivo, no cancerígeno y no daña la capa de ozono. Por consiguiente (Tabla 7.19) se van a citar las propiedades más destacadas del compuesto.

Propiedades físicas y químicas	
<i>Estado físico</i>	Líquido
<i>Presión de vapor</i>	2 mbar
<i>Valor pH (20°C)</i>	neutro
<i>Punto de fusión</i>	-25,00 °C
<i>Punto de ebullición</i>	154,00°C
<i>Punto de inflamación</i>	47,00 °C
<i>Densidad (20°C)</i>	1,03 g/cm ³
<i>Solubilidad en: Agua (20°C)</i>	soluble
<i>T° almacenamiento</i>	5-30°C
<i>T° de auto ignición</i>	400,00°C

Tabla 7. 19 Propiedades físico-químicas del LE.

Según el balance de masa, se va a tener una producción de 21108,27 tn/año de LE, lo que corresponde a 2512,88 kg/h o 2,44 m³/h. Se propone tener un depósito de producto para una semana (168 horas), por lo tanto se van a necesitar dos tanques sobredimensionados un 30% que puedan almacenar de 409,92 m³ para prevenir cualquier inconveniente de abastecimiento u otros.

Para la construcción se va a utilizar acero inoxidable AISI 316L, en la siguiente tabla (Tabla 7.20) se va a dar a conocer la parametrización del diseño del mismo siguiendo las mismas ecuaciones (ecuación 7.1; 7.2 y 7.3) que en la sección 7.2.2.



Equipo T4A/T4B – Tanque de lactato de etilo	
<i>Fabricante</i>	Servinox
<i>Material de construcción</i>	AISI 316L
Datos	
<i>Masa [kg]</i>	422217,60
<i>Densidad [kg/m³]</i>	1030
<i>Volumen [m³]</i>	409,92
<i>Relación de esbeltez</i>	2,00
Dimensiones calculadas	
<i>Volumen del cilindro [m³]</i>	532,89
<i>Diámetro del cilindro [m]</i>	6,97
<i>Altura del cilindro[m]</i>	13,94
<i>Radio del cilindro [m]</i>	3,485

Tabla 7. 20 Parámetros de diseño para el tanque de LE.

7.12. Cálculo y adopción de bombas para transporte de fluidos

Para el sistema de transporte de todas las corrientes de proceso debe diseñarse un sistema de cañerías y adoptar una bomba adecuada para la interconexión entre los equipos. Los parámetros por estimar para la correcta adopción de una bomba transportadora de fluidos son:

- Diámetro mínimo de la tubería de aspiración y de la impulsión
- Potencia mínima de la bomba a instalar
- Altura neta positiva de succión (NPSH)

A continuación en la tabla 7.21 se detallan todas las bombas que requieren ser adoptadas para dicho sistema de transporte y las principales características de las corrientes a impulsar o succionar, como así también el tipo de bomba a utilizar.

Equipos B – Bombas							
<i>Denominación</i>	<i>Conexión entre equipos</i>	<i>Cte.</i>	<i>Caudal (m³/h)</i>	<i>T° (°C)</i>	<i>P (atm)</i>	<i>Cte.</i>	<i>Tipo de bomba</i>
Transporte de MP							
B1	T1 y T3	A	1,29	25,00	1,00	EtOH	Centrífuga
B2	T2 y T3	B	1,86	25,00	1,00	AL	Centrífuga
Transporte de recirculado							
B11	C7 y T3	K	0,85	218,00	1,00	AL	Centrífuga
Intercambiadores de calor							
B3	T3 y E3	D	8,39	72,80	1,00	Solución	Centrífuga
B5	R4 y E9	E	8,37	65,00	1,00	Solución	Centrífuga
B9	C6 y E8	I	0,63	93,33	1,00	Agua de proceso	Centrífuga
B10	C7 y E9, E10, T4	J	3,19	153,00	1,00	LE	Centrífuga
Reactor							
B4	E3 y R4	D'	8,31	65,00	1,00	Solución	Centrífuga
Destiladores							
B6	E9 y C5	E'	8,46	75,00	1,00	Solución	Centrífuga
B7	C5 y C6	F	5,12	78,80	1,00	Agua y EtOH	Centrífuga
B8	C5 y C7	G	4,06	167,80	1,00	AL y LE	Centrífuga

Tabla 7. 21 Bombas requeridas para la planta productiva de LE.



En la determinación del diámetro mínimo de las tuberías, se utiliza la metodología propuesta por (Warring, 1977), en concordancia con lo propuesto por (Ocon & Tojo, 1986). Para el cálculo de dicho parámetro se tiene en cuenta la incidencia de este sobre la caída de presión y, a la vez, que sea acorde al caudal a transportar.

El algoritmo para el cálculo es el siguiente:

➤ El primer paso es calcular por iteración el diámetro de aspiración y la velocidad de aspiración empleando las ecuaciones 7.46, 7.47 y 7.48 (suponiendo un valor de f).

$$D_s = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v_s}}$$

Ecuación 7. 46

Donde D_s es el diámetro de tubería requerido (m), Q es el caudal (m^3/s) y v_s la velocidad de aspiración recomendada (m/s).

$$\frac{D_s^5}{f} = \frac{8Q^2(L + L_{eq})}{h_f \pi^2 g}$$

Ecuación 7. 47

Donde L es la longitud de las tuberías (m) y L_{eq} la longitud equivalente de los accesorios instalados (m). Por último, h_f representa las pérdidas por fricción, que se calcula utilizando la siguiente igualdad.

$$h_f = f \frac{(L + L_{eq})v_s^2}{2Dg}$$

Ecuación 7. 48

➤ El segundo paso es calcular, con los datos obtenidos, el número de Reynolds (N_{Re}) con la ecuación 7.49.

$$N_{Re} = \frac{v_s D_s \rho}{\mu}$$

Ecuación 7. 49



- Luego, utilizando el N_{Re} obtenido, se procede a obtener mediante los diagramas de Moody la rugosidad relativa (e/d) y, con este último, el valor del factor de fricción. Si el mismo coincide con el supuesto se continúa con los cálculos de altura efectiva. Caso contrario debe iterarse hasta obtener un valor similar.
- Los mismos cálculos son efectuados para el lado de la impulsión (teniendo en cuenta la nomenclatura pertinente).
- En una cuarta etapa, se calculan las alturas efectivas del lado de aspiración y de impulsión. Además de la diferencia de ambas se extrae la altura total de bombeo o de elevación. Esto se realiza con las ecuaciones 7.50; 7.51, y 7.52.

$$h_{es} = h_{ss} + \frac{v_s^2}{2g} - h_{fs}$$

Ecuación 7. 50

$$h_{ei} = h_{si} + \frac{v_i^2}{2g} + h_{fi}$$

Ecuación 7. 51

$$h_{tb} = h_{es} - h_{ei}$$

Ecuación 7. 52

- Por último, se estima la potencia mínima requerida por la bomba a adoptar, utilizando la ecuación 7.53.

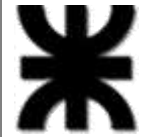
$$P = \frac{Q\rho h_{tb}}{\eta}$$

Ecuación 7. 53

- Un dato adicional que debe proveerse al fabricante de las bombas es la altura de aspiración neta positiva (NPSH) disponible (ecuación 7.54), para que en concordancia con la NPSH requerida, pueda adoptarse la bomba apropiada.

$$NPSH_{dis} = h_{es} + P_t - p_v - h_{fs}$$

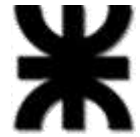
Ecuación 7. 54



Bombas de transporte de materias primas

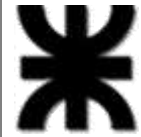
Se necesitan dos bombas, una para el transporte de EtOH y la otra para el transporte de AL. Se detallan las siguientes tablas (Tabla 7.22 y 7.23).

Equipo B1 – Bomba			
Tipo de bomba		Centrifuga	
Fabricante		EBARA Corp.	
Objetivo		Transporte de etanol desde el T1A/B al T3.	
<i>Parámetros de diseño</i>			
Datos del sistema		Altura efectiva de aspiración (hes) (m)	10,96
Q (m ³ /h)	1,29	Lado de la impulsión	
Régimen	Continuo	L (m)	5,00
Presión de trabajo (atm)	1,00	Altura estática (hsi) (m)	1,00
ρ (kg/m ³)	792,63	Accesorios y consideraciones	Válvula
μ (cp)	1,07	Diámetro estimado (mm)	19,05
Presión de vapor (mm Hg)	59,29	Velocidad de flujo (m/s)	1,62
Lado de la aspiración		NRe	20278,40
L (m)	5,00	Rugosidad relativa (e/d)	$2,90 \times 10^{-3}$
Altura estática (m)	13,00	Factor de fricción	0,031
Accesorios	Unión T, válvula, curva 90°	Longitud equivalente (m)	0,37
Diámetro estimado (mm)	19,05	Pérdida de carga (hf)(m)	1,01
Velocidad de flujo (m/s)	1.5189	Altura efectiva de impulsión (hei)(m)	2,18
NRe	19642,30	Parámetros para la bomba	
Rugosidad relativa (m)	$4,57 \times 10^{-5}$	Altura total de bombeo (m)	8,41
Factor de fricción	0,03	Eficiencia	75%
Longitud equivalente (m)	2,66	Potencia (HP)	0,50
Pérdida de carga (hf) (m)	1,62	NPSHd (m)	12,01

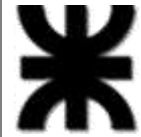


<i>Sistema adoptado</i>			
Tuberías			
Proveedor		Implementos Industriales Acesur S.A.	
Material de construcción		Polipropileno Copolímero Random	
Tubería de aspiración		Tubería de impulsión	
Denominación	1/2	Denominación	1/2
Diám. exterior (mm)	23,88	Diám. exterior (mm)	23,88
Espesor (mm)	3,88	Espesor (mm)	3,88
Electrobomba			
Proveedor		EBARA Corp.	
Material de construcción		Acero	
Serie		3	
Modelo		3LP	
Código de la bomba		32-160/0,37	
Máxima presión de trabajo (atm)	9,87	Caudal de trabajo máximo (m ³ /h)	9,60
Máxima T° de trabajo (°C)	110,00	Altura manométrica (m)	6,70
Vel. de giro (rpm)	1450,00	Potencia (kW)	0,37
Diám. rodete (mm)	125,00	Eficiencia	75%
Diámetro de succión (mm)	23,88	NPSHr (m)	1,30
Diám. de descarga (mm)	23,88	Masa (kg)	15,00

Tabla 7. 22 Parámetros de bomba B1.



Equipo B2 – Bomba			
Tipo de bomba		Centrifuga	
Fabricante		EBARA Corp.	
Objetivo		Transporte del ácido láctico desde T2A/B al T3.	
<i>Parámetros de diseño</i>			
Datos del sistema		Altura efectiva de aspiración (hes) (m)	8,06
Q (m ³ /h)	1,86	Lado de la impulsión	
Régimen	Continuo	L (m)	5,00
Presión de trabajo (atm)	1,00	Altura estática (hsi) (m)	1,00
ρ (kg/m ³)	1172,18	Accesorios y consideraciones	Válvula
μ (cp)	8,94	Diámetro estimado (mm)	25,40
Presión de vapor (mm Hg)	10,83	Velocidad de flujo (m/s)	1,61
Lado de la aspiración		NRe	4270,60
L (m)	5,00	Rugosidad relativa (e/d)	$4,57 \times 10^{-5}$
Altura estática (hss) (m)	13,00	Factor de fricción	0,04
Accesorios	Unión T, válvula, curva 90°	Longitud equivalente (m)	0,37
Diámetro estimado (mm)	25,40	Pérdida de carga (hf)(m)	1,16
Velocidad de flujo (m/s)	1,59	Altura efectiva de impulsión (hei)(m)	2,28
NRe	4244,20	Parámetros para la bomba	
Rugosidad relativa (e/d)	$4,57 \times 10^{-5}$	Altura total de bombeo (m)	9,19
Factor de fricción	0,04	Eficiencia	75%
Longitud equivalente (m)	2,66	Potencia (HP)	0,50
Pérdida de carga (hf) (m)	1,65	NPSHd (m)	8,68



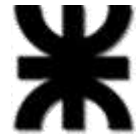
<i>Sistema adoptado</i>			
Tuberías			
Proveedor		Implementos Industriales Acesur S.A.	
Material de construcción		Polipropileno Copolímero Random	
Tubería de aspiración		Tubería de impulsión	
Denominación	1	Denominación	1
Diám. exterior (mm)	29,28	Diám. exterior (mm)	29,28
Espesor (mm)	3,88	Espesor (mm)	3,88
Electrobomba			
Proveedor		EBARA Corp.	
Material de construcción		Acero	
Serie		32	
Modelo		3LP	
Código de la bomba		32-160/0,37	
Máxima presión de trabajo (atm)	9,87	Caudal de trabajo máximo (m ³ /h)	9,60
Máxima T° de trabajo (°C)	110,00	Altura manométrica (m)	6,70
Vel. de giro (rpm)	1450,00	Potencia (kW)	0,37
Diám. rodete (mm)	125,00	Eficiencia	75%
Diámetro de succión (mm)	29,28	NPSHr (m)	1,30
Diám. de descarga (mm)	29,28	Masa (kg)	15,00

Tabla 7. 23 Parámetros de bomba B2.

Transporte de recirculado

Se necesita una sola bomba en el transporte de recirculados, ya que para la recirculación del EtOH se utiliza la altura de la torre para realizar el transporte por gravedad. La única bomba (B11) necesaria para recircular el AL que no reaccionó se detalla a continuación en la tabla 7.24.

Equipo B11 – Bomba			
Tipo de bomba		Centrifuga	
Fabricante		EBARA Corp.	
Objetivo		Transporte de ácido láctico recirculado hasta el T3.	
<i>Parámetros de diseño</i>			
Datos del sistema		Altura efectiva de aspiración (hei) (m)	1,00
Q (m3/h)	0,85	Lado de la impulsión	
Régimen	Continuo	L (m)	20,00
Presión de trabajo (atm)	1,00	Altura estática (hsi) (m)	3,00
ρ (kg/m3)	961,56	Accesorios y consideraciones	Valvula, Curva 90°
μ (cp)	0,15	Diámetro estimado (mm)	19,05
Presión de vapor (mm Hg)	759,14	Velocidad de flujo (m/s)	1,49
Lado de la aspiración		NRe	134790,80
L (m)	25,00	Rugosidad relativa (e/d)	4.57×10^{-5}
Altura estática (hss) (m)	1,00	Factor de fricción	0,03
Accesorios	Curva 90°	Longitud equivalente (m)	Curva 90°
Diámetro estimado (mm)	19,05	Pérdida de carga (hf)(m)	2,27
Velocidad de flujo (m/s)	1,44	Altura efectiva de impulsión (hes)(m)	
NRe	132228,30	Parámetros para la bomba	
Rugosidad relativa (e/d)	4.57×10^{-5}	Altura total de bombeo (m)	6,89
Factor de fricción	0,03	Eficiencia	75%
Longitud equivalente (m)	1,40	Potencia (HP)	0,50
Pérdida de carga (hf) (m)	0,85	NPSHd (m)	12,89



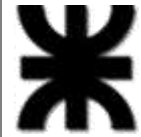
<i>Sistema adoptado</i>			
Tuberías			
Proveedor		Implementos Industriales Acesur S.A.	
Material de construcción		Acero recubierto de espuma elastometrica	
Tubería de aspiración		Tubería de impulsión	
Denominación	1/2	Denominación	1/2
Diám. exterior (mm)	44,05	Diám. exterior (mm)	44,05
Espesor (mm)	25,00	Espesor (mm)	25,00
Electrobomba			
Proveedor		EBARA Corp.	
Material de construcción		Acero	
Serie		Rango 3	
Modelo		3LM4	
Código de la bomba		MMD4 32-250/1,1	
Máxima presión de trabajo (atm)	9,87	Caudal de trabajo máximo (m ³ /h)	15,00
Máxima T° de trabajo (°C)	250	Altura manométrica (m)	18,50
Vel. de giro (rpm)	1450,00	Potencia (kW)	0,55
Diám. rodete (mm)	125	Eficiencia	65%
Diámetro de succión (mm)	44,05	NPSHr (m)	3,00
Diám. de descarga (mm)	44,05	Masa (kg)	25,00

Tabla 7. 244 Parámetros de bomba B11.

Intercambiadores de calor

En las siguientes tablas se detallan las bombas necesarias para el transporte de las corrientes en los intercambiadores de calor.

Equipo B3 – Bomba			
Tipo de bomba		Centrifuga	
Fabricante		EBARA Corp.	
Objetivo		Transporte de la solución desde el T3 hasta el intercambiador E3	
<i>Parámetros de diseño</i>			
Datos del sistema		Altura efectiva de aspiración (hei) (m)	1,35
Q (m ³ /h)	8,39	Lado de la impulsión	
Régimen	Continuo	L (m)	2
Presión de trabajo (atm)	1,00	Altura estática (hsi) (m)	1,00
ρ (kg/m ³)	865,60	Accesorios y consideraciones	Curva 90°
μ (cp)	0,80	Diámetro estimado (mm)	44,45
Presión de vapor (mm Hg)	290,00	Velocidad de flujo (m/s)	1,97
Lado de la aspiración		NRe	82482.1
L (m)	2,00	Rugosidad relativa (e/d)	$1,16 \times 10^{-3}$
Altura estática (hss) (m)	6,00	Factor de fricción	0,023
Accesorios	Válvula, Curva 90°	Longitud equivalente (m)	0,85
Diámetro estimado (mm)	44,45	Pérdida de carga (hf)(m)	0,25
Velocidad de flujo (m/s)	1,95	Altura efectiva de impulsión (hes)(m)	1,43
NRe	81901,90	Parámetros para la bomba	
Rugosidad relativa (e/d)	$1,16 \times 10^{-3}$	Altura total de bombeo (m)	1,45
Factor de fricción	0,02	Eficiencia	75%
Longitud equivalente (m)	1,43	Potencia (HP)	0,50
P de carga (hf) (m)	0,30	NPSHd (m)	4,41



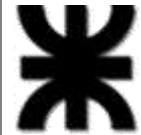
<i>Sistema adoptado</i>			
Tuberías			
Proveedor		Implementos Industriales Acesur S.A.	
Material de construcción		Polipropileno Copolímero Random	
Tubería de aspiración		Tubería de impulsión	
Denominación	1 ^{3/4}	Denominación	1 ^{3/4}
Diám. exterior (mm)	48,43	Diám. exterior (mm)	48,43
Espesor (mm)	3,88	Espesor (mm)	3,88
Electrobomba			
Proveedor		EBARA Corp.	
Material de construcción		Acero	
Serie		32	
Modelo		3LP	
Código de la bomba		32-160/0.37	
Máxima presión de trabajo (atm)	9,87	Caudal de trabajo máximo (m ³ /h)	9,60
Máxima T° de trabajo (°C)	110,00	Altura manométrica (m)	6,70
Vel. de giro (rpm)	1450,00	Potencia (kW)	0,37
Diám. rodete (mm)	125,00	Eficiencia	75%
Diámetro de succión (mm)	48,43	NPSHr (m)	1,30
Diám. de descarga (mm)	48,43	Masa (kg)	15,00

Tabla 7. 25 Parámetros de bomba B3.

Teniendo en cuenta que la B3 procesa unos caudales semejantes a las siguientes estaciones de bombeo (incluyendo otras disposiciones espaciales), se decide adoptar bombas semejantes para dichas etapas, esto es para las bombas centrifugas B4, B5 y B6. Estas son responsables de transportar el fluido al equipo R4A/B, al equipo E9 y al equipo C6 respectivamente.

La B11 y la B9 procesan caudales semejantes por lo que se decide tener las mismas consideraciones dichas anteriormente, incluyendo las disposiciones espaciales. La B9 alimenta el intercambiador de calor E8.

Equipo B10 – Bomba			
Tipo de bomba		Centrifuga	
Fabricante		EBARA Corp.	
Objetivo		Transporte de lactato de etilo del destilador C7 al intercambiador E9, E10 y T4A/B.	
<i>Parámetros de diseño</i>			
Datos del sistema		Altura efectiva de aspiración (hes) (m)	2,00
Q (m ³ /h)	0,85	Lado de la impulsión	
Régimen	continuo	L (m)	20,00
Presión de trabajo (atm)	1,00	Altura estática (hsi) (m)	6,00
ρ (kg/m ³)	961,56	Accesorios y consideraciones	Curva 90°
μ (cp)	0,15	Diámetro estimado (mm)	19,05
Presión de vapor (mm Hg)	759,63	Velocidad de flujo (m/s)	1,56
Lado de la aspiración		NRe	137866,30
L (m)	15,00	Rugosidad relativa (e/d)	$4,75 \times 10^{-5}$
Altura estática (hss) (m)	2,00	Factor de fricción	$2,79 \times 10^{-2}$
Accesorios	Codo 90°, Valvula	Longitud equivalente (m)	1,70
Diámetro estimado (mm)	19,05	Pérdida de carga (hf)(m)	8,32
Velocidad de flujo (m/s)	1.4387	Altura efectiva de impulsión (hei)(m)	13.87
NRe	132228.3	Parámetros para la bomba	
Rugosidad relativa (e/d)	$4,57 \times 10^{-5}$	Altura total de bombeo (m)	6,57
Factor de fricción	0,027	Eficiencia	75%
Longitud equivalente (m)	2,85	Potencia (HP)	1,00
Pérdida de carga (hf) (m)	1,85	NPSHd (m)	9,76



<i>Sistema adoptado</i>			
Tuberías			
Proveedor		Implementos Industriales Acesur S.A.	
Material de construcción		Polipropileno Copolímero Random	
Tubería de aspiración		Tubería de impulsión	
Denominación	1	Denominación	1
Diám. exterior (mm)	23,88	Diám. exterior (mm)	23,88
Espesor (mm)	3,88	Espesor (mm)	3,88
Electrobomba			
Proveedor		EBARA Corp.	
Material de construcción		Acero	
Serie		3	
Modelo		3LM4	
Código de la bomba		32-200/0.75	
Máxima presión de trabajo (atm)	9,87	Caudal de trabajo máximo (m ³ /h)	3,00
Máxima T° de trabajo (°C)	200,00	Altura manométrica (m)	17,30
Vel. de giro (rpm)	1450,00	Potencia (kW)	0.75
Diám. rodete (mm)	125	Eficiencia	75%
Diámetro de succión (mm)	23,88	NPSHr (m)	1,30
Diám. de descarga (mm)	23,88	Masa (kg)	45,00

Tabla 7. 26 Parámetros de bomba B10.

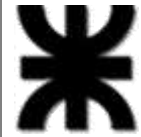
Entrada al reactor

Como dijimos con anterioridad la bomba B4 que es la encargada de transportar la corriente D' al reactor, es igual a la bomba B3 que ya fue descrita.

Destiladores

La B6 que conecta la corriente E' con el destilador C5, que es el primer destilador de los tres del proceso, es idéntica a la B3 por lo que no es necesario detallarla nuevamente.

En las siguientes tablas (Tabla 7.27 y 7.28) se detallarán la B7; encargada de transportar el destilado (corriente F) del primer destilador (C5) al segundo destilador (C6), y la B8; encargada de transportar los fondos (corriente G) del primer destilador (C5) al tercer destilador (C7).

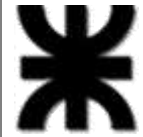


Equipo B7 – Bomba			
Tipo de bomba		Centrifuga	
Fabricante		EBARA Corp.	
Objetivo		Transportar EtOH y agua del C5 hasta el C6	
<i>Parámetros de diseño</i>			
Datos del sistema		Altura efectiva de aspiración (hes) (m)	2,00
Q (m3/h)	5,12	Lado de la impulsión	
Régimen	Continuo	L (m)	50,00
Presión de trabajo (atm)	1,00	Altura estática (hsi) (m)	15,00
ρ (kg/m ³)	768,32	Accesorios y consideraciones	Codo 90°
μ (cp)	0,41	Diámetro estimado (mm)	31,75
Presión de vapor (mm Hg)	756,32	Velocidad de flujo (m/s)	1,84
Lado de la aspiración		NRe	108838.40
L (m)	2,00	Rugosidad relativa (e/d)	$14,59 \times 10^{-3}$
Altura estática (hss) (m)	12,00	Factor de fricción	0,02
Accesorios	Valvula	Longitud equivalente (m)	1,70
Diámetro estimado (mm)	31,75	Pérdida de carga (hf)(m)	7,33
Velocidad de flujo (m/s)	1,82	Altura efectiva de impulsión (hei)(m)	22,49
NRe	108315.6	Parámetros para la bomba	
Rugosidad relativa (e/d)	$14,59 \times 10^{-3}$	Altura total de bombeo (m)	10,72
Factor de fricción	0,024	Eficiencia	75%
Longitud equivalente (m)	1,85	Potencia (HP)	0,50
Pérdida de carga (hf) (m)	0,39	NPSHd (m)	3,40

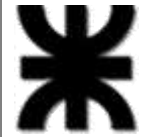


<i>Sistema adoptado</i>			
Tuberías			
Proveedor		Implementos Industriales Acesur S.A.	
Material de construcción		Polipropileno Copolímero Random	
Tubería de aspiración		Tubería de impulsión	
Denominación	1 ^{1/4}	Denominación	1 ^{1/4}
Diám. exterior (mm)	35,63	Diám. exterior (mm)	35,63
Espesor (mm)	3,88	Espesor (mm)	3,88
Electrobomba			
Proveedor		EBARA Corp.	
Material de construcción		Acero	
Serie		3	
Modelo		3LP	
Código de la bomba		32-160/0.37	
Máxima presión de trabajo (atm)	9,87	Caudal de trabajo máximo (m ³ /h)	9,60
Máxima T° de trabajo (°C)	110,00	Altura manométrica (m)	6,70
Vel. de giro (rpm)	1450,00	Potencia (kW)	0,37
Diám. rodete (mm)	125	Eficiencia	75%
Diámetro de succión (mm)	48,43	NPSHr (m)	1,30
Diám. de descarga (mm)	48,43	Masa (kg)	15,00

Tabla 7. 27 Parámetros de bomba B7.



Equipo B8 – Bomba			
Tipo de bomba		Centrifuga	
Fabricante		EBARA Corp.	
Objetivo		Transporte de ácido láctico y lactato de etilo del C5 hasta el C7	
<i>Parámetros de diseño</i>			
Datos del sistema		Altura efectiva de aspiración (hes) (m)	2,20
Q (m3/h)	4,06	Lado de la impulsión	
Régimen	Continuo	L (m)	4,00
Presión de trabajo (atm)	1,00	Altura estática (hsi) (m)	5,00
ρ (kg/m ³)	821,58	Accesorios y consideraciones	Codo 90°
μ (cp)	0,21	Diámetro estimado (mm)	31,75
Presión de vapor (mm Hg)	759,78	Velocidad de flujo (m/s)	1,81
Lado de la aspiración		NRe	194326,40
L (m)	4,00	Rugosidad relativa (e/d)	$4,57 \times 10^{-5}$
Altura estática (hss) (m)	2,00	Factor de fricción	$2,34 \times 10^{-2}$
Accesorios	Válvula, Codo 90°	Longitud equivalente (m)	0,85
Diámetro estimado (mm)	31,75	Pérdida de carga (hf)(m)	0,58
Velocidad de flujo (m/s)	1,77	Altura efectiva de impulsión (hei)(m)	13,79
NRe	192023,80	Parámetros para la bomba	
Rugosidad relativa (e/d)	$4,57 \times 10^{-5}$	Altura total de bombeo (m)	10,09
Factor de fricción	0,02	Eficiencia	75%
Longitud equivalente (m)	2,55	Potencia (HP)	0,50
Pérdida de carga (hf) (m)	0,69	NPSHd (m)	7,32



<i>Sistema adoptado</i>			
Tuberías			
Proveedor		Implementos Industriales Acesur S.A.	
Material de construcción		Acero ANSI B 36.10	
Tubería de aspiración		Tubería de impulsión	
Denominación	1 ^{1/4}	Denominación	1 ^{1/4}
Diám. exterior (mm)	35,25	Diám. exterior (mm)	35,25
Espesor (mm)	3,50	Espesor (mm)	3,50
Electrobomba			
Proveedor		EBARA Corp.	
Material de construcción		Acero AISI 316L	
Serie		3	
Modelo		3LP	
Código de la bomba		3LM4 32-160/0,37	
Máxima presión de trabajo (atm)	9,87	Caudal de trabajo máximo (m ³ /h)	9,60
Máxima T° de trabajo (°C)	250,00	Altura manométrica (m)	6,70
Vel. de giro (rpm)	1450,00	Potencia (kW)	0,37
Diám. rodete (mm)	125,00	Eficiencia	75%
Diámetro de succión (mm)	23,88	NPSHr (m)	1,30
Diám. de descarga (mm)	23,88	Masa (kg)	15,00

Tabla 7. 28 Parámetros de bomba B8.

Resumen de la cantidad de bombas y modelos adoptados

En la tabla 7.29 se hace una síntesis de las bombas que se seleccionaron para el transporte entre etapas.

<i>Denominación bomba</i>	<i>Cantidad necesaria</i>	<i>Bomba</i>	
		<i>Modelo</i>	<i>Código</i>
B1	1	3LP	32-160/0,37
B2	1	3LP	32-160/0,37
B11, B9	2	3LM4	MMD4 32-250/1,1
B3 a B6	4	3LP	32-160/0,37
B7	1	3LP	32-160/0,37
B8	1	3LP	3LM4 32-160/0,37
B10	1	3LM4	32-200/0.75

Tabla 7. 28 Resumen de bombas necesarias.

7.13. Diagrama de proceso final

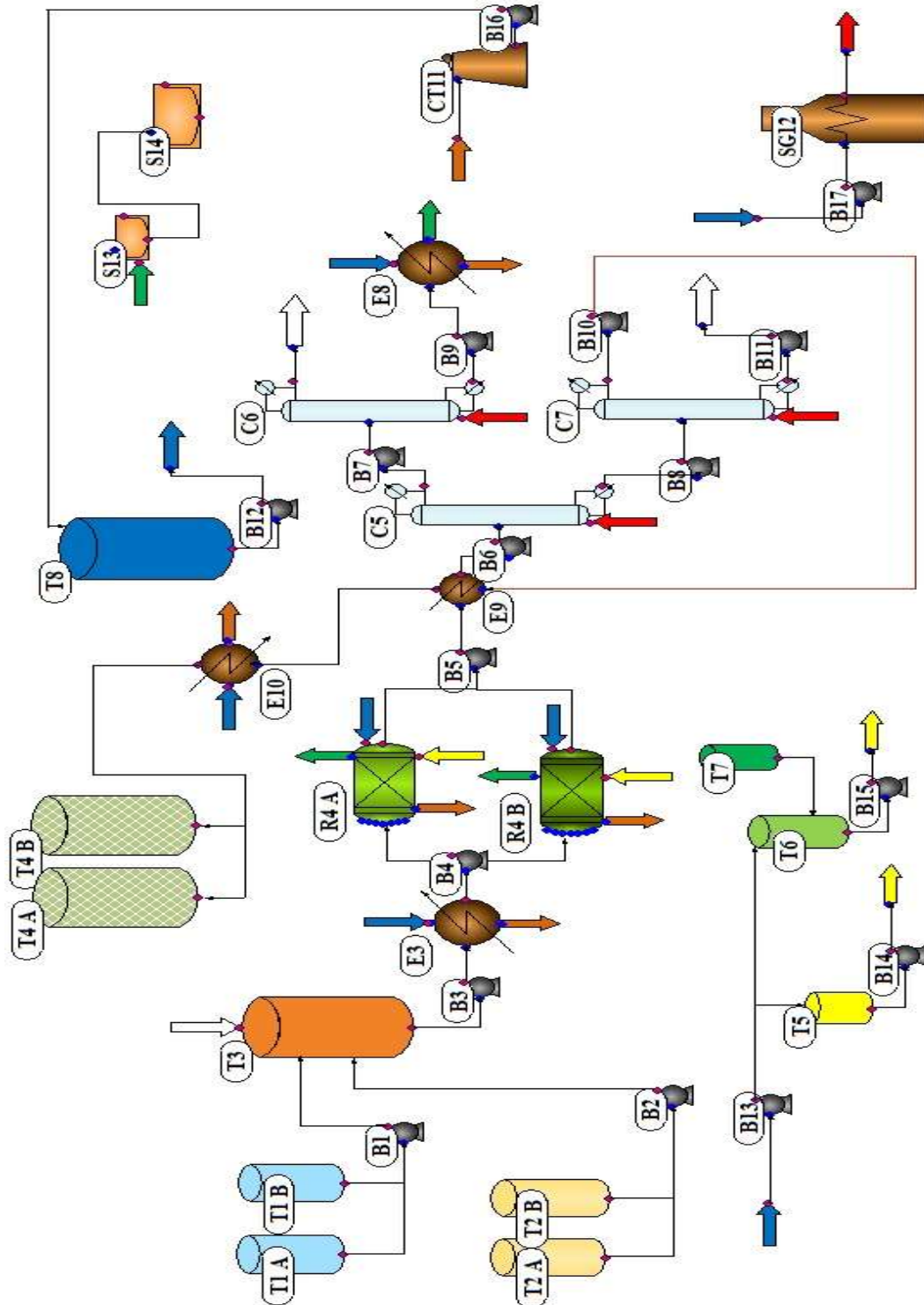


Figura 7. 14 Diagrama de procesos.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

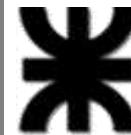


CAPÍTULO VIII – SERVICIOS AUXILIARES

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



8. Servicios auxiliares

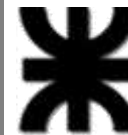
8.1. Introducción

En el presente capítulo se determina el requerimiento diario y anual de los servicios auxiliares utilizados en la producción de LE. Estos son agua, gas natural, vapor y electricidad. Además, se dimensionarán y adoptarán los equipos necesarios para generar estos servicios y se diseñara el sistema de distribución de estos.

En base a lo expuesto en los capítulos anteriores, donde se especificaron los requerimientos de cada servicio, se diagramará en una primera instancia un sistema para el abastecimiento de agua, esto es, una bomba para la extracción subterránea, tanques de almacenamientos y sistemas de cañerías para su distribución. En segunda instancia, se adoptará una caldera para satisfacer la demanda de vapor del proceso. Se establecerá además la demanda de gas natural, no solo en el proceso propiamente dicho, sino que, al igual que los demás servicios, en todas las instalaciones.

Los cálculos eléctricos, abarcaran tanto la necesaria para el funcionamiento de la planta, como así también la adopción de la iluminaria apropiada.

También se realizarán los cálculos de ácido sulfúrico necesario para regenerar el catalizador, así como el transporte y almacenamiento del mismo. Ya que este está relacionado directamente con el consumo de agua como se detallará más adelante y se utilizará una única vez semanalmente por lo que se considera como auxiliar al proceso.



8.2. Servicio de agua

El agua que el Parque Industrial Villa María, a través de su red de distribución interna suministra a las empresas, proviene de perforaciones subterráneas. Como se mencionó en el capítulo 4 (IV), el predio cuenta con red de agua potable y cloacas. El único tratamiento de aguas es el realizado a la obtenida en la purificación de etanol saliente por el fondo, la cual posee leves trazas de etanol y lactato de etilo.

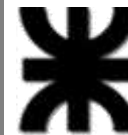
8.2.1. Agua requerida en las etapas del proceso

En este proceso productivo, el agua es el medio de enfriamiento para diversas corrientes y etapas. En la tabla 8.1 se detalla el consumo diario de cada equipo y el consumo diario total.

<i>Etapas</i>	<i>Consumo diario de agua (m³/día)</i>
<i>E3 – Intercambiador (enfriamiento)</i>	31,48
<i>R4 – Reactor (enfriamiento)</i>	47,28
<i>E8 – Intercambiador (enfriamiento)</i>	41,44
<i>E10 – Intercambiador (enfriamiento)</i>	81,71
<i>Reposición caldera</i>	34,05
<i>Agua de retro lavado (catalizador agotado)</i>	0,43
<i>Agua de lavado (catalizador regenerado)</i>	0,33
<i>Reposición torre de enfriamiento</i>	6,05
<i>Agua total</i>	242,77

Tabla 8. 1 Consumo diario de agua en los equipos.

Casi todo el consumo de agua forma parte del requerido para procesos de enfriamiento, ya sea para mantener la isoterminia el reactor o el enfriamiento de las corrientes de salida de los destilados. Estas cantidades de agua no significaran un gasto constante, ya que, manejando las temperaturas de salida de los enfriadores y mediante a una torre de enfriamiento, se recircula al proceso, y solo es requerida una cantidad mínima adicional para resolver eventuales perdidas.



8.2.2. Regeneración de catalizador

Amberlyst-15 es una resina intercambiadora de cationes fuertemente ácida, SAC (Strong Acid Cation), macrorreticular y basada en una matriz de poliestireno-divinilbenceno (PSDVB) teniendo como grupo funcional al grupo sulfónico (-SO₃H).

La regeneración de las resinas de intercambio iónico es el proceso inverso del proceso de intercambio iónico y se realiza para devolverle a la resina de intercambio iónico su capacidad inicial de intercambio. Esto se realiza haciendo pasar soluciones que contengan el ion móvil original, el cual se deposita en la resina y desaloja los iones captados durante el agotamiento. Para la limpieza y regeneración de las resinas de intercambio iónico se usa agua de lavado y ácido sulfúrico concentrado (1-5% p/p) para la restauración del protón. Una vez regenerada la resina está lista para un nuevo ciclo de intercambio iónico.

Según (Knopf, Theiling Jr, & Berti, 1990) el regenerado de la resina para la esterificación de un alcohol y un ácido orgánico debe hacerse de manera semanal. En cuanto a la durabilidad del catalizador, según las condiciones de operación la durabilidad es de 3 a 5 años, según Dow Chemical Argentina.

Alternativas tecnológicas del proceso de regeneración

El proceso de intercambio es una operación discontinua: una etapa de agotamiento y una etapa de regeneración de las resinas agotadas. Hay dos métodos principales de regeneración:

- Regeneración en **co-corriente**, igual sentido de regeneración que de agotamiento del catalizador (Figura 8.1).
- Regeneración en **contra-corriente**, el flujo de regeneración circula en sentido opuesto al flujo de agotamiento (Figura 8.2).

La regeneración en co-corriente no es óptima, porque las resinas fuertemente ácidas no están convertidas totalmente en forma de H⁺ al final de la regeneración: una conversión completa necesitaría cantidades excesivas de regeneradores. Resultando que las capas superiores se regeneran con facilidad mientras que las demás capas lo hacen de manera inadecuada.

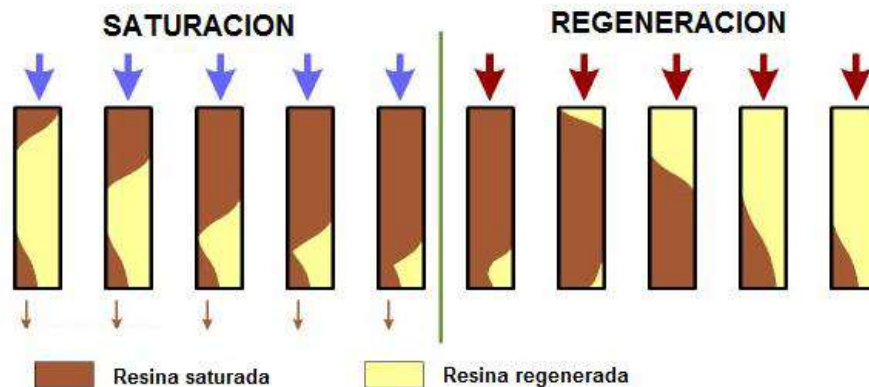


Figura 8. 1 Diagrama representativo de la regeneración en co-corriente.

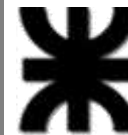
En todos los casos de regeneración en contra-corriente, no es preciso que el regenerador empuje los iones cargados en la resina a través de todo el lecho, basta rechazarlos de donde vinieron. Las capas de resina menos agotadas están regeneradas en primer lugar y tendrán el mejor grado de conversión al principio de la fase de agotamiento posterior.



Figura 8. 2 Diagrama representativo de la regeneración en contra-corriente.

La regeneración en contra-corriente proporciona dos importantes ventajas:

- El agua o la solución a tratar tiene una calidad mucho mejor que en el caso de co-corriente, debida a una fuga iónica pequeña.
- La cantidad de regenerador necesaria es menor, porque los iones contaminantes no tienen que ser "empujados" a través de todo el lecho de resina, y la calidad del agua tratada es casi independiente de la cantidad de regenerador.



Existen dos tipos principales de sistemas de regeneración en contracorriente:

- **Sistemas bloqueados**

El flujo de servicio es descendente y la regeneración es ascendente, el lecho de resina es compacto o fijo. El regenerador pasa a través de la resina y sale por un sistema colector situado en la parte media del recipiente.

- **Sistemas de lecho empacado**

En este sistema de regeneración contracorriente los regeneradores químicos son introducidos en la columna mediante flujo ascendente, dirección contraria al flujo de servicio. Este método asegura que la sección de resina más regenerada esté lo más cerca posible del punto de salida.

Los lechos formados por las resinas de intercambio iónico actúan como filtros muy efectivos. A este tipo de tecnología de regeneración se le conoce con el nombre de tecnología UPCORE (Gonzalez De Prado, 2012).

Selección del sistema de regeneración

A partir de los aspectos generales expuestos se pueden prever las siguientes ventajas significativas de la regeneración a contracorriente.

- Los iones de la regeneración no tienen la posibilidad de fijarse nuevamente en la resina, se regenera entonces únicamente la capacidad útil del intercambiador de iones. Esto supone un mayor rendimiento en la utilización de los reactivos en regeneración a contracorriente, y por lo tanto un menor consumo de reactivos.

- Las capas en la zona de salida, es decir las menos cargadas de iones, reciben un importante exceso de reactivo exento de iones a eliminar; en consecuencia, el nivel de regeneración de estas capas es particularmente alto y permite obtener, en el curso del ciclo de fijación, una calidad de agua netamente superior a aquella que resulta de una regeneración a co-corriente.

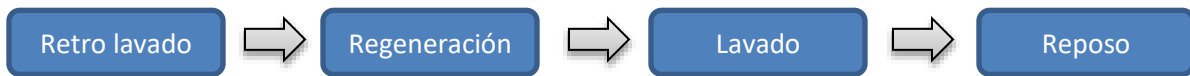
- Se verifica una necesidad menor de enjuague, con el consiguiente ahorro de agua de red.

- El menor consumo de regeneradores y agua de enjuagues supone un volumen sustancialmente menor de efluentes a ser considerados.



Etapas del proceso de regeneración

A continuación se muestra la configuración del lecho en cada una de las etapas regenerativas del proceso:



Se procede a describir detalladamente cada una de las etapas que componen el proceso de regeneración del catalizador dentro del reactor.

➤ **Retro lavado**

Consiste en un flujo ascendente de agua de red sin tratar que descompactará la resina del fondo del reactor, este proceso tiene dos funciones:

- Acondicionar el lecho para que la inyección del regenerador sea óptima.
- Limpiar el lecho de reactivos.

Según el fabricante, es necesaria una relación de $BV = 2$ v/v de agua y catalizador, durante un tiempo de 15 minutos.

➤ **Regeneración**

Se regenerará el catalizador del reactor con ácido sulfúrico (H_2SO_4) diluido 5% p/p, encontrándose en valores posteriores por el fabricante de la resina. La elección del ácido ha sido por ser más económico que el ácido clorhídrico (HCl) y por qué será más fácil de tratar en procesos posteriores fuera de la planta.

El H_2SO_4 diluido se inyecta por la parte inferior de la columna en sentido ascendente. La dilución se realizará en un depósito de dilución de ácido sulfúrico con una pureza del 98% procedente del almacenamiento y agua procedente del depósito donde esta se almacena. La cantidad de regenerador a emplear es función del volumen de la resina y el caudal dependerá de la velocidad lineal de paso aconsejada por el fabricante y del diámetro de lecho. Para un H_2SO_4 1-5% p/p será necesario un tiempo de regeneración de 30 minutos con una relación BV de 4, siguiendo la ecuación 8.1 se obtienen los parámetros que se muestran en la tabla 8.2

$$BV = \frac{m^3 \text{ de regenerante}}{m^3 \text{ de catalizador}}$$

Ecuación 8. 1



Parámetro	Valor
<i>Catalizador</i>	1,54 m ³
<i>H₂SO₄</i>	3,00 m ³
<i>Tiempo regeneración</i>	30,00 min

Tabla 8. 2 Parámetros calculados para la regeneración del catalizador.

➤ **Lavado**

Se inyecta agua de lavado para eliminar la disolución acida a contracorriente con la misma velocidad que en la etapa anterior. El fabricante da la referencia para el agua necesaria para el lavado de la columna en función del volumen de resina existente. Siendo BV = 1.5 v/v en un tiempo de 30 min como un lavado lento o un BV= 5 v/v en un tiempo de 15 min.

➤ **Reposo**

El flujo a través del sistema se corta, permaneciendo la línea en pausa, esto se produce cerrando todas las válvulas y aislando la columna. Será nuevamente puesto el reactor en funcionamiento cuando la otra línea se agote y sea necesario realizar su regeneración. Este estado permite un asentamiento y reposo de la resina de manera libre. Generalmente demora entre 5 a 10 minutos, eliminando caminos preferenciales a través del lecho, lo que mejora el flujo a través de este.

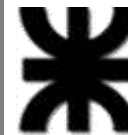
Balance de las etapas de regeneración

Como se ha calculado en capítulos anteriores, el catalizador utilizado en el reactor es de 2159 kg. Para los cálculos de agua y acido en las etapas de regeneración se relacionan dichos volúmenes con el volumen del mismo, siendo este 1,54 m³ de resina.

Etapas	Tiempo (min)	Caudal (m³)
<i>Agua de retro lavado</i>	15,00	3,00
<i>Ácido de regeneración</i>	30,00	3,00
<i>Agua de lavado</i>	30,00	2,31

Tabla 8. 3 Corrientes necesarias para la regeneración del catalizador.

Son necesarios dos tanques, el primer tanque para el agua de retro lavado y el agua de lavado (equipo T5) y el segundo para el ácido sulfúrico al 5% (equipo T6). Antes de la entrada de agua al tanque de lavado se coloca un filtro de agua para regular las sales y dureza. A continuación se detallan en la tabla 8.4 las dimensiones de los tanques.



Dimensiones del tanque T5/T6	Agua de retro lavado	Agua de lavado	H₂SO₄ (5%)
<i>Vt (m³)</i>	6,00		3,00
<i>D (m)</i>	1,60		1,38
<i>H (m)</i>	3,00		2,00
<i>Material</i>	Acero inoxidable		

Tabla 8. 4 Dimensionamiento de tanques de agua de lavado y retro lavado.

También es necesario un tanque de ácido sulfúrico concentrado al 98% (equipo T7) posibilitando una reserva de este y abaratar en el transporte del flete. En la tabla 8.5 se detallan los cálculos de ácido concentrado en función del necesario para la regeneración.

Ácido	(m³/sem)	(kg/sem)	(m³/mes)
H ₂ SO ₄ (5%)	3,00	3126,00	12,00
H ₂ SO ₄ (98%)	0,09	159,49	0,35

Tabla 8. 5 Ácido necesario para la regeneración.

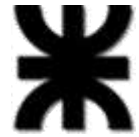
El ácido sulfúrico concentrado se almacenará en tanques de acero al carbono o acero inoxidable 304L. Se pueden utilizar tanques cilíndricos verticales u horizontales y se recomienda que tengan cubetas de contención para prever derrames. La experiencia industrial ha demostrado que un almacenamiento confiable y seguro depende de:

- Diseño y construcción adecuados.
- Operación bajo limitaciones de servicio adecuadas.
- Inspección regular.
- Mantenimiento programado

Se toma la decisión de tener un tanque que permita un almacenamiento de ácido por un tiempo de 3 meses, por lo cual el volumen de este es de 1 m³. En la tabla 8.6 se detallan las dimensiones del tanque, teniendo una relación de esbeltez de 2.

Dimensiones del tanque T7	H₂SO₄ (98%)
<i>Vt (m³)</i>	1,00
<i>D (m)</i>	0,86
<i>H (m)</i>	1,72
<i>Material</i>	Acero inoxidable 304L

Tabla 8. 6 Dimensionamiento del tanque de ácido sulfúrico.



8.2.3. Tanque principal de almacenamiento de agua

Para el diseño del tanque de agua principal no solo se tiene en cuenta el agua que se consume por día, sino también en qué momento se encuentra el pico de consumo. Del agua utilizada en caldera y la torre de enfriamiento se considera el agua de reposición, dado que se trabaja en circuito cerrado. El agua destinada al lavado de reactor, en la etapa de regeneración de catalizador, se considera en el pico de consumo. Dada la distribución de los consumos de agua por día se determina realizar un tanque de almacenamiento que sustente este consumo de 36 m³.

Dimensionamiento del tanque

Para determinar el volumen del tanque de almacenamiento se considera un 50% más como factor de seguridad. Por lo tanto, siguiendo la ecuación 8.2

$$V_T = V_d + 0.5V_d$$

Ecuación 8. 2

Donde; V_T: volumen del tanque de almacenamiento; V_d: volumen de agua máximo necesario por día (m³/día).

La relación de esbeltez (altura / diámetro) adoptada es 1 según la ecuación 8.3.

$$\frac{H}{D} = 1$$

Ecuación 8. 3

Reemplazando H y V_T en la ecuación 8.4 del volumen de un cilindro se tiene:

$$V_T = 0,25\pi D^3$$

Ecuación 8. 4

El D obtenido se reemplaza en la ecuación de esbeltez y se despeja H. Las dimensiones obtenidas para el tanque pueden observarse en la tabla 8.7.

Parámetro	Valor adoptado
V _T (m ³)	54,00
D (m)	4,09
H (m)	4,09
Material	Acero inoxidable
Proveedor	Metalúrgica Urbani

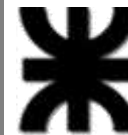
Tabla 8. 7 Dimensiones del tanque de agua T8.

8.2.4. Adopción de bombas necesarias

En las siguientes tablas (8.8 a 8.13) se adoptan las bombas necesarias para los servicios auxiliares y la regeneración del catalizador.

Equipo B12 - Bomba				
<i>Tipo de bomba</i>	Electrobomba centrífuga monobloque con eje motor extendido	<i>Proveedor</i>	EBARA Corp.	
<i>Objetivo</i>		Transporte de agua de enfriamiento desde T8 a R4A/B, E3, E8 y E10		
<i>Q (m³/h)</i>	7,12	<i>Perdida de carga (m)</i>	2,22	
<i>Régimen</i>	Continuo	<i>Velocidad de flujo (m/s)</i>	2,14	
<i>Altura de bombeo (supuesta) (m)</i>	24,50	<i>Rendimiento (supuesto)</i>	75%	
<i>Diámetro de tuberías (mm)</i>	53,96	<i>Potencia de la bomba (HP)</i>	Calculada	1,17
			De trabajo	2,00
<i>Modelo seleccionado</i>	3LP	<i>Diámetro del motor (in)</i>	9,84	

Tabla 8. 8 Parámetros de bomba B12.



Equipo B13 - Bomba				
<i>Tipo de bomba</i>	Electrobomba centrífuga monobloque con eje motor extendido	<i>Proveedor</i>	EBARA Corp.	
<i>Objetivo</i>		Transporte de agua desde T8 a hacia T5 y T6 (para dilución de H ₂ SO ₄)		
<i>Q (m3/sem)</i>	2,85	<i>Perdida de carga (m)</i>	0,54	
<i>Régimen</i>	Discontinuo	<i>Velocidad de flujo (m/s)</i>	1,46	
<i>Altura de bombeo (supuesta) (m)</i>	10,5	<i>Rendimiento (supuesto)</i>	75%	
<i>Diámetro de tuberías (mm)</i>	12,7	<i>Potencia de la bomba (HP)</i>	Calculada	2,3 x 10 ⁻³
			De trabajo	0,50
<i>Modelo seleccionado</i>	3M4	<i>Diámetro del motor (in)</i>	4,92	

Tabla 8. 9 Parámetros de bomba B13.



Equipo B14 - Bomba				
<i>Tipo de bomba</i>	Electrobomba centrífuga monobloque con eje motor extendido	<i>Proveedor</i>	EBARA Corp.	
<i>Objetivo</i>		Transporte de agua de lavado desde T5 hacia los reactores R4A/B		
<i>Q (m³/h)</i>	1,37	<i>Perdida de carga (m)</i>	0,97	
<i>Régimen</i>	Discontinuo	<i>Velocidad de flujo (m/s)</i>	1,53	
<i>Altura de bombeo (supuesta) (m)</i>	7,20	<i>Rendimiento (supuesto)</i>	75%	
<i>Diámetro de tuberías (mm)</i>	25,40	<i>Potencia de la bomba (HP)</i>	Calculada	8,2 x 10 ⁻³
			De trabajo	0,50
<i>Modelo seleccionado</i>	3M4	<i>Diámetro del motor (in)</i>	4,92	

Tabla 8. 10 Parámetros de bomba B14.



Equipo B15 - Bomba				
<i>Tipo de bomba</i>	Electrobomba centrífuga monobloque con eje motor extendido	<i>Proveedor</i>	EBARA Corp.	
<i>Objetivo</i>		Transporte de ácido sulfúrico del T6 al R4A/B		
<i>Q (m³/h)</i>	3,00	<i>Perdida de carga (m)</i>	0,51	
<i>Régimen</i>	Discontinuo	<i>Velocidad de flujo (m/s)</i>	1,87	
<i>Altura de bombeo (supuesta) (m)</i>	6,57	<i>Rendimiento (supuesto)</i>	75%	
<i>Diámetro de tuberías (mm)</i>	29,28	<i>Potencia de la bomba (HP)</i>	Calculada	2,3 x 10 ⁻³
			De trabajo	0,50
<i>Modelo seleccionado</i>	3LP	<i>Diámetro del motor (in)</i>	9,84	

Tabla 8. 11 Parámetros de bomba B15.



Equipo B16 - Bomba				
<i>Tipo de bomba</i>	Electrobomba centrífuga monobloque con eje motor extendido	<i>Proveedor</i>	EBARA Corp.	
<i>Objetivo</i>		Retorno de agua a 25°C desde el equipo CT11 hacia el tanque T8		
<i>Q (m³/h)</i>	8,41	<i>Perdida de carga (m)</i>	2,21	
<i>Régimen</i>	Continuo	<i>Velocidad de flujo (m/s)</i>	1,53	
<i>Altura de bombeo (supuesta) (m)</i>	7,00	<i>Rendimiento (supuesto)</i>	75%	
<i>Diámetro de tuberías (mm)</i>	44,45	<i>Potencia de la bomba (HP)</i>	Calculada	0,43
			De trabajo	0,75
<i>Modelo seleccionado</i>	3LM4	<i>Diámetro del motor (in)</i>	9,84	

Tabla 8. 12 Parámetros de bomba B16.



Equipo B17 - Bomba				
<i>Tipo de bomba</i>	Electrobomba centrífuga monobloque con eje motor extendido	<i>Proveedor</i>	EBARA Corp.	
<i>Objetivo</i>		Suministro de agua desde el tanque T8 hacia la caldera SG12		
<i>Q (m³/h)</i>	14,19	<i>Perdida de carga (m)</i>	5,37	
<i>Régimen</i>	Continuo	<i>Velocidad de flujo (m/s)</i>	2,08	
<i>Altura de bombeo (supuesta) (m)</i>	19,2	<i>Rendimiento (supuesto)</i>	75%	
<i>Diámetro de tuberías (mm)</i>	63,5	<i>Potencia de la bomba (HP)</i>	Calculada	0,97
			De trabajo	1,50
<i>Modelo seleccionado</i>	3LM	<i>Diámetro del motor (in)</i>	9,84	

Tabla 8. 13 Parámetros de bomba B17.

8.2.5. Diagrama de abastecimiento de agua

El diagrama de la figura 8.3 resume los requerimientos de agua a nivel constante, recordando que gran parte de esta se encuentra en circuito cerrado (y por lo tanto no se tiene en cuenta). Los equipos de la columna izquierda de la figura son alimentados por la bomba B--, mientras que los de la derecha por la B— (agua de lavado al reactor).

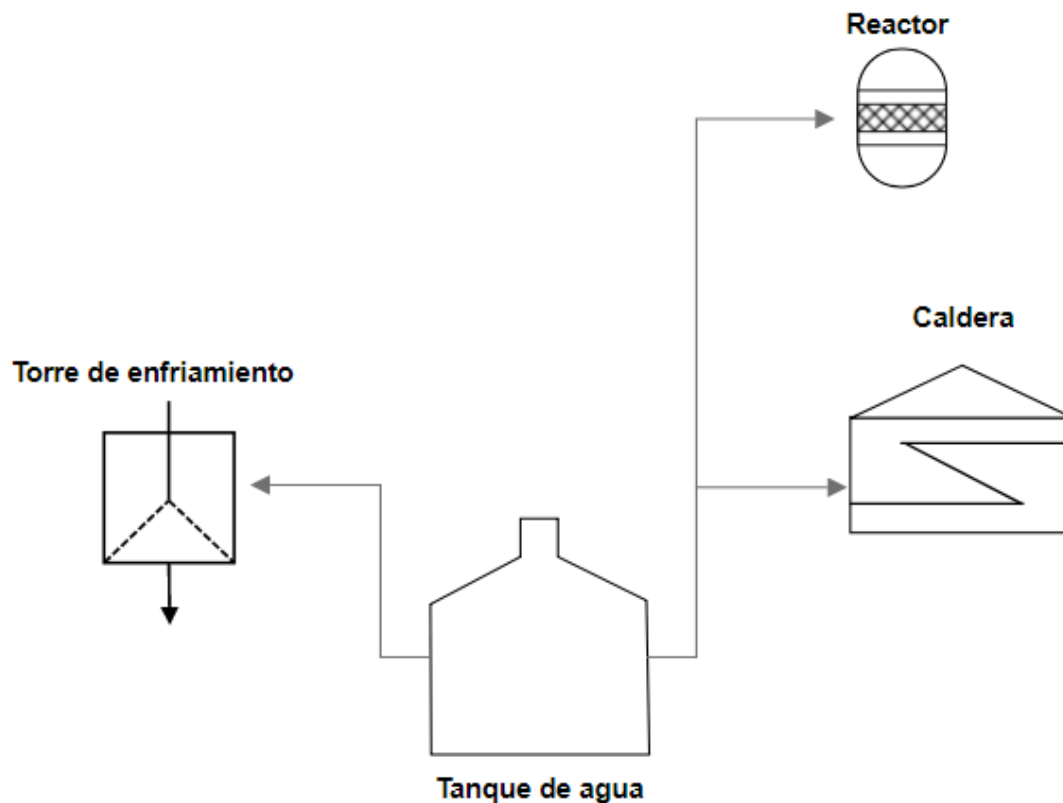
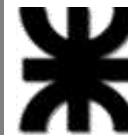


Figura 8. 3 Diagrama representativo del abastecimiento de agua al proceso.

8.2.6. Cañerías

Para la selección de cañerías se supone un diámetro y se calcula la pérdida de carga a través de estas. Esta no debe superar los 15 m.

En el cálculo de cada bomba se especifica el diámetro de la tubería a utilizar, la longitud del circuito y las pérdidas de carga correspondientes tanto en el capítulo 7 (VII) como el 8 (VIII).



8.3. Servicio de vapor

El consumo de vapor se detalla en la tabla 8.14. El mismo está relacionado con las operaciones de destilación exclusivamente. Este consumo de vapor diario se obtiene del consumo diario calculado por el simulador ChemCad 7.1.2®, conociendo la energía (kcal/h) puesta en juego en el rehervidor, y sabiendo el calor de vaporización λ (452,60 kcal/kg) saturado a 20 atm obtenido de tablas de procedemos al cálculo de kg de vapor mediante la ecuación 8.5.

$$\Delta H = m * 24 \text{ hs} * \lambda$$

Ecuación 8. 5

Donde; ΔH : energía necesaria en el equipo; m: caudal másico por hora; λ : calor latente de vaporización.

<i>Etapa</i>	<i>Consumo diario de vapor (kg/día)</i>
<i>C5 – Destilador</i>	88194,43
<i>C6 – Destilador</i>	224315,68
<i>C7 – Destilador</i>	28038,58
<i>Total</i>	340548,69

Tabla 8. 14 Consumo de vapor del proceso.

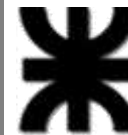
8.3.1. Adopción de caldera

La caldera se adoptará en base a los requerimientos de vapor y presión necesarios. Las más usadas industrialmente son las humotubulares que, a diferencia de las acuotubulares, tienen una mayor eficiencia y su mantenimiento resulta más sencillo. Las calderas acuotubulares se utilizan cuando se necesitan presiones por encima de las 22 atm. Cabe señalar que las exigencias de calidad de agua de alimentación suelen ser superiores a las requeridas por otras calderas.

Las condiciones del vapor para cada equipo se detallan en la tabla 8.15.

<i>Equipo</i>	<i>Temperatura (°C)</i>	<i>Presión (atm)</i>
<i>C5 – Destilador</i>	168	7,20
<i>C6 – Destilador</i>	102	1,05
<i>C7 – Destilador</i>	216	20,00

Tabla 8. 15 Condiciones de vapor saturado seco de alimentación a los destiladores del proceso.



El calor que se debe suministrar al agua que ingresa a la caldera está dado por la siguiente ecuación:

$$Q_C = Q_{D1} + Q_{D2} + Q_{D3}$$

Ecuación 8. 6

Dónde: Q_C : calor que debe suministrarse a la caldera (kcal/día); Q_{D1} : calor necesario para suministrar al destilador 1 (kcal/día); Q_{D2} : calor necesario para suministrar al destilador 2 (kcal/día); Q_{D3} : calor necesario para suministrar al destilador 3 (kcal/día).

En la siguiente tabla (Tabla 8.16) se detallan los caudales, temperaturas y calores necesarios de cada etapa (el valor del C_p es de 1,097 kcal/Kg°C y el de λ es 668,9 kcal/Kg). La temperatura del agua se puede precalentar con los gases que salen de la caldera, por lo tanto, se supone que ingresa a la caldera a 50 °C.

Corriente	Caudal (kg/día)	T_f (°C)	T_i (°C)	Calor (kcal/día)
Q_{D1}	88194,43	216,00	50,00	$6,38 \times 10^7$
Q_{D2}	224315,68	216,00	50,00	$1,62 \times 10^8$
Q_{D3}	28038,58	216,00	50,00	$2,03 \times 10^8$
Q_C	340548,69	-		$2,46 \times 10^8$

Tabla 8. 16 Parámetros de energía puesta en juego de la caldera.

En base a los requerimientos del proceso, se adopta una caldera Modelo HC-HF 200 de la empresa Fontanet (Figura 8.5; 8.6 y 8.7). La misma está diseñada para quemar combustibles líquidos y/o gaseosos. Posee dos hogares dimensionados para una combustión completa con baja carga térmica. Su ubicación central, muy por debajo de los tubos superiores, garantiza una mejor circulación de agua en el interior. Posee fondo húmedo con cámara de retorno de gases totalmente refrigerada, sin partes refractarias. Para las tareas de inspección y limpieza dispone de bocas, puertas delanteras giratorias y posteriores desarmables. Construcción tipo paquete, con todos los equipos auxiliares incorporados, sistema que permite un rápido montaje y puesta en marcha luego de realizar las conexiones de agua, combustible, vapor y electricidad. En la tabla 8.17 se detallan las características técnicas y constructivas, mientras que en la figura exhibe el modelo adoptado.

Equipo SG12 – Caldera	
<i>Tipo</i>	Humotubular con tres pasos, fondo húmedo
<i>Construcción</i>	Tipo paquete
<i>Materiales</i>	Según códigos europeos y americanos
<i>Combustibles</i>	Líquido y/o gas
<i>Capacidad térmica (kcal/h)</i>	11000000
<i>Producción de vapor (kg/h)</i>	16200 – 22000
<i>Máxima presión de trabajo (atm)</i>	30,00
<i>Presión de trabajo (atm)</i>	21,00
<i>Rendimiento (%)</i>	87,00
Detalles de construcción	
<i>A- Largo total (m)</i>	9,10
<i>B- Ancho total (m)</i>	5,00
<i>C- Alto total (m)</i>	4,15
<i>D- Diámetro chimenea (m)</i>	1,00
<i>Proveedor</i>	Fontanet S.A

Tabla 8. 17 Características de caldera SG12.



Figura 8. 4 Vista 1 de caldera Fontanet HC-HF 200.



Figura 8. 5 Vista 2 de caldera Fontanet HC-HF 200.

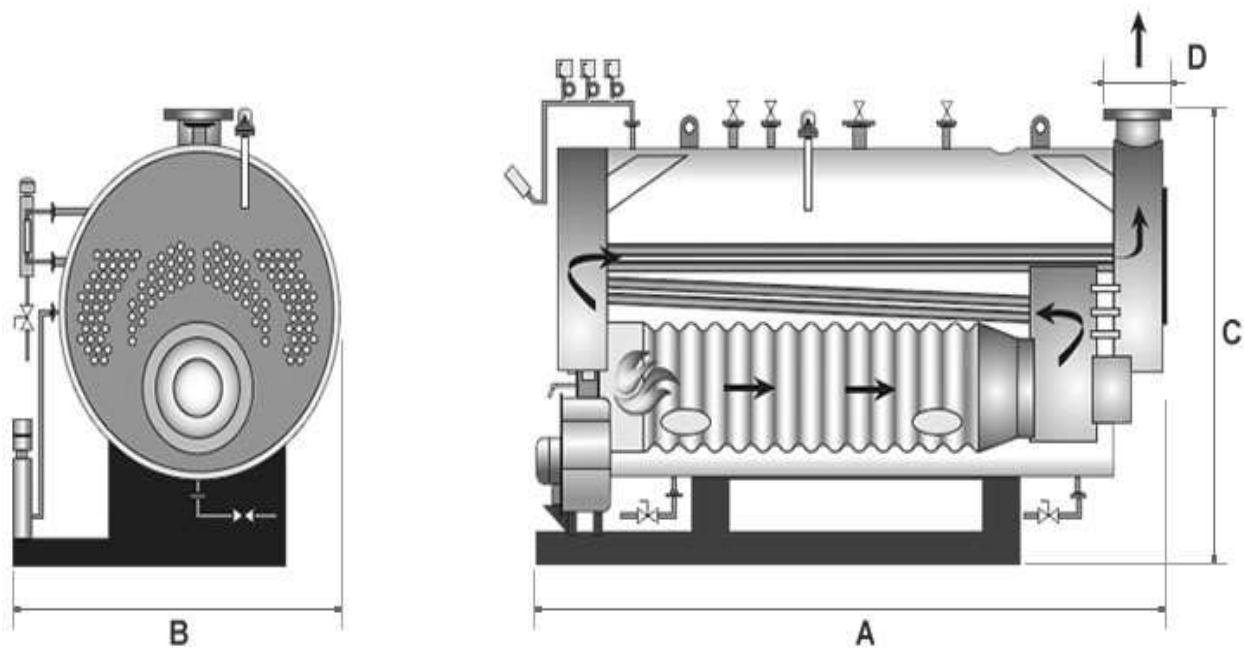


Figura 8. 6 Vista 3 de caldera Fontanet HC-HF 200.

8.3.2. Balance de masa para determinar las pérdidas de agua

Se debe realizar un balance de masa en la caldera, teniendo en cuenta el retorno de condensados y las pérdidas que pueden ocurrir, para lograr determinar el agua de reposición en la misma que se muestra en la tabla 8.18.

Consumo de vapor (kg/día)	340548,69		
Retorno de condensados (kg/día)	C5 – D1	C6 – D2	C7 – D3
	88194,43	224315,68	28038,58
Pérdidas de retorno (10%)	8819,44	22431,57	2803,86
Reposición de agua (kg/día)	34054,87		

Tabla 8. 18 Calculo para determinar reposición de caudal de agua de caldera.

8.3.3. Calculo de bomba de alimentación a la caldera

La caldera opera en circuito cerrado con pérdidas previamente cuantificadas. Para el circuito cerrado, la alimentación es realizada por la bomba B17 que recircula los condensados al generador de vapor.

8.3.4. Sistema de cañerías

La conducción del vapor se realiza en cañerías de 3^{1/4} pulgadas de diámetro con lana mineral de 2 pulgadas. Con este diámetro no es posible un exceso de velocidad mayor a 30 m/s, que es la velocidad máxima permisible.

8.3.5. Diagrama de abastecimiento de vapor

En la figura 8.7 se esquematiza el diagrama de distribución de vapor de la caldera.

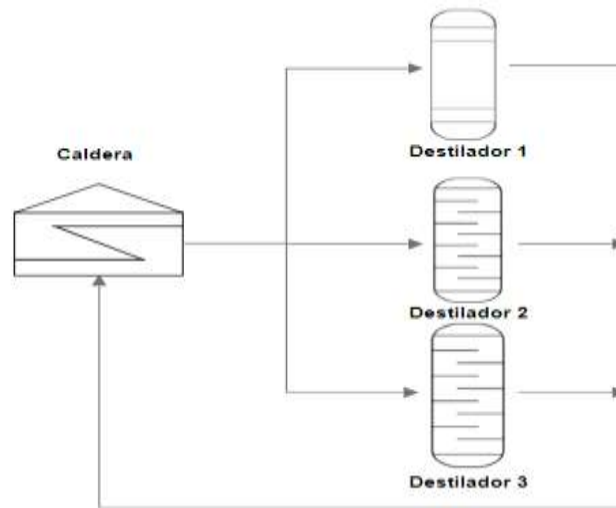
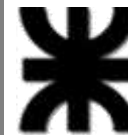


Figura 8. 7 Diagrama representativo de abastecimiento de vapor a las torres de destilación.



8.4. Adopción de los equipos de enfriamiento

La torre de enfriamiento deberá enfriar el agua proveniente de las etapas de intercambio de calor (enfriamiento), del reactor, como de las corrientes intervinientes en el proceso. La temperatura del agua debe reducirse para ser utilizada nuevamente. Dicha agua debe enfriarse desde 55 a 20 °C. Por lo tanto, el caudal de agua a enfriar por día está dado por la ecuación 8.7.

$$\dot{m}_{Aenf} = \dot{m}_{Aenf1} + \dot{m}_{Arec} + \dot{m}_{Aenf2} + \dot{m}_{Aenf3} - \dot{m}_{Aperd} + \dot{m}_{Arep}$$

Ecuación 8. 7

Dónde: \dot{m}_{Aenf} : caudal de agua de enfriamiento (m³/día); \dot{m}_{Aenf1} : caudal de agua de enfriamiento proveniente del E3 – intercambiador (m³/día); \dot{m}_{Arec} : caudal de agua de enfriamiento proveniente del E4 – reactor (m³/día); \dot{m}_{Aenf2} : caudal de agua de enfriamiento proveniente del E8 – intercambiador (m³/día); \dot{m}_{Aenf3} : caudal de agua de enfriamiento proveniente del E10 – intercambiador (m³/día); \dot{m}_{Aperd} : pérdida de agua por evaporación (valor supuesto del 3% del total) (m³/día); \dot{m}_{Arep} : caudal de agua adicional para compensar las pérdidas (m³/día).

En la tabla 8.19 se detallan los valores de los diferentes caudales y el caudal total a enfriar por día.

Caudal de agua a enfriar en las torres de enfriamiento (m³/día)	
<i>Caudal de agua de enfriamiento proveniente del E3 – intercambiador</i>	31,48
<i>Caudal de agua de enfriamiento proveniente del R4 – reactor</i>	47,28
<i>Caudal de agua de enfriamiento proveniente del E8 – intercambiador</i>	41,44
<i>Caudal de agua de enfriamiento proveniente del E10 – intercambiador</i>	81,71
<i>Pérdida de agua por evaporación (valor supuesto del 3% del total)</i>	6,05
<i>Caudal de agua adicional para compensar las pérdidas</i>	6,05
Caudal total de agua a enfriar	201,91

Tabla 8. 19 Caudales de agua a enfriar.

Para el cálculo del calor que deberá absorber por día la torre se utiliza la ecuación, cuyos resultados se muestran en la tabla 8.20.

$$Q_{abs} = \dot{m}_{Aenf} * C_{pA} * \Delta T$$

Ecuación 8. 8

Dónde; Q_{abs} : calor absorbido por la torre (kcal/día); C_{pA} : calor específico del agua (kcal/kg°C); ΔT : variación de la temperatura deseada ($T_i - T_f$) (°C).

Cálculo de la energía absorbida por la torre	
C_{pA} (kcal/kg°C)	1,00
ΔT (°C)	35,00
\dot{m}_{Aenf} (kg/día)	201910,00
Q_{abs} (kcal/día)	7066850,00

Tabla 8. 20 Calor a remover del agua a enfriar.

Según los catálogos consultados se adopta una torre de enfriamiento compactada fabricada en PRFV con pileta de recolección, de la empresa SINAX (Figura 8.8). Los ventiladores axiales poseen palas de material plástico o aluminio que permiten ajustar el ángulo de ataque a fin de lograr el punto de operación más eficiente con el consecuente ahorro de energía. El relleno es laminar tipo C19, muy recomendado en la industria y el separador de gotas es construido en PP o PVC con características que los destacan por su eficiencia y resistencia mecánica. En la tabla 8.21 se detallan las características de operación y las dimensiones se muestran con la figura 8.9 y la tabla 8.22.

Equipo CT12 - Torre de enfriamiento	
<i>Proveedor</i>	SINAX S.A
<i>Modelo</i>	EWK 064
<i>Potencia (kW)</i>	0,75
<i>Peso en operación (kg)</i>	252,00
<i>Peso neto (kg)</i>	115,00
<i>Caudal de trabajo (m³/h)</i>	8,80
<i>Cantidad de equipos</i>	1,00

Tabla 8. 21 Características de la torre de enfriamiento CT12.



Figura 8. 8 Torre de enfriamiento SINAX.

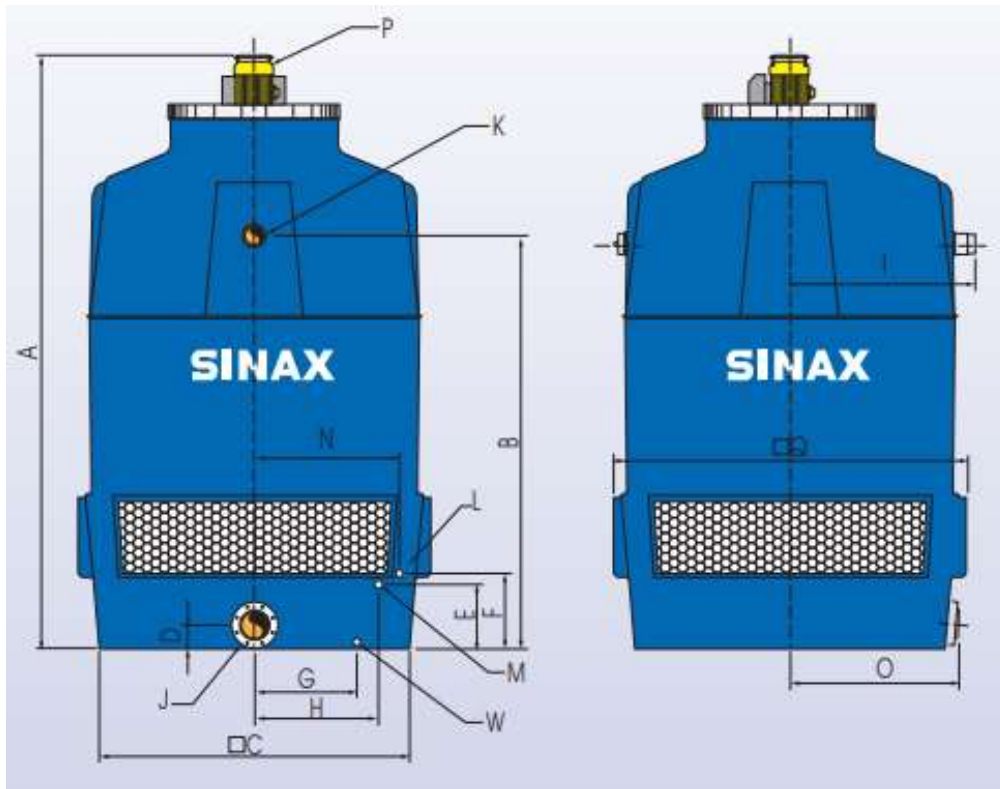


Figura 8. 9 Referencia dimensiones torre de enfriamiento SINAX.

	A	B	C	D	E	F	G	H
	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm
EWK036	2156	1776	760	80	197	262	285	285
	I	J	K	L	M	N	O	Q
	mm	pulg	pulg	pulg	pulg	mm	mm	mm
	465	2 ½	1 ½	½	1 ½	330	415	1354

Tabla 8. 22 Dimensiones torre de enfriamiento SINAX.

8.4.1. Diagrama de enfriamiento

En la figura 8.10 se resume el esquema de alimentación de agua a 55°C de la torre de enfriamiento, proveniente de los equipos a los cuales refrigera durante el proceso productivo de lactato de etilo.

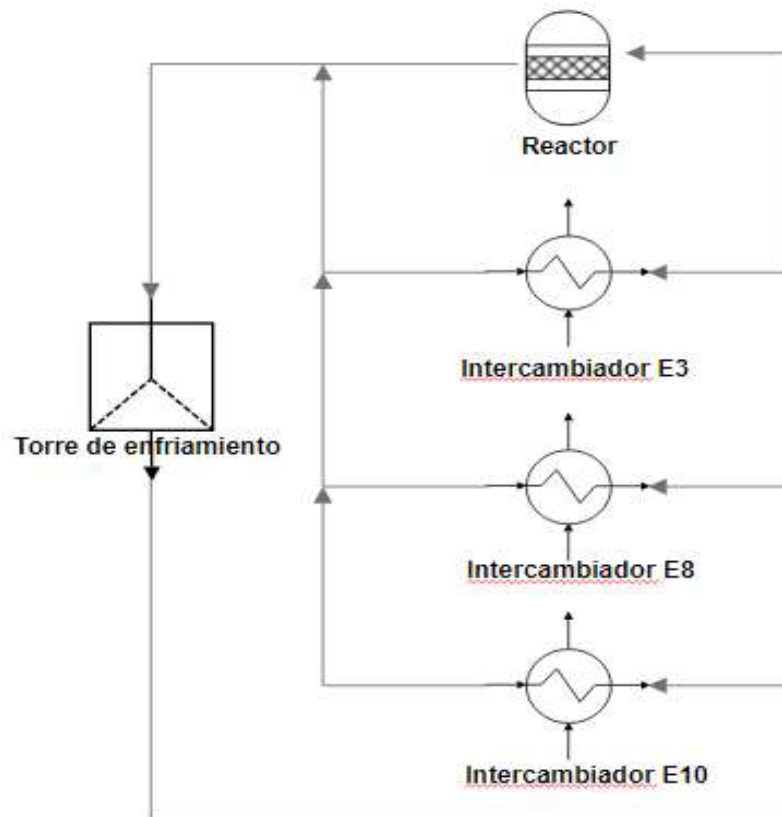


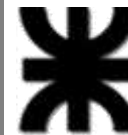
Figura 8. 10 Diagrama representativo de la alimentación de agua a 55°C a la torre de enfriamiento.

8.5. Servicio de gas natural

El parque industrial de Villa María, Córdoba, cuenta con una estación reguladora de presión y cañerías de distribución interna de gas natural.

En el proceso del lactato de etilo el gas se utiliza como combustible de la caldera principalmente y, en menor medida en el laboratorio, cocina y en las oficinas para la calefacción.

En los cálculos se considerará solamente el gas utilizado en el proceso productivo de la planta, ya que el utilizado en las instalaciones resulta despreciable comparado con éste.



Para calcular el consumo diario de gas se utiliza la ecuación 8.9.

$$C_g = \frac{C_e}{P_c \omega}$$

Ecuación 8. 9

Donde; C_g : consumo de gas en el proceso; C_e : consumo de energía en el proceso; P_c : poder calorífico del gas natural; ω : rendimiento (supuesto).

En la tabla 8.23 se detallan los valores de consumo y los parámetros utilizados para el cálculo total de gas natural requerido.

Cálculo del consumo de gas natural	
<i>Consumo de energía en la caldera (kcal/día)</i>	2,46 x 10 ⁸
<i>Poder calorífico de gas natural (kcal/m³)</i>	9688,00
<i>Rendimiento (ω)</i>	0,80
<i>Consumo de gas natural (m³/día)</i>	31740,29

Tabla 8. 23 Calculo de gas natural requerido total.

La cañería principal de distribución de gas natural a toda la planta es de acero, con un diámetro de 2 pulgadas. La cañería de derivación a la caldera es de 1 ½ pulgadas de diámetro, mientras que la de distribución a las instalaciones es de ¾ pulgadas de diámetro y de material polietileno.

8.6. Servicio de electricidad

La energía eléctrica en el parque industrial Villa María se encuentra a cargo de la empresa EPEC. Cuenta con una estación transformadora y líneas de suministro de energía eléctrica en media y baja tensión, como así también red interna de distribución e instalaciones de iluminación.

8.6.1. Descripción de la instalación eléctrica

Para el correcto funcionamiento de la instalación eléctrica son necesarios una serie de elementos que se detallan a continuación:



- Tableros: contienen los dispositivos necesarios para la operación, rastreo, protección y control de toda la instalación eléctrica. Permiten la distribución de la corriente a todos los sectores. 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

- Tomacorriente: 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.

- 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.

- Conductores eléctricos: 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. Ésta 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.



- 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.
- Pararrayos: 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.

8.6.2. Consumo de energía eléctrica de los equipos

En la tabla 8.24 se detalla el consumo de potencia de cada equipo por mes, considerando la cantidad de equipos y horas que funcionan simultáneamente.

Equipo	Equipo operando en simultáneo	Potencia (kW)	Funcionamiento		Consumo (kW/h/mes)
			(h/día)	(día/mes)	
B1	1	1	0,37	24,00	30,00
B2	1	1	0,37	24,00	30,00
B3	1	1	0,37	24,00	30,00
B4	1	1	0,37	24,00	30,00
B5	1	1	0,37	24,00	30,00
B6	1	1	0,37	24,00	30,00
B7	1	1	0,37	24,00	30,00
B8	1	1	0,37	24,00	30,00
B9	1	1	0,37	24,00	30,00
B10	1	1	0,74	24,00	30,00
B11	1	1	0,37	24,00	30,00
B12	4	1,49	24,00	30,00	1069,49
B13	2	0,37	3,00	4,00	4,46
B14	1	0,37	3,00	4,00	4,46
B15	1	0,37	3,00	4,00	4,46
B16	1	0,56	24,00	30,00	403,20
B17	1	1,12	24,00	30,00	806,40
<i>Potencia total</i>		8,74	<i>Consumo mensual de energía (kWh)</i>		5500,92

Tabla 8. 24 Detalle de consumo de electricidad por equipo.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



CAPÍTULO IX – TRATAMIENTO DE EFLUENTES

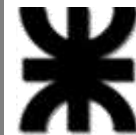
PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN

FERRERI, FEDERICO

LANFRANGO, FABIÁN

2018



9. Tratamiento de efluentes

9.1. Introducción

Los efluentes que produce este tipo de industrias no poseen mucho material orgánico, por lo que no tiene una gran importancia como otros efluentes que al tener mucho material orgánico, los microorganismos que se encuentran en los cursos de agua disminuyen rápidamente los niveles de oxígeno presentes (con las consecuencias que esto presenta).

Dada la toxicidad para el ecosistema que muchos de los efluentes portan, se hace necesario previo al vertido, principalmente en cursos de agua, el tratado de éstos. Entre los parámetros que se utilizan para determinar la posibilidad de desechar un efluente se encuentran: concentración de oxígeno disuelto (OD, mg/l), demanda biológica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno (DQO), pH, color, turbidez, dureza (mg/l), sólidos disueltos totales (STD, mg/l), sólidos en suspensión (SS, mg/l), concentración de productos tóxicos (mg/l), olor y temperatura. Los distintos parámetros empleados dependen de las normativas a las que se ajuste cada sector, a nivel nacional, por ejemplo, también se contempla presencia de metales tales como cromo, mercurio y plomo, entre otros compuestos (Metcalf & Eddy, 1995).

Este capítulo tiene como objetivo último la caracterización de los efluentes producidos a lo largo del proceso de producción de lactato de etilo, reconociéndolos y tratando de caracterizarlos por los parámetros antes descritos. Adicionalmente, se detallan los métodos actuales para el tratamiento de este tipo de efluentes y se diseña o adopta, según sea el caso, un sistema acorde a las necesidades de la planta.

9.2. Tipo de tratamiento de efluentes

El grado de tratamiento requerido para un agua residual depende fundamentalmente de los límites de vertido para el efluente y se asocian a la eficiencia en la remoción de los contaminantes indeseados. De acuerdo a esto, existen tres niveles de tratamiento de los fluidos vertidos: tratamiento primario, secundario y terciario. El tratamiento primario se utiliza para la eliminación de sólidos en suspensión y materiales flotantes. El tratamiento secundario comprende tratamientos biológicos convencionales, mientras que el tratamiento terciario supone la eliminación de contaminantes que no se remueven con los tratamientos biológicos convencionales. Estos último se llevan a cabo cuando se requiere reutilizar el agua (se elimina hasta el 99 % de los sólidos).

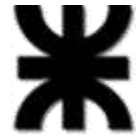
En algunos casos, cabe señalar, se incluye un pretratamiento en el que se remueven los elementos de mayor tamaño, tales como papeles, pelos y plásticos, entre otros. Para ello se utilizan tamices y/o rejillas.



En la tabla 9.1 se mencionan los diversos tratamientos característicos para cada nivel de depuración.

Tratamiento de aguas residuales
<i>Tratamiento primario</i>
<ul style="list-style-type: none"> Cribado Sedimentación Flotación Separación de aceites Homogeneización Neutralización
<i>Tratamiento secundario</i>
<ul style="list-style-type: none"> Lodos aditivos Aireación prolongada Estabilización por contacto Lagunaje con aireación Estabilización por lagunaje Filtros biológicos (percoladores) Discos biológicos Tratamientos anaeróbicos
<i>Tratamiento terciario</i>
<ul style="list-style-type: none"> Microtamizado Filtración Precipitación y coagulación Adsorción (carbón activado) Intercambio iónico Osmosis interna Electrodialisis Cloración y ozonización Procesos de reducción de nutrientes

Tabla 9. 1 Tipos de tratamientos de aguas residuales. Fuente: (Ramalho, 1996).



Las distintas operaciones también pueden clasificarse a nivel general en físicas, químicas y biológicas.

Tratamientos físicos

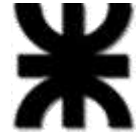
En los tratamientos físicos intervienen fenómenos de esta índole, aunque debe reconocerse que muchos de ellos se utilizan como pretratamiento. En este tipo se encuadran:

- Adsorción (carbón activado)
- Desorción (stripping)
- Evaporación
- Extracción líquido - líquido
- Filtración
- Flotación natural o provocada por aire
- Homogenización y equalización de caudales
- Intercepción de aceites y grasas
- Remoción de sólidos mediante enrejado
- Sedimentación
- Tratamiento con membranas

Tratamientos químicos

En este tipo de operaciones, la eliminación de contaminantes presentes se efectúa mediante la adición de determinados reactivos químicos con propiedades específicas que interactúan con determinados compuestos presentes en los efluentes. Entran en esta clasificación:

- Coagulación – floculación: en la coagulación se desestabilizan determinadas partículas coloidales, principalmente a través de la neutralización de su carga eléctrica y utilizando ciertos coagulantes. La floculación, por su parte, supone la agrupación de estas partículas descargadas, las cuales se ponen en contacto entre sí para formar flóculos capaces de ser retenidos en etapas posteriores. Aquellos productos que favorecen la formación de flóculos se los denominan agentes floculantes.



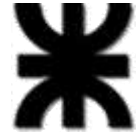
- Intercambio iónico: se emplean resinas que remueven interactúan con los caudales removiendo determinados iones. Se utiliza, por ejemplo, en la eliminación de la dureza del agua.
- Neutralización: el agregado de ácidos o bases fuertes proporcionara un equilibrio en la concentración de hidróxidos u oxidrilos, según sea el caso.
- Oxidación – reducción: algunos oxidantes como el peróxido de hidrogeno, cloro, ozono, permanganato de potasio o reductores como el sulfito de sodio se añaden para producir la deposición de diversos sólidos.
- Precipitación química: se realiza la mayor parte de las veces añadiendo hidróxido de sodio, sulfatos o sulfuros. Al incorporar estas sustancias a las aguas residuales conteniendo metales, se forman hidróxidos o sulfuros de los metales, según sea el caso, los cuales tienen una solubilidad limitada en el agua. Utilizando esta técnica se remueven la mayoría de los metales y algunas especies aniónicas, como sulfatos y fluoruros.
- Reducción electrolítica: este tratamiento incluye reacciones de oxidación – reducción sobre la superficie de los electrodos que provocan la deposición de los contaminantes. Suele emplearse en la recuperación de elementos valiosos.

Tratamiento biológico

Este tipo de tratamiento es realizado por microorganismos que digieren la materia orgánica presente en los efluentes. Generalmente se utilizan bacterias, que consumen las sustancias presentes en los líquidos residuales como nutrientes, generando masa celular y excretando otros compuestos más livianos, como gases.

En el procesamiento, los microorganismos forman flóculos por agregación que deben ser separados posteriormente como lodos mediante sedimentación o decantación, de otra forma recontaminan las aguas.

Generalmente este tipo de tratamiento se lleva a cabo en lagunas, las cuales pueden ser aeróbicas o anaeróbicas. Para la construcción de estos sistemas se utilizan terraplenes de tierra, asegurándose la adecuada impermeabilización del fondo y laterales (para que no se produzcan filtraciones que contaminen las napas). Entre los principales tipos de lagunas se encuentran:



- **Lagunas anaeróbicas:** como su nombre lo indica, se produce la degradación de la materia orgánica en ausencia de oxígeno. Suelen tener profundidades de entre 4 y 6 m y ubicarse en zonas rurales debido a los olores fuertes que produce. Los tiempos de retención son, sin embargo, cortos (entre 3 y 5 días).

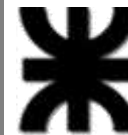
- **Lagunas aeróbicas:** el oxígeno se obtiene a partir de las algas, que son las encargadas de mantener las condiciones aerobias. La profundidad suele ser menor que las anaeróbicas (de entre 0,3 y 0,5 m), lo que aumenta la superficie a cubrir. Tienen bajos costos de operación y mantenimiento, pero su eficiencia suele ser variable al estar condicionada por factores tales como la radiación solar, agitación del viento y la temperatura ambiente.

- **Lagunas aireadas:** si el espacio es limitado, se recurre a la agitación mecánica para asegurar las condiciones aeróbicas. Esto supone un aumento en los gastos operativos aun contemplando el ahorro de espacio. Tienen un rendimiento en la depuración de entre el 50 y 60 %, lo que se debe principalmente a la presencia de sólidos en suspensión. Suelen estar acompañadas de lagunas facultativas para aumentar la eficiencia global.

- **Lagunas facultativas:** en las capas inferiores yacen microorganismos anaerobios (facultativos), mientras que en las superiores convergen los aerobios. Las algas en las capas superiores producen el oxígeno por fotosíntesis, durante las horas de luz solar. Este oxígeno lo utilizan las bacterias para la degradación de la materia orgánica. A su vez, los productos de estas últimas (CO_2 , NH_3 , PO_4^{3-}) son empleados por las algas. Tienen un buen rendimiento (70 - 80 %), por lo que pueden ser el único tipo de tratamiento biológico empleado. Sin embargo, la altura útil disminuye constantemente con la deposición de lodos (partiendo de una profundidad de 1,5 a 1,8 m), por lo que es necesaria la construcción de otra laguna para dejar secar cuando la altura impida el procesamiento. Suelen tener tiempos de retención de entre 10 y 12 días.

Otros tipos de tratamientos biológicos que utilizan intensivamente el espacio y merecen ser señalados:

- **Lodos activos:** se incorporan microorganismos en forma de flóculos a un depósito agitado y aireado mecánicamente. Luego de un tiempo suficiente, el líquido tratado se envía a un clarificador donde sedimentan los fangos bacterianos. Tienen alta eficiencia (90 – 95 %), pero naturalmente suponen altos costos de operación y mantenimiento, como así también de inversión.



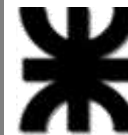
- Filtros bacterianos: en este caso los microorganismos están fijos en un soporte por el que fluyen las aguas a depurar. Se debe asegurar la incorporación constante de oxígeno dado que es un método aerobio.

Biodiscos: intermedio entre lodos y filtros. Grandes discos en una mezcla de agua residual con microorganismos, que facilitan la fijación y degradación de éstos.

9.3. Normativa sobre el vertido de efluentes

La normativa sobre tratamiento de efluentes se extiende generalmente a nivel nacional y provincial (en algunos casos también municipales). En la tabla 9.2 se fijan los límites establecidos para el vertido de aguas de acuerdo a la Ley Nacional 26.221.

Parámetro	Desagüe a cuencas	Descarga cuerpo receptor		
		Sin tratamiento	Con tratamiento primario	Con tratamiento secundario
<i>pH</i>	5,50 – 10,00	6,50 – 8,00	6,50 – 8,00	6,50 – 8,00
<i>Sustancias solubles en éter (SSEE)(mg/l)</i>	100,00	100,00	100,00	100,00
<i>Sulfuros (mg/l)</i>	1,00	-	-	1,00
<i>Temperatura (°C)</i>	45,00	45,00	45,00	45,00
<i>DBO (sobre muestra bruta)</i>	200,00	300,00	180,00	30,00
<i>DQO (mg/l)</i>	-	-	-	125
<i>Consumo de oxígeno de KMnO₄ (sobre muestra bruta)</i>	80,00	120,00	70,00	-
<i>MES (mg/l)</i>	-	-	-	35,00
<i>Cianuros totales (mg/l)</i>	1,00	1,00	1,00	1,00
<i>Cianuros destructibles por cloración (mg/l)</i>	0,10	0,10	0,10	0,10
<i>Hidrocarburos totales (mg/l)</i>	50,00	100,00	100,00	50,00
<i>Cromo III (mg/l)</i>	2,00	2,00	2,00	2,00
<i>Cromo VI (mg/l)</i>	0,20	0,20	0,20	0,20



SRAO detergentes (mg/l)	5,00	5,00	5,00	3,00
Cadmio (mg/l)	0,10	0,10	0,10	0,10
Plomo (mg/l)	0,50	0,50	0,50	0,50
Mercurio (mg/l)	0,005	0,005	0,005	0,005
Arsénico (mg/l)	0,50	0,50	0,50	0,50
Sustancias fenólicas (mg/l)	0,50	0,50	0,50	0,05
Plaguicidas y herbicidas	-	Igual limite que para captación	Igual limite que para captación	Igual limite que para captación

Tabla 9. 2 Límites para el vertido de aguas. Fuente: (Gobierno Nacional Argentino, 2017).

9.4. Caracterización de los efluentes de la planta

En la tabla 9.3 se detallan los dos únicos efluentes que la planta posee.

Denominación	Descripción	Composición	Caudal	pH	T ° (°C)	Destino
I'	Agua destilador 2	- Agua - Trazas de etanol - Trazas de lactato de etilo	685,146 kg/h	6,90	25,00	A definir
Ac2	Ácido sulfúrico agotado	- Ácido sulfúrico	3126 kg/sem	1,00	25,00	A definir

Tabla 9. 3 Composición de efluentes del proceso productivo de LE.

La corriente I' dada la presencia de compuestos orgánicos, aunque sean trazas, se trata de igual manera. Dado que el 99,91 % es agua se asume como caudal volumétrico el mismo que significaría una corriente de agua pura.

La corriente Ac2 es ácido sulfúrico diluido al 5%, dada su naturaleza fisicoquímica es necesario neutralizarlo y tratarlo adecuadamente ya que es nocivo para el ecosistema.

Los ácidos minerales: ácido clorhídrico, ácido sulfúrico, ácido nítrico o ácido acético pueden neutralizarse con desechos de hidróxido de sodio, hidróxido de potasio u otras bases diluidas. La solución ácida debe diluirse hasta una concentración no mayor a 1M, después de lo cual se añade la base lentamente y con agitación. El pH de la solución final deberá estar cercano a 7.



9.5. Selección del método de tratamiento de efluentes

Al momento de seleccionar un método para el tratamiento de efluentes debe considerarse un método que sea:

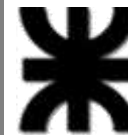
- a. De fácil construcción y durable en el tiempo;
- b. Económico en el uso de energía y en su funcionamiento;
- c. Eficiente en la remoción de los contaminantes indeseados, que no produzca otros;
- d. Estable frente a irrupciones de energía y variaciones de flujo por causas inherentes al proceso;
- e. Modular, para que permita ampliaciones conforme crezca el proceso productivo;
- f. Simple en su operación, control y mantenimiento.

Un sistema químico es el necesario y completa de manera adecuada con las consideraciones que uno tiene al respecto en eficiencia técnica y rendimiento económico. Por ello, se diseña un sistema de regulación de pH de las corrientes de manera diferenciada ya que al ácido hay que extraerle la sal correspondiente a la neutralización.

En la tabla 9.4 se resumen el tratamiento del cual se debe realizar a las dos corrientes para luego unificarlas y desecharlas de manera adecuada. No se incluye un pretratamiento dado que no hay partículas de un tamaño de consideración o significativo que ameriten la incorporación de rejillas o tamices. Tampoco se adopta un sistema de nivel secundario ya que no es necesario un tratamiento biológico por la naturaleza de la solución ni un sistema de nivel terciario ya que el efluente no está destinado al uso humano (aseo, consumo, cultivo, ganadería o recreación).

Orden	Tipo de tratamiento	Operación seleccionada	Descripción
1°	TRATAMIENTO PRIMARIO	Neutralización química	Estabilización del pH con cal
2°	TRATAMIENTO PRIMARIO	Tratamiento físico	Separación de la sal precipitada

Tabla 9. 4 Tratamiento de efluentes a aplicar en el proceso.



9.5.1. Neutralización química

La neutralización química se realiza combinando las dos corrientes cuando la del ácido agotado entre en operación. Los días restantes trabajara el equipo solo con el agua de producto para que sea un proceso continuo este equipo y el siguiente de tratamiento físico, este último tratamiento viene dado por la precipitación de la sal CaSO_4 al neutralizar el ácido con cal. Dicha neutralización, mediante la adición de cal lleva a la corriente a valores establecidos (mínimo de 6,50). Se diseña una cámara de inspección, en la cual se monitorea constantemente el pH para de este modo controlar el tiempo de retención.

La cámara seleccionada responde al caudal a tratar de $1,6875 \text{ m}^3/\text{h}$, el cual corresponde a la corriente I' y a un caudal de $1 \text{ m}^3/\text{h}$ el cual operara por 3 horas, esto es para que no quede sobredimensionada la cámara cuando los posteriores días de la semana se trabaje a un caudal de I'. De esta manera trabaja de manera continua, la cámara procesara el caudal con un tiempo de retención de 15 minutos. Para ello la cámara debe tener $0,422 \text{ m}^3$, los cuales (incluyendo el límite de seguridad del 30%) se reparten en $0,74 \text{ m}$ de alto y ancho y 1 m de largo.

La cal se adiciona en la cámara en forma de rocas y dado el paso rápido del efluente por la cámara, deberán ser reemplazadas al observar desgaste.

9.5.2. Tratamiento físico

Como se dijo con anterioridad, se neutraliza el ácido sulfúrico con cal para subir el pH cercano a 7, produciéndose sulfato de calcio (CaSO_4) y agua. Esta sal de sulfuro es el único componente a remover en el agua para su correcto tratamiento y posterior vertido a la red de cloacas. Por lo que es necesario el diseño de un sistema de sedimentación físico capaz de bajar los niveles de concentración de sulfato de calcio en agua.

El sedimentador cumple con los requisitos solicitados al ser económica (bajo costo de inversión, mantenimiento y de operación). Además, este tipo de sedimentador discreto posee un alto rendimiento logrando así la separación casi total del sulfato de calcio, quedando en suspensión el mínimo permitido (1000 ppm). Se precisan tiempos de residencia de 1 hora, logrando dicho objetivo y depositándose $212,61 \text{ kg}$ de sólidos en el lapso de 3 horas que es el tiempo en el que se trata el ácido agotado. Esta sedimentación tiene su auge el día de lavado de catalizador, los demás días de la semana sigue funcionando para no parar el proceso pero solo con la corriente I'. En esos días, donde el caudal es de $0,6875 \text{ m}^3/\text{h}$, carece de sentido detallar los datos de operación, sino este sedimentador un mero pulmón para el posterior vertido.



Para diseñar el sedimentador S14 se parten de las leyes de Newton y de Stokes, las cuales me definen la velocidad terminal o de caída de la partícula (V_T), en relación con la fricción otorgada por el líquido y teniendo en cuenta las propiedades geométricas de la partícula y la fisicoquímica del medio. Esta sedimentación constante viene dada por la ecuación 9.1.

Régimen laminar ($N_{Re} < 2$)

$$V_T = \frac{g(\rho_s - \rho_L)D_p^2}{18 * \mu}$$

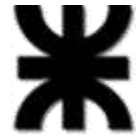
Ecuación 9. 1

Esta velocidad terminal es de 0,006698 m/s o 0,4018 m/min, por lo que la velocidad de flujo o de sedimentación (V_s) en el sedimentador debe ser menor a dicha V_T y lograr así la sedimentación, se separan en una proporción igual a V_s/V_T . En la tabla 9.5 se plasman parámetros que nos determinan el diseño:

Parámetro	Valor
Caudal (Q)(m ³ /h)	1,6875
Diámetro de partícula (Dp)(m)	0,0001
Densidad del sólido (ρ_s)(kg/m ³)	2320,00
Densidad del líquido (ρ_l)(kg/m ³)	1089,76
Constante de gravitación (g)(m/s ²)	9,80

Tabla 9. 5 Parámetros de diseño para el sedimentador S14.

La velocidad de sedimentación es entre el caudal y el área secciona. La altura H no debe ser muy pequeña para que la velocidad de sedimentación no sea grande y arrastre partículas. El factor de carga viene dado por el cociente entre el caudal y el área superficial. En la tabla 9.6 se detallan los parámetros calculados para el diseño del sedimentador.



Parámetro	Valor
Caudal a tatar ($m^3/día$)	40,50
Tiempo de retención (h)	0,88 (53' 20")
Factor de carga ($m^3/m^2 * día$)	27,00
Área superficial (m^2)	1,50
Volumen (m^3)	1,50
Altura (m)	1,00
Ancho (m)	0,60
Longitud (m)	2,50
Área seccional (m^2)	0,60
Velocidad de sedimentación (m/min)	0,0468
Pendiente de fondo	10%
Sobredimensionamiento	30%

Tabla 9. 6 Parámetros calculados para el sedimentador S14.

Se toma una velocidad de sedimentación mucho más baja que la velocidad terminal con el fin de que el equipo tenga una dimensión apreciable y sobredimensionando el mismo. Dichas dimensiones se suponen y despejan de las ecuaciones que relacionan las velocidades y el caudal. El largo del sedimentador se calcula con la proyección de lodos depositados en el fondo, ocupando estos un máximo de 6 a 7% del equipo dando un largo necesario de 2,50 m y dicho fondo posee una inclinación de 10% ubicándose la boca de salida en el primer tercio del sedimentador donde precipita la mayoría del sulfato de calcio.

Se adiciona una sección la cual permite el ingreso del efluente y coloca una pantalla difusora a 0,25 m quedando un largo de quipo total de 2,75 m donde por un rebosadero al final permite la salida del agua tratada y lista para su vertido.

$$V_s = \frac{Q}{W * H}$$

Ecuación 9. 2 Velocidad de sedimentación.

$$V_T = \frac{Q}{L * H}$$

Ecuación 9. 3 Velocidad terminal.

$$\frac{V_s}{V_T} = \frac{L}{H}$$

Ecuación 9. 4 Relación de velocidades.

$$F_c = \frac{Q}{L * W}$$

Ecuación 9. 5 Factor de carga.

$$t = \frac{V}{Q}$$

Ecuación 9. 6 Tiempo de retención.

En la figura 9.1 se aprecia un diagrama representativo del sedimentador (equipo S14) a utilizar para el respectivo tratamiento anteriormente mencionado.

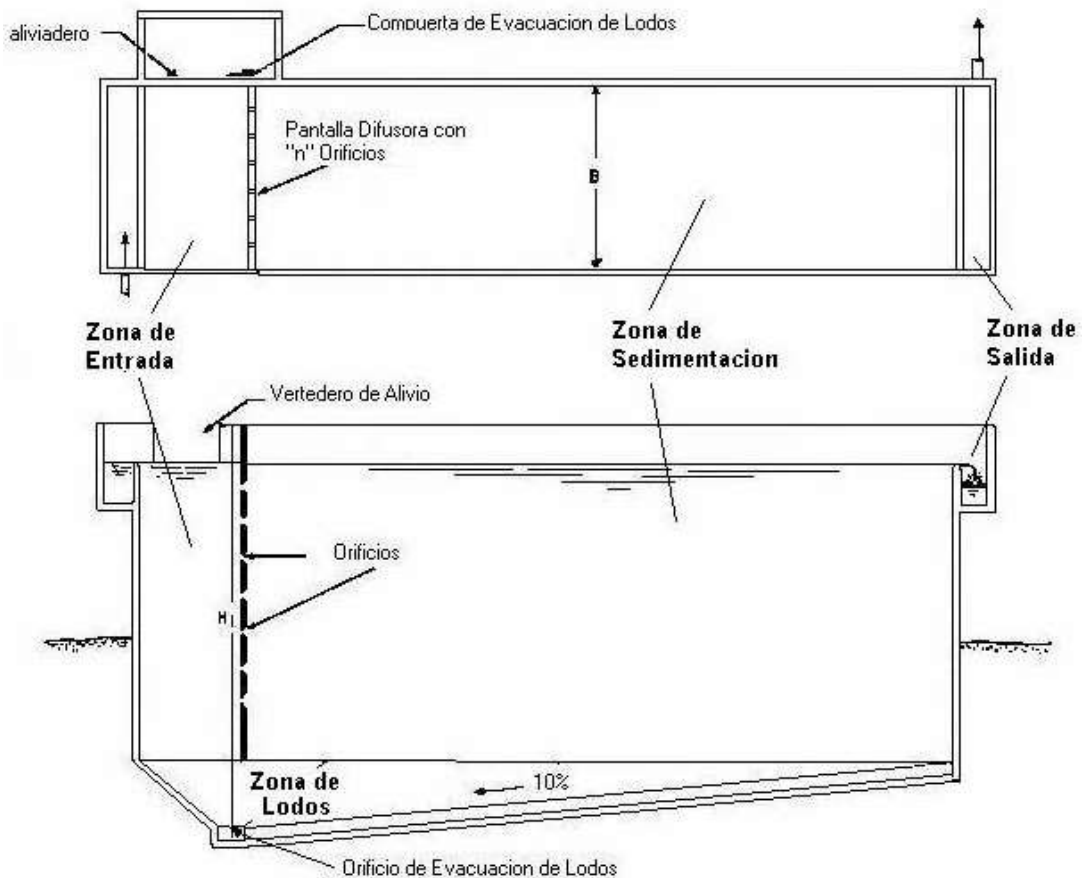


Figura 9. 1 Diagrama representativo del equipo S14.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



CAPÍTULO X – CONTROL DE CALIDAD

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



10. Control de calidad

10.1. Introducción

Toda industria debe plantear un modelo de gestión de calidad para asegurar el cumplimiento de las características de un producto relacionadas con la capacidad de satisfacer las necesidades del cliente. La calidad del producto no es un parámetro opcional para la supervivencia de una compañía en un entorno competitivo, y el no cumplimiento de las especificaciones implica pérdida del mercado.

El control de calidad incluye todas aquellas acciones sistemáticas para garantizar que el producto final cumple con los requerimientos establecidos y evitar la comercialización de productos defectuosos. Se encarga de verificar los estándares de calidad a lo largo de las diferentes etapas de desarrollo de producto, tanto de la fase intermedia como la fase final, así como control de la calidad de materia prima e insumos.

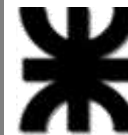
10.2. Plan de control de calidad

La adopción de un sistema de gestión de la calidad es una decisión estratégica para la organización que le puede ayudar a mejorar su desempeño global y proporcionar una base sólida para las iniciativas de desarrollo sostenible (Instituto Argentino de Normalización (IRAM), 2015).

Los beneficios potenciales para una organización de implementar un sistema de gestión de la calidad basado en la NORMA ISO 9001 son:

- a) La capacidad para proporcionar regularmente productos y servicios que satisfagan los requisitos del cliente y los legales y reglamentarios aplicables
- b) Facilitar oportunidades de aumentar la satisfacción del cliente.
- c) Abordar los riesgos y oportunidades asociadas con su contexto y objetivos.
- d) La capacidad de mostrar la conformidad con requisitos del sistema de gestión de la calidad especificados.

Se desarrollará un plan de control de calidad en el cual se detallarán todos los controles que deben realizarse en las diferentes etapas del proceso de producción, como así también a las materias primas y al producto final. Se especificarán los valores de cada parámetro que se evalúa, la técnica empleada para su análisis, la frecuencia de control, los encargados de tomar las muestras y de realizar los análisis correspondientes.



En el caso de que el valor medido no se ajuste al deseado, se deberán tomar medidas correctivas al respecto. Algunos parámetros son tomados por el control automático del proceso (CA).

En el anexo X se detallarán las técnicas utilizadas en cada caso correspondiente para los análisis de laboratorio.

10.2.1. Control de calidad de materias primas

Se detallarán los requerimientos de las materias primas empleadas en el proceso del LE, y de todos los insumos empleados durante este, los cuales se muestran en la tabla 10.1. En esta se incluyen los controles que se realizarán sobre el bioetanol, ácido láctico, ácido sulfúrico y la resina iónica que se utiliza como catalizador empleados en el proceso. Cabe destacar que los insumos utilizados deben estar certificados por el proveedor, por lo tanto el control se realiza solamente para corroborar el cumplimiento de los valores informados.

10.2.2. Control de calidad del proceso productivo

Se establecerán los puntos de control dentro del proceso y las especificaciones que se deben cumplir para prevenir la producción de un producto defectuoso o que no sea el esperado. Muchos de los controles se realizan por control automático ya que se debe evitar cualquier error personal. En la tabla 10.2 se mostrarán los controles a realizar en equipos y corrientes.

Si se encuentra algún desvío de la calidad durante el proceso, este debe corregirse inmediatamente para poder obtener un producto de una calidad deseada y no perder tiempo ni dinero reprocesando a este.

10.2.3. Control de calidad del producto final

Para posibilitar la comercialización del producto terminado, se debe de cumplir con ciertos estándares de calidad que se van a detallar en la tabla 10.3.

Algunos de los parámetros analizados con frecuencia en el desarrollo y control de calidad de los solventes incluyen su polaridad, pureza, densidad y viscosidad.

10.3. Tablas

A continuación se ilustrarán las tablas con los controles necesarios para todo el proceso productivo del solvente verde Lactato de etilo.

MP / insumo	Variable	Valor limite	Valor normal	Téc.	Registro	Responsable	Frecuencia	Acción correctiva
Bioetanol	Temperatura	20°C	25°C	CA	MP1/RA-01	Analista de laboratorio	Un control por duplicado por cada ingreso semanal de un lote	Rechazar el lote
	Densidad específica	0,81 a 20°C	0,812 a 20°C	T-01	MP1/RA-02			
	Agua (%v/v)	10%	4%	T-02	MP1/RA-03			
	Etanol (%v/v)	90%	96%	T-02	MP1/RA-04			
Ácido láctico	Temperatura	20°C	25°C	CA	MP2/RA-01	Analista de laboratorio	Un control por duplicado por cada ingreso semanal de un lote	Rechazar el lote
	Densidad específica	1,20 a 20°C	1,22 a 20°C	T-01	MP2/RA-02			
	Pureza	± 0,5%	88%	T-02	MP2/RA-03			
Ácido Sulfúrico	Temperatura	20°C	25°C	CA	I1/RA-01	Analista de laboratorio	Un control por duplicado por cada ingreso trimestral de un lote	Rechazar el lote
	Densidad específica	1,8 a 21°C	1,84 a 21°C	T-01	I1/RA-02			
	Pureza	± 0,5%	98%	T-02	I1/RA-03			
Amberlyst 15®	Capacidad útil de la resina o sitios activos	≥ 1,7 eq/kg	1,7 eq/kg	T-03	I2/RA-01	Analista de laboratorio	Un control por cada ingreso de un lote / un control mensual	Rechazar el lote / regenerar el lote

Tabla 10. 1 Control de calidad para materias primas e insumos. Fuente: elaboración propia.

Equipo	Corriente	Variable	Rango normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	Acción correctiva
E3	D'	Temperatura	65 ± 2 °C	CA	E3/R-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	7265 ± 10 kg/h	CA	E3/R-02	Operario planta	Cada 8 hs.	
		Concentración EtOH	58 ± 4 %	T-02	E3/R-03	Analista de lab.		
		Concentración AL	38 ± 4 %	T-02	E3/R-04	Analista de lab.		
R4A - R4B	E	Temperatura	65 ± 2 °C	CA	R4/R-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	7265 ± 10 kg/h	CA	R4/R-02	Operario planta	Cada 8 hs.	
		Concentración LE	35 ± 4 %	T-02	R4/R-03	Analista de lab.		
C5	F	Temperatura	79 ± 2 °C	CA	C5/D-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	3932 ± 10 kg/h	CA	C5/D-02	Operario planta	Cada 8 hs.	
		Concentración EtOH	82 ± 4 %	T-02	C5/D-03	Analista de lab.		
		Concentración H ₂ O	18 ± 4 %	T-02	C5/D-04	Analista de lab.		
G		Temperatura	168 ± 2 °C	CA	C5/D-05	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	3334 ± 10 kg/h	CA	C5/D-06	Operario planta	Cada 8 hs.	
		Concentración AL	25 ± 4 %	T-02	C5/D-07	Analista de lab.		
		Concentración LE	75 ± 4 %	T-02	C5/D-08	Analista de lab.		

Tabla 10. 2 Control de calidad para el proceso productivo. Fuente: elaboración propia.

Equipo	Corriente	Variable	Rango normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	Acción correctiva
C6	H	Temperatura	78 ± 2 °C	CA	C6/D-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	3325 ± 10 kg/h	CA	C6/D-02	Operario planta	Cada 8 hs.	
	I	Concentración EtOH	96 ± 4 %	T-02	C6/D-03	Analista de lab.	En línea	
		Temperatura	96 ± 2 °C	CA	C6/D-04	Operario planta		
		Caudal	685 ± 10 kg/h	CA	C6/D-05	Operario planta		
		Concentración H ₂ O	99 ± 4 %	T-02	C6/D-06	Analista de lab.		
C7	J	Temperatura	154 ± 2 °C	CA	C7/D-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	2513 ± 10 kg/h	CA	C7/D-02	Operario planta	Cada 8 hs.	
	K	Concentración LE	≥ 98 %	T-02	C7/D-03	Analista de lab.	En línea	
		Temperatura	218 ± 2 °C	CA	C7/D-04	Operario planta		
		Caudal	6896 ± 10 kg/h	CA	C7/D-05	Operario planta		
		Concentración AL	99 ± 4 %	T-02	C7/D-06	Analista de lab.		
E8	I'	Temperatura	25 ± 2 °C	CA	E8/E-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	5755 ± 10 kg/h	CA	E8/E-02	Operario planta	En línea	

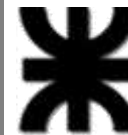
Tabla 10. 2 Continuación

Equipo	Corriente	Variable	Rango normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	Acción correctiva
E9	J'	Temperatura	117 ± 2 °C	CA	E9/E-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	21108 ±10kg/h	CA	E9/E-02	Operario planta	En línea	
	E'	Temperatura	75 ± 2 °C	CA	E9/E-03	Operario planta	En línea	
		Caudal	61032 ±10kg/h	CA	E9/E-04	Operario planta	En línea	
E10	J''	Temperatura	25 ± 2 °C	CA	E10/E-01	Operario planta	En línea	Verificar condiciones operativas del equipo
		Caudal	21108 ±10kg/h	CA	E10/E-02	Operario planta	En línea	

Tabla 10. 2 Continuación

Variable	Valor normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia
Apariencia	Líquido incoloro de aroma frutoso	Inspección visual	PT/RA-01	Operario de planta	Cada 4 hs.
Pureza	≥ 98 %	T-02	PT/RA-02	Analista de laboratorio	Cada 8 hs.
Densidad específica	1,032 ± 0,06 a 20 °C	T-01	PT/RA-03	Analista de laboratorio	Cada 8 hs.
Viscosidad dinámica	2,8 ± 0,2 mPa.s a 20 °C	T-04	PT/RA-04	Analista de laboratorio	Cada 8 hs.
pH	4 ± 0,5 en solución de 50 g/l a 20 °C	T-05	PT/RA-05	Analista de laboratorio	Cada 8 hs.
Polaridad	Polar	T-06	PT/RA-06	Analista de laboratorio	Cada 8 hs.
Solubilidad (Parámetro de solubilidad)	Soluble en agua, alcohol, algunas cetonas, ésteres e hidrocarburos. $\delta = 10,9$ (cal/cm ³) ^{1/2}	T-06	PT/RA-07	Analista de laboratorio	Cada 8 hs.

Tabla 10. 3 Control de calidad para el producto terminado. Fuente: elaboración propia.



10.4. Registros

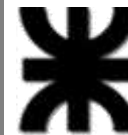
A continuación se detallan los registros que se llevan a cabo para materias primas (Tabla 10.4), proceso (Tabla 10.5) y producto terminado (Tabla 10.6).

El código de registro se encuentra conformado de la siguiente manera: una letra que indica sobre qué se realiza el control (materia prima, insumo, equipo, corriente, producto final), por siguiente se agrega otra letra identificando el área de producción donde se lleva a cabo el control y a continuación un número identificando el análisis correspondiente. Ejemplo 1: MP2/R-01; materia prima AL (MP2), controlada en la sala de recepción y almacenamiento, análisis N°1 (RA01).

Cada una de las tablas siguientes mencionadas anteriormente muestra un ejemplo del tipo de registro para facilitar su comprensión.

Tipo de registro	MATERIA PRIMA			
Código	MP1/RA-02			
Mat. prima / insumo	<i>Bioetanol</i>			
Descripción	<i>Densidad específica</i>			
Proveedor	<i>ACA Bio Villa Maria</i>			
Técnica / Código	<i>Determinación de densidad específica</i>			<i>T-01</i>
Límite de aceptación	<i>0,81 a 20°C</i>			
Lote	Fecha	Resultado	Analista	Firma
<i>001</i>	<i>25/08/2017</i>	<i>0,812</i>		

Tabla 10. 4 Registro para materias primas e insumos. Fuente: elaboración propia.



Tipo de registro	CONTROL DE PROCESO			
Código	R4/R-01			
Equipo / Corriente	Reactor de esterificación R4 / E			
Descripción	Control de temperatura			
Operario a cargo	Operario de planta 3			
Técnica / Código	Inspección visual de sensor de temperatura	CA		
Límite de aceptación	65 ± 2 °C			
Lote	Fecha	Resultado	Analista	Firma
001	25/08/2017	64,45 °C		

Tabla 10. 5 Registro para control del proceso productivo. Fuente: elaboración propia.

Tipo de registro	PRODUCTO TERMINADO			
Código	PT/RA-05			
Producto	Lactato de etilo			
Descripción	Determinación de pH del producto			
Condiciones de operación	La técnica se debe realizar a 25 ± 2 °C en una disolución con agua libre de CO ₂ de concentración 50 g/l			
Técnica / Código	Determinación de pH	T-05		
Límite de aceptación	4 ± 0,5 en solución de 50 g/l a 20 °C			
Lote	Fecha	Resultado	Analista	Firma
001	25/08/2017	4,1		

Tabla 10. 6 Registro para el producto terminado. Fuente: elaboración propia.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

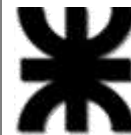


CAPÍTULO XI – INSTALACIONES CIVILES

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



11. Instalaciones civiles

11.1 Introducción

En este capítulo se esbozarán las características constructivas generales de la planta de producción de LE, la cual se encuentra ubicada en el Parque Industrial de Villa María. El terreno a utilizar se encuentra al Sureste lindante con Cattivelli SRL, al Suroeste con Industrias Cormetal S.A y se encuentra en una esquina en las calles Emilio Ricardo Werner y Ministro José Ver Gelbard. El predio cuenta con una superficie total aproximada de 11.808 m³ (1,18 ha), en el cual se instalarán la totalidad y sectores de la planta que a continuación se detallan:

- Área de servicios auxiliares
- Comedor, baños y vestidores
- Depósitos de insumos
- Laboratorio
- Puesto de seguridad y estacionamiento
- Recepción, oficinas administrativas y directivas
- Sala de caldera
- Sector de materias primas y producto terminado
- Sector de mezclado y reacción
- Sector de destilación
- Sector de torre de enfriamiento
- Sector de efluentes
- Taller de mantenimiento

El parque en cuestión cuenta con los servicios incluidos de energía eléctrica provisto por la Empresa Provincial de Energía de Córdoba (EPEC) (incluyendo estación transformadora, líneas de baja y media tensión y distribución), agua por captación subterránea y red de efluentes cloacales e industriales, gas natural y distribución interna, red de comunicaciones (internet, teléfono y fax), control de ingreso y seguridad.

Desde la ciudad de Villa María, el parque tiene su ingreso por la ruta nacional N°9 en el kilómetro 551,5. Además cuenta con la intersección de la ruta provincial N°2 la cual lo interconecta a la autopista N°9 Córdoba – Rosario.

11.2 Descripción general del establecimiento

El terreno seleccionado dentro del predio se encuentra en la esquina con orientación Noreste como se aprecia en la figura 11.1. Por lo tanto, tiene acceso por las calles ubicadas al Noroeste y Noreste. El ingreso al parque es por el lado Sur, se determina la entrada al terreno por el lado noreste, sobre la calle Emilio Ricardo Werner debido a que es la más próxima a la avenida Brigadier Juan Ignacio San Martín.



Figura 11. 1 Geolocalización de la planta en el parque industrial.

Como primera medida, se debe alzar un cerco perimetral con premoldeados de hormigón armado y alambre olímpico (romboidal) con terminación de alambre de púas de tres líneas. Este tendrá una altura de 2 metros y una extensión de 472 metros, teniendo en cuenta que el terreno es un rectángulo a 45° de 162 m por 72 m aproximadamente.



Para el correcto desplazamiento dentro del predio, se trazará una red de calles internas pavimentadas y señalizadas, por las que circularán tanto los vehículos de transporte y personales como así también el personal a pie.

Cabe señalar que además de la luminaria del predio, de las calles internas y de las distintas construcciones, el paisaje del predio se ve afectado por estructuras metálicas que sostienen las tuberías de transporte de materias primas, productos intermedios y terminado, como así también servicios auxiliares, las cuales deberán tener una altura suficiente para permitir la circulación interna de camiones y otros vehículos de tamaño semejante. De acuerdo a esto, y dependiendo también de la entrada y salida de los equipos, se fija en 4,5 m (elevación suficiente para los 4,3 m fijados por el Mercosur).

En cuanto a las instalaciones edilicias propiamente dichas, a excepción del estacionamiento, el sector de destilación, materias primas, servicios auxiliares y de tratamiento de efluentes, el resto de las áreas y sectores se encuentran bajo techo, lo que supondrá al menos una edificación para cada una de ellas. Sin embargo, muchas áreas se unificarán en espacios comunes para aprovechar y minimizar las zonas cubiertas. En otros casos cuestiones de seguridad o particulares de funcionalidad, sugieren que dicho sector se encuentre aislado del resto.

Antes de determinar el área de cada sector, se fijan consideraciones hechas a tal objetivo:

- Maximizar la funcionalidad de cada sector y de la planta en su totalidad
- Minimizar el área cubierta y los desplazamientos de vehículos y personal
- Tener en cuenta las futuras ampliaciones e incorporaciones de equipos
- Promover una eficiente comunicación entre las áreas y las personas que allí se encuentran
- Facilitar el flujo de corrientes y de información

En la tabla 11.1 se muestran las edificaciones a emplazar, las áreas dentro de cada una de ellas y la superficie que tendrá cada uno de estos sectores. Por último, en la figura 11.2 se exhibe la distribución general de la planta, mientras que en el anexo se ajuntan los planos correspondientes.

Edificio	Sectores	Área (m ²)	Área total (m ²)
I	Recepción		100
	Oficinas administrativas		
	Oficinas directivas		
II	Baños y vestidores		100
	Comedor		
III	Taller de mantenimiento	40	72
	Depósitos de insumos	32	
IV	Sala de caldera	300	300
V	Reacción e intercambiador	152	152
VI	Laboratorio	62	62
Sector VII	Materias primas y producto	600	600
Sector VIII	Destiladores	104	104
Sector IX	Agua de enfriamiento	104	152
	Área de servicios auxiliares	48	
Sector X	Tratamiento de efluentes	12	12
Sector XI	Estacionamiento y seguridad	640	640
Total construido			2032

Tabla 11. 1 Sectores y sus áreas respectivas.

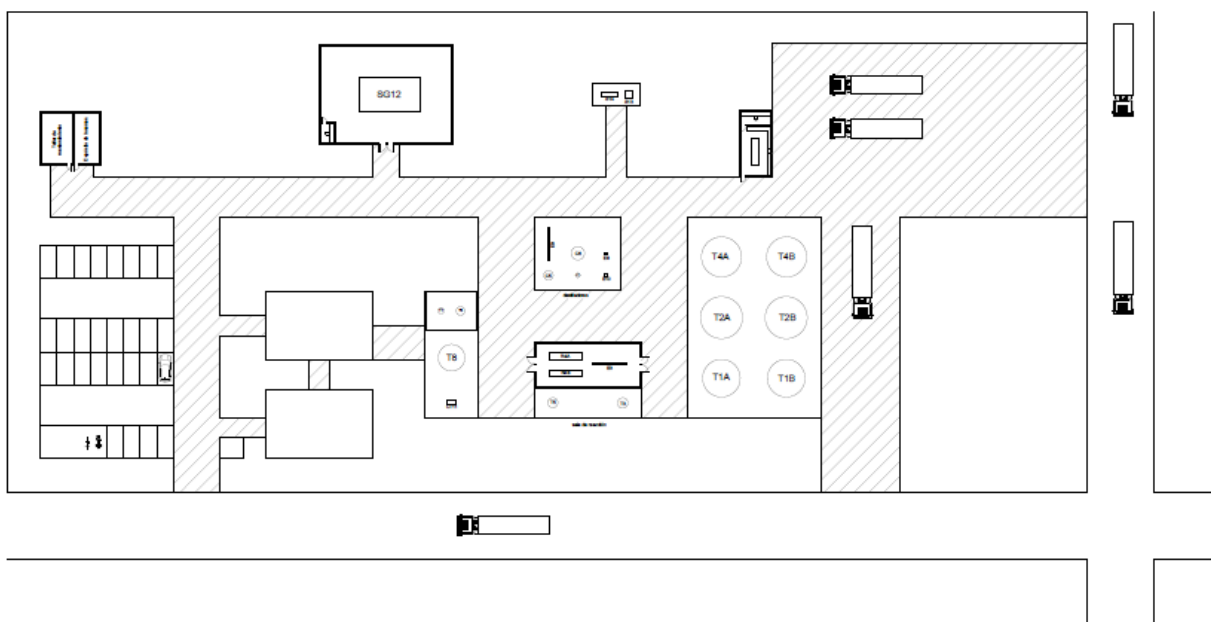
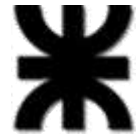


Figura 11. 2 Distribución de los sectores en el terreno.



11.3 Área de enfriamiento y servicios auxiliares

Este sector está dividido en dos secciones al aire libre, una sección donde está el tanque de agua general y la torre de enfriamiento de agua de circuito; La otra sección donde se encuentra el tanque de ácido sulfúrico concentrado y el tanque de ácido sulfúrico diluido, ya que estos necesitan protección específicas, como la colocación de una medianera de hormigón de 1,00 m de alto y 8,00 de ancho y 6,00 m de largo posee esta sección. Esa pileta q se forma es en caso de derrame y por medidas de seguridad ya que al contacto con el agua produce una reacción violenta. En la figura 11.3 se aprecia la distribución del sector.

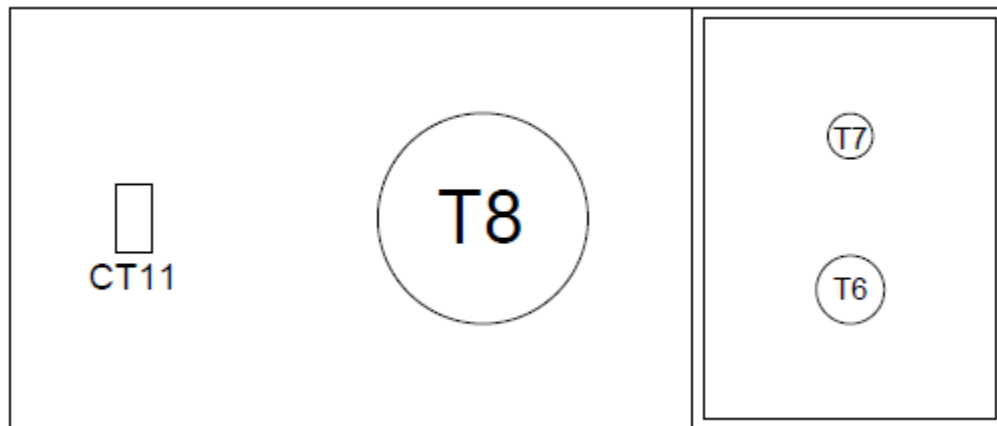


Figura 11. 3 Sector IX, área de enfriamiento y servicios auxiliares.

Se disponen pisos de hormigón con endurecimiento de superficie, para obtener alta resistencia frente a la carga que producen equipos y maquinaria. El espaciado es de 2,00 m, siendo 1,5 m la distancia mínima para permitir el paso de hombre y tareas de mantenimiento, cuando sean necesarias. Sin embargo todos los equipos al aire libre se instalan de forma tal que se comuniquen con la periferia (y las calles internas) para facilitar el llenado y su eventual reemplazo. En la figura 11.4 se representan los tanques de ácido sulfúrico.



Figura 11. 4 Imagen representativa de tanques de ácido sulfúrico.

11.4 Taller de mantenimiento y depósito de insumos

Es un sector dividido en dos partes, una donde está el taller y la otra el depósito de insumos, ambas techadas.

Para el taller de mantenimiento se provee un espacio de 8,00 m de largo por 5,00 m de ancho (40 m²) y 6 m de alto, el cual se considera suficiente para ubicar las distintas herramientas y equipos en arreglo disponibles. Las características constructivas cabe mencionar: techo parabólico cubierto con chapas de acero galvanizadas, paredes de ladrillo bloque de 19 x 19 x 39 cm, revoque grueso y fino, pintura látex y pisos de hormigón con endurecimiento de superficie. En la figura 11.5 se observa la distribución de los espacios.

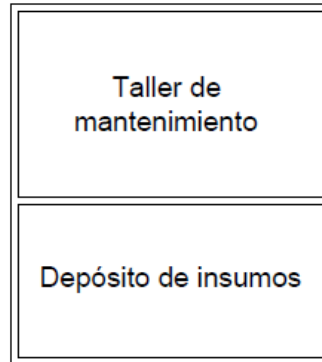
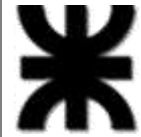


Figura 11. 5 Edificio III, taller de mantenimiento y depósito de insumos.

El depósito está estimado en relación a la cantidad de catalizador seco que este albergara. El volumen viene dado por los pallets con bolsas de 25 kg de catalizador, sabiendo que tiene un periodo de cambio de 3 años siempre y cuando no sufra alteraciones en el reactor. Suponiendo esto el espacio del depósito será de 8,00 m de largo por 4,00 m de ancho (34 m^2) y 6 m de alto. Las características constructivas son las mismas que para el taller de mantenimiento y en la figura 11.6 se ejemplifica el taller de mantenimiento.



Figura 11. 6 Imagen representativa del taller.



11.5 Puesto de seguridad y estacionamiento

Como se menciona más arriba, el acceso al predio se ubica sobre la calle Emilio R. Werner. Allí se emplaza además una barrea al paso y un puesto de seguridad. Este último tiene funciones más bien relacionadas con el control interno de la empresa, dado que el parque ya posee seguridad propia. En dicha cabina, se controla la entrada y salida del personal mediante reloj biométrico, como así también proveedores, clientes y visitas y sus materiales de transporte.

El estacionamiento, por su parte, incluye un sector para bicicletas y motocicletas, como así también para uno para automóviles. Para el primero de ellos se reserva un espacio de 5,00 m de ancho por 10,00 de largo. De un lado se encuentra un rack de bicicletas, mientras que del lado opuesto se permiten ubicar las motocicletas.

En el caso de los automóviles, esta área tiene una capacidad para 28, reservando el primer lugar para personas con discapacidad. Se opta por una orientación a 90° y, a modo de ejemplo, se muestra en la figura la disposición resultante junto a las dimensiones de este sector, las cuales en general están estandarizadas.

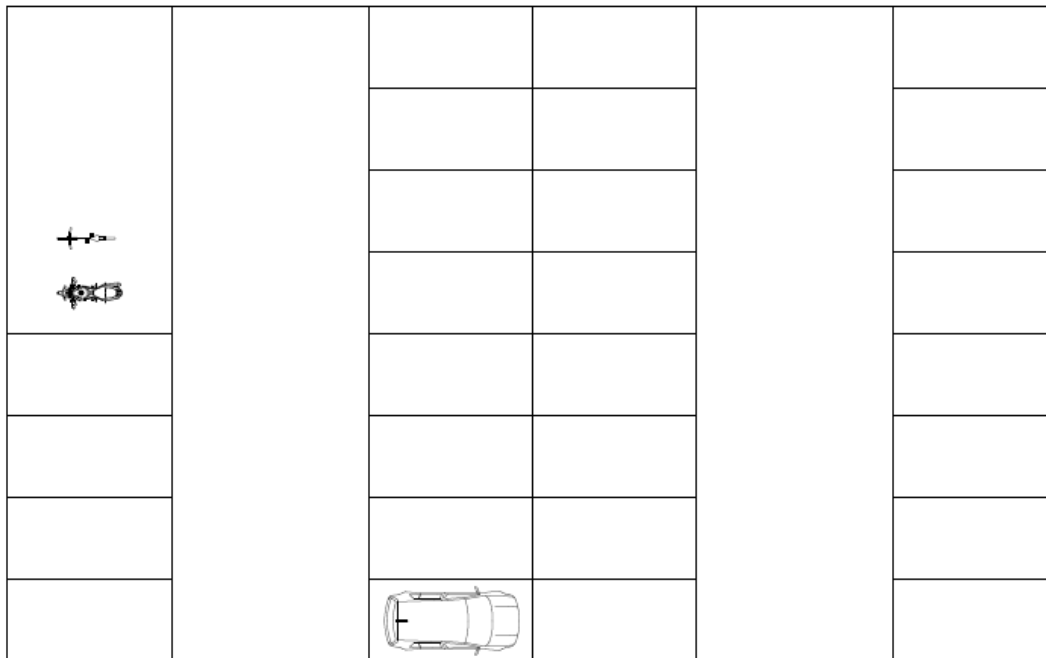


Figura 11. 7 Sector XI, estacionamiento.

Como se aprecia en la figura 11.7, el ancho designado para cada auto será de 2,50 m mientras que el ancho designado será de 5,00 m. Entre cada banda se deja un espacio de 6 m, lo que hace un ancho total de 20,00 m y 32,00 m de largo.



Figura 11. 8 Representación del estacionamiento.

Como protección para los vehículos, se emplazan dos toldos impermeables con malasombra tipo dickson, como muestra la figura 11.8.

Ambos sectores se ubican a la izquierda del ingreso y se encuentran completamente pavimentados, debidamente señalizados y con la luminaria pertinente.

11.6 Comedor, baños y vestidores

El edificio II contiene los baños, los vestidores y el comedor. Aledañamente, se encuentra el laboratorio de la planta. En la figura se exhibe la distribución de este edificio. Las características constructivas de este espacio son:

- Paredes externas con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm.
- Terminaciones en ambos lados con revoque grueso, fino y pintura látex. Recubrimiento con azulejos hasta los 1,50 m para el lado interno.
- Cubierta superior a los 3,50 m con hormigón, poli estireno y pintura impermeabilizante.
- Pisos con mosaicos graníticos.
- Aberturas de aluminio.
- Instalación de gas natural, agua y electricidad.



11.7 Laboratorio

Dicho laboratorio se encuentra al lado de la playa de camiones y este debe contener:

- a) Área de lavado de equipos y vajilla.
- b) Área de equipos y de realización de los métodos de control.
- c) Oficina, los archivos y la administración requieren una o dos oficinas, dependiendo del tamaño del personal.
- d) Otros, espacio provisto para refrigerador, baños y cocina.

El laboratorio se reparte en tres dependencias que son control de MP, de procesos y de producto terminado.

Las características constructivas del laboratorio se detallan a continuación. las paredes externas se construyen con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm y terminaciones en ambos lados con revoque grueso, fino y pintura látex. Para las paredes internas, por su parte, se utilizan paredes durlock pintados al látex de 15 cm, mientras que la cubierta superior se realiza a los 3,50 m con hormigón, poli estireno y pintura impermeabilizante. Por último, los pisos se recubren con mosaicos graníticos, los cuales se escogen por su alta resistencia, impermeabilidad y durabilidad. Cabe señalar que son fáciles de limpiar y de mantener. Características adicionales son: la inclusión de mesadas de trabajo, equipadas con bachas y bajo mesadas, estanterías y cajoneras. En cuanto a los servicios necesarios, se adopta adicionalmente un sistema de ventilación con filtración de aire. En la figura 11.9 se muestra la distribución del laboratorio.

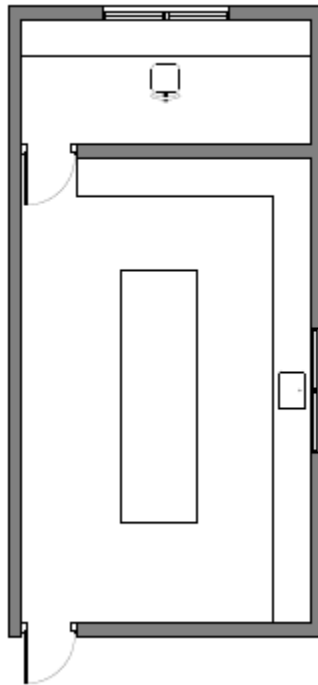
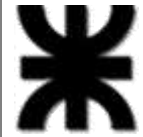
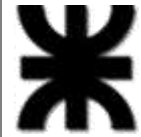


Figura 11. 9 Laboratorio y oficina jefe de calidad.

11.8 Recepción, oficinas administrativas y directivas

El edificio I contiene la recepción, cuarto de oficinas administrativas, cuarto de baños, una cocina (cafetería) junto a un estar, una sala de reuniones y la oficina del gerente. Cada área posee mobiliario y las aberturas correspondientes. Para estas últimas se escoge como material aluminio.

En cuanto a las características constructivas de este espacio, las paredes externas se construyen con bloques de hormigón de 19 x 19 x 39 cm y terminaciones en ambos lados con revoque grueso, fino y pintura látex. Para las paredes internas, por su parte, se utilizan paredes durlock pintados al látex de 15 cm, mientras que la cubierta superior se realiza a los 3,50 m con hormigón, poli estireno y pintura impermeabilizante. Por último, los pisos se recubren con mosaicos graníticos, los cuales se escogen por su alta resistencia, impermeabilidad y durabilidad. Cabe señalar que son fáciles de limpiar y de mantener.



11.9 Sala de caldera

La sala de caldera se erige de acuerdo a las dimensiones de la caldera, que es el equipo que se dispone en el recinto. Teniendo en cuenta eso, esta sala tendrá 15,00 m de ancho por 20,00 m de largo (se añade 5,00 m a cada lado de la caldera. En cuanto a la altura, con un techo de 6,00 m será suficiente para los requerimientos de mantenimiento. Por requisitos de seguridad, este 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 está produzca que el techo vuele.

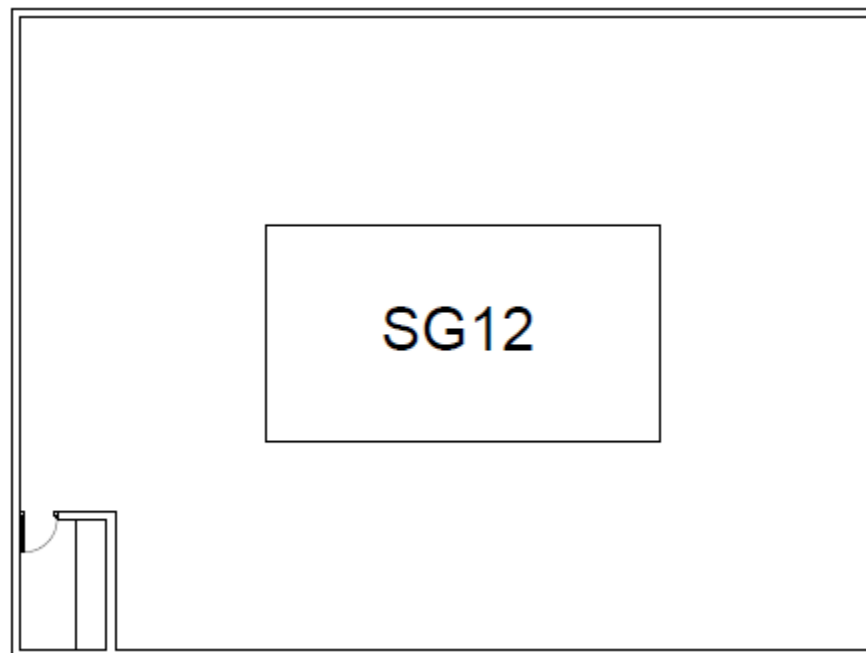


Figura 11. 10 Edificio IV, sala de caldera.

Se instalarán ventilaciones a 0,30 m y a 0,50 m del techo y del suelo, respectivamente. Para los orificios se utilizan 5,00 cm² por kW de consumo térmico.

Adicionalmente, ofrecerá un espacio para una oficina para el calderista y equipos adicionales, como pueden ser el ablandador de agua. Esta oficina está en el interior de recinto y es de 3,00 m por 3,00 m. En la figura 11.9 se muestra la distribución del edificio y en la figura 11.10 un ejemplo de una sala de caldera.

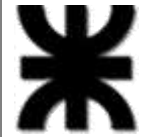


Figura 11. 11 Ilustración representativa de la sala de caldera.

11.10 Sector de materias primas y producto terminado

Este sector se encuentra al aire libre y contempla los tanques de etanol y ácido láctico (MP) y lactato de etilo (P). En total son 6 tanques, dos por cada compuesto y de diámetro similar, por lo que el sector posee una dimensión de 30,00 m de largo por 20,00 m de ancho (espaciado entre tanques de 4,00 m).

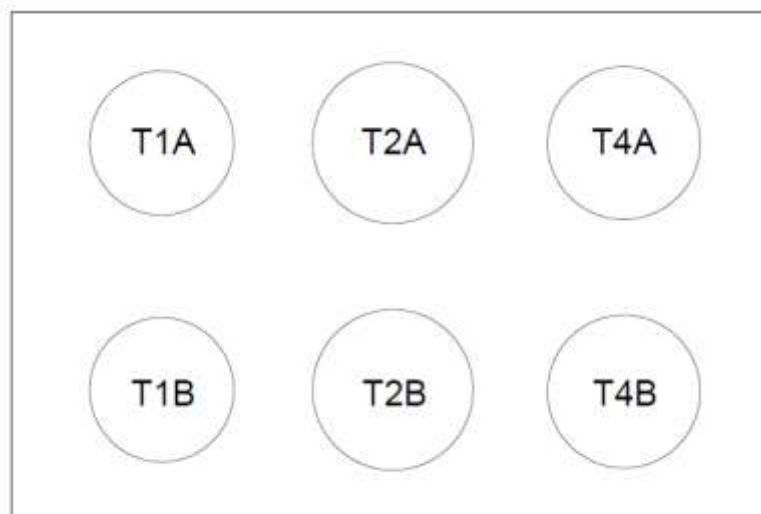


Figura 11. 12 Sector VII, materias primas y producto terminado.



Los pisos son de hormigón con endurecimiento de superficie. En la figura 11.11 se aprecia la distribución de este sector y la figura 11.12 un ejemplo de los mismos.



Figura 11. 13 Imagen representativa del sector VII

11.11 Sector de mezclado y reacción

Los equipos de enfriado y reacción (dos reactores) se encuentran dentro del edificio V, mientras que el tanque de mezclado y el tanque de lavado de reactor se encuentran al lado del edificio formando el sector V. Dicho edificio repite las mismas características constructivas que el edificio III (detallado más arriba), solo que las dimensiones en este caso serán de 16,00 m de largo por 6,00 m de ancho. La altura del recinto será de 6,00 m y el techo de hormigón, con todos los revestimientos necesarios en paredes y techo.

Al costado del edificio V, se encuentran los tanques ya mencionados. El suelo es de hormigón con endurecimiento de superficie, para que resistan las fuerzas hechas por los equipos. Dicho suelo mide 4,50 m de ancho por 16,00 m de largo.

En la siguiente figura 11.13 se muestra el sector V y su distribución.

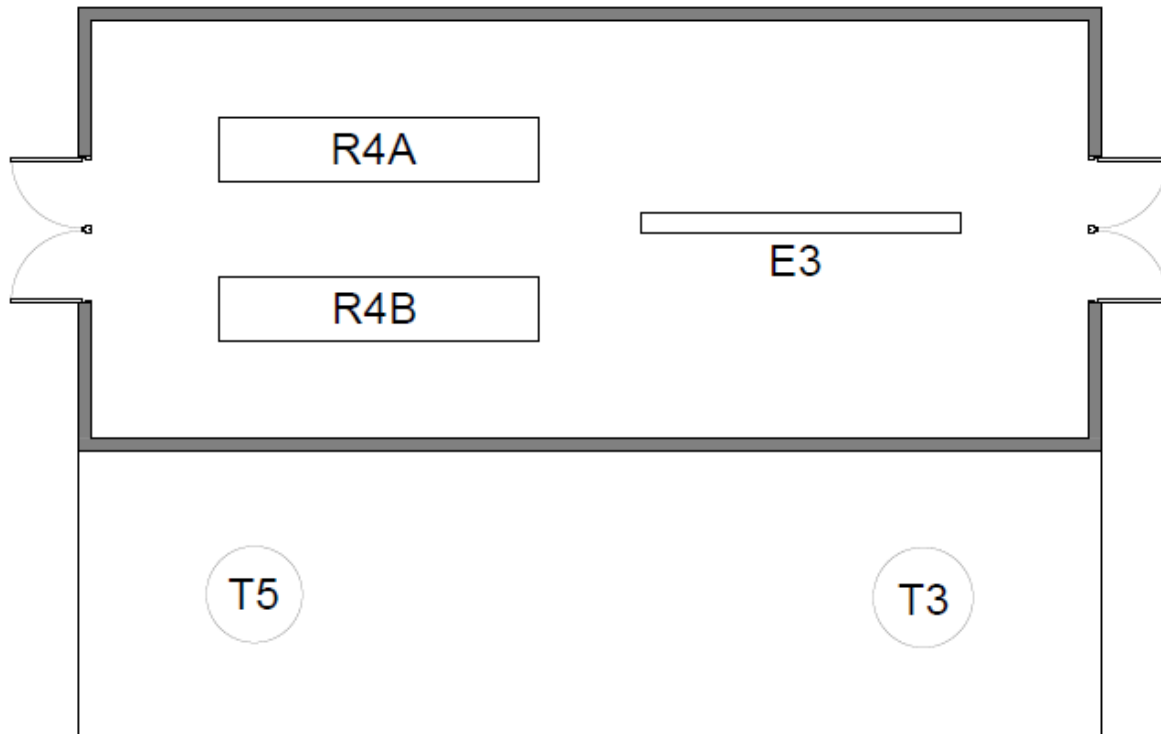
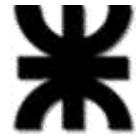


Figura 11. 14 Edificio V, sala de reacción.

11.12 Sector de destilación y enfriamiento

Este sector se encuentra bajo una estructura metálica, la cual permite la ubicación de los intercambiadores de calor y la llegada a los puntos necesarios de las tres torres de destilación por parte del personal a cargo. Esta sección se encuentra al descubierto pero posee pisos de hormigón con endurecimiento de superficie de 8,00 m de ancho por 13,00 m de largo.



Figura 11. 15 Imagen representativa de las torres.

En la figura 11.15 se muestra como se reparten en el espacio los equipos destinados a la destilación y separación de componentes, así como el enfriamiento o intercambio de calor de las corrientes intervinientes. Los equipos de intercambio de calor, se localizan en los pisos necesarios ya se para el ingreso o egreso de corrientes en la torre, la figura 11.14 representa un par de torres tipo.

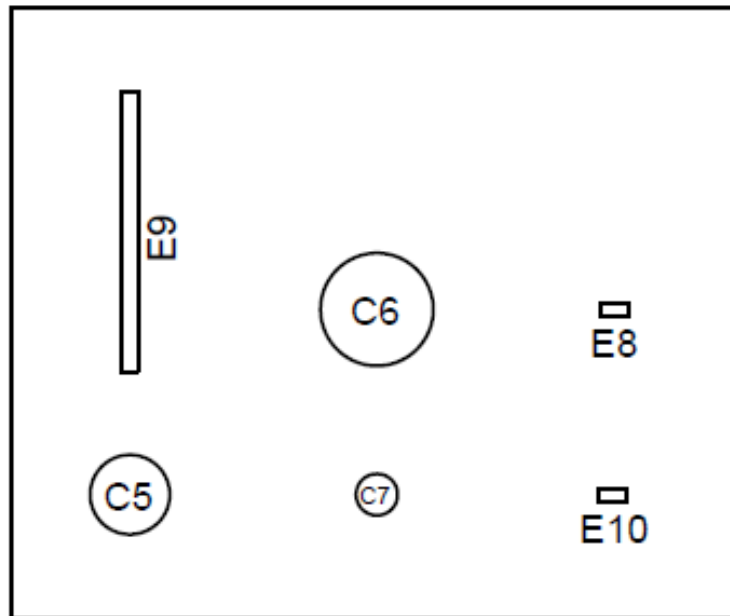
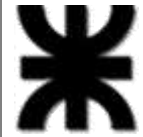


Figura 11. 16 Sector VIII, Destiladores.

11.13 Sector de tratamiento de efluentes

El tratamiento que debe realizarse a los efluentes se desarrolló en el capítulo 9. Para el emplazamiento no debe considerarse los vientos o la ubicación, ya que el tratamiento no genera olores desagradables, solo es necesario considerarse el área necesaria. Este sector se ubica alejado en la periferia de la planta pero en el punto más cercano a la salida del sector de destilación.

El sector posee una dimensión de 2,00 m de ancho y 6,00 m de largo el cual está cubierto de hormigón reforzado, al igual que la cámara y el sedimentador allí instalados. En la siguiente figura 11.16 se muestra el espaciado de los equipos.

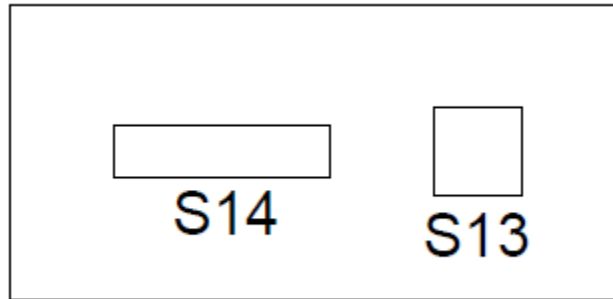


Figura 11. 17 Sector X, tratamiento de efluentes.

11.14 Sistema de iluminación

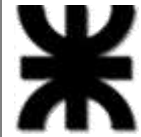
El propósito de la iluminación en la industria es brindar una visibilidad eficiente y cómoda que permita realizar el trabajo en forma adecuada y ayude a mantener un ambiente seguro. Una buena iluminación presenta ventajas tanto para el trabajador como para la empresa. En el caso del trabajador, protege su capacidad visual, evita la fatiga ocular y disminuye los accidentes, mientras que en el caso de la empresa colabora con la disminución de errores, facilita la limpieza y el mantenimiento de distintas áreas, mejorando a su vez la utilización de los espacios.

Secuencia para la determinación de la luminaria pertinente

1. Determinación del nivel de iluminación requerido para cada ambiente

Para determinar el nivel de iluminación necesario para cada sector, se tienen en cuenta las dimensiones de estos y el flujo luminoso necesario de acuerdo al trabajo que se realiza en él. El nivel de iluminación se mide en lux (lm/m^2) y surge del cociente del flujo luminoso (lumen) y el área de la superficie iluminada

Los niveles mínimos de iluminación están dados por la ley 19.587 “Higiene y seguridad en el trabajo”, decreto 4160. En la tabla 11.2 se detallan estos valores.

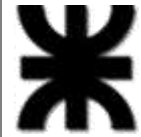


Descripción de la tarea	Nivel de iluminación (lux)
<i>Tareas que no exigen esfuerzo visual: tránsito por pasillos, almacenajes, carga y descarga de materia prima</i>	50
<i>Actividades que exigen poco esfuerzo visual: tareas generales en la sala de caldera, depósito de materiales, baños, escaleras</i>	100
<i>Tareas que exigen esfuerzo visual corriente, distinción moderada de detalles. Trabajos en máquinas automáticas, embalaje, salas de archivos y reuniones</i>	200
<i>Trabajos que exigen bastante esfuerzo visual: se requiere fina distinción de detalles, grado moderado de contraste y largos espacios de tiempo. Trabajos en taller, montajes, trabajos en maquinarias, trabajos en oficina</i>	400
<i>Tareas que exigen gran esfuerzo visual: trabajos de precisión que requieren fina distinción de detalles, gran velocidad, acabados finos, mesas de dibujos, etc.</i>	700
<i>Tareas que exigen máximo esfuerzo visual: trabajos de precisión máxima que requieren finísima distinción de detalles.</i>	1500

Tabla 11. 2 Valores mínimos de nivel de iluminación.

2. Selección del tipo de lámpara

El tipo de lámpara a utilizar en los distintos sectores de la planta se detalla a continuación en la tabla 11.3.



Sector	Tipo de lámpara
<i>Zonas cubiertas: producto terminado, servicio auxiliares, etc.</i>	Tipo: vapor de mercurio Modelo: HQL E40-Orsam Potencia: 250 W Flujo luminoso: 13.000 lm Consumo de energía: 275 kWh/1.000 h
<i>Zonas a la intemperie: destilación, tanques de limpieza, torres de enfriamiento, estacionamiento, tanques de materia prima</i>	Tipo: vapor de mercurio Modelo: HQL E40-Orsam Potencia: 400 W Flujo luminoso: 22.000 lm Consumo de energía: 440 kWh/1.000 h
<i>Oficinas cerradas, laboratorios, baños y vestuarios</i>	Tipo: tubos fluorescentes Modelo: Philips-TPS 462 Potencia: 110 W Flujo luminoso: 8.800 lm Rendimiento: 70 lm/W

Tabla 11. 3 Características de lámpara a utilizar según sector.

3. Numero de lámparas-consumo energético

De acuerdo con el nivel de iluminación deseado para cada área se procede a calcular el número de lámparas necesarias. Para ello se utiliza la ecuación 8.10 para cada sector de la planta y en la tabla 8.23 se detallan los valores obtenidos.

$$N^{\circ} \text{ de lámparas} = \frac{ES}{F_m F_u I_l}$$

Ecuación 11. 1

Donde; E: nivel de iluminación requerido en el sector (x); S: superficie del sector (m²); F_m: factor de mantenimiento; F_u: factor de uso (tablas); I_l: flujo luminoso de la lámpara (lm).

El factor de mantenimiento está relacionado con el ensuciamiento de la luminaria, lo cual provoca una disminución del flujo luminoso. En los alumbrados interiores que presentan una polución del ambiente reducida se recomienda utilizar un factor de mantenimiento de 90 % para luminaria cerrada y 80 % para abierta. En los alumbrados exteriores se utiliza un factor de 60 % cuando la polución es importante, 70 % cuando es moderada y 80 % si es reducida.

El factor de uso otorga el rendimiento de las luminarias ubicadas en el sector analizado y es calculado con la ecuación 8.11.

$$k = \frac{la}{hm(l + a)}$$

Ecuación 11. 2

Donde; l: largo del local (m); a: ancho del local (m); hm: altura de montaje de la luminaria sobre el plano de trabajo (m) que se muestran en la figura 11.17 y 11.18.

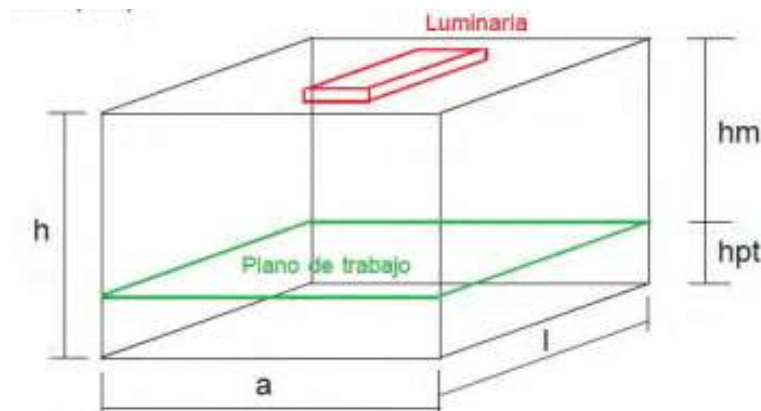


Figura 11. 18 Altura de iluminaria y plano de trabajo.

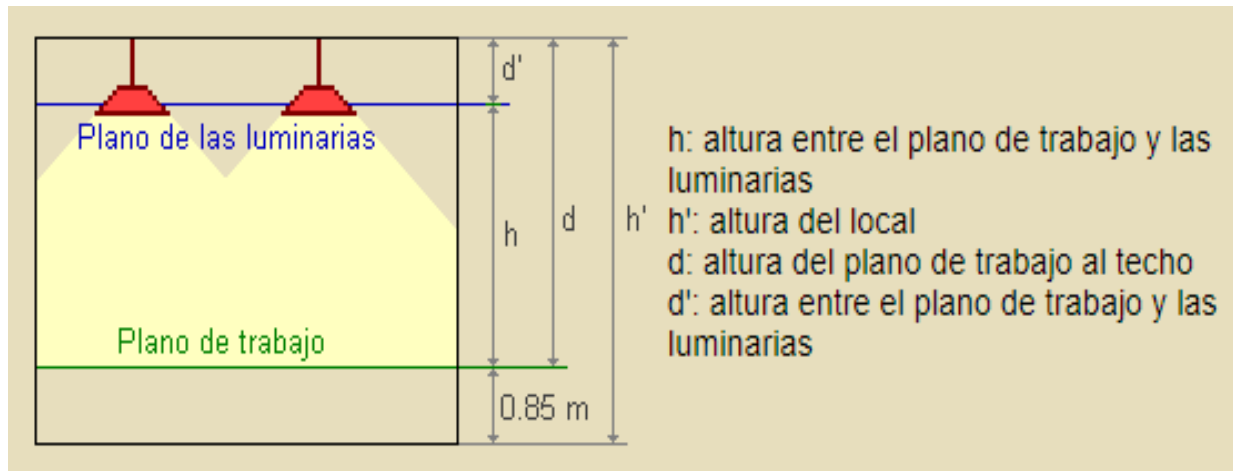


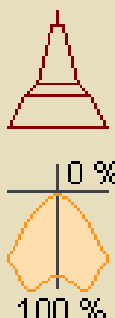
Figura 11. 19 Referencia de dimensiones del sector a iluminar.

Se debe conocer también la reflectancia de las paredes y del techo del local, que normalmente se encuentran tabulados para los diferentes tipos de materiales, superficies y acabados de un plano, lo que define su color. Se adopta un factor de reflexión del 0,3 para el techo (medio) y 0,5 para las paredes (claro), como se muestra en la tabla 11.4.

	Color	Factor de reflexión (ρ)
Techo	Blanco o muy claro	0,70
	Claro	0,50
	Medio	0,30
Paredes	Claro	0,50
	Medio	0,30
	Oscuro	0,10
Suelo	Claro	0,30
	Oscuro	0,10

Tabla 11. 4 Factor de reflexión según la superficie.

A partir del índice del local (k) y los factores de reflexión se determina el factor de utilización (Fu) en las tablas suministradas por los fabricantes de lámparas como en la tabla 11.5 mostrada a continuación y en la tabla 11.6 la cantidad de lámparas necesarias.

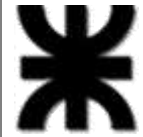
Tipo de aparato de alumbrado	Índice del local k	Factor de utilización (γ)																					
		Factor de reflexión del techo																					
		0.8			0.7			0.5			0.3			0									
		Factor de reflexión de las paredes																					
												0.5	0.3	0.1	0.5	0.3	0.1	0.5	0.3	0.1	0.3	0.1	0
	0.6	.66	.62	.60	.66	.62	.60	.65	.62	.59	.62	.59	.58										
	0.8	.75	.71	.68	.75	.71	.68	.74	.71	.68	.70	.68	.67										
	1.0	.80	.76	.73	.80	.76	.73	.79	.76	.73	.76	.73	.72										
	1.25	.85	.81	.80	.85	.81	.80	.84	.81	.78	.80	.78	.77										
	1.5	.88	.86	.82	.88	.85	.82	.88	.84	.82	.84	.82	.81										
	2.0	.94	.90	.88	.93	.90	.88	.92	.89	.87	.88	.87	.85										
	2.5	.96	.93	.92	.96	.93	.91	.94	.92	.90	.91	.89	.88										
	3.0	.99	.95	.94	.98	.95	.93	.96	.94	.92	.93	.91	.89										
	$D_{max} = 0.7 H_m$	4.0	1.01	.99	.96	1.00	.98	.96	.98	.97	.95	.95	.94	.92									
	f_m .70 .75 .80	5.0	1.02	1.01	.99	1.01	1.00	.98	1.00	.98	.97	.97	.96	.94									

H_m : altura luminaria-plano de trabajo

Tabla 11. 5 Factores de utilización a partir del índice de local (k) y factor de reflexión.

Edificio	Sector	E (lx)	S (m2)	Fu	Fm	L lámpara	N° lámparas
I	<i>Recepción</i>	500,00	12,00	0,76	0,90	8800,00	1,00
	<i>Oficinas Administrativas</i>	500,00	12,00	0,76	0,90	8800,00	1,00
	<i>Oficinas Directivas</i>	500,00	12,00	0,76	0,90	8800,00	1,00
II	<i>Baños y vestidores</i>	200,00	12,00	0,76	0,90	8800,00	0,40
	<i>Comedor</i>	200,00	40,00	0,89	0,90	8800,00	1,13
III	<i>Taller de Mantenimiento</i>	500,00	40,00	0,82	0,70	13000,00	2,68
	<i>Depósito de Insumos</i>	200,00	32,00	0,81	0,70	13000,00	0,87
IV	<i>Sala de caldera</i>	200,00	300,00	0,84	0,70	13000,00	7,85
V	<i>Reacción e intercambiador</i>	200,00	168,00	0,81	0,70	13000,00	4,56
VI	<i>Laboratorio</i>	1500,00	6,00	0,76	0,90	8800,00	1,50
VII	<i>Materias primas y producto</i>	200,00	600,00	0,81	0,80	22000,00	8,42
VIII	<i>Destiladores</i>	200,00	104,00	0,76	0,80	22000,00	1,56
IX	<i>Agua de enfriamiento</i>	200,00	104,00	0,76	0,80	22000,00	1,56
	<i>Servicios auxiliares</i>	200,00	48,00	0,76	0,70	22000,00	0,82
X	<i>Tratamiento de efluentes</i>	200,00	18,00	0,76	0,70	22000,00	0,31
XI	<i>Estacionamiento y seguridad</i>	100,00	640,00	0,81	0,70	22000,00	5,13

Tabla 11. 6 Calculo del número de lámparas necesarias.



4. Consumo energético debido a las luminarias

En la tabla 11.7 se detalla el consumo energético debido a las luminarias. Dado que no todas permanecen encendidas todo el día, se calculan a partir de las horas de funcionamiento el consumo que tendrán.

Sector	Funcionamiento (h/día)	N° lámparas	Potencia (kW)	Consumo (kWh/día)
<i>Recepción</i>	8	1,00	0,11	0,88
<i>Oficinas Administrativas</i>	8	1,00	0,11	0,88
<i>Oficinas Directivas</i>	8	1,00	0,11	0,88
<i>Baños y vestidores</i>	24	1,00	0,11	2,64
<i>Comedor</i>	8	2,00	0,22	1,76
<i>Taller de Mantenimiento</i>	8	3,00	0,75	6
<i>Depósito de Insumos</i>	24	1,00	0,25	6
<i>Sala de caldera</i>	24	8,00	2	48
<i>Reacción e intercambiador</i>	24	5,00	1,25	30
<i>Laboratorio</i>	24	2,00	0,22	5,28
<i>Materias primas y producto</i>	12	9,00	3,6	43,2
<i>Destiladores</i>	12	2,00	0,8	9,6
<i>Agua de enfriamiento</i>	12	2,00	0,8	9,6
<i>Servicios auxiliares</i>	12	1,00	0,4	4,8
<i>Tratamiento de efluentes</i>	12	1,00	0,4	4,8
<i>Estacionamiento y seguridad</i>	12	6,00	2,4	28,8
CONSUMO TOTAL				203,12

Tabla 11. 7 Consumo energético de las luminarias.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



CAPÍTULO XII – ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



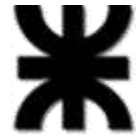
12. Organización industrial

12.1. Introducción

Una empresa se define como el conjunto de personas y bienes que actuando organizadamente persiguen un objetivo común, ya sea la producción de bienes o servicios, con el fin de obtener un beneficio económico. Para lograr este objeto es necesaria una estructura funcional que permita un desarrollo eficaz de las tareas que deben realizarse.

En el presente capítulo se definirá el tipo de sociedad comercial adoptado, se describirán las diferentes áreas que integran la empresa y las funciones de cada puesto de trabajo, y se elaborará un organigrama donde se especificaran los niveles de jerarquía dentro de la empresa.

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. El convenio colectivo que se va a utilizar es el CCT 564/09 de Químicos y Petroquímicos (FESTIQyPRA, 2017).



12.2. Tipo de empresa

La ley de Sociedades Comerciales 19.550 (LSC) de la República Argentina contempla una gran variedad de tipos societarios. Los más utilizados en nuestro país son la sociedad anónima (S.A.) y la sociedad de responsabilidad limitada (S.R.L.) (Gobierno Nacional Argentino, 2017).

La forma jurídica a adoptar para este proyecto es la de sociedad anónima, en donde la responsabilidad de cada socio o accionista es proporcional al capital que haya aportado. Esto hace que este tipo de sociedad represente una seguridad financiera bastante alta respecto de las demás, debido a que sus socios deberán responder, como máximo, con el capital aportado.

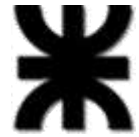
Para su conformación se requiere un mínimo de dos accionistas, siendo el máximo ilimitado. Las acciones pueden cotizar, o no, en el mercado de valores local. El directorio está compuesto por uno o más miembros, que pueden ser o no accionistas.

12.3. Organización interna de la empresa

Para la organización interna de la empresa se trabaja con departamentos, los cuales se crean en función de las actividades a realizar. Todos poseen un jefe que responde a la gerencia general. Para el área de higiene y seguridad se contrata a un tercero, por lo cual no se considera como departamento. En la figura 12.1 se representa el organigrama de jerarquización vertical simple de la empresa.



Figura 12. 1 Organigrama de jerarquías de la empresa.

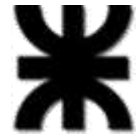


12.4. Descripción de los puestos de trabajo

Las funciones que van a cumplir en cada departamento como los miembros que los compondrán se detallan a continuación:

12.4.1. Gerente general

- Va a ser la máxima autoridad de la planta.
- Desarrollar y definir los objetivos organizacionales.
- Planificar el crecimiento de la empresa a corto y largo plazo.
- Coordinar y supervisar los proyectos de inversión que afectan el funcionamiento de la planta y el proceso de producción.
- Controlar los departamentos y obtener información de los mismos para la toma de decisiones.
- Ejercer la representación legal de la empresa y participar en reuniones con instituciones públicas y privadas.
- Garantizar el cumplimiento de las normas, reglamentos, políticas, instructivos internos y los establecidos por las entidades de regulación y control.
- Participar en reuniones con Asociaciones, Cámaras, Ministerios y demás instituciones públicas y privadas.
- Controlar y supervisar los reportes financieros, comparando los resultados reales con los presupuestados.
- Controlar los costos y la rentabilidad de la empresa.
- Controlar los índices y costos de producción, planes y programas de producción.
- Controlar la administración de los recursos monetarios y el cumplimiento de las regulaciones en materia tributaria, arancelaria y demás obligaciones legales.



12.4.2. Departamento de producción

Comprende todo lo relacionado con el desarrollo de los métodos y planes más económicos para la fabricación del producto, coordinación de la mano de obra, obtención y organización de los materiales, instalaciones, herramientas y servicios, fabricación de productos y entrega del mismo terminado e informes al área de comercialización. Es su responsabilidad cumplir con los estándares de calidad y seguridad determinados, con el fin de obtener un producto acorde a las exigencias del mercado.

Jefe de Producción

- Va a ser el encargado de planificar la producción asegurando el cumplimiento de los planes establecidos.
- Coordinar los equipos de trabajo.
- Coordina la mano de obra, la organización de los materiales, las instalaciones, las herramientas, servicios y la entrega del producto terminado.
- Asegurar que se cumplan las condiciones de instalación, de puesta en marcha, de mantenimiento preventivo de los equipos; conservando los manuales y las garantías de cada equipo.
- Verificar la calidad técnica de los trabajos que se ejecuten y de las personas que los llevan a cabo y dirigir a estos.

Supervisores

- El supervisor va a ser el encargado de proyectar, dirigir, desarrollar y controlar el trabajo diario.
- Planificar el trabajo del día, estableciendo prioridades y manejando efectivamente los recursos disponibles.
- Controlar a los operarios, a los cuales debe impartir ordenes claras y precisas, favoreciendo el buen clima laboral y motivándolos para que realicen su tarea correctamente.



Operarios de planta

- Encargados de manejar los equipos de acuerdo a lo indicado por el supervisor de producción.
- Controlar las distintas variables del proceso, manteniendo la planta en orden y en condiciones de limpieza.
- Completar los registros, informar desperfectos a mantenimiento o desviaciones a calidad.

Operarios de caldera (calderista)

- Personal capacitado para el control y manejo de caldera de acuerdo a lo planificado para el proceso

12.4.3. Departamento de mantenimiento

Esta sección tiene como finalidad supervisar el mantenimiento de las instalaciones y reparación de equipos, estimando el tiempo y los materiales necesarios para realizarlo. Se planifica, coordina y controla el mantenimiento preventivo y correctivo de los equipos y sistemas eléctricos que se utilizan en las instalaciones.

Jefe de mantenimiento

- Encargado de verificar la calidad, cantidades y características de los materiales de construcción que se utilizan en cada sección de la planta.
- Controlar la correcta ejecución de las tareas de montaje.
- Verificar especificaciones técnicas del equipamiento que se va a adquirir, colaborando con la decisión de la compra.
- Asegurar que se cumplan las condiciones en: instalación, puesta en marcha y mantenimiento preventivo de los equipos; conservando manuales y las garantías de cada equipo.
- Verificar la calidad técnica de los trabajos que se ejecuten y de las personas que los llevan a cabo y dirigen estos.
- Planificar los mantenimientos.



Operarios de mantenimiento

- Son los encargados de realizar la supervisión y control de las instalaciones, realizan trabajos de mantenimiento en general.

12.4.4. Departamento de calidad

Este departamento se encarga de establecer límites de variación en los atributos y variables del producto, e informar el estado en el que se mantiene el producto dentro de esos límites. Comprende las funciones de desarrollo de métodos de control, control de medidas, inspección y ensayos, reclamos de clientes y recuperación de materiales rechazados o fuera de uso.

Jefe de calidad

- Encargado de desarrollar e implementar procedimientos internos y de certificación de normas, para lo cual debe trabajar conjuntamente con las áreas vinculadas.
- Controlar que las variables del proceso productivo estén dentro de los puntos de control establecidos con anterioridad, y de lo contrario reportar al jefe de producción.
- Contar con equipamiento específico que funcione correctamente y este calibrado según los patrones establecidos.
- Responsabilizarse del entrenamiento de su personal.
- Debe garantizar que se estén utilizando las materias primas adecuadas y verificar que las actividades dentro de su área se realicen de acuerdo a lo establecido anteriormente.
- Debe tener registro de todos los procedimientos realizados y de los análisis de materias primas y productos.
- Solicitar toma de muestras de campo y analizar las determinaciones con el objeto de verificar desvíos en las condiciones de proceso.
- Administrar documentación técnica y mantenerla actualizada en especial de la base de datos de laboratorio.



- Encargado de llevar a cabo investigaciones destinadas a colaborar con las áreas de producción y control de calidad.
- Entre sus tareas se encuentran desarrollar nuevos productos, métodos de análisis, como también la optimización de los ya existentes.

Encargado de laboratorio

- Controlar los análisis que realizan los analistas y realizar stock de insumos generales del laboratorio.
- Debe presentar mensualmente un informe al jefe de calidad con los resultados de los análisis realizados.
- Encargado de mantener la seguridad en el laboratorio.

Analista de laboratorio

- Responsable de realizar los controles físico-químicos de materias primas y productos terminados.
- Realizar las tareas que le asigna el encargado de laboratorio.
- Encargado de mantener el orden y la limpieza en el laboratorio.

12.4.5. Departamento de administración

Se encarga de la planificación, dirección y medición de los resultados de las operaciones monetarias de la empresa.

Jefe administrativo

- Coordinar, supervisar y controlar la ejecución de los procedimientos administrativos y contables que rigen el funcionamiento interno de la organización.
- Realizar altas y actualizaciones de cuentas de proveedores y clientes, inscripciones y trámites ante organismos oficiales, evaluación crediticia de clientes.
- Confeccionar balances mensuales e informes periódicos a solicitud de la gerencia, y realizar control y seguimientos de los gastos de la empresa.



Administrativos

- Personas encargadas de realizar tareas administrativas establecidas por el jefe de administración.

Responsable 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 de la empresa.
- Establecer el monto del salario, mediante el proceso de negociación entre la empresa y los sindicatos de trabajadores.
- Encargado del proceso de reclutamiento, selección e ingreso del personal.

12.4.6. Departamento comercial

Comprende el planeamiento para comercializar el producto en el lugar, cantidad, tiempo y precios adecuados. Incluye las funciones de determinación de políticas de ventas, presupuesto y embalajes.

También dentro de este departamento se encuentra el área de logística, la cual comprende el movimiento de los productos desde el lugar de almacenamiento hasta el punto de utilización o consumo. Incluye las funciones de almacenamiento de producto, expedición y servicio post-venta. Involucra, además, los procesos de compra y recepción de materia prima.

Jefe de marketing, ventas y logística

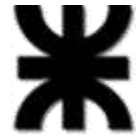
- Entre sus principales tareas se encuentra el cumplimiento de los objetivos de ventas del producto elaborado, alineándose a las políticas de la empresa.
- Debe crear relaciones comerciales con clientes y/o proveedores.
- Asegurar el cumplimiento de los objetivos de ventas del producto elaborado, alineándose a las políticas de la empresa.
- Establecer la política de precios del producto final.



- Encargado de definir e implementar planes de acción para reducir costos, plazos de entrega y mantener stocks para responder a las necesidades del cliente.
- Fijar junto con la gerencia de la planta y otras unidades de negocios de la compañía, el precio de compra de materias primas.
- Negociar y gestionar la compra y entrega de productos químicos a granel.
- Verificar el abastecimiento en tiempo y forma según el plan de producción.
- Trabajar junto con el área legal y administrativa de la planta en la redacción de contratos y órdenes de compra.
- Gestionar el abastecimiento de materiales menores: ropa de trabajo, repuestos para maquinarias de operaciones logísticas.
- Resolver la logística de repuestos comprados por mantenimiento o pedidos puntuales de producción.
- Realizar el seguimiento de las compras/aprovisionamientos, de la producción y/o distribución de mercancía.
- Realizar informes de costos y trabajar conjuntamente con las áreas legal y administrativa de la planta.
- Realizar mensualmente el stock de la planta, coordinando información con otros sectores.

12.4.7. Responsable de higiene y seguridad

Es un profesional externo contratado para controlar el cumplimiento de normas de higiene y seguridad, el estado de las instalaciones y el uso de elementos de protección personal. Dirige los programas de capacitación en materia de seguridad industrial e higiene ocupacional.



12.5. Organización de la producción y los turnos de trabajo

La planta funciona 350 días al año, realizando una parada de 15 días para realizar un mantenimiento general. Se trabaja las 24 horas del día, a continuación, se detallan los horarios:

- Horario Central (C)

Para las personas que trabajan en turno fijo el horario a cumplir es de 8 a 17 horas, contemplando 1 hora para el almuerzo. Dentro de este grupo se encuentra el gerente general, y los departamentos: administración, comercial y la sección de investigación y desarrollo del departamento de control de calidad, como así también los jefes de los demás departamentos.

- Horario Rotativo (R)

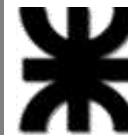
Se establece para los departamentos de producción, mantenimiento y calidad. Los turnos son de 8 horas, distribuidos de la siguiente manera:

- Turno mañana: de 6 a 14 horas
- Turno tarde: de 14 a 22 horas
- Turno noche: de 22 a 6 horas

El responsable de higiene y seguridad, al no pertenecer al personal fijo de la planta, no cumple con estos horarios, sino que debe cumplir 8 horas mensuales.

12.6. Requisitos de formación y cantidad de personal

En la tabla 12.1 se detalla la información requerida para cada puesto, el horario laboral y la cantidad de personas que se necesitan.



Cargo a ocupar	Formación	Horario laboral	Cantidad
<i>Gerente General</i>	Ingeniero en proceso/Químico con formación en Management	C	1
<i>Jefe de producción</i>	Ingeniero Químico	C	1
<i>Jefe de Mantenimiento</i>	Ingeniero Mecánico	C	1
<i>Jefe de calidad</i>	Ingeniero en procesos/Químico	C	1
<i>Jefe de administración</i>	Licenciado en administración de empresas	C	1
<i>Jefe de comercio</i>	Contador público especializado en marketing y logística	C	1
<i>Responsable en H&S</i>	Técnico en HS&MA	8 hs/mes	1
<i>Supervisor de producción</i>	Técnico químico	C	4
<i>Encargado de laboratorio</i>	Licenciado en química	C	1
<i>Analistas de laboratorio</i>	Técnicos químicos	R	4
		C	2
<i>Administrativos</i>	Estudiantes avanzados en carreras contables	C	3
<i>Responsable de RRHH</i>	Licenciado en recursos humanos	C	1
<i>Recepcionista</i>	Bachiller	C	1
<i>Operarios de producción</i>	Bachiller	R	12
<i>Operarios de mantenimiento</i>	Bachiller, experiencia en taller	R	5
<i>Operario de caldera</i>	Bachiller, habilitación técnica de calderista	R	3
		C	1
Total empleados			44

Tabla 12. 1 Cargos y personal a emplear en la planta.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



CAPÍTULO XIII – ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



13. Estudio económico financiero

13.1. Introducción

En un proyecto empresarial es muy importante analizar la posible rentabilidad de este, y sobre todo su viabilidad. Al concretar un proyecto debe invertirse un capital significativo, que se espera recuperar junto con ganancias propias de la actividad. El rendimiento del mismo debe ser sustancial, de lo contrario sería más sencillo invertir en otras opciones menos riesgosas del mercado.

En este sentido, el estudio económico-financiero y la posterior evaluación de la misma índole, son las últimas etapas de concepción de un proyecto. Luego de realizado el estudio de mercado y el de viabilidad técnica (entre otros menos críticas), serán las etapas mencionadas las encargadas de determinar la inversión total necesaria, el plazo en el cual dicha inversión se recupera, la viabilidad y rentabilidad desde el punto de vista monetario.

Entre los objetivos propuestos para este capítulo, se encuentran:

- La estimación de la inversión y sus componentes principales, para darle valor al crédito necesario para cubrirla.
- El cálculo y análisis de los costos fijos y variables, entre los que se encuentran factores determinantes de la producción, como son los costos de materias primas e insumos, mano de obra, servicios, financieros, etcétera.
 - Estimar los ingresos anuales por ventas de lactato de etilo.
 - La deducción del punto de equilibrio, que determina la capacidad para la cual la empresa comienza a obtener ganancias.
 - La determinación del estado de resultados que permite conocer si la empresa luego de cancelar los costos totales e impuestos, obtiene utilidades netas positivas.
 - El cálculo de indicadores económicos más utilizados para determinar la rentabilidad de un proyecto. Estos son el VAN, la TIR y el PRI.
 - Realizar un análisis de sensibilidad que permita deducir las condiciones en las que la empresa sigue siendo rentable, dada la variación de las principales variables del proceso productivo.
 - Establecer si el proyecto es viable analizando los ítems anteriores.
 - Redactar conclusiones y brindar sugerencias para los aspectos más débiles del proyecto.



13.2. Inversión

Inversión se entiende como el capital necesario para hacer frente a un proyecto y está compuesta por activos fijos, activos nominales y el fondo de maniobra. En la figura 13.1 se representa la inversión con sus aristas más importantes y las categorías que componen la principal de ellas, que son los activos fijos. En las secciones posteriores se desarrollan cada uno de estos costos.

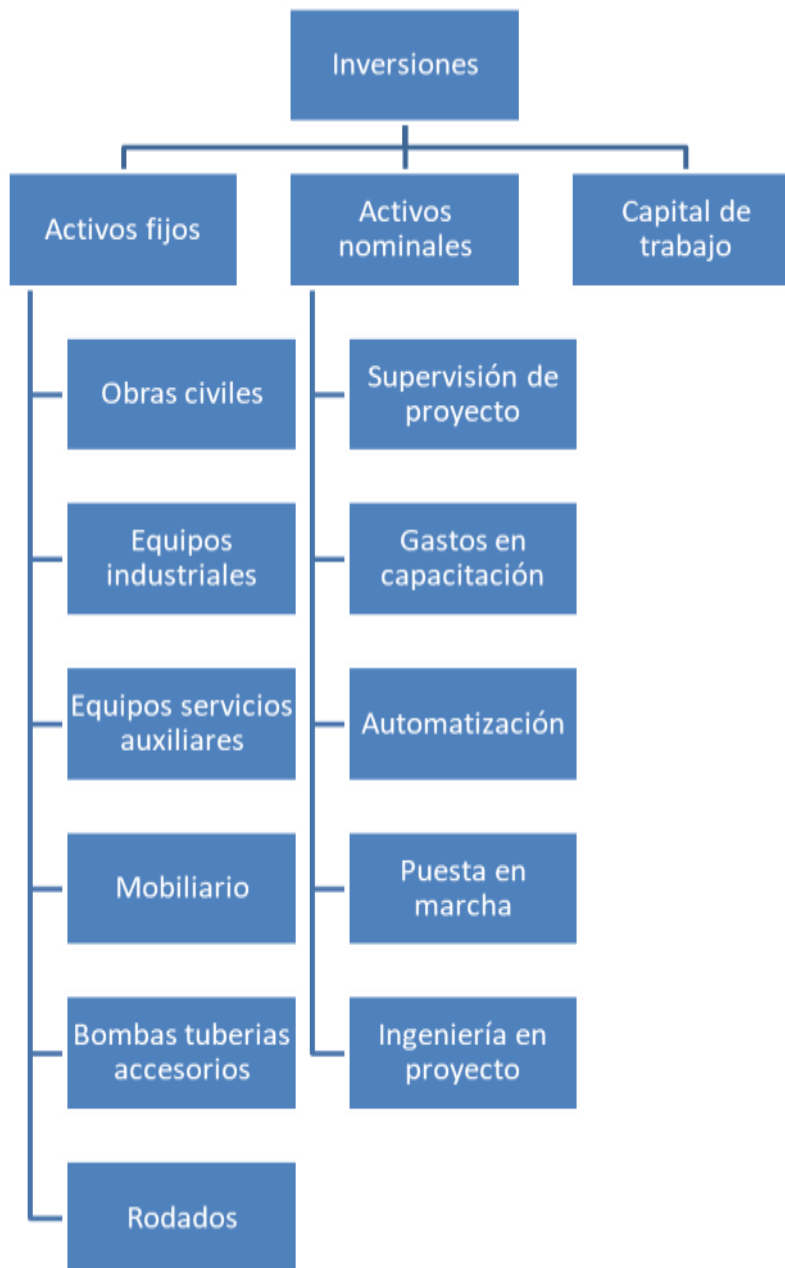


Figura 13. 1 Categorización de la inversión inicial del proyecto.



13.2.1. Activos fijos

Se denominan activos fijos (o tangibles) a aquellos activos que son de naturaleza permanente en el periodo de actividad de la compañía, dado que son indispensables para el normal desarrollo de la misma. Esto supone que no serán vendidos ni desechados en el corto plazo, ni siquiera por razones particulares.

Entre los activos fijos de la empresa a emplazar se encuentran las obras civiles, los equipos industriales y de servicios auxiliares, las tuberías y accesorios, los rodados y los elementos de oficina. En las subsecciones posteriores se desarrolla cada apartado haciendo las consideraciones pertinentes. En forma general, sin embargo, cabe señalar:

- Dado que ciertos productos son importados o tienen como referencia la cotización internacional, esta debe convertirse en moneda nacional. Para ello, se utilizan las cotizaciones de Banco Nación, al día 03/08/2017, que para el dólar fue de \$17,85, mientras que para el euro \$22,00.
- De acuerdo a la ley de IVA (Ley Nacional 23.349) y sin hacer grandes distinciones, los artículos producidos en nuestro país perciben el 21% de impuesto al valor agregado, mientras que los de producción extranjera avistan una reducción del 50% (10,5%). Esto es importante en el análisis de los activos, dado que hay rubros con productos de ambos orígenes.
- En la estimación del costo del flete, se supone un valor del 1,5%.

13.2.1.1. Obras civiles

El total del terreno ubicado en el parque industrial Villa María se determina de acuerdo a la información aportada por la inmobiliaria Adrián Mercado: precio 23 U\$S/m², cuyas dimensiones son 11.808 m² valorado en 4,847 millones de pesos, además de este se tiene en cuenta la construcción de las instalaciones para el análisis económico.

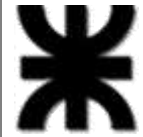
De acuerdo con la región de Córdoba, para lo que va de Agosto de 2017 el costo por m² de construcción es de \$12.648,00 (Dirección general de estadísticas y censos, 2017). La última publicación de la revista Rubros del Colegio de Arquitectos de la Provincia de Córdoba (de octubre de 2015) detalla no sólo categorías residenciales, sino también de construcciones industriales y similares (oficinas, baños, cocina, etc). Comparando el mismo rubro entre ambas publicaciones, se puede estimar el aumento a la fecha: para Rubros el costo por m² fue de \$ 10.546,50, lo que significa que el aumento fue de 19,92 %.



En cuanto al costo por m² cuadrado de la nave industrial se estima un valor de \$3900 de acuerdo con la constructora Proyecto y Estructuras, incluyendo piso de concreto reforzado, paredes y techo de chapa acanalada e instalaciones eléctricas, de agua y/o gas.

Para el cálculo de los costos de construcción y dado que la totalidad de los materiales son de producción nacional, se considera el IVA como el 21% (el análisis anterior contenía el IVA incluido).

En la tabla 13.1 se aprecian los costos de construcción por edificio y área junto a los totales.



Edificio	Rubro	Superficie (m2)	Precio (\$/m2)	Costo (\$)	IVA (21%)
Terreno	<i>Terreno</i>	11.808	410,55	4.847.774,40	1.018.032,62
I	<i>Recepción</i>	100	12.648,00	1.264.800,00	265.208,00
	<i>Oficinas Administrativas</i>				
	<i>Oficinas Directivas</i>				
II	<i>Baños y vestidores</i>	100	12.648,00	1.264.800,00	265.608,00
	<i>Comedor</i>				
III	<i>Taller de Mantenimiento</i>	40	3.900,00	156.000,00	32.760,00
	<i>Depósito de Insumos</i>	32	3.900,00	124.800,00	26.208,00
IV	<i>Sala de caldera</i>	300	3.900,00	1.170.000,00	245.700,00
V	<i>Reacción e intercambiador</i>	152	3.900,00	592.800,00	124.448,00
VI	<i>Laboratorio</i>	60	12.648,00	758.880,00	159.364,80
VII	<i>Materias primas y producto</i>	600	3.900,00	2.340.000,00	491.400,00
VIII	<i>Destiladores</i>	104	3.900,00	405.600,00	85.176,00
IX	<i>Agua de enfriamiento</i>	104	3.900,00	405.600,00	85.176,00
	<i>Servicios auxiliares</i>	48	3.900,00	187.200,00	39.312,00
X	<i>Tratamiento de efluentes</i>	12	3.900,00	46.800,00	9.828,00
XI	<i>Estacionamiento y seguridad</i>	640	1.310,00	838.400,00	176.064,00
Total				14.403.454,40	3.024.725,42

Tabla 13. 1 Costos de construcción en cada edificio.

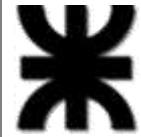


13.2.1.2 Equipos industriales, auxiliares y accesorios

En esta sección se involucra todos los equipos inherentes a la producción de LE como también los de servicios auxiliares, las cañerías y accesorios. Los precios de los equipos se obtienen mediante consulta directa a fabricantes y distribuidores en el país por medio de catálogos. Los principales proveedores son: Servinox, Alfa Laval, GEA, Fontanet, WEG, Hasa, Aquatherm, etc.

Se considera un costo del flete del 1,5% del costo unitario del equipo, mientras que el IVA es de 21% como consecuencia del origen nacional de los mismos.

En la siguiente tabla 13.2 se analizan los costos de los equipos industriales necesarios:



Denominación Técnica	N° unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	Flete (\$)	IVA (21%)
Tanque - T1	2	\$ 508.155,00	\$ 1.016.310,00	\$ 7.622,33	\$ 213.425,10
Tanque - T2	2	\$ 704.285,00	\$ 1.408.570,00	\$ 10.564,28	\$ 295.799,70
Tanque - T3	2	\$ 158.400,00	\$ 316.800,00	\$ 2.376,00	\$ 66.528,00
Tanque - T4	2	\$ 948.556,00	\$ 1.897.112,00	\$ 14.228,34	\$ 398.393,52
Tanque - T5	1	\$ 158.400,00	\$ 158.400,00	\$ 2.376,00	\$ 33.264,00
Tanque - T6	1	\$ 72.600,00	\$ 72.600,00	\$ 1.089,00	\$ 15.246,00
Tanque - T7	1	\$ 186.759,00	\$ 186.759,00	\$ 2.801,39	\$ 39.219,39
Tanque - T8	1	\$ 377.850,00	\$ 377.850,00	\$ 5.667,75	\$ 79.348,50
Intercambiador - E3	1	\$ 225.678,00	\$ 225.678,00	\$ 3.385,17	\$ 47.392,38
Intercambiador - E8	1	\$ 196.522,00	\$ 196.522,00	\$ 2.947,83	\$ 41.269,62
Intercambiador - E9	1	\$ 213.960,00	\$ 213.960,00	\$ 3.209,40	\$ 44.931,60
Intercambiador - E10	1	\$ 128.376,00	\$ 128.376,00	\$ 1.925,64	\$ 26.958,96
Destilador - C5	1	\$ 2.666.087,00	\$ 2.666.087,00	\$ 39.991,31	\$ 559.878,27
Destilador - C6	1	\$ 5.287.739,00	\$ 5.287.739,00	\$ 79.316,09	\$ 1.110.425,19
Destilador - C7	1	\$ 2.643.869,00	\$ 2.643.869,00	\$ 39.658,04	\$ 555.212,49
Sedimentador - S13	1	\$ 53.490,00	\$ 53.490,00	\$ 802,35	\$ 11.232,90
Sedimentador - S14	1	\$ 35.660,00	\$ 35.660,00	\$ 534,90	\$ 7.488,60
Caldera - SG12	1	\$ 2.250.000,00	\$ 2.250.000,00	\$ 33.750,00	\$ 472.500,00
Enfriador de agua - CT11	1	\$ 554.842,00	\$ 554.842,00	\$ 8.322,63	\$ 116.516,82
Reactor - R4	2	\$ 295.824,00	\$ 591.648,00	\$ 4.437,36	\$ 124.246,08
Bomba	16	\$ 11.264,00	\$ 180.224,00	\$ 168,96	\$ 37.847,04
Bomba	3	\$ 13.000,00	\$ 39.000,00	\$ 195,00	\$ 8.190,00
Cañerías acero	140	\$ 155,00	\$ 21.700,00	\$ 2,33	\$ 4.557,00
Cañerías Polipropileno	230	\$ 17,00	\$ 3.910,00	\$ 0,26	\$ 821,10
Codos Polipropileno	33	\$ 30,00	\$ 990,00	\$ 0,45	\$ 207,90
Codos Acero	13	\$ 269,00	\$ 3.497,00	\$ 4,04	\$ 734,37
Cromatógrafo	1	\$ 356.600,00	\$ 356.600,00	\$ 5.349,00	\$ 74.886,00
Material de vidrio	1	\$ 350.000,00	\$ 350.000,00	\$ 5.250,00	\$ 73.500,00
Total			\$ 21.238.193,00	\$ 275.975,81	\$ 4.460.020,53

Tabla 13. 2 Costos de los equipos industriales.



13.2.1.3 Rodados

Los rodados necesarios para operar en los depósitos, manipulando tanto producto final envasado, como materia prima, son dos transpaletas manual hidráulicas con capacidad de carga de 300kg cuyo precio es de \$6.250 y un utilitario VAN de \$300.000, para distribución de producto, cuyo precio se extrae del informe de octubre de 2017 de la Cámara del Comercio Automotor (CCA). En la tabla 13.3 se visualizan los precios de los rodados y el IVA de estos.

Artículo	N° Unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	IVA (21%)
<i>Transpaleta</i>	2	6.250,00	12.500,00	2.625,00
<i>utilitario VAN</i>	1	300.000,00	300.000,00	63.000,00
Total			312.500,00	65.625,00

Tabla 13. 3 Costos de los rodados.

13.2.1.4 Mobiliario y elementos de oficina

En esta sección se consideran todos aquellos elementos que sin estar vinculados de forma directa con el proceso, son indispensables para el desarrollo del mismo. El costo unitario de cada elemento abarca el flete. En la tabla 13.4 se detallan los valores de este rubro.

Artículo	N° Unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	IVA (21%)
<i>Computadoras de mesa</i>	10,00	\$ 7.000,00	\$ 70.000,00	\$ 14.700,00
<i>Notebook</i>	2,00	\$ 8.700,00	\$ 17.400,00	\$ 3.654,00
<i>Aire acondicionado</i>	4,00	\$ 7.500,00	\$ 30.000,00	\$ 6.300,00
<i>Calefactor</i>	4,00	\$ 1.900,00	\$ 7.600,00	\$ 1.596,00
<i>Escritorios</i>	11,00	\$ 900,00	\$ 9.900,00	\$ 2.079,00
<i>Escritorio recepción</i>	1,00	\$ 5.000,00	\$ 5.000,00	\$ 1.050,00
<i>Mesa sala de conferencia</i>	1,00	\$ 4.000,00	\$ 4.000,00	\$ 840,00
<i>Mesa comedor</i>	1,00	\$ 3.000,00	\$ 3.000,00	\$ 630,00
<i>Sillas</i>	20,00	\$ 500,00	\$ 10.000,00	\$ 2.100,00
<i>Armario</i>	12,00	\$ 2.500,00	\$ 30.000,00	\$ 6.300,00
<i>Heladera</i>	1,00	\$ 7.000,00	\$ 7.000,00	\$ 1.470,00
<i>Cocina</i>	1,00	\$ 11.000,00	\$ 11.000,00	\$ 2.310,00
<i>Microondas</i>	2,00	\$ 3.000,00	\$ 6.000,00	\$ 1.260,00
<i>Televisor</i>	1,00	\$ 7.000,00	\$ 7.000,00	\$ 1.470,00
<i>Proyector</i>	1,00	\$ 15.000,00	\$ 15.000,00	\$ 3.150,00
Total			\$ 232.900,00	\$ 48.909,00

Tabla 13. 4 Costos de mobiliaria.



13.2.1.5 Resumen de Activos Fijos

En la tabla 13.5 se resumen los activos fijos involucrados en el proyecto. En la figura 13.2 se detallan los porcentajes relativos de cada categoría respecto del total de los activos.

Activo Fijo	Costo (\$)	%
Terreno e inmueble	4.847.774,40	13,30%
Obras civiles y construcción	9.555.680,00	26,21%
Maquinaria y equipos	21.238.193,00	58,25%
Flete	275.975,81	0,76%
Rodados	312.500,00	0,86%
Muebles y útiles	232.900,00	0,64%
Total	36.463.023,21	100%

Tabla 13. 5 Resumen de activos fijos.

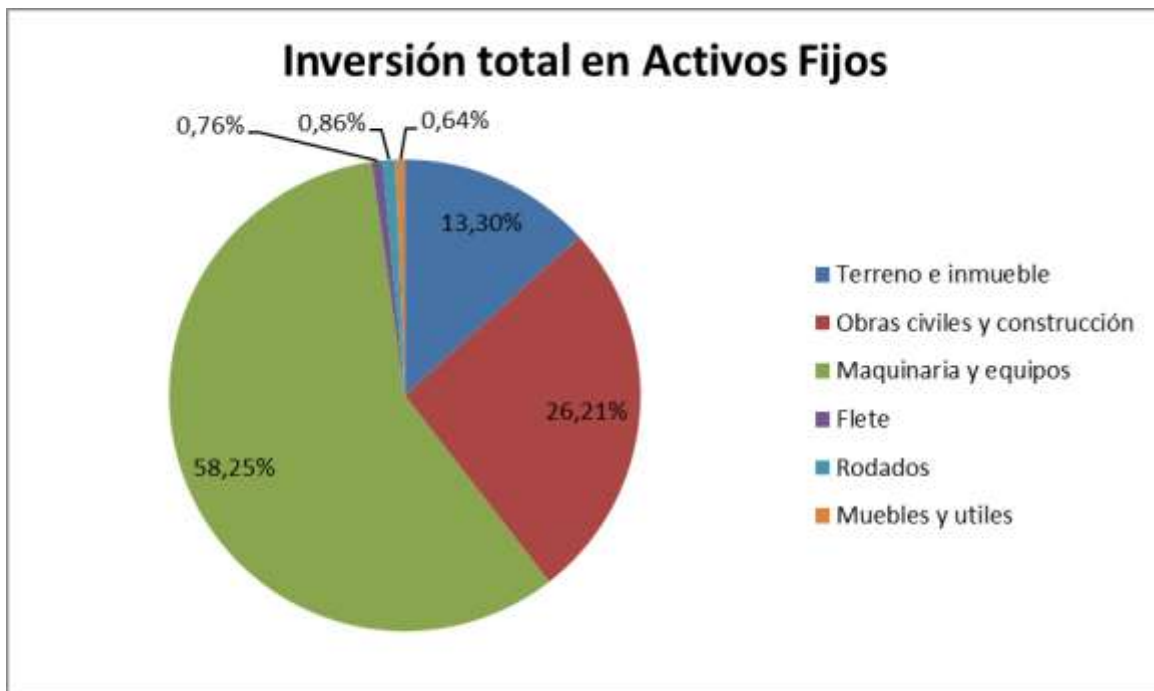


Figura 13. 2 Activos fijos.



13.2.2 Activos Nominales

Los activos nominales o intangibles son aquellos que no tienen naturaleza física, siendo recursos muy valiosos para las empresas y pueden generar una gran ventaja competitiva si son correctamente gestionados. Proviene de los conocimientos, habilidades y actitudes de las personas y empresas. Hay muchos tipos de activos nominales como las patentes, marcas, derechos de autor, fondos de comercio, dominios de internet, franquicias, puesta en marcha, capacitación, imprevistos, etc.

A continuación se detallan los activos intangibles considerados en este proyecto.

Supervisión del proyecto

El costo de la supervisión de construcción del proyecto se estima en un 5% del costo de obras civiles. Las tareas comprendidas son la dirección y administración de todas las obras de construcción e instalación de maquinarias y equipos.

Capacitación

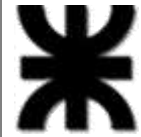
Para dar comienzo a la actividad industrial, es necesario formar y capacitar al personal previo al inicio del proyecto. De esta forma se asegura que cada empleado tenga las herramientas y conocimientos acorde a la tarea a desempeñar. El primer año se realiza la capacitación inicial a todo el personal de la planta, mientras que en los años posteriores se realiza la capacitación al sector de producción. Para determinar el monto se estima un valor del 5% del costo total de inversiones fijas. (BACA URBINA 2001).

Automatización

El software de control utilizado para la automatización, a diferencia de los equipos requeridos para la misma, se considera un activo intangible, por lo que se incluye en esta categoría. Se estima un valor de 10% del costo total de las inversiones fijas (BACA URBINA 2001).

Ingeniería de proyecto

Para el cálculo de esta categoría se toma en cuenta como referencia el decreto de Ley N 4538, la cual establece honorarios por proyecto y dirección de obra que serán proporcionales al costo total de obra. Por lo tanto se estima un 5% del costo total de inversiones fijas para este monto.



Puesta en marcha de la planta

El costo de la puesta en marcha se estima como el costo total de producción por un tiempo determinado, el cual es igual al tiempo de puesta en marcha más la venta del producto. El tiempo tomado de puesta en marcha es de un mes, el cual implica calibrar los equipos y ponerlos en régimen para obtener las condiciones de operación más favorables permitiendo lograr una calidad y rendimiento establecido para el proceso (BACA URBINA 2001).

13.2.2.1 Resumen de Activos Nominales

En la siguiente tabla 13.6 y figura 13.3 se expresan los costos de los distintos activos nominales junto a su valor porcentual.

Activos Nominales	Costo (\$)	%
Automatización	3.646.302,32	18,34%
Ingeniería de proyecto	1.823.151,16	9,17%
Supervisión de proyecto	720.172,72	3,62%
Capacitación	1.823.151,16	9,17%
Imprevistos	364.630,23	1,83%
Puesta en marcha	11.499.507,09	57,85%
Total	19.876.914,68	100%

Tabla 13. 6 Resumen de activos nominales.



Figura 13. 3 Activos nominales.



Consideraciones realizadas:

Todas estas etapas, sin contar con los imprevistos, equivalen a un 19.87 % del total de los activos fijos. Los límites entre los que suele variar esta categoría son 12,5 – 25 % de los activos fijos. Estos datos provienen de otros proyectos analizados y de acuerdo con la ley 4.538 del Colegio de Ingenieros de la Provincia de Córdoba (Decreto ley N° 1.332).

En el caso de imprevistos se supone el 1 % del total de los activos fijos, valor suficiente para los contratiempos que puedan surgir.

13.2.3 Capital de Trabajo

El capital de trabajo, también conocido como Activos Corrientes se define como el gasto necesario para la operación normal del proyecto durante un ciclo productivo, entendiéndose al ciclo productivo como el proceso que se inicia con el primer desembolso para cancelar los insumos de la operación y termina con la venta de dichos insumos en forma de producto terminado.

Dicha inversión debe garantizar la disponibilidad de recursos para la compra de materia prima y para cubrir costos de operación durante el tiempo requerido para la recuperación del efectivo (Ciclo de efectivo: Producir-vender-recuperar), de modo que se puedan invertir nuevamente. El efectivo inicial requerido puede determinarse a través del estudio de mercado, identificando como pagan los clientes, como cobran los proveedores, y estableciendo las ventas mensuales esperadas.

En la tabla 13.7 y figura 13.4 se resumen los montos de capital de trabajo con su respectiva composición porcentual.

Capital de Trabajo	Costo (\$)	%
<i>Materia Prima</i>	10.644.874,61	95,61%
<i>Insumos</i>	4.955,57	0,04%
<i>Mano de Obra I</i>	192.711,75	1,73%
<i>Mano de Obra D</i>	195.426,00	1,76%
<i>Servicio de limpieza</i>	37.982,32	0,34%
<i>Gastos de Comercialización</i>	57.497,54	0,52%
Total	11.133.447,78	100,00%

Tabla 13. 7 Costo de capital de trabajo.



Figura 13. 4 Capital de Trabajo.

13.2.4 Inversión Necesaria

Estimadas las tres aristas de la inversión, solo queda sumarlas para obtener el capital necesario para concretar el proyecto y comenzar con la actividad industrial. Esta inversión calculada (tabla 13.8), será la que se tendrá en cuenta al momento de valorar los costos financieros, ya que este capital se obtendrá a través de financiación externa. Se añade la figura 13.5, que muestra la composición porcentual de la inversión.

Categoría	Costo (\$)	%
Activos Fijos	36.463.023,21	44,66%
Activos Nominales	19.876.914,68	24,35%
Capital de Trabajo	11.133.447,78	13,64%
IVA	14.169.410,99	17,36%
Total	81.642.796,66	100%

Tabla 13. 8 Calculo inversión total necesaria.

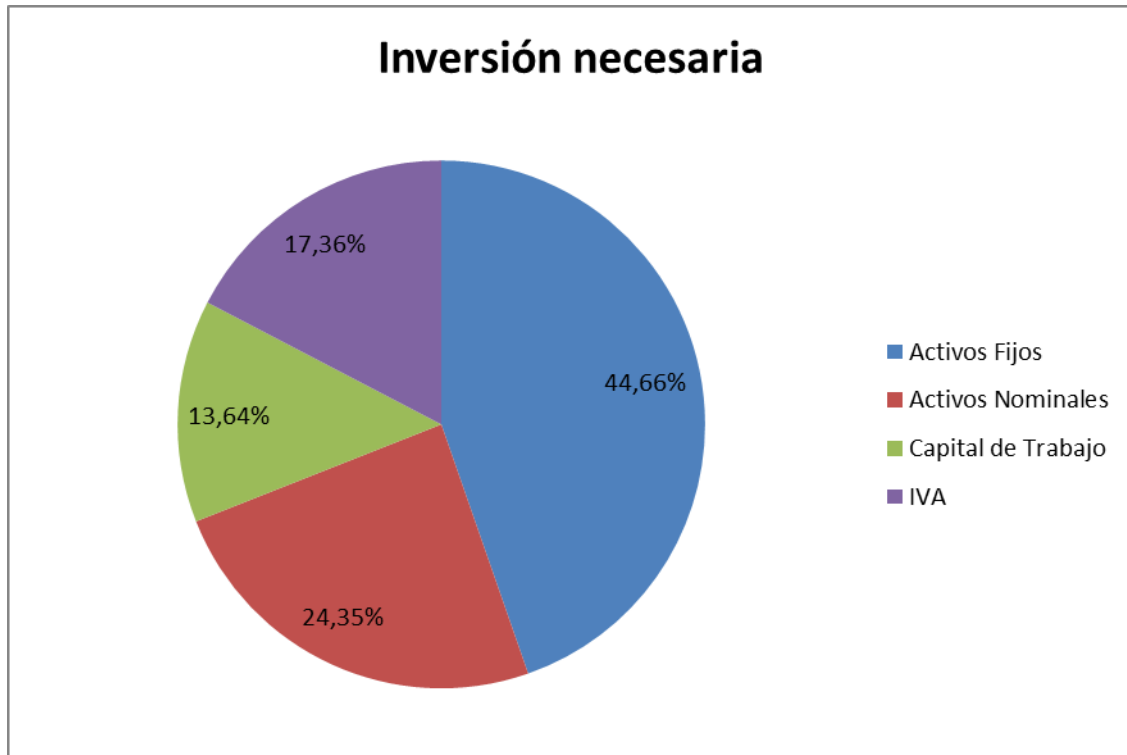


Figura 13. 5 Inversión necesaria.

13.3 Costos totales de producción

Los costos de producción o de operación son los gastos necesarios para mantener una línea de procesamiento y equipos en funcionamiento. Se dividen en costos de fabricación (gastos directos, generales y fijos) y costos generales (gastos de administración, distribución, marketing, etc.), todos estos visualizados en la figura 13.6.

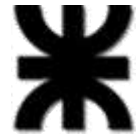
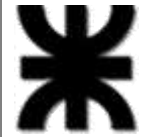


Figura 13. 6 Distribución de los costos de producción por categorías.



13.3.1 Costos Variables

Entre los costos variables más significativos que tiene la empresa se encuentran los costos de materias primas directas y envases (materiales directos), de servicios y de mano de obra directa.

13.3.1.1 Costos directos de producción

Estos costos intervienen de manera directa en la producción del lactato de etilo, afectando de manera inmediata a la determinación del precio final del producto. Estén compuestos por materia prima e insumos, salarios de los operarios involucrados en la producción (mano de obra directa) y los insumos energéticos empleados (servicios auxiliares).

Materia prima

La materia prima a comprar proviene de la industria del bioetanol en forma de lotes y de la importación del ácido láctico, previo a la adquisición, se asegura que la misma contenga una composición adecuada para el proceso como se especifica en los capítulos anteriores. Los costos de transporte se incluyen en el precio de la misma. En la siguiente tabla 13.9 se detalla el costo de dicha materia prima.

Materia prima	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario	Costo flete	Costo total (\$)
<i>Etanol</i>	10.819.200,00	litros	\$ 13,38	\$ 0,20	146.965.253,90
<i>Ac. Láctico</i>	18.284.280,00	kg	\$ 19,61	\$ 0,29	363.988.727,39
Total					510.953.981,30

Tabla 13. 9 Costos anuales de materia prima.

Insumos

Los insumos abarcan el catalizador de la reacción química y el ácido necesario para regenerar dicho catalizador. El proveedor GWC Argentina es el elegido para suministrar el catalizador, y Meranol S.A el encargado de proveer el ácido sulfúrico. En la siguiente tabla 13.10 se especifican las cantidades necesarias.



Insumos	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario (\$/kg)	Costo flete (\$/kg)	Costo total (\$)
<i>Amberlyst 15</i>	1.440,00	kg	140,00	2,10	204.624,00
<i>Ac. Sulfúrico - 98%</i>	7.360,00	kg	4,45	0,07	33.243,28
Total					237.867,28

Tabla 13. 10 Costos anuales de insumos.

Servicios auxiliares

Ese ítem está basado en el capítulo de servicios auxiliares, se procede a hacer un resumen del consumo de los mismos.

- Gas: distribuido por la empresa Eco Gas S.A., el consumo se calcula en función de la tarifa por categoría de la planta y se adopta un consumo constante semanal.
- Electricidad: la empresa que suministra la energía eléctrica es EPEC y se tiene en cuenta la infraestructura que posee el complejo para un servicio de baja y media tensión.
- Agua: se suministra agua en el parque industrial mediante una red de distribución de la cooperativa de agua de Villa María y se aplican las tarifas correspondientes al tipo de planta y consumo.

En la tabla 13.11 se detallan los costos anuales de servicios auxiliares. En las tablas 13.12 y 13.13 se especifica el rubro y costo unitario de gas y energía eléctrica.

Servicios Auxiliares	Cosnomo anual	Unidad	Precio unitario (\$)	Costo total anual (\$)	C. anual + cargo fijo
<i>Energía eléctrica</i>	137.103,00	kwh	0,75	102.470,78	102.470,78
<i>Gas natural</i>	11.109.101,50	m3	0,22	2.444.002,33	2.495.226,23
<i>Agua</i>	17.500,00	m3	3,63	63.525,00	63.525,00
Total				2.609.998,11	2.661.222,02

Tabla 13. 11 Costo anual de servicios auxiliares.



Gas natural			
Categoría	Cargo fijo por factura	Cargo por m3 de consumo	Costo total anual
<i>ID</i>	17.896,60	0,27	3.006.244,90
<i>IT</i>	17.896,60	0,22	2.495.226,23

Tabla 13. 12 Costo anual de gas.

Energía Eléctrica					
Categoría	Horario	\$/kW*mes	\$/kWh	Consumo anual diferenciado	Costo anual
<i>Baja tensión</i>	Punta (10hs)	128,74	0,77	57.126,25	\$ 44.090,04
	Valle (14 hs)	95,08	0,73	79.976,75	\$ 58.375,83

Tabla 13. 13 Costos de energía eléctrica.

Mano de obra directa

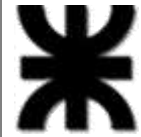
En la tabla 13.14 se detallan los costos de mano de obra directa, son aquellos que están ligados directamente al proceso y que varían a la par del volumen de producción.

Sector	Cargo	Cantidad	Jornal por hora (\$)	Costo anual (\$)	Cargas sociales (\$)	Costo total anual (\$)
<i>Producción</i>	Calderista	3	99,00	831.600,00	340.956,00	1.172.556,00
	Operario	12	99,00	3.326.400,00	1.363.824,00	4.690.224,00
<i>Calidad</i>	Analista	4	99,00	1.108.800,00	454.608,00	1.563.408,00
<i>Mantenimiento</i>	Operario	5	99,00	1.386.000,00	568.260,00	1.954.260,00
Total						9.380.448,00

Tabla 13. 14 Costo anual de mano de obra directa.

Resumen de costos directos de producción

En la siguiente tabla 13.15 y figura 13.7 se resumen los costos directos de producción a lo largo de un año con su respectiva composición porcentual.



Costo directo de producción	Costo anual	%
<i>Materia prima</i>	510.953.981,30	97,65%
<i>Insumos</i>	237.867,28	0,05%
<i>Servicios auxiliares</i>	2.661.222,02	0,51%
<i>Mano de obra directa</i>	9.380.448,00	1,79%
Total	523.233.518,60	100%

Tabla 13. 15 Resumen costos directos de producción.

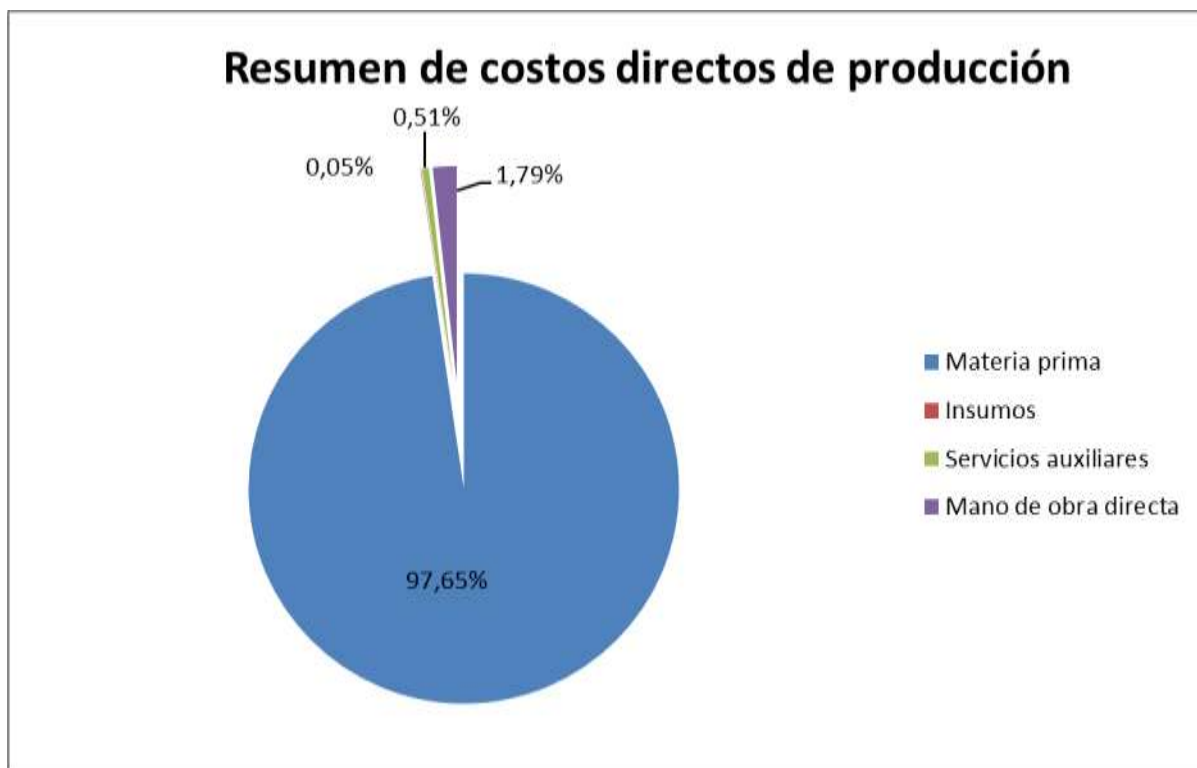


Figura 13. 7 Resumen costos directos de producción.

13.3.1.2 Costos indirectos de producción

Los costos indirectos de producción hacen referencia a todos aquellos gastos que debe realizar una empresa para lograr la producción establecida. Cualquier gasto que no sea el costo directo de mano de obra ni el costo directo de los materiales es considerado una forma de gasto general. Comprende la mano de obra indirecta, los gastos de mantenimiento de equipos, limpieza, etc.



Mano de obra indirecta

Es el monto de salarios y demás cargos laborales devengados por los empleados que aunque trabajen en la planta, no se relacionen directamente con la producción. Se tienen en cuenta operarios de mantenimiento, claderista, gerentes, etc. Dichos montos se consideran por hora de trabajo, con adicionales de cargas sociales de 45% del monto total incluyendo los aguinaldos. A continuación en la tabla 13.16 se detalla lo dicho con anterioridad.

Sector	Categoría	N°	Jornal por hora (\$)	Gasto anual nominal (\$)	Cargas sociales (\$)	Costo total anual (\$)
<i>Gerencia</i>	Gerente	1	151,00	422.800,00	173.348,00	596.148,00
<i>Calidad</i>	Jefe de sector	1	135,00	378.000,00	154.980,00	532.980,00
	Encargado lab	1	122,00	341.600,00	140.056,00	481.656,00
	Analista lab	2	99,00	554.400,00	227.304,00	781.704,00
<i>Administración</i>	Jefe de sector	1	135,00	378.000,00	154.980,00	532.980,00
	Responsable RRHH	1	122,00	341.600,00	140.056,00	481.656,00
	Administrativo	3	92,00	772.800,00	316.848,00	1.089.648,00
	Recepcionista	1	90,00	252.000,00	103.320,00	355.320,00
<i>Producción</i>	Jefe de sector	1	135,00	378.000,00	154.980,00	532.980,00
	Calderista	1	99,00	277.200,00	113.652,00	390.852,00
	Supervisor	4	122,00	1.366.400,00	560.224,00	1.926.624,00
<i>Mantenimiento</i>	Jefe de sector	1	135,00	378.000,00	154.980,00	532.980,00
<i>Comercio</i>	Jefe de sector	1	135,00	378.000,00	154.980,00	532.980,00
<i>Higiene y seguridad</i>	Responsable H&S	1	122,00	341.600,00	140.056,00	481.656,00
Total						9.250.164,00

Tabla 13. 16 Costo anual de mano de obra indirecta.

Mantenimiento y limpieza de la planta

En esta sección se consideran los costos de mantenimiento de equipos, tanto preventivo como reparaciones, el cual se considera un 5 % del total de los activos fijos de la planta cuyo monto anual es de \$ 1.812.430,34.



Resumen de costos indirectos de producción

Los gastos de supervisión de proyecto, planificación y capacitación son los calculados en el analisis de activos fijos en la sección de inversión. En la tabla 13.17 y figura 13.8 se resumen los costos indirectos de producción.

Costo indirecto de producción	Costo (\$)	%
<i>Mano de obra indirecta</i>	9.250.164,00	59,91%
<i>Mantenimiento equipos y limpieza</i>	1.823.151,16	11,81%
<i>Gasto supervisión del proyecto</i>	720.172,72	4,66%
<i>Gasto planificación</i>	1.823.151,16	11,81%
<i>Gasto capacitación</i>	1.823.151,16	11,81%
Total	15.439.790,20	100%

Tabla 13. 17 Costos indirectos de producción.

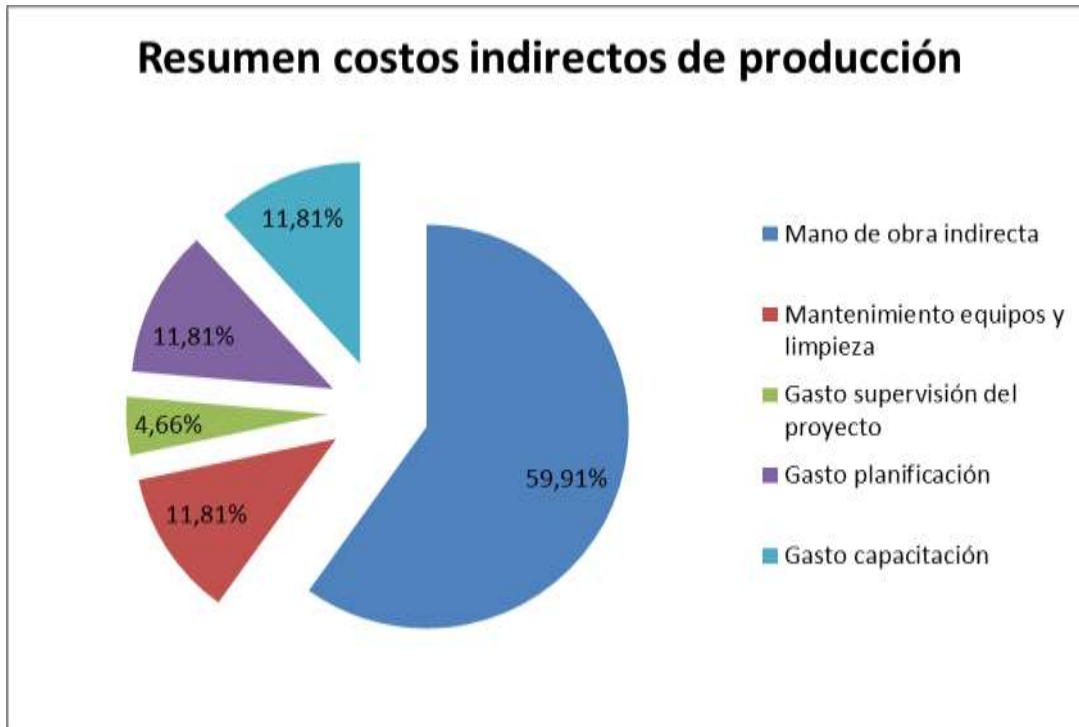
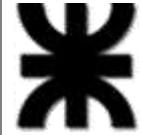


Figura 13. 8 Costos indirectos de producción.



13.3.2 Costos Fijos

En esta sección se incluyen los costos de administración, de comercialización y de financiación, amortización y depreciación de los activos e impuestos.

13.3.2.1 Costos fijos indirectos

Amortización y depreciaciones

Las amortizaciones son reducciones en el valor de los activos para reflejar en el sistema de contabilidad cambios en el precio del mercado u otras reducciones de valor. Con las amortizaciones, los costes de hacer una inversión se dividen entre todos los años de uso de esa inversión.

Las amortizaciones se aplican a los activos fijos intangibles y representan el proceso financiero mediante el cual se extingue, gradualmente, una deuda por medio de pagos periódicos; y las depreciaciones a los activos fijos tangibles y representa el desgaste debido al uso, del paso del tiempo y la antigüedad del activo. En la siguiente tabla 13.18 se resumen las amortizaciones y depreciaciones.

Categoría	Inversión realizada	Tasa (%)	Depreciación/amortización anual (\$)	Valor tras período de actividad /(\$)
<i>Instalaciones civiles</i>	14.403.454,40	2%	288.069,09	11.522.763,52
<i>Equipos industriales</i>	12.500,00	10%	1.250,00	0,00
<i>Bombas y accesorios</i>			0,00	0,00
<i>Mobiliario</i>			0,00	0,00
<i>Rodados</i>	28.000,00	20%	5.600,00	0,00
Total				11.522.763,52

Tabla 13. 18 Resumen de amortización y depreciaciones.



Seguros e impuestos

La Ley N° 5.319 de promoción industrial de la provincia de Córdoba, otorga a empresas que se radiquen en la provincia, en parques industriales y realicen alguna actividad industrial:

- El impuesto a los Ingresos Brutos
- El impuesto Inmobiliario
- El Impuesto de Sellos

Las proporciones en la cual se otorgan beneficios varían entre 6 y 14 años dependiendo de si es un establecimiento nuevo o existente.

Respecto a los seguros se estima un 5% de la inversión en activos fijos.

Resumen costos fijos indirectos

En la siguiente tabla 13.19 y figura 13.9 se detalla todos los costos fijos y su porcentaje.

Costo fijo	Costo anual (\$)	%
<i>Amortización y depreciaciones</i>	11.522.763,52	86,41%
<i>Seguros e impuestos</i>	1.812.430,34	13,59%
Total	13.335.193,86	100,00%

Tabla 13. 19 Resumen costos fijos indirectos.

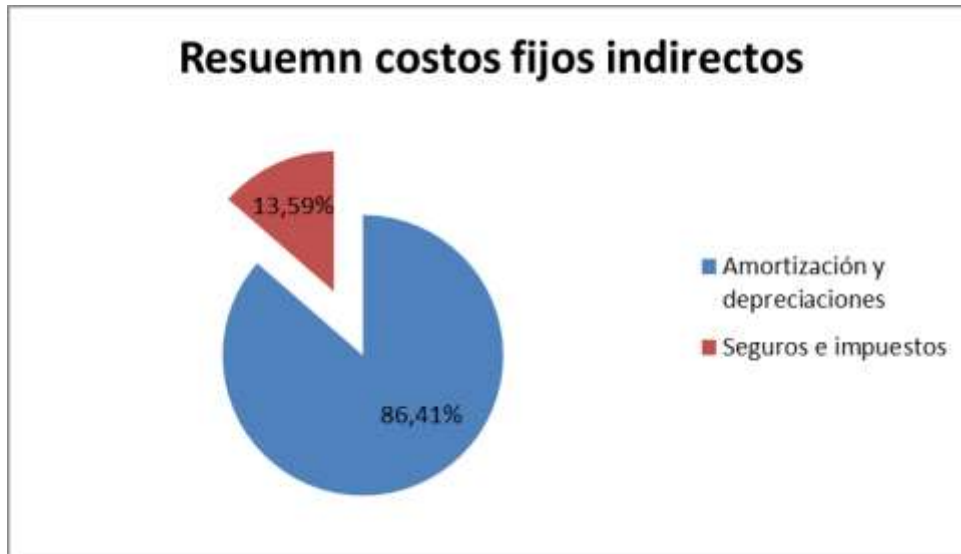


Figura 13. 9 Resumen costos fijos indirectos.

13.3.2.2 Costos generales

Gastos administrativos

Los gastos administrativos son los gastos en los que incurre la empresa que no están directamente vinculados a una función elemental como la fabricación, la producción o las ventas. Estos gastos están relacionados con la organización en su conjunto en lugar de un departamento individual. Los costos de los servicios generales como la contabilidad, comunicación, comercialización y marketing son ejemplos de gastos administrativos. El cálculo de dicho gasto se estima como 0,5% del costo total de producción, cuyo valor anual es de \$ 2.759.356,49.

13.3.3 Resumen

En la siguiente tabla 13.20 y figura 13.10 se resumen los costos de producción.

Tipo de costo	\$	%
<i>Costos directos</i>	523.233.518,60	94,79%
<i>Costos indirectos</i>	15.439.790,20	2,80%
<i>Costo fijo</i>	13.345.914,68	2,42%
Total	552.019.223,48	100%

Tabla 13. 20 Resumen costos totales.

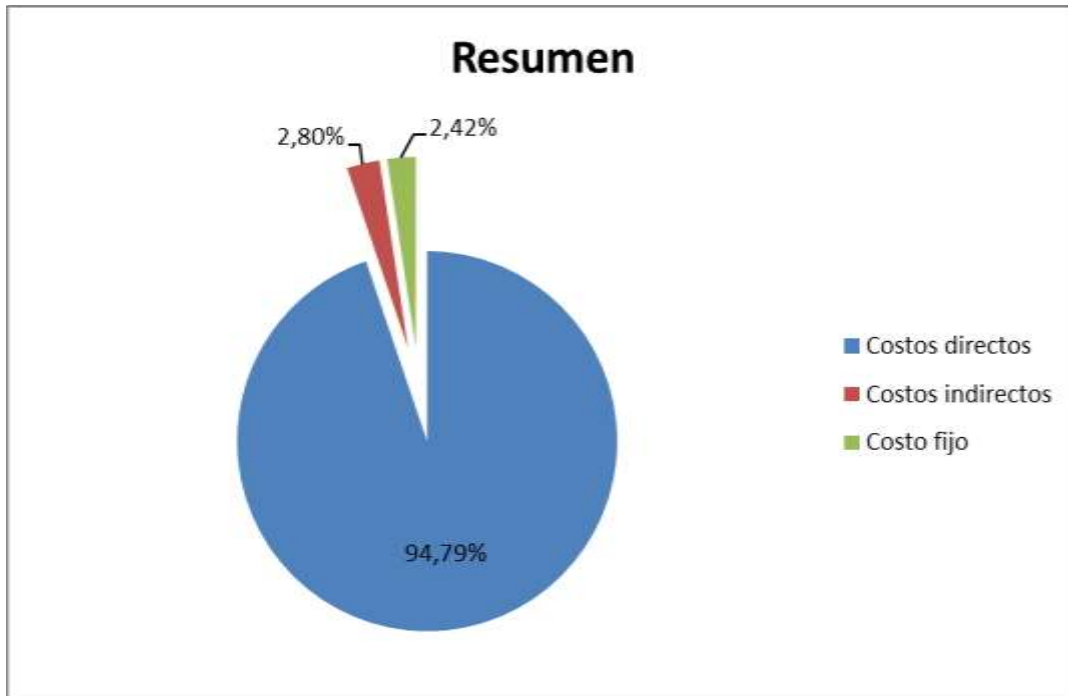
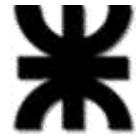


Figura 13. 10 Resumen costos totales.

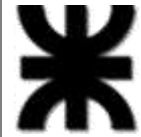
13.4 Costo unitario

El costo unitario es el valor promedio que, a cierto volumen de producción, cuesta producir un kilogramo de producto (lactato de etilo). Se obtiene dividiendo el costo total de producción (suma de costos fijos y variables) por la cantidad total producida, detallada en la ecuación 13.1. Donde se expresa el costo unitario en \$/kg (pesos por kilogramo).

$$\text{Costo Unitario} = \frac{C. \text{ fijos} + C. \text{ variables}}{\text{Total de Unidades}} = \frac{\text{Costos totales de Producción}}{\text{Total de Unidades}}$$

Ecuación 13. 1

En la siguiente tabla 13.21 se resume el costo total de producción a lo largo de los 10 años, junto con el volumen de producción constante y el unitario por kilogramo de DHA.



Año	Costo total de producción (\$)	Volumen de producción (kg)	Costo unitario (\$/kg)
1	581.359.670,26	21.100.800,00	27,55
2	568.157.674,79	21.100.800,00	26,93
3	569.809.788,03	21.100.800,00	27,00
4	569.584.037,37	21.100.800,00	26,99
5	569.280.427,84	21.100.800,00	26,98
6	568.872.106,78	21.100.800,00	26,96
7	568.322.960,34	21.100.800,00	26,93
8	567.584.419,43	21.100.800,00	26,90
9	566.591.164,02	21.100.800,00	26,85
10	565.255.345,92	21.100.800,00	26,79

Tabla 13. 21 Costo de producción por año.

13.5 Ingreso por ventas

Son los montos de dinero percibidos por las ventas del producto. De acuerdo al estudio de mercado y a investigaciones se obtiene el precio del lactato de etilo de pureza 99% a un valor de 1,70 U\$D por kilogramo.

Este valor se considera constante a lo largo del ciclo económico de 10 años debido a que las cantidades producidas y vendidas no varían en el mismo periodo.

En la siguiente tabla 13.22 se resumen los ingresos por las ventas.

Año 1 a 10				
Producto	Cantidad	Unidad	Precio unitario (\$)	Ingreso anual (\$)
Lactato de etilo	21.100.800,00	Kg	30,311	639.586.349,00
Total				639.586.349,00

Tabla 13. 22 Ingreso por ventas.



13.6 Financiación de proyecto

La financiación es la contribución de dinero y/o crédito a una empresa que se requiere para comenzar la actividad de un proyecto.

Para el proyecto en cuestión de este trabajo, el capital disponible para la inversión es aportado por crédito bancario del Banco Nación con una TNA de 26% y sistema de amortización francés.

En el sistema francés la cuota que periódicamente se abona tiene dos componentes: una parte destinada a la amortización de capital y otra en concepto de interés, por el uso de capital prestado.

En este sistema se mantiene constante la cuota total, variando la proporción de capital e intereses de cada cuota. En las primeras cuotas se amortiza proporcionalmente menos capital que en las últimas, o dicho de otra manera, en general, en las primeras cuotas se paga más intereses que capital. Esto depende del nivel de la tasa de interés pactada: cuanto mayor es la tasa menor será la proporción de capital cancelado en las primeras cuotas.

Para el cálculo de la cuota se tiene que:

$$TEM = \frac{(TNA * 30)}{100 * 360}$$

Ecuación 13. 2

$$Cuota = \frac{(1 + TEM)^n}{(1 + TEM)^n - 1}$$

Ecuación 13. 3

Donde TNA es la tasa de interés pactada con el banco, tomada en 30% y el TEM la tasa efectiva mensual tomada como el interés mensual, y n es el periodo de 10 años tomado en meses, es decir 120 meses.

En la siguiente tabla 13.23 se resume los pagos anuales del crédito otorgado.



Capital (\$)		79.925.035,92
TNA		30%
Número de cuotas		120
Tasa seguro		0.25
Año	Cuota	Intereses
1	32.378.885,16	23.825.569,93
2	32.254.073,19	23.422.950,67
3	32.086.214,97	22.881.472,51
4	31.860.464,31	22.153.244,60
5	31.556.854,78	21.173.859,02
6	31.148.533,72	19.856.694,29
7	30.599.387,28	18.085.254,17
8	29.860.846,37	15.702.864,16
9	28.867.590,96	12.498.814,45
10	27.531.772,86	8.189.723,80

Tabla 13. 23 Pagos anuales del crédito otorgado.

13.7 Evaluación económica

En un proyecto es muy importante analizar la viabilidad y rentabilidad del mismo, dado que, al formar una empresa se debe invertir cierto capital, el cual se espera recuperar a lo largo de un tiempo determinado. Esta rentabilidad debe ser mayor, al menos, que una inversión de poco riesgo (como pueden ser plazos fijos, letras del estado, entre otros).

Existen muchos índices que indican la rentabilidad de un proyecto. Dos de los más utilizados son el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR). Ambos se basan en el mismo concepto, que es la estimación de los flujos de caja futuros de la empresa, a través de la simplificación de ingresos menos gastos netos.

Antes de proceder a la estimación de estos índices, se calcula el estado de resultados, el cual será necesario para el cálculo de los indicadores antes mencionados.

13.7.1 Estado de los resultados

El estado de resultados, conocido también como estado de ganancias y pérdidas, es un estado financiero plasmado en un documento en el cual se muestra de manera detallada y minuciosa todos los ingresos, gastos, así como el beneficio o pérdida que se genera en una empresa durante un período de tiempo determinado. Gracias al estado de resultados, una empresa cuenta con una mejor visión financiera,

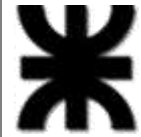


pudiendo prevenir y actuar de antemano, pues puede realizar previsiones en base a los resultados que se obtienen a través de este análisis.

Existen algunos conceptos del estado de resultados que es conveniente conocer para comprenderlo, destacando los principales componentes:

1. Ingreso por ventas: se refiere a los ingresos totales percibidos por las ventas realizadas en ese periodo concreto.
2. Costo de producción de lo vendido: cuanto le costó a la empresa el artículo que vende.
3. Utilidad operativa: diferencia entre ventas y coste de ventas, indicando que gana la empresa, en bruto, con el producto vendido.
4. Gastos administrativos, comerciales y de financiación: los gastos administrativos son aquellos reconocidos a las actividades administrativas globales de la empresa (gastos de papelería y suministros de oficina por ejemplo); los gastos comerciales son aquellos necesarios para la venta de un bien o un servicio, y que incluyen gastos como marketing, publicidad y comisiones, entre otros (se consideran un 0,50% del costo de producción de lo que vendido). En gastos financieros incurre una empresa al financiarse con terceros (costo del capital) y que suponen la amortización del capital solicitado junto a los intereses fijados.
5. Depreciaciones y amortizaciones: Importes que disminuyen el valor contable de los bienes tangibles que se utilizan en la empresa para llevar a cabo sus operaciones. Por ejemplo: maquinaria, vehículos de transporte, etc.
6. Utilidad ante los impuestos: resulta de sustraerle a la utilidad operativa las depreciaciones y los gastos administrativos, comerciales y de financiación.
7. Impuesto a las ganancias: se consideran el 35% de la utilidad antes del impuesto.
8. Utilidad o flujo netos efectivo: es la ganancia o pérdida final que la empresa obtiene después de la actividad y resulta de adicionarle las depreciaciones de la utilidad después de impuestos.

En las tablas 13.24 y 13.25 se detalla el estado de los resultados para un período de 10 años de actividad del proyecto. En la figura 13.11 se analiza el flujo neto efectivo de dicho período.



EJERCICIOS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
<i>Ventas Netas</i>	639.586.349	639.586.349	639.586.349	639.586.349	639.586.349
<i>Costo de producción de lo vendido</i>	548.313.509	535.303.466	537.123.437	537.123.437	537.123.437
RESULTADO OPERATIVO	91.272.840	104.282.883	102.462.912	102.462.912	102.462.912
<i>Gastos de Administración</i>	118.963	63.013	63.013	63.013	63.013
<i>Gastos de Comercialización</i>	548.314	537.123	537.123	537.123	537.123
<i>Gastos de Financiación</i>	32.378.885	32.254.073	32.086.215	31.860.464	31.556.855
<i>Depreciación-Amortización</i>	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899
RESULT. ANTES DE IMPUESTOS	55.993.779	71.428.674	69.776.561	70.002.311	70.305.921
<i>Depreciación-Amortización</i>	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899
<i>Impuesto a las Ganancias</i>	20.379.337	25.000.036	24.421.796	24.500.809	24.607.072
FLUJO NETO DE EFECTIVO	37.847.341	46.428.638	45.354.765	45.501.502	45.698.849

Tabla 13. 24 Estado de resultados (año 1 al 5).

EJERCICIOS	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
<i>Ventas Netas</i>	639.586.349	639.586.349	639.586.349	639.586.349	639.586.349
<i>Costo de producción de lo vendido</i>	537.123.437	537.123.437	537.123.437	537.123.437	537.123.437
RESULTADO OPERATIVO	102.462.912	102.462.912	102.462.912	102.462.912	102.462.912
<i>Gastos de Administración</i>	63.013	63.013	63.013	63.013	63.013
<i>Gastos de Comercialización</i>	537.123	537.123	537.123	537.123	537.123
<i>Gastos de Financiación</i>	31.148.534	30.599.387	29.860.846	28.867.591	27.531.773
<i>Depreciación-Amortización</i>	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899
RESULT. ANTES DE IMPUESTOS	70.714.242	71.263.388	72.001.929	72.995.185	74.331.003
<i>Depreciación-Amortización</i>	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899	2.232.899
<i>Impuesto a las Ganancias</i>	24.749.985	24.942.186	25.200.675	25.548.315	26.015.851
FLUJO NETO DE EFECTIVO	45.964.257	46.321.202	46.801.254	47.446.870	48.315.152

Tabla 13. 25 Estado de resultados (año 6 al 10).

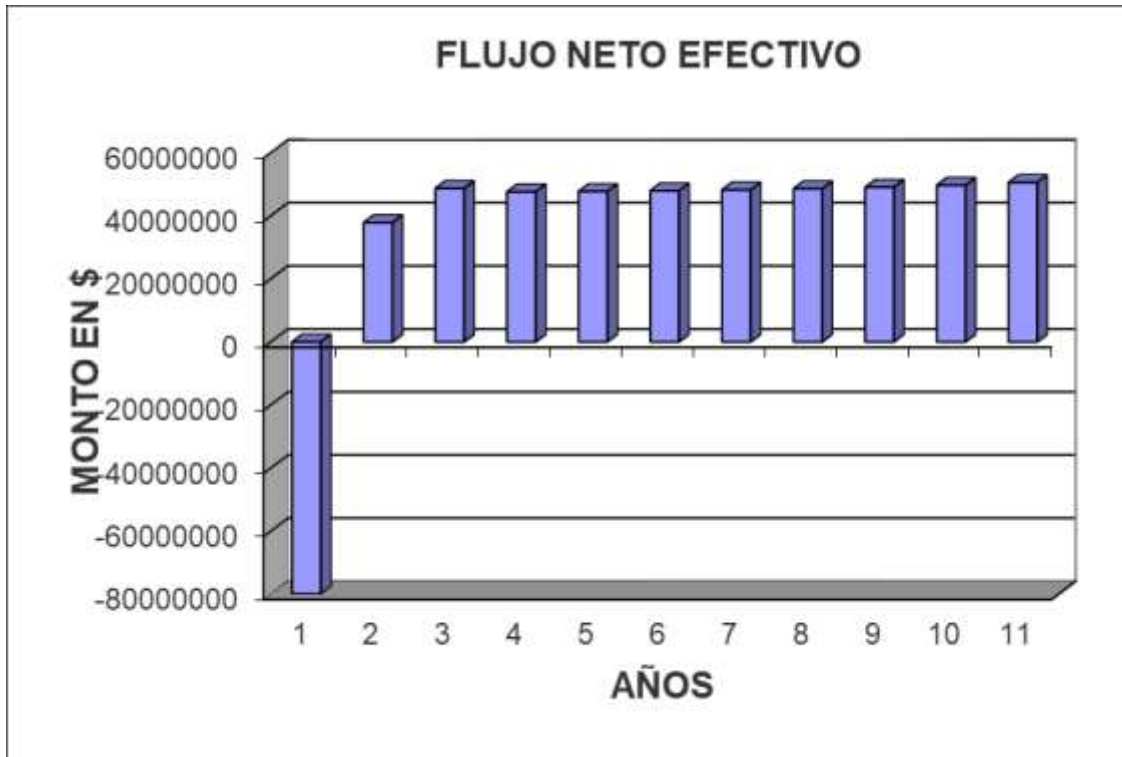


Figura 13. 11 Flujo neto efectivo.

13.7.2 Indicadores

13.7.2.1 Valor actual neto (VAN)

El VAN es el valor monetario que resulta de la diferencia entre la suma de los flujos netos y la inversión inicial. Básicamente consiste en descontar o trasladar al presente todos los flujos futuros del proyecto a una tasa igual a la tasa mínima aceptable de rendimiento (TMAR). En este caso, se toma una TMAR igual al 30 %, que es la tasa anual impuesta por la entidad financiera para el crédito solicitado.

Los proyectos se clasifican según la rentabilidad como sigue:

- Si el VAN > 0, la inversión produce ganancias y el proyecto debe aceptarse;
- Si el VAN = 0, el proyecto no produce ni ganancias ni pérdidas y no puede decidirse en función las ganancias;
- Si el VAN < 0, la inversión produce pérdidas y el proyecto debe rechazarse.



Analíticamente, el valor actual se calcula como muestra la ecuación 13.4. En la tabla 13.26 se muestra el resultado de este cálculo.

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FNE_n}{(1+i)^n}$$

Ecuación 13. 4

Donde I_0 es la inversión inicial, FNE_n los flujos correspondientes a los n años de duración de la actividad e i la tasa de interés (TMAR), valor fijado por el banco con el préstamo.

Indicador	Valor
VAN	\$ 47.192.821,30

Tabla 13. 26 Valor actual neto.

El resultado del VAN es positivo lo que indica que el proyecto es viable.

13.7.2.2 Tasa interna de retorno (TIR)

La TIR es el interés máximo que podría pagarse por el préstamo solicitado, para la inversión inicial, sin que se comiencen a apreciar pérdidas. Analíticamente, es la tasa que hace el VAN sea igual a cero (la diferencia entre los flujos futuros y la inversión inicial) y para calcularlo se despejan y calculan los intereses en la ecuación del VAN (ecuación NUM), para cuando el resultado es nulo (generalmente por iteración).

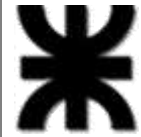
Un proyecto puede determinarse como viable o rentable si la TIR es mayor que la TMAR, caso en el cual se acepta el mismo. Si la TIR es alta, estamos frente a un proyecto rentable, que supone un retorno de la inversión equiparable a unos tipos de interés altos que posiblemente no se encuentren en el mercado. Si la TIR es baja, sin embargo, es factible que existan otras opciones mejores en el mercado para invertir (TMAR > TIR).

En la tabla 13.27 se muestra la TIR para el proyecto, calculado analíticamente.

Indicador	Valor
TIR	55%

Tabla 13. 27 Tasa interna de retorno.

Dado que el valor obtenido como TIR es mayor a la TMAR propuesta por el banco prestador, se concluye que el proyecto es rentable.



13.7.2.3 Relación beneficio/costo

La relación beneficio costo resulta de dividir el valor actualizado de los ingresos del proyecto entre el valor actualizado de los egresos del proyecto a una tasa de actualización igual a la TMAR.

Los criterios para analizar los resultados son: Si la relación es mayor a la unidad, el proyecto es aceptable por que el beneficio es superior al costo; si la relación es menor a la unidad el proyecto debe rechazarse por que no existen beneficios, si la relación es igual a la unidad es indiferente realizar o no el proyecto. Como se observa en la tabla 13.28 la relación obtenida es superior a 1, lo cual hace viable el proyecto en cuestión.

Indicador	Valor
Beneficio / costo	1,40

Tabla 13. 28 Relación beneficio / costo.

13.7.3 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad determina los márgenes de rentabilidad de un proyecto desde otra perspectiva, que es el aumento o reducción de un indicador económico como la TIR, frente a la fluctuación de las principales variables consideradas en el estudio económico. De acuerdo con esto, se analiza la variación de la TIR con la desviación del volumen de producción, de los costos de mano de obra, insumos, materia prima y precio de venta, que son las principales variables que influyen en las utilidades.

Este análisis se realiza de forma gráfica, representando la variación de la TIR con la fluctuación de las variables antes mencionadas y comparándola con la función constante TMAR, dado que si la primera se encuentra sobre esta última el proyecto es rentable, caso contrario deja de serlo.



13.7.3.1 Variación de la TIR con el precio de venta del lactato de etilo

En esta sección se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el precio de venta del producto. Como se observa en la figura 13.12, en caso de disminuir el precio de venta en un 6% el proyecto deja de ser rentable.

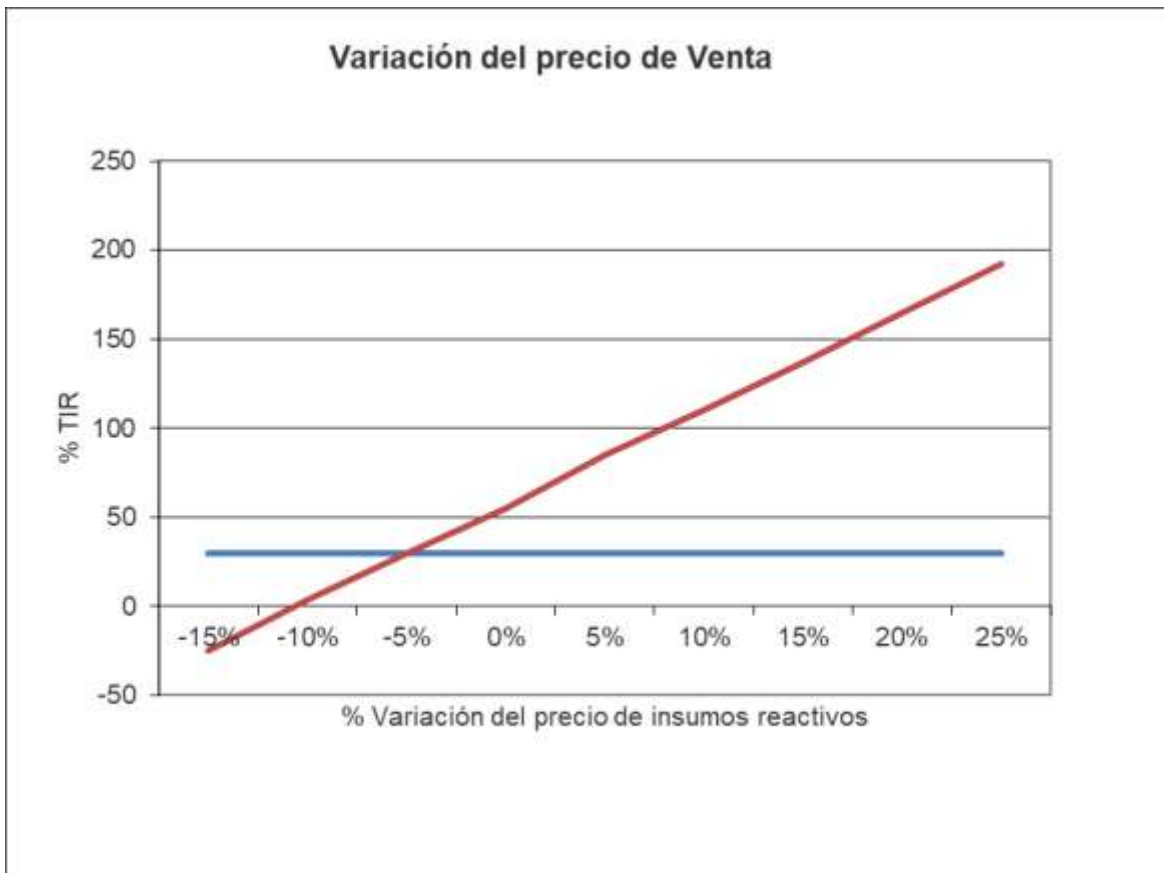


Figura 13. 12 Variación de la TIR con respecto a la variación del precio de venta.



13.7.3.2 Variación de la TIR con el costo de los insumos

Se analiza la sensibilidad de la tasa interna de retorno a los costos de insumos. Para este caso, se identifica el mismo efecto que para la materia prima (una flexibilidad relativa): el proyecto admite aumentos en los costos de insumos sin pérdida de rentabilidad, como se ve en la figura 13.13.

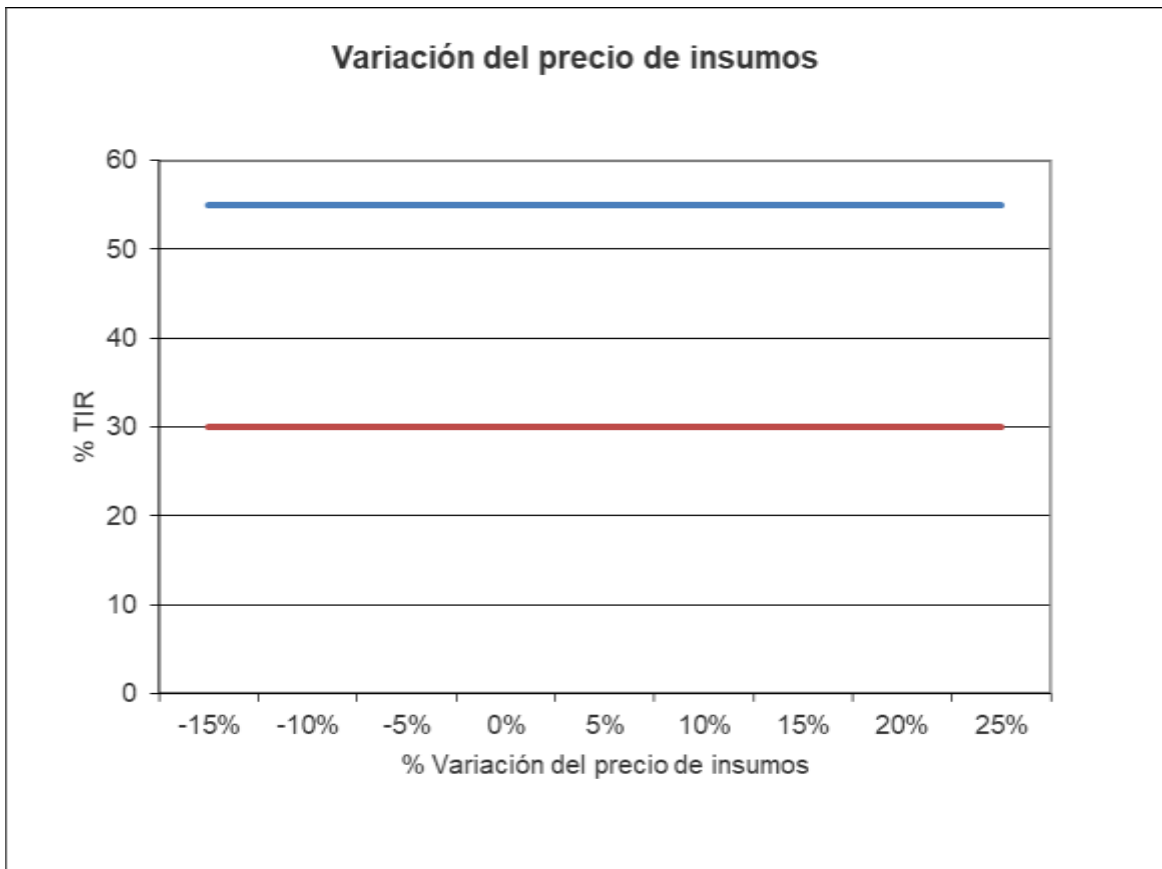


Figura 13. 13 Variación de la TIR con respecto a la variación de los insumos.



13.7.3.3 Variación de la TIR con el costo de materia prima

En esta sección se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el costo de la materia prima. Como se observa en la figura 13.14, en caso de aumentar el costo en un 8% el proyecto deja de ser rentable.

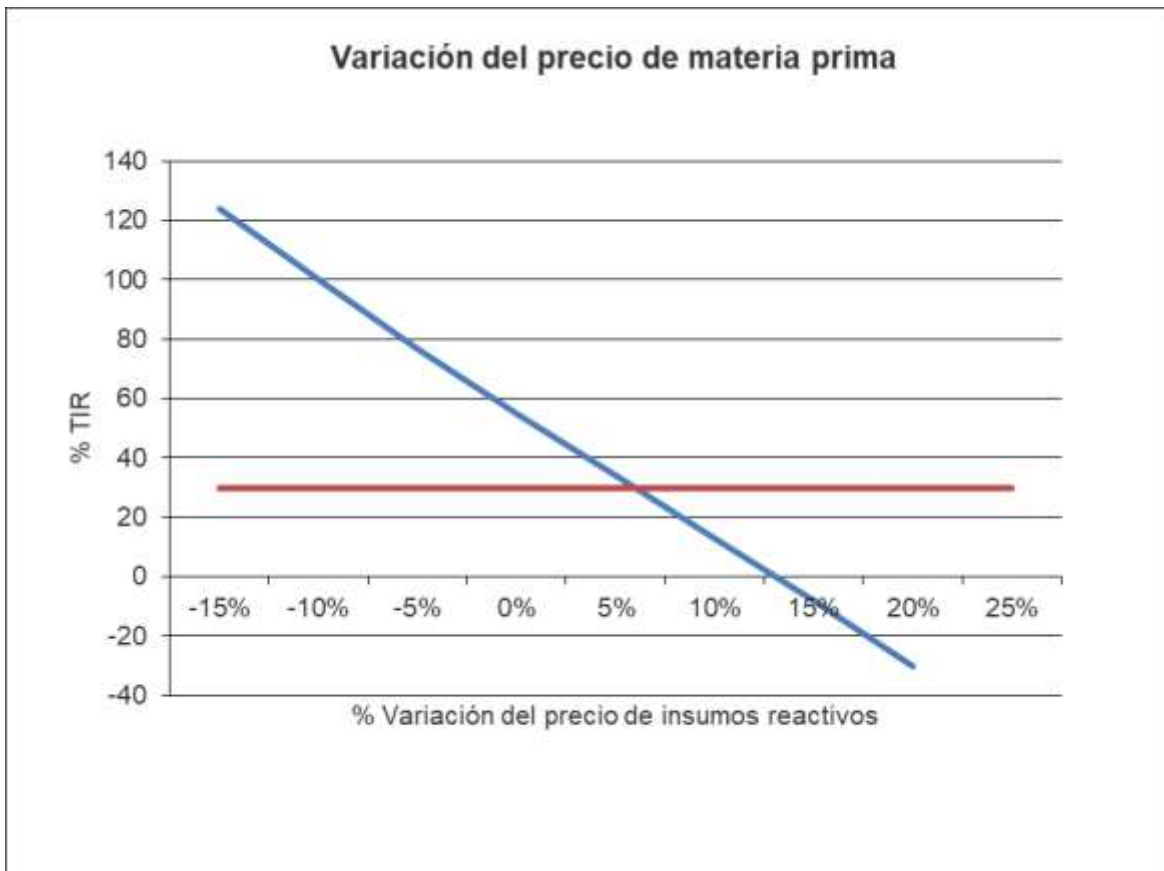


Figura 13. 14 Variación de la TIR con respecto a la variación del precio de MP.



13.7.3.4 Variación de la TIR con respecto a la mano de obra

Se analiza la sensibilidad de la tasa interna de retorno a los costos de mano de obra (tanto directa como indirecta). Para este caso, se identifica el mismo efecto que para la materia prima (una flexibilidad relativa): el proyecto admite aumentos en los costos de personal cercanos sin pérdida de rentabilidad, como se visualiza en la figura 13.15.

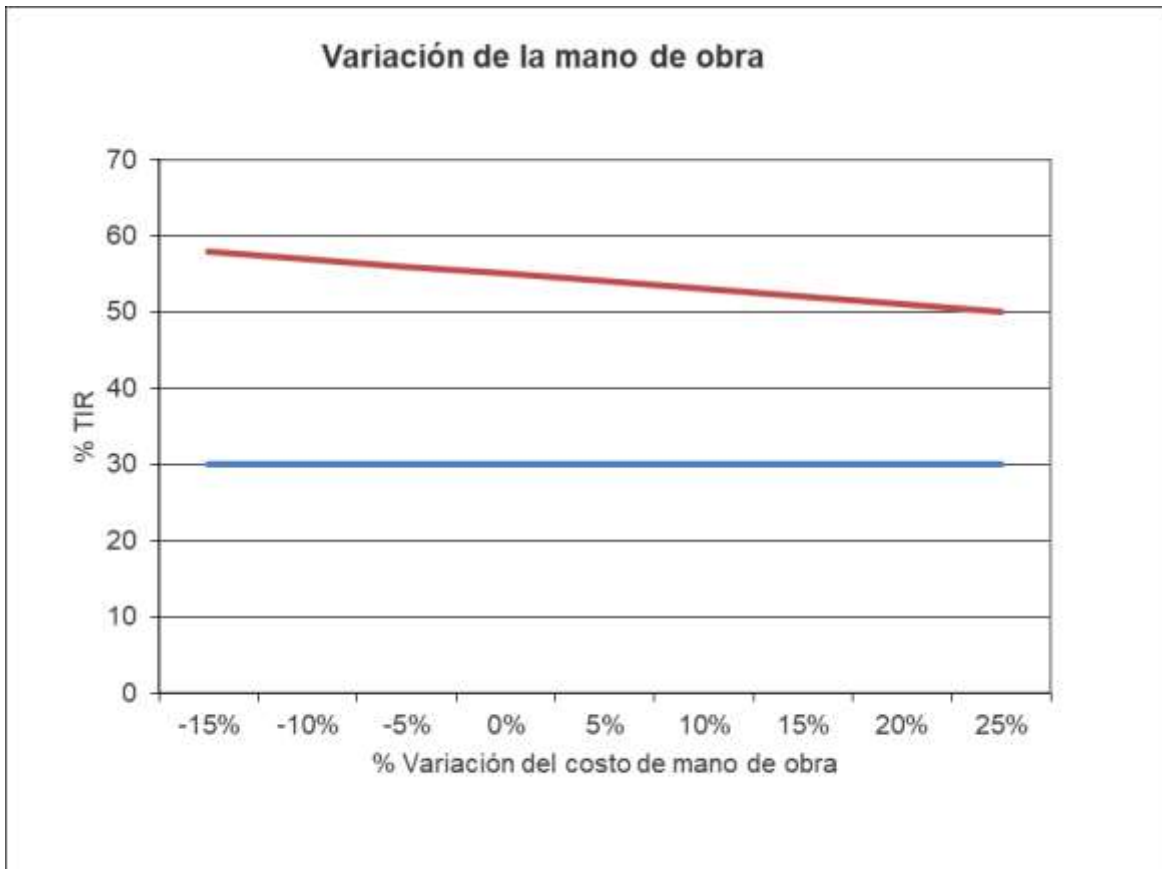


Figura 13. 15 Variación de la TIR con respecto a la variación de la mano de obra.



13.7.3.5 Variación de la TIR con respecto al volumen de producción

En este caso se analiza cómo varía el rendimiento del proyecto, medido a través de la TIR, con la fluctuación del volumen de ventas producción. En este punto debe hacerse una salvedad, dado que los costos fijos se consignaron como si continuaran estáticos, aun sabiendo que el nivel de producción potencial está íntimamente asociado con las instalaciones, y, por lo tanto, con estos costos (los costos variables si se tuvieron en cuenta).

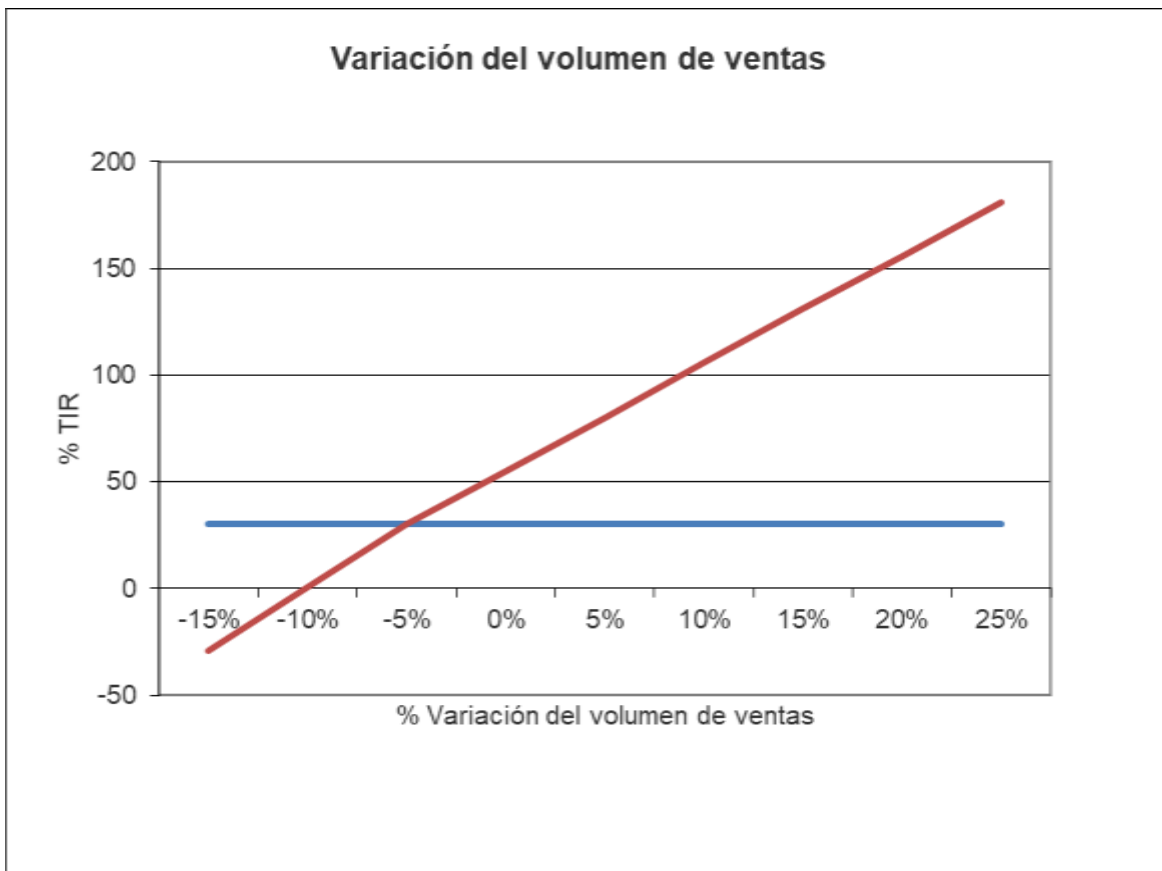


Figura 13. 16 Variación de la TIR con respecto a la variación del volumen de ventas.

De la figura 13.16 se extrae que naturalmente con el aumento en el volumen de ventas aumenta también la rentabilidad del proyecto. Debe apreciarse, sin embargo, que las ventas no deberán bajar del 6 % (aproximadamente) debido a que la actividad comienza a no ser rentable.



13.8 Conclusiones del estudio económico financiero

El análisis económico-financiero realizado permite concluir que la puesta en marcha de la planta de Lactato de etilo requiere de una inversión inicial de \$79.925.035,92, los cuales son financiados por crédito del Banco Nación, con una tasa nominal anual fija del 30% y un plazo de pago de 10 años.

De acuerdo con los resultados vistos a partir del análisis de los indicadores económicos y de rentabilidad, como el VAN, TIR y la relación B/C, se observa la viabilidad económica del proyecto y su rentabilidad, manteniendo los volúmenes y precios establecidos para el producto.

Basados en los análisis de sensibilidad se concluye que las variables más influyentes en la rentabilidad del proyecto son el precio de venta, precio de la materia prima y los volúmenes fabricados de lactato, cuyo margen de disminución no debe ser superior al 5% aproximadamente, lo que nos indica un precio de venta mínimo de \$28,79 por kilogramo, mientras que el volumen de venta mínimo es de 20.045.760 kilogramos.

Respecto a los indicadores, se obtuvo un TIR de 55%, un VAN positivo de \$ 47.192.821,30 y una relación beneficio/costo de 1,40 los que demuestran numéricamente la rentabilidad del proyecto.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



CONCLUSIONES

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

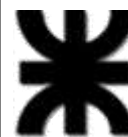
AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018

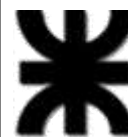


CONCLUSIONES

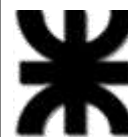
- El Lactato de etilo manifiesta un crecimiento con el uso de pinturas y productos que poseen dicho solvente, y se prevé que esta tendencia continúe en las próximas décadas.
- Este componente no se produce actualmente en Argentina, y es un reemplazo de los solventes derivados del petróleo. Además su producción nacional es un punto clave para la sustitución de las importaciones, ya que, varios de los solventes se importan o escasean.
- Para selección del proceso de producción se emplea como criterio la obtención de lactato de etilo de calidad industrial siendo un producto de bajo impacto ambiental. Considerando esto la producción a partir de etanol y ácido láctico resulta técnica y económicamente viable y rentable.
- El lactato de etilo producido tiene como objetivo abastecer a las industrias del rubro con el fin de sustituir a los productos de la competencia. Su comercialización es en estado líquida, y es una materia prima para otros productos de mayor elaboración.
- La localización de las instalaciones optimiza la producción por la cercanía a proveedores y clientes.
- Se efectúa una evaluación económica-financiera, mediante indicadores que determinan la factibilidad del proyecto (VAN - TIR). Las mismas arrojan resultados favorables, lo cual señala que el proyecto de inversión es factible.

**BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS**

- American Chemical Society, A. (2015). *How Industrial Applications in Green Chemistry Are*. Washington DC: American Chemical Society.
- Pereira. (2011). *Ethyl lactate as a solvent: Properties, applications and production*.
- Restrepo, J. A., Moreno, L. F., & Lozano, D. D. (2015). *Diseño conceptual, simulación y optimización del proceso de producción de lactato de etilo*. Medellín, COL.
- Benninga, H. (1990). *A history of acid lactic making: a chapter in the history of the biotechnology*. Springer Science & Business Media.
- Garcia, Paternina, & Villadiego. (2010). Producción del Ácido Láctico por vía biotecnológica. *Temas Agrarios*, 15(2), 9-26.
- National Center for Biotechnology Information, N. (2011). *PubChem BioAssay Database*. Obtenido de <http://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/702>
- NNFC, N. (2010). *Renewable Chemical Factsheet*. Obtenido de <http://www.nnfcc.co.uk/publications/nnfcc-renewable-chemicals-factsheet-lactic-acid>
- Pal, R., Sarkar, T., & Khasnobis, S. (2012). *Amberlyst-15 in organic synthesis*. Kolkata, India.
- Wikipedia. (2017). *Wikipedia la enciclopedia libre*. Obtenido de <https://es.wikipedia.org/wiki/Wikipedia:Portada>
- Yúfera, P. E. (2006). *Química Orgánica Básica y Aplicada: de la molécula a la Industria*. Barcelona: Reverté.
- Bolsa de comercio de Rosario. (2015). La visión del USDA sobre el etanol en Argentina.
- IHS Markit; Markets & markets. (2015). Lactic Acid Market by Application.
- IPA. (2014). *La industria petroquímica argentina*. Buenos Aires, ARG.
- Technavio. (2016). *Global green and biosolvents markets*. London, UK.
- Baca, U. (2001). *Evaluación de proyectos*. McGraw-Hill.
- Friedlander, A. (2009). *Panorama de la industria petroquímica en América Latina*. APLA.



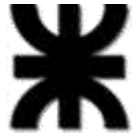
- Gobierno de Cordoba, A. (2017). *Web del gobierno de Cordoba*. Obtenido de <https://cba.gov.ar/>
- Gobierno Municipal de Rio Cuarto, C. (2017). *Web del Gobierno Municipal de Rio Cuarto*. Obtenido de <http://www.riocuarto.gov.ar/>
- Gobierno Municipal de Villa Maria, C. (2017). *Web del parque industrial Villa Maria*. Obtenido de <http://parqueindustrial.villamaria.gob.ar/>
- Google. (2017). *Google Maps*. Obtenido de <https://www.google.com.ar/maps/>
- INDEC. (2015). *WEB DEL INDEC*. Obtenido de <https://www.indec.gov.ar/>
- Ashtana. (2006). A Continuous Reactive Separation Process for Ethyl Lactate Formation. *Organic process research & development*, 9(5), 599-607.
- Bamoharram, F. F., Heravi, M. M., Ardalán, P., & Ardalán, T. (2010). A kinetic study of the esterification of lactic acid by ethanol in the presence of Preyssler acid an eco-friendly solid acid catalyst. *Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis*, 100(1), 71-78.
- Benedict, D. J., Parulekar, S. J., & Tsai, S. P. (2003). Esterification of lactic acid and ethanol with/without pervaporation. *Industrial & engineering chemistry research*, 2(11), 2282-2291.
- Bolsa de comercio de Rosario. (2015). La visión del USDA sobre el etanol en Argentina.
- Cardona Alzate, C. A., López Giraldo, L. J., & López Suárez, F. E. (2004). Separación de ácido láctico. *REVISTA Universidad EAFIT*, 40-53.
- Carrillo, M. A., Camacho, I. C., & Rojas, D. F. (2006). *La cinética de la esterificación de ácidos carboxílicos*. Costa Rica.
- Chow, S. H.-H. (1997). *Purification of lactic acid*. Manhattan, Kansas.
- Clark, J. (2003). *Chemical Guide*. Obtenido de www.chemguide.co.uk
- Couper, J. R., Penney, W. R., & Fair, J. R. (1988). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Butterworth-Heinemann.
- Delgado, P., Sanz, M. T., & Beltran, S. (2006). Kinetic study for esterification of lactic acid with ethanol and hydrolysis of ethyl lactate using an ionexchange resin catalyst. *Chemical Engineering Journal*, 126(2), 111-118.



- Deutschmann, O., Knözinger, H., Kochloefl, K., & Turek, T. (2009). *Heterogeneous Catalysis and Solid Catalyst*. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
- Engin, A., Haluk, H., & Gurkan, K. (2003). Production of lactic acid esters catalyzed by heteropoly acid supported over ion-exchange resins. *Green Chemistry*, 5(4), 460-466.
- Fogler, H. S. (2006). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Nueva Jersey, EEUU.
- Gao, J., Zhao, X. M., Zhou, L. Y., & Huang, Z. H. (2007). Investigation of ethyl lactate reactive distillation process. *Chemical Engineering Research and Design*, 85(4), 525-529.
- Grafico. (s.f.).
- Haas, & Rohm. (2006). *Industrial Grade Strongly Acidic Catalyst for Catalysis and Separation Technologies*. Obtenido de http://www.dow.com/assets/attachments/business/process_chemicals/amberlyst/amberlyst_15wet/tds/amberlyst_15wet.pdf
- IHS Markit; Markets & markets. (2015). Lactic Acid Market by Application.
- IPA. (2014). *La industria petroquímica argentina*. Buenos Aires, ARG.
- Izquierdo, J. F., & Torres, J. F. (2004). *Cinética de las reacciones químicas (Vol. 16)*. Barcelona, España: Universitat Barcelona.
- Knopf, R. J., Theiling Jr, L. F., & Berti, L. P. (1990). *Patent and Trademark Office*.
- Márquez, P. B. (2006). *Preparar y Acondicionar los Equipos Principales e Instalaciones Auxiliares de la Planta Química*. Málaga, España: IC Editorial.
- Mosquera, L. F. (2008). *Estudio y diseño de procesos, reacción extracción simultáneas*. Manisales, Colombia.
- Pal, R., Sarkar, T., & Khasnobis, S. (2012). Amberlyst 15 in organic synthesis. *Arkivoc*, 1, 570-609.
- Pereira. (2011). *Ethyl lactate as a solvent: Properties, applications and production*.
- Restrepo, J. A., Moreno, L. F., & Lozano, D. D. (2015). *Diseño conceptual, simulación y optimización del proceso de producción de lactato de etilo*. Medellín, COL.



- Tanaka, K., Yoshikawa, R., Ying, C. K., & Okamoto, K. I. (2002). Application of zeolite T membrane to vapor-permeation-aided esterification of lactic acid with ethanol. *Chemical engineering science*, 57(9), 1577-1584.
- Technavio. (2016). *Global green and biosolvents markets*. London, UK.
- Troupe, R. A., & DiMilla, E. (1957). Kinetics of the Ethyl Alcohol—Lactic Acid Reaction. *Industrial & Engineering Chemistry*, 49(5), 847-855.
- Vitery, T., Jaimes, D., & Monroy, C. (2013). *Using Process Simulators in Chemical Engineering Lectures: Case Study: Ethyl Lactate Production*. Colombia.
- Vu, D., Kolah, A., Ashtana, N., Peereboom, L., Tira, C., & Miller, D. (2005). Oligomer distribution in concentrated lactic acid solutions. *Fluid Phase Equilibria*, 236(1), 125-135.
- Yúfera, P. E. (2006). *Química Orgánica Básica y Aplicada: de la molécula a la Industria*. Barcelona, ESP: Reverté.
- Zeki, N. S., Al-Hassani, M. H., & Al-Jendeel, H. A. (2010). Kinetic study of esterification reaction. *Al-Khwarizmi Engineering Journal*, 6, 33-42.
- Zhang, Y., Ma, L., & Yang, J. (2004). Kinetics of esterification of lactic acid with ethanol catalyzed by cation-exchange resins. *Reactive and Functional Polymers*, 61, 101.
- Parque Industrial y Tecnológico de Villa María SEM. (27 de Enero de 2018). *Parque Industrial y Tecnológico de Villa María SEM*. Obtenido de <http://parqueindustrial.villamaria.gob.ar/parqueindustrial/notas.asp?nid=146>
- Smith, J. (1991). *Ingeniería de la cinética química*. Continental.
- Warring. (1977). *Selección de bombas. Sistemas y aplicaciones*. Labor.
- Kern, D. (1965). *Procesos de transferencia de calor*. McGraw Hill Book Company, Inc.
- Mantilla, J. I. (1973). *Equipos de transferencia de calor*. Manizales, COL: Facultad de Ingeniería y Arquitectura .
- McCabe, W. L., & Smith, J. C. (2001). *Unit operations of chemical engineering*. New York: McGraw-Hill.
- Ocon, & Tojo. (1986). *Problemas de ingeniería química*. Aguilar.
- Gobierno Nacional Argentino. (2017). *Información legislativa y documental*. Obtenido de <http://infoleg.mecon.gov.ar/>



- Metcalf, & Eddy. (1995). *Ingenieria de aguas residuales*. Madrid, ESP: MC Graw Hill.
- Ramalho. (1996). *Tratamiento de aguas residuales*. Reverté.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA



ANEXO I – TÉCNICAS PARA ANÁLISIS Y CONTROL DE CALIDAD

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018



Técnica T-01 “Determinación de la densidad específica” mediante el método del transductor oscilante

La densidad específica de una sustancia, es la relación entre la masa de un volumen determinado de una sustancia a temperatura t_1 y la masa de un volumen igual de agua a la temperatura t_2 . A menos que se indique lo contrario se utiliza la densidad relativa y se mide con la precisión para el número de decimales prescritos en la monografía.

Cuando la determinación se realiza mediante el pesaje, la flotabilidad del aire se tiene en cuenta, lo que puede introducir un error de 1 unidad en la tercera cifra decimal. Cuando se utiliza un medidor de densidad, la flotabilidad del aire no tiene ninguna influencia.

Densímetro de transductor oscilante: El aparato consiste en:

- Un tubo en forma de U, generalmente de vidrio de boro silicato, que contiene el líquido a ser examinado;

- Un sistema de excitación magneto-eléctrico que hace que el tubo oscile a una frecuencia característica en función de la densidad del líquido a ser examinado;

- Un medio para medir el período de oscilación (T), que puede ser convertida por el aparato para dar una lectura directa de la densidad, o se utiliza para calcular la densidad usando las constantes A y B que se describen a continuación. Siendo la frecuencia de resonancia (f) es una función de la constante elástica (c) y la masa (m) del sistema:

$$f^2 = \frac{1}{T^2} = \frac{c}{m} \times \frac{1}{4\pi^2}$$

Ecuación 10. 1

$$T^2 = \left(\frac{M}{c} + \frac{\rho \times V}{c} \right) \times 4\pi^2$$

Ecuación 10. 2

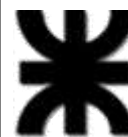
Donde M es la masa del tubo, y V es el volumen interno de este.

$$A = \frac{c}{4\pi^2 \times V}$$

Ecuación 10. 3

$$B = \frac{M}{V}$$

Ecuación 10. 4



Reemplazando se obtiene la ecuación 10.5 característica para el transductor oscilante.

$$\rho = A \times T^2 - B$$

Ecuación 10.5

Las constantes A y B se determinan por el funcionamiento del instrumento con el tubo en forma de U lleno con 2 muestras diferentes de densidad conocida, por ejemplo, agua desgasificada y aire. Las mediciones de control se hacen a diario. Los resultados que se muestran para la medición de control con agua desgasificada no deben desviarse del valor de referencia ($\rho_{20} = 0,998203 \text{ g/cm}^3 \pm 0,0001$).

Técnica T-02 “Determinación de composición y/o grado de pureza de un compuesto” mediante cromatografía gaseosa

La cromatografía es la separación de una mezcla de compuestos en sus componentes individuales. Se requieren tres pasos principales en la separación y la identificación de los componentes de una mezcla mediante un GC Scion 436.

Especificaciones del cromatógrafo de gases. Ellos son:

1. Inyectar una muestra en el GC (se realiza en el inyector).
2. Separar la muestra en componentes individuales (se realiza dentro de la columna del horno).
3. Detectar qué compuestos había en la muestra (se realiza en el detector).

Para realizar la medición se deben llevar a cabo los siguientes pasos:

1. Calibrar cada bomba de muestreo personal con una muestra representativa en línea.
2. Romper los extremos de la muestra inmediatamente antes del muestreo. Conecte la muestra a la bomba de muestreo personal con tubo flexible.
3. Muestrear a una velocidad de flujo conocida entre 0.01 y 0.2 L/min para un tamaño de muestra total de 0.25 a 3 L.
4. Colocar las secciones de sorbente frontal y posterior del tubo de muestra en viales separados. Incluya el tapón de lana de vidrio en el vial con la sección de sorbente frontal.



5. Agregar 1,0 mL de disulfuro de carbono a cada vial. Coloque la tapa en cada vial.

6. Dejar reposar 30 minutos con agitación ocasional.

7. Colocar el cromatógrafo de gases de acuerdo con las recomendaciones del fabricante y las condiciones dadas en la tabla A10.1. Inyecte la alícuota de muestra manualmente usando la técnica de lavado con disolvente o con un muestreador automático.

NOTA: Si el área del pico está por encima del rango lineal de las normas de trabajo, diluya una alícuota de la muestra desorbida con disulfuro de carbono, vuelva a analizarla y aplique el factor de dilución apropiado en los cálculos.

8. Medir el área del pico.

9. Determinar la masa, en µg que se encuentra en las secciones de sorbente del frente de muestra (W_f) y posterior (W_b), y en las secciones de sorbente del frente de material en bruto medio (B_f) y posterior (B_b). NOTA: Si $W_b > W_f/10$, informe avance y posible pérdida de muestra.

10. Calcular la concentración C en el volumen de aire muestreado V (L) para hacerlo, se emplea la ecuación 10.6.

$$C, \frac{mg}{m^3} = \frac{W_f + W_b - B_f - B_b}{V}$$

Ecuación 10. 6

Desorción	1.0 mL 30 min con agitación
Volumen de inyección	1µL
Temperatura de inyección	250°C
Temperatura de detección	300°C
Temperatura de la columna	35°C (1 min) – 150°C min
Gas móvil	Helio (1-2 µL/min)
Tipo de columna	Capilar, fundición de silica gel 30m x 0.32 mm, 1- µmfilm de dimetilpolixilano al 100% o equivalente

Tabla A10. 1 Condiciones de uso del cromatógrafo de gases. Fuente: (NMAM, 2003).



Técnica T-03 “Determinación de la capacidad útil o sitios activos de una resina iónica”

Tiene una columna de resina fuertemente ácida. Una muestra de la solución reaccionante con AL como reactivo limitante contiene una concentración conocida de este denominada C (meq/L). Para medir y calcular la capacidad útil de la columna, se tendrá que medir de manera continua (o tomando muestras cada 5 a 15 minutos) de la concentración de AL residual saliendo de la columna. Trazando los valores individuales en un gráfico producirá la curva roja que se muestra en el gráfico A10.1.

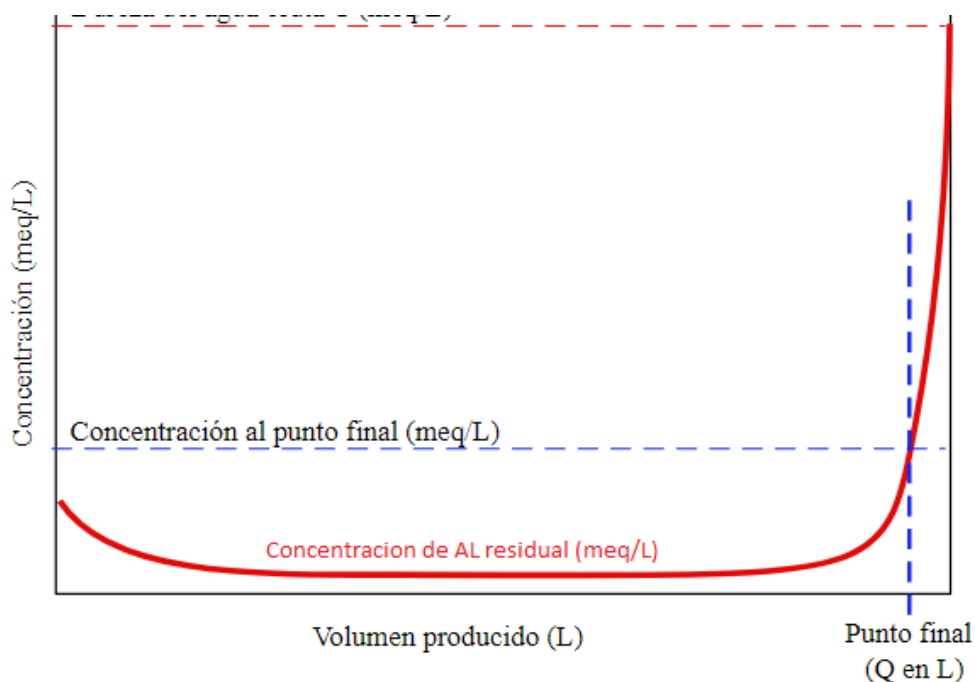


Gráfico A10. 1 Análisis de sitios activos de una resina iónica.

El ciclo se termina cuando concentración de AL residual alcanza el valor predeterminado como punto final. En este momento, la columna ha producido un volumen Q de LE. La cantidad R de AL que reacciono por la resina se calcula en meq mediante la ecuación 10.7.

$$R = Q \times C$$

Ecuación 10. 7

Y la capacidad útil de la columna en meq/L se calcula mediante la ecuación 10.8.

$$\text{Capacidad} = Q \times \frac{C}{V}$$

Ecuación 10. 8



Técnica T-04 “Determinación de viscosidad dinámica de un fluido”

Materiales y Reactivos

Solución de muestra. Filtrar 100.0 g de la muestra a examinar pasándola a través de un filtro de vidrio sinterizado. Descartar los primeros 10 ml.

Equipo. Viscosímetro de nivel suspendido (Ubbelohde). Constante del viscosímetro: 0.005 mm²/s², viscosidad cinemática entre 1-5 mm²/s, diámetro interno del tubo (R) 0.53 mm, volumen del bulbo (C) 5.6 ml, diámetro interno del tubo (N) 2.8-3.2 mm.

Procedimiento

Determinar el tiempo de flujo para la solución de muestra a 25.00 ± 0.03 °C. Emplear un viscosímetro de nivel suspendido apropiado con el extremo capilar inferior en forma de embudo. Emplear el mismo viscosímetro en todas las mediciones, medir los tiempos de flujo de salida al menos por triplicado.

El tiempo de flujo es el tiempo requerido para que el nivel de líquido fluya de una marca a la otra, medido con un cronómetro con una precisión de 1/5 de segundo. El resultado es válido solo si dos mediciones consecutivas no difieren en más de 1%. El promedio de todas las mediciones realizadas es el tiempo de flujo del líquido analizado.

Resultados

Calcular la viscosidad dinámica en mPa.s (cp) empleando la ecuación 10.9.

$$\eta = k\rho t$$

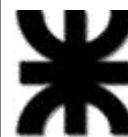
Ecuación 10. 9

Dónde:

k: constante del viscosímetro (mm²/s²).

ρ: densidad del líquido examinado obtenida como múltiplo de su densidad relativa por 0.9982 (mg/mm³).

t: tiempo de flujo del líquido examinado (s).



Técnica T-05 “Determinación de pH”

El pH es un índice numérico que se emplea para expresar el grado de acidez o alcalinidad de una solución. La determinación del pH se realiza empleando un medidor del pH, calibrado y capaz de reproducir valores de pH con variaciones menores a 0.02 unidades de pH, empleando un electrodo indicador sensible a la actividad del ion hidrógeno, como el electrodo de vidrio, y un electrodo de referencia apropiado, como por ej., calomel o plata-cloruro de plata. La determinación del pH se realiza mediante la medición de la diferencia de potencial entre el par de electrodos.

Soluciones buffer de referencia

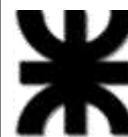
Todas las soluciones a examinar y los buffer de referencia deben prepararse empleando agua libre de dióxido de carbono.

Las soluciones buffer deben almacenarse en envases químicamente resistentes, de cierre perfecto, y emplearse dentro de los 3 meses de preparadas.

- Tetraoxalato de potasio 0.05 M (pH 1.68 a 20°C): disolver 12.61 g de $\text{KH}_3(\text{C}_2\text{O}_4)_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ en agua hasta obtener 1 litro.
- Biftalato de potasio 0.05 M (pH 4.00 a 20°C): Disolver 10.21 g de $\text{KHC}_8\text{H}_4\text{O}_4$, previamente secado a 110°C durante 1 hora, en agua hasta obtener 1 litro.
- Fosfato equimolar 0.05 M (pH 6.88 a 20°C): Disolver 3.53 g de Na_2HPO_4 y 3.39 g de KH_2PO_4 , previamente secados a 120°C durante 2 horas, en agua hasta obtener 1 litro.
- Tetraborato de sodio 0.01 M (pH 9.23 a 20°C): Disolver 3.80 g de $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ en agua hasta obtener 1 litro. Proteger de la absorción de dióxido de carbono.

Procedimiento

Las mediciones se hacen a 25 ± 2 °C, a menos que se especifique de otro modo para una sustancia en particular. Es recomendable emplear un medidor de pH que incluya corrección por temperatura. El medidor se calibra con una solución buffer de biftalato de potasio y otra solución buffer a diferente pH.



Se mide el pH de una tercera solución buffer a un pH intermedio entre las dos anteriores, y la lectura obtenida no debe diferir en más de 0.05 unidades de pH del valor correspondiente a dicha solución. Sumergir los electrodos en la solución a examinar y registrar la lectura en las mismas condiciones que para las soluciones buffer.

Si el equipo se emplea frecuentemente, los controles deben realizarse periódicamente. Si no, la calibración debe realizarse antes de realizar cada medición.

Muestra líquida: Efectuar la medición luego de calibrar el equipo sumergiendo los electrodos en la misma. De ser necesario emplear agua libre de dióxido de carbono para diluir la muestra.

Muestra sólida: Disolver la sustancia a examinar en agua libre de dióxido de carbono hasta obtener una solución con una cantidad equivalente a 50 g de sustancia litro.

Técnica T-06 “Determinación de polaridad y solubilidad”

La polaridad química o solo polaridad es una propiedad de las moléculas que representa la separación de las cargas eléctricas en la misma. Esta propiedad está íntimamente relacionada con otras propiedades como la solubilidad.

La polaridad es una característica muy importante ya que puede ayudarnos a reconocer moléculas (por ejemplo a diferenciar el trans-dicloroetano que es apolar y el cis-dicloroetano que es fuertemente polar). También es importante en disoluciones ya que un disolvente polar solo disuelve otras sustancias polares y un disolvente apolar solo disuelve sustancias apolares ("semejante disuelve a semejante"). Aunque la polaridad de un disolvente depende de muchos factores, puede definirse como su capacidad para solvatar y estabilizar cargas.

Por lo tanto la polaridad se determina realizando experiencias del producto con los solventes más utilizados como agua, alcohol, cetonas y algunos hidrocarburos.

Parámetro de solubilidad

El parámetro de solubilidad (δ) proporciona una estimación cuantitativa del grado de interacción entre materiales. Este refleja la energía cohesiva de un material. Materiales con valores de δ similares tienden a ser miscibles.



Este parámetro es ampliamente utilizado en ciencia y en aplicaciones prácticas al buscar un disolvente adecuado. Existen varias aproximaciones para la estimación del δ , que han dado lugar a la definición de diferentes parámetros de solubilidad, entre los cuales destacan el parámetro de solubilidad de Hildebrand y el parámetro de solubilidad de Hansen. Sus unidades suelen venir dadas en $(\text{cal}/\text{cm}^3)^{1/2}$ o $\text{MPa}^{1/2}$.

Tras el desarrollo de la teoría de las disoluciones regulares Hildebrand propuso la relación del parámetro de solubilidad con la energía cohesiva de las moléculas a su vez identificada con la energía de vaporización como lo muestra la ecuación 10.10.

$$\delta = \left(\frac{\Delta E}{V} \right)^{1/2} = \left(\frac{\Delta H - RT}{M/\rho} \right)^{1/2}$$

Ecuación 10. 10

Donde:

- δ = parámetro de solubilidad.
- ΔE = energía de vaporización.
- V = volumen molar.
- ΔH = calor latente de vaporización.
- R = constante de los gases.
- T = temperatura.
- M = masa molecular.
- ρ = densidad.

Proyecto Final – Ingeniería Química

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL – FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA

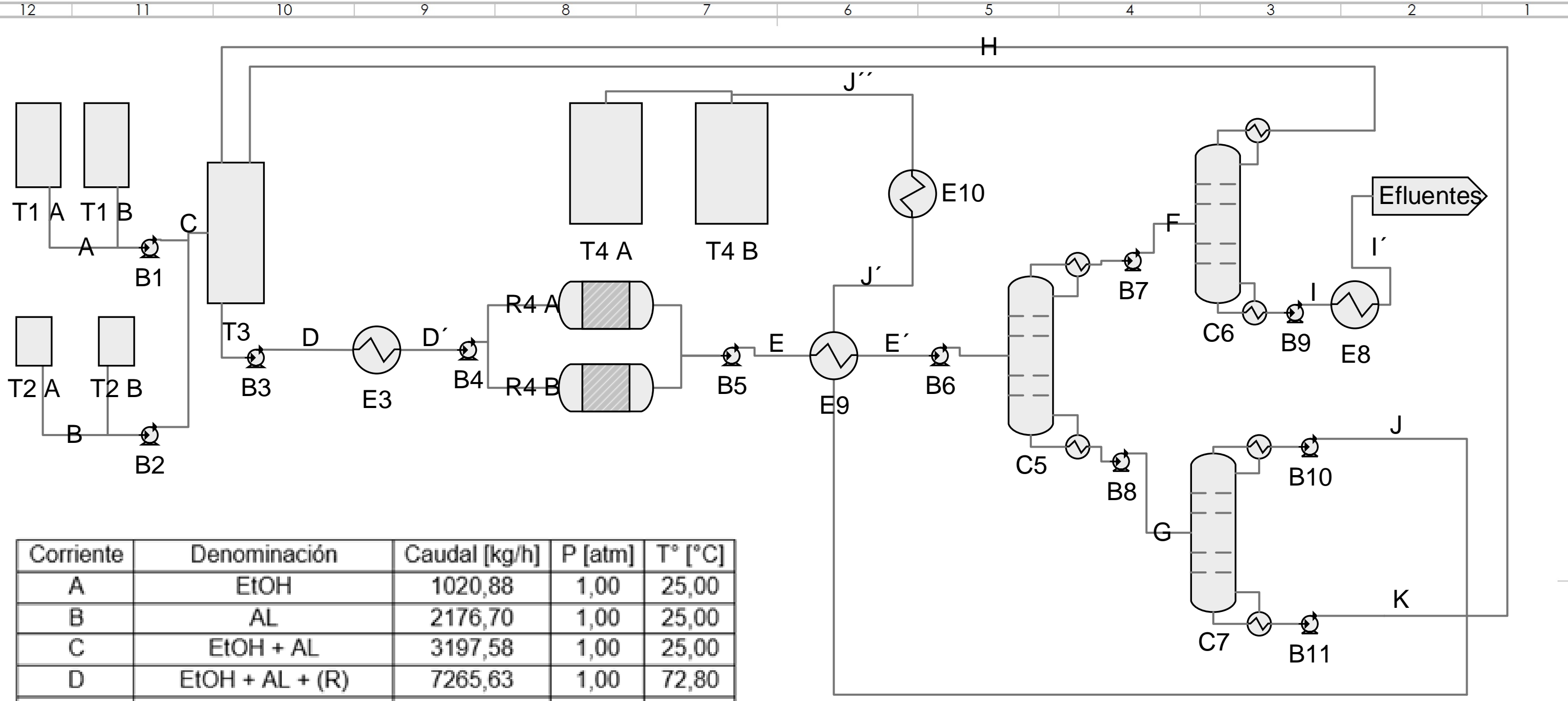


ANEXO II – PLANIMETRÍA

PRODUCCIÓN DE LACTATO DE ETILO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO Y BIOETANOL

AVEDANO, JULIÁN
FERRERI, FEDERICO
LANFRANGO, FABIÁN

2018

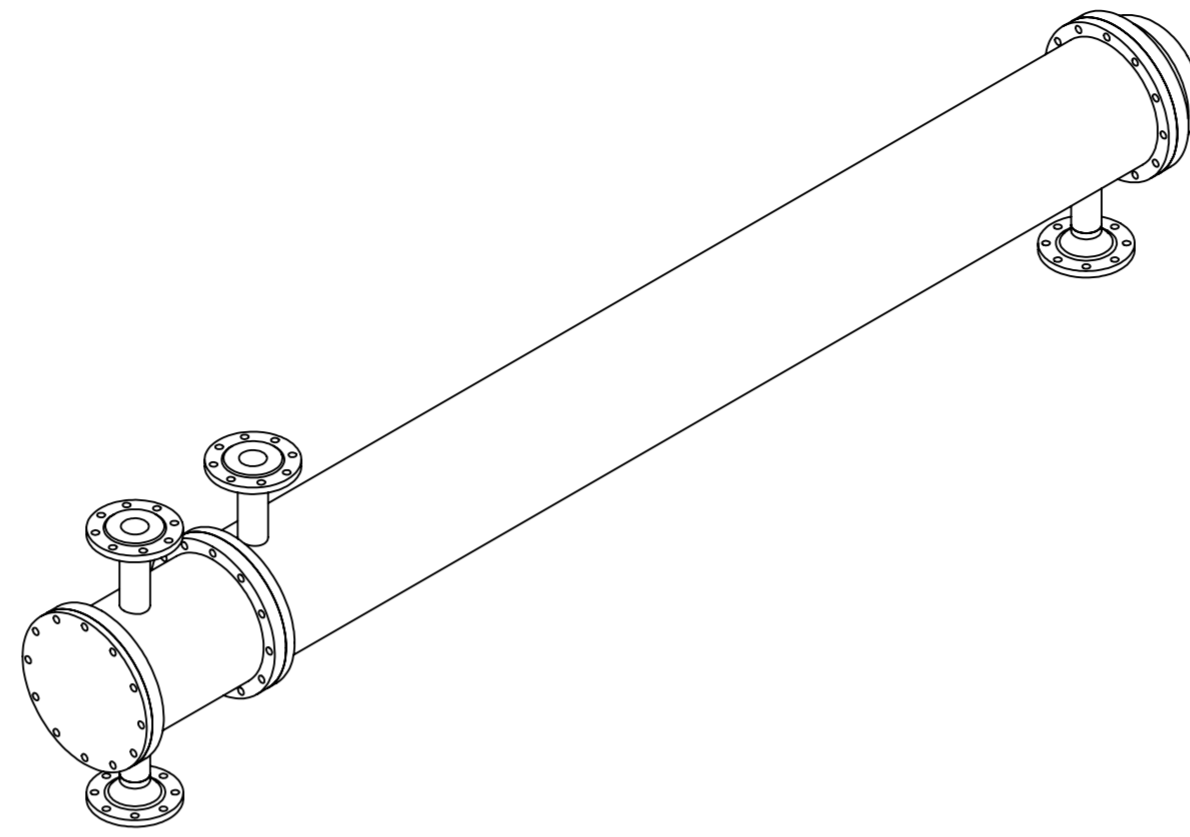
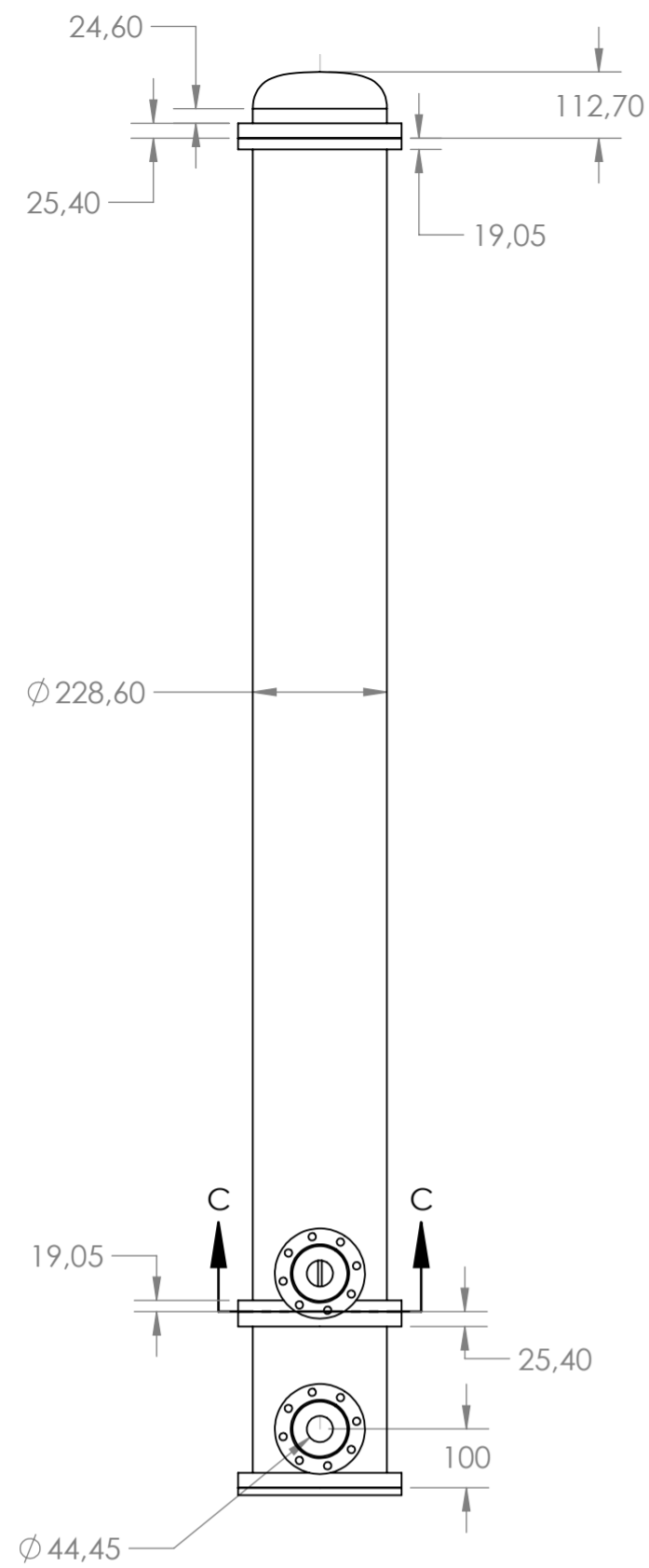


Corriente	Denominación	Caudal [kg/h]	P [atm]	T° [°C]
A	EtOH	1020,88	1,00	25,00
B	AL	2176,70	1,00	25,00
C	EtOH + AL	3197,58	1,00	25,00
D	EtOH + AL + (R)	7265,63	1,00	72,80
D'	EtOH + AL + (R)	7265,63	1,00	65,00
E	LE + EtOH + AL + H2O	7265,63	1,00	65,00
E'	LE + EtOH + AL + H2O	7265,63	1,00	75,00
F	EtOH + H2O	3932,25	1,00	78,90
G	LE + AL	3333,65	1,00	167,80
H	EtOH (R)	3325,55	1,00	78,00
I	H2O a efluentes	685,10	1,00	96,30
I'	H2O a efluentes	685,10	1,00	25,00
J	LE	2512,71	1,00	153,90
J'	LE	2512,71	1,00	117,30
J''	LE	2512,71	1,00	25,00
K	AL (R)	820,94	1,00	218,00

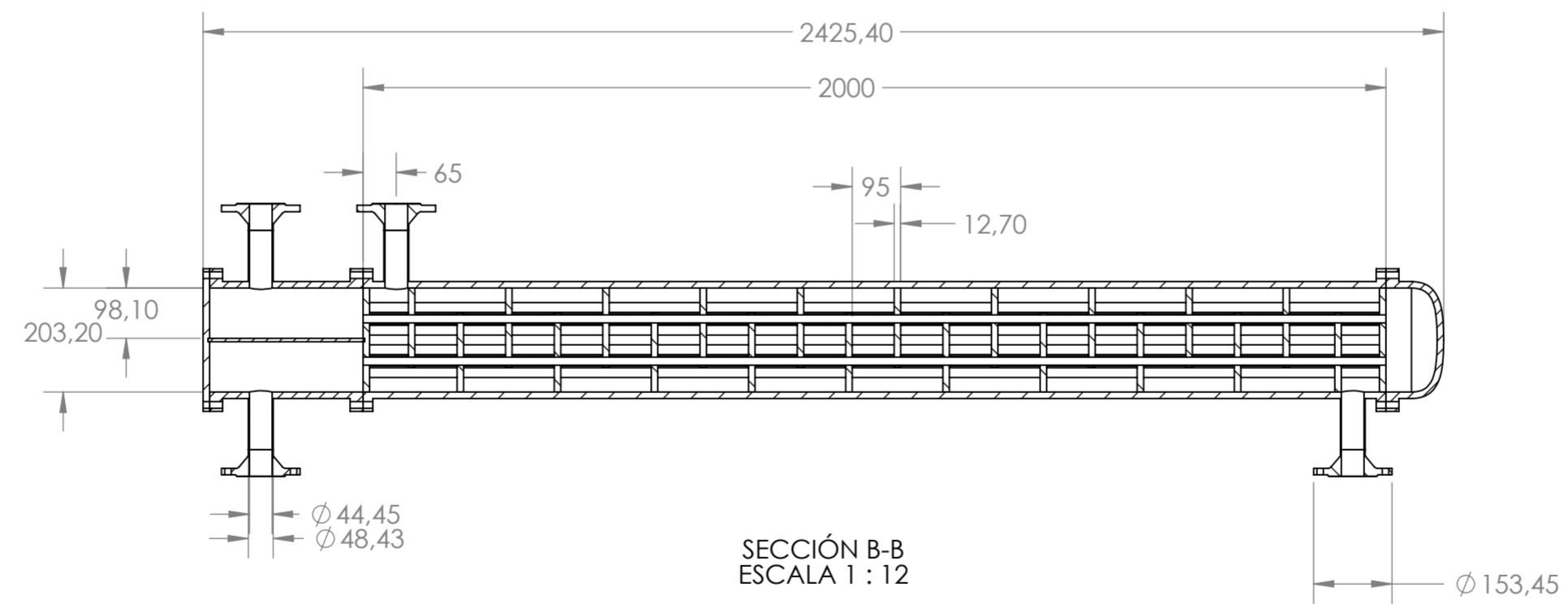
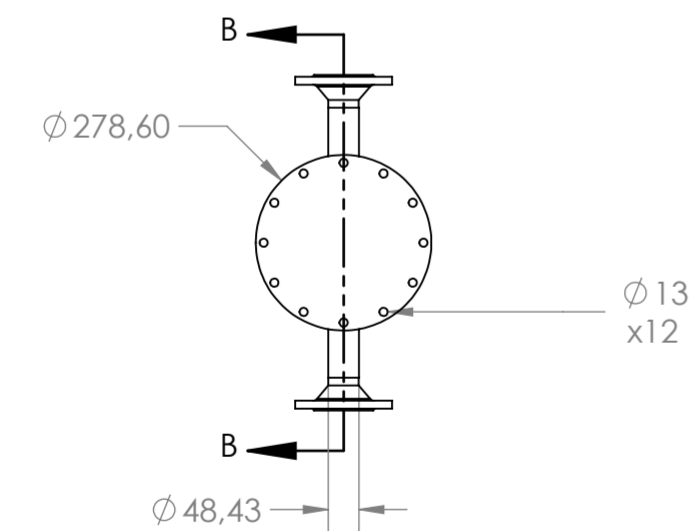
- T1A/T1B – Tanque depósito de ácido láctico
- T2A/T2B – Tanque depósito de ácido láctico
- T3 – Tanque pulmón de mezcla de reactivos y reciclos
- E3 – Intercambiador de calor (Enfriamiento pre-reacción)
- R4A/R4B – Reactor de esterificación
- C5 – Torre de destilación (Separador de productos/reactivos)
- C6 – Torre de destilación (Concentración de EtOH)
- C7 – Torre de destilación (Concentración de LE)
- E8 – Intercambiador de calor (Enfriamiento de agua de proceso)
- E9 – Intercambiador de calor (Precalentamiento)
- E10 – Intercambiador de calor (Enfriamiento de LE)
- T4A/T4B – Tanque depósito de lactato de etilo

SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:		ACABADO:	FACULTAD REGIONAL VILLA MARIA UTN	
NOMBRE:	FERRERI	FIRMA:	FECHA:	TÍTULO:
VERIF.:	AVEDANO			FLWSHEET PROCESO GENERAL
APROB.:	LANFRANGO			
FABR.:				
CAUD.:				
				A2
HOJA 1 DE 1				

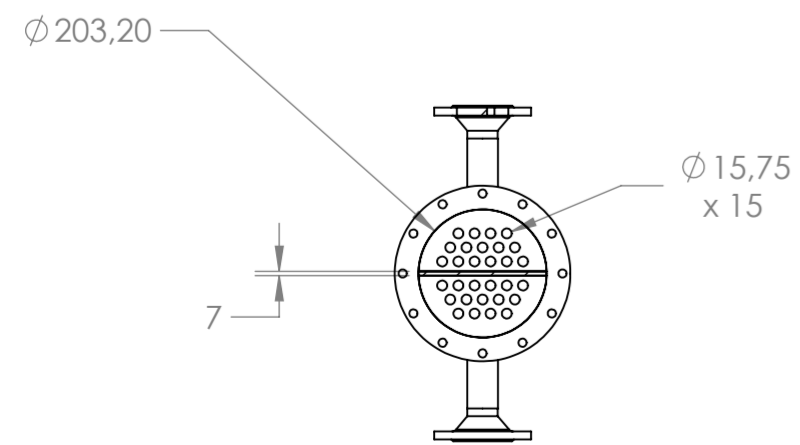
NOTA: Las unidades están expresadas en mm.



Detalles mecánicos para la construcción	
Diámetro coraza	203,2 (8 plg)
Largo tubos	2000
Diámetro interno tubos	15,75 (0,62 plg)
Diámetro externo tubos	19,05 (3/4 plg)
Espesor tubos BWG	16
N° tubos	30
Arreglo tubos	Triangular a 60°
Espaciado tubos	25,4 (1 plg)
Espacio entre tubos	6,35 (1/4 plg)
Espaciado deflectores	101,6 (4 plg)
Pasos coraza	1
Pasos tubos	2
Largo total equipo	2425,4
Material del equipo	Acero inoxidable AISI 304L



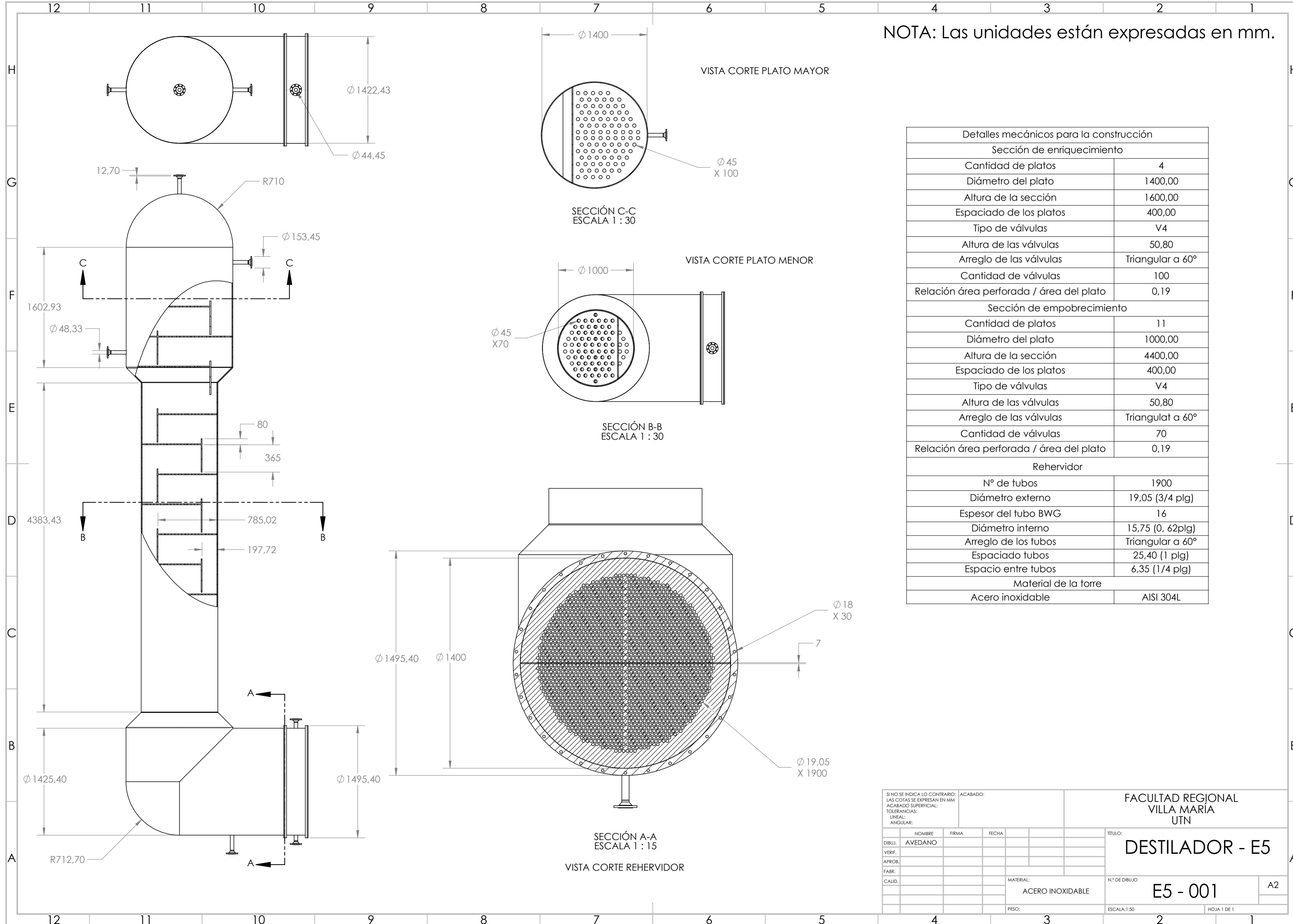
SECCIÓN B-B
ESCALA 1 : 12



SECCIÓN C-C
ESCALA 1 : 12

SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:				ACABADO:		FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN	
DIBUJ.	NOMBRE	FIRMA	FECHA	TÍTULO:		INTERCAMBIADOR -E3	
VERIF.				MATERIAL:		N.º DE DIBUJO	
APROB.				ACERO INOX		E3 - 001	
FABR.	SERVINOX			PESO:		ESCALA: 1:25	
CALID.						HOJA 1 DE 1	

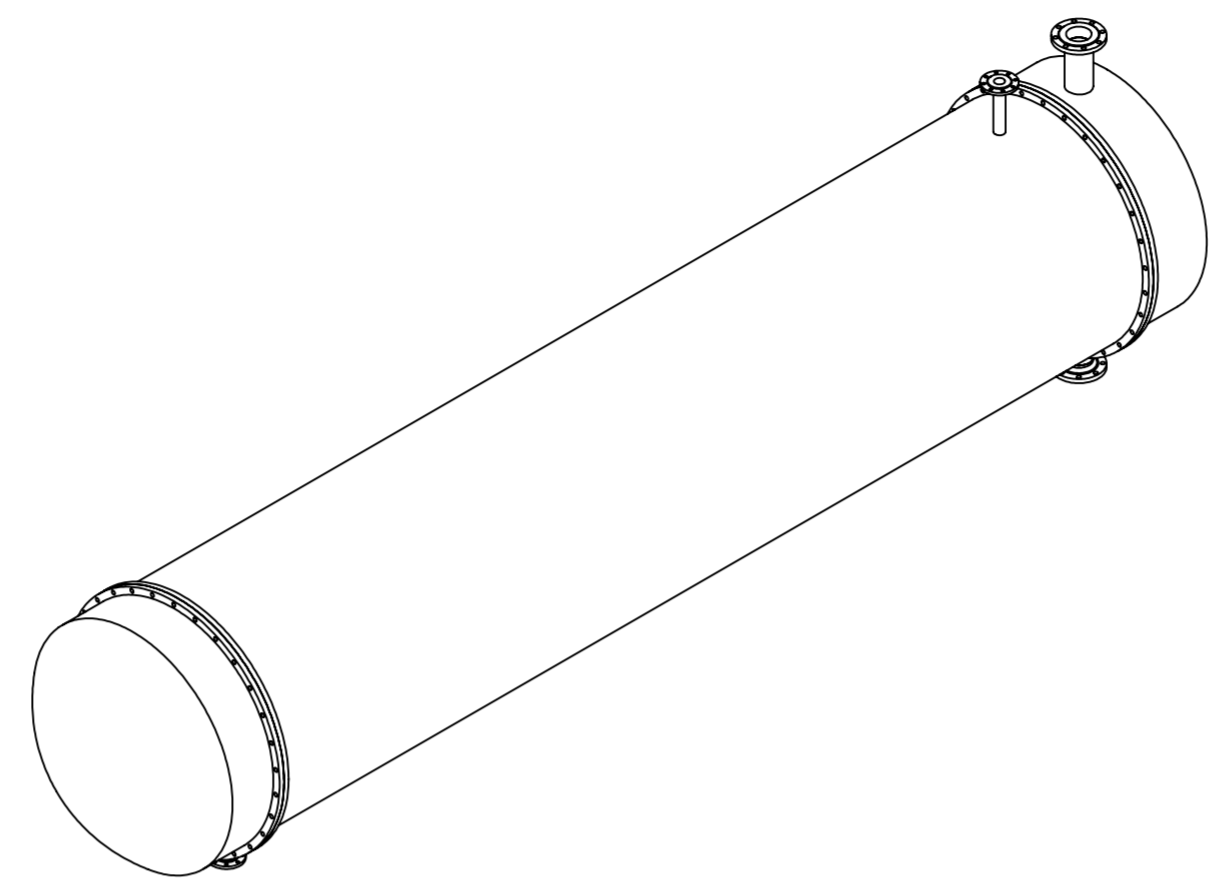
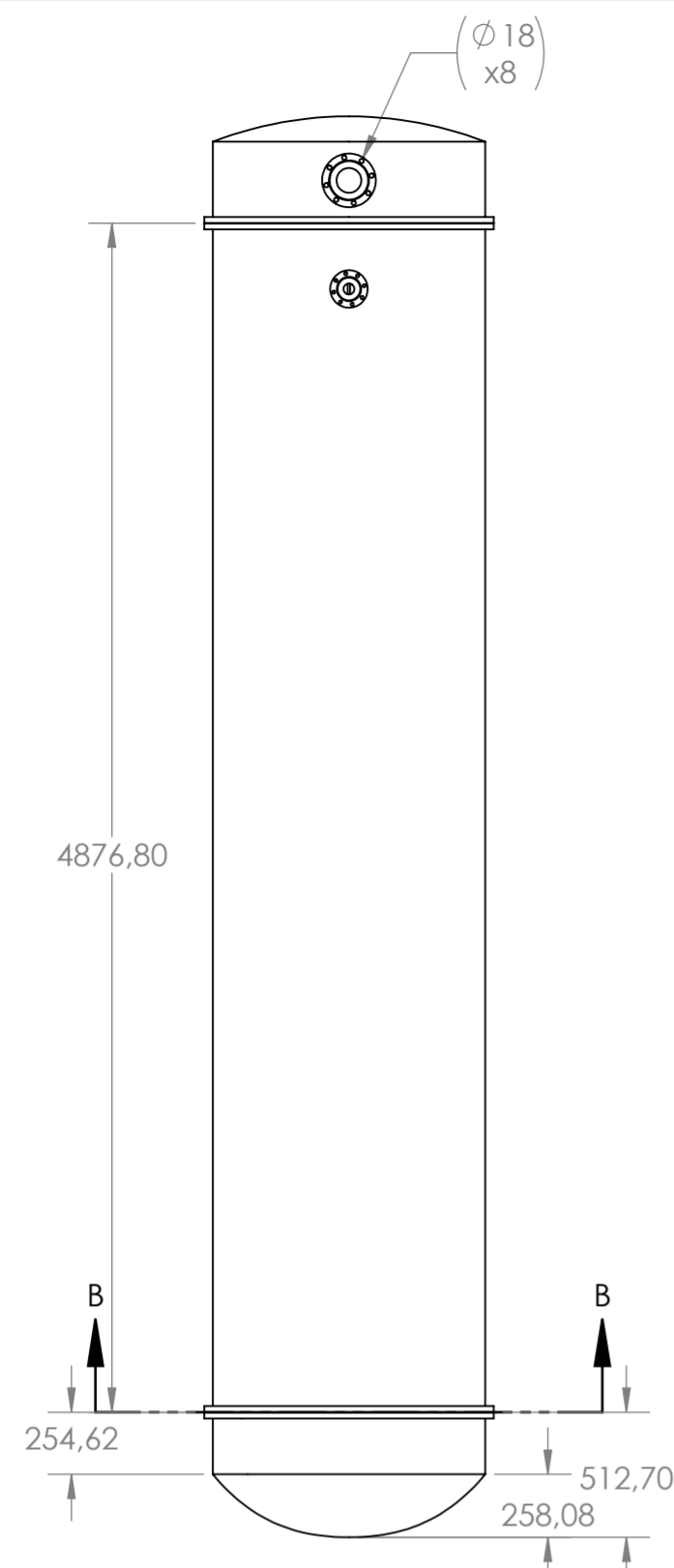
NOTA: Las unidades están expresadas en mm.



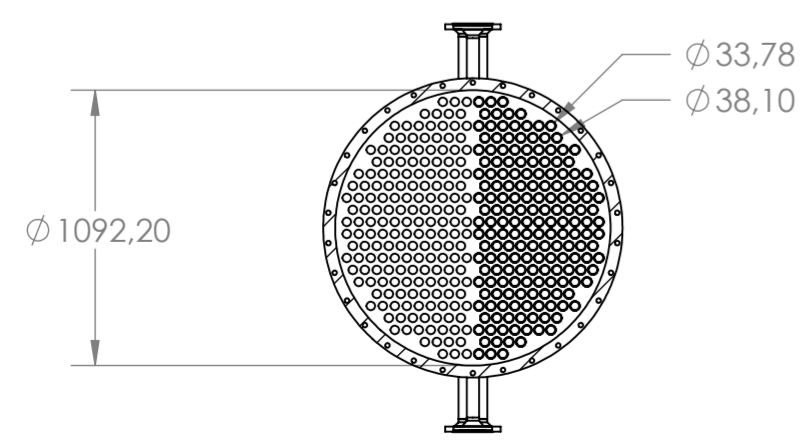
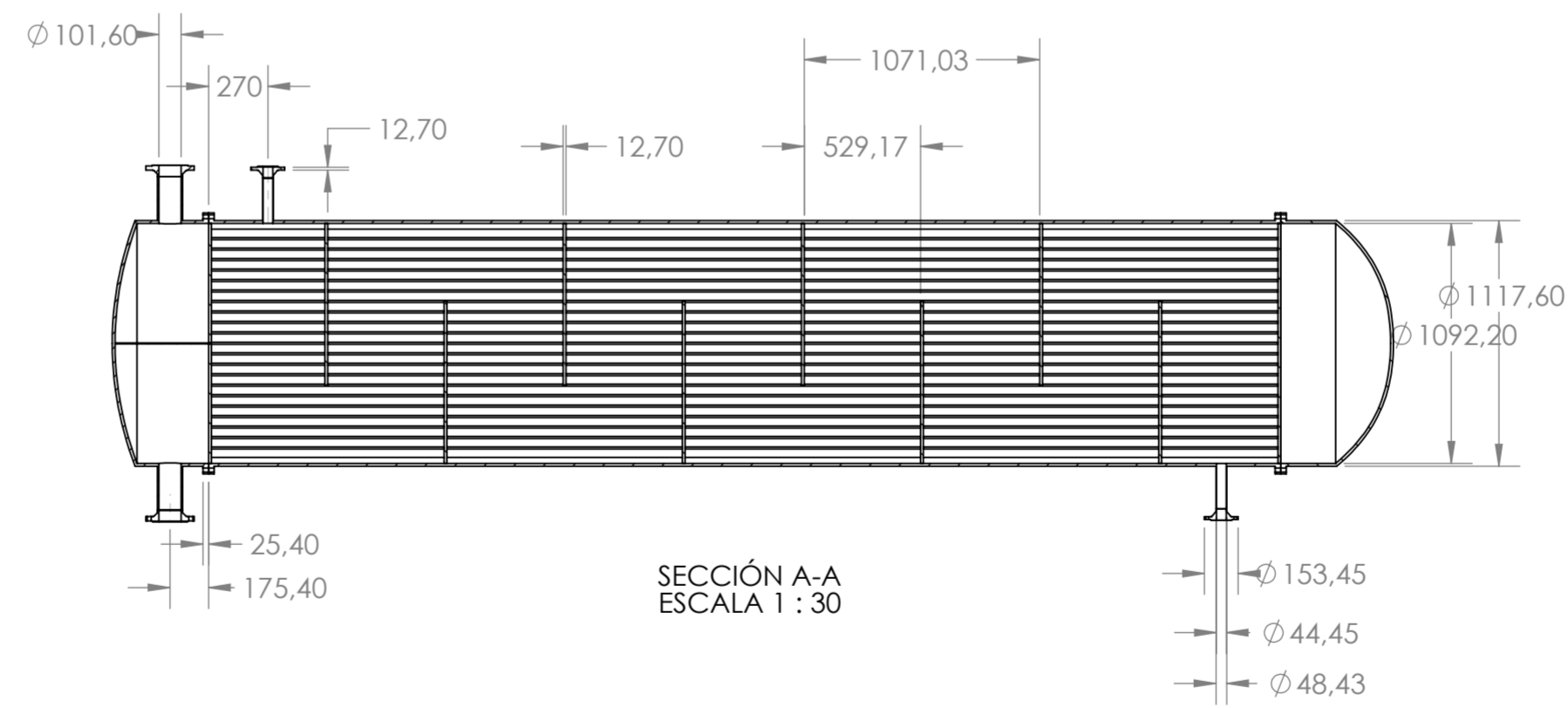
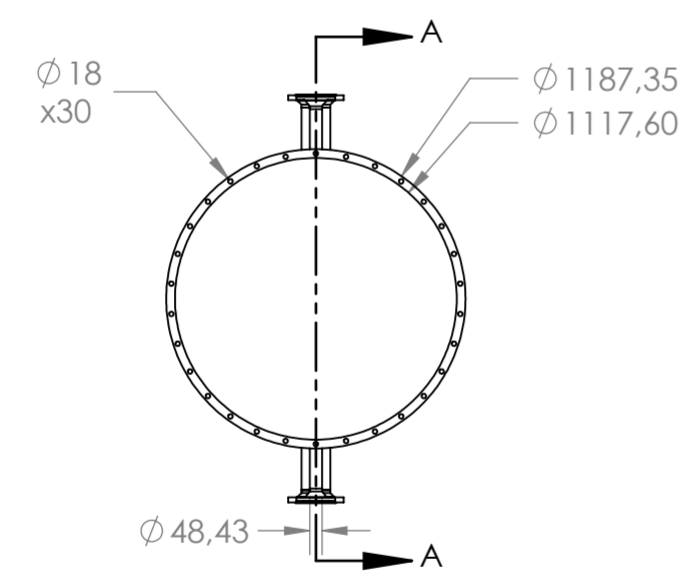
Detalles mecánicos para la construcción	
Sección de enriquecimiento	
Cantidad de platos	4
Diámetro del plato	1400,00
Altura de la sección	1600,00
Espaciado de los platos	400,00
Tipo de válvulas	V4
Altura de las válvulas	50,80
Arreglo de las válvulas	Triangular a 60°
Cantidad de válvulas	100
Relación área perforada / área del plato	0,19
Sección de empobrecimiento	
Cantidad de platos	11
Diámetro del plato	1000,00
Altura de la sección	4400,00
Espaciado de los platos	400,00
Tipo de válvulas	V4
Altura de las válvulas	50,80
Arreglo de las válvulas	Triangulat a 60°
Cantidad de válvulas	70
Relación área perforada / área del plato	0,19
Rehervidor	
N° de tubos	1900
Diámetro externo	19,05 (3/4 plg)
Espesor del tubo BWG	16
Diámetro interno	15,75 (0, 62plg)
Arreglo de los tubos	Triangular a 60°
Espaciado tubos	25,40 (1 plg)
Espacio entre tubos	6,35 (1/4 plg)
Material de la torre	
Acero inoxidable	AISI 304L

SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:				ACABADO:	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN	
DIBUJ.	NOMBRE	FIRMA	FECHA	TÍTULO:		DESTILADOR - E5
VERIF.	AVEDANO			N.º DE DIBUJO		
APROB.				E5 - 001		
FABR.				MATERIAL:	A2	
CALID.				ACERO INOXIDABLE		
				PESO:	ESCALA: 1:50	HOJA 1 DE 1

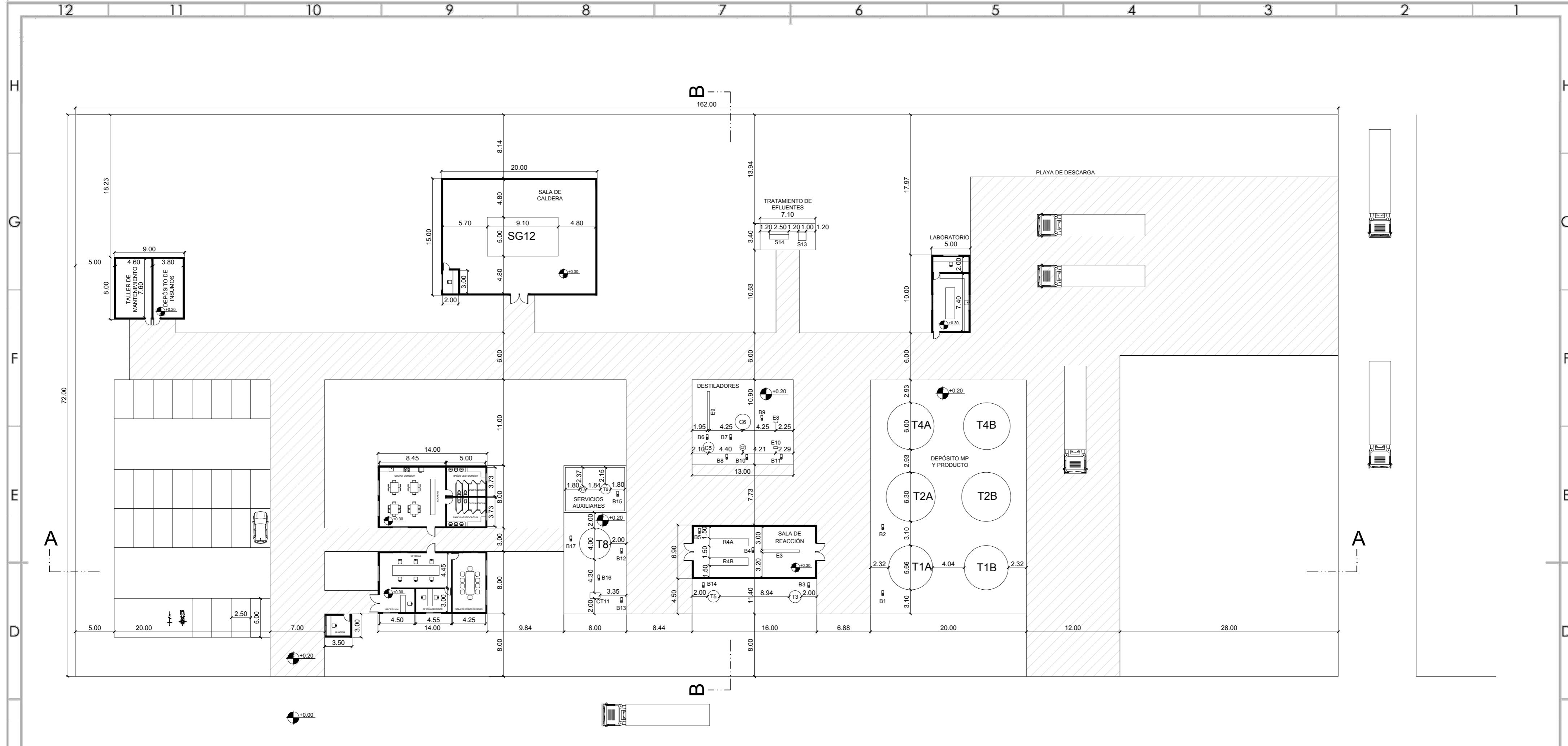
NOTA: Las unidades están expresadas en mm.



Detalles mecánicos para la construcción	
Diámetro coraza	1092,2 (43 plg)
Largo tubos	4876,8 (16 pie)
Diámetro interno tubos	33,78 (1,33 plg)
Diámetro externo tubos	38,1 (1,5 plg)
Espesor tubos BWG	14
N° de tubos	360
Arreglo de los tubos	Triangular a 60°
Espaciado tubos	47,62 (1,875 plg)
Espacio entre tubos	13,84 (0,545 plg)
Espaciado deflectores	21,50
Pasos coraza	1
Pasos tubos	2
Largo total equipo	5827
Material del equipo	Acero inoxidable AISI 316L



SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:				ACABADO:		FACULTAD REGIONAL VILLA MARIA UTN	
DIBUJ.	AVEDANO	FIRMA	FECHA			TÍTULO: REACTOR - R4	
VERIF.						N.º DE DIBUJO R4 - 001	
APROB.						A2	
FABR.	SERVINOX			MATERIAL: ACERO INOX		ESCALA: 1:25	
CALID.				PESO:		HOJA 1 DE 1	



Denominación Técnica	NOMBRE DEL EQUIPO		
T1	TANQUE ETANOL	E10	INTERCAMBIADOR DE CALOR
T2	TANQUE ACIDO LACTICO	C5	DESTILADOR
T3	TANQUE MEZCLADO	C6	DESTILADOR
T4	TANQUE LACTATO DE ETILO	C7	DESTILADOR
T5	TANQUE AGUA DE LAVADO	S13	SEDIMENTADOR
T6	TANQUE ACIDO SULFURICO DILUIDO	S14	SEDIMENTADOR
T7	TANQUE ACIDO SULFURICO CONCENTRADO	SG12	CALDERA
T8	TANQUE AGUA DE SERVICIO	CT11	TORRE DE ENFRIAMIENTO
E3	INTERCAMBIADOR DE CALOR	R4	REACTOR
E8	INTERCAMBIADOR DE CALOR	B-XX	BOMBAS
E9	INTERCAMBIADOR DE CALOR		

SI NO SE INDICA LO CONTRARIO:
 LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM
 ACABADO SUPERFICIAL:
 TOLERANCIAS:
 LINEAL:
 ANGULAR:

ACABADO:

FACULTAD REGIONAL
 VILLA MARÍA
 UTN

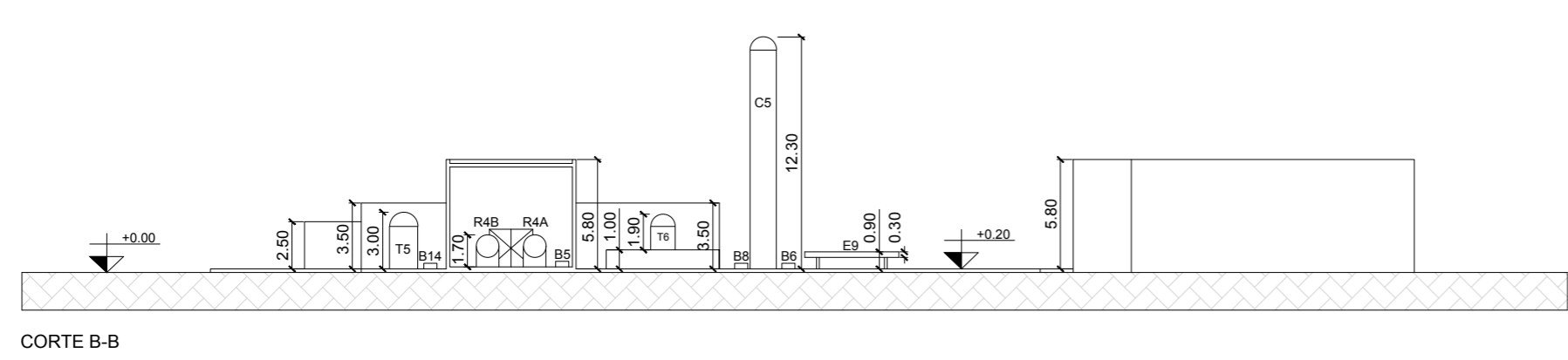
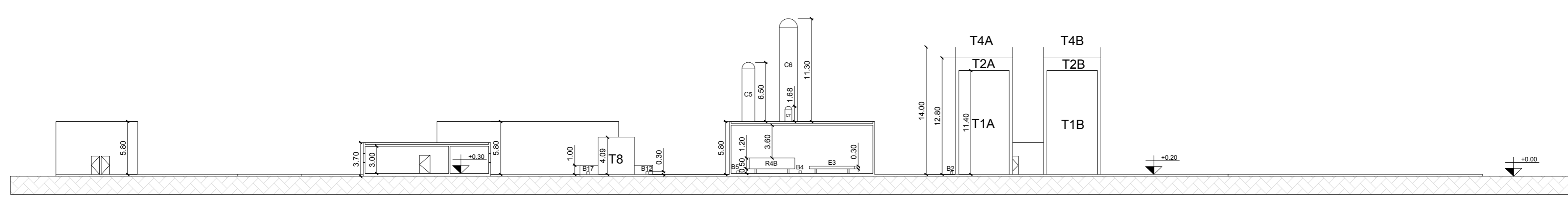
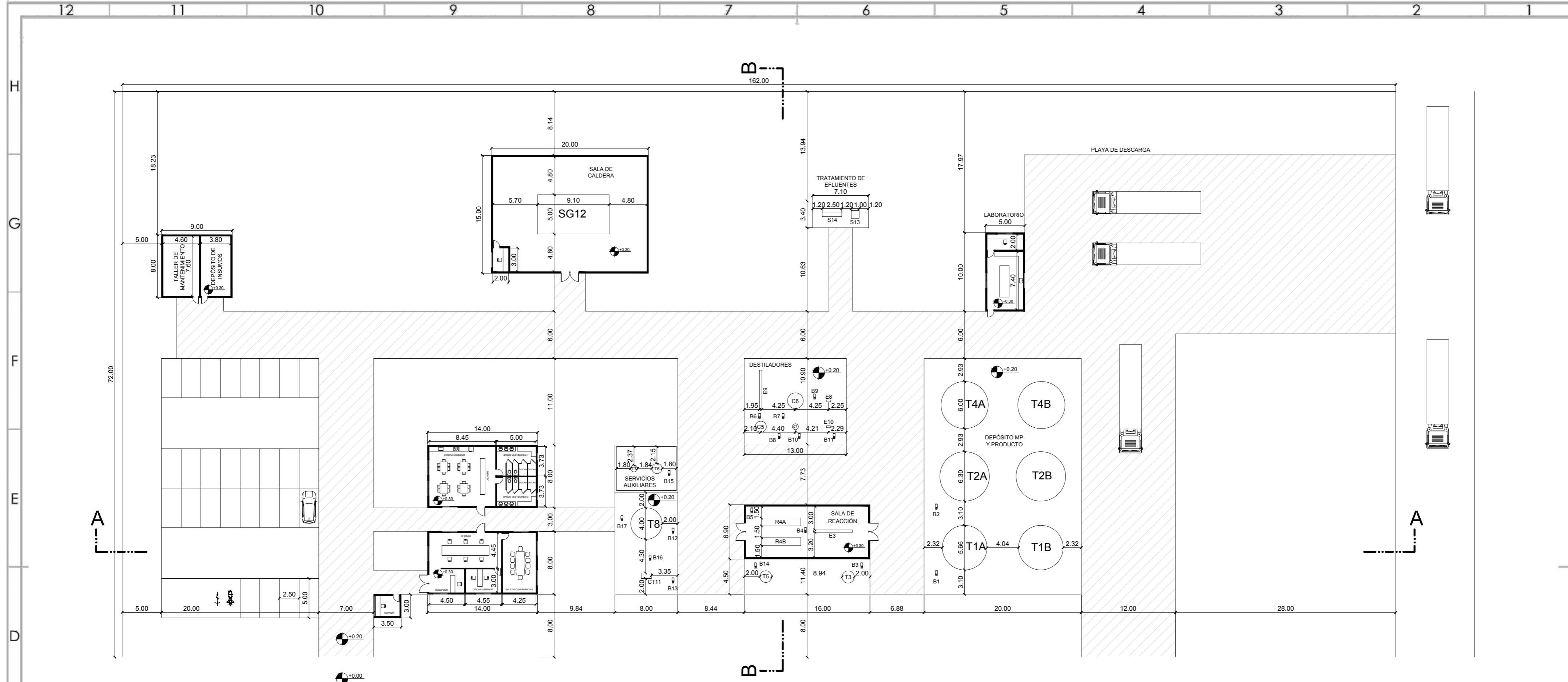
TÍTULO:
PLANTA FÁBRICA

N° DE DIBUJO
E5 - 001

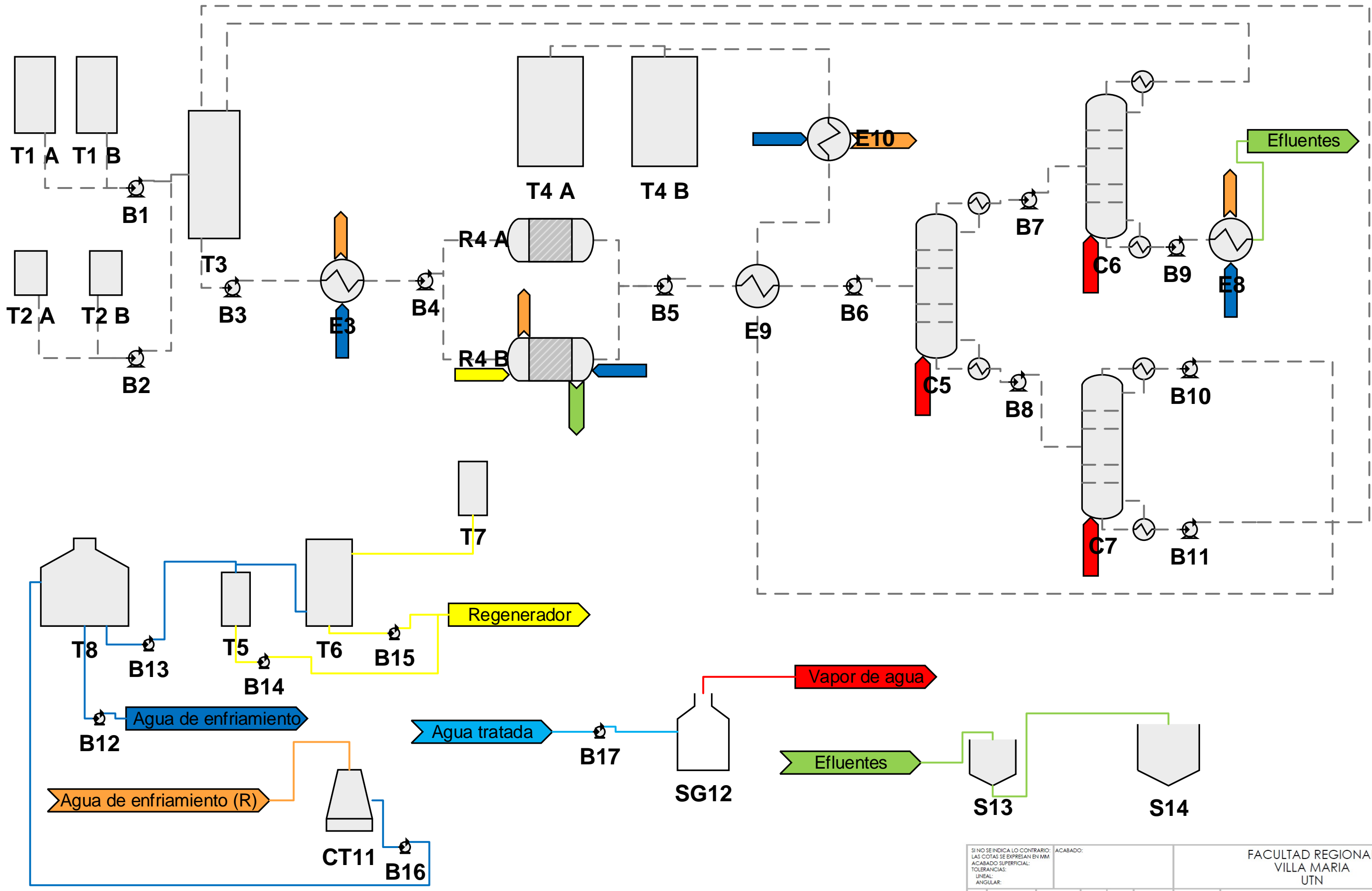
ESCALA: 1:350

HOJA 1 DE 1

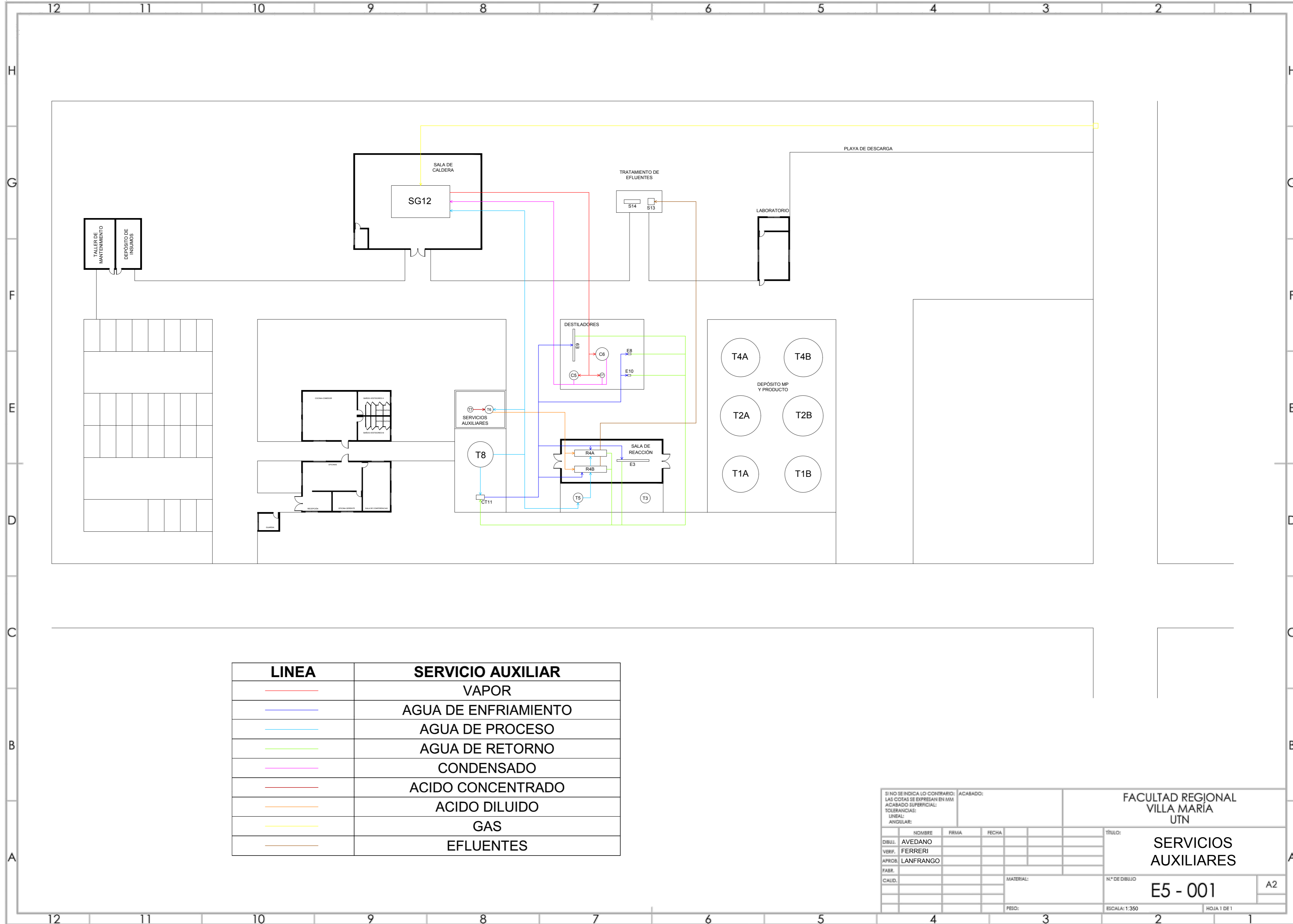
DIBUJ.	AVEDANO	FIRMA	FECHA
VERIF.	FERRERI		
APROB.	LANFRANGO		
FABR.			
CALID.		MATERIAL:	
		PESO:	



SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:			ACABADO:	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN	
DIBUJ. AVEDANO			TÍTULO: CORTES		
VERIF. FERRERI			N° DE DIBUJO E5 - 001		A2
APROB. LANFRANGO			ESCALA: 1:350		
FABR.			MATERIAL:		HOJA 1 DE 1
CALID.			PESO:		

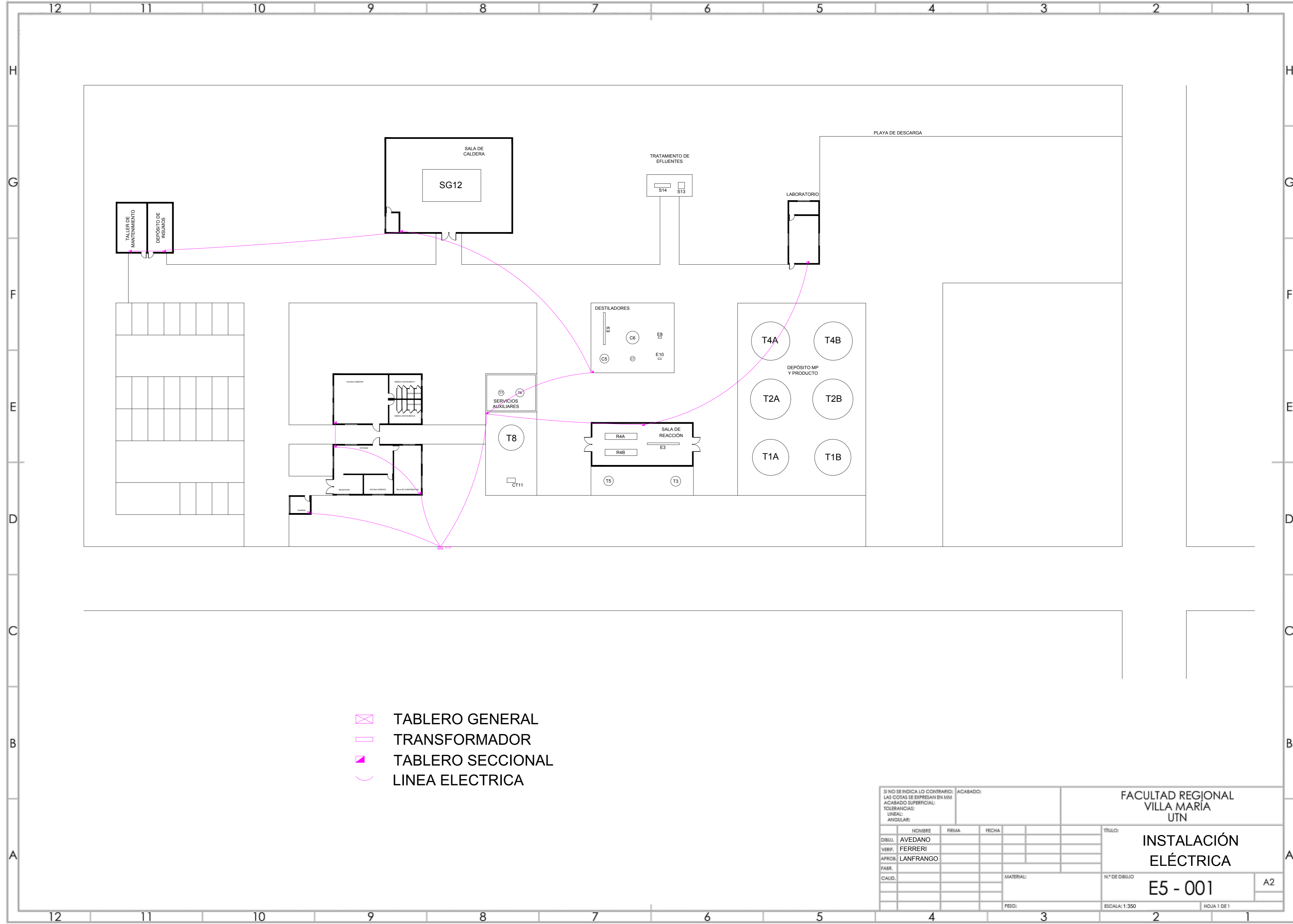


SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:				ACABADO:	FACULTAD REGIONAL VILLA MARIA UTN	
DIBUJ.	FERRERI	FIRMA	FECHA		TÍTULO: SERVICIOS AUXILIARES Y TRATAMIENTO DE EFLUENTES	
VERIF.	AVEDANO					
APROB.	LANFRANGO					
FABR.						
CAUD.						
						A2
HOJA 1 DE 1						



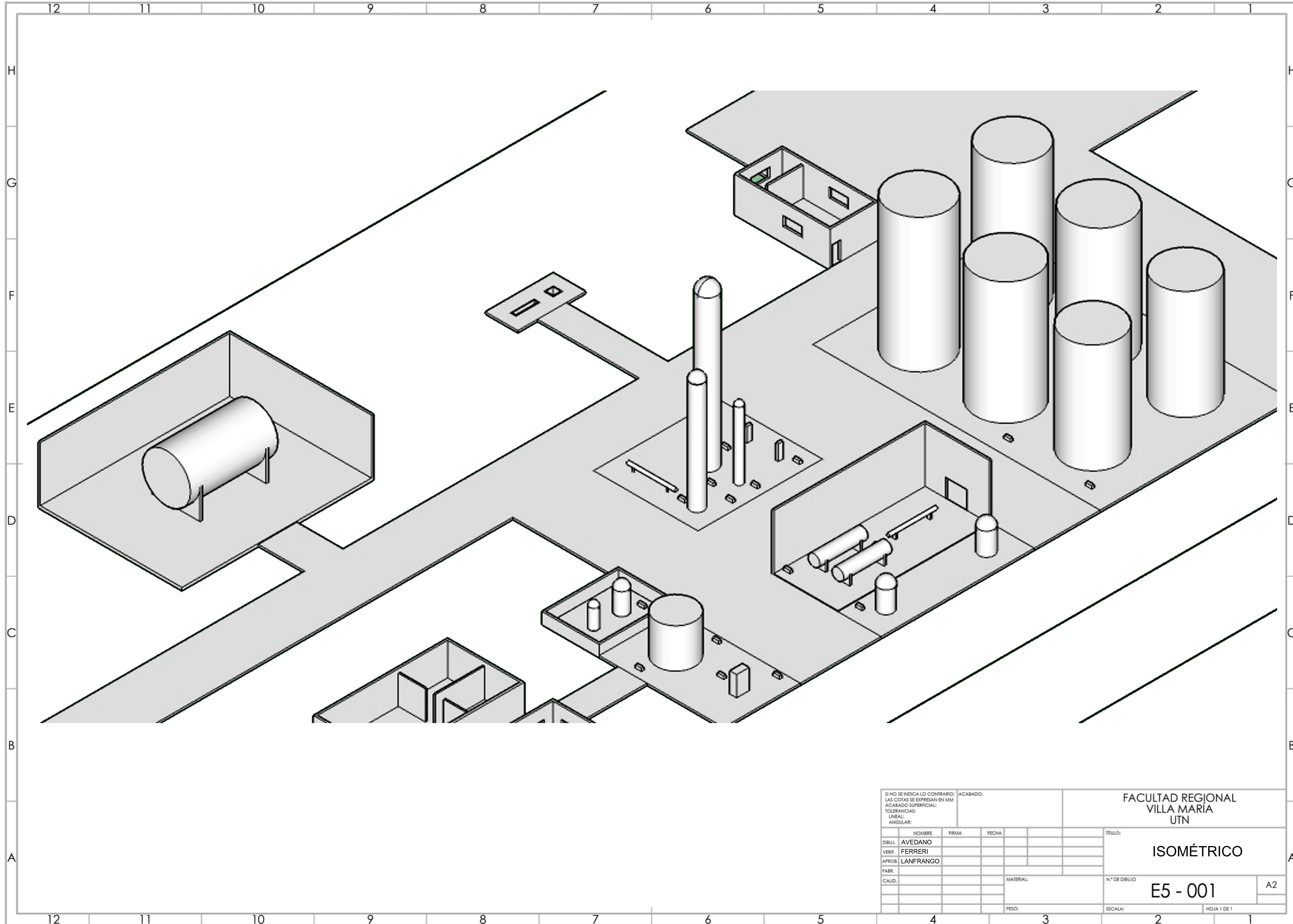
LINEA	SERVICIO AUXILIAR
	VAPOR
	AGUA DE ENFRIAMIENTO
	AGUA DE PROCESO
	AGUA DE RETORNO
	CONDENSADO
	ACIDO CONCENTRADO
	ACIDO DILUIDO
	GAS
	EFLUENTES

SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:			ACABADO:			FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN		
DIBUJ.	AVEDANO	FIRMA	FECHA			TÍTULO: SERVICIOS AUXILIARES		
VERIF.	FERRERI					N° DE DIBUJO E5 - 001		
APROB.	LANFRANGO					A2		
FABR.						MATERIAL:		
CALID.						PESO:		
ESCALA: 1:350						HOJA 1 DE 1		



- ⊠ TABLERO GENERAL
- ▭ TRANSFORMADOR
- TABLERO SECCIONAL
- LINEA ELECTRICA

SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:				ACABADO:		FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN	
DIBUJ. AVEDANO		FIRMA		FECHA			
VERIF. FERRERI						N° DE DIBUJO E5 - 001	
APROB. LANFRANGO						A2	
FABR.						MATERIAL:	
CALID.						PESO:	
						ESCALA: 1:350	
						HOJA 1 DE 1	



SI NO SE INDICA LO CONTRARIO: LAS COTAS SE EXPRESAN EN MM ACABADO SUPERFICIAL: TOLERANCIAS: LINEAL: ANGULAR:				ACABADO:		FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN	
DIBUJ.	AVEDANO	FIRMA	FECHA			TÍTULO: ISOMÉTRICO	
VERIF.	FERRERI					N.º DE DIBUJO E5 - 001	
APROB.	LANFRANGO					A2	
FABR.				MATERIAL:		ESCALA:	
CAUID.				PESO:		HOJA 1 DE 1	