



UNIVERSIDAD NACIONAL DE MAR DEL PLATA

# DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL

---

Trabajo Final de Ingeniería Química

BOCERO, FRANCO

PELLICANO, MARTÍN EZEQUIEL

TALAMÁS, SOFÍA

VENTURA, LUCÍA

Diciembre 2018



RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-  
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

Trabajo Final de Ingeniería Química

# Diseño de una planta de producción de Bioetanol

*A partir de Remolacha Azucarera*

**Autores:**

BOCERO, Franco

PELLICANO, Martín Ezequiel

TALAMÁS, Sofía

VENTURA, Lucía

**Docentes:**

CASTAÑER, Julieta

GARCIA DE LA MATA, Manuel

MARCOVIC, Norma

SOULÉ, Ezequiel



Universidad Nacional de Mar del Plata – Facultad de Ingeniería

# Índice de Contenidos

<b>Resumen Ejecutivo .....</b>	<b>1</b>
<b>Capítulo 1: Investigación preliminar y Estudio de Mercado .....</b>	<b>3</b>
El Bioetanol.....	4
Usos y aplicaciones de productos y subproductos.....	6
Precio de Venta.....	8
Potenciales compradores y competidores .....	9
Precio y disponibilidad de remolacha azucarera.....	10
Marco legal.....	10
Datos macro .....	13
Proceso de producción.....	13
Ubicación de la planta .....	14
<b>Capítulo 2: Análisis de la reacción química .....</b>	<b>16</b>
Alternativas de producción .....	30
Análisis termodinámico.....	31
<b>Capítulo 3: Análisis de pre/post tratamientos y separaciones .....</b>	<b>34</b>
Pre-tratamiento de la remolacha y la levadura <i>Cervizae</i> .....	35
Post tratamientos de la corriente de salida del reactor .....	36
Métodos de separación .....	38
Elección del solvente de extracción:.....	45
<b>Capítulo 4: Diagrama de flujo y balances globales de la planta .....</b>	<b>49</b>
Balances globales de la planta .....	50
Pretratamiento.....	56
Diagrama de flujo del proceso .....	60
<b>Capítulo 5: Diseño de los Sistemas de Reactores.....</b>	<b>66</b>
Tipo y Configuración de reactores .....	67
Reciclado de levaduras .....	73
Sistema de Agitación.....	76
Cálculo del consumo de potencia (P) .....	77
Número de Potencia.....	77
Densidad.....	77
Velocidad del agitador .....	78
Consumo de Potencia .....	79
Diseño térmico .....	79
Longitud y vueltas del serpentín .....	83

Sistemas de control.....	86
<b>Capítulo 6: Diseño del Sistema de Separación.....</b>	<b>88</b>
Solvente extractor.....	89
Diseño de torres ideales.....	89
Cambio de solvente extractor.....	93
Comparación.....	97
Diseño definitivo.....	97
<b>Capítulo 7: Equipos auxiliares e Integración energética.....</b>	<b>100</b>
Equipos auxiliares.....	101
Equipos de pretratamiento.....	101
Centrífugas.....	107
Cañerías.....	107
Bombas.....	108
Línea neumática.....	110
Tratamiento de agua.....	110
Efluentes.....	112
Torre de destilación a presión reducida.....	114
Integración energética.....	114
Análisis Pinch.....	114
Intercambio de calor en el sistema de reactores.....	120
Intercambio de calor en el sistema de destilación.....	122
Condensadores.....	122
Reboilers.....	122
Intercambiadores de Calor.....	123
Equipos auxiliares para intercambio de calor.....	124
Calderas.....	124
Torres de Enfriamiento.....	126
Balance energético.....	127
Anexo Capítulo 7.....	128
<b>Capítulo 8: Análisis HazOP.....</b>	<b>129</b>
Método de análisis: HAZOp.....	130
Zonas de interés.....	131
Análisis de riesgo, severidad y frecuencia.....	132
Análisis HazOP.....	133
1- Área de almacenamiento de bioetanol.....	134
2- Destilación.....	136

3- Fermentadores .....	139
4-Calderas .....	141
Zonas Clasificadas .....	142
<b>Capítulo 9: Análisis económico del proyecto .....</b>	<b>146</b>
Estudio de mercado.....	147
Costo de Inversión.....	147
Terreno .....	148
Equipos Principales .....	148
Costos de producción.....	153
Costos variables.....	154
Costo de materia prima (MP) .....	154
Costo de Envases.....	155
Costo de Mano de Obra (MO).....	155
Supervisión .....	156
Servicios .....	156
Mantenimiento .....	157
Suministro.....	157
Laboratorio.....	157
Regalías y patentes .....	157
Costos fijos.....	157
Costo de depreciación .....	157
Costos de impuestos .....	158
Costos de seguro.....	158
Costos de financiación .....	158
Ventas y distribución.....	158
Administración y dirección .....	158
Investigación y desarrollo.....	159
Costo total y costo unitario .....	159
Rentabilidad .....	163
Análisis de Sensibilidad.....	166
Cronograma .....	171
Anexo capítulo 9.....	172
<b>Referencias .....</b>	<b>173</b>

## Resumen Ejecutivo

En el presente trabajo se ha diseñado una planta de obtención de bioetanol a partir de remolacha azucarera.

Tal y como se ha diseñado la planta de bioetanol el proyecto no es rentable para su ejecución. Sin embargo, a la hora de introducir prácticas como la producción de  $\text{CO}_2$  junto con su venta y la producción de biogás para ser aprovechado como combustible, el proyecto resulta satisfactoriamente rentable. Si bien no se han tenido en cuenta ni la inversión ni los costos operativos de dichos procesamientos podría decirse que, en base al análisis de sensibilidad, el proyecto modificado podría llegar a ser rentable; y que se debería en una etapa más avanzada diseñar dichas sub-plantas a fin de determinar con un menor grado de incertidumbre la rentabilidad del proyecto.

En la siguiente *Figura A* se observa un diagrama simplificado del proceso de producción.

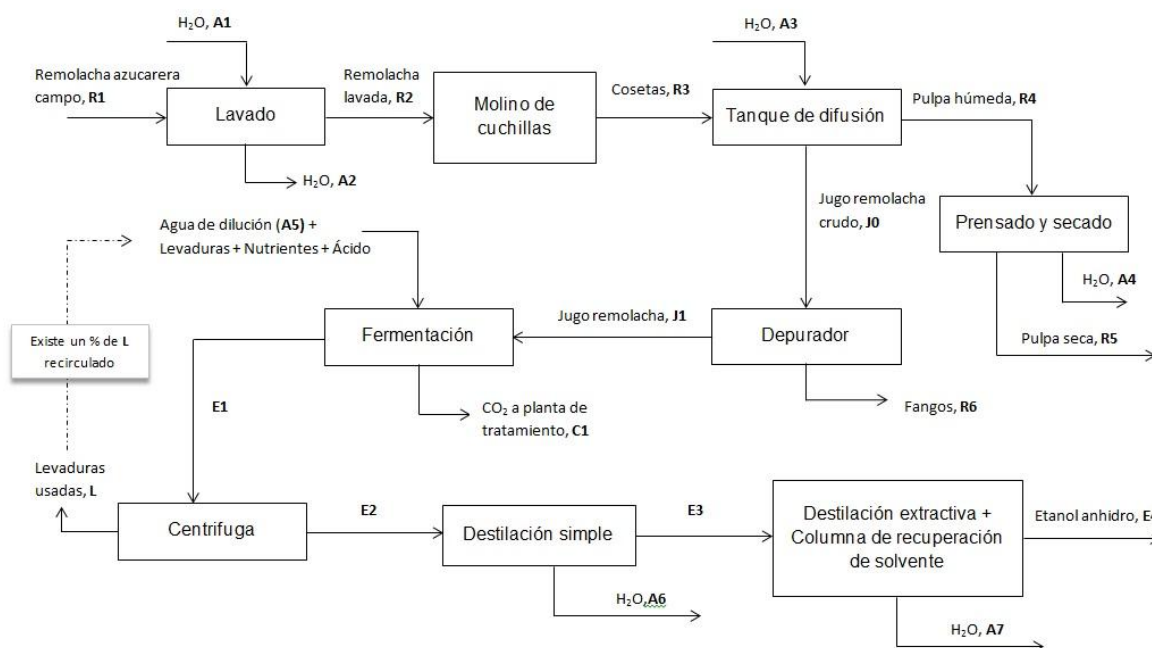


Figura A: Diagrama global del proceso

Se diseñó una planta con una capacidad de producción de  $120.000 \text{ m}^3/\text{año}$ , lo que implica una inserción en el mercado del 10,8% a base de esta materia prima innovadora, por el momento, en nuestro país. La planta se ubicaría en General Conesa, provincia de Río Negro y operaría de manera continua 240 días al año, 24 horas por día.

Respecto al proceso productivo se requieren aproximadamente 10 kg de remolacha por litro de bioetanol producido (99% V/V), la reacción de fermentación se realiza con una configuración de reactores en paralelo en dos ramas cada cual contendrá cuatro fermentadores en serie. De la levadura utilizada en el proceso se recircula un 30%. En cuanto a la deshidratación del etanol se optó por utilizar destilación azeotrópica seguida por una destilación extractiva, utilizando glicerol como solvente. De este modo utilizando una

tercera torre trabajando a presión reducida 10 kPa fue posible recuperar el solvente y recircularlo al proceso.

El trabajo contiene un análisis HazOp (Hazard and Operability) detallado de las siguientes zonas de la planta:

1. Área de almacenamiento de producto
2. Fermentadores
3. Torres de destilación
4. Calderas

Al ser un proyecto con enfoque en la ingeniería verde, dado que el bioetanol es un biocombustible, se requiere que su proceso productivo sea sustentable y amigable con el medio ambiente. De este modo se considerará primordial optimizar el aprovechamiento de la energía y del agua. El diseño de la planta contempla una integración energética eficiente de modo de disminuir los requerimientos de energía.



# Capítulo 1: Investigación preliminar y Estudio de Mercado

## El Bioetanol

El bioetanol es un alcohol etílico de alta pureza, anticorrosivo y oxigenante que puede ser empleado como combustible mezclándolo con las naftas en diferentes proporciones. Es uno de los biocombustibles más importantes, dado que es un recurso renovable, ya que proviene de la biomasa. Disminuye en gran forma las cantidades utilizadas de nafta. Esto lleva a una reducción en el uso y la importación de hidrocarburos y favorece el uso de recursos naturales renovables nacionales, además de contribuir a disminuir la contaminación.

El uso de los combustibles fósiles basados en el carbón, el petróleo y el gas natural, tienen desventajas evidentes tales como la emisión de gases contaminantes en la atmósfera que resultan tóxicos para la vida y la posibilidad de terminación de reservas a corto y mediano plazo. El bioetanol es una de las alternativas más prometedoras para reemplazar el uso de los combustibles convencionales debido a que es una fuente de combustible renovable y doméstico, reduce la dependencia del petróleo del extranjero, es una fuente más limpia que los combustibles fósiles (se emiten menos gases de efecto invernadero) por lo que reduce la lluvia ácida, mejora la calidad del aire en zonas urbanas, no contamina el agua y reduce los residuos.

En las últimas décadas, se comenzó a tener una conciencia ecológica mayor en vista del impacto generado por la explotación desmedida de los combustibles fósiles que alteró el ciclo del carbono. Naturalmente, las reservas de petróleo, gas natural y carbón se generaron como un sumidero a lo largo de millones de años, mientras que la liberación de carbono se mantenía relativamente baja. Con la llegada de la revolución industrial, en un afán por obtener el máximo beneficio económico posible, llevó a que la situación se revirtiera, y en alrededor de 200 años, la liberación en forma de gases de efecto invernadero fue abrumadora.

Algunos de los conceptos que han surgido a lo largo de los últimos años fue el de desarrollo sostenible, y dependiendo desde qué punto de vista se lo mire, este concepto tiene varias definiciones. Una de ellas es “que se puede mantener durante largo tiempo sin agotar los recursos o causar grave daño al medio ambiente” RAE <sup>[1]</sup>, y esta es una de las razones por las cuales es importante el desarrollo de fuentes de energía no convencionales como el bioetanol.

Si bien la producción de bioetanol a partir de materias primas como la caña de azúcar y la remolacha es ventajosa debido a la facilidad de procesamiento, existe una preocupación creciente debido a que se genera una competencia entre los alimentos y los combustibles por una misma materia prima, esto ha llevado a que se investigue otro tipo de sustratos. A este tipo de biocombustibles se los denomina de primera generación y se desarrollan en base a materias primas de consumo humano, y es en el cual está enfocado este informe.

Existen también los biocombustibles de segunda generación, los cuales se basan en los residuos, más concretamente en la biomasa lignocelulósica (principal componente de las paredes celulares de la pared celular de las plantas), pero para lograr una producción sustentable se depende de la separación y reciclado efectivos. Esto quiere decir que requiere un alto coste de pre-tratamiento de las materias primas.

La mayor parte de la gasolina en los Estados Unidos <sup>[2]</sup> está mezclada con bioetanol. Es el mismo material de las bebidas alcohólicas, excepto que está hecho de maíz, pero sometido a un intenso tratamiento. Existen distintas formas para fabricar biocombustibles, generalmente se usan reacciones químicas, fermentación y calor para descomponer los almidones, azúcares y otras moléculas de las plantas. Los productos residuales se refinan posteriormente para producir un combustible que pueden usar los coches.

Varios países del mundo están utilizando distintas clases de biocombustible. Durante décadas, Brasil ha fabricado etanol a partir de la caña de azúcar y algunos vehículos funcionan con etanol puro y no como aditivo a los combustibles fósiles. Y el biodiesel, un combustible similar al diesel fabricado del aceite de palma, está disponible generalmente en Europa.

Dicho así, parecería que los biocombustibles son la gran solución. Los automóviles son grandes emisores de dióxido de carbono, el peor gas de efecto invernadero causante del calentamiento global. Pero como las plantas absorben dióxido de carbono mientras crecen, los cultivos destinados a la fabricación de biocombustible absorben tanto dióxido de carbono como el que emiten los escapes de los vehículos que los queman. Y a diferencia de las reservas petrolíferas subterráneas, los biocombustibles son un recurso renovable ya que siempre podemos cultivar más para producir biocombustible.

Lamentablemente no todo es tan sencillo. Los procesos de cultivo, fabricación de fertilizantes y pesticidas además de la conversión de las plantas en biocombustible, consumen mucha energía. De hecho, es tanta energía la que consumen que hay un debate abierto sobre el etanol de maíz para dilucidar si proporciona la misma energía que necesita para su cultivo y procesamiento. Además, puesto que gran parte de la energía usada en la producción procede del carbón y el gas natural, los biocombustibles no sustituyen el petróleo que consumen.

Por otro lado en Argentina la situación si bien difiere de la mundial es prometedora. La producción de bioetanol ha crecido en los últimos años y dicho aumento se ve reflejado en la *Figura 1.1*.

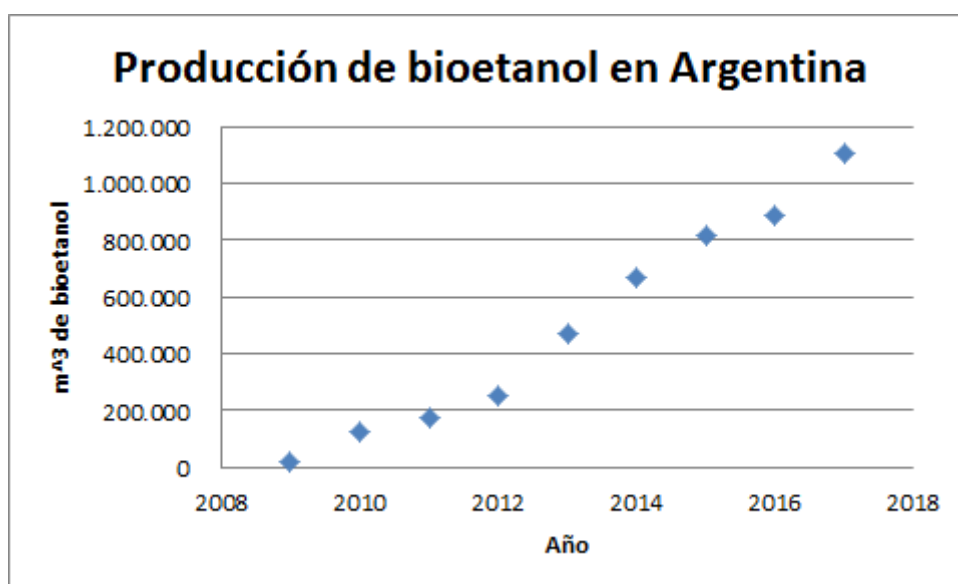


Figura 1.1: Producción de bioetanol en Argentina en los últimos 10 años.

En el último año, 2017, la producción de bioetanol en Argentina alcanzó 1.105.000 metros cúbicos. Cabe destacar que esta producción es a base de maíz y caña de azúcar y que actualmente no se registra la producción a partir de remolacha azucarera. Se propone diseñar una planta con una capacidad de diseño de alrededor de 120.000 metros cúbicos que representaría una inserción en el mercado del 10.8% a base de esta materia prima innovadora, por el momento, en nuestro país.

Si bien Argentina es el 7mo productor más grande de Etanol, como puede verse en la *Figura 1.2*, la capacidad de producción actual no alcanza el 2% de la de EEUU. Además, existen diferencias en los volúmenes producidos por planta: en Estados Unidos, la capacidad de producción de la planta más grande es de 1.419.529m<sup>3</sup>/ año mientras que en Argentina la capacidad de la planta más grande es de 150.000 m<sup>3</sup>/ año.<sup>[3]</sup>

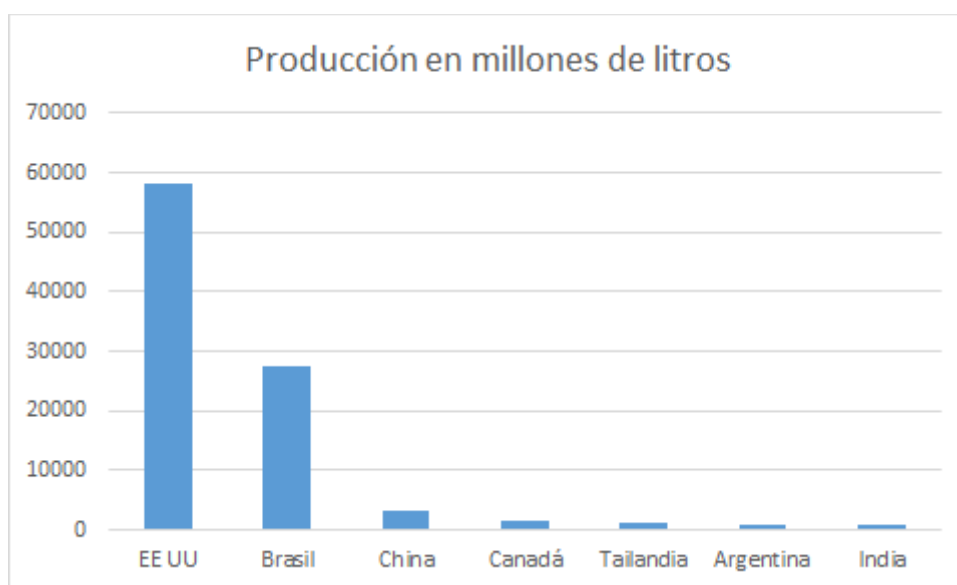


Figura 1.2: producción de bioetanol en el mundo

## Usos y aplicaciones de productos y subproductos

El bioetanol puede ser usado como combustible ya sea sólo o mezclado con gasolina logrando así un biocombustible de alto poder energético con características muy similares a la gasolina pero con una importante reducción de las emisiones contaminantes en los motores tradicionales de combustión. Además al utilizar el bioetanol se reduce el consumo de petróleo, y si se usara en gran porcentaje podría ser reemplazado el combustible fósil.

La mezcla bioetanol-nafta pueden ser de 5%-10% de bioetanol, funcionando perfectamente sin necesidad de cambiar el motor. A elevados porcentajes de bioetanol en nafta, el combustible debe utilizarse en otros motores como son los motores “flex” conocidos en Brasil.<sup>[4]</sup>

El etanol también se utiliza cada vez más como añadido para oxigenar la gasolina normal, reemplazando al éter metil tert-butílico, para evitar daños en el motor y garantizar una combustión completa.

Pero el destino del bioetanol no es solamente el de la industria petrolera, también es usado en la producción de bebidas alcohólicas y aderezos. En Argentina hay precedentes de producción de bioetanol utilizado para dicho fin como es la empresa Porta que lo produce a partir de caña de azúcar con productos en el mercado como fernet, vodka y aderezos para ensaladas.

En la industria farmacéutica y cosmética el bioetanol también tiene su lugar, ya que es usado como excipiente y en la elaboración de ambientadores y perfumes.<sup>[5]</sup> Además, es un buen disolvente que puede ser utilizado como anticongelante en la industria y como antiséptico con una concentración mayor al 70% siendo mezclado con otros componentes. En la industria química también tiene aplicación como compuesto de partida para la síntesis de otros químicos como el acetato de etilo y el éter di etílico.

El proceso para obtener bioetanol es extenso y como resultado de ello se obtienen diversos subproductos que tienen distintas aplicaciones y usos. Tal es el caso de la melaza de remolacha, un líquido que a simple vista es denso y negrozco constituido por los residuos que permanecen en las cubas después de la extracción de la mayor parte de los azúcares de remolacha. En el caso de este subproducto se obtienen alrededor de 4 kg de melaza por cada 100 kg de remolacha. La melaza es la principal materia prima para la fabricación de alcohol, levadura para panificación y pienso para el ganado.<sup>[6]</sup>

Otro subproducto que surge de la etapa de limpieza de la remolacha, ya que no es utilizada en su totalidad para el proceso, son los rabillos y hojas que la acompañan. Los mismos son muy ricos en nutrientes y son destinados para la alimentación animal. La pulpa extraída de la remolacha, también es un subproducto del proceso. Esta pulpa puede ser usada como tal (pulpa de remolacha en fresco) con un contenido en materia seca del 10-12%, una vez prensada (pulpa de remolacha prensada) hasta alcanzar un contenido en materia seca del 20-25%, tras su ensilaje, o bien deshidratada (pulpa de remolacha deshidratada) hasta conseguir un producto con un 88-90% de contenido en materia seca. La misma, en cualquiera de sus variedades se la puede comercializar como pienso de alto valor nutricional.<sup>[7]</sup>

Si bien hasta aquí se han detallado los subproductos más comunes del proceso, consultando industrias en el extranjero se pueden conocer otras alternativas para aprovechar lo más posible la remolacha azucarera. Tal es el caso de la empresa Azucarera<sup>[8]</sup>, que utiliza el agua contenida en la remolacha para luego ser utilizada en el mismo proceso, en la etapa de lavado. Recordemos, que el 75 % en peso de la remolacha es agua. La utilización de esta agua significa un menor consumo del agua que proviene del cauce público, cuidando así el recurso natural agotable.<sup>[9]</sup>

La empresa española consultada también produce a partir de subproductos un fertilizante ecológico, el carbocal. El Carbocal, consiste en carbonato cálcico y es comercializado como fertilizante ecológico, mejorando notablemente los cultivos y evitando el uso de fertilizantes tradicionales. Es un producto que se genera de forma natural en el proceso de producción, al separar, con cal y CO<sub>2</sub>, los nutrientes “no azúcares” contenidos en el jugo azucarado junto con el carbonato cálcico precipitado, consiguiendo que los elementos minerales y la materia orgánica, presentes de forma natural en la remolacha, se mantengan en el producto final en forma asimilable por los cultivos.

## Precio de Venta

El Ministerio de Energía y Minería de la Nación es el encargado de regular el precio del bioetanol. Dado que no hay producción a partir de remolacha, los precios publicados por el ministerio son únicamente para el biocombustible a base de maíz y caña de azúcar, los cuales se encuentran representados en la *Figura 1.3.* <sup>[10]</sup>

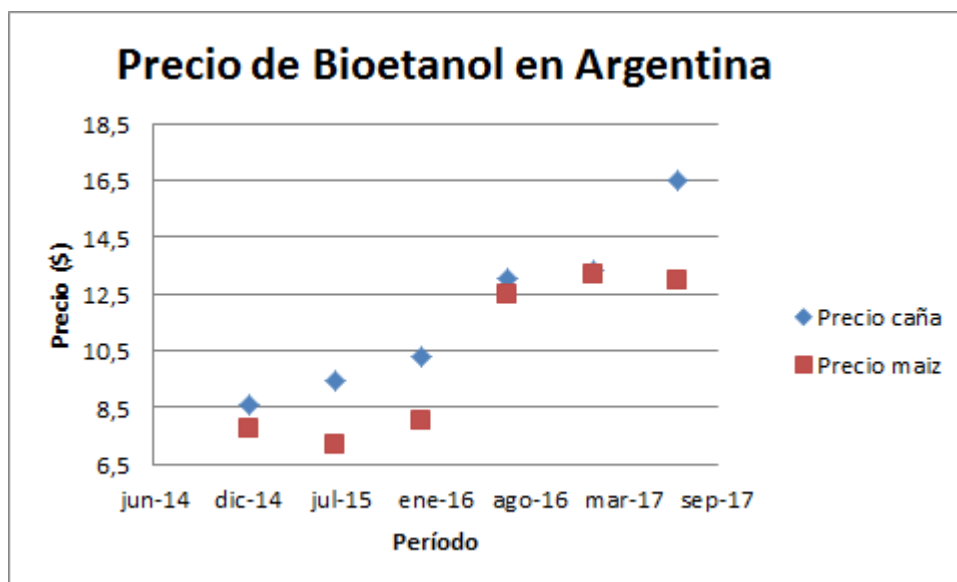


Figura 1.3: Evolución del precio de bioetanol en Argentina.

A modo de aproximación, se tomará como precio de venta para el bioetanol a base de remolacha, el precio para bioetanol de caña dado que ambos procesos son similares. A la hora de analizar el mercado internacional nos encontramos con una situación similar a la Argentina y los precios están regulados por el estado.

Según el ministerio de economía y finanzas de Francia, uno de los principales productores a nivel mundial de bioetanol a partir de remolacha, el valor de bioetanol se encuentra entre 0,67- 0,79 €. <sup>[11]</sup>

Volviendo a nuestro país a continuación se detallan las industrias que aquí se encuentran desarrollando el producto y que a futuro serán los principales competidores en el mercado interno:

Productoras a base de caña	Productoras a base de maíz
Alconoa S.R.L.	Aca Bio Cooperativa Ltda.
Bio San Isidro S.A.	Bioetanol Rio Cuarto S.A.
Bioenergía La Corona S.A.	Diaser S.A.
Bioenergía Santa Rosa S.A.	Promaiz S.A.
Bio Ledesma S.A.	Vicentin S.A.I.C.
Biotrinidad S.A.	
Compañía Bioenergética La Florida S.A.	
Energías Ecológicas del Tucumán	
Fronterita Energía S.A.	
Río Grande Energía S.A.	

#### Potenciales compradores y competidores

Dentro de la Argentina los principales clientes de bioetanol se encuentran las empresas que cuentan con refinerías que les permitan mediante su mezcla con gasolina la obtención de distintas mezclas (denominadas gasohol) como son las más comunes la E10 y E85. En este margen las empresas que pueden encontrarse como potenciales clientes son:

- Petrobras
- YPF
- Shell Argentina C.A.P.S.A.
- Fox Petrol S.A.
- Axion Energy S.A.
- Refinería del Norte S.A.
- Oil Combustibles S.A.

Actualmente en la Argentina las fábricas de bioetanol que se encuentran en funcionamiento y poseen un sistema de producción estable son:

- Los Balcanes S.A., en estado operativo.
- Ledesma S.A., en ejecución
- Tabacal, con su ampliación de la destilería de alcohol en ejecución
- Laboratorios Ladco S.A.
- Bio4

De la remolacha azucarera también es posible la obtención de diversos sub-productos. A continuación se especifica los posibles competidores clasificados según el producto de interés.

Melaza:

- ✓ Bacigalupo
- ✓ Melrico
- ✓ Top Crop

Alimento para ganado (Pulpa de Pellets, Pulpa prensada, Rabihojas):

- ✓ Ricedal Alimentos S.A
- ✓ Santa Sylvina S.A
- ✓ Prenut
- ✓ Ceres
- ✓ Biotécnicas Argentina S.A.
- ✓ Union Cerealera S.A

Sustrato para plantas – Tierra vegetal:

- ✓ Terrafertil
- ✓ Perlome

Precio y disponibilidad de remolacha azucarera

Dado a que no se encuentra con información actual de plantaciones de remolacha azucarera en Argentina se tomaron datos de Chile en el cual a partir de un informe de la OdEPA (Oficina de Estudios y Políticas Agrarias) el precio de venta alcanzó US\$51/ton <sup>[12]</sup> mientras que en España el precio medio asegurado para el 2020 es de 42€/ton. <sup>[13]</sup> En estos informes se pudo observar que la disponibilidad de remolacha por hectárea era aproximadamente 70 toneladas. <sup>[14]</sup>

Marco legal

La producción de bioetanol en la República Argentina ha crecido a la par de un marco normativo y regulatorio específico de dicha actividad.

La Ley 26.093 (sancionada en abril de 2006) y el Decreto del Poder Ejecutivo 109/2007 que la reglamenta, constituyen el marco legal del programa de biocombustibles nacional que constituyen la piedra basal del marco regulatorio de los biocombustibles de la República Argentina, resultando aplicable a las actividades de producción, mezcla, distribución, comercialización, consumo, y autoconsumo de biocombustibles. <sup>[15]</sup>

Su ámbito de aplicación, conforme su artículo 5°, comprende al bioetanol y al biodiesel, producidos a partir de materias primas de origen agropecuario o agroindustrial (producidos en Argentina principalmente a base de caña de azúcar y de aceite de soja, respectivamente), y al biogás, generado a partir de desechos orgánicos. <sup>[16]</sup>

El aspecto más relevante del marco regulatorio de los biocombustibles, compuesto principalmente por la Ley 26.093 y su Decreto Reglamentario 109/2007, es la coexistencia de dos regímenes que, pese a estar interrelacionados, funcionan de modo separado. Por una parte, el Capítulo I de la Ley 26.093 establece una regulación de carácter permanente sobre la actividad que gobernará los derechos y obligaciones de los sujetos que emprendan cualquier actividad ligada con los biocombustibles (junto con sus ulteriores modificaciones y reglamentaciones, el “Régimen Regulatorio”). Por la otra, el Capítulo II de la Ley 26.093



implementa un régimen de promoción de la actividad de carácter temporal mediante incentivos fiscales de naturaleza federal orientados en principio a pequeños y medianos proyectos que tengan por objeto el desarrollo de la industria local con fines de abastecimiento al mercado doméstico (junto con sus ulteriores modificaciones y reglamentaciones, el "Régimen de Promoción"). Conforme el artículo 1° de la Ley 26.093, el Régimen de Promoción tendrá una vigencia de 15 años contados a partir de abril de 2006. El Poder Ejecutivo Nacional podrá extender su plazo de vigencia, según el nivel de desarrollo de la actividad, y principalmente, el grado de abastecimiento del mercado doméstico.<sup>[16]</sup>

La Ley 26.093 establece en su artículo 8° que todo combustible líquido caracterizado como nafta que se comercialice dentro del territorio nacional, deberá ser mezclado por aquellas instalaciones que hayan sido aprobadas por la autoridad de aplicación para el fin específico de realizar esta mezcla, con la especie de biocombustible denominada "bioetanol", en un porcentaje del CINCO POR CIENTO (5%) como mínimo de este último, medido sobre la cantidad total del producto final.<sup>[15]</sup>

Posteriormente, se sancionó la Ley 26.334 (Diciembre 2007) que facilitó el ingreso de los ingenios azucareros a la producción de bioetanol. La Ley 26.334 que impulsa el Régimen de Promoción para la Producción de Bioetanol está en el marco de la Ley 26.093 (Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles). Se trata de un programa que impulsa la producción de biocombustibles "con el objetivo de diversificar la matriz energética nacional" y "potenciar el desarrollo y crecimiento del sector agropecuario y de las economías regionales, agregándole valor a sus materias primas".

Según el siguiente extracto del artículo 1° de la Ley 26.334: "*A través de este régimen promocional se impulsará la conformación de cadenas de valor mediante la integración de productores de caña de azúcar e ingenios azucareros en los procesos de fabricación de bioetanol.*"<sup>[17]</sup>

La secretaría de energía como órgano de aplicación de la ley dictaminó la Resolución 1293/2008 que establece el mecanismo de selección, aprobación y orden de prioridad para los proyectos de producción de bioetanol, mediante el cual se otorgaran los beneficios promocionales acordes al Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles de la Ley N° 26.093.<sup>[18]</sup>

Esta misma resolución da prioridad a aquellos proyectos que favorezcan el desarrollo de las llamadas economías regionales, entendiendo como tales a todas las provincias del Territorio Nacional a excepción de la Provincias de Buenos Aires, Córdoba y Entre Ríos. Los proyectos sujetos a beneficios promocionales tendrán que: tratarse fundamentalmente de Pequeñas y Medianas Empresas (PyMES), que tengan mayoritaria participación de productores agropecuarios y, con igual prioridad, de personas comprendidas en la Ley N° 26.334, una vez completado el 20% (veinte por ciento) de la demanda total de bioetanol a nivel nacional, el resto de los beneficios promocionales se asignará siguiendo cierto criterio de selección.<sup>[18]</sup>

Resulta de interés mencionar la Resolución 1295/2008 en la cual se determinan las especificaciones de calidad que deberá cumplir el bioetanol, de conformidad con el artículo 3°, inciso c) del Decreto n° 109/07. Dicha resolución se encuentra modificada por la

Resolución 450/2013. El bioetanol comercializado en el marco de la Ley N° 26.093 para su mezcla con el combustible líquido caracterizado como Nafta, deberá ser mezclado en el porcentaje que establezca la Autoridad de Aplicación y deberá egresar de las Plantas Elaboradoras cumpliendo en su composición con las siguientes especificaciones mencionadas en la *Tabla 1.1.* <sup>[19]</sup>

*Tabla 1.1: Especificaciones de calidad del Bioetanol* <sup>[19]</sup>

Propiedad	Método	Valor
Densidad a 20° c, g/ml, máximo	ASTM D-4052 (*)	0.7915
Etanol - más C3-05 AS % vol, mínimo	ASTM D-5501-IRAM 14651 (**) ó ASTM-D-4052 (***)	99,00
Alcoholes superiores C3-05, % vol, máximo	ASTM D-5501	2,00
Metanol, % vol, máximo	ASTM D-5501	0,40
Agua, % vol, máximo	ASTM E203	0,600
Acidez Total (como Acético) mg/litro	ASTM D-1613	30
Apariencia	Visual	Límpido sin materiales en suspensión
Conductividad		
Conductividad Eléctrica, uS/m, máximo	ASTM D-1125	500
Azufre, ppm, p/p, máximo	ASTM D-5453	10
Benzoato de Denatonio ppm, p/p mínimo	Espectrofotometría de absorción UV a 410 nm	10

(\*) Si el ensayo se realiza a una temperatura distinta a 20°C, utilizar para su corrección lo establecido en la Resolución del INSTITUTO NACIONAL DE VITIVINICULTURA, organismo descentralizado en la órbita del ex - MINISTERIO DE ECONOMIA Y PRODUCCION N° C-18 de fecha 20 de agosto de 1999.

(\*\*) Aplicable sólo en el caso de Bioetanol proveniente de la caña de azúcar.

(\*\*\*) Para medir la relación de la densidad con el grado alcohólico utilizar lo establecido en la Resolución del INSTITUTO NACIONAL DE VITIVINICULTURA N° C-18 de fecha 20 de agosto de 1999.

En la actualidad el Decreto 543/2016 establece el porcentaje obligatorio de bioetanol. En el decreto se establece a incrementar, a partir del 1° de abril de 2016, de diez por ciento (10%) a doce por ciento (12%), en volumen, el porcentaje obligatorio de bioetanol en su mezcla con las naftas de uso automotor a comercializarse en todo el territorio nacional en el marco de las leyes 26.093 y 26.334, distribuyéndose el volumen de bioetanol equivalente a dicho incremento exclusivamente entre las empresas del sector sucro alcoholero del noroeste argentino, conforme el criterio que aquél considere pertinente para atender de la mejor manera las necesidades del mismo. <sup>[20]</sup>

## Datos macro

En una primera instancia, resulta interesante conocer o tener una aproximación a lo que será el rendimiento de una planta productora de etanol a partir de remolacha azucarera. Comenzando por la materia prima, para lograr una producción de 1000 litros de bioetanol se requieren 3240 kg de melaza de remolacha que tienen un contenido del 50% en azúcares. Sin embargo, en el proyecto la materia prima será la remolacha azucarera sin ningún tratamiento previo, comprada a los productores. Por lo que el rendimiento se debe expresar en función de ese estado de la materia prima. Para una capacidad de producción de 120.000 m<sup>3</sup> de bioetanol al año se requieren de 600.000 toneladas al año de remolacha azucarera que requieren de la siembra de 6.000 hectáreas de remolacha <sup>[21]</sup>. A su vez, se tiene información sobre la producción de pienso que se puede obtener a partir de los subproductos (vinaza, melaza y pulpa de remolacha). Para la misma capacidad de producción (120.000 m<sup>3</sup> al año) se producen 90.000 toneladas de pienso.

A la hora de pensar y evaluar un proyecto de producción, no sólo es importante conocer el rendimiento en cuestión de materia prima sino también en relación a los consumos, como agua de proceso, vapor y energía. En la *Tabla 1.2*, se muestran los consumos <sup>[22]</sup> para 1000 L de bioetanol junto con las cantidades de materia prima necesaria.

*Tabla 1.2: Consumos requeridos para 1 m<sup>3</sup> de bioetanol.*

	<i>Para 1 m<sup>3</sup> de Bioetanol</i>
<i>Melaza de remolacha</i>	3240 kg
<i>Agua de enfriamiento *</i>	100 m <sup>3</sup>
<i>Agua de proceso *</i>	7 m <sup>3</sup>
<i>Consumo energético *</i>	70 kWh
<i>Vapor *</i>	1450 kg
<i>Toneladas de remolacha azucarera</i>	5 Ton
<i>Hectáreas de cultivo de remolacha</i>	0.5 Ha
<i>Toneladas producidas de pienso.</i>	0.75 Ton

[\*]: Consumos requeridos para trabajar a partir de melaza de remolacha. No tienen en cuenta procesos de preparación de la materia prima.

## Proceso de producción

El proceso de obtención de bioetanol puede dividirse en tres grandes etapas y siguen el orden que puede apreciarse en la *Figura 1.3*.

1. Extracción del material de partida

El proceso de elaboración comienza cuando se recibe la materia prima y se trata para su posterior procesamiento. Se comienza realizando un lavado de la remolacha recién cosechada con el objetivo de eliminar cualquier material extraño proveniente de los campos de cosecha (mayoritariamente tierra y hojas). A continuación se realiza la molienda para facilitar la extracción de la sacarosa, el azúcar es extraída de la remolacha difundiendo la hacia afuera con agua caliente. De esta etapa se obtiene por un lado jugo de difusión, rico en sacarosa, y por otro la pulpa agotada. El extracto obtenido es separado de los sólidos por medio de un filtro. Se procede a la purificación del jugo crudo con el objetivo de neutralizar aquellos compuestos que no son de interés en el proceso y concentrar los azúcares en el jugo.

## 2. Proceso de fermentación

La fermentación alcohólica es la conversión de carbohidratos en alcohol y dióxido de carbono por las enzimas de microorganismos o levaduras. Una vez terminado el proceso de fermentación, el mosto obtenido pasa a una centrífuga, donde se separan los residuos sólidos generados en la fermentación, purificando el mosto.

## 3. Destilación, deshidratación

Después del proceso de fermentación, una primera destilación separa una mezcla de etanol y agua (alcohol etílico) y un residuo sin alcohol (vinaza). La vinaza es un subproducto importante del proceso de destilación. Para un mayor grado de pureza del alcohol, varios pasos de destilación están conectados en serie, la rectificación. En este proceso de separación térmica, el alcohol, que se convierte más fácilmente en forma gaseosa, se separa del agua por evaporación. El vapor se condensa.

Con el fin de obtener bioetanol adecuado para aplicaciones de combustible, el alcohol etílico debe ser privado del agua. Para este propósito el alcohol pasa a través de un sistema que le quita el agua restante, tamices moleculares. De modo que el etanol obtenido cuenta con pureza de más del 99%. [8], [23], [24], [25], [26], [27]

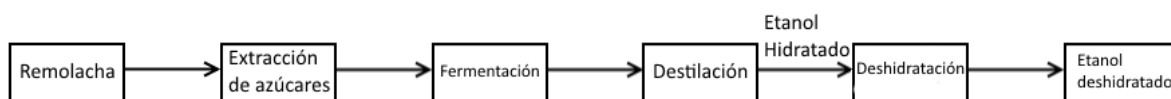


Figura 1.3: Esquema en bloques de proceso de producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera

## Ubicación de la planta

Los suelos más adecuados para la producción de remolacha son los de textura media, ya que el tubérculo logra un mejor crecimiento en este tipo de terrenos bajo la superficie del suelo donde encuentra una menor resistencia, con un mayor aprovechamiento de agua y nutrientes. La remolacha azucarera necesita un suelo franco rico y profundo y una temperatura de unos 21°C durante la estación de crecimiento. La rotación de esta especie con otros cultivos se planifica de manera meticulosa, y los aportes de abono necesarios han sido objeto de abundante investigación.

Es importante que dichos cultivos se encuentren cerca de fuentes de agua que permitan proporcionar condiciones similares a las observadas en el registro. Además, la

planta debe situarse cercano a la zona de cultivo para disminuir la cantidad de recursos empleados en el sector de transporte.

Dentro de la Argentina se encuentra poca información respecto al cultivo de la remolacha azucarera. Sin embargo, se han encontrado registros de una producción prolifera en la provincia de Río Negro cerca de la zona que puede apreciarse en la *Figura 1.4*.

Cerca de la localidad de General Conesa, Río Negro fue fundada en el año 1929 un ingenio azucarero a partir remolacha el cual duró 12 años, pero que había logrado crear un centro industrial agrícola importante, en un medio apropiado y rodeado de condiciones naturales, económicas y sociales que sin duda hubieran contribuido a asegurarle su éxito definitivo.<sup>[28][29]</sup>

Dicho ingenio, a orillas del Río Negro, más específicamente en la colonia San Lorenzo se trató de un importante emprendimiento no sólo para la región, ya que las condiciones ambientales se pronosticaban más que óptimas como para una futura zona azucarera, sino también por el tamaño de semejante inversión en un lugar casi despoblado (se instalaron cientos de inmigrantes europeos) y por la inclusión en el país de una novedosa industria para la elaboración de azúcar en el país.<sup>[30]</sup>

El clima templado del sur argentino, húmedo en el sureste bonaerense y con riego en los valles de los ríos Colorado y Negro, en Villarino y Patagones y con suelos adecuados, podía permitir la creación, con el tiempo, de una nueva región azucarera.<sup>[30]</sup>

Teniendo en cuenta los antecedentes en la producción de remolacha azucarera en nuestro país consideramos una zona óptima la instalación de la planta productora de bioetanol en esta región del país.



Figura 1.4: Mapa de la ubicación de Gral. Conesa.

# Capítulo 2: Análisis de la reacción química

## Características de la fermentación

Fermentación es un término general que indica degradación anaeróbica de la glucosa u otros nutrientes orgánicos, para obtener energía en forma de ATP. La glucólisis es una ruta central, casi universal, del catabolismo de la glucosa, la ruta con el mayor flujo de carbono en la mayoría de las células. En ciertos tejidos de mamífero y algunos tipos de células la glucosa es la única fuente de energía metabólica a través de la glucólisis.<sup>[31]</sup>

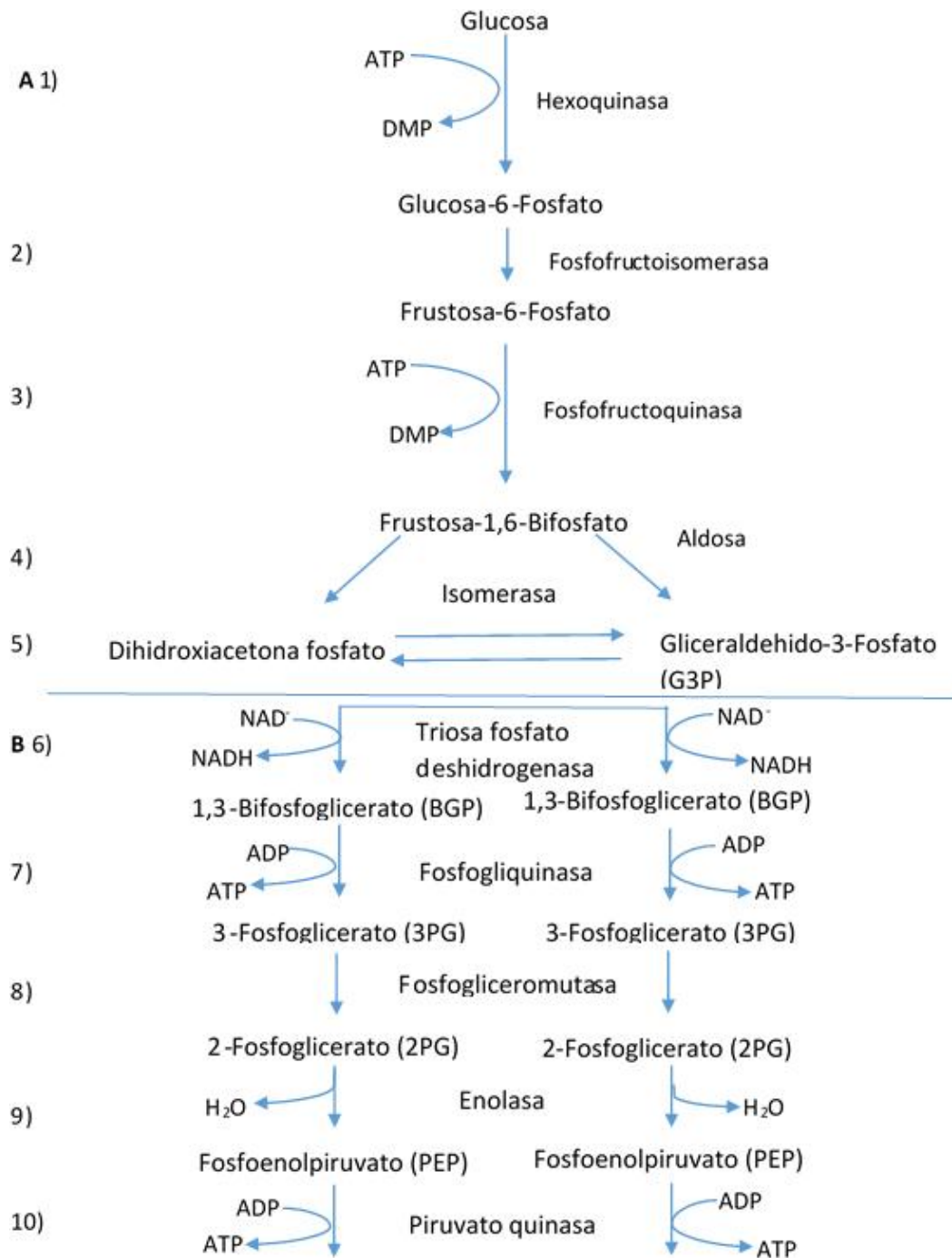


Figura 2.1: Etapas de la glucólisis

Por cada molécula de glucosa que pasa a través de la fase preparatoria (a) se forman dos moléculas de gliceraldehído 3-fosfato; ambas pasan a la fase de beneficios (b). El piruvato es el producto final de la segunda fase de la glucólisis. Por cada molécula de glucosa se consumen dos de ATP en la fase preparatoria y se producen cuatro de ATP en la fase de beneficios, dando un rendimiento neto de dos ATP por molécula de glucosa convertida en piruvato<sup>[31]</sup>.

La rotura de la glucosa, que tiene seis carbonos, en dos moléculas de piruvato, formado por tres carbonos, tiene lugar en 10 pasos los cuales pueden observarse en la *Figura 2.1*, de los que los 5 primeros constituyen la fase preparatoria (parte a) En estas reacciones la glucosa es fosforilada en primer lugar en el grupo hidroxilo en C-6 (paso 1). La D-glucosa 6-fosfato así formada se convierte en D-fructosa 6-fosfato (paso 2), la cual vuelve a ser fosforilada, esta vez en C-1, dando D-fructosa 1,6-bisfosfato (paso 3) . El ATP es el dador del grupo fosforilo en ambas fosforilaciones.<sup>[31]</sup>

La fructosa 1,6-bisfosfato se parte a continuación dando dos moléculas de tres carbonos, la dihidroxiacetona fosfato y el gliceraldehído 3-fosfato (paso 4); éste es el paso de la "lisis" del que proviene el nombre del proceso. La dihidroxiacetona fosfato se isomeriza a una segunda molécula de gliceraldehído 3-fosfato (paso 5), lo que pone punto final a la primera fase de la glucólisis. Desde una perspectiva química, la isomerización del paso 2 es crítica para establecer las reacciones de fosforilación y de rotura del enlace C—C de los pasos 3 y 4. Se observa que se han de invertir dos moléculas de ATP antes de la rotura de la glucosa en dos piezas de tres carbonos; posteriormente se generarán unos importantes dividendos a cambio de esta inversión. En CO<sub>2</sub>: en la fase preparatoria de la glucólisis se invierte la energía del ATP, elevando el contenido de energía libre de los intermediarios, y las cadenas de carbono de todas las hexosas metabolizadas se convierten en un producto común, el gliceraldehído 3-fosfato.

El retomo energético tiene lugar en la fase de beneficios de la glucólisis. Cada molécula de gliceraldehído 3-fosfato se oxida y fosforila por fosfato inorgánico (no por ATP) formando 1,3-bisfosfoglicerato (paso 6). En la conversión de las dos moléculas de 1,3-bisfosfoglicerato en dos moléculas de piruvato (pasos 7 a 10) se libera energía. Gran parte de esta energía se conserva mediante la fosforilación acoplada de dos moléculas de ADP a ATP.<sup>[31]</sup>

Si dejamos de lado algunas variantes interesantes dentro de las bacterias, el piruvato formado en la glucólisis puede continuar siendo metabolizado siguiendo una de tres rutas catabólicas distintas que pueden observarse en la *Figura 2.2*. En los organismos o tejidos aeróbicos, en condiciones aeróbicas, la glucólisis sólo constituye el primer paso en la degradación completa de la glucosa.<sup>[31]</sup>



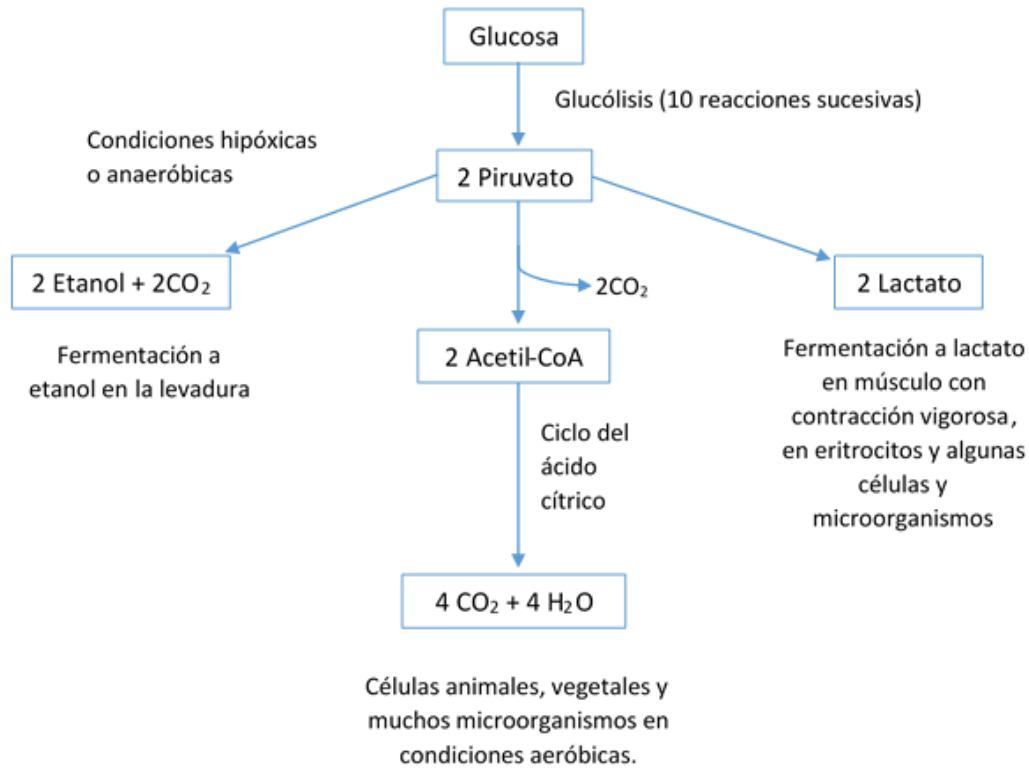


Figura 2.2: Rutas catabólicas del piruvato.

En algunos tejidos vegetales y en ciertos invertebrados, protistas y microorganismos tales como la levadura de la cerveza o de panificación, el piruvato se convierte, bajo condiciones anaeróbicas o de hipoxia, en etanol y  $\text{CO}_2$ , proceso denominado fermentación etanólica. Esta se encuentra formado por dos pasos que se encuentran representados en la Figura 2.3.<sup>[31]</sup>

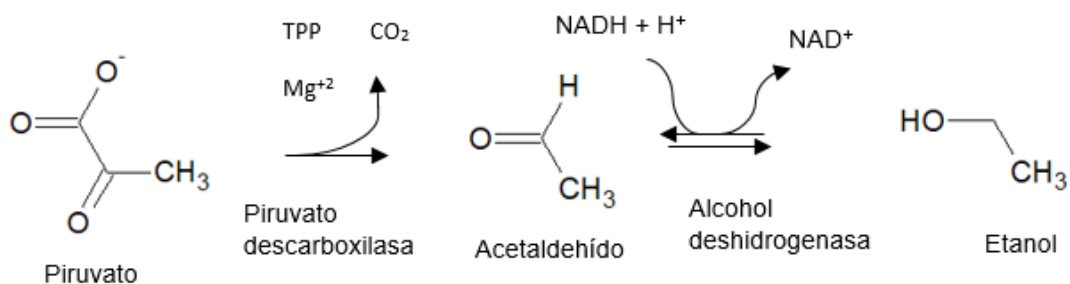


Figura 2.3: Pasos de la fermentación etanólica.

En el primer paso, el piruvato se descarboxila en una reacción irreversible catalizada por la piruvato descarboxilasa. Esta reacción es una descarboxilación simple que no supone la oxidación neta del piruvato. La piruvato descarboxilasa necesita  $\text{Mg}^{2+}$  y tiene un coenzima unido muy fuertemente, la tiamina pirofosfato. En el segundo paso, el acetaldehído se reduce a etanol a través de la acción de la alcohol deshidrogenasa mediante el poder reductor proporcionado por el NADH procedente de la deshidrogenación del gliceraldehído 3-fosfato. Esta reacción es un caso bien estudiado de transferencia de hidruro a partir del

NADH. Por lo tanto, los productos finales de la fermentación alcohólica son el etanol y el CO<sub>2</sub>, y la ecuación global es:



Durante sus estudios sobre la fermentación de la glucosa por la levadura, Louis Pasteur descubrió que tanto la velocidad como la cantidad total de glucosa consumida eran mucho mayores en condiciones anaeróbicas que en condiciones aeróbicas. Estudios posteriores en el músculo pusieron de manifiesto la misma gran diferencia en la velocidad de la glucólisis en condiciones aeróbicas y anaeróbicas. El rendimiento en ATP de la glucólisis en condiciones anaeróbicas (2 ATP por molécula de glucosa) es mucho menor que el de la oxidación completa de la glucosa a CO<sub>2</sub> en condiciones aeróbicas (30 o 32 ATP por molécula de glucosa). Para conseguir la misma cantidad de ATP se ha de consumir unas 15 veces más glucosa en condiciones anaeróbicas que en condiciones aeróbicas.<sup>[31]</sup>

Además, es necesario señalar la importancia de sustancias nitrogenadas como es el amoníaco (NH<sub>3</sub>) dado a su importancia en el ciclo celular permitiendo la síntesis de aminoácidos, proteínas y otros metabolitos.<sup>[31]</sup>

Las principales responsables de este proceso de fermentación son las levaduras. La *Saccharomyces cerevisiae*, es la especie de levadura usada con más frecuencia. Una alternativa frente a esta levadura son otros microorganismos tales como la *Zymomonas mobilis*, pero la explotación a nivel industrial es mínima.

*Saccharomyces cerevisiae* es una levadura heterótrofa, es decir, depende de fuentes externas de carbono para sobrevivir. Esta obtiene la energía a partir de la glucosa y tiene una elevada capacidad fermentativa.<sup>[32]</sup>

Sin embargo, hay factores y condiciones de operación que han de tenerse en cuenta ya que afectan el crecimiento y desarrollo de la levadura. Los cuales son:

- *Presión osmótica*: dado que la levadura se nutre mediante un proceso que es osmótico, es de suma importancia evitar medios hipertónico o hipotónicos (mayor y menor concentración de soluto en el medio externo, respectivamente), para así evitar la plasmoptisis y plasmólisis. El estrés osmótico puede causar una disminución en el volumen celular, afecta además, la velocidad de fermentación, así como la viabilidad celular.<sup>[32]</sup>
- *Temperatura*: las altas temperaturas ocasionan una disminución de la biomasa, producto de un descenso en el contenido de proteínas, RNA; DNA y aminoácidos libres e induce a la rigidez de la membrana celular. Temperaturas muy bajas provocan un estado de latencia en la célula, deteniendo su desarrollo.
- *Desecación*: es uno de los principales agentes que inhiben las actividades y desarrollo de los microorganismos.
- *Luz*: en general la luz es perjudicial para los microorganismos que carecen de clorofila, o cualquier otro pigmento que les permita usarla energía de las radiaciones en el proceso de fotosíntesis.
- *Alcohol*: el efecto del etanol en la célula es una combinación de inhibición del crecimiento y disminución de la viabilidad, puede actuar como inhibidor de la

fermentación a partir de un 8 %. La bibliografía afirma, que no es recomendable terminar la fermentación con un grado alcohólico muy elevado.

El rendimiento teórico estequiométrico para la transformación de glucosa en etanol es de 0.511 g de etanol y 0.489 g de CO<sub>2</sub> por 1 g de glucosa. Este valor fue cuantificado por Gay Lussac. En la realidad es difícil este rendimiento, porque la levadura utiliza la glucosa para la producción de biomasa. El rendimiento experimental varía entre 90% y 95% del teórico, es decir, de 0.469 a 0.485 g/g. Los rendimientos en la industria varían entre 87 y 93% del rendimiento teórico.<sup>[33]</sup>

## Cinética de reacción

Con el objetivo de establecer un modelo cinético para el proceso de fermentación batch del jugo de remolacha se utilizó el *modelo de función logística* para describir el crecimiento de las células de levadura como una función de la concentración inicial de biomasa, tiempo de fermentación, velocidad específica de crecimiento y concentración final de biomasa. Por otro lado, para modelar la producción de bioetanol durante el proceso de fermentación se utilizó el *modelo de Gompertz modificado*. Dicho modelo brinda el tiempo de demora en la producción de bioetanol, la máxima velocidad de producción de bioetanol y la máxima concentración potencial de bioetanol.<sup>[34]</sup>

Estos modelos se estudiaron para determinar la cinética de un proceso de fermentación batch bajo condiciones anaeróbicas de jugo crudo, un producto intermediario del procesamiento de remolacha azucarera, implementando células de levadura *Saccharomyces cerevisiae*. La experiencia fue realizada a escala laboratorio en un biorreactor de un volumen total de 14 L (volumen de reacción 10 L), temperatura de 28°C (temperatura interna regulada) con mezclado utilizando dos turbinas paralelas Rushton (a 150 rpm) y 4 deflectores por un tiempo de 20 h. El valor de pH del medio de fermentación se ajustó en 5,0 con una solución de ácido sulfúrico al 10% (v/v). El medio de fermentación preparado se esterilizó en autoclave a una temperatura de 121°C durante 20 minutos con una sobrepresión de 1.2 bares.<sup>[34]</sup>

Los datos experimentales fueron tomados a partir de análisis de muestras del caldo de fermentación. Se analizó en intervalos regulares de tiempo concentración de biomasa, concentración de azúcares fermentables (sacarosa, glucosa, fructosa) y concentración de bioetanol.<sup>[34]</sup>

Los valores óptimos de los parámetros cinéticos fueron determinados al ajustar los modelos propuestos a los datos experimentales, de modo de minimizar la discrepancia entre los datos experimentales y los predichos por los modelos adoptados. Se ajustaron los modelos a los datos experimentales mediante una regresión no lineal utilizando el software SigmaPlot®11 disponible comercialmente. Además el indicador estadístico R<sup>2</sup> (coeficiente de determinación) fue obtenido del software mencionado.<sup>[34]</sup>

Para el modelo de crecimiento celular se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones en relación al modelo de Monod, en el cual se basa la función logística:

- ✓ Hay mezclado perfecto en el biorreactor por lo que las condiciones se consideran uniformes a lo largo de todo el reactor.

- ✓ La levadura no muere ni se considera inviable.
- ✓ La velocidad de mezclado que se utiliza es de 150 rpm y se considera en exceso para la necesidad de proporcionar un coeficiente de transferencia de masa adecuado y sustrato uniformemente disponible. <sup>[34]</sup>

El modelo de función logística sólo describe el número de organismos pero no incluye el consumo del sustrato como la ecuación de Monod lo haría. Es importante que el nivel de sustrato no es de importancia para este modelo ya que se asume que hay suficiente sustrato para alcanzar el número de intolerancia para el organismo. Además, el modelo reconoce que la máxima concentración posible de etanol producido es del 15% para la interacción entre la levadura y el azúcar contenido dentro del jugo crudo, valor en el cual la levadura comienza a inhibirse debido a un proceso de estrés bajo etanol. <sup>[33]</sup>

La ecuación logística utilizada para modelar el crecimiento celular durante la fermentación batch es la siguiente:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m * \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) * X \quad (1)$$

La expresión (1) se integra utilizando la condición inicial de que en  $t_0=0$ ,  $X=X_0$  dando como resultado una función de la variación de la concentración de biomasa (X) con el tiempo. La expresión integrada (2) representa la fase exponencial y estacionaria del crecimiento celular de la levadura. Este modelo no predice la fase de muerte de los microorganismos. <sup>[34]</sup>

$$X = \frac{X_0 * \exp(\mu_m * t)}{1 - \left(\frac{X_0}{X_m}\right) * (1 - \exp(\mu_m * t))} \quad (2)$$

Siendo

X: Concentración de levaduras (biomasa) (g/l).

$X_m$ : Máxima concentración de levadura (g/l).

$X_0$ : Concentración de levadura en  $t=0$  (g/l).

$\mu_m$ : Máxima velocidad específica de crecimiento de levadura ( $h^{-1}$ ).

Para modelar la producción de bioetanol durante el proceso de fermentación se utilizó el *modelo de Gompertz modificado*. Dicho modelo brinda el tiempo de demora en la producción de bioetanol, la máxima velocidad de producción de bioetanol y la máxima concentración potencial de bioetanol. <sup>[34]</sup>

$$P = P_m * \exp\left\{-\exp\left[\frac{r_{p,m} * \exp(1)}{P_m}\right] * (t_l - t) + 1\right\} \quad (3)$$

Siendo

P: Concentración de bioetanol (g/l).

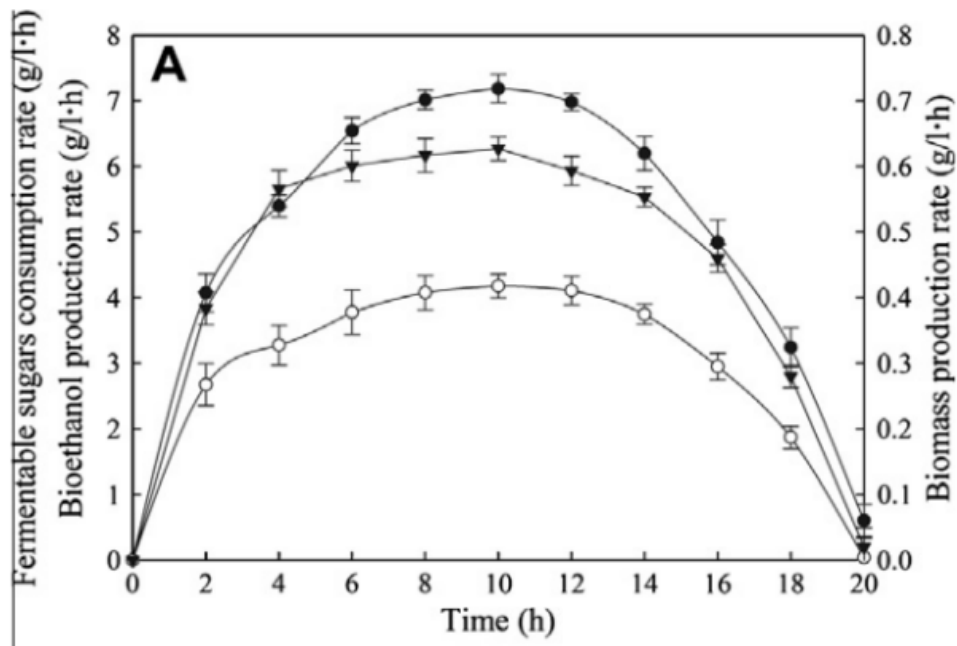
$P_m$ : Máxima concentración potencial de bioetanol (g/l).

$r_{p,m}$ : Máxima velocidad de producción de bioetanol (g/l\*h).

$t_l$ : Tiempo de demora de fermentación en forma exponencial (h).

El crecimiento de las células de la levadura, la producción de bioetanol y el consumo de los azúcares fermentables fue examinado durante la fermentación del jugo crudo, el cual contiene en su mayoría sacarosa como la principal fuente de carbono. Los valores de la

velocidad de producción de biomasa, producción de etanol y consumo de azúcares fermentables se muestra en la *Figura 2.4*.<sup>[34]</sup>



*Figura 2.4: Velocidad de consumo de azúcares fermentables (g/l·h) (●), velocidad de producción de bioetanol (g/l·h) (○) y de biomasa (g/l·h) (▼) en función del tiempo de fermentación.*

Como se puede ver en la figura, la velocidad de producción de biomasa (triángulos negros) alcanza su máximo a las 10 hs (0.62 g/l·h) y luego decrece hasta las 20 hs, cuando se aproxima a cero. Como este valor siempre fue positivo durante todo el proceso, se puede concluir que los microorganismos no entraron en la fase de muerte, y a las 20 hs, puede asumirse que ocurre la transición entre el crecimiento exponencial y la fase estacionaria de crecimiento. Al igual que ocurre con la velocidad de producción de biomasa, los valores de velocidad de consumo de azúcares fermentables (puntos negros) y velocidad de producción de bioetanol (puntos blancos) alcanzaron su máximo a las 10 hs (7.19 g/l·h y 4.17 g/l·h respectivamente), a continuación, cerca de las 20 hs estas cantidades descienden a cero. Esta caída en esos valores se debe a que casi todos los azúcares fermentables se utilizaron para el caldo de fermentación, por lo que no se justifica económicamente seguir operando luego de las 20 hs.<sup>[34]</sup>

La cinética típica del crecimiento de las células de la levadura se muestran en la *Figura 2.5*. Donde se representa la relación entre la concentración de biomasa y el tiempo de fermentación. Los puntos son los datos experimentales y la línea continua es la que se obtiene del modelo cinético propuesto en la ecuación (2).<sup>[34]</sup>

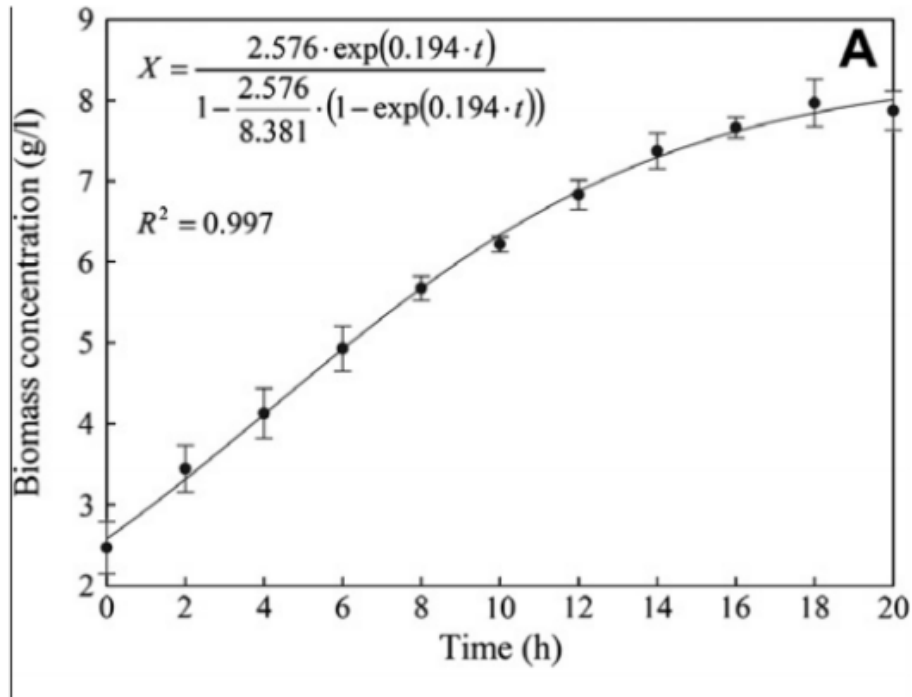


Figura 2.5: Concentración de biomasa en función del tiempo de fermentación.

La curva comienza con un crecimiento rápido donde la concentración de biomasa incrementa exponencialmente. Los parámetros cinéticos fueron estimados ajustando los datos experimentales con la ecuación (2). Para el modelo cinético propuesto, el valor de  $R^2=0.997$  (calculado con el software SigmaPlot®11), por lo que se puede concluir que el modelo ajusta a los datos experimentales.<sup>[34]</sup>

La cinética de la producción de bioetanol durante la fermentación se muestra en la Figura 2.6. Donde los puntos son los datos experimentales y la línea es la predicción del modelo de Gompertz modificado (ecuación (3)).<sup>[34]</sup>

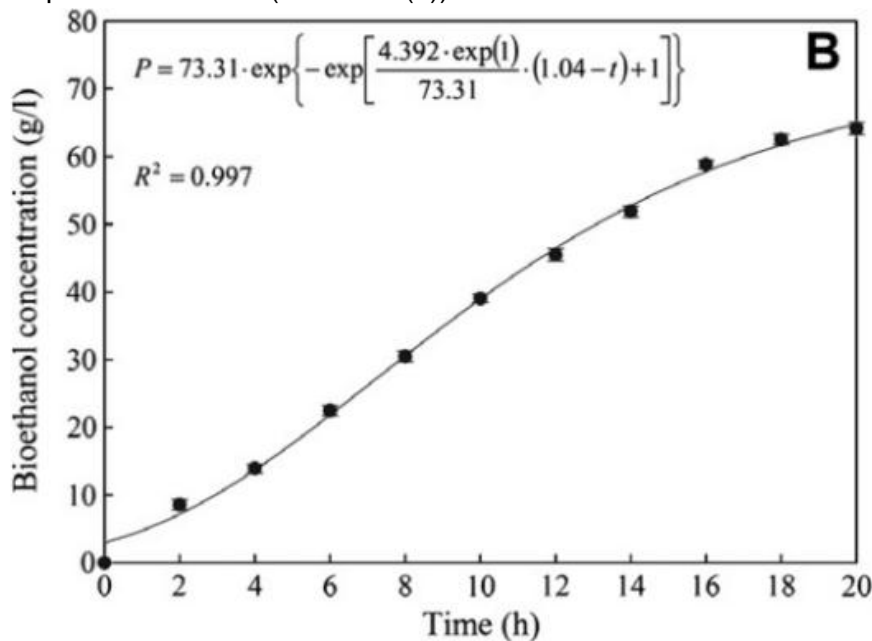


Figura 2.6: Concentración de bioetanol en función del tiempo de fermentación.

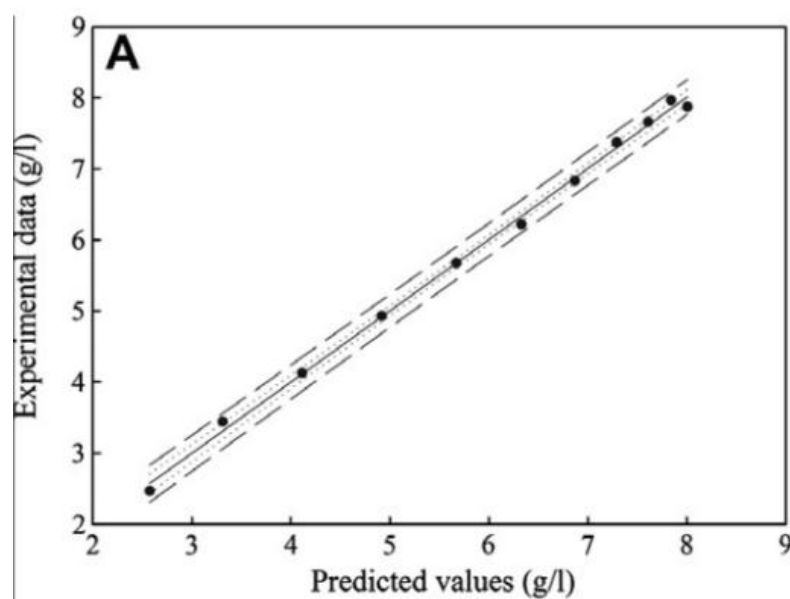
En la *Figura 2.6* se puede observar que la concentración de bioetanol aumentó poco en las primeras 4 hs del proceso, cuando el crecimiento de las células de la levadura se hallaba en la fase de crecimiento exponencial. Hubo un período de atraso en la primera hora de la fermentación. Este retraso en la formación de etanol ocurrió debido a que quedaba oxígeno en el biorreactor, el cual fue usado durante la primera hora para producir microorganismos hasta que las condiciones anaeróbicas se alcanzaron. También se puede apreciar que la producción de etanol aumentó más rápidamente entre las 4 y las 20 hs, cuando el crecimiento de microorganismos comienza a desacelerarse y a entrar en la fase estacionaria.<sup>[34]</sup>

Los valores de los parámetros cinéticos se muestran en la *Tabla 2.1*:

*Tabla 2.1: Parámetros cinéticos según el modelo de función logística y el modelo de Gompertz modificado*<sup>[33]</sup>

Parámetros cinéticos		Valor estimado	Desviación estándar
Ecuación Logística	$\mu_m (h^{-1})$	0.194	0.009
	$X_0 (\frac{g}{l})$	2.576	0.072
	$X_m (\frac{g}{l})$	8.381	0.123
Ecuación Gompertz	$t_l (h)$	1.04	0.288
	$r_{p,m} (\frac{g}{l} h)$	4.39	0.181
	$P_m (\frac{g}{l})$	73.31	2.578

La validación de los modelos se realizó comparando los datos experimentales con los valores predichos por los modelos, esto se realizó para la producción de biomasa (*Figura 2.7*) y la producción de bioetanol (*Figura 2.8*).<sup>[34]</sup>



*Figura 2.7: Concentración de biomasa experimental vs valores predichos por el modelo.*

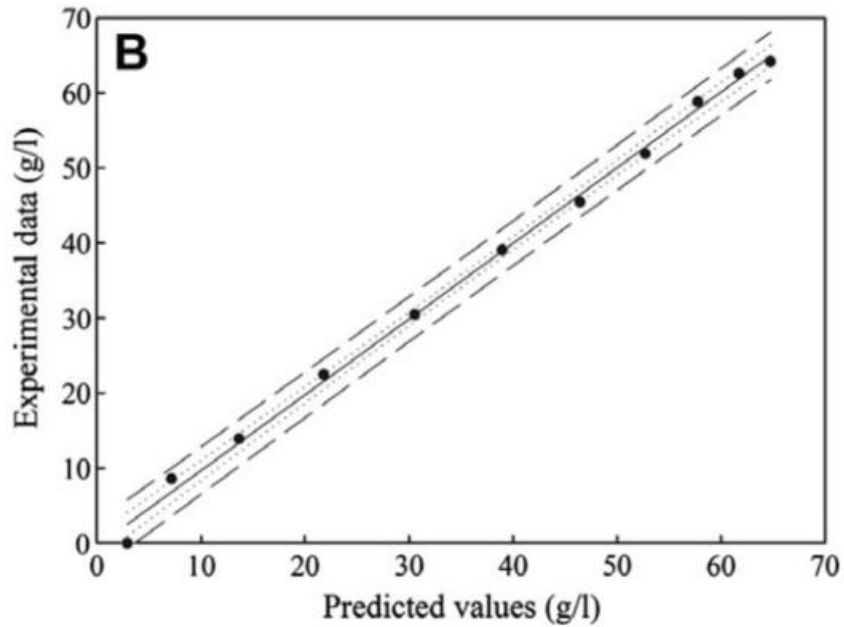


Figura 2.8: Concentración de bioetanol experimental vs valores predichos por el modelo.

En ambos casos, se trató de ajustar con una ecuación  $y=x$ . Para ambos casos el valor del indicador estadístico  $R^2$  fue 0.997, y la mayoría de los datos cayeron dentro del 95% de la banda de confianza, por lo que otra vez, se puede afirmar que los modelos propuestos ajustan.<sup>[34]</sup>

A escala de planta piloto, los datos de concentración de biomasa y etanol se comparan con los valores predichos por los modelos propuestos en la *Figura 2.9*. En este caso la fermentación se llevó a cabo en un reactor de 100 L de una planta local de producción de etanol con 80 L de jugo crudo como cultivo el proceso se realizó durante 20 h. Datos de concentración de biomasa y etanol de muestras tomadas cada 4 h se compararon con los valores predichos por los modelos.<sup>[34]</sup>



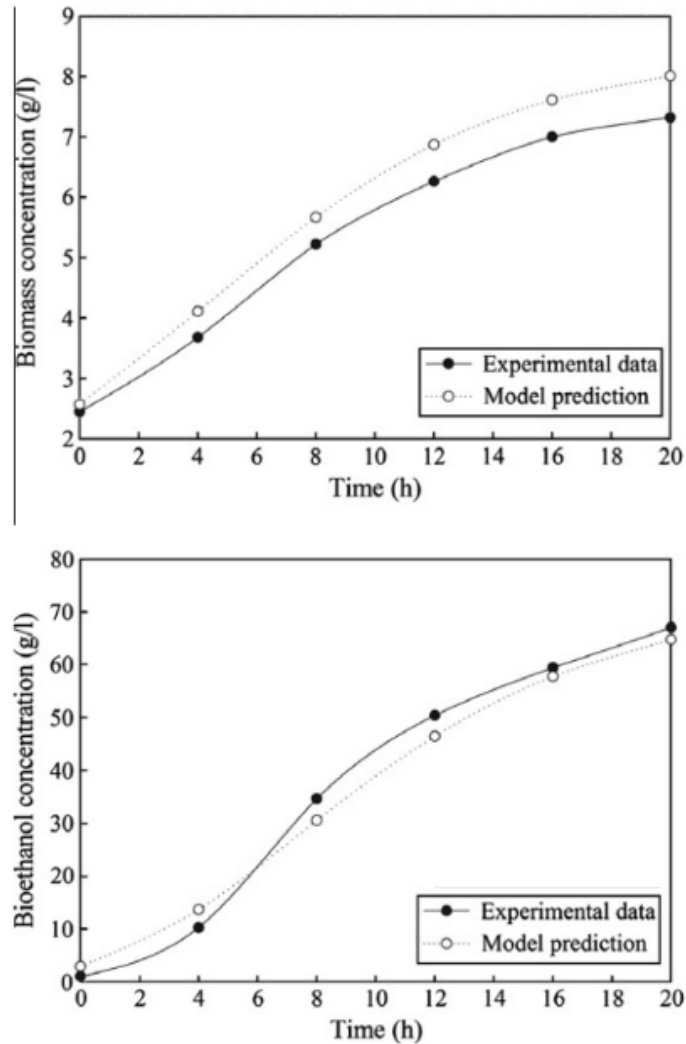


Figura 2.9: Comparación a escala planta piloto. Arriba: concentración de biomasa en función del tiempo de fermentación (en negro datos experimentales, en blanco predicho por el modelo). Abajo: concentración de bioetanol en función del tiempo de fermentación (en negro datos experimentales, en blanco predicho por el modelo).

Los valores de biomasa experimentales resultan menores a los que predice el modelo, sin embargo el indicador  $R^2 = 0.985$  por lo que ajusta bien. En el caso de la concentración de bioetanol, se observa que el modelo predice una mayor concentración en las primeras 4 hs, luego y hasta el final, los valores experimentales son mayores a los predichos. El indicador estadístico  $R^2 = 0.991$  por lo que el modelo de Gompertz modificado tiene un gran valor práctico, y junto con la ecuación logística pueden utilizarse para el desarrollo del proceso de producción de bioetanol a partir del jugo de remolacha azucarera. [34].

El ya desarrollado modelo cinético será entonces el que se empleará en los posteriores balances de masa y diseño de los fermentadores. Usualmente en los balances de masa, ya sean para reactores del tipo tanque agitado continuo o de los tubulares, se utiliza la expresión de velocidad de reacción en función de la concentración de uno de los reactivos. Por lo tanto a continuación se llegará a dicha expresión ajustando los datos implementados para el modelo cinético.

Dado que se tienen solamente datos de velocidad de consumo de sacarosa y no las concentraciones de la misma al transcurrir el tiempo en el batch, se las calculará a partir de la concentración de etanol en el medio, para ello se necesitará la relación entre la cantidad de producto formado y la cantidad de sustrato consumida. Debido a que en este tipo de reacciones microbiológicas la estequiometría es compleja y varía según los microorganismos y nutrientes y condiciones del medio como pH y temperatura. Es por eso que se utiliza un coeficiente estequiométrico para relacionar la cantidad de producto formada por masa de sustrato consumida. Este coeficiente es el  $Y_{p/s}$  y se define de la siguiente manera:

$$Y_{p/s} = \frac{\text{masa de producto formada}}{\text{masa de sustrato consumida}} = - \frac{\Delta C_p}{\Delta C_s}$$

En el caso particular de esta fermentación el  $Y_{p/s}$  tiene un valor de 0,48.

Sabiendo que  $P_0=0$  y que  $S_0=136,43$  g/L se obtiene para cada concentración de etanol, la correspondiente de sacarosa para ese mismo tiempo en el batch como se muestran en la *Tabla 2.2* junto con las velocidades de consumo.

*Tabla 2.2: Datos experimentales de Concentración y velocidad para distintos tiempos en reactor Batch*

Tiempo [h]	Concentración de etanol [g/L]	Concentración de azúcares [g/L]	Velocidad de consumo de azúcares [g/L *h]
0	0	136,43	0
2	7,17	121,49	4,05
4	13,68	107,92	5,4
6	21,82	90,97	6,6
8	30,55	72,76	7,0
10	38,97	55,24	7,25
12	46,45	39,66	7
14	52,73	26,57	6,2
16	57,79	16,02	4,8
18	61,74	7,8	3,3
20	64,74	1,51	0,5

En la *Figura 2.10* se encuentran los datos experimentales de velocidad de consumo y concentración de sacarosa. Los mismos, fueron ajustados por un polinomio con el fin de tener una funcionalidad que pueda ser utilizada en los balances de masa en el reactor.

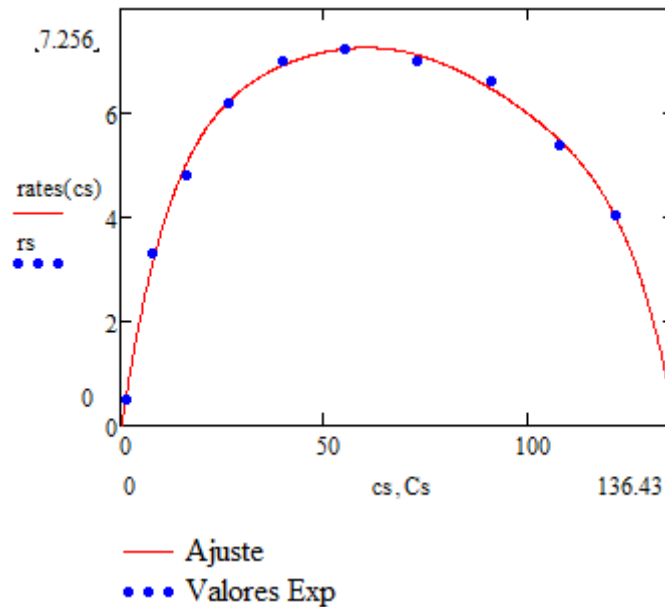


Figura 2.10. Velocidad de consumo de sacarosa vs. Concentración de sacarosa

Donde el polinomio que ajusta correctamente, es de la forma:

$$-ra(Cs) = -0.199 + 0.546 * Cs - 0.019 * Cs^2 + 3.8 * 10^{-4} * Cs^3 - 4.37 * 10^{-6} * Cs^4 + 2.592 * 10^{-8} * Cs^5 - 6.2 * 10^{-11} * Cs^6$$

En la *Figura 2.10* se observa que la forma de la curva es similar a la del tipo de reacciones autocatalíticas donde el producto de la reacción actúa como catalizador, en este caso se debe al crecimiento de la biomasa.

Estos modelos serán utilizados en el *Capítulo 5* para realizar el diseño de los sistemas de reactores. Para ello, se utilizarán los datos de concentración de bioetanol, biomasa y sacarosa para obtener las velocidades de reacción y así buscar un diseño óptimo de reactores.

Como la experiencia fue realizada a 28°C únicamente, no se tienen datos a otra temperatura que permitan realizar un análisis térmico más profundo.

Como es sabido, la velocidad de una reacción depende de la temperatura. Así como existe la ley de Arrhenius para analizar la funcionalidad de la velocidad con la temperatura, en las reacciones biológicas existe otra relación entre dichos factores. Es importante destacar que con la presencia de enzimas existe un punto hay un punto óptimo en la relación de la velocidad de reacción con la temperatura. Existe una competencia entre el crecimiento de la velocidad debido al aumento de la temperatura con la desnaturalización de las enzimas a altas temperaturas. Este comportamiento se encuentra descrito por una ley empírica:

$$r' = \frac{aTe^{-E_1/RT}}{1 + be^{-E_2/RT}}$$

Entonces, mediante experiencias batch a otras temperaturas se podrían encontrar los parámetros de dicha ley y se podría hallar la temperatura óptima. Sin embargo, dado que no está al alcance del proyecto realizar esta experiencia se optará por trabajar a la temperatura propuesta por bibliografía (28°C) ya que el trabajar a una temperatura mayor no implica necesariamente trabajar con una mayor velocidad de reacción.

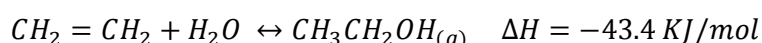
## Alternativas de producción

Resulta interesante comparar el proceso de obtención de forma batch con el continuo. La productividad típica de un proceso discontinuo clásico en batch es de 1,8 a 2,5 g de etanol por litro de fermentador en una hora. Esta productividad puede aumentarse de manera sensible trabajando de forma semicontinua, recirculando la levadura producida en el fermentador o se emplea la fermentación continua. En estos casos los valores típicos se encuentran entre 5 y 8 g de etanol por litro de fermentador por hora. Además cabe destacar que al implementar un método de producción continuo se eliminan los tiempos muertos de producción, los cuales comprenden:<sup>[35]</sup>

- ❖ Lavado de la cuba
- ❖ Agregado del pie de fermentación: lechada de levadura más mosto azucarado.
- ❖ Tiempo de espera de arranque de la fermentación.
- ❖ Tiempo de llenado de la cuba de fermentación.
- ❖ Tiempo de atenuación de la cuba
- ❖ Tiempo de vaciado

Además de cuestionarse el hecho de que sea continuo o batch el proceso, es importante comparar cualitativamente con otras formas de producir etanol.

Otra forma de obtener etanol, es mediante la hidratación directa del etileno:



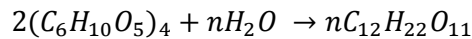
Industrialmente, esta reacción tiene lugar a una presión comprendida entre 6 y 8 Mpa y a temperaturas comprendidas entre 250-300 °C, obteniéndose una baja conversión por paso (entre el 6 y el 8%), y una selectividad a etanol superior al 95%. Además de que no es una producción que tenga como base la ingeniería verde, deben trabajarse a presiones y temperaturas mayores a las que se requieren para la producción de bioetanol a partir de remolacha lo que implica un mayor costo de producción.<sup>[36]</sup>

Además, es posible obtener etanol a partir del maíz, más concretamente, del almidón que contiene el mismo. El almidón es una macromolécula compuesta de dos polisacáridos, la amilosa (en proporción del 25 %) y la amilopectina (75 %). A diferencia de la producción a partir de remolacha donde la misma levadura contiene la enzima que hidroliza la sacarosa, se debe agregar un paso, el cual es la hidrólisis del almidón.<sup>[36]</sup>

La hidrólisis produce azúcares que son directamente utilizados por todos los microorganismos vivos. En la hidrólisis enzimática por acción de las enzimas las más comunes son: alfa y beta amilasa. Para una eficiente hidrólisis enzimática del almidón por

las amilasas conviene que esté gelatinizado, por esta razón se realiza un cocimiento del almidón antes de la adición de dichas enzimas. <sup>[37]</sup>

Reacción de hidrólisis:

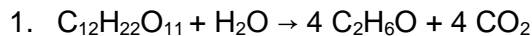


Una vez que el almidón está transformado en glucosa, maltosa y dextrina, se introduce la levadura y se transforma en etanol. <sup>[36]</sup>

Como conclusión, se puede ver que en el caso de la opción no “verde” se tienen condiciones de operación distintas y hay muchas reacciones en competencia. Por otro lado, en la obtención a partir de maíz se requiere de un paso adicional en el proceso productivo (una hidrólisis previa).

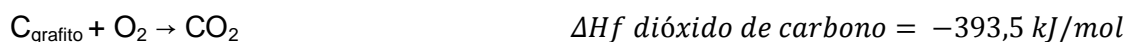
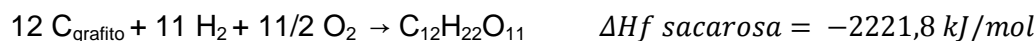
### Análisis termodinámico

Para calcular el calor liberado por la reacción, se utilizará la ley de Hess y los valores de los calores de formación (a 25°C y 1 atm) <sup>[63][64] [65]</sup> de los compuestos que intervienen en la reacción. La reacción de fermentación ocurre a 28°C en el reactor diseñado, pero se considera que el calor de reacción será prácticamente igual en ese intervalo de temperaturas. La reacción global es:

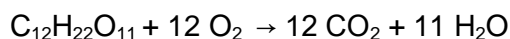


Para conocer el calor de la reacción global, se deben calcular los calores de combustión de la sacarosa y del etanol.

En primer lugar, para la sacarosa se tiene:



La reacción de combustión de la sacarosa es:



Por lo tanto, si el calor se calcula como productos menos reactivos:

$\Delta H$  combustión sacarosa

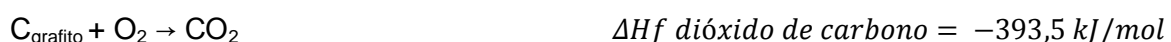
$$= 12 * \Delta H_f \text{ dióxido de carbono} + 11 * \Delta H_f \text{ agua} - \Delta H_f \text{ sacarosa}$$

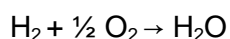
$\Delta H$  combustión sacarosa

$$= 12 * (-393,5 \text{ kJ/mol}) + 11 * (-285,8 \text{ kJ/mol}) - (-2221,8 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H \text{ combustión sacarosa} = -5644 \text{ kJ/mol}$$

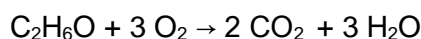
Se repite el procedimiento para el etanol:





$$\Delta H_f \text{ agua} = -285,8 \text{ kJ/mol}$$

La reacción de combustión del etanol es:



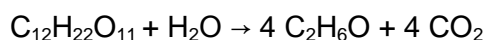
El calor de combustión es:

$$\Delta H \text{ combustión etanol} = 2 * \Delta H_f \text{ dióxido de carbono} + 3 * \Delta H_f \text{ agua} - \Delta H_f \text{ etanol}$$

$$\Delta H \text{ combustión etanol} = 2 * (-393,5 \text{ kJ/mol}) + 3 * (-285,8 \text{ kJ/mol}) - (-277 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H \text{ combustión etanol} = -1367,4 \text{ kJ/mol}$$

Una vez que se obtuvieron los calores de combustión de la sacarosa y del etanol, puede conocerse el calor liberado por la reacción global. La reacción global se obtiene de sumar la reacción de combustión de la sacarosa, con la reacción del etanol multiplicada por cuatro e invirtiendo los reactivos y productos (con lo cual también se invierte el signo del calor de combustión). Con lo cual se obtiene:



$$\Delta H_r = 4 * (-\Delta H \text{ combustión etanol}) + \Delta H \text{ combustión sacarosa}$$

$$\Delta H_r = 4 * (-1367,4 \text{ kJ/mol}) + (-5644 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H_r = -174,4 \text{ kJ/mol}$$

El valor de entalpía de reacción calculado es por mol de sacarosa consumido, si se divide por cuatro, se obtiene el valor por mol de etanol formado, es decir:

$$\Delta H_r = -43,6 \text{ kJ/mol EtOH}$$

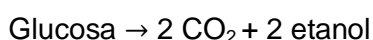
Teniendo en cuenta la relación de la ley de Gay-Lussac, que afirma que cada 100 g de glucosa se obtienen 64.75 mL de etanol.

Siendo 100 g de glucosa, 0.55 moles:

$$-287 \frac{\text{Kcal}}{\text{L etanol}} * 64.75 * 10^{-3} \frac{\text{L etanol}}{0.55 \text{ mol de glucosa}} * 4.186 \frac{\text{KJ}}{\text{Kcal}} = -141.43 \frac{\text{KJ}}{\text{mol de glucosa}}$$

Observando el valor obtenido, se llega a la conclusión de que la reacción es exotérmica.

En condiciones estándar (1 atm y 25°C), se halló que  $\Delta G^\circ$  es -235 kJ/mol<sup>[38a]</sup> para la reacción de fermentación global:



Como el valor hallado para  $\Delta G^\circ$  es negativo, se concluye que la reacción es espontánea.

Dado que no se encontraron datos en bibliografía para calcular apropiadamente el  $\Delta S$ , se decidió calcularlo a partir de los datos encontrados para  $\Delta G$  y  $\Delta H$ , asumiendo que se tendrá un error asociado a que están a distintas temperaturas.

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - T * \Delta S^\circ$$

Reemplazando los valores correspondientes a  $\Delta G^\circ$  y  $\Delta H^\circ$  (a 298 K), se obtiene que:  
 $\Delta S^\circ = 0.31 \text{ kJ/mol K}$

Además, como se tiene el valor de la energía libre de Gibbs de la reacción, se puede calcular la  $K_{eq}$  de la reacción de fermentación como:

$$\ln(K_{eq}) = -\Delta G^\circ / RT$$

Donde R es la constante de los gases ideales (8.314 J/ K\*mol). A 298 K, el valor de  $K_{eq}$  resulta  $1.56 * 10^{41}$ . Como el valor de la constante de equilibrio es muy grande, se concluye que la reacción de fermentación está desplazada hacia los productos.

A partir de la información recabada sobre la fermentación y las condiciones que pueden llegar a inhibirla se decide trabajar a una temperatura de 28 °C (temperatura óptima para la producción de levadura como la de etanol).<sup>[34]</sup> Y lograr una conversión tal en el reactor que el porcentaje en volumen de alcohol no supere el 7% (teniendo un margen de seguridad de 1%, dado que en bibliografía definen como crítico el 8%).<sup>[32]</sup>

En cuanto a la cinética de la reacción, dadas las condiciones en que el modelo ha sido planteado, no fue posible determinar algún parámetro crítico para la misma; pero se ha logrado observar que existen máximos en la velocidad. Para que el modelo cinético represente la realidad en el reactor, se deberá trabajar con un exceso de sustrato.

Teniendo en cuenta la termodinámica de la reacción, dado que es exotérmica, se deberá contar con un sistema de enfriamiento en el reactor, que deberá ser del tipo tanque agitado para favorecer así la transferencia de masa como así también se planteó para hallar su cinética. El trabajar con un proceso continuo muestra una clara ventaja en la producción, como se ha detallado anteriormente, por lo tanto se elige esta metodología como decisión preliminar y se adoptará el método de Melle-Boinot para la producción que incluye un reciclo de la levadura.<sup>[35]</sup>

Consultando formas de producción en industrias existentes, algunas trabajan en una única etapa (un sólo TAC) y otras en múltiples etapas, pero la decisión sobre ello se tomará en capítulos posteriores.

# *Capítulo 3: Análisis de pre/post tratamientos y separaciones*



## Pre-tratamiento de la remolacha y la levadura *Cervizae*

La remolacha azucarera que proviene de los cultivos se almacena en playas al aire libre de 300 m de largo y de 5 a 12 m de alto ya que la remolacha sólo se cosecha en otoño y la planta opera 240 días. Cabe destacar que se asume que la remolacha que llega a la planta ya no cuenta con hojas y que ha sido descoronada.<sup>[38b]</sup>

La remolacha que proviene de las playas de almacenamiento será lavada con agua de río. En esta etapa del pre-tratamiento se eliminan la suciedad y restos de hojas. El agua implementada en este proceso será luego tratada en la planta de tratamiento de efluentes y reutilizada.<sup>[38b]</sup>

El azúcar que está contenido en la remolacha será extraído mediante difusión con agua pero para ello previamente se debe trocear la remolacha para garantizar una buena transferencia de masa de los azúcares de la remolacha hacia el agua. La remolacha deberá entonces ser cortada con un equipo denominado molino de cuchillas donde se obtienen como resultado trozos de remolacha de entre 2,5 y 5 centímetros.<sup>[39]</sup>

Una vez que se tiene lista remolacha, se puede llevar a cabo la extracción de azúcares por difusión. Para esta etapa de pre-tratamiento de la materia prima, se utiliza agua a una temperatura de entre 70 °C que es puesta en contacto con los trozos de remolacha en un tanque. En esta instancia, se estima que cerca del 98% de los azúcares de la remolacha son extraídos, logrando así un jugo a la salida del equipo con un contenido del 15% en azúcares.

En el fondo del tanque quedará el llamado bagazo que consta en sí de sólidos y pulpa, el mismo podrá ser enviado a una prensa y luego a un secador, para obtener la pulpa seca que va a ser vendida.

Separado el jugo crudo del bagazo, el mismo irá a un proceso de depuración donde se eliminan los sólidos en suspensión en la corriente que entra en el fermentador. Luego, dicha corriente irá hacia el reactor.

Si bien se describió hasta aquí el pre-tratamiento que conlleva la materia prima, no sólo entra la solución azucarada al reactor sino que también se ingresa la levadura.<sup>[39]</sup>

La levadura de cerveza por su parte también debe pasar por un pre-tratamiento que es la prefermentación donde ocurre parte del crecimiento de la levadura. En el prefermentador se ingresa la crema de levadura, que es simplemente una solución concentrada de levadura, junto con los nutrientes necesarios para favorecer la reproducción de los microorganismos (sales de fósforo y urea), agua y ácido sulfúrico para asegurar un pH apropiado para las bacterias, además de una corriente de jugo crudo libre de sólidos. En esta etapa la reproducción de levadura comienza y una vez que se incrementa su volumen en el prefermentador es ingresada en el fermentador.<sup>[39]</sup>

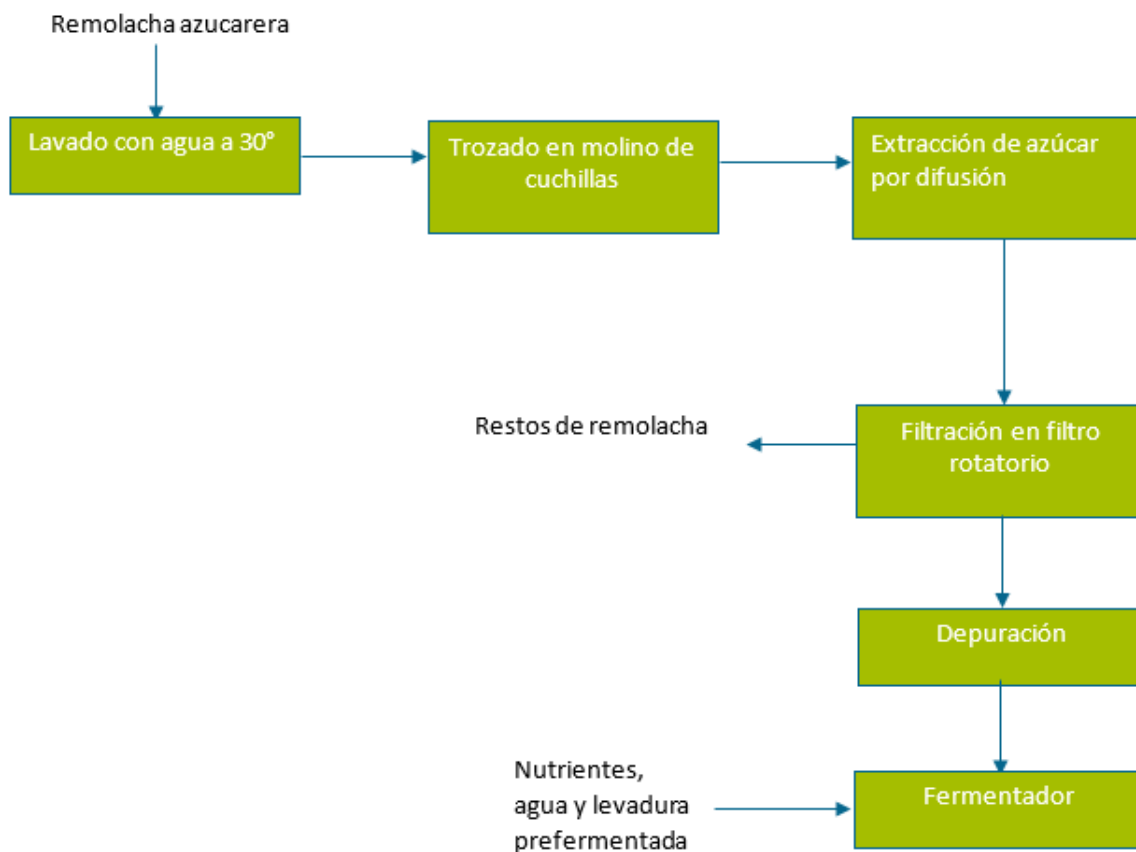


Figura 3.1: Esquema de pre-tratamiento de la remolacha y la levadura de cerveza

### Post tratamientos de la corriente de salida del reactor

La corriente que sale del reactor contiene el producto deseado (etanol), levaduras, agua y dióxido de carbono. Se deben separar las levaduras y el gas formado durante el proceso de fermentación, para luego poder seguir purificando el producto deseado.

A continuación se debe realizar una separación líquido/sólido. Separando la biomasa generada en el proceso de fermentación de la corriente de salida para que no se bloqueen o se dañen los equipos que se encuentran aguas abajo del proceso. Además, la levadura separada en este proceso será reutilizada. La forma más simple para remover la levadura es utilizar la gran diferencia de tamaño entre las pequeñas moléculas de agua y etanol y las grandes células de la levadura. Se determinó que la mejor manera para llevar a cabo esta separación es en un separador centrífugo.

Se decide optar por un proceso de centrifugación en esta etapa ya que se genera una fuerza de hasta diez mil veces la fuerza de la gravedad. Por esta razón se lleva a cabo de forma más rápida y eficiente que por medio de la sedimentación por gravedad. Por otro lado la ventaja de utilizar una centrífuga radica en el hecho que se separaran sólidos que forman sedimentos de difícil separación porque su consistencia es aproximadamente semi-fluido. <sup>[41]</sup>

Otro de los subproductos que deseamos separar de la corriente líquida es el  $\text{CO}_2$  disuelto en dicha fase, pero antes es necesario cuestionarnos si es necesario realizar dicha separación.<sup>[42]</sup>

La separación será necesaria si tenemos una elevada fracción molar de  $\text{CO}_2$  en el efluente líquido del reactor, y para evaluar a priori dicha composición uno se puede valer de los datos que se pueden predecir por la Ley de Henry. En la *Figura 3.2* se encuentra representada la fracción molar de dióxido de carbono para distintas presiones de trabajo y distintas fracciones de etanol para mezclas ternarias de etanol-agua-dióxido de carbono a 298 K. De la *Figura 3.2* puede llegarse a la conclusión de que la fracción molar de  $\text{CO}_2$  en el líquido es muy baja y que por lo tanto no valdría la pena añadir una etapa de separación para la presión de operación que es la atmosférica.<sup>[42]</sup>

A la temperatura de operación del reactor, 28°C, la constante de Henry (que es simplemente cada una de las pendientes de las rectas representadas) será mayor debido al aumento de temperatura provocando así una disminución de la solubilidad del  $\text{CO}_2$  en el líquido y por lo tanto la fracción molar será menor a la estimada a 25°C.<sup>[42]</sup>

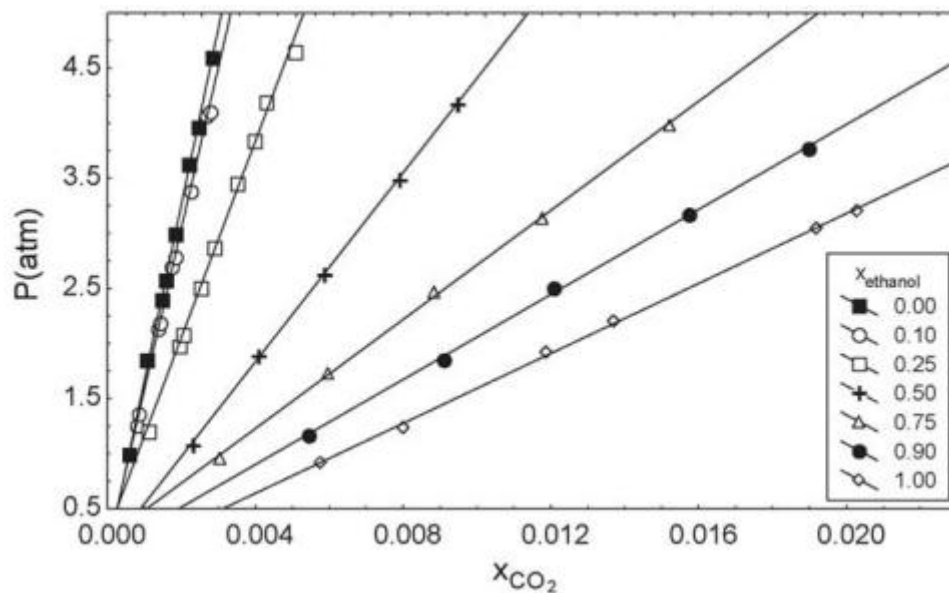


Figura 3.2: Diagrama presión vs composición de  $\text{CO}_2$  en mezclas de etanol y agua.

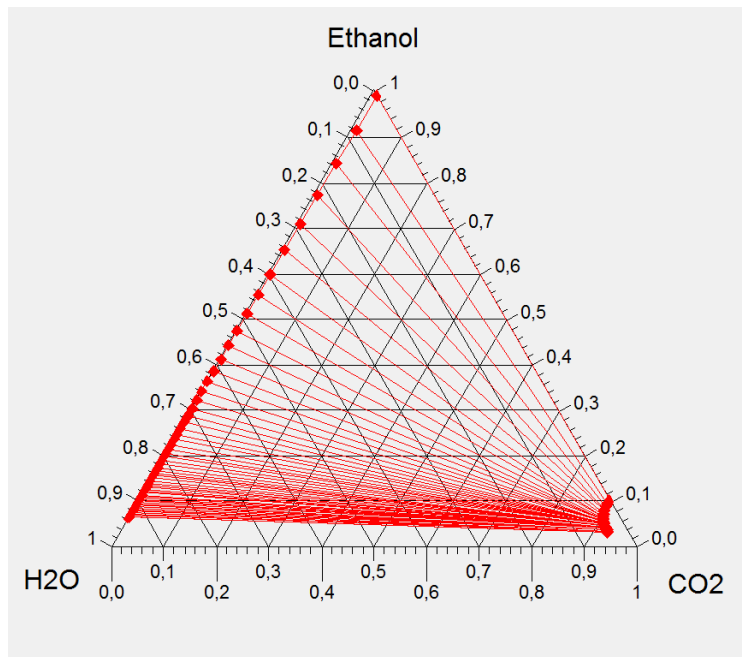


Figura 3.3: Gráfico ternario de composición a la salida del fermentador en  $T=30^{\circ}\text{C}$ ,  $P=101.3\text{kPa}$

Por otro lado, también puede determinarse el ternario con el equilibrio líquido-vapor para esta etapa utilizando el simulador UNISIM ThermoWorkbench. Para la fase vapor se trabajó con el paquete termodinámico gas ideal ya que la presión de trabajo es baja (1 atm) y por lo tanto el modelo representará correctamente la fase gas. Además, para la fase líquida se tuvo en cuenta el árbol de decisión de E. Carlson: teniendo en cuenta que la mezcla es polar, no cuenta con electrolitos, se trabaja a presiones menores de 10 bar y que no hay un equilibrio líquido-líquido se eligió el modelo NRTL.<sup>[43]</sup>

Como se aprecia en la *Figura 3.3* las mezclas que caerán dentro de la zona de equilibrio L-V contarán con una baja composición de etanol en la fase rica en  $\text{CO}_2$  mientras que la fase rica en  $\text{H}_2\text{O}$  contará con una elevada concentración de etanol. Por estos motivos es que se considera despreciable las pérdidas de etanol en la fase gaseosa y es viable un venteo para la eliminación  $\text{CO}_2$  del sistema.

Una posible estrategia sería recuperar el etanol arrastrado por el  $\text{CO}_2$  en una columna de absorción con agua. Sin embargo esto conlleva costos elevados al agregar un equipo más al proceso. La cantidad de etanol que se pierde en la corriente gaseosa representa aproximadamente el 1% en masa de etanol<sup>[40]</sup>, por lo tanto al liberar la corriente gaseosa a la atmósfera las pérdidas del producto deseado son mínimas.

## Métodos de separación

Una vez realizada la fermentación y los tratamientos posteriores para eliminar la fase gas y las levaduras debe realizarse una separación para deshidratar el etanol y conseguir etanol anhidro.<sup>[43]</sup>

La destilación es el proceso por el cual se separan dos o más compuestos en función de su volatilidad relativa. En la destilación tradicional la mezcla se alimenta a una columna de destilación y se calienta, provocando que parte de la misma se vaporice.<sup>[43]</sup>

Dentro de las técnicas que se han desarrollado para deshidratar el etanol se encuentran <sup>[44]</sup>:

- Destilación al vacío
- Destilación azeotrópica
- Destilación extractiva
- Adsorción con tamices moleculares
- Preevaporación

#### Destilación al vacío:

Es una de las primeras técnicas utilizadas para eliminar el azeótropo etanol-agua, aprovechando el efecto conseguido al disminuir la presión del sistema y así obtener etanol anhidro. En la actualidad ha sido desplazada por técnicas de destilación que utilizan agentes de separación. <sup>[45]</sup>

El sistema para obtener etanol anhidro consta de dos columnas consecutivas; en la primera se alimenta una solución diluida para llevarla hasta una composición cercana a la azeotrópica y luego ésta se lleva a la segunda columna, donde se hace vacío para deshidratar el etanol y obtener una composición por encima del 99% en volumen. <sup>[45]</sup>

Para obtener un producto de alta pureza es necesario utilizar columnas de deshidratación con un gran número de etapas (por encima de 40) y con altas relaciones de reflujo, incurriendo en elevados consumos energéticos y altos costos de construcción de la torre. <sup>[45]</sup>

#### Destilación azeotrópica

En los sistemas de destilación azeotrópica se aprovecha la adición de un agente de separación que modifique la condición de azeotropía de la mezcla a una más favorable. Los agentes de separación que inducen la formación de dos fases líquidas (mezclas heterogéneas) se utilizan para separar mezclas azeotrópicas. Dichos agente de separación se selecciona con criterios económicos, de baja toxicidad, de eficiencia en la separación y de conservación de energía. <sup>[45]</sup>

El benceno, que se utilizó durante muchos años, ha perdido aceptación por su toxicidad, impidiendo la aplicación del etanol obtenido con fines farmacéuticos y alimenticios, y obligando a que algunas de las plantas existentes cambiarán de tecnología para la producción de alcohol anhidro. <sup>[45]</sup>

El sistema de deshidratación consta de tres columnas: la primera se utiliza para concentrar la solución alcohólica hasta un punto cercano al azeotrópico. La segunda, conocida como deshidratadora y en la que se alimenta un agente de separación, permite obtener como producto de tope un azeótropo heterogéneo que arrastra el agua y que se condensa para llevarlo luego a un decantador, en el que se produce una separación de fases y se hace la reposición del agente de separación. Como producto de fondo de la columna deshidratadora se obtiene etanol anhidro. La tercera columna, conocida como recuperadora, se alimenta con la fase acuosa del azeótropo formado para retirar el solvente remanente y devolverlo a la columna de deshidratación. <sup>[45]</sup>

### Adsorción con tamices moleculares

Una zeolita sintética del tipo 3 A se utiliza en la gran mayoría de los deshidratadores de etanol, debido a que sus poros tienen un diámetro de 3 Å, mientras que las moléculas de agua tienen un diámetro de 2,8 Å y las moléculas de etanol un diámetro de 4,4 Å. De esta manera, las moléculas de agua son atraídas fuertemente dentro de los poros y las moléculas de etanol pasan a través del lecho sin experimentar atracción alguna.<sup>[45]</sup>

La regeneración (que no es otra cosa que la remoción del agua adsorbida sobre la matriz) se lleva a cabo haciendo pasar una corriente de gas caliente (N<sub>2</sub> o CO<sub>2</sub>) a través del lecho de tamiz molecular. Este gas debe ser químicamente inerte, de alta pureza, con una presión cercana a 1.378 kPa (200 psig) y no debe contener oxígeno o aire.<sup>[45]</sup>

En un primer lecho se lleva a cabo la deshidratación haciendo pasar vapores de etanol azeotrópico, provenientes de una columna de rectificación y un vaporizador, para aumentar su presión entre 205 y 345 kPa (30 y 50 psig) con temperaturas de aproximadamente 423 K (315 °F), desde la parte superior del lecho.<sup>[45]</sup>

En forma paralela, en un segundo tamiz se lleva a cabo la operación de regeneración a una presión reducida de 26 pulgadas de mercurio, que se logra por la combinación de un condensador y una bomba de vacío de anillo líquido. Al disminuir la presión se modifica el equilibrio de adsorción y es posible retirar el agua que ha sido adsorbida previamente; esto se hace recirculando entre 15 y 40% del etanol anhidro obtenido en el primer lecho, de tal manera que se obtienen soluciones alcohólicas con una concentración promedio del 65%, que son recirculadas a una etapa de destilación anterior. Es importante contabilizar la energía adicional requerida para redestilar este líquido, así como electricidad para operar la torre de enfriamiento y el compresor de aire. La regeneración tarda entre tres y diez minutos. Cuando el ciclo deshidratación/regeneración se completa, el primer lecho pasa a la operación de regeneración mientras que el segundo se utiliza en la deshidratación.<sup>[45]</sup>

### Pervaporación

La pervaporación es un proceso de separación relativamente nuevo en el que se remueven compuestos orgánicos volátiles de mezclas acuosas por evaporación, a través de una membrana que tiene elementos en común con la ósmosis inversa y la separación de gases. El principio de la pervaporación se basa en que la fuerza impulsora que permite el transporte de masa a través de la membrana se mantiene por vacío en el lado permeado.<sup>[45]</sup>

La presión y la temperatura del alimento se deben manipular de tal manera que no se presente la ebullición del mismo. El vacío del lado permeado debe ser el adecuado para asegurar que no ocurra condensación del otro lado de la membrana, debido a que cualquier película de condensado en los poros de la membrana puede inhibir la fuerza impulsora.<sup>[45]</sup>

En el proceso se alimenta una mezcla líquida a un lado de la membrana y el producto permeado se remueve al otro lado, como un vapor a baja presión. Inicialmente se alimenta etanol del 94% en peso obtenido de una torre de destilación anterior y que se encuentra almacenado en un tanque, al primer módulo de pervaporación. El etanol alimentado se precalienta por medio de un intercambiador de calor que permite recuperar el

calor de la corriente que abandona la última etapa del proceso, la cual se encuentra a una temperatura cercana a 368 K.<sup>[45]</sup>

La concentración del producto se controla por medio del flujo de alcohol, mientras que la temperatura del alimento se mantiene constante por medio de un sistema de control automático.<sup>[45]</sup>

### Destilación extractiva

La técnica más utilizada en la industria es la de destilación extractiva. El objetivo de esta técnica es separar mezclas binarias azeotrópicas, en las que se adiciona un agente de separación o solvente cuya característica principal es que no presenta la formación de azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla. Además modifica las volatilidades relativas de los componentes presentes.<sup>[45]</sup>

El solvente agregado deberá tener baja volatilidad, para asegurar su permanencia en la fase líquida; y debe tener un punto de ebullición mayor al de los componentes a separar para garantizar el contacto con la mezcla en toda la columna.<sup>[45]</sup>

A la hora de elegir el método de deshidratación del etanol, la destilación extractiva resultó ser la más conveniente. En la *Tabla 3.1* se muestran los resultados en costos para las destilaciones azeotrópica, extractiva y el uso de tamices moleculares. Al observar los resultados estimados por los investigadores mediante correlaciones y simulación de los tres procesos, resulta que la opción más económica es la destilación extractiva. Además en la destilación azeotrópica se deben utilizar agentes de separación que en la mayoría de los casos resultan tóxicos como el benceno. Por otro lado, la ventaja que presenta la destilación extractiva en comparación con la destilación azeotrópica es que el etanol no presenta trazas del agente de separación. De modo que permite obtener la separación del etanol con alta eficiencia.<sup>[46]</sup>

*Tabla 3.1: Comparación de costos de operación asociados a cada tecnología para una misma corriente de Etanol y agua*

Destilación azeotrópica		Destilación extractiva		Adsorción con tamices	
Equipo	Costo (U\$)	Equipo	Costo (U\$)	Equipo	Costo (U\$)
Columna 1	1570510	Columna 1	545501	Torre 1	1040867
Columna	619691	Columna 2	151669	Torre 2	379335
Decantador	308003	Condensador 1	58755	Calentador	825515
Enfriador	72125	Reboiler 1	219090	Enfriador	131098
Reboiler	115589	Condensador 2	410391		
Condensador	63501	Reboiler 2	294533		
Reboiler 2	276924	Enfriador	321582		
<b>Total</b>	<b>3.026.342</b>	<b>Total</b>	<b>2.001.522</b>	<b>Total</b>	<b>2.376.816</b>

Por otro lado, los tamices moleculares presentan un costo de capital elevado según los datos arrojados en la *Tabla 3.1*. Además de dichos costos que solo tienen en cuenta condensadores y reboilers debe sumarse el costo de automatización, ya que debe cambiarse de modo deshidratación a regeneración de la columna en el medio de la operación. Este cambio ocurrirá repetidamente, ya que el tamiz molecular se saturaría rápidamente según la información recolectada.<sup>[47]</sup>

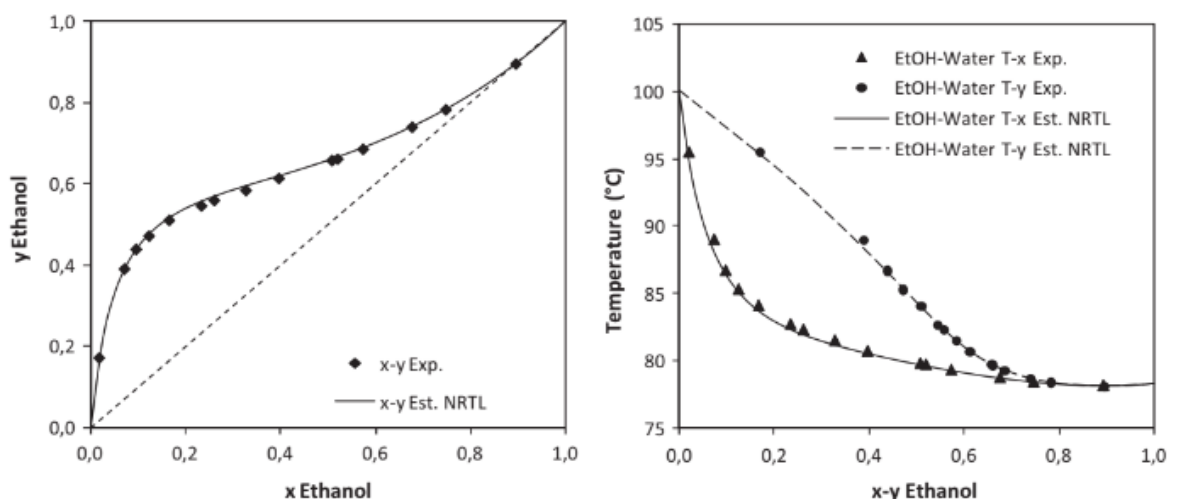
En cuanto a la destilación al vacío, dado que se trabaja al vacío como su nombre lo indica la operación tendrá un alto consumo energético. Además, actualmente es poco utilizado a nivel industrial. Una suerte parecida corre el sistema por pervaporación, dado que el método se encuentra aún en investigación y se requieren membranas de gran tamaño, lo que concluye en un alto costo de capital.<sup>[47]</sup>

#### Modelo termodinámico:

La simulación se realizó utilizando el modelo termodinámico *General NRTL* (Non-Random Two-Liquid Equation) para la fase líquida. Este método se encuentra entre los más adecuados, y es el que mejor correlaciona los datos experimentales.<sup>[43]</sup>

En la fase vapor se asume comportamiento de *Gas Ideal*. Este modelo es adecuado para bajas presiones y para una fase vapor con poca interacción molecular.<sup>[43]</sup>

Las predicciones del modelo termodinámico fueron contrastadas con los datos experimentales para sistemas etanol-agua, agua-glicerol y etanol-glicerol. Los equilibrios L/V y-x y T-xy realizados a partir de resultados experimentales fueron contrastados según las predicciones del modelo en la *Figura 3.4 a) y b)*; y luego verificados utilizando el UniSim ThermoWorkbench superponiendo los gráficos encontrados con los generados en la *Figura 3.5*.<sup>[43]</sup>



*Figura 3.4a):* Diagrama x-y y T-xy a 1 atm, comparación de los valores predichos por el modelo (línea continua) con datos experimentales para el sistema **etanol-agua**.



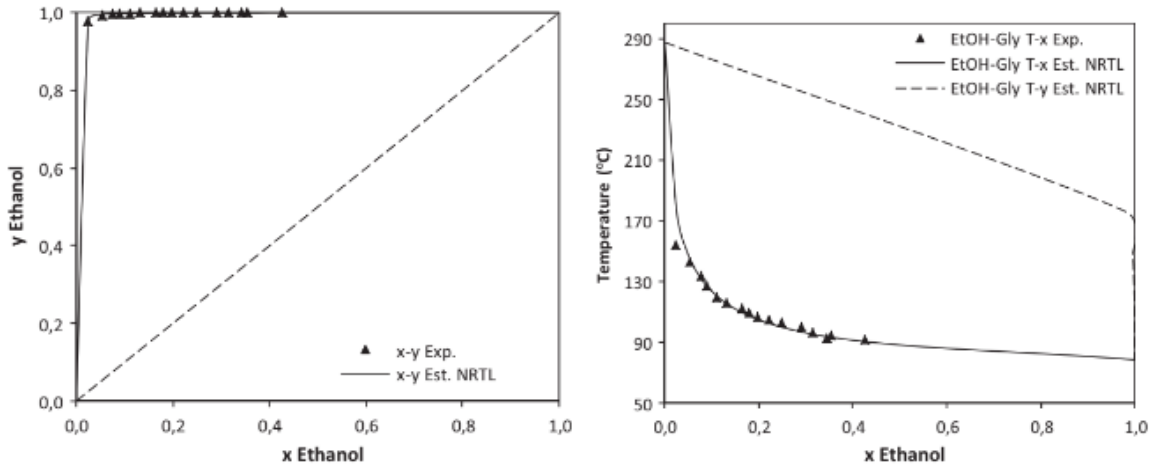


Figura 3.4b): Diagrama x-y y T-xy a 1 atm, comparación de los valores predichos por el modelo (línea continua) con datos experimentales para el sistema **etanol-glicerol**.

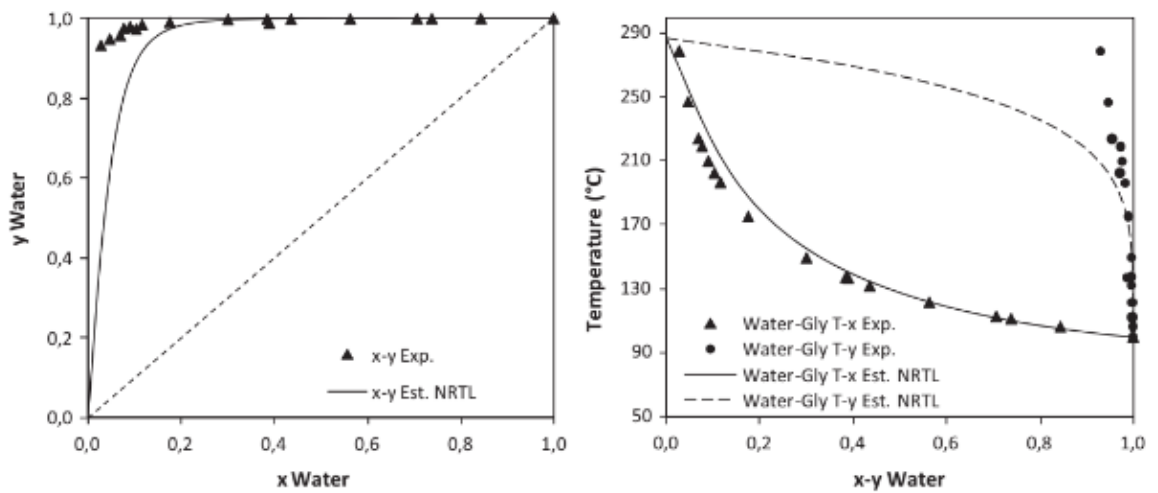
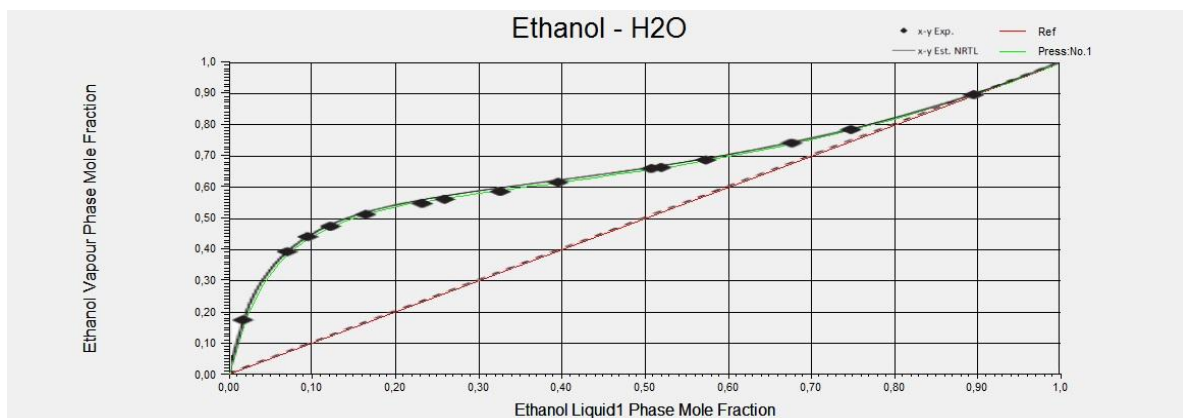
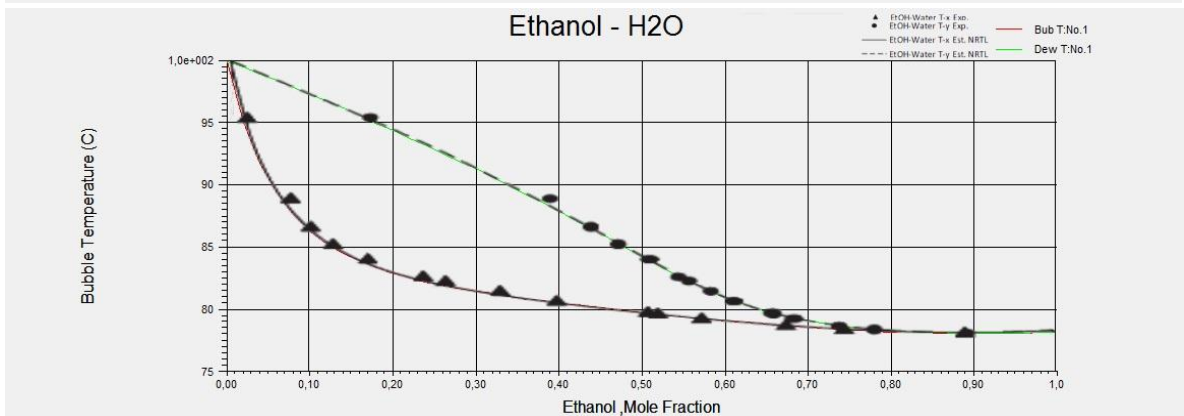
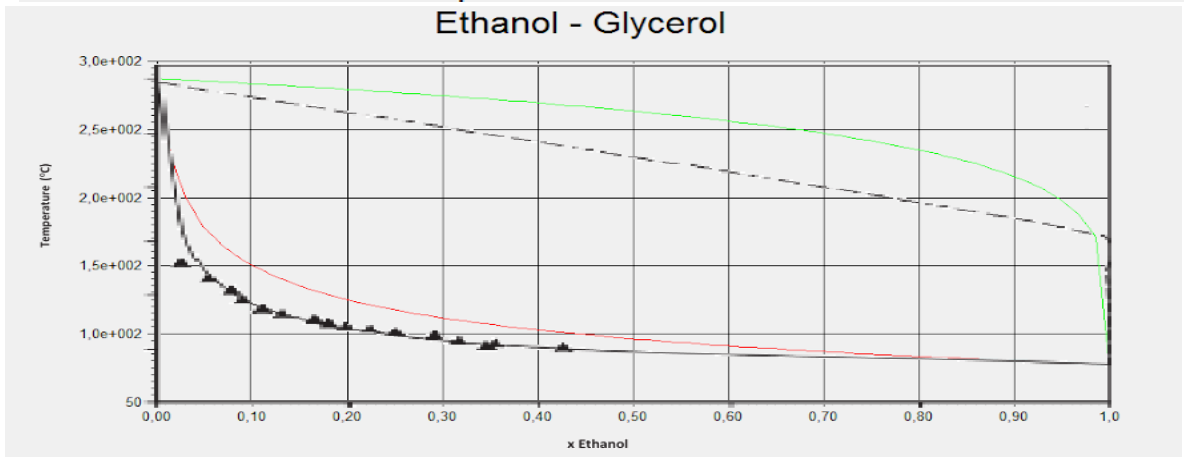
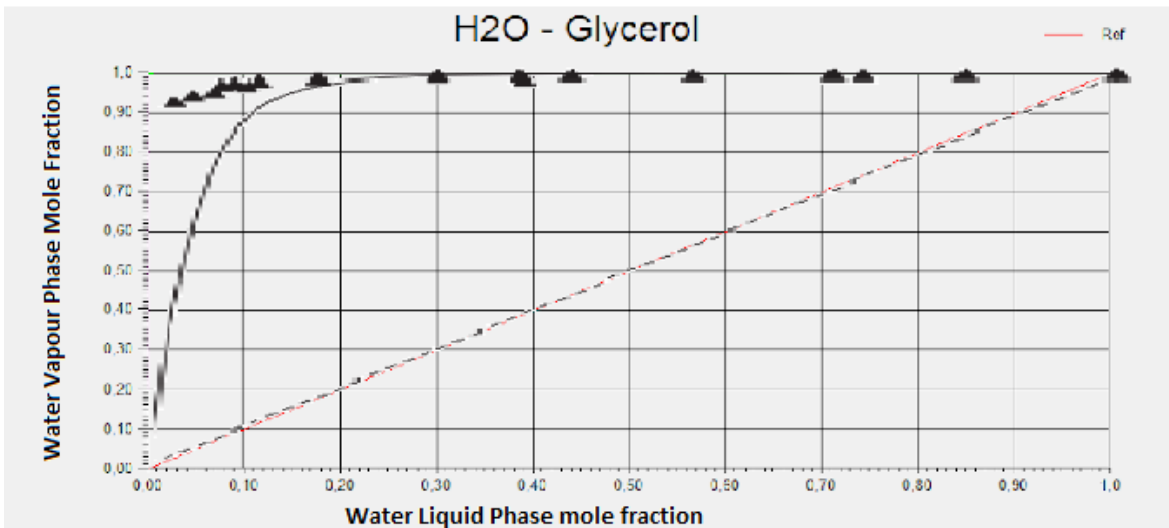
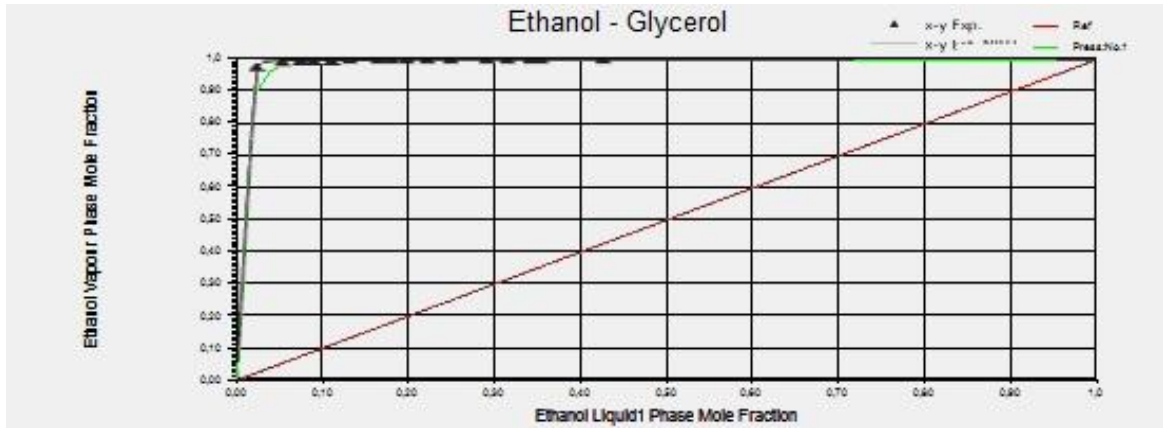


Figura 3.4b): Diagrama x-y y T-xy a 1 atm, comparación de los valores predichos por el modelo (línea continua) con datos experimentales para el sistema **glicerol-agua**.





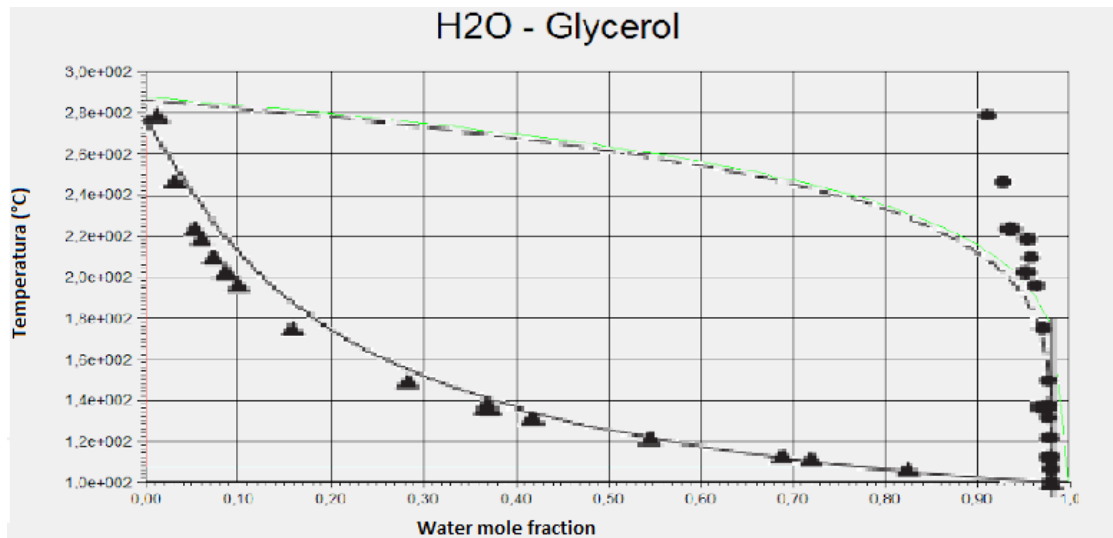


Figura 3.5: Comparación de datos de Figura 3.4 con modelo predicho en UniSim ThermoWorkBench.

Elección del solvente de extracción:

Como puede verse en la Figura 3.6 el agregado de un tercer componente permite la eliminación del azeótropo que se presenta en la solución de etanol diluido. [48]

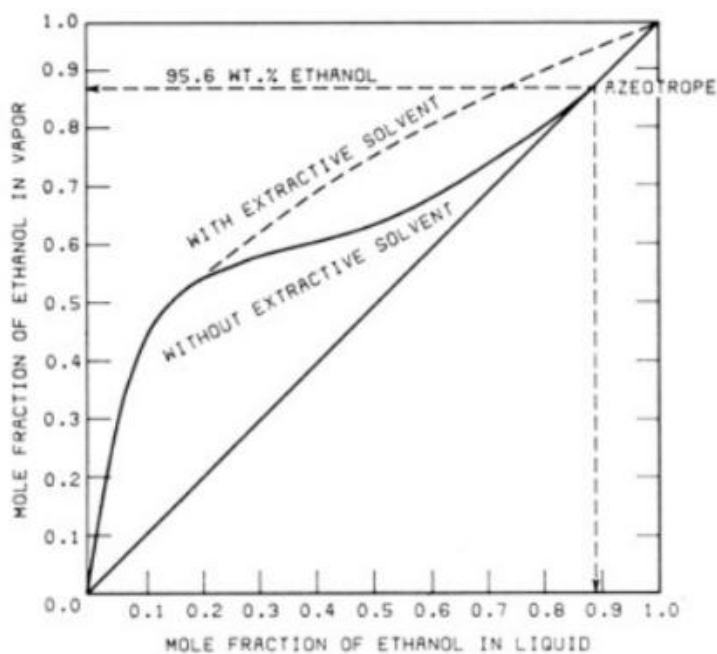


Figura 3.6: Modificación de equilibrio L-V de etanol y agua en presencia de solvente extractor.

Existe una gran variedad de solventes que modifican la forma de la curva del equilibrio líquido-vapor y eliminan el azeótropo. Según las investigaciones de los autores Fu-Ming Lee y Robert H.Pahl (1984) los glicoles son más selectivos en comparación a otros solventes orgánicos. Siendo el glicerol el solvente más selectivo. [48]

En la Figura 3.7 puede observarse cómo se modifica el equilibrio para distintos solventes. Como puede observarse el agregado de solventes tales como glicoles rompen el azeótropo que el etanol forma con el agua y cambian la curva de equilibrio Liq/Vap

favoreciendo la destilación del etanol. En la misma figura se observa que el sistema con glicerina presenta una mejor separación, seguido en segundo lugar por el etilenglicol.<sup>[48]</sup>

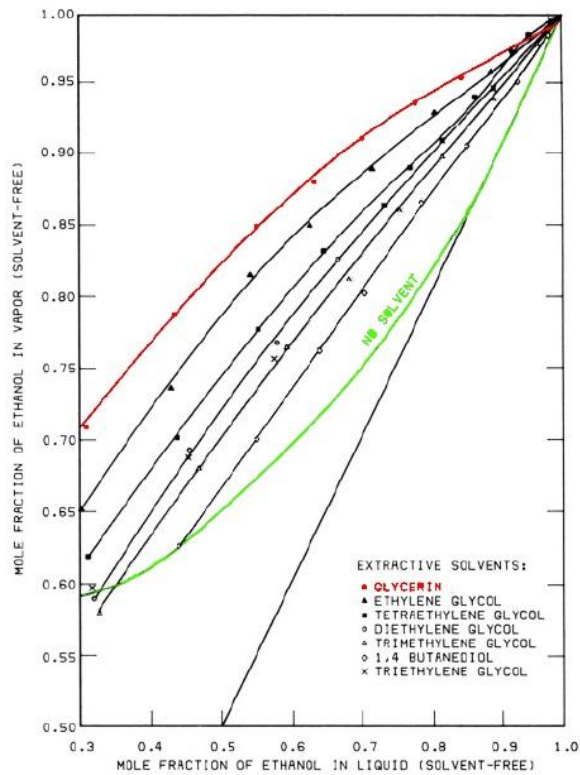


Figura 3.7: Equilibrio pseudo-binario del equilibrio L-V para un sistema etanol-agua.

Utilizando valores experimentales del equilibrio líquido-vapor para cada solvente estudiado pueden estimarse volatilidades relativas, este es un parámetro fundamental para la elección del solvente extractor. Definiendo la volatilidad relativa del etanol al agua ( $\alpha_{12}$ ) como:

$$\alpha_{12} = (Y_1/X_1)/(Y_2/X_2)$$

Donde  $X_1$  y  $X_2$  corresponden a la fracción molar del etanol y el agua en la fase líquida;  $Y_1$  e  $Y_2$  las fracciones molares de estos en la fase gaseosa. Todas las composiciones fueron calculadas en base libre del solvente agregado.<sup>[48]</sup>

La Figura 3.7 se encuentra determinada a presión constante y una variación en la temperatura de 92-107 °C la cual es considerada despreciable para  $\alpha_{12}$  debido que la misma cambia ligeramente con la temperatura. Debido a esto los únicos cambios en  $\alpha_{12}$  fueron causados solamente por un cambio en la composición de la mezcla.<sup>[48]</sup>

Debe señalarse que normalmente un incremento en la relación solvente/alimentación (S/F) suele traducirse en un incremento en  $\alpha_{12}$ . Sin embargo, este no es caso para las mezclas etanol-agua donde solo es posible observar una fuerte dependencia a altas concentraciones de etanol.<sup>[48]</sup>

Debido al alto valor de  $\alpha_{12}$  que posee la glicerina (o glicerol) para distintas relaciones másicas de flujo de solvente y flujo de etanol y agua (S/F), como se observa en la Tabla 2, fue seleccionado como tercer componente. Otras cualidades que posee es la alta disponibilidad, no es tóxica ni corrosiva y su bajo costo, encontrándose a valores de 1 U\$\$/Kg<sup>[49]</sup> para compras industriales.<sup>[48]</sup>

Es importante destacar que el glicerol es uno de los subproductos obtenidos en la producción de biodiesel. En el territorio nacional aproximadamente 88.000 toneladas de glicerol refinado fueron exportados durante el año 2017. Se entiende entonces que se cuenta con una producción importante de dicho solvente en la Argentina. Al utilizar este solvente se continúa apostando a la producción sustentable de etanol. <sup>[50]</sup>

Tabla 3.2: valores de volatilidad relativa para distintas S/F a  $P=0.986 \text{ atm}$

% molar EtOH en líquido	% molar EtOH en vapor	proporción de solvente en Et-H <sub>2</sub> O en peso	$\alpha_{12}$
92.09	97.41	3.4	3.23
84.64	95.45	3.3	3.81
78.23	93.71	3.2	4.14
70.19	91.13	3.1	4.36
63.46	88.01	3.0	4.23
55.11	84.81	2.8	4.55
43.54	78.62	2.5	4.77
30.71	70.81	2.0	5.47

Según la ley 26.093, la concentración de etanol para mezclar con las naftas debería ser 99% V/V, al pasar esta relación a moles (considerando las densidades del etanol y el agua y sus pesos moleculares) resulta que la fracción molar de etanol en el destilado debe ser 0.968.

En la *Figura 3.8*, se observa el diagrama ternario para una curva de residuo con puntos de ebullición a presión atmosférica: <sup>[51]</sup>

Etanol = 78.5 °C
Agua = 100.17°C
Glicerol= 287°C

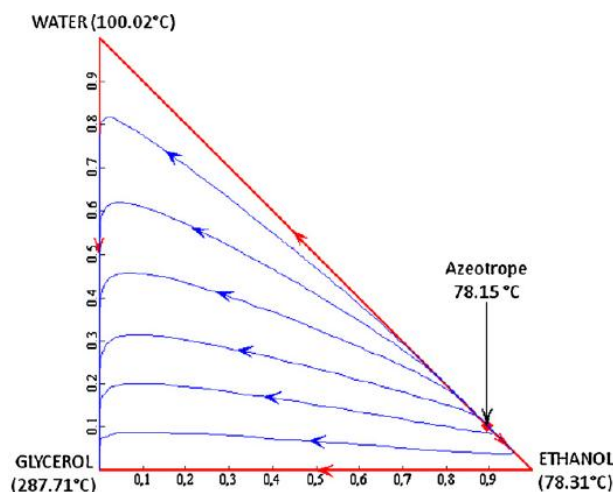


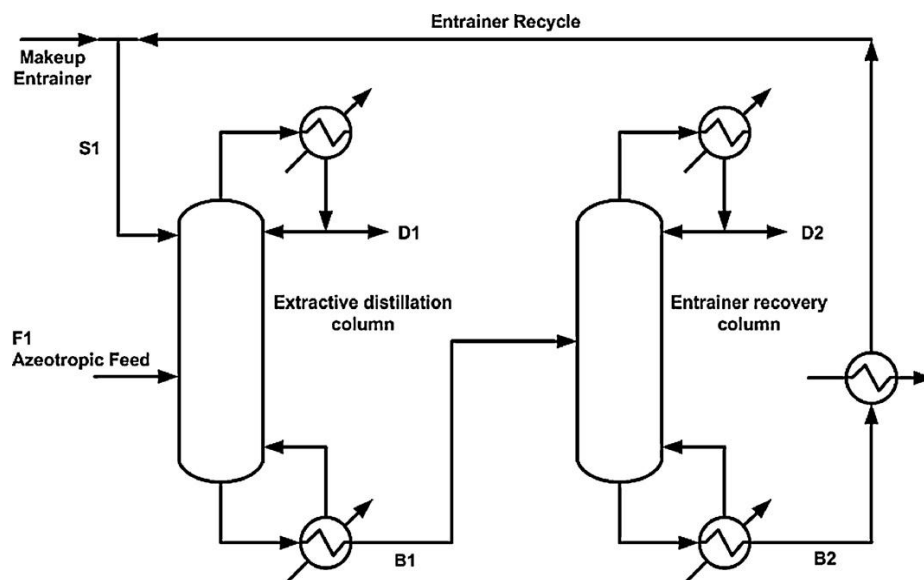
Figura 3.8: Curva de residuo para sistema etanol, agua, glicerol.

A partir del curva residuo presente en la *Figura 3.8* se observa que, para cualquier composición inicial de mezcla, la composición del producto de fondo evoluciona hasta

alcanzar una mezcla de elevada fracción de agua en glicerol. Por este motivo, se acepta el glicerol como solvente adecuado para este proceso. <sup>[43]</sup>

#### Implementación del proceso de separación:

El proceso consta de dos columnas de destilación, una que contempla la destilación extractiva y la otra la recuperación de solvente. En la *Figura 3.9* se muestra un diagrama esquemático de este proceso de separación. La mezcla azeotrópica (F1) y la corriente de solvente (S1) se ingresan a la columna de destilación extractiva en diferentes platos de la torre. El producto de tope de la columna (D1) es el etanol deshidratado hasta el grado deseado y el producto de fondo (B1) está compuesto por una mezcla de solvente y agua. Esta corriente será la alimentación a la segunda torre de destilación, en esta torre el glicerol es separado del agua y recirculado en la corriente B2 hacía la primera columna. El producto de tope (D2) será agua <sup>[43]</sup>



*Figura 3.9: Diagrama simplificado del proceso de separación del sistema etanol/agua.*

# Capítulo 4: Diagrama de flujo y balances globales de la planta

## Balances globales de la planta

La capacidad de producción, definida en el *Capítulo 1* es de 120.000 m<sup>3</sup>/año, esta cantidad fue definida en función de un estudio de mercado. Pero para conocer los flujos de cada corriente en los equipos de la planta, se utilizará la capacidad de diseño.

La capacidad de diseño de la planta es la capacidad instantánea de producción utilizada para el diseño de equipos y surge de la capacidad de producción afectada por un valor de Efectividad Global del Proceso de diseño (EGP). Este valor de efectividad se define de la siguiente forma:

$$EGP = \text{Disponibilidad} \times \% \text{Producción Conforme} \times \% \text{Performance} \quad (1)$$

El factor de *Disponibilidad* tiene en cuenta las horas de planta disponibles para operar respecto de las horas disponibles. En este caso se tomó el valor de referencia 95%.

Por otro lado el *% de Producto Conforme* indica la relación entre el producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido. Se optó por tomar el valor de referencia de 99%.

El factor *Performance* relaciona la capacidad de producción respecto de la capacidad estándar. En este caso el valor de referencia depende de la madurez de la operación. En este caso se decidió considerar el diseño de un proceso maduro, asignándole el valor de 90%.

Entonces según la expresión (1):

$$EGP = 95\% \times 99\% \times 90\% \approx 85\%$$

$$\text{Capacidad de diseño} = 120.000 \text{ m}^3/\text{año} / 85\% = \mathbf{141.176,5 \text{ m}^3/\text{año}}$$

Paso siguiente se definió la cantidad de días al año que operará la planta, para conseguir de ese modo un caudal por hora.

La pérdida de azúcares fermentables es consecuencia de la respiración de la remolacha azucarera en combinación con la fermentación microbiana. Por lo tanto para poder conservar la remolacha azucarera almacenada durante un tiempo prolongado se deberán desarrollar nuevas tecnologías de almacenamiento para preservar los azúcares fermentables. Utilizando atmósferas controladas y a la temperatura adecuada, esto conlleva costos extras sumados al proceso productivo.<sup>[52]</sup>

Como se ha mencionado previamente, el almacenamiento de remolacha genera una pérdida de azúcares fermentables, sin embargo no es tan significativa. Dado que el periodo de cosecha de remolacha en el hemisferio sur comprende la temporada otoñal se considera que será necesario almacenar remolacha para el abastecimiento de la planta. Se optó por 240 días de operación de planta.<sup>[53][54]</sup>

A partir de esto, se puede obtener una capacidad de diseño por hora:

$$\text{Capacidad de diseño} = 141.176,5 \frac{\text{m}^3}{\text{año}} * \frac{1 \text{ año}}{240 \text{ días}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = \mathbf{24,51 \text{ m}^3/\text{h}}$$

La capacidad de diseño de la planta será el caudal de salida de la corriente de producto deseado. A partir de ese valor se comienzan a fijar el resto de los caudales y

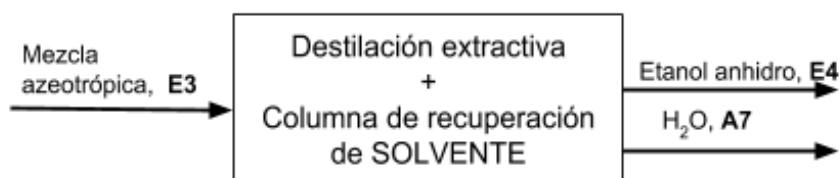


composiciones en las corrientes de los equipos. Por lo tanto, se desarrollarán los cálculos desde la etapa final del proceso productivo ascendiendo hasta la parte inicial del proceso cuando se ingresa la remolacha cosechada.

El proceso de obtención de bioetanol puede dividirse en tres grandes etapas: extracción del material de partida, proceso de fermentación y proceso de deshidratación. La primera etapa comprende el lavado de la materia prima, la molienda de la misma para facilitar la extracción de la sacarosa, el proceso de extracción y por último filtración. La segunda etapa abarca la fermentación alcohólica, conversión de carbohidratos en alcohol y dióxido de carbono por la acción de levaduras, y centrifugación del mosto obtenido donde se separan los residuos sólidos generados en la fermentación, purificando el mosto. Por último se encuentra el proceso de deshidratación del etanol obtenido, esta acción se realiza con una destilación azeotrópica seguida de una destilación extractiva. El solvente extractor utilizado se recupera en una tercera torre de destilación.

Tomando como último eslabón del proceso productivo la destilación extractiva en conjunto con la recuperación de solvente, se realiza un balance a caja negra de esta etapa para calcular las corrientes involucradas. En la *Figura 4.1*, se muestra un esquema del diagrama de bloques simplificado de esta etapa de separación. Según la misma y en todos los diagramas de bloques que aparezcan en el siguiente capítulo las letras mayúsculas que denominan corrientes corresponden a caudales másicos, la simbología  $w$  y  $Q$  se designará para nombrar fracción másica y caudal volumétrico respectivamente.

Sabiendo que la capacidad de diseño de la planta es  $24,51 \text{ m}^3/\text{h}$  de bioetanol (etanol 99% V/V), conociendo la densidad del bioetanol es  $792,5 \text{ kg/m}^3$  (obtenida de UniSim utilizando el paquete termodinámico NRTL-ideal), entonces el caudal másico es  $19.424 \text{ kg/h}$  (etanol 98,7% en P/P o 99% V/V pasado con UniSim); corriente E4. Además, se sabe que a la columna extractiva ingresa una mezcla con una composición cercana a la del azeótropo de etanol agua (etanol 94% en peso); corriente E3. Por lo tanto, se puede hacer un balance a caja negra para conocer el caudal que egresa de la primera columna de destilación simple donde sale la mezcla al 94% etanol.



*Figura 4.1: Esquema del equipo de columna de destilación extractiva y columna de reciclo de solvente*

En la columna de destilación extractiva también se agrega glicerol como solvente extractor, y luego el producto de fondo se recircula para ser recuperado, esa corriente se analizará en el capítulo correspondiente a la destilación en el cual se analizarán más profundamente esos temas. Por ahora, se realiza un balance de masa por componente para el etanol (despreciando la cantidad de etanol que sale por el fondo de la columna de destilación):

$$E3 * w_{EtOH,E3} = E4 * w_{EtOH,E4}$$

Donde  $w_{\text{EtOH}, E3}$  es el porcentaje en peso de etanol en la corriente de entrada (0,94),  $w_{\text{EtOH}, E4}$  es el porcentaje en peso de la corriente de salida (0,987), E3 es el caudal másico de entrada y E4 es el caudal másico de salida (19.424 kg/h).

$$E3 = 20.395 \text{ kg/h}$$

Por lo tanto, a partir de un balance de masa global:

$$E3 = E4 + A7 \rightarrow A7 = 971 \text{ Kg/h}$$

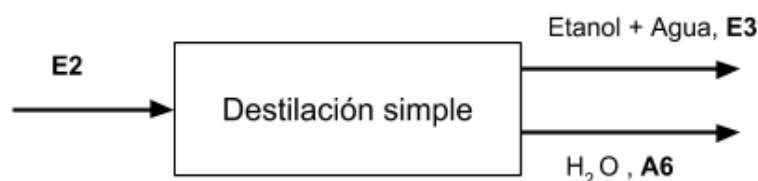
en la destilación extractiva se deben remover 971 kg/h de agua.

Previo a la ya mencionada destilación extractiva se cuenta con una destilación simple en la cual se pretende llegar hasta composición cercana a la azeotrópica (Diagrama de bloques de esta etapa - *Figura 4.2* ). Dado que para realizar esa separación "ideal" se requiere una torre que contenga infinitas etapas se estima que la composición de salida será ligeramente menor a la azeotrópica. Por lo tanto la corriente E3 posee una composición de etanol 94% P/P, y un caudal de 20.395 kg/h.

Dado que la composición de salida de E3 no es azeotrópica una parte de etanol se perderá con la corriente de agua A6. Esta pérdida de etanol es despreciable para los cálculos de los balances globales. En capítulos posteriores se determinará la cantidad de etanol presente en la corriente A6. Para determinar la cantidad de agua que sale en A6 se deberá tener en cuenta el agua que ingresa al fermentador y la que se utiliza para diluir en el mismo.

Por lo tanto para estos balances preliminares se considera que la cantidad de etanol presente en la corriente E2 es igual a la presente en la corriente E3.

$$\text{Caudal másico de etanol (E2)} = 0,94 * 20.395 \text{ kg/h} = 19.171,3 \text{ kg/h}$$



*Figura 4.2: Diagrama de bloques de la etapa de destilación simple.*

Pero además, hay que tener en cuenta que durante la fermentación se genera  $\text{CO}_2$ , el cual arrastra el 1% del etanol generado en el reactor. Entonces, la cantidad de etanol generada es 19.364,95 kg/h. Como la cantidad de etanol que se pierde no es significativa, no se recuperará el mismo. Esta corriente de dióxido de carbono será enviada a una planta de tratamiento ya que no puede descartarse directamente a la atmósfera.

Teniendo en cuenta la cinética de la fermentación alcohólica, y la cantidad de etanol producido, se puede obtener la cantidad de sacarosa necesaria implementando el  $y_{p/s}$ . Para este caso, el  $y_{p/s}=0,48 \text{ kg etanol /kg sacarosa}$ :

$$\frac{19.364,95 \text{ kg etanol/h}}{0.48 \text{ kg etanol / kg sacarosa}} = 40.343,65 \text{ kg sacarosa/h}$$

Esta corriente de sacarosa se encuentra en el jugo de remolacha (corriente J1, Figura 4.3) y es una solución de 16° Brix con 91% de pureza. La densidad de las soluciones de azúcar se mide en grados Brix y representa el peso en gramos de materia seca contenida en 100 gramos de solución. La pureza de una solución es el peso de azúcar en 100 gramos de materia seca<sup>[55]</sup>, por lo tanto, se puede conocer la composición y el caudal total de esta corriente (J1).

$$J1 = \frac{40.343,65 \text{ kg/h}}{0,16 * 0,91} = 277.085,47 \text{ kg/h}$$

$$\text{Masa sólidos totales (J1)} = 277.085,47 \text{ kg/h} * 0,16 = 44.333,7 \text{ kg/h}$$

Sabiendo que hay 40.343,65 kg/h de sacarosa, la cantidad de impurezas inertes son:

$$\text{Impurezas} = 44.333,7 \text{ kg/h} - 40.343,65 \text{ kg/h} = 3990,05 \text{ kg/h}$$

La masa de agua en esta corriente sale de restarle al caudal total el caudal de sólidos:

$$\text{Masa de agua} = 277.085,47 \text{ kg/h} - 44.333,7 \text{ kg/h} = 232.751,77 \text{ kg/h}$$



Figura 4.3: Diagrama de bloques de la etapa de fermentación.

Sin embargo, el agua que entra con la sacarosa no es la única que ingresa al fermentador. Se debe tener en cuenta el agua que ingresa junto con las levaduras y los nutrientes al mismo, la corriente A5 corresponde al agua de dilución. Dicho caudal de agua se sacará de forma estimativa sabiendo que para el modelo cinético optado en capítulos anteriores la concentración de sacarosa en el fermentador debe ser de 136,43 g/L ya que se ha demostrado que es la concentración óptima para la producción de etanol<sup>[34]</sup>, por lo que el caudal volumétrico total ( $Q_v \text{ entrada}$ ) que entra al reactor es:

$$Q_v \text{ entrada} = \frac{40.343,65 \text{ kg sacarosa/h}}{136,43 \text{ kg/m}^3} = 295,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

Asumiendo que las levaduras no afectan significativamente la densidad y considerando la concentración en escala de grados brix, la densidad de la mezcla resulta  $1.055 \text{ kg/m}^3$ <sup>[56]</sup> y por lo tanto el caudal másico ( $M_{tot}$ ) resulta:

$$M_{tot} = 295,7 \text{ m}^3/\text{h} * 1.055 \text{ kg/m}^3 = 311.963,5 \text{ kg/h}$$

En base al modelo cinético elegido, la concentración de levaduras en el fermentador debe ser de  $2,46 \text{ kg/m}^3$ . De este modo conociendo el caudal volumétrico se puede calcular la masa de levaduras presentes.

$$295,7 \text{ m}^3/\text{h} * 2,46 \text{ kg levadura}/\text{m}^3 = 727,42 \text{ kg levadura}/\text{h}$$

Considerando que el caudal de nutrientes y ácido que entra al reactor es despreciable en relación a las demás corrientes, se plantea el siguiente balance de masa de los caudales que ingresan en el fermentador:

$$A5 \text{ (dilución)} + \text{Masa levaduras} + J1 = M_{tot}$$

$$A5 = M_{tot} - \text{Masa levaduras} - J1$$

$$A5 = 311.963,5 - 727,42 - 277.087,47 = 34.148,61 \text{ kg agua}/\text{h}$$

Ahora, sabiendo la cantidad de agua puesta en juego, es posible calcular la corriente de agua que sale de la columna de destilación simple considerando que las pérdidas de agua en la centrífuga son despreciables. En la *Figura 4.4* se encuentra esquematizado el diagrama para el balance a caja negra planteado. Se realiza un balance para el componente agua:

$$A5 + J1 * w_{H_2O,J1} = E3 * w_{H_2O,E3} + A6 * w_{H_2O,A5}$$

$$34.148,61 \text{ kg}/\text{h} + 232.751,77 \text{ kg}/\text{h} = (0,06 * 20.395 \text{ kg}/\text{h}) + A6 * w_{H_2O,A5}$$

$$\text{Masa de agua en } A6 = 265.343,68 \text{ kg}/\text{h}$$

Donde la corriente A6 que sale de la torre de destilación simple está compuesta mayoritariamente por agua, aunque también presenta una pequeña cantidad de etanol como así también sacarosa que no reacciono y las impurezas inertes.

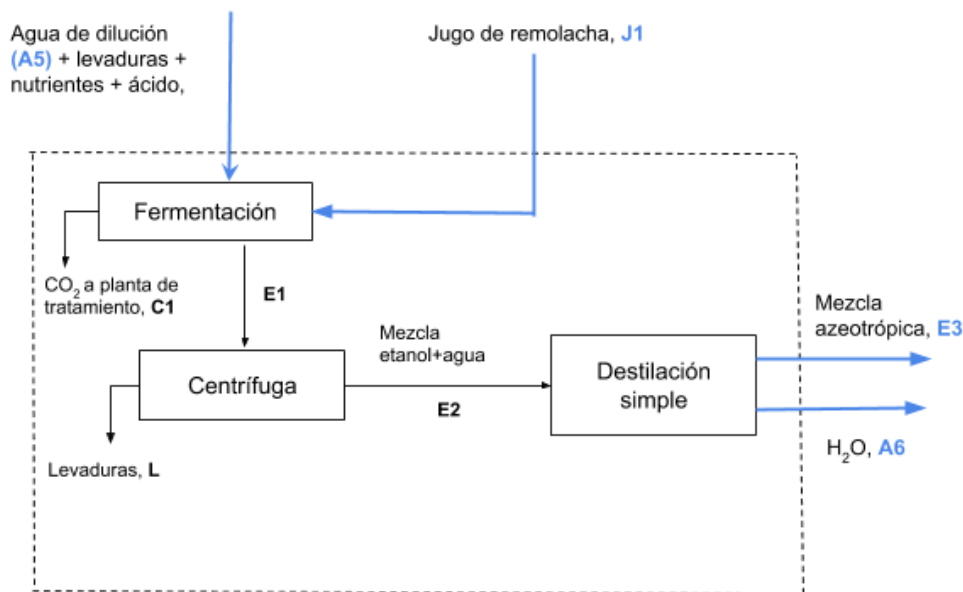


Figura 4.4: Esquema del equipo de fermentación, centrifugación y columna de destilación hasta composición azeotrópica.

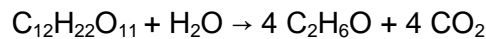
Haciendo nuevamente un paso hacia atrás, se encuentra el fermentador, cuyas corrientes de entrada ya han sido calculadas anteriormente. Las corrientes de salida de este equipo son dos. Por un lado, se tiene la corriente que consta de etanol, agua, sacarosa y

levaduras. Por el otro lado, se tiene la corriente de dióxido de carbono que será dirigida a una planta de tratamiento para ser comprimido, envasado y vendido. Dicha corriente será calculada estequiométricamente teniendo en cuenta la cantidad de etanol producido por hora.



Figura 4.3: Esquema del equipo de fermentación.

Según la estequiometría de la reacción de fermentación, los moles de etanol generados son equivalentes a los moles de dióxido de carbono:



En el proceso se generan 19.364,95 kg/h de etanol, conociendo la masa molar del mismo que es 46 g/mol. Se obtienen 420,97 kmol/h.

$$\text{Masa de } CO_2 \text{ en } C1 = 44,01 \text{ kg/kmol} * 420,97 \text{ kmol/h} = 18.522,99 \text{ kg/h}$$

Además en C1 sale el 1% del etanol formado, es decir, 193,65 kg/h.

$$C1 = 18.522,99 + 196,65 = 18.719,65 \text{ kg/h}$$

Para estimar el caudal volumétrico que sale del reactor con la corriente E1 ( $Q_v$  salida), se considerará la concentración de etanol final en el fermentador según la cinética adoptada y el caudal másico de etanol requerido en la salida del fermentador.

$$\text{Concentración EtOH (E2)} = 64,74 \text{ g/L}$$

$$Q_v \text{ salida} = \frac{19.171,3 \text{ kg EtOH/h}}{64,74 \text{ kg EtOH/m}^3} \approx 296 \text{ m}^3/\text{h}$$

La corriente E1 se compone del etanol producido, agua, sacarosa no consumida, sólidos inertes y biomasa generada. En el reactor se producen 19.364,95 kg/h de etanol, de los cuales el 99% de la masa de etanol formado continua por la corriente E1. Según el modelo cinético adoptado la concentración final de sacarosa es de 1,51 g/L<sup>[34]</sup>. Conociendo el caudal volumétrico que sale del reactor se calcula el caudal másico de sacarosa que egresa del mismo. Se sigue manteniendo la suposición de que la masa de levaduras presentes en el reactor no alteran la densidad de la mezcla de reacción. Además se debe tener en cuenta que junto con la sacarosa no consumida, los sólidos inertes conforman parte del efluente del reactor en la corriente E1. Respecto al caudal de biomasa formada, la concentración alcanzada para el modelo cinético implementado al finalizar la reacción es de 7,9 g de levadura/L.

$$\text{Caudal másico de etanol en E1} = 19.171,3 \text{ kg/h}$$

Caudal másico de sólidos inertes en E1 = 3990,05 kg/h

Caudal másico de sacarosa en E1 =  $296 \text{ m}^3/\text{h} * 1,51 \text{ kg}/\text{m}^3 = 446,96 \text{ kg}/\text{h}$

Caudal másico de biomasa en E1 =  $296 \text{ m}^3/\text{h} * 7,9 \text{ kg levaduras}/\text{m}^3 = 2.338,4 \text{ kg}/\text{h}$

Caudal másico de agua en E1 =  $A5 + J1 * w_{\text{H}_2\text{O},J1} = 34.148,61 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 232.751,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$   
 $= 266.900,38 \text{ kg}/\text{h}$

Además, es necesario agregar ácidos y nutrientes para ajustar el medio de reacción, sin embargo, estos caudales son despreciables frente al caudal de agua y levaduras.

Caudal másico prefermentador =  $A5 + \text{Masa levaduras entrada} + \text{Masa nutrientes} + \text{Masa ácido}$   
 $\approx 34.148,61 \text{ kg}/\text{h} + 727,42 \text{ kg}/\text{h}$   
 $\approx 34.876,03 \text{ kg}/\text{h}$

En resumen, las corrientes de entrada y salida del fermentador son:

$J1 = 277.085,47 \text{ kg}/\text{h}$

Caudal másico proveniente del prefermentador  $\approx 34.876,03 \text{ kg}/\text{h}$

$E1 = 292.844,27 \text{ kg}/\text{h}$

$C1 = 18.719,65 \text{ kg}/\text{h}$

Pretratamiento

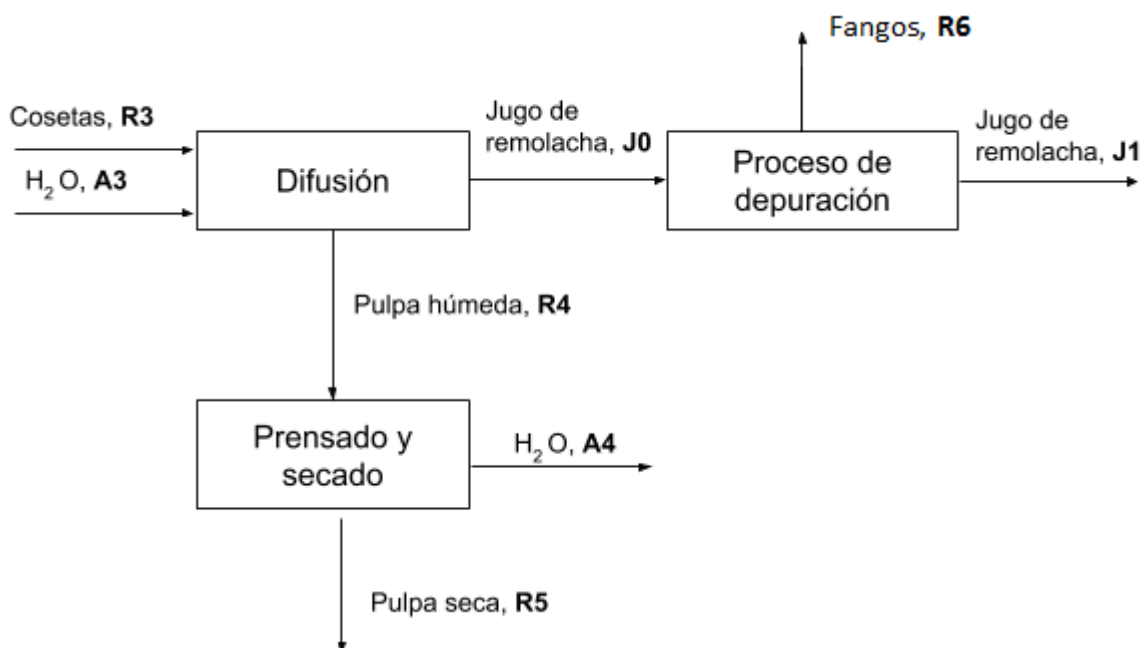


Figura 4.4: Esquema de los equipos abarcado entre la Extracción de azúcares y el Fermentador.

Para obtener el jugo de remolacha de la corriente J1, es necesario es necesario previamente depurar dicho jugo (corriente J0 - *Figura 4.4*). El fin de la depuración es el de eliminar del jugo azucarado que sale de la difusión las sustancias no azucaradas que se encuentran disueltas o en solución coloidal en aquél. La depuración, sin embargo, no se completa totalmente, y únicamente se logra elevar la pureza desde un 85% a un 91%, aproximadamente.

El reactivo usado en esta fase es la cal, bajo forma de lechada de cal, por sus características depuradoras y floculantes. A esta operación se le da el nombre de encalado o defecación y se realiza, generalmente, antes de la carbonatación o saturación, operación consistente en tratar el jugo con anhídrido carbónico. Posteriormente se filtran los jugos.

La depuración se realiza, normalmente, en varias etapas y en la secuencia siguiente: preencalado, encalado, primera carbonatación, primera filtración, segunda carbonatación y segunda filtración.

Las filtraciones se realizan por medio de decantadores, filtros de vacío, filtros de bujías, filtros prensa, etc.

Como residuos de la primera filtración se obtienen los llamados fangos de carbonatación, que son enviados a grandes piscinas para su desecación natural, si bien modernamente se están utilizando sistemas que producen fangos con suficiente materia seca que permiten la evacuación de los mismos en camiones.<sup>[55]</sup>

Dado que se están realizando balances globales preliminares del proceso, se tomará la etapa de depuración como una gran etapa global que contempla todos los pasos descritos anteriormente.

Por lo tanto, la corriente J0 es jugo de remolacha, el cual es una solución de 16° Brix con una pureza del 85%. Además en el proceso de depuración del jugo se pierde el 0,1% de la sacarosa.

La cantidad de sacarosa en J0 es:

$$\text{Caudal másico de sacarosa en } J0 = \frac{40.343,65 \text{ kg sacarosa/h}}{0,999} = 40.384,03 \text{ kg/h}$$

Conociendo que es una solución de 16° Brix y 85% pureza puede determinarse el caudal total (J0) y el caudal de sólidos.

$$J0 = \frac{40.384,03}{0,16 * 0,85} = 296.941,43 \text{ kg/h}$$

$$\text{Sólidos totales } J0 = 296.941,43 * 0,16 = 47.510,63 \text{ kg/h}$$

La cantidad de impurezas en la corriente J0 es:

$$\text{Impurezas } J0 = 47.510,63 - 40.384,03 = 7.126,6 \text{ kg/h}$$

Y la corriente de agua en J0:

$$\text{Agua } J0 = 249.430,8 \text{ kg/h}$$

Entonces, al pasar por el depurador, de la corriente J0 se eliminan:

$$\text{Agua } R6 = \text{Agua } J0 - \text{Agua } J1$$

$$\text{Agua } R6 = 249.430,8 - 232.751,77 = 16.679,03 \text{ kg/h}$$

$$\text{Impurezas } R6 = \text{Impurezas } J0 - \text{Impurezas } J1$$

$$\text{Impurezas } R6 = 7.126,6 - 3990,05 = 3136,55 \text{ kg/h}$$

$$\text{Sacarosa } R6 = \text{Sacarosa } J0 - \text{Sacarosa } J1$$

$$\text{Sacarosa } R6 = 40.384,03 - 40.343,65 = 40,38 \text{ kg/h}$$

$$R6 = 40,38 + 16.679,03 + 3.136,55 = 19.855,96 \text{ kg/h}$$

El caudal total de fangos (R6) que se eliminan durante el proceso de depuración es 19.855,96 kg/h.

El reactivo utilizado para realizar la depuración del jugo de sacarosa es la cal. Según los datos bibliográficos <sup>[55]</sup> consultados, una cifra estimada para el consumo de piedra caliza es el equivalente al 4% de la masa de la remolacha tratada.

Previamente, para obtener el jugo de remolacha de la corriente J0, se realiza el proceso de extracción.

La extracción con agua caliente de la materia soluble contenida en las cosetas (azúcares y no azúcares), se realiza por difusión de ésta a través de la pared celular. Se lleva a cabo en difusores continuos por cuyo interior avanza la coseta empujada por dos tornillos sinfín inclinados circulando en contracorriente con el agua que, a su paso por dicho difusor, irá extrayendo la sacarosa de la remolacha convirtiéndose en el jugo bruto (J0). Por el extremo opuesto del difusor se descarga la coseta ya agotada que se denomina pulpa. <sup>[57a]</sup>

La corriente de cosetas está formada por 16,5% sacarosa, 65,62% agua y 17,88% otros sólidos. Durante el proceso de extracción se pierden 0,6% de sacarosa. Con este dato puede se puede calcular el caudal total de cosetas (R3).

$$\text{Sacarosa } R3 = \frac{40.384,03}{0,994} = 40.627,8 \text{ kg/h}$$

$$R3 = \frac{40.627,8}{0,165} = 246.229,07 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua } R3 = 246.229,07 * 0,6562 = 161.575,52 \text{ kg/h}$$

$$\text{Otros sólidos } R3 = 44.025,76 \text{ kg/h}$$



Una vez que se conoce el caudal total de remolacha tratada es posible estimar la cantidad de cal necesaria en el proceso de depuración.

$$\text{Caudal másico de cal} = 4\% * R3 = 989.188 \text{ kg/m}^3$$

La pulpa húmeda (R4), que sale del proceso de difusión está formada por 6% de sólidos totales (la sacarosa pérdida y el resto de otros sólidos de la remolacha) y 94% de agua.

Entonces, en R4 se tiene:

$$\begin{aligned} \text{Sacarosa } R4 &= \text{Sacarosa } R3 - \text{Sacarosa } J0 \\ \text{Sacarosa } R4 &= 40.627,8 - 40.384,03 = 243,77 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Otros sólidos } R4 &= \text{Otros sólidos } R3 - \text{Otros sólidos } J0 \\ \text{Otros sólidos } R4 &= 44.025,76 - 7.126,6 = 36.899,16 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

La cantidad de sólidos totales solamente representa el 6% de esta corriente, el resto es agua. <sup>[55]</sup>

$$R4 = \frac{36.899,16 + 243,77}{0,06} = 619.048,83 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua } R4 = 619.048,83 * 0.94 = 581.905,9 \text{ kg/h}$$

Una vez que se conocen todas las corrientes R3, J0 y R4, y sus composiciones, es posible calcular el agua necesaria realizando un balance por componentes:

$$\text{Agua } A3 + \text{Agua } R3 = \text{Agua } J0 + \text{Agua } R4$$

$$\text{Agua } A3 + 161.575,52 = 249.430,8 + 581.905,9$$

$$\text{Agua } A3 = 669.761,18 \text{ kg/h}$$

El agua A3 es el agua que debe entrar en contracorriente con las cosetas en el proceso de difusión para obtener el jugo de remolacha J0.

Para conseguir una buena conservación de la pulpa saliente (R4) de la difusión es preciso reducir el contenido en agua de la misma hasta que alcance uno del 90% de materia seca. Esto se logra por los procesos de prensado y secado. La presión es un proceso mecánico menos costoso que el secado, pero la presión, por condicionamientos fisicoquímicos, sólo permite reducir el contenido en agua hasta alcanzar aproximadamente un 22% de materia seca. Por ello, después del prensado, la pulpa pasa a secaderos rotativos que, mediante aire caliente, permiten alcanzar el 90% de materia seca. <sup>[55]</sup>

La pulpa seca (R5) sólo contiene un 10% en peso de agua y será vendida como pienso.

$$\text{Sólidos totales en } R5 = 36.899,16 + 243,77 = 37.142,93 \text{ kg/h}$$

$$R5 = \frac{37.142,93}{0,9} = 41.269,92 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua en R5} = 41.269,92 - 37.142,93 = 4.126,99 \text{ kg/h}$$

El agua eliminada en el proceso de prensado y secado (A4) es:

$$\text{Agua A4} = \text{Agua R4} - \text{Agua R5}$$

$$\text{Agua A4} = 581.905,9 - 4.126,99 = 577.778,91 \text{ kg/h}$$

La corriente A4 no se encuentra compuesta completamente por agua pura al contar con impurezas y sacarosa. Esta misma se podría estimar con una eficiencia de equipo de prensado.

Previamente al proceso de difusión, la remolacha lavada, a través de las cintas transportadoras, llega a las tolvas de alimentación y de éstas pasa a los cortarraíces para ser troceada en tiras, denominadas cosetas, que presentan una gran superficie, característica necesaria para el siguiente proceso.

Para el lavado de la remolacha, se estima que se utilizaran 4 L de agua por kilo de remolacha, si bien este dato proviene de la industria de la papa frita, se lo tomará como estimación.

$$\text{Agua de lavado} = 4 \text{ L/kg remolacha} * 246.229,07 \text{ kg remolacha/h} = 984.916,28 \text{ L/h}$$

## Diagrama de flujo del proceso

En la *Figura 4.5* se observa de forma simplificada el diagrama de flujo de la planta. Cada corriente se encuentra definida con una letra y en la *Tabla 4.1* se encuentran las especificaciones de caudal y composición de cada corriente, así como temperatura para alguna de ellas.

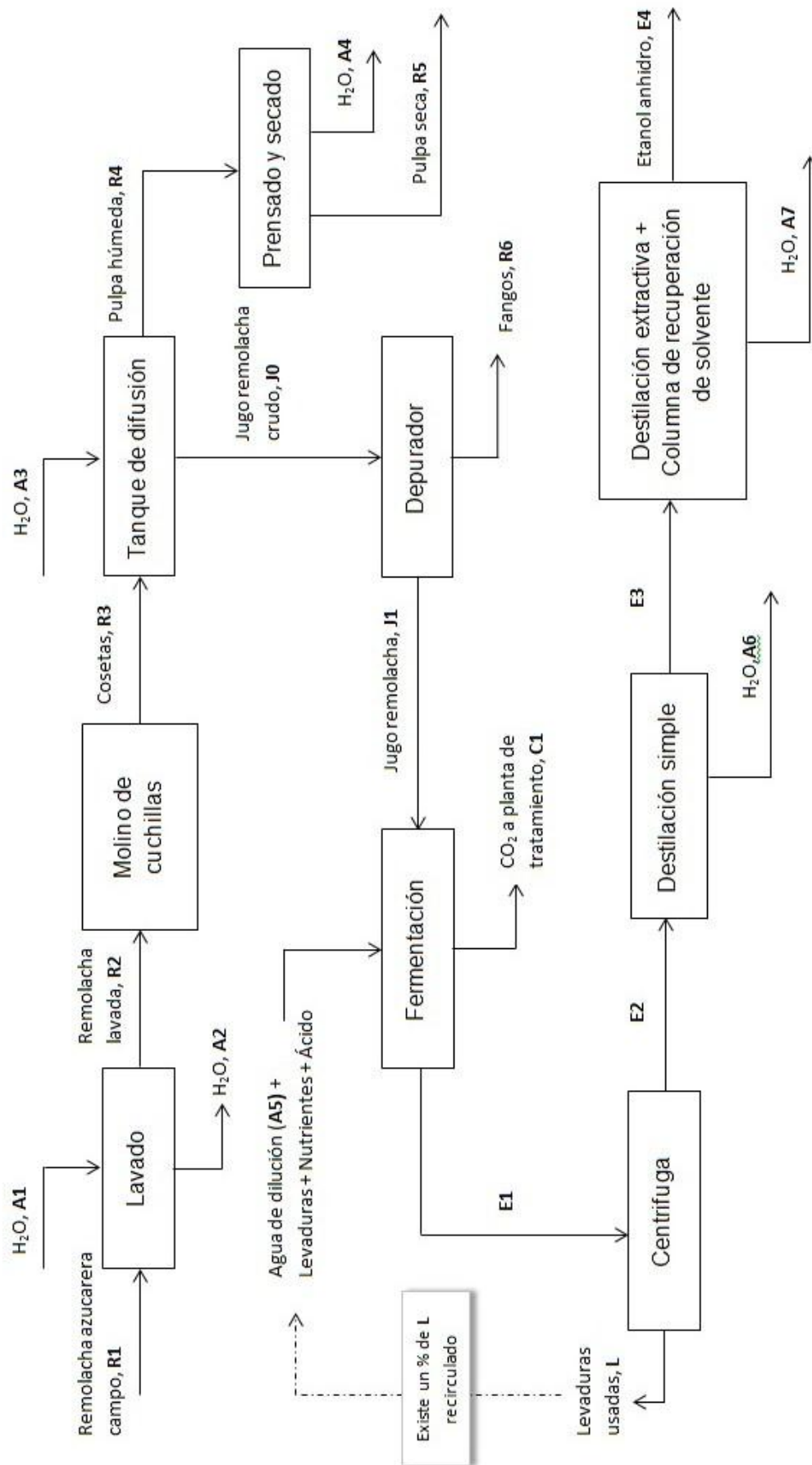


Figura 4.5: Diagrama de flujo de la planta

Tabla 4.1: Especificaciones de cada corriente

Remolacha			
Corriente	Caudal másico (kg/h)	Componentes	Composición: fracción másica de sacarosa
R1	246.230	Sacarosa - Sólidos - Agua	0,165
R2	246.230	Sacarosa - Sólidos - Agua	0,165
R3	246.230	Sacarosa - Sólidos - Agua	0,165

Pulpa			
Corriente	Caudal másico (kg/h)	Componentes	Composición: sólidos totales
R4	619.050	Sacarosa - Agua - Sólidos	0,06
R5	41.270	Sacarosa - Agua - Sólidos	0,9
R6	19.855	Sacarosa - Agua - Sólidos	0,16

Jugo de remolacha			
Corriente	Caudal másico (kg/h)	Componentes	Composición: fracción másica de sacarosa
J0	296.941	Sacarosa - Sólidos - Agua	0,136
J1	277.085	Sacarosa - Sólidos - Agua	0,146

Agua			
Corriente	Caudal másico (Kg/h)	Componentes	Composición: fracción másica de H <sub>2</sub> O
A1	984.920	Agua	1
A2	984.920	Agua - material orgánico	~1
A3	669.760	Agua	1
A4	581.910	Agua	~1

A5	34.150	Agua	1
A6	265.340	Agua	1
A7	970	Agua	1

Etanol			
Corriente	Caudal másico (kg/h)	Componentes	Composición: fracción másica de EtOH
E1	292.840	Etanol - Agua - Levaduras	0,065
E3	20.395	Etanol - Agua	0,94
E4	19.424	Etanol - Agua	0,987

C1 = 18.302 kg/h (Caudal de CO<sub>2</sub>) Este caudal de gas será llevado a una planta de tratamiento externa, que no se analizará en este proyecto para poder así envasarlo.

A1 y A2 corresponden al agua de lavado en la etapa inicial del proceso, estos caudales son iguales y no contribuyen al balance de masa global del proceso. El caudal A2 corresponde a agua con resto de materia orgánica luego del lavado y será utilizado para regar los campos.

### Balance general de la planta

En base a los balances en cada etapa y al diagrama de flujo de la planta, se plantea el balance general para cada componente.

#### Agua

Los ingresos de agua a la planta se deben a la corriente de remolacha (R1), al agua de lavado (A1), al agua necesaria para el difusor (A3) y al agua de dilución (A5). Las salidas son en el producto (E4), la salida del tanque de lavado (A2), la salida del proceso de prensado y secado (A4), en la pulpa seca (R5), en los fangos del proceso de depuración (R6) y en el fondo de la primera torre de destilación (A6).

En el balance se tiene:

*Entrada – Salida*

$$\text{Entrada} = R1 * 0,6562 + A1 + A3 + A5$$

$$\text{Salida} = E4 * 0,013 + A2 + A4 + R5 * 0,1 + R6 * 0,002 + A6$$

$$\text{Entrada} = 246.229,07 * 0,6562 + 984.916,28 + 669.761,18 + 34.148,61$$

$$\text{Entrada} = 1.850.401,58 \text{ kg/h}$$

$$\text{Salida} = 19.424 * 0,013 + 984.916,28 + 577.778,91 + 41.269,92 * 0,1 + 19.855,96 * 0,84$$

$$+ 265.343,68$$

$$\text{Salida} = 1.849.097,38 \text{ kg/h}$$

$$\text{Entrada} - \text{Salida} = 1.304,2 \text{ kg/h}$$

La diferencia entre entradas y salidas de agua de la planta son 1.304,2 kg/h lo cual es menor al 1% que se tiene en las entradas y salidas. Una parte del error puede provenir de no considerar pérdidas de agua al momento de la fermentación, ya que hay una corriente de gas (CO<sub>2</sub>) que podría arrastrar agua. Otra fuente de error en el análisis preliminar puede ser la primera torre de destilación, donde no se contempla la pérdida de etanol por el fondo de la torre, lo cual generaría que la composición de etanol sea menor en la salida del tope, y para compensar, se pierda más agua por el fondo, de manera que se compensa la pérdida de etanol y se logra mantener la composición deseada.

### Impurezas

Para realizar los balances preliminares se tomó en cuenta que la remolacha estaba formada por: agua, sacarosa y otros sólidos (impurezas). De manera que las impurezas ingresan con la remolacha (R1), y egresan con la pulpa seca (R5) y los fangos (R6).

$$\text{Entrada} - \text{Salida}$$

$$\text{Entrada} = R1 * 0,1788$$

$$\text{Salida} = R5 * 0,894 + R6 * 0,158$$

$$\text{Entrada} = 246.229,07 * 0,1788 = 44.025,76$$

$$\text{Salida} = 41.269,92 * 0,894 + 19.855,96 * 0,158 = 40.035,71$$

$$\text{Entrada} - \text{Salida} = 44.025,76 - 40.035,71 = 3.990,05 \text{ kg/h}$$

La diferencia entre las entradas y las salidas son 3.990,05 kg/h, lo cual es alrededor del 10% de lo que ingresa en la planta. Luego de pasar por el tanque de difusión, sale por un lado la pulpa seca (R5) la cual contiene un alto porcentaje de impurezas las cuales no son solubles. El jugo de remolacha (J0) es tratado en el depurador para obtener el jugo que se dirige al fermentador (J1). En el depurador se tratan las impurezas que se encuentran en el jugo en forma de suspensión coloidal, de manera que se obtienen los fangos (R6). Entonces, el restante de impurezas (la diferencia obtenida aquí) son impurezas solubles en el jugo. Dichas impurezas no se tuvieron en cuenta en el análisis preliminar y es por esto que surge esta diferencia entre entradas y salidas, de todas formas, esta corriente debería salir del fondo de la primera torre de destilación junto con el agua.

### Sacarosa

La sacarosa entra a la planta con la remolacha (R1) y sale con la pulpa seca (R5) y los fangos (R6), pero además se consume en los fermentadores para formar el etanol. El balance de masa es:

$$\text{Entrada} - \text{Salida} - \text{Consumo}$$

$$\text{Entrada} = R1 * 0,165$$

$$\text{Salida} = R5 * 0,0059 + R6 * 0,00352$$

$$\text{Consumo} = 40.343,65$$

$$\text{Entrada} = 246.229,07 * 0,165 = 40.627,8$$

$$\text{Salida} = 41.269,92 * 0,0059 + 19.855,96 * 0,00352 = 284,15$$

$$\text{Consumo} = 296 * (136,43 - 1,51) = 39.936,32$$

$$\text{Entrada} - \text{Salida} - \text{Consumo} = 40.627,8 - 284,12 - 39.936,32 = 407,36 \text{ kg/h}$$

La diferencia entre lo que ingresa y lo que sale más lo que se consume es 407,36 kg/h, lo cual representa alrededor del 1% de lo que entró. En el análisis que se ha hecho hasta aquí no se tuvo en cuenta que por el fondo de la primera torre podía salir esta corriente de sacarosa.

### Etanol

El etanol se forma en los fermentadores y una parte se pierde con la corriente de dióxido de carbono y el resto es el producto. Entonces, se tiene que:

$$\text{Generación} - \text{Salida}$$

$$\text{Generación} = 19.364,65$$

$$\text{Salida} = C1 * 0,0105 + E4 * 0,987$$

$$\text{Salida} = 18.302,35 * 0,0105 + 19.424 * 0,987 = 19365,14$$

$$\text{Generación} - \text{Salida} = -0,49 \text{ kg/h}$$

La diferencia se debe a errores de redondeo.

### Dióxido de carbono

El dióxido de carbono se forma en cantidades estequiométricas con el etanol y luego se dirige hacia una planta donde será tratado. El balance es:

$$\text{Generación} - \text{Salida}$$

$$\text{Generación} = \frac{19.364,65}{46 \text{ kg et/kmol et}} * 44 \text{ kg dioxido/kmol dioxido} = 18.522,7 \text{ kg/h}$$

$$\text{Salida} = 18.522,7 \text{ kg/h}$$

$$\text{Generación} - \text{Salida} = 18.522,7 - 18.522,7 = 0$$

# Capítulo 5: Diseño de los Sistemas de Reactores



## Tipo y Configuración de reactores

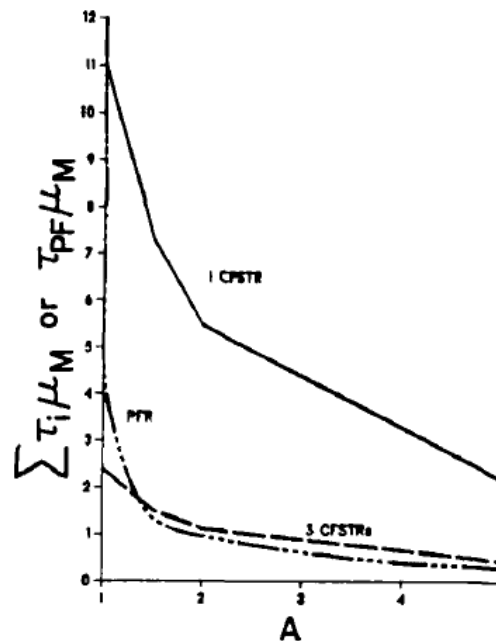


Figura 5.1: Comparación de tiempo de residencia en distintos sistemas para distintos coeficientes de reciclo(A).<sup>[57b]</sup>

Para la determinación del tipo de reactor se encontraron experiencias en las cuales, mediante mismas condiciones experimentales, se realizaron comparaciones de tiempo de residencia para distintos sistemas. Como se observa en la *Figura 5.1*, sistemas conformados por tanques agitados continuos (en inglés: CFSTR) con un número de tanques mayor a 3 el tiempo de residencia será menor al presente en sistemas compuestos por reactores TUB (en inglés: PFR).<sup>[57b]</sup>

Además, el hecho de tener agitación en el medio de reacción facilita la transferencia de calor por convección. Otra buena razón para trabajar con un tanque agitado es el hecho de que proporciona una condición homogénea en todo el reactor, dicha condición es deseable para reacciones biológicas.<sup>[58a]</sup>

Se puede concluir entonces, en base a la bibliografía consultada, que la mejor opción de reactor para llevar a cabo la reacción es un tanque agitado continuo (TAC) y no un reactor tubular. Una vez elegido el tipo de reactor, debe realizarse un diseño óptimo para llegar al volumen de reactor requerido. Como criterio de diseño óptimo se tomará aquel diseño que requiera un menor volumen de reactor, analizando la curva de velocidad de reacción.<sup>[58a]</sup>

En el *Capítulo 2*, donde se analizó la cinética de la reacción, se llegó a obtener la expresión del polinomio que describe la relación entre la velocidad de reacción y la concentración de la sacarosa. La representación de dicha función junto con los valores experimentales que ajusta la misma se encuentra representada en la *Figura 5.2*.

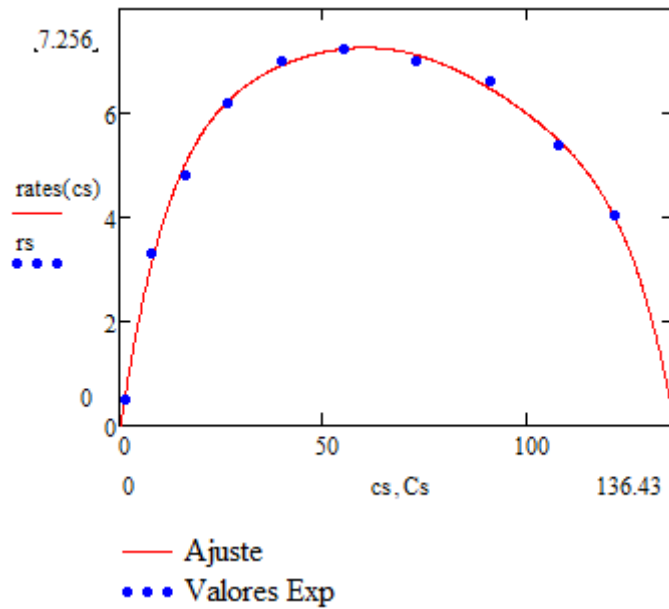


Figura 5.2. Velocidad de consumo de sacarosa vs. Concentración de sacarosa

Donde el polinomio que ajusta correctamente, es de la forma:

$$-ra(Cs) = -0.199 + 0.546 * Cs - 0.019 * Cs^2 + 3.8 * 10^{-4} * Cs^3 - 4.37 * 10^{-6} * Cs^4 + 2.592 * 10^{-8} * Cs^5 - 6.2 * 10^{-11} * Cs^6$$

Para tener una idea gráfica del volumen del posible sistema de reactores es necesario tener un gráfico de  $1/-ra$ , que se encuentra representado en la Figura 5.3.

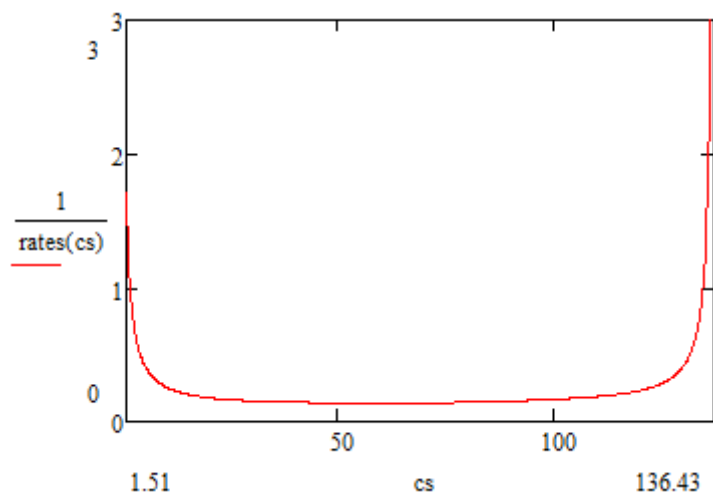


Figura 5.3. Curva de  $1/-ra$  vs concentración

En caso de tomar un solo tanque agitado, el volumen del reactor es semejante al área sombreada en la Figura 5.4.A. En cambio al trabajar con una serie de tanques, se pueden seleccionar las concentraciones de salida para lograr un área mínima, lo que conlleva a un menor volumen total de reactor, como se observa en la Figura 5.4.B.

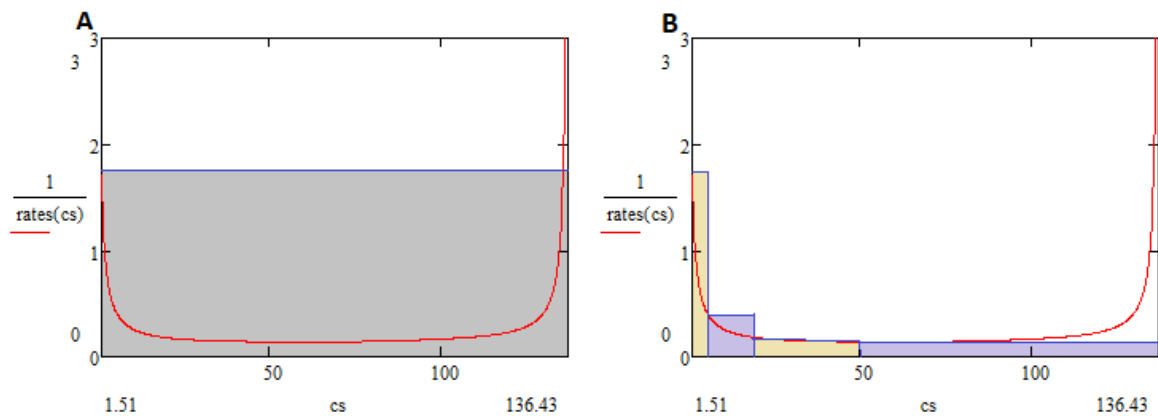


Figura 5.4A y 5.4B. Comparación de volúmenes. En a) para un solo TAC. En b) para una serie de 4 tanques agitados

Si bien queda clara la diferencia y conveniencia de implementar una serie de tanques agitados en vez de un sólo tanque con los gráficos de la *Figura 5.4*, a continuación se demostrará la diferencia en números. Los volúmenes que se dan a continuación fueron calculados a partir del siguiente balance de masa:

$$Qs * Cs0 = Qs * Cs_{salida} + [-ra(Cs_{salida})] * Volumen$$

Para el caso de trabajar con un sólo tanque agitado para el caudal volumétrico de 296,03 m<sup>3</sup>/h se requiere un volumen de 68500 m<sup>3</sup>. Mientras que en el caso de implementar una serie de 4 tanques agitados en serie la suma de los volúmenes de los reactores es de 9312 m<sup>3</sup>.

Habiendo hecho la comparación entre una serie o un solo tanque, se llega a la conclusión que la mejor opción para esta cinética es un TAS. Pero la cuestión radica en preguntarse cuántos TAC en serie serán necesarios. Con este propósito se probarán diferentes configuraciones (2, 3, 4, 5 y 6 tanques en serie), comparándolas y resultando la más beneficiosa la que menor volumen total requiera. Los resultados son mostrados en la *Tabla 5.1*.

Tabla 5.1. Volúmenes requeridos para distintas series de TAC.

Especificaciones	2 tac en Serie	3 tac en serie	4 tac en serie	5 tac en serie	6 tac en serie
Caudal [m3/h]	296	296	296	296	296
Volumen [m3]					
TAC 1	6.596	2.638,4	3.546	5.674,1	3.028,7
TAC 2	8.416	3.135,9	1.939	964,8	1.186,5
TAC 3	-	8.148,5	1.040	950	608,3
TAC 4	-	-	2.787	449,4	984
TAC 5	-	-	-	614,3	1.207,7
TAC 6	-	-	-	-	1.162,6
Volumen Total [m3]	1.5012	13.922,8	9.312	8.652,6	8.177,7

Como primera conclusión de las cifras obtenidas de la comparación, se puede decir que al aumentar el número de tanques en la serie el volumen total requerido disminuye. Dicha conclusión es lógica dado que al aumentar el número de tanques, la serie se asemeja aún más a un reactor del tipo tubular, siendo igual el volumen que para un TUB cuando el número de tanques agitados tienda a infinito. En los números además se ve una diferencia apreciable entre implementar una serie de 3 o 4 tanques.

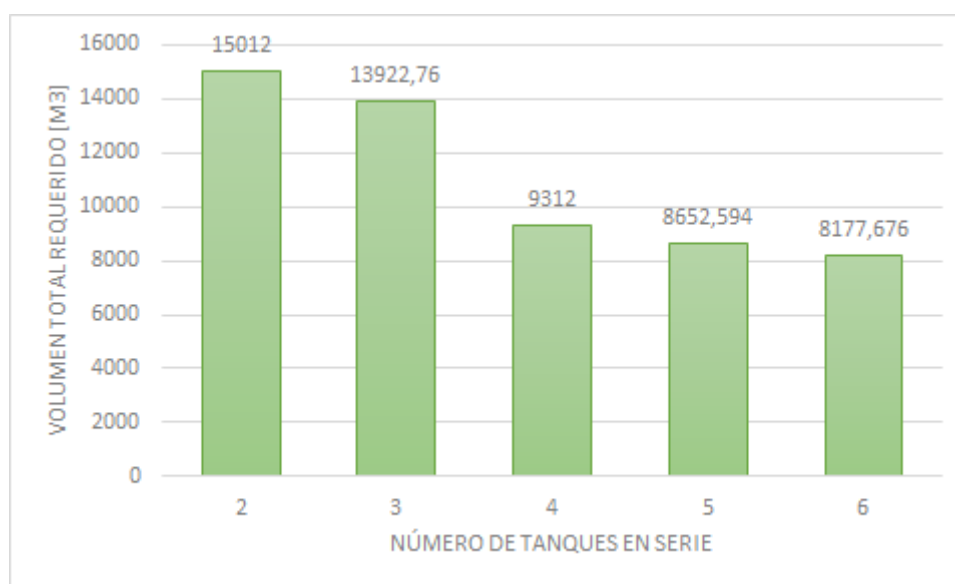


Figura 5.5. Comparación de Volúmenes requeridos

En la *Figura 5.5* se observa una comparación gráfica entre los volúmenes requeridos. Como se dijo anteriormente hay una clara diferencia entre utilizar 3 y 4 tanques en la serie habiendo una diferencia de casi 5.000 m<sup>3</sup> entre los volúmenes. Luego el hecho de agregar un reactor más a la serie no genera grandes cambios: si se trabaja con un

tanque más el volumen total disminuye cerca de 700 m<sup>3</sup> y si se implementa otro más sólo disminuye en 500 m<sup>3</sup>. Dicha comparación y en base a los datos obtenidos en industria, donde se trabajan con series de entre 3 y 4 tanques, se decide trabajar con una serie de 4 tanques.

Las concentraciones de salida de sacarosa se eligieron en función de que las áreas de la gráfica, y para que los volúmenes de los reactores resulten lo más pequeños.

Tabla 5.2. Concentraciones de sacarosa a la salida de cada reactor

Reactor	Concentración de sacarosa a la salida [g/L]
TAC 1	50,48
TAC 2	16,89
TAC 3	7
TAC 4	1,51

Los volúmenes de los reactores se calcularon a partir de los siguientes balances de masa:

$$Q_s * C_{s0} = Q_s * C_{s\text{salida tac } 1} + [-ra(C_{s\text{salida tac } 1})] * \text{Volumen } 1$$

$$Q_s * C_{s0\text{salida tac } 1} = Q_s * C_{s\text{salida tac } 2} + [-ra(C_{s\text{salida tac } 2})] * \text{Volumen } 2$$

$$Q_s * C_{s0\text{salida tac } 2} = Q_s * C_{s\text{salida tac } 3} + [-ra(C_{s\text{salida tac } 3})] * \text{Volumen } 3$$

$$Q_s * C_{s0\text{salida tac } 3} = Q_s * C_{s\text{salida tac } 4} + [-ra(C_{s\text{salida tac } 4})] * \text{Volumen } 4$$

Se realizaron los cálculos de volumen en caso de trabajar con solo 4 reactores, para el caso donde se trabaje con dos series en paralelo y para 4 series de 4 tanques en paralelo. Los resultados se encuentran representados en la *Tabla 5.3*.

Tabla 5.3. Volúmenes y caudales para distintas configuraciones de TAS.

	4 TAC en serie	2 series en paralelo de 4 tac en serie	4 series en paralelo de 4 tac en serie
Caudal [m <sup>3</sup> /h]	296,03	148,015	74,00
Volumen reactor 1 [m <sup>3</sup> ]	3.546	1.773	886,51
Volumen reactor 2 [m <sup>3</sup> ]	1.939	969,25	486,63
Volumen reactor 3[m <sup>3</sup> ]	1.040	520,17	260
Volumen reactor 4[m <sup>3</sup> ]	2.787	1.394	696,8

A la hora de determinar qué configuración es la más apropiada ya no se puede tomar como parámetro el volumen total de reactores. Sin embargo puede pensarse que al trabajar con caudales mayores, mayores serán los costos de bombeo. A la vez hay otra limitación en el otro extremo de la comparación: el poner 4 series en paralelo podría implicar

mayores costos de producción y mayores costos de control dado que serían más las unidades a controlar. En la comparación se llega entonces a una situación de compromiso, donde se ha tomado optar por dos series de tanques actuando en paralelo de forma tal que se disminuyan los costos de bombeo pero también no incrementar significativamente otros costos como la instrumentación y el control.

Para dimensionar los reactores, como se dijo anteriormente, debe tenerse en cuenta que una parte del volumen será ocupado por la espuma. Según bibliografía <sup>[59a]</sup>, se calcula que entre un 30-20% del volumen inicialmente calculado es ocupado por la espuma.

Ante dicha recomendación, a los volúmenes calculados en la *Tabla 5.3* se los aumentó un cierto porcentaje debido al espumado. Dado que en el primer reactor está la mayor conversión, se intuye que el espumado será mayor, entonces se aumentó un 30% su volumen. Bajo el mismo criterio se afectó el resto de los volúmenes (25% para el segundo, 20% para el tercero y el cuarto), en los últimos reactores la concentración es menor y por ello se considera aumentar menos el volumen. <sup>[59a]</sup>

Teniendo en cuenta lo dicho anteriormente y las relaciones propuestas por Rushton para los diámetros de impulsor, longitudes de paleta y otras partes del reactor, se llega a las dimensiones propuestas en la *Tabla 5.4*.

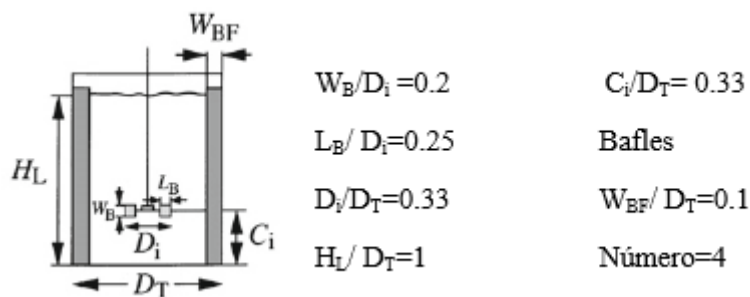


Figura 5.6. Relaciones geométricas para reactores con turbinas Rushton

Tabla 5.4. Dimensiones finales del reactor.<sup>[62]</sup>

	TAC1	TAC2	TAC3	TAC4
Volumen total [m <sup>3</sup> ]	2.300	1.200	650	1.700
Diámetro del tanque [m]	13,11	10,73	8,72	12,10
Altura de líquido [m]	13,11	10,73	8,72	12,10
Diámetro de impulsores [m]	4,33	3,54	2,87	3,99
Distancia entre impulsor y fondo [m]	4,33	3,54	2,87	3,99
Altura de paletas [m]	0,86	0,71	0,57	0,80
Ancho de paletas [m]	1,08	0,88	0,72	0,99
Altura de Tanques [m]	17,04	13,28	10,90	14,8
Número de Baffles	4	4	4	4
Ancho de Baffles [m]	1,31	1,07	0,87	1,21
Impulsores por eje	2	2	2	2

## Reciclado de levaduras

Según bibliografía el proceso de fermentación no sólo puede optimizarse haciendo el proceso en forma continua, sino también implementando un reciclado de las levaduras que se han producido. Cabe destacar que la cinética empleada para el diseño de la planta no tiene en cuenta la muerte de las levaduras, sin embargo en la práctica puede estimarse la fracción de levaduras muertas mediante mediciones en línea y análisis de laboratorio. En industrias que emplean el mismo tipo de levaduras se reciclan aproximadamente entre el 30 y el 40 % de levaduras producidas. Además de las levaduras recicladas, será necesario incorporar una cierta cantidad de levaduras fresca al sistema de reactores.

A continuación se harán los cálculos necesarios para estimar el porcentaje de reciclado de levaduras y la cantidad de levaduras de reposición. Para ello, se planteará un

balance de masa en el primer reactor de la serie. Para simplificar los cálculos se consideró el caudal total de 296 m<sup>3</sup>/h.

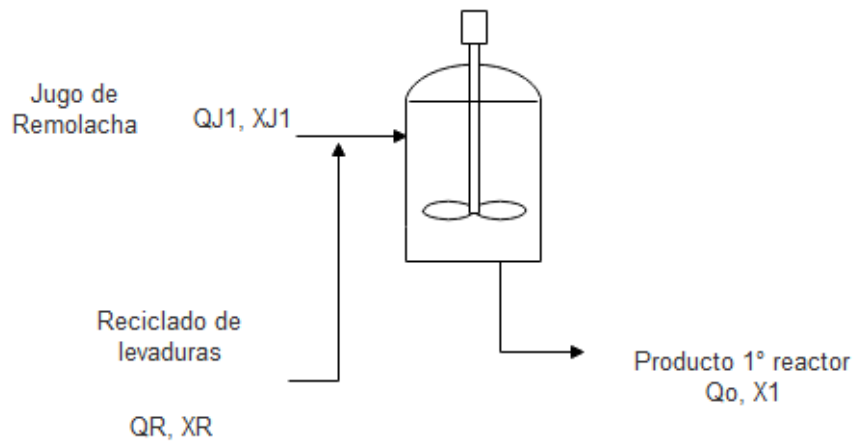


Figura 5.7 Esquema de corrientes de entrada en el primer reactor

Se plantean entonces el balance para el primer reactor TAC y para el nodo que surge de la mezcla de las corrientes QJ1 y QR

Para el TAC, en estado estacionario:

$$0 = \mu m * \left[ 1 - \frac{X1}{Xm} \right] * X1 * Vr + QR * XR + QJ1 * XJ1 - Qo * X1$$

Y para el nodo:

$$Qo * Xo = QR * XR + QJ1 * XJ1$$

Donde:

$\mu m$  y  $Xm$  son parámetros brindados por la cinética de la reacción

$Vr$ : volumen de reacción; 3.546 m<sup>3</sup>

$X1$ : concentración de biomasa a la salida del primer reactor

$QR$ : caudal de reciclo. El mismo será calculado a partir de lo llamado en el capítulo 3 como agua de reposición más el agua que está contenida en la crema de levaduras reciclada. Esta última dependerá de la fracción de levaduras recicladas.

$XR$ : concentración de biomasa en la corriente de reciclado.

$QJ1$ : caudal de corriente de jugo de remolacha. 260 m<sup>3</sup>/h

$XJ1$ : concentración de biomasa en la corriente QJ1.

$Qo$ : caudal que circula por el sistema de reactores: 296 m<sup>3</sup>/h



Xo: concentración de biomasa necesaria en la alimentación del TAC por requerimientos de la cinética.

Para conocer la concentración de biomasa a la salida del primer reactor, se tomaron en cuenta los datos que ayudaron a determinar la cinética de la reacción. Luego, se llegó a una función que relaciona la concentración de biomasa con la concentración de sustrato en el reactor:

$$X(C_s) = 7.95 - 0.02 * C_s + 1.18 * 10^{-4} * C_s^2 - 2.03 * 10^{-5} * C_s^3 + 4.15 * 10^{-7} * C_s^4 - 3.26 * 10^{-9} * C_s^5 + 8.83 * 10^{-12} * C_s^6$$

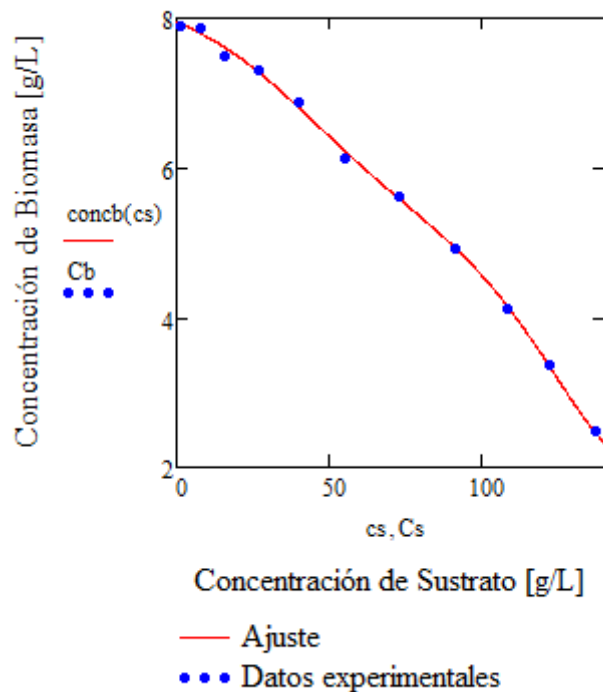


Figura 5.8. Datos cinéticos ajustados

Por lo tanto, sabiendo que la concentración de sacarosa a la salida del primer TAC es de 50.48 g/L: la concentración de biomasa X1 es igual a 6.39 g/L.

Para resolver dichos balances se supondrá una fracción de reciclado de levaduras, si se reciclan un 31 % de las levaduras que se obtienen a la salida de la serie de tanques. Dicho valor puede calcularse a partir de la concentración de biomasa al final de la serie de tanques ( $X=7.9 \text{ kg/m}^3$ ):

$$Q_o * X_f * 0.31 = 296 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 7.9 \frac{\text{kg de levadura}}{\text{m}^3} * 0.31 = 724.17 \text{ kg de levadura/h}$$

Sabiendo dicha masa, se puede calcular el agua que es arrastrada por las levaduras. Algunos informes sugieren que por cada 0.84 kg de levadura se arrastran 5 kg de agua, en este caso se arrastrarán 4311 kg de agua por lo que el caudal de reciclado será:

$$QR = \text{caudal de reposición} + \text{caudal de agua arrastrada}$$

$$QR = 27.9 + 4.31 = 32.21 \text{ m}^3/\text{h}$$

La concentración de biomasa en el corriente de reciclado puede calcularse entonces fácilmente como:

$$XR = \frac{\text{masa de levadura reciclada}}{QR} = \frac{724.17 \text{ kg/h}}{32.21 \text{ m}^3/\text{h}} = 22.48 \text{ kg/m}^3$$

Si se resuelve el sistema de ecuación que componen el balance del TAC y la ecuación del nodo podrían obtenerse la concentración de levaduras en el jugo de remolachas necesaria y a su vez la concentración de biomasa a la salida del TAC y comparar de esa forma si este porcentaje de reciclado es óptimo.

Los resultados de la resolución de dicho sistema de ecuaciones es:

$$XJ1 = 0.013 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$X1 = 6.206 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Este valor en la concentración X1 proporciona un error relativo del 3%, lo cual se considera aceptable y que será luego corregido en un trabajo de ingeniería de detalle.

## Sistema de Agitación

En el reactor se debe contar con un sistema de agitación con el propósito de mantener la temperatura y la concentración constante en todo el volumen de reacción, así como la concentración de biomasa, nutrientes y productos. La agitación entrega energía al medio de reacción a medida que la potencia entregada por el agitador se trasmite al fluido, una parte se transforma en calor.<sup>[59b]</sup>

A partir de la información recopilada se encontró que el mejor sistema de agitación, que favorece un elevado coeficiente de transferencia de masa, era un arreglo conformado por turbinas Rushton con un sistema de baffles.<sup>[60]</sup>

## Cálculo del consumo de potencia (P)

El consumo de potencia de un fluido durante el proceso de agitación no es más que la disipación de la energía mecánica proveniente del impelente en el fluido por medio de la fricción entre las capas del fluido. <sup>[62]</sup>

$$P = n_j * P_o * \rho * N^3 * D^5 \quad (2)$$

<b>P = Potencia consumida (J/s = W)</b>
<b>Po = Número de potencia f(Re,Fr y geometría agitador)</b>
<b>n<sub>j</sub> = Número de turbinas en el mismo eje</b>
<b>ρ = Densidad del fluido (Kg/m<sup>3</sup>)</b>
<b>N = velocidad agitador (s<sup>-1</sup>)</b>
<b>D = Diámetro agitador (m)</b>

Se considera que el número de turbinas en el eje de cada reactor es n<sub>j</sub>=4, la densidad del fluido se considera como la densidad de la solución a la salida del reactor por la hipótesis de mezclado perfecto en cada TAC. <sup>[61]</sup>

## Número de Potencia

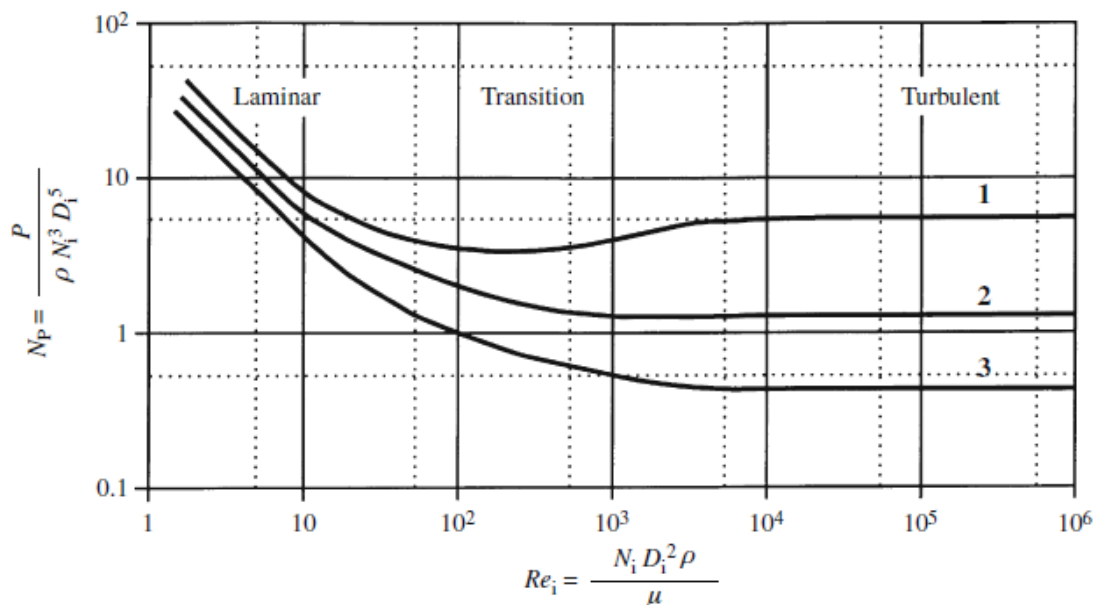


Figura 5.9. Número de potencia vs número de Reynolds

El número de potencia (Po o Np) se estimó a partir de una correlación que tiene en cuenta los factores geométricos propuesta por Rushton y colaboradores. Se tiene en cuenta que se trabaja en régimen turbulento donde el valor de Re no afecta el valor del número de potencia y su valor depende de las variables geométricas del sistema de agitación. El número de Fr tampoco será relevante en el Po debido a la presencia de placas deflectoras <sup>[61]</sup>. En la *Figura 5.9* puede verse que para dichas condiciones el Np para un sistema de turbinas Rushton es de 5.

## Densidad

Para el cálculo de la densidad se utilizó el caudal másico de cada componente de la fase líquida en la corriente de salida, y esos datos se introdujeron en el simulador UNISIM considerando un paquete termodinámico NRTL.

El caudal másico de cada componente se calculó con el caudal de salida del fermentador y la concentración dentro de cada tanque (asumiendo que la concentración en el tanque es igual a la concentración de la corriente de salida por hipótesis de mezclado perfecto).

A partir de los datos de la concentración de sacarosa a la salida de cada reactor brindados en la *Tabla 5.2* y con el caudal que circula por cada serie de reactores (148,015 m<sup>3</sup>/h) se obtuvo la masa de sacarosa en cada corriente de salida. Luego la concentración de etanol se calculó a partir del  $Y_{ps}$  sabiendo que  $P_o=0$ ;  $S_o=136,43$ .

El caudal de agua de la corriente de salida de cada reactor fue calculado a partir de los balances de masa de la planta en el Capítulo IV. El caudal de agua será el mismo a la salida de cada tanque ya que no forma parte de la reacción. Además según bibliografía, para un diseño preliminar no se considera una variación en el caudal volumétrico

Finalmente en la *Tabla 5.5* se muestra el caudal de cada componente en la corriente de salida y la densidad estimada para dicha corriente. Se debe resaltar que no se tuvo en cuenta la influencia de las levaduras en la densidad calculada, aproximación que se tomó como cierta debido al inferior caudal de levaduras en comparación con los demás componentes.

*Tabla 5.5. Caudales de salida y densidades para cada reactor*

Nº Reactor	TAC 1	TAC 2	TAC 3	TAC 4
Caudal sacarosa (Kg/h)	7.472,68	2.499,97	1.036,11	223,50
Caudal etanol (Kg/h)	6.106,50	8.492,98	9.195,58	9.585,45
Caudal agua (Kg/h)	134.094,84			
$\rho$ =Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	1.022	1.005	1.000	997,5

### Velocidad del agitador

Para calcular la velocidad del agitador de los reactores es necesario realizar un escalado a partir del utilizado en el reporte de cinética. En el mismo se emplea un reactor de 10 L con una velocidad de 150 RPM. El escalado se hará a partir de igual relación de Potencia por unidad de volumen, para lo cual es necesario conocer el diámetro del impulsor.<sup>[58a]</sup>

$$(\omega^3 D_i^2)_{\text{small}} = (\omega^3 D_i^2)_{\text{large}}$$

Dado que dicho dato no es aportado por los autores, se estima dicho valor a partir de las relaciones presentadas en la *Figura 5.6*. Por lo tanto, dicho valor resulta:

$$D_i \text{ escala laboratorio} = 0.077 \text{ m}$$

Luego para calcular vueltas, por ejemplo para el primer TAC:

$$\omega_{TAC1} = 150 \text{ RPM} * \left[ \frac{0.077}{4.33} \right]^{\frac{2}{3}} = 10.22 \text{ RPM} = 0.34 \text{ s}^{-1}$$

De la misma manera fueron calculadas las velocidades para el resto de los TAC. Los resultados se muestran en la *Tabla 5.6*.

Tabla 5.6. Velocidad de agitación para cada reactor de la serie

Reactor	TAC 1	TAC 2	TAC 3	TAC 4
N [s <sup>-1</sup> ]	0.34	0.38	0.45	0.36
RPM	10.22	11.69	13.44	10.77

### Consumo de Potencia

En la *Tabla 5.7* se presentan los resultados para la potencia consumida por el sistema de agitación en cada tanque.

Tabla 5.7: Potencia consumida (KW) para cada reactor obtenidas

	TAC 1	TAC 2	TAC 3	TAC 4
P = Potencia consumida (KW)	611.4	330.4	175.08	472.6

### Diseño térmico

En el capítulo 2 se calculó el calor liberado por mol formado de etanol, el cual es 43,6 kJ/ mol etanol, y sabiendo la cantidad de etanol formado en cada tanque, puede conocerse el calor de reacción desprendido.

Con el rendimiento ( $Y_{p/s}=0,48$  g EtOH/g sacarosa), la concentración de salida de cada tanque (en *Tabla 5.2*) y el caudal ( $Q= 148 \text{ m}^3/\text{h}$ ), puede calcularse la producción de etanol de cada tanque:

#### Tanque 1

A la salida se tiene una concentración de 50,48 g/L de sacarosa,  $S_o= 136,43$  g/L y  $P_o= 0$ . Por lo tanto:

$$0,48 = P1 / (136,64 - 50,48)$$

$$P1 = 41,256 \text{ g/L (o kg/m}^3\text{)}$$

La producción en el tanque 1 es  $P1*Q= 6107,95 \text{ kg EtOH/h}$  y el calor liberado por la reacción (teniendo en cuenta que el peso molecular del etanol es  $46 \text{ gr/mol}$ ):

$$Q_{\text{reacción 1}} = 6.107,95 \text{ kg EtOH/h} * -43,6 \text{ kJ/mol EtOH} * 1/(46 \text{ gr/mol}) * 1.000 \text{ gr/kg} * 1 \text{ h/ 3.600 seg}$$

$$Q_{\text{reacción 1}} = -1.608 \text{ kJ/s} = -1.608 \text{ kW}$$

### Tanque 2

El efluente del tanque tiene una concentración de  $16,89 \text{ g/L}$  de sacarosa. Entonces:

$$0,48 = P2 / (136,64 - 16,89)$$

$$P2 = 57,48 \text{ g/L (o kg/m}^3\text{)}$$

La corriente de etanol a la salida es  $P2*Q= 8.509,91 \text{ kg EtOH/h}$ , restando lo generado anteriormente, sale lo que produjo en el tanque 2, es decir  $2.401,96 \text{ kg EtOH/h}$ . El calor generado por reacción, se calcula igual que antes:

$$Q_{\text{reacción 2}} = 2.401,96 \text{ kg EtOH/h} * -43,6 \text{ kJ/mol EtOH} * 1/(46 \text{ gr/mol}) * 1.000 \text{ gr/kg} * 1 \text{ h/ 3.600 seg}$$

$$Q_{\text{reacción 2}} = -632,4 \text{ kJ/s} = -632,4 \text{ kW}$$

### Tanque 3

Repitiendo el procedimiento, la salida del tanque 3 es de  $7 \text{ g}$  de sacarosa/L. Entonces:

$$0,48 = P3 / (136,64 - 7)$$

$$P3 = 62,23 \text{ g et/L (o kg/m}^3\text{)}$$

$P3*Q= 9.212,74 \text{ kg EtOH/h}$ , lo generado en este tanque fue:  $702,83 \text{ kg EtOH/h}$ , y el calor:

$$Q_{\text{reacción 3}} = 702,83 \text{ kg EtOH/h} * -43,6 \text{ kJ/mol EtOH} * 1/(46 \text{ gr/mol}) * 1.000 \text{ gr/kg} * 1 \text{ h/ 3.600 seg}$$

$$Q_{\text{reacción 3}} = -185,04 \text{ kJ/s} = -185,04 \text{ kW}$$

### Tanque 4

La salida del tanque 4 es  $1,51 \text{ g}$  de sacarosa /L.

$$0,48 = P4 / (136,64 - 1,51)$$

$$P4 = 64,86 \text{ g et/ L}$$

$P4*Q= 9.602,88 \text{ kg EtOH/h}$ , lo generado en este tanque fue:  $390,14 \text{ kg EtOH/h}$ , y el calor:

$$Q_{\text{reacción 4}} = 390,14 \text{ kg EtOH/h} * -43,6 \text{ kJ/mol EtOH} * 1/(46 \text{ gr/mol}) * 1.000 \text{ gr/kg} \\ * 1 \text{ h/ 3.600 seg}$$

$$Q_{\text{reacción 4}} = -102,72 \text{ kJ/s} = -102,72 \text{ kW}$$

Además se debe tener en cuenta que los tanques están agitados, por lo que se tomará que el calor disipado por las turbinas de la potencia consumida, debido a que la energía se transforma en calor. Los calores en cada reactor son:

$$Q_{\text{reactor i}} = Q_{\text{agitación i}} + Q_{\text{reacción i}}$$

$$Q_{\text{reactor 1}} = 611 \text{ kW} + 1.608 \text{ kW} = 2.219 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{reactor 2}} = 330 \text{ kW} + 632 \text{ kW} = 962 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{reactor 3}} = 175 \text{ kW} + 185 \text{ kW} = 360 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{reactor 4}} = 472 \text{ kW} + 102 \text{ kW} = 574 \text{ kW}$$

Donde Q reactor es el calor que se debe remover para mantener las condiciones isotérmicas en cada fermentador (28°C).

Para remover este calor, se utilizará un serpentín (como se muestra en la *Figura 5.10*) a través del cual circulará el agua de enfriamiento que estará a 18 °C temperatura proveniente de la torre de enfriamiento de agua. Se estima que la temperatura a la que sale el agua de la torre de enfriamiento es la de bulbo húmedo más 5°C. Para calcular la temperatura de bulbo húmedo, se buscaron la temperatura media anual de la zona y la humedad relativa media anual, las cuales son 15,2°C y 58,6%<sup>[66]</sup>, respectivamente. Como la planta opera 240 días, y principalmente en invierno, se toman en cuenta las peores condiciones que se dan en verano para el diseño aun cuando no ocurran. Con dicha temperatura y humedad, se utilizó un diagrama psicrométrico y se encontró la temperatura de bulbo húmedo que resultó 13°C.

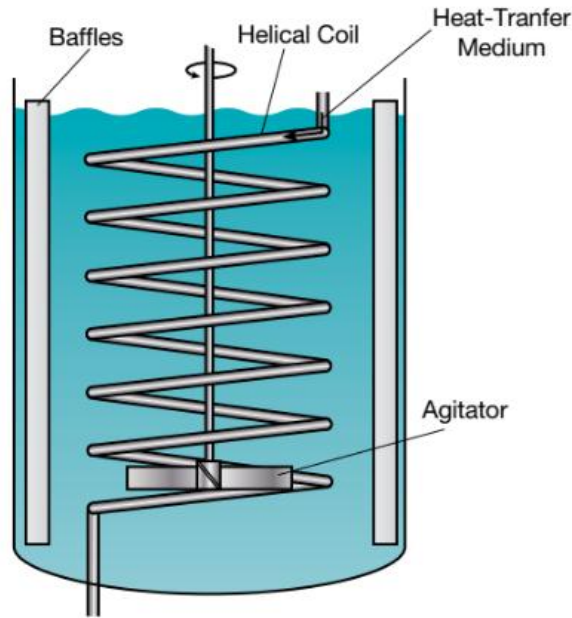


Figura 5.10: Esquema de intercambio de calor en el reactor.

La ecuación de diseño para el intercambio de calor es:

$$Q \text{ intercambiado} = A \text{ intercambio} * U_d * DTML$$

Donde A intercambio es el área disponible para la transferencia de calor,  $U_d$  es el coeficiente global de transferencia de calor y DTML es la diferencia media logarítmica de temperaturas entre el fluido que va por el serpentín y el fermentador.

Como se desea mantener los tanques en condiciones isotérmicas a 28 °C, el Q intercambiado será igual al Q reactor. El coeficiente de transferencia global ( $U_d$ ) se toma de la Tabla 8 del libro de Kern (para fluidos acuosos) igual a 596 W/ m<sup>2</sup> °C [67], este valor tiene en cuenta un factor de obstrucción de 0,003. Suponiendo que la temperatura de agua de enfriamiento sale del serpentín a 25 °C, la DTML queda:

$$DTML = \frac{(28 - 18) - (28 - 25)}{\ln\left(\frac{28 - 18}{28 - 25}\right)} = 5,81^\circ\text{C}$$

Para el primer reactor, el calor a intercambiar es 2.219.000 W, por lo que el área de intercambio necesaria es:

$$A \text{ intercambio } 1 = \frac{2219000}{5,81 * 596} = 640\text{m}^2$$

El caudal necesario de agua sale de:

$$Q = m * c_p * \Delta T$$

Donde Q es el calor a intercambiar, m es el caudal de agua en kg/s,  $c_p$  es la capacidad calorífica del agua (4,186 kJ/ kg °C) y  $\Delta T$  es la diferencia de temperatura entre la entrada y la salida del serpentín. Para el primer intercambiador, el caudal necesario es:

$$2.219 \text{ kJ/seg} = m_1 * 4,186 \text{ kJ/ kg }^\circ\text{C} * (25^\circ\text{C} - 18^\circ\text{C})$$



$$m1 = 75,73 \text{ kg/seg}$$

Para el segundo fermentador, se repite el mismo procedimiento y con la misma temperatura de salida de agua, y se obtiene:

$$A \text{ intercambio } 2 = \frac{962000}{5,81 * 596} = 277,81 \text{m}^2$$

Y el agua necesaria:

$$m2 = \frac{962}{4,186 * (25 - 18)} = 32,83 \text{ kg/seg}$$

Para el tercer tanque:

$$A \text{ intercambio } 3 = \frac{360000}{5,81 * 596} = 103,96 \text{m}^2$$

Y el agua necesaria:

$$m3 = \frac{360}{4,186 * (25 - 18)} = 10,68 \text{ kg/seg}$$

Finalmente, para el tanque cuatro:

$$A \text{ intercambio } 4 = \frac{574000}{596 * 5,81} = 165,76 \text{m}^2$$

Y el agua de enfriamiento:

$$m4 = \frac{574}{4,186 * (25 - 18)} = 15,59 \text{ kg/seg}$$

## Longitud y vueltas del serpentín

A continuación se calcula la longitud y el número de vueltas de los serpentines a través de los cuales circula el fluido refrigerante.

### Tanque 1

En primer lugar, se tomó como referencia que la velocidad recomendada para agua es 1,5 m/s. En base a esto se aproximó el diámetro del tubo:

$$Q = \text{velocidad} * \text{Área}$$

$$Q = \text{velocidad} * \pi * di^2 / 4$$

Sabiendo que el caudal de agua refrigerante es 75,73 kg/s y tomando como densidad 1.000 kg/m<sup>3</sup>, sale que el diámetro interno debe ser 0,2535 m (o 9,98 plg).

Utilizando la tabla 11 del libro de Kern <sup>[67]</sup> se toma un tubo de acero de 10 plg de diámetro nominal schedule 40. El diámetro externo es 10,75 plg (0.27305 m) y el interno, 10,02 plg. El tubo tiene una superficie externa por pie lineal de 2,814 ft<sup>2</sup>/ft.

En el primer tanque se necesita un área de intercambio de 640 m<sup>2</sup> (6.888,9 ft<sup>2</sup>). La longitud del serpentín entonces puede calcularse de la siguiente manera:

$$Longitud = \text{Área} / (\pi * de)$$

$$Longitud = 640 / (\pi * 0.27305) = 746 \text{ m}$$

Para calcular el número de vueltas, primero se debe conocer el área de transferencia por vuelta. Para esto, se aproxima que el diámetro de la vuelta del serpentín es aproximadamente 0.6 veces el diámetro del tanque (43 ft). Entonces:

$$\begin{aligned} \text{Área de transferencia por vuelta} \\ = \pi * \text{diámetro de la vuelta} * \text{superficie externa por pie lineal} \end{aligned}$$

$$\text{Área de transferencia por vuelta} = \pi * 0,6 * 43 \text{ ft/vuelta} * 2,814 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Área de transferencia por vuelta} = 228,08 \text{ ft}^2/\text{vuelta}$$

Finalmente, el número de vueltas del serpentín sale de dividir el área necesaria por el área de transferencia por vuelta:

$$N \text{ vueltas} = \text{Área} / \text{Área de transferencia por vuelta}$$

$$N \text{ vueltas} = 6.888,9 \text{ ft}^2 / 228,08 \text{ ft}^2/\text{vueltas} = 30,2 \text{ vueltas}$$

## Tanque 2

Siguiendo el mismo criterio que antes, se necesita un diámetro de aproximadamente 0,1669 m (6,57 plg). De la tabla del libro de Kern, se escogió un tubo de 6 plg de diámetro nominal schedule 40.

$$di = 6,065 \text{ plg}$$

$$de = 6,625 \text{ plg} (0,168 \text{ m})$$

$$\text{Superficie exterior por pie lineal} = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Área de intercambio} = 277,81 \text{ m}^2 (2.990 \text{ ft}^2)$$

$$\text{Diámetro de tanque} = 35,2 \text{ ft}$$

Conociendo el área necesaria para el intercambio, la longitud es:

$$Longitud = 277,81 / \pi * 0,168 = 526 \text{ m}$$

Y el área de transferencia por vuelta:

$$\begin{aligned} \text{Área de transferencia por vuelta} &= \pi * 0,6 * 35,2 \text{ ft/vuelta} * 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 115,05 \text{ ft}^2/\text{vuelta} \end{aligned}$$

$$\text{Número de vueltas} = 2990 \text{ ft}^2 / 115,05 \text{ ft}^2 / \text{vuelta} = 25,99 \text{ vueltas} = 26 \text{ vueltas}$$

### Tanque 3

Siguiendo con el mismo razonamiento, con el caudal y la velocidad el diámetro aproximado es 0,09498 m (3,11 plg). Se toma un tubo de 3 plg de diámetro nominal.

$$d_i = 3,068 \text{ plg}$$

$$d_e = 3,5 \text{ plg} (0,0889 \text{ m})$$

$$\text{Superficie exterior por pie lineal} = 0,917 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$\text{Área de intercambio} = 103,96 \text{ m}^2 (1.119 \text{ ft}^2)$$

$$\text{Diámetro de tanque} = 28,6 \text{ ft}$$

$$\text{Longitud} = 103,96 / \pi * 0,0889 = 372,2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Área de transferencia por vuelta} &= \pi * 0,6 * 28,6 \text{ ft} / \text{vuelta} * 0,917 \text{ ft}^2 / \text{ft} \\ &= 49,43 \text{ ft}^2 / \text{vuelta} \end{aligned}$$

$$\text{Número de vueltas} = 1119 \text{ ft}^2 / 49,43 \text{ ft}^2 / \text{vuelta} = 22,63 \text{ vueltas}$$

### Tanque 4

Repitiendo una vez más el procedimiento. La primer estimación del diámetro es 0,115 m (4,52 plg). Del Kern se elige un tubo de 4 plg de diámetro nominal schedule 40.

$$d_i = 4,026 \text{ plg}$$

$$d_e = 4,5 \text{ plg} (0,1143 \text{ m})$$

$$\text{Superficie exterior por pie lineal} = 1,178 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$\text{Área de intercambio} = 165,76 \text{ m}^2 (1.784 \text{ ft}^2)$$

$$\text{Diámetro del tanque} = 39,69 \text{ ft}$$

$$\text{Longitud} = 165,76 / \pi * 0,1143 = 461,6 \text{ m}$$

$$\text{Área de transferencia por vuelta} = \pi * 0,6 * 39,69 * 1,178 = 88,13 \text{ ft}^2 / \text{vuelta}$$

$$\text{Número de vueltas} = 1784 / 88,13 = 20,24 \text{ vueltas}$$

En la *Tabla 5.8* se encuentra un resumen de estos requisitos.

*Tabla 5.8: Requisitos de intercambiador de calor.*

TAC 1	TAC 2	TAC 3	TAC 4
-------	-------	-------	-------

Caudal de fluido refrigerante [kg/s]	75,7	32,8	10,7	15,6
Área intercambio de calor [m <sup>2</sup> ]	640	278	104	166
Longitud del serpentín [m]	746	526	372	462
Diámetro del serpentín nominal [plg]	10	6	3	4
Número de vueltas	31	26	23	21

## Sistemas de control

El mantenimiento de las óptimas condiciones de formación de producto en el ambiente de un bioreactor requiere control y medición de algunos parámetros. Dentro de estos parámetros se encuentran la presión, temperatura, pH, consumo de energía del agitador, nivel de espuma, caudales de gas y líquido, nivel de líquido, viscosidad y turbidez.

Sin embargo, es necesario la realización de un balance entre los beneficios de control y el incremento significativo de probabilidad de contaminación. Para esto los instrumentos empleados deben encontrarse esterilizados preferentemente con vapor y deben poder soportar temperaturas elevadas (121°C) en presencia de una alta humedad (100%). Esterilización química puede ser implementada en instrumentos sensibles a la temperatura pero es menos recomendable. Debido a que los procesos de fermentación requieren mucho tiempo existe la posibilidad de preocuparse por el hecho del cambio de muestras y el rendimiento de la misma. Para este caso se proponen los sistemas de control de la *Tabla 5.9.* <sup>[58a]</sup>

*Tabla 5.9. Sistemas de control en reactores*

<i>Variables a controlar</i>	<i>Formas de control</i>	<i>Variables manipuladas para el control</i>
Presión de reactor	Se propone realizar la medición de la presión en los reactores. En caso de ser excesiva la presión, actuaría una válvula ubicada en la salida de la corriente gaseosa. El control, sería mediante un lazo de control simple.	Caudal de CO <sub>2</sub>

Temperatura	Se propone realizar una medición de la temperatura del reactor y para controlar dicha variable, manipular el caudal de agua que ingresa al sistema de intercambio de calor.	Caudal de agua de enfriamiento.
pH	Se debe realizar una medición del pH del medio de reacción; el mismo será controlado manipulando una válvula que permita el ingreso de ácido y una que permita el ingreso de jugo de remolacha (que posee un pH básico).	Corriente de ácido y corriente de jugo de remolacha.
Concentración de Etanol	Dado que sería complicado medir la concentración de Etanol en línea, es preferible medir la misma inferencialmente e, midiendo la presión parcial de CO <sub>2</sub> y con ello tener una estimación de la concentración de Etanol. Ante la necesidad de controlar, se deben manipular tanto el caudal de jugo como el de solución de levaduras.	Caudal de jugo y caudal de levaduras
Nivel de espuma y nivel de líquido	Se propone medir el nivel de espuma y líquido. Para controlarlos se podrá manipular el caudal de salida de los fermentadores.	Caudal de salida de los fermentadores
Viscosidad y Densidad	Se propone realizar una medición off line, es decir, tomar una muestra de la salida de los fermentadores periódicamente. De esta forma, se tiene un seguimiento sobre las levaduras (crecimiento, muerte, otros microorganismos presentes)	---

El pH y la temperatura del reactor deben ser controlados para que las levaduras se encuentren en niveles óptimos de producción. El caudal de gas debe medirse para poder controlar la producción de etanol a través de la manipulación del caudal de azúcares de entrada. El nivel del tanque debe mantenerse constante para mantener las condiciones de diseño y se encontrará relacionada con el caudal de salida del fermentador.

Para la verificación de que se mantienen las condiciones de diseño del régimen es posible la medición de las vueltas que realiza el agitador con un tacómetro. Mientras que este se encuentre a la velocidad de diseño el régimen se mantiene turbulento.

$$Re = \rho * N * D_{agitador}^2 / \mu$$

Si el valor de N disminuye del previsto para cada reactor entonces se corre el riesgo de que el régimen deje de ser turbulento.

# Capítulo 6: Diseño del Sistema de Separación

## Solvente extractor

La destilación extractiva se ha estudiado y aplicado en la deshidratación y recuperación completa del etanol. La ventaja que presenta esta técnica respecto de la destilación azeotrópica, utilizada por mucho tiempo, radica en que el etanol obtenido no contiene trazas del agente de separación, lo que amplía su utilidad a productos alimenticios y farmacéuticos. Además, las características del agente de separación hacen que su búsqueda sea menos dispendiosa y restringida que en el caso de la destilación azeotrópica. Una gran variedad de solventes que modifican la forma de la curva del equilibrio líquido-vapor y eliminan el azeótropo han sido evaluados, entre los cuales se encuentran algunos glicoles, aminas, fenoles hidrofóbicos, parafinas, tiofenos y otros (Lee, 1985).

El solvente altera de manera conveniente las volatilidades relativas de los componentes de la mezcla, por tal razón debe tener baja volatilidad, para asegurar su permanencia en la fase líquida; además, garantizar el contacto con la mezcla a lo largo de toda la columna debe tener un punto de ebullición superior al de los componentes a separar y se debe adicionar en una de las etapas cercanas al condensador por encima de la etapa de mezcla azeotrópica.<sup>[44]</sup>

En el presente trabajo, el solvente elegido fue la glicerina ya que responde a las características necesarias para llevar a cabo la separación. El punto de autoignición es de 370°C <sup>[68]</sup><sup>[69]</sup>, valor que se encuentra lejano en el rango de trabajo.

En contraste, se planteó la resolución del sistema con etilenglicol como solvente.

## Diseño de torres ideales

Para el diseño de las torres se utilizó el software UniSim Design Suite 390.1 definiendo el mismo paquete termodinámico planteado en capítulos anteriores (General NRTL). Luego, se armó el esquema que puede observarse en la *Figura 6.1* el cual se detalla a continuación.

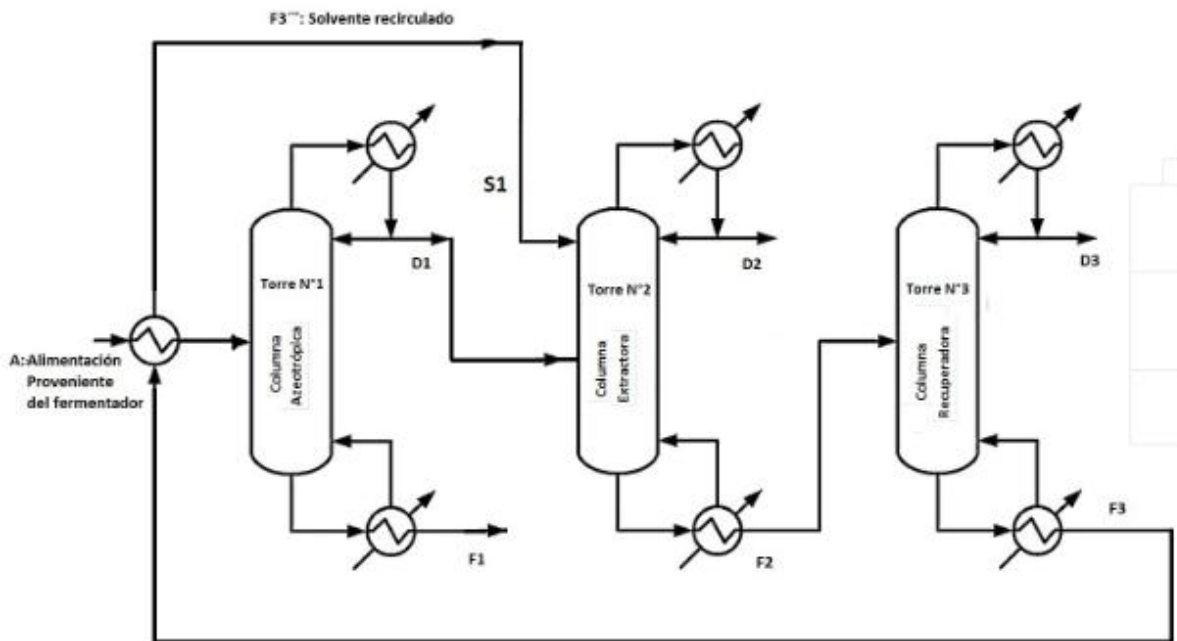


Figura 6.1: Esquema del sistema de separación.

En el diseño de la primera torre se planteó como objetivo el alcanzar lo más cercano en el destilado la composición azeotrópica <sup>[70]</sup>. Debe señalarse que una primera instancia se implementó un sistema que no incluía un intercambiador de calor a la entrada de la primera torre y que luego de la convergencia del mismo fue agregado para mayor aprovechamiento del calor en el sistema. Tomando los datos presentes en la *Tabla 6.1* fue posible que el sistema converja.

Tabla 6.1: Datos pertenecientes a la configuración de la 1<sup>er</sup> Torre.

<b>Corriente: A= Alimentación</b>	
Temperatura (°C)	34,43
Presión (kPa)	101,3
Flujo Másico (kg/h)	287.808
Composición(%P/P)	
Etanol	6,66 %
Sacarosa	0,15 %
Agua	93,19 %



<b>Torre N°1 - Columna Azeotrópica</b>	
Nº de etapas (sin contar condensador ni reboiler)	30
Entradas de corrientes	A = Etapa 23
P reboiler (kPa)	101,3
P condensador (kPa)	101,3
Variables controlantes	Relación de Reflujo, composición de etanol en corriente de destilado
Relación de Reflujo	3,3
Composición de etanol en destilado (Frac. másica)	0,94

La segunda torre fue diseñada con el objetivo de alcanzar las especificaciones del producto utilizando glicerina como solvente. Esta torre cuenta con dos entradas siendo las mismas el destilado proveniente de la primera torre y la alimentación del solvente. En esta torre se utilizaron los datos de la *Tabla 6.2* para alcanzar los requerimientos de composición en el producto. Para la resolución del sistema se supuso una entrada de solvente puro en una primera instancia y luego se reemplazó por la composición obtenida como resultado del reciclo planteado.

*Tabla 6.2: Datos pertenecientes a la configuración de la 2<sup>da</sup> Torre*

<b>Torre N°2 - Columna Extractiva</b>	
Nº de etapas (sin contar condensador ni reboiler)	30
Entradas de corrientes	S1 = Etapa 2; D1= Etapa 29
P reboiler (kPa)	101,3
P condensador (kPa)	101,3
Variables controlantes	Relación de Reflujo, composición de etanol en corriente de destilado
Relación de Reflujo	2
Composición de etanol en corriente de destilado (Frac. volumétrica)	0,99

<b>Corriente: S1=Solvente</b>	
Temperatura(°C)	32,78
Presión (kPa)	101,3
Caudal Másico (kg/h)	15.000
Composición inicial: fracción másica de Glicerina	1

La tercera torre fue diseñada con el objetivo de recuperar el solvente extractor. Por lo cual, dicha torre se construyó utilizando como entrada el fondo de la segunda torre. Como la temperatura de degradación de la glicerina es 290 °C <sup>[68]</sup>, si se trabaja a 101,3 kPa, se alcanza dicha temperatura. Es por eso, que se decidió bajar la presión a la que opera la torre hasta 10 kPa, de manera que la temperatura a la que llega el producto de fondo es 213,9 °C. Se tomaron los datos presentes en la *Tabla 6.3* para una convergencia del sistema.

*Tabla 6.3: Datos pertenecientes a la configuración de la 3<sup>er</sup> Torre.*

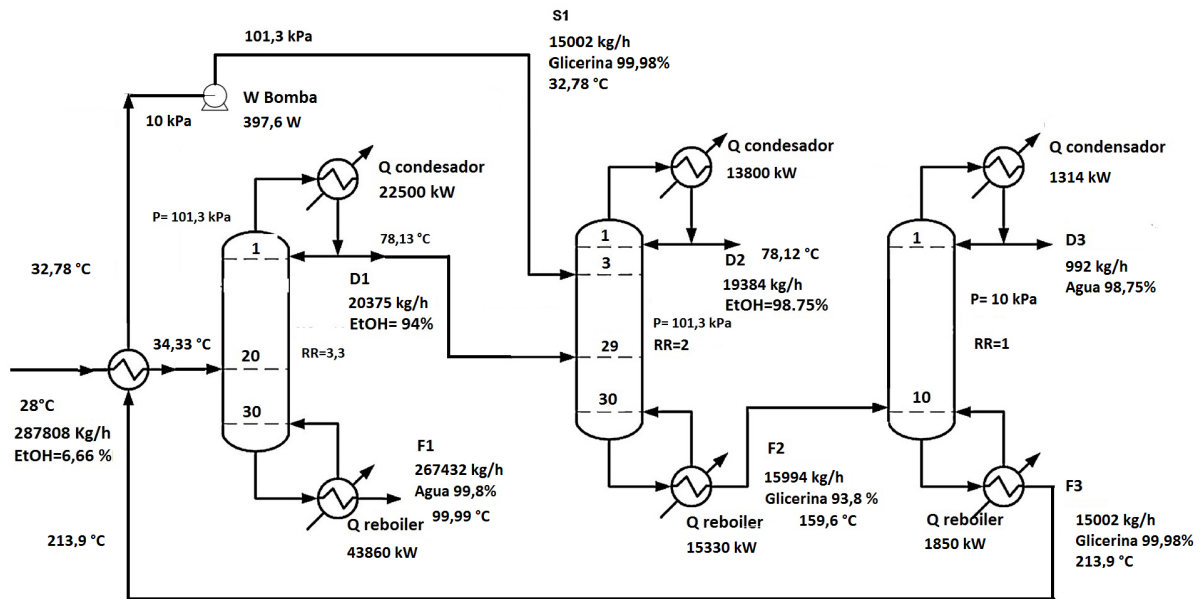
<b>Torre N°3 - Columna de recuperación del Solvente extractor</b>	
Nº de etapas (sin contar condensador ni reboiler)	10
Entradas de corrientes	F2 = Etapa 10
P reboiler (kPa)	10
P condensador (kPa)	10
Variables controlantes	Relación de Reflujo, corriente de agua en el destilado
Relación de Reflujo	1
Flujo de destilado (kg/h)	992

Luego de este sistema la corriente de fondo (F3) se recircula. Eliminando la condición inicial de composición de solvente extractor en la entrada de la segunda torre, la composición de la corriente de salida de F3 queda como se muestra en la *Tabla 6.4*.

*Tabla 6.4: composición de corriente de salida de mezclador.*

<b>Composición másica de corriente de Solvente S1</b>	
Agua	0,0002
Glicerina	0,9998

En la *Figura 6.2* se muestra en un esquema simplificado los resultados obtenidos para cuando se define el sistema de destilación tal como se ha mencionado anteriormente.

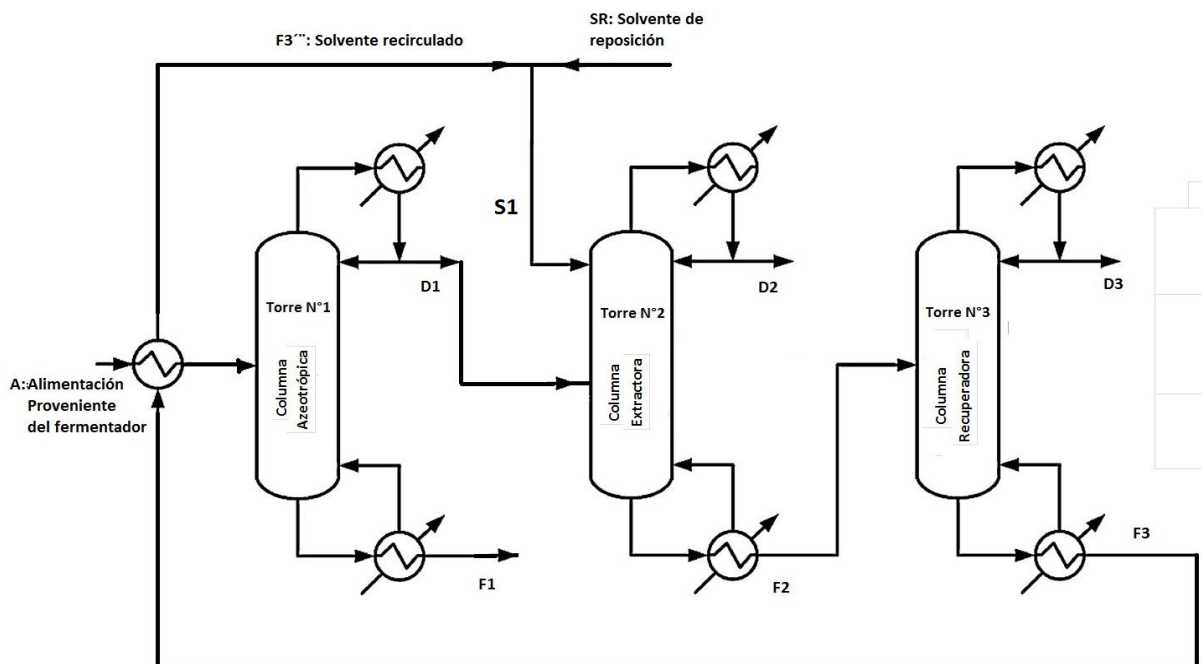


*Figura 6.2:* Esquema simplificado de torres utilizadas para el proceso de destilación. Las composiciones están expresadas en fracción másica. Con RR: relación de reflujo molar.

### Cambio de solvente extractor

Se realizará también un análisis similar al anterior utilizando etilenglicol como solvente extractor para verificar cuál de los dos es el mejor para llevar a cabo la separación del producto.

Para este caso, el esquema utilizado fue el que se muestra en la *Figura 6.3*.



*Figura 6.3:* Esquema del sistema de separación.

Al igual que para el caso en que se utilizó glicerina, en la torre 1 se trató de llegar lo más cerca posible a la composición azeotrópica. Se tomaron los datos de la *Tabla 6.5* para la convergencia del sistema.

*Tabla 6.5: Datos pertenecientes a la configuración de la 1<sup>er</sup> Torre.*

<b>Corriente: A= Alimentación</b>	
Temperatura (°C)	43,41
Presión (kPa)	101,3
Flujo Másico (kg/h)	287.808
Composición(%P/P)	
Etanol	6,66 %
Sacarosa	0,15 %
Agua	93,19 %

<b>Torre N°1 - Columna Azeotrópica</b>	
Nº de etapas (sin contar condensador ni reboiler)	30
Entradas de corrientes	A = Etapa 23
P reboiler (kPa)	101,3
P condensador (kPa)	101,3
Variables controlantes	Relación de Reflujo, composición de etanol en corriente de destilado
Relación de Reflujo	3,3
Composición de etanol en destilado (Frac. másica)	0,94

De la misma manera que en el sistema con glicerina, la segunda torre fue diseñada con el objetivo de alcanzar las especificaciones del producto utilizando etilenglicol como solvente. Esta torre cuenta con dos entradas siendo las mismas el destilado proveniente de la primer torre y la alimentación del solvente. En esta torre se utilizaron los datos de la *Tabla 6.6* para alcanzar los requerimientos de composición en el producto. Para la resolución del sistema se supuso una entrada de solvente puro en una primera instancia y luego se reemplazó por la composición obtenida como resultado del reciclo planteado.

Tabla 6.6: Datos pertenecientes a la configuración de la 2<sup>da</sup> Torre

<b>Torre N°2 - Columna Extractiva</b>	
Nº de etapas (sin contar condensador ni reboiler)	30
Entradas de corrientes	S1 = Etapa 3; D1= Etapa 22
P reboiler (kPa)	101,3
P condensador (kPa)	101,3
Variables controlantes	Relación de Reflujo, composición de etanol en corriente de destilado
Relación de Reflujo	3,2
Composición de etanol en corriente de destilado (Frac. volumétrica)	0,99

<b>Corriente: S1=Solvente</b>	
Temperatura (°C)	78
Presión (kPa)	101,3
Caudal Másico (kg/h)	50.000
Composición inicial: fracción másica de Etilenglicol	1

Al igual que antes, la tercera torre está destinada a la recuperación del etilenglicol para reponer la menor cantidad posible. La alimentación a esta torre es el fondo de la segunda. Para la convergencia del sistema se utilizaron los datos de la *Tabla 6.7*.

Tabla 6.7: Datos pertenecientes a la configuración de la 3<sup>er</sup> Torre.

<b>Torre N°3 - Columna de recuperación del Solvente extractor</b>	
Nº de etapas (sin contar condensador ni reboiler)	20
Entradas de corrientes	F2 = Etapa 20
P reboiler (kPa)	101,3
P condensador (kPa)	101,3
Variables controlantes	Relación de Reflujo, composición de etanol en corriente de destilado
Relación de Reflujo	1
Composición de etilenglicol en corriente de fondo (Frac. másica)	0,9991

Luego de este sistema, la corriente de fondo (F3) llega a un mezclador donde es alimentado por la corriente de solvente recirculado y una corriente de reposición de solvente puro, esto es necesario debido a que en el proceso se pierden alrededor de 6 kg/h y puede hacer al sistema inestable. En el caso de la glicerina, no se perdía prácticamente solvente, por lo que no fue necesario agregar esta corriente. Con los datos de la *Tabla 6.7* y la corriente de solvente puro, puede conocerse la composición de la corriente S1, la cual se muestra en la *Tabla 6.8*.

Tabla 6.8: composición de corriente de salida de mezclador.

<b>Composición másica de corriente de Solvente S1</b>	
Agua	0,0009
Etilenglicol	0,9991

En la *Figura 6.4*, se muestra al igual que en el caso de la glicerina un esquema simplificado con las corrientes y los calores.

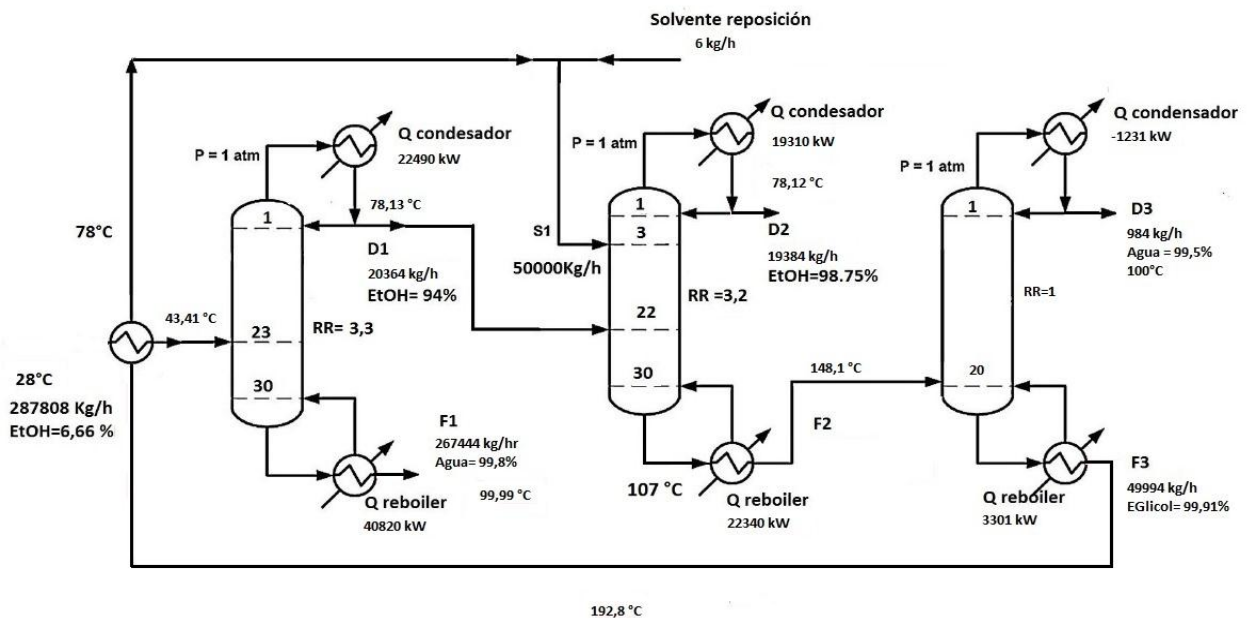


Figura 6.4: Esquema simplificado de torres utilizadas para el proceso de destilación con etilenglicol. Las composiciones están expresadas en fracción másica. Con RR: relación de reflujo molar.

## Comparación

En la *Tabla 6.9*, se muestran los calores a intercambiar en total en los reboilers y en los condensadores para cada caso, también se compara la cantidad de solvente a utilizar.

Tabla 6.9: comparación de solventes.

Solvente extractor	Q reboilers (kW)	Q condensadores (kW)	Caudal de solvente extractor necesario (kg/h)
Glicerina	61.040	37.614	15.000
Etilenglicol	66.461	43.030	50.000

Además de la comparación realizada en la *Tabla 6.9*, se debe tener en cuenta que para el caso de la glicerina, la torre de recuperación de solvente consta de 10 etapas, mientras que para el caso de etilenglicol es de 20.

Es importante considerar que la glicerina es un subproducto de la industria del biodiesel por lo que su precio de venta es relativamente bajo en Argentina. Sumado al hecho de que consume menos energía y caudal, resulta la opción más viable económicamente.

Otro aspecto a considerar es que el etilenglicol es tóxico a diferencia de la glicerina que no lo es.

## Diseño definitivo

De la comparación realizada anteriormente, se decidió optar por el sistema que utiliza glicerina como solvente extractor.

En la *Tabla 6.10*, se muestran las composiciones, temperaturas, presiones y caudales de cada una de las corrientes involucradas.

*Tabla 6.10: Detalle de las corrientes en el sistema.*

<b>Corriente</b>	<b>Caudal (kg/h)</b>	<b>Composición (% másico)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (kPa)</b>
<b>Alimentación</b>	287.808	93,2 % Agua, 6,7 % Etanol y 0,1 % Sacarosa	28	101,3
<b>Alimentación caliente (luego de pasar por el primer intercambiador)</b>	287.808	93,2 % Agua, 6,7 % Etanol y 0,1 % Sacarosa	34,43	101,3
<b>S1</b>	15.002	99,98 % Glicerina, 0,02 % Agua	32,75	101,3
<b>D1</b>	20.373	94 % Etanol, 6% Agua	78,13	101,3
<b>D2</b>	19.384	98,75% Etanol, 1,25% Agua	78,11	101,3
<b>D3</b>	992	98,75% Agua, 1,25% Etanol	44,43	10
<b>F1</b>	267.435	99,82% Agua, 0,17% Sacarosa, 0,01% Etanol	99,99	101,3
<b>F2</b>	15.994	93,78 % Glicerina, 6,14% Agua, 0,08% Etanol	159,5	101,3
<b>F3</b>	15.002	99,98 % Glicerina, 0,02 % Agua	213,9	10

Por último, en la *Tabla 6.11*, se muestran los calores intercambiados en los reboilers y condensadores de cada torre.

*Tabla 6.11: Detalle de los calores en las torres.*

	<b>Torre N°1</b>	<b>Torre N°2</b>	<b>Torre N°3</b>
<b>Q condensador (kW)</b>	22.500	13.800	1.314
<b>Q reboiler (kW)</b>	43.860	15.330	1.850

En la *Figura 6.5*, se muestra el esquema definitivo.



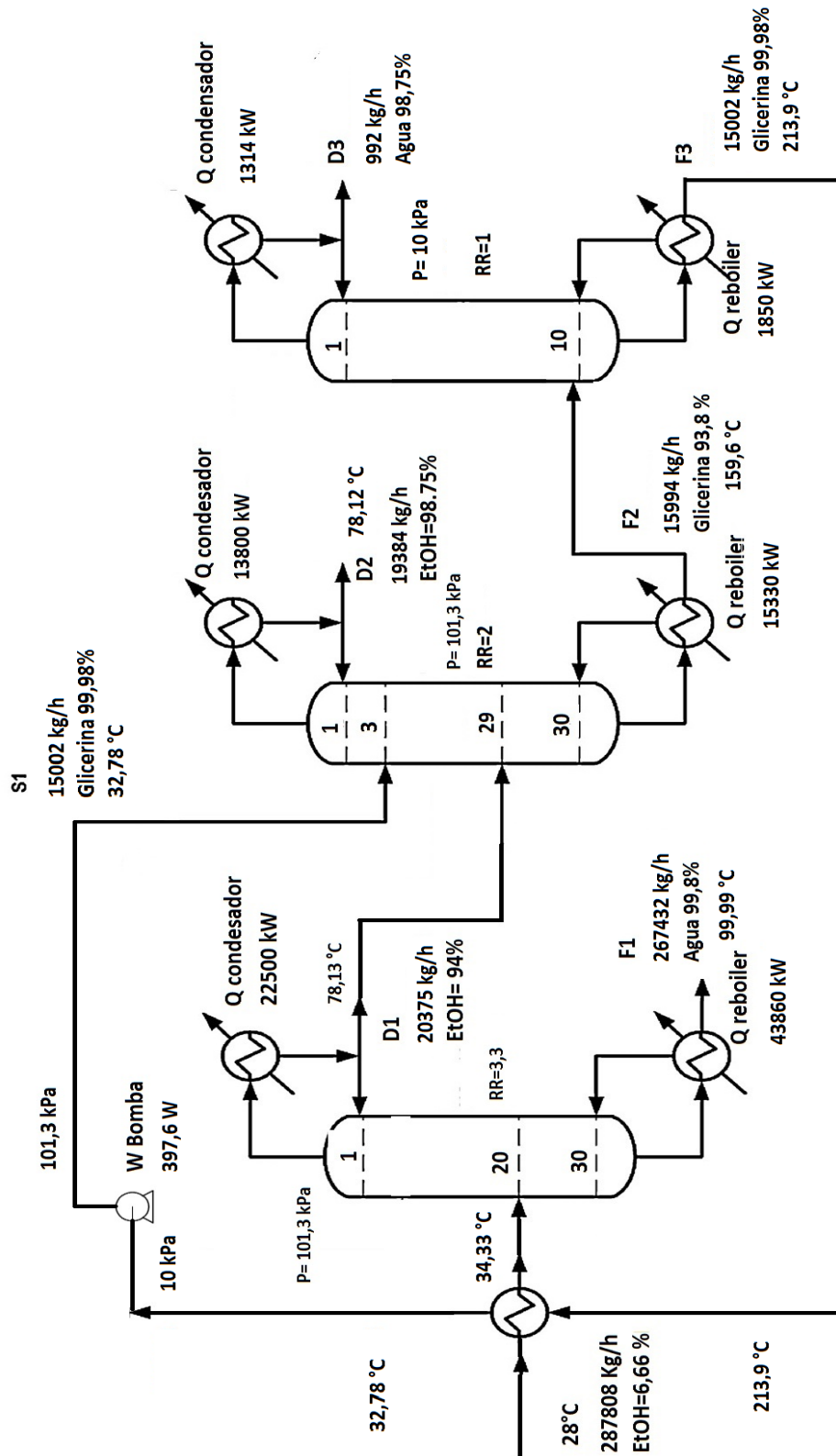


Figura 6.5: Esquema simplificado de torres utilizadas para el proceso de destilación. Las composiciones están expresadas en fracción másica. Con RR: relación de reflujo molar.

# Capítulo 7: Equipos auxiliares e Integración energética

## Equipos auxiliares

### Equipos de pretratamiento

La planta de producción de bioetanol a partir de remolacha del proyecto, como ya se definió anteriormente, tiene una capacidad de 120.000 m<sup>3</sup>/año. A partir de los balances realizados en el *Capítulo 4* se determinó que para dicha producción se requieren alrededor de 246 toneladas por hora de remolacha. A continuación se definirán los equipos necesarios para esta cantidad de remolacha a tratar desde la llegada de la misma a la planta hasta obtener la solución rica en sacarosa.

La llegada de la remolacha a la planta será durante la cosecha de la misma en camiones provenientes de las áreas de producción. Las mismas, tras la descarga de los camiones, serán apiladas en lo conocido como playas de remolacha las cuales son generalmente a la intemperie como se muestra en la *Figura 7.1*.



*Figura 7.1. Recepción de la remolacha azucarera. Playa de remolacha*

La planta operará durante ocho meses al año, siendo diciembre, enero y febrero los meses en que el proceso productivo estará parada en la cual se realizarán mantenimientos. Durante la época en que no se cosecha, en la época de heladas, el almacenamiento se realizará en galpones destinado para tal fin. Debido a que se pueden llegar a producir pérdidas de azúcar en la remolacha almacenada a la intemperie.

Desde dicha playa, las remolachas son puestas en tolvas<sup>[71]</sup> de descarga para ser transportadas hacia la estación de lavado de las mismas.

Para el transporte de las remolachas sucias se tienen dos alternativas: transporte en seco y transporte húmedo. El método de transporte en seco es simplemente la implementación de cintas transportadoras. Por otro lado, el método húmedo se basa en el uso de canales de agua para el transporte de las remolachas dado que las mismas flotan en agua.

A la hora de decidir el método a emplear en la planta se consideraron las siguientes ventajas tecnológicas del uso del método seco por sobre el húmedo<sup>[72]</sup>:

1. Reducción de las pérdidas en sacarosa al no estar la remolacha en contacto directo con el agua.
2. Disminución del consumo de agua.
3. Disminución del consumo de electricidad.
4. Reducción de los gastos de mantenimiento.
5. Beneficio de la separación de tierra en seco frente a la separación húmeda (transporte húmedo).

Cabe realizar la aclaración que en cuanto se refiere en ventajas de mantenimiento y disminución del consumo de electricidad dichos puntos están relacionados con el hecho de que, al implementar el sistema húmedo se requiere un sistema de bombeo adicional para el agua. Por último con el fin de disminuir el consumo de agua se decidió optar por un sistema seco.

Previo a su llegada a la estación de lavado es necesario establecer el flujo de remolachas que pasará por el proceso. En el *Capítulo 4* se estimó el flujo de remolachas limpias: 246 toneladas por hora, este flujo no tiene en cuenta la suciedad con la que vienen las remolachas del campo: piedras, malezas, el tallo y parte de la raíz que luego son extraídos en el sector de lavado. Sin embargo, se ha encontrado en bibliografía <sup>[73]</sup> que, dependiendo la cosecha se tienen entre 10 a 100 kilos de suciedad por tonelada de remolacha. Entonces, teniendo en cuenta este parámetro y tomando un promedio de 60 kilos de suciedad por tonelada se tendrán que eliminar 14,76 toneladas de suciedad por hora.

Como se dijo anteriormente, hay que determinar el flujo de remolacha antes de que la misma pase por el sector de lavado. El flujo será regulado por una tolva pesadora que tendrá en cuenta la masa de sólidos que no son remolacha.

Una vez que determinado el flujo las remolachas irán hacia la estación de lavado por cinta transportadora. En dicha estación se eliminan las piedras, la tierra y las hojas de remolacha. En anuncios de páginas relacionadas se ha encontrado maquinaria que cumple con las funciones anteriormente dichas: Hippo1 Beet Washer <sup>[74]</sup>, que puede verse en la *Figura 7.2*.

Dicha maquinaria es un sistema de tambores diseñado para una capacidad de hasta 7.000 toneladas diarias de remolacha. Si bien en la planta se procesarán 5.900 toneladas por día se cree que esta es la mejor opción, además que se puede prolongar la vida útil del equipamiento al no operar al 100% de capacidad.

El agua que se utiliza para el lavado se recirculará continuamente: las aguas pasarán por una criba hidráulica para poder separar las arenas y piedras que se extraen en dicha etapa. Se considerará un caudal de agua de reposición equivalente al 15% del total del agua de lavado, debido a pérdidas en el proceso de desarenado.



Figura 7.2. Imágenes de la estación de lavado.

A la salida de la estación de lavado, las remolachas tendrán como destino el área de molturación donde saldrán cortadas en forma de bastón pero con un área transversal en forma de V, como se muestra en la *Figura 7.3*.



Figura 7.3. Cosetas de remolacha a la salida del molturador

Se realizó una búsqueda de molturadores o molinos de cuchillas empleados para remolacha azucarera. Como resultado se encontró al fabricante industrial Putsch® que comercializa este tipo de maquinarias. De su catálogo se encontró el molino de cuchillas TSM 1800 cuyas especificaciones son:

Longitud: 2,5 m  
Ancho: 2,2 m  
Altura: 2,2 m  
Potencia de accionamiento: 120 hp  
Potencia de Conexión total: 150 kVA  
Capacidad: 8.000 a 8.800 ton/d.

A la salida del molturador, las cosetas de remolacha pasan mediante una tolva a una cinta transportadora a la estación de difusión y sistema de depuración que consta en sí de una serie de tanques.

La instalación de difusión de remolachas del fabricante BMA <sup>[75]</sup> está compuesta de dos componentes principales, que cumplen diferentes funciones. Por un lado el macerador de cosetas en contracorriente es utilizado para que se produzca el intercambio térmico entre las cosetas entrantes y el jugo saliente, y además se produce la desnaturalización térmica. El otro componente es la torre de difusión, lugar donde se produce la extracción sólida-líquida de la sacarosa de las células de cosetas.

Ambos componentes - el macerador de cosetas en contracorriente y la torre de difusión - están conectados entre sí mediante tuberías y bombas especiales trabajando como una sola unidad.

Las remolachas previamente lavadas y cortadas son introducidas en el macerador, donde se precalientan las cosetas mediante el jugo procedente de la torre de difusión con el objetivo de hacerlas permeables para la extracción de las moléculas de azúcar. La mezcla de cosetas y jugo formada dentro del macerador de cosetas en contracorriente se impele por bombas de velocidad regulable hacia la parte inferior de la torre de difusión.

En la torre de difusión, las cosetas comprimidas son transportadas continuamente hacia arriba, efectuándose al mismo tiempo la extracción de las moléculas de azúcar de las células de remolacha. En el extremo superior, la pulpa agotada se evacua mediante dos hélices de extracción y se deshidrata mecánicamente en las prensas de pulpas. El agua de las prensas de pulpa es llevada a la planta de tratamiento.

El líquido de extracción, agua fresca, fluye hacia abajo en sentido opuesto a las cosetas enriqueciéndose de azúcar debido a la diferencia permanente de concentración.

El jugo producido se extrae a través de cribas laterales dispuestas en la parte inferior por todo el perímetro de la torre y, después de haber pasado un separador de arena, fluye de nuevo al macerador de cosetas en contracorriente.

El macerador de cosetas se divide en dos compartimientos, el compartimiento de intercambio térmico y el compartimiento de maceración. A la entrada del compartimiento de intercambio térmico las cosetas frescas frías se introducen en el macerador en ausencia de aire. Allí se alcanza un relleno homogéneo y denso de cosetas, que es necesario para que

el intercambio de calor sea óptimo. En el compartimiento de maceración, se acaba el calentamiento de las cosetas y se prepara una mezcla bombeable de cosetas y jugo.

Para un funcionamiento óptimo del macerador de cosetas en contracorriente y para la esterilidad de toda la instalación, el rompimiento de espuma y la esterilización desempeñan un papel importante. La espuma puede formarse por gases desprendidos durante la desnaturalización de las células de remolacha o a causa del tratamiento de remolachas dañadas microbiológicamente o no maduras. Otro posible factor que puede fomentar la formación de espuma es el aire introducido con la carga de cosetas. La esterilización se consigue mediante el agregado de SO<sub>2</sub> en una relación de 0.3 kg/ tonelada de remolacha en el proceso de difusión. Para evitar la formación de espuma, se requiere de un antiespumante que consta de ácidos grasos modificados agregados en el proceso en una relación de 100 gramos por tonelada de remolacha. [76a]

Todos los componentes del macerador de cosetas en contracorriente que entran en contacto con las cosetas están fabricados de un acero resistente a la corrosión o están revestidos de acero inoxidable.

En lo que concierne los equipos de medición y de regulación empleados en el macerador de cosetas se debe considerar: para la desnaturalización de las cosetas en el compartimiento de maceración del macerador, es importante mantener exactamente la temperatura requerida de unos 70°C. Esto se logra mediante un calentamiento controlado del jugo desespumado, lo que puede ser automatizado en función de la temperatura en el compartimiento de maceración.

Como bien se dijo BMA es quien fabrica el equipamiento (cuya imagen se encuentra en la *Figura 7.4*) y tiene en su catálogo plantas de extracción disponibles en un amplio rango de capacidades. Para el caso particular de este proyecto, la maquinaria tiene las siguientes especificaciones:

Capacidad: 6.000 ton/h de remolacha  
Diámetro de Torre de extracción: 7.6 m  
Diámetro del Macerador de cosetas: 5.2 m  
Altura del Macerador de cosetas: 8 m

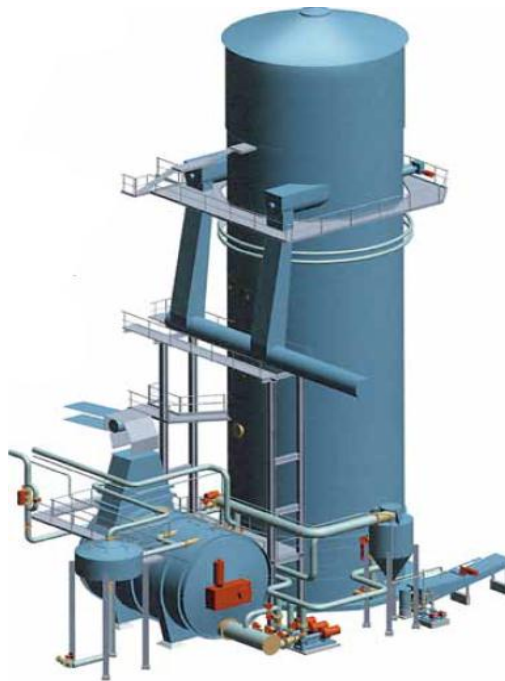


Figura 7.4. Esquema de Sistema de extracción de azúcares.

Luego de su paso por el sistema de difusión, el jugo de remolacha pasa por el proceso de defeco-carbonatación. Defeco es una abreviatura para la defecación, que se utiliza en la tecnología del azúcar para expresar la acción de añadir la cal y el gas al jugo al mismo tiempo. En el método de defeco-carbonatación, a diferencia del método clásico de purificación, tanto la cal como la carbonatación (adición de  $\text{CO}_2$  al jugo) se llevan a cabo simultáneamente. La cal se añade al jugo progresivamente (a una velocidad lenta y constante) y el gas de carbonatación se aplica continuamente. A continuación se muestra un esquema del proceso en la *Figura 7.5*.

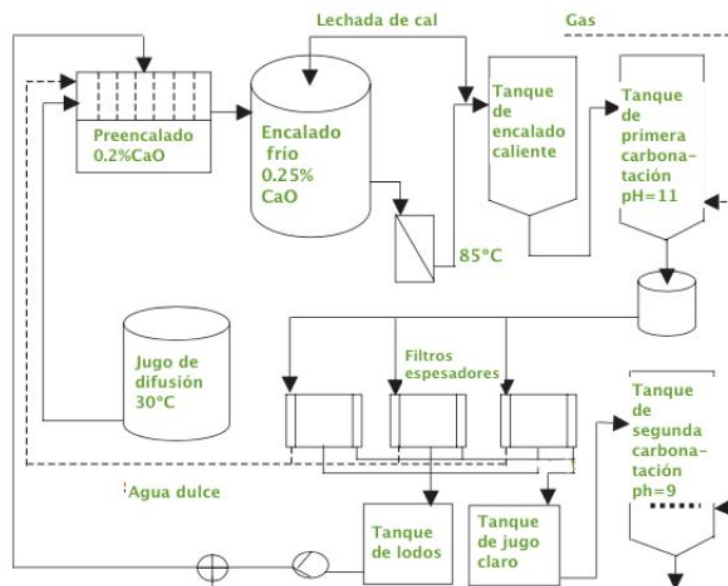


Figura 7.5. Proceso de defeco-carbonatación



## Centrífugas

A la salida de los fermentadores y previo a la entrada de los productos en el sistema de destilación se deben centrifugar los productos de reacción con el objetivo de separar las levaduras para reciclar una parte de las mismas, como fue establecido en el *Capítulo 5*, y la otra parte descartarla. A la hora de seleccionar las centrífugas se debe conocer el caudal másico que circulará por las mismas. Conociendo el caudal a la salida de los reactores y la densidad, considerando que las levaduras no afectan en la misma:

$$\text{masa a tratar: } 296 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1 \text{ ton}/1000 \text{ kg} = 295.11 \text{ ton/h}$$

El fabricante BMA posee en su catálogo la centrífuga K3300 con un motor de 90 kW y 50 Hz. Dicho modelo tiene una capacidad de 26 ton/h por lo tanto se requerirán 12 centrífugas de este modelo. Las mismas funcionarán en paralelo a la salida del sistema de reactores.

## Cañerías<sup>1</sup>

Para determinar el diámetro de cañería a utilizar, se toma como referencia que la velocidad de flujo recomendada para agua es 1,5 m/s<sup>[76b]</sup> y que el caudal de jugo de remolacha transportado es de 296 m<sup>3</sup>/h. Sabiendo esto, sale el diámetro de cañería necesario:

$$\text{Velocidad} * \text{Área} = \text{Caudal}$$

$$1,5 * \frac{\pi * Dc^2}{4} = 296$$

$$Dc = 0,264 \text{ m}$$

El diámetro de cañería necesario es de 26,4 cm. Es necesario mantener las condiciones de asepsia en el transporte del jugo de remolacha que proviene del depurador, por lo que para ello se utilizarán cañerías de acero inoxidable 316. Se utilizarán caños de 12" schedule 40<sup>[77]</sup>, el diámetro externo es de 323,8 mm y el espesor de pared 10,31 mm, quedando un diámetro interno de 303,18 mm.

Para las cañerías del resto de la fábrica, una vez pasada la centrífuga (E2), el material recomendado es el de acero al carbón debido a su alta resistencia y su capacidad de resistir altas temperaturas. Para las cañerías antes de la centrífuga el material recomendado es el de acero inoxidable debido a su capacidad de no reaccionar con el entorno de forma de favorecer las condiciones de asepsia.

En la *Tabla 7.1* se observan los diámetros elegidos para cada corriente, realizando el mismo procedimiento descrito previamente, y la selección del material.

---

<sup>1</sup> Para color de cañerías dirigirse a Anexo Capítulo 7

Tabla 7.1. Detalle de cañerías

Corriente	Caudal(m <sup>3</sup> /h)	Material	Diámetro necesario (m)	Diámetro nominal
A1	984,92	Acero al carbon	0,482	20" Sc - 60
A2	984,92	Acero al carbón	0,482	20" Sc - 60
A3	669,76	Acero al carbón	0,336	14" Sc - 40
A4	581,91	Acero al carbón	0,37	16" Sc - 80
A5	34,15	Acero al carbón	0,09	3 ½"Sc -80
A6 (F1)	265,34	Acero al carbón	0,25	10" Sc - 80
A7 (D3)	0,970	Acero al carbón	0,015	½" Sc - 80
J0	262	Acero inoxidable	0,249	10" Sc - 60
J1	261,7	Acero inoxidable	0,248	10" Sc - 60
E1	293	Acero inoxidable	0,263	12" Sc - 40
E2	296	Acero al carbón	0,264	12" Sc - 40
E3 (D1)	26,85	Acero al carbón	0,08	3 ½"Sc -80
E4 (D2)	26,19	Acero al carbón	0,08	3 ½"Sc -80
F2	50,42	Acero al carbón	0,109	4" Sc - 40
F3	51,43	Acero al carbón	0,11	4" Sc - 40
S1	46,684	Acero al carbón	0,105	4" Sc - 40

## Bombas

La selección de la bombas fue hecha considerando un diseño básico teniendo en cuenta la densidad, caudal y altura que se debe elevar el fluido sin tomar en cuenta las pérdidas de carga en las cañerías. Para esto se utilizó la página del fabricante GRUNDFOS<sup>[78a]</sup> la cual permite determinar de forma rápida la bomba necesaria. Los modelos seleccionados para cada corriente fueron las presentes en la *Tabla 7.2*.

Tabla 7.2: Bombas Seleccionadas

Nomenclatura	Modelo	Densidad de mezcla (kg/m <sup>3</sup> )	Altura(m)	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Potencia (kW)	Cos Phi	Pmax (bar)	Temp. del fluido(°C)	EficienciaB omba (%)
BB-001, BB-011	TP 100-250/2 A-F-A-BAQE	1055	17,5	148	11	0,88	16	0-120	74,8
BB-002, BB-012	TP 100-250/2 A-F-A-BAQE	1022	13,28	148	11	0,88	16	0-120	76,7
BB-003, BB-013	TP 100-250/2 A-F-A-BAQE	1005	10,89	148	11	0,88	16	0-120	70,2
BB-004, BB-014	TP 100-250/4 A-F-A-BQQE	1000	14,78	148	11	0,86	16	-25 - 120	72,2
BB-101	TP 200-70/4 A-F-A-BAQE	985,5	4,2	292	5,5	0,86	16	0 - 120	72,6
BB-112	TP 65-210/2 A-F-A-BAQE	1071	16,2	46,69	3	0,87	16	0 - 120	74,2
BB-102 BB- 103	Dado a que se considera que no hay pérdida de carga se considera innecesaria la utilización de una bomba en este sector.								

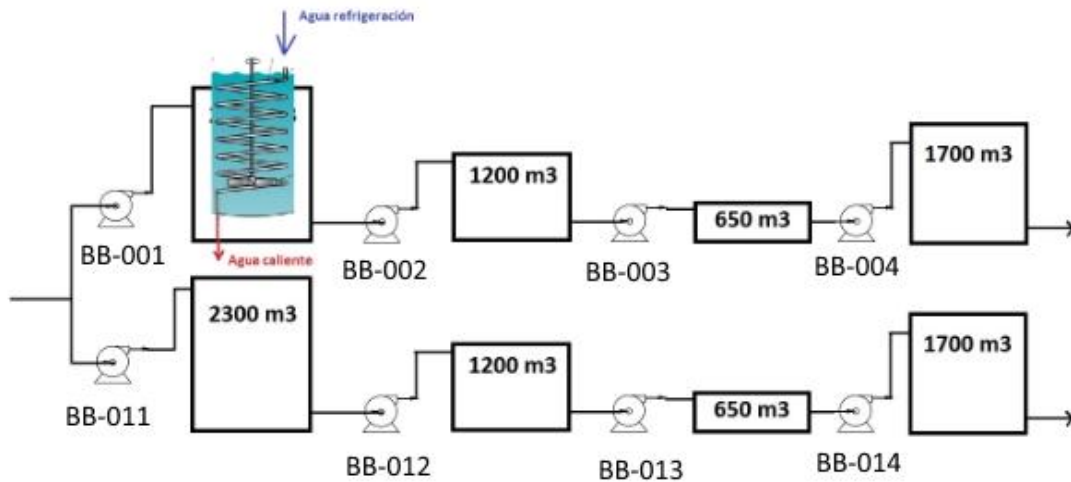


Figura 7.6: Nomenclatura de Bombas en Fermentador

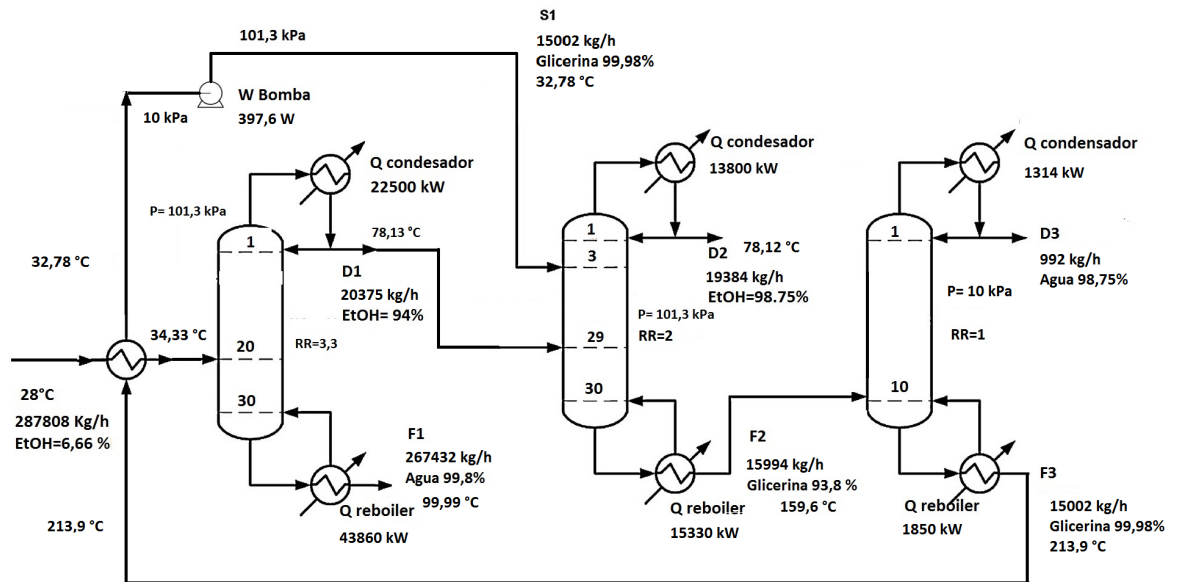


Figura 7.7: Nomenclatura de Bombas en Torres de Destilación

En la presente selección de bombas es importante aclarar que no fueron seleccionadas las bombas del reboiler, condensador y reflujo presentes en las columnas de destilación dado a que estas se entienden como requisito constructivo de la misma y debe ser determinada por la empresa encargada de la construcción de la misma para su normal funcionamiento.

### Línea neumática

En la planta de bioetanol del proyecto se requerirá de un control de proceso como en cualquier industria. Para dicho control será necesario una línea de aire comprimido para alimentar las válvulas de control. Dado que no se reconocen los requerimientos para el sistema de control, no se puede seleccionar en esta instancia del proyecto el compresor apropiado.

### Tratamiento de agua

El agua utilizada tanto para el proceso como para las corrientes auxiliares procede del agua de red. Este agua cuenta con impurezas que interfieren en los procesos en los cuales se utiliza dicha agua. Pueden llegar a ocasionar daños en equipos y/o dificultar las operaciones en las que se está trabajando.

Dentro de las impurezas que contiene el agua de red se encuentran las siguientes:

- Gases: O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>
- Sólidos en suspensión (insolubles): en pequeña proporción
- Sólidos disueltos (solubles): por ejemplo sales, ácidos, bases

Se requiere una pureza del agua elevada para utilizar en el difusor, así como en la estación de lavado. Para el caso de la caldera y la torre de enfriamiento también sucede lo mismo, se debe evitar que el agua utilizada forme parte de procesos de corrosión o incrustaciones entre otros.

El tratamiento del agua utilizada en el proceso, así como el agua servicio se tratará en una planta de ósmosis inversa. Esta es una tecnología de purificación de agua mediante la cual se logra un elevado porcentaje de retención de contaminantes, disueltos y no disueltos (hasta un 99% de retención de sales disueltas). El equipo a utilizar tiene incorporado el sistema pretratamiento acondicionar para tratar el agua antes de ingresar al sistema de membranas de la ósmosis inversa. Así como las bombas necesarias para la purificación.<sup>[78b]</sup>

El caudal de agua total a tratar se muestra en la *Tabla 7.3*, respecto al agua de servicio se toma el agua de reposición para los distintos circuitos. Se toma un 15% del caudal total circulante para la estación de lavado y torre de enfriamiento. En el primer caso debido a que en el desarenado una parte del agua se pierde con la tierra y en el segundo caso por evaporación. Y un 10% para el agua que circula por el circuito de los reactores y caldera e intercambiadores de calor.

*Tabla 7.3: Cantidad de agua necesaria a tratar en planta de ósmosis inversa.*

Agua de proceso	Agua de servicio
Difusor: 668.768,00 kg/h	Lavado: 147.738,00 kg/h
	Torre de enfriamiento: 220.557,30 kg/h
	Calderas: 15.221,00 kg/h
	Reactores: 101.177,20 kg/h
<b>Caudal de agua total en planta de ósmosis inversa: 1.153 m<sup>3</sup>/h</b>	



Como pueden verse en el diagrama detallado de la planta (*Figura 7.8*), existen diversos efluentes como consecuencia del proceso de obtención de bioetanol los cuales deberán ser tratados ya sea para su disposición final o para su reutilización en el proceso.

Entre los efluentes de la planta se encuentra el agua proveniente del lavado de las remolachas, de la prensa de pulpa de remolacha húmeda y de la depuración. En el proyecto, se pretende reciclar este agua, haciendo un tratamiento previo en la planta de tratamiento correspondiente.

Respecto al agua de lavado de remolacha, su tratamiento consistirá por sobre todo en la decantación de los sólidos en solución. Luego de tratar la misma se reutilizará para el mismo proceso conformando un ciclo cerrado. El agua proveniente de la prensa y la depuración, luego de acondicionarla se utilizará para el lavado de equipos y del establecimiento.

Otra corriente de efluente que resulta del proceso, es la corriente de fondo de la Torre 1, donde se alcanza una composición cercana a la azeotrópica. Dicha corriente se conoce en la industria como vinaza y tiene un alto contenido de carga microbiana que se ve reflejado en la demanda química de oxígeno del efluente (DQO). En el caso específico de las plantas de bioetanol a partir de remolacha azucarera, dicho valor ronda los 56 g/L<sup>[78c]</sup> siendo 250 mg/L el máximo permitido en Argentina<sup>[78d]</sup>. A la hora de buscar distintas alternativas para el tratamiento de la corriente, se encontró que podría realizarse un tratamiento en reactores biológicos UASB para producir biogás, agua de fertirriego y lodos.

Dicho biogás podría implementarse como combustible en las calderas de la planta. El tratamiento de vinazas que da como resultado biogás es ampliamente implementado en las industrias de bioetanol a partir de remolacha en el mundo, siendo usado en la mayoría de los casos para la generación de energía eléctrica.

A continuación se realizará un cálculo estimativo de la cantidad de biogás que podría producirse a partir de dicho efluente.<sup>[78e]</sup>

$$CH_4 \left( \frac{m^3}{día} \right) = Q * DQO \text{ biodegradable} * (1 - Y) * eficiencia * 0.35 * \frac{T + 273}{273}$$

donde:

Q: caudal de vinaza a tratar por día. Q= 6.427,2 m<sup>3</sup>/día.

DQO biodegradable: DQO de la vinaza (m<sup>3</sup>/kg). DQO= 56 kg/m<sup>3</sup>.

Y: crecimiento de bacterias esperado (kg biomasa/ kg DQO) Y= 0,1.

Eficiencia: Eficiencia de remoción de DQO. Eficiencia= 0,7

0,35 : equivalencia volumétrica del metano en 1 kg de DQO (m<sup>3</sup>/kg)

T: temperatura del reactor (°C). T=30°.

$$CH_4 \left( \frac{m^3}{día} \right) = 89.537,82$$

Considerando que el biogás producido tendrá un 70% de gas metano:

$$Biogás \left( \frac{m^3}{día} \right) = 127.911,17$$

Sin embargo, el biogás producido para ser utilizado en la caldera de la planta, se debe desulfurar. Durante el proceso, según bibliografía, se pierde aproximadamente un 5% del biogás producido. Como resultado:

$$Biogás \text{ desulfurado} \left( \frac{m^3}{día} \right) = 121.515,6$$

Por otro lado, los lodos que resultan de la etapa de depuración y del tratamiento de vinaza deberán ser tratados en una planta de tratamiento de lodos.

Como conclusión, en la planta de bioetanol diseñada en el proyecto deberá contarse con una planta de tratamiento de aguas residuales y otra de lodos.

En cuenta al efluente de CO<sub>2</sub> del proyecto se enviará a una planta de tratamiento de CO<sub>2</sub> para su envase en forma líquida y venta como producto de utilización médica al necesitar una menor pureza que la requerida para su implementación en bebidas. Aunque en este primer diseño del proyecto no se desarrolló la planta de recuperación de CO<sub>2</sub> en futuro se diseñará dicho sector de la plata.

## Torre de destilación a presión reducida

Debido al solvente empleado en la torre de recuperación de solvente se ha optado por reducir la presión de la misma de forma tal de no alcanzar la temperatura de degradación del mismo. Para lograr el vacío se empleará una bomba de vacío con ubicación en el tope de la torre.<sup>[78]</sup>

## Integración energética

### Análisis Pinch

El análisis pinch es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital.

A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de corrientes auxiliares de calentamiento o enfriamiento.

El procedimiento incluye diferentes pasos. Inicialmente se determina la temperatura Pinch y el requerimiento mínimo de enfriamiento y calentamiento estableciendo las curvas



compuestas o la tabla de problemas. El diseño de la red de intercambiadores de calor permite situar los intercambiadores dentro del proceso.

La metodología Pinch tiene las siguientes ventajas:

- Es una metodología sistemática para el diseño integrado de plantas de proceso.
- Identifica el mínimo consumo de energía necesario.
- Permite considerar diferentes opciones de diseño.
- Considera al mismo tiempo el coste de energía y de capital.
- Se puede aplicar en plantas de proceso nuevas o ya existentes.

Para realizar el análisis pinch, se utilizó una herramienta online llamada:

*“Online Pinch Analysis Tool”*

la cual se encuentra disponible en [http://www.uic-che.org/pinch/stream\\_input.php](http://www.uic-che.org/pinch/stream_input.php). Dicha herramienta solamente requiere la temperatura a la que se encuentra la corriente, la temperatura a la que se quiere calentar o enfriar dicha corriente y el calor necesario para hacerlo (calculado como el caudal másico multiplicado por el calor específico de la corriente y la diferencia de temperaturas).

En la elección de las corrientes para el análisis, no se tuvieron en cuenta aquellas que afectan directamente el calor en los reboilers y condensadores de las torres de destilación, así como tampoco las corrientes de proceso que entran a los fermentadores. Esta decisión se tomó debido a que si bien tienen un gran potencial energético, se requiere un control estricto, debido a que el calor es el agente de separación en las torres y que se deben mantener condiciones isotérmicas en los fermentadores para controlar la producción.

Las corrientes seleccionadas para el análisis pinch fueron:

- La corriente de producto de etanol de 19.384 kg/h 99 % v/v sale de la torre extractiva a 78,12 °C, debe enfriarse hasta 25°C para ser vendida.
- Para el tanque de difusión, se necesitan 669.760 kg/h de agua a 70°C. Por el tope de la torre de recuperación sale una corriente de 992 kg/h 98,75% agua a 44 °C. Por lo tanto, se decidió mezclar esta corriente con una corriente de agua fresca a 16°C (temperatura del río)<sup>[79]</sup> de 668.768 kg/h. De la mezcla se obtiene el caudal necesario a 16,04 °C que debe ser calentado a 70°C.
- Luego de pasar por el proceso de depuración, el jugo de remolacha (277.085 kg/h) se encuentra a 65°C (se consideró que se perdían 5°C luego del proceso de difusión a 70°C) y debe enfriarse hasta 28°C para la fermentación en los tanques.
- La corriente de vinazas que sale del fondo de la primera torre a 99,99 °C debe enfriarse a 35°C para luego ser tratada. El caudal es 267.432 kg/h.

A continuación se presenta una *Tabla 7.4* con los calores requeridos. Los valores de calor específicos de cada corriente se obtuvieron del UniSim Design 390.1 utilizando el paquete termodinámico NRTL-ideal.

Tabla 7.4. Especificación de corrientes a integrar energéticamente

Corriente	Caudal (kg/h)	Temperatura antes de calentar/enfriar (°C)	Temperatura después de calentar/enfriar (°C)	Calor a intercambiar (en módulo) (kW)
Producto	19.384	78,12	25	1.019
Agua para el tanque de difusión	669.760	16,04	70	42.330
Jugo de remolacha	277.085	65	28	5.812
Vinazas	267.432	99,99	35	20.290

Como se mencionó anteriormente, se utilizó la herramienta online, a la cual se le cargaron los datos de la tercera, cuarta y quinta columna de la tabla. Se determinó un delta de temperatura mínimo igual a 10°C.

En el *Capítulo 6* ya se había realizado una integración energética entre la corriente de alimentación al sistema de torres de destilación que se calentaba desde 28 °C hasta 34,33 °C utilizando la corriente del fondo de la torre de recuperación que se enfría desde 213,9 °C a 32,75 °C. Esto se realizó debido a que la primer torre de destilación es la que tiene el mayor reboiler, y con esto se redujo un poco el área sin agregar corrientes auxiliares.

Utilizando la herramienta online, se obtiene que la temperatura pinch es 26,04 °C. A continuación se muestra la curva compuesta combinada.

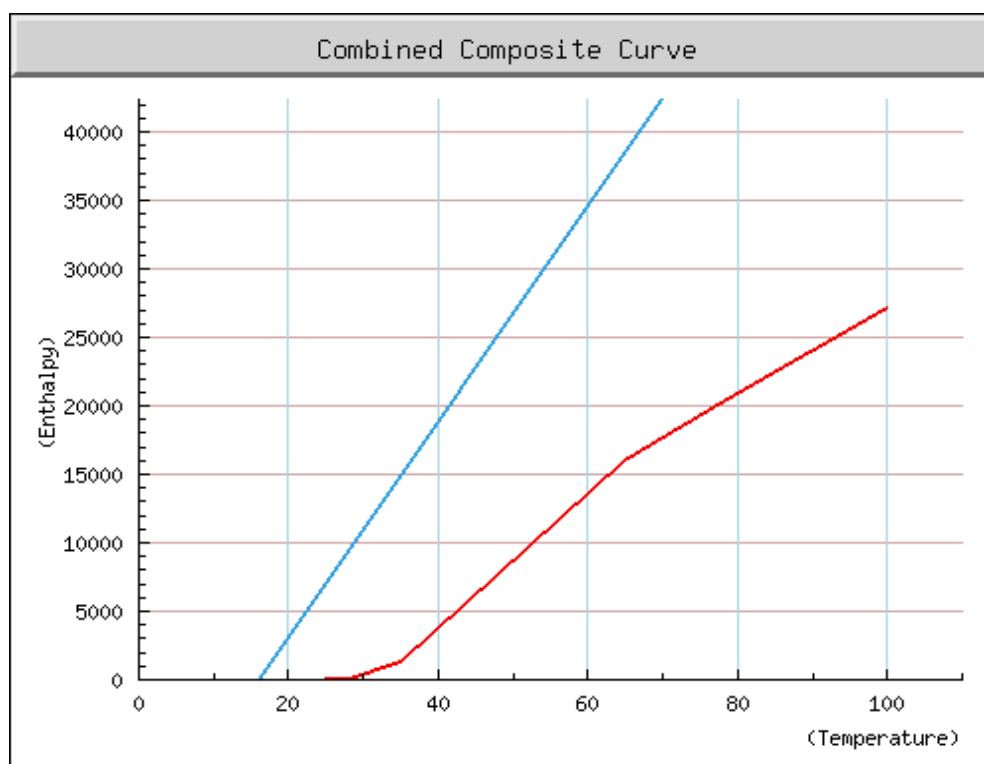


Figura 7.9 Curva compuesta combinada.

Se ponen en contacto las corrientes calientes con la corriente fría. En este caso, la corriente de producto se enfría desde 78,12 °C hasta 26,04 °C (temperatura pinch), el jugo de remolacha, desde 65 °C hasta 28 °C (se completa el requerimiento de proceso) y la corriente de vinazas, desde 99,99°C a 35°C (también llega a la temperatura deseada). El agua para el proceso de difusión se calienta desde 16,04 °C hasta 50,59 °C. Para este caso se necesitan 4 intercambiadores de calor: 3 para poner en contacto el producto, el jugo de remolacha y las vinazas con el agua para el proceso de difusión, y otro para completar el calentamiento del agua. Adicionalmente, se necesitan 15.228 kW para calentar y 20 kW para enfriar, de corrientes auxiliares. Se considera un gasto excesivo construir un intercambiador de calor para enfriar de 26,04 °C a 25 °C, por lo que se dejará que esa corriente se enfríe al circular hacia los tanques de almacenamiento.

A continuación, se muestra en la *Figura 7.10* un detalle de los intercambiadores. También se tiene información de la capacidad térmica de cada corriente, esto es el flujo másico multiplicado por la capacidad calorífica (en unidades de kW/°C).

<b>Intercambiador de calor 1A</b>			
<b>Carga del intercambiador de calor</b>		<b>DTML del intercambiador de calor</b>	<b>Localización del intercambiador de calor</b>
999 kW		28,14 °C	Encima del Pinch
<b>Corriente Fría</b>		<b>Corriente Caliente</b>	
<b>ID - Corriente</b>	2A-1 <i>Agua difusión</i>	<b>ID - Corriente</b>	3A-1 <i>Producto</i>
<b>Temperatura de entrada</b>	16,04 °C	<b>Temperatura de entrada</b>	78,12 °C
<b>Temperatura de salida</b>	17,31 °C	<b>Temperatura de salida</b>	26,04 °C
<b>Capacidad Térmica</b>	784,47 kW/°C	<b>Capacidad Térmica</b>	19,18 kW/°C

<b>Intercambiador de calor 2A</b>			
<b>Carga del intercambiador de calor</b>		<b>DMLT del intercambiador de calor</b>	<b>Localización del intercambiador de calor</b>
5.812 kW		22,30 °C	Encima del Pinch
<b>Corriente Fría</b>		<b>Corriente Caliente</b>	
<b>ID - Corriente</b>	2A-1 <i>Agua difusión</i>	<b>ID - Corriente</b>	3A-1 <i>Jugo de remolacha</i>
<b>Temperatura de entrada</b>	17,31 °C	<b>Temperatura de entrada</b>	65,00 °C
<b>Temperatura de salida</b>	24,72 °C	<b>Temperatura de salida</b>	28,00 °C
<b>Capacidad Térmica</b>	784,47 kW/°C	<b>Capacidad Térmica</b>	157,08 kW/°C

<b>Intercambiador de calor 3A</b>			
<b>Carga del intercambiador de calor</b>		<b>LMTD del intercambiador de calor</b>	<b>Localización del intercambiador de calor</b>
20.290 kW		24,92 °C	Encima del Pinch
<b>Corriente Fría</b>		<b>Corriente Caliente</b>	
<b>ID - Corriente</b>	2A-1 <i>Agua difusión</i>	<b>ID - Corriente</b>	4A-1 <i>Vinazas</i>
<b>Temperatura de entrada</b>	24,72 °C	<b>Temperatura de entrada</b>	99,99 °C
<b>Temperatura de salida</b>	50,59 °C	<b>Temperatura de salida</b>	35,00 °C
<b>Capacidad Térmica</b>	784,47 kW/°C	<b>Capacidad Térmica</b>	312,20 kW/°C

Figura 7.10: Detalle de los intercambiadores 1A, 2A y 3A.

En la Figura 7.11 se muestra el detalle de las corrientes auxiliares necesarias para completar los requisitos de proceso.

**Calor de utilidad Necesitado (Corriente fría a calentarse)**

ID	Min Temp(°C)	Max Temp(°C)	Capacidad Térmica (kW/°C)	Carga Térmica (kW)
2A-1	50,59	70,00	784,40	15.228,95
Calor de utilidad total requerido				15.228,95
Calor de utilidad ideal requerido				15.228,95

**Frío de utilidad Necesitado (Corriente caliente a enfriarse)**

ID	Min Temp(°C)	Max Temp(°C)	Capacidad Térmica (kW/°C)	Carga Térmica (kW)
1B-1	25,00	26,04	19,18	19,95
Frío de utilidad total requerido				19,95
Frío de utilidad ideal requerido				19,95

Figura 7.11: Corrientes auxiliares necesarias.

Hay que destacar que si no se realizará la integración energética, los gastos para calentar y enfriar utilizando únicamente corrientes auxiliares (vapor y agua de enfriamiento) son los que se muestran en la *Figura 7.12*.

### Calor de utilidad Necesitado (Corriente fría a calentarse)

ID	Min Temp(°C)	Max Temp(°C)	Capacidad Térmica (kW/°C)	Carga Térmica (kW)
2A-1	16,04	70,00	784,47	42.330
Calor de utilidad total requerido				42.330
Calor de utilidad ideal requerido				42.330

### Frío de utilidad Necesitado (Corriente caliente a enfriarse)

ID	Min Temp(°C)	Max Temp(°C)	Capacidad Térmica (kW/°C)	Carga Térmica (kW)
1A-1	26,04	78,12	19,18	999,05
3A-1	28,00	65,00	157,08	5.812
4A-1	35,00	99,99	312,20	20.290
1B-1	25,00	26,04	19,18	19,95
Frío de utilidad total requerido				27.121
Frío de utilidad ideal requerido				27.121

Figura 7.12: Corrientes auxiliares necesarias sin integración.

Si no se realiza la integración energética, el gasto de las corrientes energéticas aumenta en gran medida, pasando de necesitar 15.229 kW a 42.330 kW para calentar y de 20 kW a 27.121 kW para enfriar. Aquí se ve la importancia de realizar la integración energética y aprovechar al máximo la energía de las corrientes.

### Intercambio de calor en el sistema de reactores

Como se ha analizado en el *Capítulo 5* del presente trabajo, se debe mantener la temperatura isotérmica en los fermentadores a 28°C. Dado que la reacción de fermentación es exotérmica y que el proceso de agitación disipa calor hacia el medio reaccionante entonces se refrigera la reacción mediante un serpentín interno en cada reactor con agua fría como fluido refrigerante.

Se utilizará agua a 18 °C en la entrada del serpentín y se fija la temperatura de salida del agua de refrigeración en 25°C.

De este modo conociendo el calor a intercambiar en cada reactor, la temperatura de entrada y salida del agua de refrigeración y la capacidad calorífica del agua en ese intervalo de temperaturas, utilizando la ecuación (1) se encontró el caudal másico de agua de refrigeración ( $W_{FR}$ ) necesario para cada reactor.

$$(1) \quad Q_{int} = W_{FR} * Cp * (t_2 - t_1)$$

El  $C_p = 4,186 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}^{[80]}$  y el delta de temperatura resulta de  $7^\circ\text{C}$ . En la *Tabla 7.5* se encuentra resumido el calor necesario a intercambiar en cada reactor y el caudal de agua necesario.

Para el diseño del área necesaria para el intercambio de calor se realiza utilizando la ecuación (2). El valor  $U_d$  se toma de la Tabla 8 del libro de Kern (para fluidos acuosos) igual a  $596 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}^{[67]}$ , este valor tiene en cuenta un factor de obstrucción de 0,003.

$$(2) \quad Q_{int} = U_d * A * DMLT$$

Donde DMLT es la diferencia media logarítmica que se calcula como se muestra en la ecuación (3) y A es el área de intercambio.

$$(3) \quad DMLT = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln\left(\frac{T1 - t2}{T2 - t1}\right)}$$

Donde T1 es la entrada del fluido caliente, T2 es la salida del fluido caliente, t1 es la entrada del fluido frío y t2 es la salida del fluido frío.

Para el caso de los fermentadores, la temperatura del fluido siempre es  $28^\circ\text{C}$  porque opera de manera isotérmica, mientras que el agua de enfriamiento va desde los  $18^\circ\text{C}$  y llega hasta los  $25^\circ\text{C}$ . Por lo tanto la DMLT es  $5,81 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Conociendo la DMLT en los fermentadores, los calores intercambiados y el  $U_d$  puede estimarse el área necesaria con la ecuación (2).

*Tabla 7.5: Caudal de agua de enfriamiento para cada reactor.*

	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
Q int. (kW)	2.219,4	962,8	360,12	575,32
$w_{FR}$ (kg/h)	272.672	118.288	44.243	70.683
Área ( $\text{m}^2$ )	640	277,81	103,96	165,76

Los reactores deben tener un estricto control en cuanto al intercambio energético para mantener en condiciones óptimas el medio de reacción y que se lleve a cabo la reacción de interés con la producción deseada. Por lo tanto no es recomendable integrar energéticamente las corrientes que serán para la refrigeración de los reactores. De este modo se evitan perturbaciones en la corriente fría que afecte la producción en los reactores.

El agua de refrigeración de los reactores será parte de un ciclo cerrado, una vez que se obtiene agua fría a  $18^\circ\text{C}$ , se utiliza para refrigerar los reactores y se volverá a enfriar en una torre de enfriamiento para comenzar el ciclo otra vez. Se cuenta en el proceso con dos series de reactores en paralelo y cada serie cuenta con cuatro reactores, de este modo el requerimiento de agua fría para refrigerar todo el sistema de reactores es de  $1.011.772 \text{ kg/h}$ . Se debe tener en cuenta que se contará con agua de reposición para mantener el caudal de agua necesario debido a que en ocurrirán pérdidas por evaporación en la torre de enfriamiento.

## Intercambio de calor en el sistema de destilación

En el sistema de destilación, como ya se mencionó previamente, se debe establecer el caudal de las corrientes auxiliares para lograr intercambiar el calor necesario en condensadores y reboilers.

### Condensadores

Se cuenta con tres condensadores totales, el calor total a intercambiar en cada uno de ellos fue calculado a través del simulador UniSim. El fluido refrigerante será agua a 18°C y se fija el delta de temperaturas de esta corriente refrigerante en 22°C, es decir, sale a 30°C. Considerando el  $C_p$  medio del agua líquida en este intervalo de temperaturas en 4,186 kJ/kg°C, es posible calcular a partir de la ecuación (1) la cantidad de agua fría necesaria para utilizar en cada condensador. En la *Tabla 7.6* se muestra el requerimiento energético de cada condensador así como también el caudal de agua de refrigeración necesario ( $w_{FC}$ ).

El valor de  $U_d$  tomado para los condensadores sugerido en el libro de Eduardo Cao<sup>[81]</sup> es 2.000 J /s m<sup>2</sup> K, este valor incluye un factor de ensuciamiento del orden de 0,0005 K s m<sup>2</sup>/ J, y permiten caídas de presión del orden de 35.000 a 70.000 N/m<sup>2</sup> en el fluido controlante.

En el condensador 1 la temperatura del fluido caliente es 78,13 °C, en el condensador 2 es 78,11 °C y en el condensador 3 ingresa a 45,79 °C y sale a 44,43 °C. Se aclara que los datos fueron extraídos de la simulación de las torres de destilación en UniSim. Con la ecuación (2) pueden calcularse los DMLT para cada condensador.

$$\text{DMLT 1} = 53,9 \text{ °C}$$

$$\text{DMLT 2} = 53,88 \text{ °C}$$

$$\text{DMLT 3} = 20,65 \text{ °C}$$

*Tabla 7.6: Caudal de agua de enfriamiento y área de intercambio para cada condensador.*

	Condensador 1	Condensador 2	Condensador 3
Q int. (kW)	22.500	13.800	1.314
Q int. (kJ/h)	$8,10 * 10^7$	$4,97 * 10^7$	$4,73 * 10^3$
$w_{FC}$ (kg/h)	879.555	539.461	51.366
Área (m <sup>2</sup> )	208,7	128	31,82

### Reboilers

En el sistema de torres de destilación se cuenta con tres reboilers parciales que requieren de vapor de servicio para su funcionamiento. Conociendo el calor intercambiado en cada equipo según la simulación de las torres, y utilizando vapor saturado a 235°C y 30 bar se se puede determinar el caudal de vapor necesario (según ecuación (4)).



A 30 bar la temperatura de saturación del vapor corresponde a 233,9°C y el calor de vaporización correspondiente a ese punto es de 1.794,81 kJ/kg. La caldera entrega vapor a 235°C y 30 bar, pero cuando llega hasta los reboiler se considera que llega en condiciones de saturación.

$$(4) \quad Q_{int} = w_c * \Delta H_{vap}$$

En total se deben intercambiar 61.040 kW de energía en todo los reboilers del sistema.

Para los tres reboilers se tiene que la temperatura del fluido caliente es 233,9 °C debido a que se intercambia calor latente. En el primer reboiler el fluido a calentar está a 99,98°C y sale 99,99°C, en el segundo ingresa a 99,78°C y egresa a 159,5°C, y en el tercero está a 184,9 °C y se calienta hasta 213,9 °C. Las diferencias medias logarítmicas son:

$$DMLT\ 1 = 133,91\ ^\circ C$$

$$DMLT\ 2 = 100,42\ ^\circ C$$

$$DMLT\ 3 = 32,36\ ^\circ C$$

Para el caso de los reboilers, el Ud propuesto es 2.000 J/s m<sup>2</sup> K para la ecuación de diseño del intercambiador con las mismas consideraciones que antes. Utilizando la ecuación (2) es posible obtener las áreas de intercambio.

Tabla 7.7: Caudal de vapor de calefacción y área de intercambio para cada reboiler.

	Reboiler 1	Reboiler 2	Reboiler 3
Q int. (kW)	43.860	15.330	1.850
Q int (kJ/h)	1,58 * 10 <sup>8</sup>	5,52 * 10 <sup>7</sup>	6,66 * 10 <sup>6</sup>
w <sub>c</sub> (kg/h)	87.974	30.749	3.711
Área (m <sup>2</sup> )	163,77	76,33	28,58

## Intercambiadores de Calor

Como resultado del análisis pinch, se ha llegado a la conclusión que es necesario contar con 5 intercambiadores de calor (uno ya se había integrado en el *Capítulo 5*). En dos de dichos equipos, se necesitará agua de enfriamiento cuyo caudal se estimará a partir de establecer un delta de temperatura de 5 °C para dicha corriente y los calores requeridos que fueron obtenidos del análisis pinch.

Para el intercambiador que calienta el agua de difusión de 50,59 °C a 70 °C se utiliza vapor saturado a 233,9 °C:

$$15.228\ kW = w_c * \Delta H_{vap}$$

$$15.228\ kW = w_c * 1.794,81\ kJ/kg$$

$$w_c = 30.544\ kg/h$$

A continuación en la *Tabla 7.8* se muestran en detalle las áreas de intercambio para cada equipo.

Para los intercambiadores de calor que no intercambian calor latente, se utilizará un Ud de  $800 \text{ J/s} \cdot \text{K} \cdot \text{m}^2$  con las mismas consideraciones que se hicieron anteriormente.

*Tabla 7.8. Detalle de Intercambiadores de calor*

Intercambiador	Fluido caliente	Fluido Frío	Ud <sup>[81]</sup> [J/s.K.m <sup>2</sup> ]	Calor a intercambiar [kW]	DTML [°C]	Área [m <sup>2</sup> ]
1	Glicerina	Producto de reacción	800	2.104,7	48,13	54,66
2	Vapor	Agua de difusión	1500	15.228	173,4	59,55
3	Jugo de remolacha	Agua de difusión	800	5.812	22,3	325,8
4	Etanol	Agua de difusión	800	999	28,15	44,36
5	Vinazas	Agua de difusión	800	20.290	24,92	1049

## Equipos auxiliares para intercambio de calor

### Calderas

Se requiere de vapor sobrecalentado en el proceso para diferentes equipos que intervienen en el proceso, en los cuales se pueden destacar reboilers e intercambiadores de calor. Por lo tanto se selecciona una caldera pirotubular que produce vapor sobrecalentado hasta 30 bar y llegando a una temperatura máxima de 235°C. Y la capacidad máxima de producción de vapor sobrecalentado es de 55.000 kg/h, la *Figura 7.13* muestra una imagen de la caldera seleccionada.<sup>[82]</sup>



*Figura 7.13: Caldera para vapor saturado a 30 bar y 235°C. Marca BOSCH. Modelo ZFR*

Dicha caldera con tecnología de tres pasos con dos tubo hogares y circuitos de gases independientes, es recomendada para todas aquellas instalaciones en las que se

requiere suministrar grandes producciones de vapor y calor de forma estable. Las áreas de aplicación típicas son plantas de producción de energía, grandes edificios públicos e industria en general.<sup>[82]</sup>

La demanda de vapor de calefacción es de 122.434 kg/h para los reboilers. Además se debe tener en cuenta que se necesitan corrientes auxiliares de calefacción para los equipos en los cuales la integración energética no fue posible. El calor necesario a entregar es de 15.228 kW, utilizando la ecuación (4) se calcula el caudal de vapor necesario que resulta de 30.544 kg/h.

El modelo de caldera seleccionada tiene una producción de 55.000 kg/h de vapor y el requerido por el proceso es de 152.978 kg/h aproximadamente. Por lo tanto se requerirán de tres calderas del mismo modelo, de modo que cada caldera tenga una producción media de 50.993 kg/h de vapor saturado.

El combustible utilizado por la caldera abarca el gasóleo C, fuel-oil y gas<sup>[82]</sup>. Se selecciona como combustible utilizado el gas natural, dado que es el más económico. Tiene una capacidad calorífica aproximada de 8.300 kcal/m<sup>3</sup> equivalente a 34.727,2 kJ/m<sup>3</sup>.<sup>[84][85][86]</sup>

El requerimiento energético de la caldera es el calor necesario para llevar el caudal de agua que ingresa a la caldera a 25°C y 1 atm a 235°C y 30 atm. Utilizando la herramienta UniSim Design 390.1, se llega a que el calor necesario para llevar a cabo este proceso es 38.420 kW.

La cantidad de combustible - gas - necesario se calcula con la ecuación (5).

$$(5) \quad W_{combustible} = \frac{38.420 \text{ kJ/s}}{34.727,2 \text{ kJ/m}^3} = 1,106 \text{ m}^3/\text{s} = 3.983 \text{ m}^3/\text{h}$$

La demanda del caudal volumétrico de dicho combustible en cada caldera resulta ser de 3.983 m<sup>3</sup>/h.

En caso de usarse el biogás que podría ser producido en el tratamiento de vinazas, siendo el calor de combustión 21,600 kJ/m<sup>3</sup> de biogás<sup>[88a]</sup>:

$$W_{combustible} = \frac{38.420 \text{ kJ/s}}{21,600 \text{ kJ/m}^3} = 6.365 \text{ m}^3/\text{h} = 152.760 \text{ m}^3/\text{día}$$

Con la producción de biogás estimada no se llega a completar este requerimiento. Usándose todo el biogás producido, el consumo de gas natural desciende a 19.433,7 m<sup>3</sup>/día para una caldera, las otras dos funcionan con gas natural.

En la *Tabla 7.8* se muestran las principales características de la caldera seleccionada.

Tabla 7.8: Características de caldera de vapor BOSCH (ZFR)

Equipo	Caldera de vapor. Marca BOSCH (ZFR) <sup>[87]</sup>
Cantidad de equipos	Tres (3)
Modelo	Técnica de calderas pirotubulares de tres pasos y dos hogares interiores
Combustible	<input type="checkbox"/> Gas natural <input type="checkbox"/> Calor combustión: 34.727,2 kJ/m <sup>3</sup> <input type="checkbox"/> Consumo: 3.983 m <sup>3</sup> /h
Dimensiones	<input type="checkbox"/> Largo: 10.820 mm <input type="checkbox"/> Ancho: 4.510 mm <input type="checkbox"/> Altura: 5.100 mm
Características del vapor	30 bar y 235°C
Caudal máximo de vapor	55.000 kg/h
Caudal demandado de vapor	50.993 kg/h

Se debe contar con un edificio especialmente diseñado para las calderas. Dado que el modelo de caldera es pirotubular, la calidad del agua de entrada no es tan exigente como en el caso de calderas acuotubulares. El agua de entrada a la caldera será tratada con un tratamiento de ósmosis inversa. Se pueden nombrar ventajas de este tipo de calderas humotubulares tales como, fácil limpieza, necesidades de espacio reducidas y mayor contenido de agua en relación a las calderas acuotubulares.<sup>[88b]</sup>

### Torres de Enfriamiento

Las torres de enfriamiento tienen la función de dispersar el calor del agua, que involucra conjuntamente fenómenos de transferencia de calor y masa.

Para seleccionar la torre de refrigeración se debe conocer el caudal de agua a refrigerar, a continuación se especifican los caudales de agua fría requeridos en el proceso y la temperatura a la cual ingresan a la torre para ser enfriados:

- Sistema de reactores: 1.011.772 kg/h (25°C)
- Condensadores: 1.470.382 kg/h (30°C)

Como se mencionó en el *Capítulo 5*, la temperatura media anual es 15,2 °C y la humedad relativa media anual es 58,6%.<sup>[66]</sup> La planta opera 240 días, principalmente en época invernal, por lo que tomando el promedio anual se contemplan los días de mayor temperatura para el diseño aún cuando no se opere en esos días. Conociendo la temperatura y la humedad relativa, sale del diagrama psicrométrico que la temperatura de bulbo húmedo es 13 °C. Por lo tanto se propone para el diseño que la temperatura a la que se tiene que enfriar el agua es 18 °C.

Por otra parte, como la planta se ubica en General Conesa (en la provincia de Río Negro) se propone que la torre sea de tiro natural para aprovechar las corrientes de viento de la región.

### Balance energético

El etanol como combustible posee un poder calorífico aproximadamente de 6.400 kcal/kg<sup>[86]</sup>, esto equivale a 26.789,12 kJ/kg. Considerando la capacidad total de producción de etanol del proceso, es posible determinar la energía por unidad de tiempo ( $\phi$ ) que generaría la combustión de ese combustible; para luego compararlo con la cantidad de energía puesta en juego para obtener dicho producto.

$$\phi_{TOTAL} = \frac{19.384,52 \text{ kg/h} * 26.789,12 \text{ kJ/kg}}{3600 \text{ s/h}} = 144.248,40 \text{ kW}$$

La cantidad de energía puesta en juego para la producción de bioetanol contempla el calor intercambiado calderas, potencia suministrada en la agitación de los tanques y el bombeo para elevar los fluidos a los fermentadores y torres de destilación. También se contempla la potencia que se debe suministrar al moltotriturador, lavadora y centrífugas. No se tuvo en cuenta potencia de motosoplador en la torre de enfriamiento ya que se utilizará una de tiro natural.

Tabla 7.9: Energía por unidad de tiempo puesta en juego en el proceso productivo por los principales equipos.

Bombas	52,90 kW
Moltotriturador	89,48 kW
Lavadora	89,48 kW
Centrífugas	1.080,00 kW
Agitación	2.998,00 kW
Calderas	115.260,00 kW
<b>Total</b>	<b>119.569,86 kW</b>

Haciendo la diferencia entre el calor liberado del etanol producido con la potencia que se consume, se obtiene una ganancia de 24.678,54 kW. Sin embargo, el análisis realizado se basa en modelos ideales y es una primera aproximación, por lo que no pueden sacarse conclusiones ya que no se tuvieron en cuenta todos los equipos que realmente se necesitan, lo cual puede llevar a que el balance energético sea mucho menor.

Para una primera aproximación es concluyente que el balance energético es positivo.

## Anexo Capítulo 7

A nivel Nacional para la calificación de las cañerías se utiliza la Norma IRAM 2407. Las cañerías destinadas a conducir productos de servicio se identifican pintándose en toda su longitud con los colores fundamentales establecidos en la *Tabla 7.10*:

*Tabla 7.10: Color de cañerías*

Producto	Color fundamental
Elementos para la lucha contra el fuego	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franjas naranja

Las cañerías destinadas a conducir productos terminados o en proceso de fabricación que sean inofensivos para la seguridad personal (como por ejemplo el jugo de remolacha) se identifican pintándolos de color gris en toda su longitud, cualquiera sea el producto que conduzcan.

Aquellas que trasladen primas, productos terminados o en proceso de fabricación que sean peligrosos para la seguridad personal (como por ejemplo el etilenglicol), se identifican en la forma siguiente:

- Color fundamental: Se pintan de color gris en toda su longitud.
- Color secundario: Se pintan sobre el color fundamental franjas color naranja.

# Capítulo 8: Análisis HazOP

## Método de análisis: HAZOp

El estudio HAZOP (HAZard and OPerability study) es una técnica estructurada y sistemática de análisis de riesgos que permite identificar peligros potenciales y problemas operacionales en procesos químicos, generalmente documentados a través de diagramas de procesos e instrumentos (P&ID).<sup>[89]</sup>

La característica principal que tiene el método de análisis HazOp es que es una técnica inductiva, es decir los accidentes analizados se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto de los parámetros normales de operación. El método utiliza una combinación de dos técnicas independientes: pronóstico de sucesos y análisis de causas. En la *Tabla 8.1* se listan las ventajas y desventajas más relevantes del método.<sup>[90]</sup>

Tabla 8.1: Ventajas y desventajas método HazOp

Ventajas	Desventajas
Contrastar distintos puntos de vista	Recomendaciones pueden verse afectadas por economía
Técnica sistemática	Necesidad de actualización con modificaciones
No requiere recursos adicionales	Dependencia de la información disponible
Herramienta auditable	Técnica cualitativa
Equipo multidisciplinar	Dependencia de experiencia
Conclusiones claras y fáciles de seguir	Requiere tiempo y varias disciplinas
“Process driven”	

El estudio HAZOP se inicia con la subdivisión del proceso en una serie de partes o “nodos” sobre los que un grupo de técnicos de distintas especialidades analizan conjuntamente las posibles desviaciones de las diferentes variables de proceso, tratando de identificar las consecuencias peligrosas que se puedan desarrollar. Un aspecto clave del método consiste en la aplicación de un procedimiento sistemático de selección de palabras guía para establecer de un modo consistente todas las posibles desviaciones.

De acuerdo con la norma de “Gestión del riesgo de seguridad y medio ambiente en activos industriales” en proyectos y activos industriales de riesgo significativo es obligatorio el uso de la metodología HAZOP.<sup>[89]</sup>

Como se observa en la *Figura 8.1*, la mayor ocurrencia de incidentes es durante la operación. Es por esto que el método HazOp fue seleccionado debido a su enfoque de análisis para esta etapa del proceso. Además, tiene la ventaja de ser más económico que otros métodos de análisis ya que es cualitativo (y no cuantitativo) por lo que es ideal para un primer enfoque preliminar.



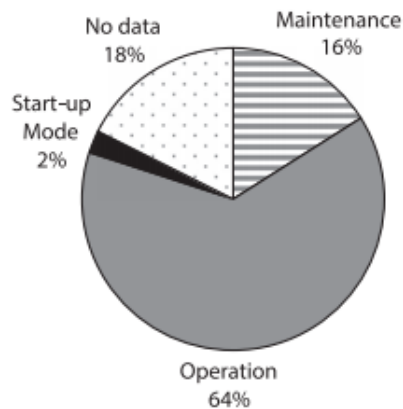


Figura 8.1: Eventos adversos en la industria de Bio-etanol por estado de operación. Periodo de 1998-2014

### Zonas de interés

A partir de la información recopilada los sectores de mayor importancia y en los cuales se registró una mayor cantidad de accidentes, son el área de almacenamiento y procesamiento, por lo tanto, en esas zonas se centrará el análisis. También se decidió incluir un análisis HazOP de las calderas ya que operan a temperaturas y presiones elevadas por lo que un fallo puede traer consecuencias devastadoras.

Cabe destacar que una línea de riesgo considerable en la producción de etanol a partir de otras materias primas (como es el caso del maíz) es el procesamiento de subproductos, especialmente aquellos con secado de granos. Los granos secos de destilería con solubles (DDGS) generan mucho polvo, que bajo ciertas circunstancias, pueden mezclarse con oxígeno y crear una atmósfera explosiva.

En la *Figura 8.2* se muestran las zonas donde se producen los accidentes que se encuentran registrados.<sup>[91]</sup>

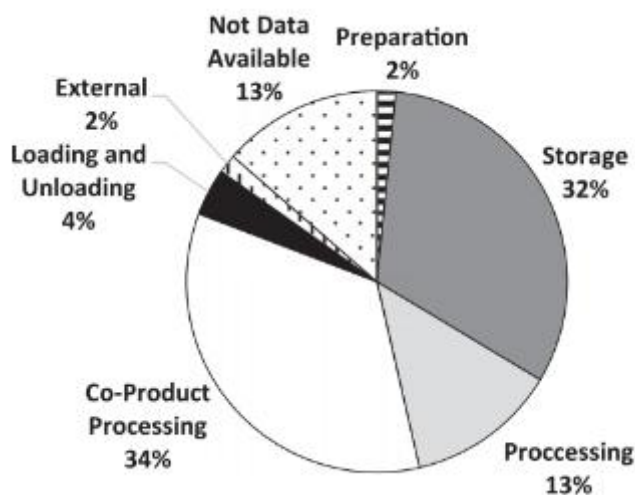


Figura 8.2: Zonas donde ocurrieron los accidentes en plantas de bioetanol.

## Análisis de riesgo, severidad y frecuencia

A partir de realizar un análisis HazOP, se incluye una clasificación de riesgo para cada desviación de los parámetros teniendo en cuenta las consecuencias que pueda tener. Los distintos niveles de riesgo son:<sup>[92]</sup>

- Riesgo I: La peligrosidad de las consecuencias correspondientes es mínima.
- Riesgo II: La peligrosidad es tolerable pero modificaciones deben realizarse para evitar las consecuencias.
- Riesgo III/IV: El peligro es severo y muy severo, respectivamente. Por lo tanto, apropiadas contramedidas deben recomendarse por el equipo para reducir el nivel de riesgo.

Para definir el nivel de riesgo, se construyó la matriz de riesgo que se muestra en la *Figura 8.3*.

		Severidad					
		1	2	3	4	5	6
Probabilidad	1	I	I	I	I	II	II
	2	I	I	II	II	III	III
	3	I	II	II	III	III	IV
	4	I	II	III	III	IV	IV
	5	II	III	III	IV	IV	IV

*Figura 8.3: Matriz de riesgo.*

Para realizar la matriz de riesgo, se necesitan conocer dos componentes, la severidad y la probabilidad.

La severidad de una consecuencia se definió en función de los daños que provoca la misma, tanto al personal como a los equipos, instalaciones y medio ambiente. En la siguiente tabla se detalla la clasificación.

Tabla 8.2: Asignación de la severidad en función de los daños.

Severidad	Daños provocados
1	Pérdida de líquido/vapor dentro de la planta.
2	Daños mínimos y sin lesión de personas.
3	<10 personas lastimadas o daños importantes.
4	>10 personas lastimadas o daños ambientales.
5	Pérdida total de edificios/equipos.
6	Muerte del personal.

Para la probabilidad se asignaron palabras claves, a continuación se muestran en la Tabla 8.3.

Tabla 8.3: Asignación de probabilidad.

Probabilidad	Palabra clave
1	Improbable
2	Ocasional
3	Poco probable
4	Probable
5	Muy probable

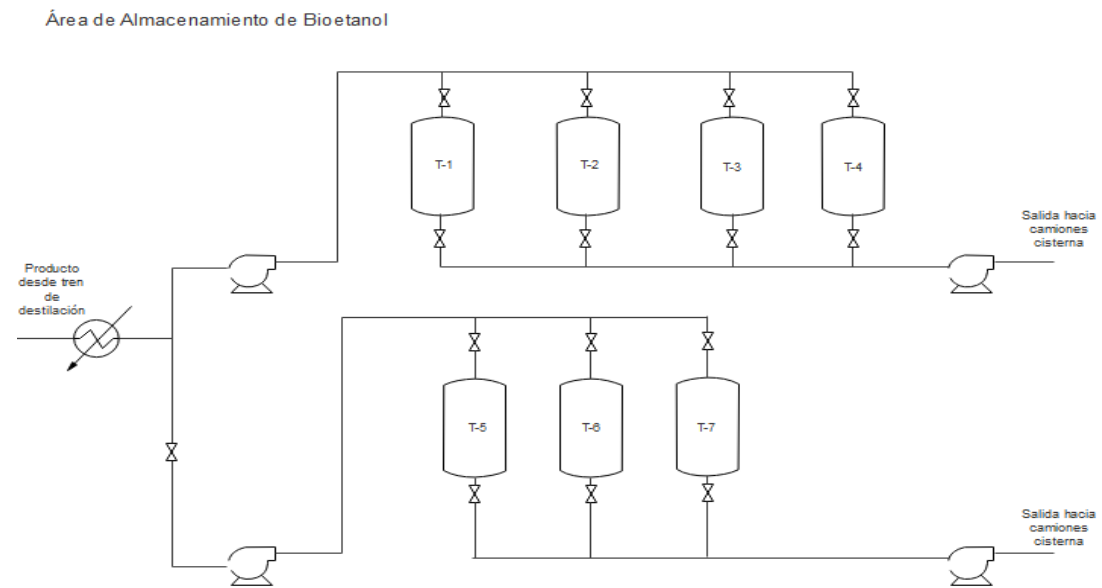
## Análisis HazOP

El método HazOP se centra en el análisis de las desviaciones de las variables o parámetros característicos de la operación de una instalación respecto de la intención del proceso. La técnica HazOP utiliza palabras clave (NO, MÁS, MENOS, etc.) que aplicadas a los parámetros de proceso (CAUDAL, PRESIÓN, TEMPERATURA, etc.) dan lugar a desviaciones (MÁS CAUDAL, MENOS PRESIÓN, etc.) de la intención o condición normal de proceso. Una vez determinadas las desviaciones de las variables de proceso, se determina la lista de posibles causas que las provocan y sus consecuencias.

Para cada causa-consecuencia se identifican acciones a seguir que puedan prevenir, detectar, controlar y/o mitigar la situación identificada. <sup>[89]</sup>

## 1- Área de almacenamiento de bioetanol

En la *Figura 8.4* se muestra un esquema simplificado del área de almacenamiento de bioetanol y a continuación el análisis HazOp correspondiente.



*Figura 8.4: Diagrama área de almacenamiento de bioetanol.*

**Área de Almacenamiento de Bioetanol**

Variable	Palabra Clave	Causa	Consecuencia	F*	S**	Riesgo	Acción
<b>Temperatura</b>	Alta	Falla del intercambiador de calor que refrigera el producto. Por vaporización se genera una atmósfera explosiva	Explosiones con elevada cantidad de heridos. Incendios	3	6	IV	Controlador de Temperatura y sistema de refrigeración auxiliar.
<b>Nivel de Tanque</b>	Alto	Válvulas de desagote fallan. Discontinuidad en el despacho de producto	Rebalse de tanque de almacenamiento	2	3	II	Controlador de Nivel. Tanque de almacenamiento adicional
<b>Presión</b>	Alta	Evaporación de Etanol	Explosiones con elevada cantidad de heridos. Incendios	3	6	IV	Disco de ruptura, válvula de alivio
<b>Composición</b>	Otra	Entrada de aire o agua	Alteración de la calidad del producto	3	2	II	Verificación periódica de líneas y estado de los tanques de almacenamiento
<b>Contención</b>	No	Fallo en recambio de disco de ruptura	Cambio en la composición. Fuga de producto	2	2	I	Verificación periódica de líneas y estado de los tanques de almacenamiento
<b>Suceso externo</b>	Que más en	Incluencia metereológica	Explosión por ignición del producto	3	6	IV	Colocación de Pararrayos en el terreno

F\*: Frecuencia  
S\*\*: Severidad

## 2- Destilación

A continuación se analiza la zona donde se encuentran las torres de destilación del proceso la de recuperación de solvente, en la *Figura 8.5* se encuentra un diagrama simplificado de dichos equipos y a continuación el análisis HazOp correspondiente.

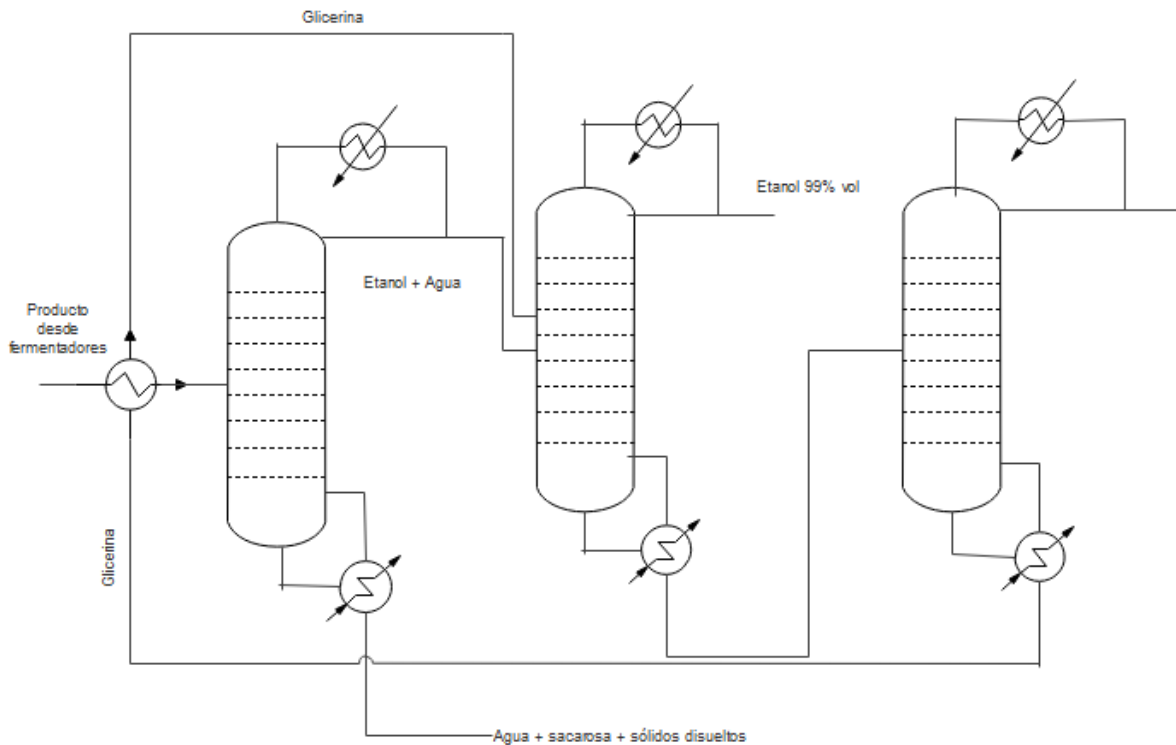


Figura 8.5: Diagrama de las torres de destilación.

DESTILADORES							
Variable	Palabra Clave	Causa	Consecuencia	F*	S**	Riesgo	Acción
Temperatura	Menos	Menor caudal de vapor. Vapor a menor temperatura. Agua de enfriamiento muy fría. Mayor caudal de agua de enfriamiento. Temperatura de alimentación muy fría	Disminución del poder de separación de la torre (calor). Pérdida de producto por el fondo.	3	2	II	Controladores de Temperatura y flujo en los equipos auxiliares del tren de destilación (Reboiler y condensadores)
	Más	Mayor caudal de vapor. Vapor más caliente. Menor caudal de agua de enfriamiento. Agua de enfriamiento a mayor temperatura.	Aumento de presión. Mayor agua en el destilado. Producto fuera de especificación. En casos extremos, explosión.	3	4	III	Controladores de Temperatura y flujo en los equipos auxiliares del tren de destilación (Reboiler y condensadores)
Presión	Menos	Elevada pérdida de carga.	Inundación en la torre. Separación ineficiente, producto fuera de especificación.	2	2	I	Acción correctora del lazo de control de presión

	Más	Daño en el sistema de bombeo o válvulas. Apertura de la válvula de vapor que viene de la caldera por equivocación humana	La sobrepresión resulta en fugas en la columna o de las cañerías. Puede que resulte en fuego o voladura.	2	4	II	Agregar una válvula de alivio en la columnas que operen a presión atmosférica
Caudal de líquido	Menos	Daño en el sistema de bombeo o válvulas. Cambio de fracción de vapor en la alimentación.	A bajo caudal de líquido, el gas ascendente a través de los orificios del plato puede empujar al líquido hacia afuera y es malo el contacto entre el gas y el líquido. Baja la eficiencia de plato y la separación.	3	2	II	Control de Caudal de alimentación, presión y temperatura.
	Más	Daño en el sistema de bombeo o válvulas ya sea de la alimentación hacia el tren de destilación o del reflujo de destilado.	Aumenta la diferencia de presión debido al alto flujo de líquido, el nivel en la tubería de descenso aumentará más aún para permitir que el líquido entre en el plato inferior. Finalmente el líquido puede alcanzar el nivel del plato inferior, el líquido puede llenar todo el espacio entre platos de manera que la torre se inunda y cae la eficiencia.	3	2	II	Control de Caudal de alimentación, presión y temperatura. Control de caudal de reflujo
Caudal de gas	Menos	Daño en el sistema de bombeo o válvulas. Menor calor entregado por el reboiler por baja del caudal de calefacción	Si el flujo del gas es muy bajo, parte del líquido caerá a través de los orificios del plato (lloriqueo); a causa de este lloriqueo se fracasará en obtener el beneficio del flujo completo sobre los platos; además a flujo muy lento del gas, nada del líquido alcanza las tuberías descendentes.	3	2	II	Control de Caudal de alimentación, presión y temperatura. Control de caudal del vapor calefactor del reboiler
	Más	Daño en el sistema de bombeo o válvulas. Aumento del caudal de vapor de calefacción en el reboiler. Aumento de la fracción de vapor en la alimentación	Al igual que en el caso de un caudal excesivo de líquido, si hay un aumento muy grande en el flujo de gas puede aumentar mucho la caída de presión y generar inundaciones.	3	2	II	Control de Caudal de alimentación, presión y temperatura. Control de caudal del vapor calefactor del reboiler

Composición de etanol en la alimentación	Otra	Problemas en la etapa de fermentación. Fuga de alguna corriente auxiliar en algún equipo de intercambio de calor	Producto fuera de especificación	3	2	II	Verificación periódica de líneas y estado de los tanques de almacenamiento
--	------	--	----------------------------------	---	---	----	--

Dado que la tercera torre opera a una presión por debajo de la presión atmosférica (70 Kpa) se realizará un análisis de riesgo diferenciado para la variable presión, correspondiente a su operación.

DESTILADOR TERCERA TORRE							
Variable	Palabra Clave	Causa	Consecuencia	F*	S**	Riesgo	Acción
Presión	Más	Disminución en el intercambio del calor del condensador	Aumento de la fracción vaporizada que entra como reflujo, la temperatura del destilado aumenta al trabajar a una presión más elevada pudiéndose alcanzar la temperatura de degradación de la glicerina	2	3	II	Controlar temperatura y flujo de la corriente auxiliar de intercambio de calor.

F\*: Frecuencia  
S\*\*: Severidad



### 3- Fermentadores

El sistema de fermentadores está formado por dos series en paralelo de cuatro tanques en serie. En la *Figura 8.6* sólo se ha representado una serie, la otra es idéntica.

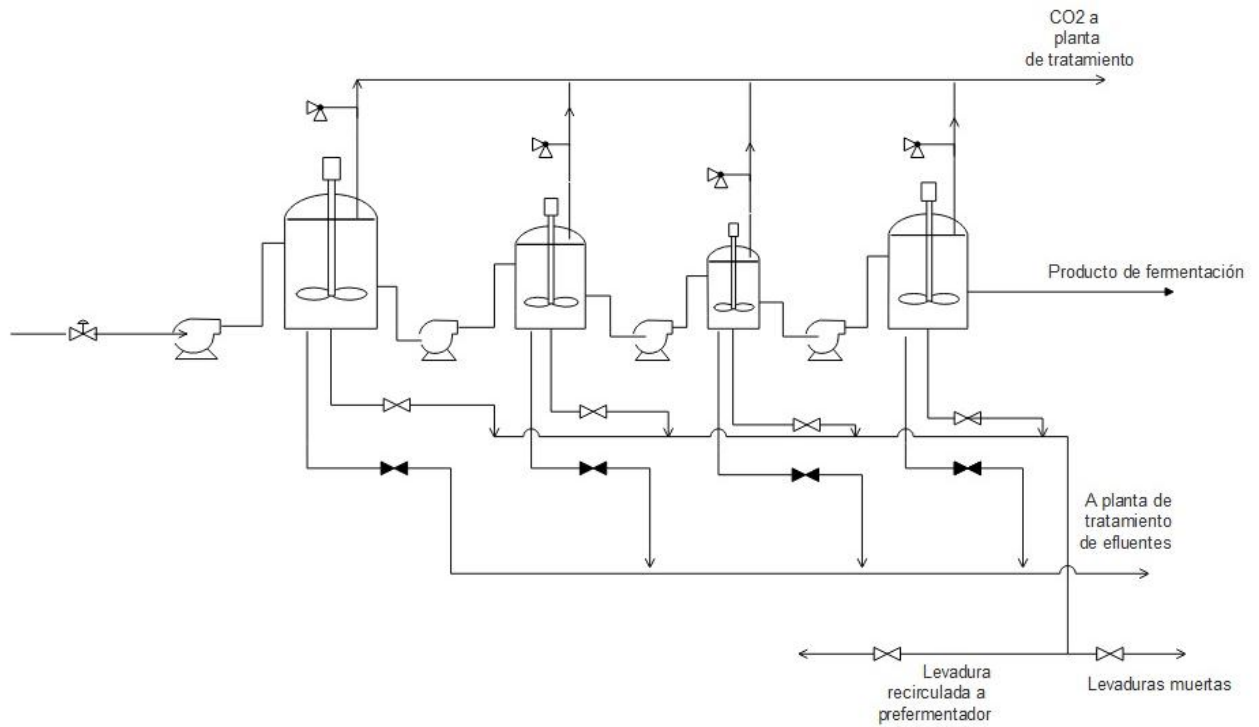


Figura 8.6: Diagrama de los fermentadores.

#### FERMENTADORES

Variable	Palabra Clave	Causa	Consecuencia	F*	S**	Riesgo	Acción
Flujo de entrada	Menos	Fuga u obstrucciones. Daño en el sistema de cañerías	Disminución del caudal de producto	2	2	I	Controladores de Flujo
	Más	Daño del sistema de bombeo o válvulas	Tiempo de residencia distinto, como consecuencia el producto saldrá fuera de especificación. En casos extremos explosión o derrame de los fermentadores	2	6	III	Controladores de Flujo
Flujo de reciclo de levaduras	Menos	Fuga u obstrucciones. Daño en el sistema de cañerías	Baja en la producción.	2	2	I	Controladores de Flujo
	Más	Daño del sistema de bombeo o válvulas	Aumento de presión en las cañerías y fermentador. En caso extremo derrame de levaduras o explosión de la línea de fermentadores	2	2	I	Controladores de Flujo

Presión de CO <sub>2</sub>	Menos	Fallas de operación aguas Arriba del sistema de fermentadores. Drenado forzoso de CO <sub>2</sub> . Fugas u obstrucciones. Daño en el sistema de cañerías anterior que provoque fugas de la corriente de reactivos.	Dado que el CO <sub>2</sub> producido se utiliza para el sistema de depuración, ante una baja de la presión habrá una depuración deficiente.	2	3	I	Tener un reservorio de CO <sub>2</sub>
	Más	Falla de la válvula de salida	Ruptura de paredes	2	3	II	Colocación de disco de ruptura
Temperatura del tanque	Menos	Agua de enfriamiento más fría	Baja en la producción.	3	1	I	Controlador de Temperatura
	Más	Agua de enfriamiento más caliente. El caudal de agua de enfriamiento sea menor al diseñado	Baja en la producción por desnaturalización de las levaduras	3	1	I	Controlador de temperatura y de flujo del agua de enfriamiento
Composición	Otra	Variación de la calidad de la materia prima. Defecto en corrientes de agua, aguas arriba	Producción fuera de especificación.	5	1	II	Verificación y análisis de calidad de la materia prima para que cumpla con los estándares. Controladores de Flujo en sección de pretratamientos.
Suceso externo (*)	Que más en	Inclémencia metereológica	Explosión por ignición del producto	3	6	IV	Colocación de Pararrayos en el terreno

(\*) considerando que los fermentadores se encuentran al aire libre

F\*: Frecuencia

S\*\*: Severidad

#### 4-Calderas

Como se dijo anteriormente las calderas debido a sus altas temperaturas y presiones de operaciones fueron consideradas también para el análisis.

CALDERAS							
Variable	Palabra Clave	Causa	Consecuencia	F*	S**	Riesgo	Acción
Temperatura	Más	Temperatura superior a la de diseño como falta de agua, incrustaciones internas.	Explosión de la caldera.	2	6	III	Válvulas de control de temperatura con sensores automatizados. Corte de temperatura.
		Alta temperatura del fluido	Explosión de la caldera.	2	6	III	Tapón fusible
Presión	Más	Por la vaporización instantánea y la expansión brusca del agua contenida en la caldera.	Rotura de las partes de la caldera	2	6	III	Válvulas de control de presión, Manómetro, Presostato, Válvula de alivio de presión
		Por la combustión instantánea de los vapores del combustible acumulado	Rotura de la caldera	2	6	III	Válvulas de seguridad de control de presión, Manómetro, Presostato
		Disminución del espesor de las paredes	Explosión de la caldera	2	6	III	Válvulas de seguridad de control de presión
	Menos	Disminución del espesor de las paredes	Implosión de la caldera	2	5	III	Válvulas de seguridad de control de presión, Válvulas de seguridad
Flujo de combustible	Más	Válvula de flujo de combustible deteriorada	Llama inestable del combustible.	2	6	III	Alarma, Shutdown

<b>Nivel</b>	Más	Válvula de nivel de agua deteriorada	Inundaciones la caldera	2	4	II	Indicador de nivel de fluido, Sistema de control de nivel, Alarma Shutdown
	Menos	Falla en el sistema de bombeo	Explosión de la caldera	2	6	III	Control de nivel, Presostato de baja y de alta
<b>Mantenimiento</b>	Deficiente	Corrosión y/o erosión	Rotura de las partes de la caldera	2	5	III	Observar calderas y las unidades auxiliares para detectar averías y realizar reparaciones

F\*: Frecuencia

S\*\*\*: Severidad

### Zonas Clasificadas

La clasificación de áreas con atmósferas explosivas es un método de análisis que se aplica donde pueden existir gases, nieblas, o vapores inflamables, fibras o polvos, con el fin de establecer las precauciones especiales que se deben considerar para la construcción, instalación y uso de materiales y equipos eléctricos. Por ese motivo resulta necesario, como paso previo a la selección del material eléctrico, realizar una clasificación de las diferentes áreas o zonas. La misma se lleva a cabo teniendo en cuenta tanto las sustancias presentes como su probabilidad de presencia.<sup>[93]</sup>

Según la normativa IEC (Comisión Electrotécnica Internacional) en la Argentina las presencias de atmósfera explosiva para gases se clasifican en:

- Continuas → Zona 0
- Intermitente → Zona 1
- En condiciones anormales → Zona 2

**Zona 0:** Zona en la cual una mezcla explosiva de gases, vapor o niebla, está presente permanentemente (la fase gaseosa en el interior de un recipiente o de un depósito cerrado constituye una zona "0").

**Zona 1:** Zona en la cual una mezcla explosiva de gases, vapor o niebla es susceptible de formarse en servicio normal de la instalación.

**Zona 2:** Zona en la cual una mezcla explosiva puede aparecer con menor frecuencia o en casos (fugas o negligencias de utilización).<sup>[92]</sup>

A partir de esta clasificación se define a la zona de producción y almacenamiento como Zona 1.

Dentro de la clasificación provista por la IEC el alcohol etílico se clasifica como IIA según gases y vapores en grupos de explosión y según su clases de temperatura como T2.

La clasificación en base a la temperatura se realiza ya que uno de los componentes de una explosión es la temperatura, por lo tanto es una variable relevante. La temperatura superficial máxima de un aparato (máxima temperatura desarrollada por un aparato eléctrico en funcionamiento en un ambiente de 40°C) no debe exceder la mínima temperatura de ignición de la atmósfera explosiva. En la Tabla 3, se listan la clasificación por temperaturas según normativa IEC y normativa estadounidense (NEC - National Electric Code).

La temperatura de ignición del etanol es de 363°C.

A partir de esta información se determina que los materiales a emplear serán solamente IIA mientras que según su temperatura los elementos a emplear pueden ser T6, T5, T4, T3 y T2. <sup>[93]</sup>

Tabla 8.4: Clasificación por temperatura.

TEMPERATURAS EN °C	CLASIFICACIÓN	
	IEC	NEC
450	T1	T1
300	T2	T2
280	T2	T2A
260	T2	T2B
230	T2	T2C
215	T2	T2D
200	T3	T3
180	T3	T3A
165	T3	T3B
160	T3	T3C
135	T4	T4
120	T4	T4A
100	T5	T5
85	T6	T6

Para las distintas zonas el nivel de protección que deberán contar estos equipo se denomina Gb. <sup>[94]</sup> <sup>[95]</sup> En esta clasificación, los equipos a seleccionar presentan distintos tipos de seguridad como se observa en la *Figura 8.7*. Para este caso, los equipamientos deberán poseer protección e y d. <sup>[93]</sup>



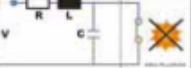





Modo de protección	Letra caract.	Descripción	Símbolo
ANTIDEFLAGRANTE	<b>d</b>	Modo de protección en el cual el material eléctrico es encerrado dentro de una envolvente capaz de resistir la explosión y de no transmitir esta inflamación al ambiente circundante.	
SEGURIDAD AUMENTADA	<b>e</b>	Modo consistente en aplicar las medidas necesarias con el fin de evitar la posibilidad de sobrecalentamientos o la aparición de arcos o chispas en el interior y sobre las partes externas del material eléctrico.	
SEGURIDAD INTRÍNSECA	<b>i</b>	Se define la seguridad intrínseca como las medidas adoptadas, para limitar la energía en un circuito eléctrico y que ninguna chispa, arco o efecto térmico, sea capaz de provocar la inflamación de una atmósfera explosiva dada.	
SOBREPRESION INTERNA	<b>p</b>	En este modo, se impide la penetración de una atmósfera explosiva circundante al interior de la envolvente que contiene el material eléctrico, por contener dicha envolvente un gas inerte a una presión superior a la de la atmósfera explosiva externa.	
INMERSION EN ACEITE	<b>o</b>	Modo de protección en el cual el material eléctrico o parte de este, está sumergido en aceite de forma tal que es incapaz de inflamar la atmósfera explosiva que la rodea.	
RELLENO PULVERULENTO	<b>q</b>	En este modo, la envolvente que contiene el material eléctrico esta rellena de un polvo de manera tal que ni un arco que se produzca en su interior ni un calentamiento excesivo de las paredes de la envolvente puedan producir la inflamación de la atmósfera circundante.	
ENCAPSULADO	<b>m</b>	Modo de protección en el cual las partes que pueden inflamar una atmósfera por chispas o calentamientos están embebidas en una resina de tal forma que esta atmósfera no pueda inflamarse.	
SIMPLIFICADO	<b>n</b>	Modo de protección que, aplicado a la construcción de material eléctrico, lo incapacita durante el servicio normal, de provocar la ignición de una mezcla explosiva circundante. Existen tres categorías: Antichispas (nA), Respiración restringida (nR) y Simplificado para zona 2 (nC).	

Figura 8.7: Modos de protección de equipos

Un material fabricado con protección “d” debe cumplir con tres condiciones básicas:

- Contener una explosión interna sin deformación permanente.
- Garantizar que la ignición no pueda transmitirse a la atmósfera circundante.
- Presentar en cualquier punto exterior una temperatura inferior a la temperatura de auto-inflamación de los gases o vapores circundantes.

La no transmisión de una ignición interna se logra gracias a las Juntas antideflagrantes, las cuales están reglamentadas por norma (IRAM-IEC 60079-1) en cuanto a su longitud y el intersticio máximo respecto al volumen de la envoltura.

Los materiales clasificados como modo de protección “d” (antideflagrantes) pueden ser aptos, según su diseño, para los grupos I; IIA; IIB; IIC. <sup>[93]</sup>

Un material fabricado con protección “e” debe cumplir con tres condiciones básicas:

- Conexión eléctrico sin posibilidad de autoaflojamiento.
- Estanqueidad de la envolvente, IP-54 mínimo. (Protegido contra el polvo, Proyecciones de agua en todas direcciones)
- Restricción en la temperatura máxima de funcionamiento desarrollada.

Este modo de protección es aplicable a materiales eléctricos tales como: cajas de derivación con bornes, instrumentos de medición, transformadores que no produzcan ni arcos, ni chispas, ni calentamiento peligroso en funcionamiento normal. Los materiales clasificados como modo de protección “e” (seguridad aumentada) pueden ser aptos, con la restricción de uso enunciada, para los grupos I; IIA; IIB; IIC. <sup>[93]</sup>

A continuación, se incluye normativas que deben tenerse en consideración para luminarias y equipos portátiles:

Tabla 8.4: Normativas a considerar.

EQUIPO	IEC
Luminarias Fijas para Uso General	IEC 60079.0 IEC 60079.1 y/o 60079.7 IEC 598.1
Equipo Portátil	
Reflectores y Lámparas	
Luminarias con lámparas fluorescentes	
Luminarias con lámparas incandescentes	IEC 60079.0 IEC 60079.1 y/o 60079.7 IEC 309.1 (IEC 309.2)
Salidas de Fuerza	

# Capítulo 9: Análisis económico del proyecto



## Estudio de mercado

En el último año, 2017, la producción de bioetanol en Argentina alcanzó 1.105.000 metros cúbicos. Cabe destacar que esta producción es a base de maíz y caña de azúcar y que actualmente no se registra la producción a partir de remolacha azucarera. Se propone diseñar una planta con una capacidad de diseño de 120.000 metros cúbicos que representaría una inserción en el mercado del 10,8% a base de esta materia prima innovadora, por el momento, en nuestro país.

Si bien Argentina es el 7<sup>mo</sup> productor más grande de etanol, la capacidad de producción actual no alcanza el 2% de la de EEUU. Además, existen diferencias en los volúmenes producidos por planta: en Estados Unidos, la capacidad de producción de la planta más grande es de 1.419.529 m<sup>3</sup>/ año mientras que en Argentina la capacidad de la planta más grande es de 150.000 m<sup>3</sup>/ año.<sup>[3]</sup>

El Ministerio de Energía y Minería de la Nación es el encargado de regular el precio del bioetanol. Dado que no hay producción a partir de remolacha, los precios publicados por el ministerio son únicamente para el biocombustible a base de maíz y caña de azúcar. Debido a las similitudes con el proceso a base de caña, se decidió tomar el mismo precio de venta, el cual es 22 \$/L en octubre 2018.

En capítulos anteriores se diseñaron los equipos ideales y se estimaron cantidades de materias primas y corrientes de servicio necesarias para la realización del proyecto. En el presente capítulo se analizará la factibilidad económica (dentro de un margen de +/- 30% a 50% de error) para ver si se sigue avanzando a la etapa de autorización de presupuesto o si finalmente el proyecto no es rentable.

El análisis económico se llevará a cabo utilizando como moneda el dólar estadounidense (USD). Para aquellos casos en que se calculen costos en pesos argentinos, se utiliza como valor de cotización 38 \$/USD.

## Costo de Inversión

En primer lugar, se realizará un análisis de la inversión total para poner en funcionamiento la planta. La misma se compone de la inversión fija total ( $I_{FT}$ ) y el capital de trabajo ( $I_w$ ). La primera es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta. El segundo es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

La estimación de la inversión fija se realizará por el método de los factores. Este es un método mediante el cual puede extrapolarse la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación.

## Terreno

La planta se ubicará en la localidad de General Conesa, Provincia de Río Negro. En dicha región se prevé la instalación de un parque industrial en un futuro inmediato. Según la sanción de la ordenanza municipal N° 2400/17, el Concejo Deliberante local estableció la creación del Parque Industrial, cediendo 33 hectáreas que se encuentran sobre la Ruta Nacional N° 250, a tres kilómetros del casco urbano de la localidad.<sup>[96]</sup>

La apertura de este nuevo parque industrial traerá consigo importantes beneficios para atraer a las diversas empresas para instalarse allí, por ejemplo serán beneficiadas por la Ley Provincial 4.618 (Pcia Río Negro) de “Promoción Industrial”.<sup>[97]</sup>

La producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera es una actividad industrial con mucho potencial para desarrollar y expandir la economía regional. Según lo expresado anteriormente se utilizará el supuesto que el parque industrial, como política de fomentar la radicación de industrias, cede el terreno que se necesita para instalar la planta.

## Equipos Principales

Para los equipos principales se emplearon tablas estimativas de precios obtenidas a partir de características importantes obteniendo los precios presentes en la *Tabla 9.1*. Debe señalarse que el valor de instalación para este caso contempla el costo de transporte del equipo a puerta de fábrica. Los precios de dichos equipos no son para el año actual, en la *Tabla 9.2* se actualiza para el año actual.

Tabla 9.1: Lista detallada de costos de equipos + instalación

	Equipo	Características de Diseño	Indice por material	Costo unitario (USD)	Cantidad	Costo total + Instalación (USD)
<b>Pre - tratamiento</b>	Lavado*			57.500,00	3,00	245.916,00
	Moltradora**			150.000,00	1,00	180.000,00
	Difusor**			238.000,00	1,00	285.600,00
	Prensa*			100.000,00	1,00	240.000,00
	Secador*			230.000,00	1,00	276.000,00
<b>Reacción</b>	Fermentador 1***	3000 m <sup>3</sup>	1,70	628.486,52	2,00	3.142.432,58
	Fermentador 2***	1200 m <sup>3</sup>	1,70	386.712,11	2,00	1.933.560,56
	Fermentador 3***	650 m <sup>3</sup>	1,70	279.425,47	2,00	1.397.127,35

	Fermentador 4***	1700 m <sup>3</sup>	1,70	465.114,22	2,00	2.325.571,12
<b>Separación</b>	Centrífuga**	1300 mm		60.000,00	10,00	720.000,00
	Torre 1 Destilación***	H=15m , D=3,5m , P=15psia	1,00	63.960,00	1,00	266.073,60
	Torre 2 Destilación***	H=14,9m , D=2,9m , P=15psia	1,00	53.790,00	1,00	223.766,40
	Torre 3 Destilación***	H=3,2m , D=1,4m , P=1,5psia	1,00	7.350,00	1,00	30.576,00
<b>Almacenamiento</b>	Tanques de Almacenamiento			80.000,00	7,00	672.000,00
<b>Equipos auxiliares</b>	Torre de enfriamiento	10.928,6 GPM		295.469,41	1,00	502.298,51
	Bombas	Todas las bombas del Capítulo 7		61.100,00		73.320,00
	Calderas	3 calderas 50.993 kg/hr de vapor c/u		350.000,00	3,00	1.260.000,00

\*[98] ; \*\*[99];\*\*\*[100];

Luego, a través de los índices correspondientes siguiente la fórmula:

$$I_{\text{equipo}}^{\text{año A}} = I_{\text{equipo}}^{\text{año B}} * \left( \frac{\text{índice año A}}{\text{índice año B}} \right)$$

se obtuvieron los valores para el año 2016 como se observa en la *Tabla 9.2.*

Tabla 9.2: Precios actualizados de equipos para el año 2016

Equipo	Año base	Índice a año base*	Índice 2016*	Costo actua
<b>Moltradora</b>	1998	389,50	640,00	295.763,80
<b>Difusor</b>	1998	389,50		469.278,56
<b>Prensa</b>	1987	320,00		480.000,00
<b>Secador</b>	1998	389,50		453.504,49
<b>Fermentador 1</b>	1987	320,00		6.284.865,16
<b>Fermentador 2</b>	1987	320,00		3.867.121,12
<b>Fermentador 3</b>	1987	320,00		2.794.254,69
<b>Fermentador 4</b>	1987	320,00		4.651.142,24
<b>Centrífuga</b>	1998	389,50		1.183.055,20
<b>Torre 1 Destilación</b>	1987	320,00		532.147,20
<b>Torre 2 Destilación</b>	1987	320,00		447.532,80
<b>Torre 3 Destilación</b>	1987	320,00		61.152,00
<b>Almacenamiento EtOH</b>	1998	389,50		1.104.184,85
<b>Torre de enfriamiento</b>	1987	320,00		1.004.597,02
<b>Bombas</b>	1998	389,50		120.474,45
<b>Calderas</b>	1998	389,50		2.070.346,60

\*[101]

Para el precio de la lavadora no fue necesario actualizar el valor del equipo mediante un índice de costos ya que dicho presupuesto fue estimado en base al valor de venta real. El precio fue estimado considerando el costo del equipo en puerto de origen (precio F.O.B-

Free On Board) y se le adiciono el costo de flete marítimo más seguros llegando al precio C.I.F. (Cost, insurance and freight).

Para estimar el precio del flete marítimo se utilizó un programa que estima dicho costo<sup>[102]</sup> a partir de datos básicos del producto tales como puerto de origen y destino, tipo de mercadería, costo, método de envío y tipo de carga. Se consideró como tipo de mercancía equipos pesados, como puerto de origen Dublín, Irlanda y puerto destino Buenos Aires, Argentina. Se estimó el método de envío como carga pesada, y se indicaron el peso del equipo así como sus dimensiones<sup>[103]</sup> y se adiciono el costo de seguro marítimo. A partir del precio FOB que es de 57.500 USD. Por lo tanto se estima el costo de flete marítimo más seguro en 4.600 USD, esto resulta en un costo C.I.F., Buenos Aires de 62.100 USD. Se estima un incremento de dicho precio en 10% para cubrir costos de impuestos de importación, derechos aduaneros, entre otros. De este modo se obtiene un costo de la lavadora puesta en fábrica que es de 68.310 USD. Dado que se requieren 3 equipos, el precio total incluyendo instalación (estimada como un 20% del precio de equipo) es de 245.916 USD.

Mediante la suma de los equipos descritos anteriormente estos se determinó que el valor correspondiente para el rubro equipos con instalación corresponde a 26.065.336,20 USD.

Además, se debe tener en cuenta que se necesitan 15.000 kg de solvente (glicerina) para comenzar a producir, el cual forma parte de la inversión fija directa de la planta ya que es un gasto de puesta en marcha. El precio de la glicerina es 300 USD/ ton<sup>[107a]</sup>, luego el costo es 4.500 USD.

Se consideró el costo de la levadura *Saccharomyces cerevisiae* para llenar los tanques inicialmente. La cantidad de levadura necesaria es 67.000 kg, se consideró un precio de venta de 6,8 USD/kg<sup>[107b]</sup> este es el precio F.O.B. (free on board) en China. Para obtener el precio puesta en fábrica se le suma a dicho valor el flete marítimo puerto de embarque-puerto destino más seguros. De este modo se obtiene el precio C.I.F. (Cost, Insurance & Freight), Buenos Aires. A este valor se le adicionan los derechos aduaneros e impuestos.

Para estimar el precio del flete marítimo se utilizó un programa que estima dicho costo<sup>[108]</sup> a partir de datos básicos del producto tales como puerto de origen y destino, tipo de mercadería, costo, método de envío y tipo de carga. Se consideró como tipo de mercancía producto químico, como puerto de origen Xiagang, China y puerto destino Buenos Aires, Argentina. Se estimó la carga en tres containers de 20 pies, que tienen una capacidad máxima de 30.130 Kg<sup>[109a]</sup> y se adiciono el costo de seguro marítimo. A partir del precio FOB que es de 458.571,6 USD (la cantidad de levadura requerida para iniciar el proceso). Por lo tanto se estima el costo de flete marítimo más seguro en 9.000 USD.

El costo C.I.F., Buenos Aires es de 467.571,6 USD aproximadamente. Sobre el precio C.I.F. se incrementa un 10% para cubrir costos de impuestos de importación, derechos aduaneros, entre otros. De este modo se obtiene un costo de levadura puesta en fábrica que es de 514.328,76 USD.

También se tuvo en cuenta para la puesta en marcha el gasto en agua. Se consideró el volumen que se utiliza en un día del circuito completo, lo cual es 86.862 m<sup>3</sup> y 6 días de

reposición, 69.795 m<sup>3</sup>. Teniendo en cuenta el precio del agua 9,05 \$/m<sup>3</sup> más impuestos (Anexo *Capítulo 9* - Cuadro tarifario), el gasto es 47.459 USD. <sup>[109b]</sup>

Una vez determinado el valor de los equipos se decidió emplear el método de los factores usando un valor medio en cada sector exceptuando el valor correspondiente a planta de servicio dado a que al encontrarnos en parque industrial dicho valor corresponderá a cero. De esta forma quedan explicitados los factores correspondientes al método como se denota en la *Tabla 9.3*.

*Tabla 9.3. Valores seleccionados para el método de factores.*

<b>Tuberías de Proceso</b>	
Proceso mixto	<b>0,2</b>
<b>Instrumentación</b>	
Control complejo, centralizado	<b>0,1</b>
<b>Edificios de fabricación</b>	
Construcción semiabierta	<b>0,4</b>
<b>Plantas de Servicio</b>	
Planta de servicios totalmente nueva	<b>0</b>
<b>Conexiones entre unidades</b>	
Entre unidades de proceso separadas	<b>0,05</b>
<b>Ingeniería y construcción</b>	
Ingeniería compleja	<b>0,425</b>
<b>Factor de tamaño</b>	
Unidad comercial grande	<b>0,025</b>
<b>Contingencias</b>	
Variaciones imprevistas	<b>0,25</b>

Utilizando el método seleccionado en el cual:

$$I_F = [I_E * (1 + \Sigma f_{directos}) + 4.500 + 47.459 + 458.571] * (1 + \Sigma f_{indirectos})$$

Se obtiene que el valor de la Inversión Fija corresponde a 78.507.065,72 USD. Dado a que nos encontramos en un parque industrial y suponemos que el terreno será dado gratuitamente se concluye que, para este caso, el valor de la Inversión Fija ( $I_F$ ) será igual al de la Inversión Fija Total ( $I_F=I_{FT}$ ).

Tomando al capital trabajo ( $I_W$ ) como un 15% de la  $I_{FT}$  y dado que la Inversión Total ( $I_T$ ) resulta de su suma se obtiene que  $I_T= 90.283.125,58$  USD.

A modo de comparar si la inversión total es coherente, se comparará el valor obtenido con la inversión de un proyecto de planta de bioetanol a partir de remolacha del grupo Tereos en la localidad de Origny Sainte-Benoîte (Aisne)<sup>[104]</sup>. Para dicha planta con

una capacidad de 300.000 m<sup>3</sup>/ año, se invirtieron unos 190 millones de euros a valores del 2006.

Afectando dicha inversión por los índices de costos para llevarla a valores actuales:

$$€190.000.000 * \frac{640,5}{499,6} = €243.584.867$$

*En dólares = US\$ 280.122.598*

Aplicando un factor costo-capacidad de 0.6(típico para plantas químicas):

$$US\$ 280.122.598 * \left(\frac{120.000}{300.000}\right)^{0,6} = US\$ 161.653.138$$

Comparando ambos valores se ve una diferencia del 55,85% con respecto a la inversión calculada. Esta diferencia claramente puede deberse a que en esta instancia del proyecto se están estimando en su mayoría los precios de los equipos. Como resultado, los precios pueden estar subestimados, aunque también se esté comparando dicho valor con la inversión afectada por factores de capacidad e índices de costo.

### Costos de producción

Los costos de producción o costos operativos son aquellos involucrados en mantener la operación normal de la planta. La estimación de dichos costos es clave para determinar la viabilidad de un proyecto y hacer elecciones entre posibles esquemas productivos.

Los costos de producción se dividen en dos grupos, costos variables y costos fijos. Mientras que los primeros dependen de la cantidad de producto producida los segundos son constantes independientes del porcentaje de utilización de la planta. En la *Tabla 9.4* se muestra la clasificación de costos.

*Tabla 9.4: Clasificación de costos*

<b>COSTOS VARIABLES</b>	<b>COSTOS FIJOS</b>	
Costo de materia primas	Costos de inversión	Costo depreciación
Costo de envases		Costo de impuestos
Costo de mano de obra		Costo de seguros
Costo de supervisión		Costo de financiación
Costo de servicios	Costo de ventas y distribución	
Costo de mantenimiento	Costo de administración y dirección	
Costo de suministros	Costo de investigación y desarrollo	
Costos de laboratorio		

## Costo de regalías y patentes

La planta diseñada opera 240 días al año, 24 horas por día. Siendo la capacidad real de producción de 120.000m<sup>3</sup>/año y contando con un factor de efectividad global de 0,85 dando una capacidad de diseño de 141.176 m<sup>3</sup>/año. Los costos de operación totales se calculan para un período de tiempo determinado, se toma como base de tiempo un año y para la capacidad de diseño.

Los ingresos por ventas totales se calculan teniendo en cuenta la venta del producto principal y la venta del subproducto generado, pienso para ganado. Respecto al bioetanol se generan 120.000 m<sup>3</sup>/año, el precio de venta es de 22\$/L, el ingreso por bioetanol asciende a 69,600,000.00 USD/año. En cuanto al pienso para ganado se producen 41.270 kg/h, esto es una producción anual de 237.715 ton/año aproximadamente. El precio de venta se toma en 71,49 USD/ton<sup>[110]</sup>, de este modo el ingreso obtenido por la venta de pienso llega a la cifra de 16.994.259 USD/año.

Finalmente los ingresos por ventas totales resultan de 86.594.259,65 USD/ año.

El criterio para seleccionar el porcentaje de utilización de la planta se basa en que en los primeros años del proyecto no se llegará a operar al 100% debido a una rampa de aprendizaje dada para una planta nueva con personal sin experiencia. Debido a esto se plantea operar al 80% en el primer año, seguido de un segundo año al 90% para alcanzar un tercer año con operación, mantenida a lo largo de los años, del 100%.

A continuación se detalla como se estimó el costo de producción para cada rubro en la capacidad de diseño.

### Costos variables

#### Costo de materia prima (MP)

Este rubro corresponde a las materias principales para elaborar el producto. A partir del balance global de la planta y el precio unitario de cada materia prima se estima el costo. En esta sección se considera remolacha azucarera, levadura, *Saccharomyces cerevisiae*, y el agua de proceso.

La materia principal del proceso es la remolacha azucarera. En la Argentina no se cultiva a gran escala. Para el análisis económico se estima el precio como el valor promedio de las distintas fuentes consultadas en España. El precio resulta de 38.825 USD/ton <sup>[106]</sup>. A pesar de lo dicho anteriormente dicho precio se considera puesto en fábrica, ya que la instalación de la planta contempla que haya cultivos de remolacha azucarera a nivel local. Según el balance global del proceso se requieren 246,23 ton/h. Por lo tanto el costo anual de remolacha se estima en 55 millones de dólares por año aproximadamente.

Para el caso de la levadura *Saccharomyces cerevisiae* el requerimiento es de 19.468,80 kg/año (aquí sólo se ha considerado la reposición) y el precio es de 6,8 USD/Kg, <sup>[107b]</sup> este es el precio F.O.B. (free on board) en China. Para obtener el precio puesta en fábrica se le suma a dicho valor el flete marítimo puerto de embarque-puerto destino más seguros. De este modo se obtiene el precio C.I.F. (Cost, Insurance & Freight), Buenos Aires. A este valor se le adicionan los derechos aduaneros e impuestos.



Para estimar el precio del flete marítimo se utilizó un programa que estima dicho costo<sup>[108]</sup> a partir de datos básicos del producto tales como puerto de origen y destino, tipo de mercadería, costo, método de envío y tipo de carga. Se consideró como tipo de mercancía producto químico, como puerto de origen Xiagang, China y puerto destino Buenos Aires, Argentina. Se estimó la carga en containers de 20 pies, que tienen una capacidad máxima de 30.130 Kg<sup>[109a]</sup> y se adicióno el costo de seguro marítimo. A partir del precio FOB que es de 132.387 USD (la cantidad de levadura requerida para un año). Por lo tanto se estima el costo de flete marítimo más seguro en 4.500 USD.

El costo C.I.F., Buenos Aires es de 136.887 USD aproximadamente. Sobre el precio C.I.F. se incrementa un 10% para cubrir costos de impuestos de importación, derechos aduaneros, entre otros. De este modo se obtiene un costo de levadura puesta en fábrica que es de 150.575,7 USD/año.

El agua de proceso corresponde a la que se utiliza en el depurador. Para este proceso de requieren de 669.760 kg/h de los cuales se utiliza 992 kg/h procedentes de la torre de recuperación de solvente. Por lo tanto el requerimiento de agua de proceso será de 668.768 kg/h. Teniendo en cuenta que el proveedor de agua es "Aguas Rionegrinas" que establece un precio de 9,05 \$/m<sup>3</sup> más impuestos (Anexo I - Cuadro tarifario) para establecimientos industriales. El costo anual de agua de proceso se eleva a 1.167.125,24 USD/año.

Finalmente el costo de materia prima para la capacidad de diseño se calcula con la siguiente expresión:

Costo MP (USD/año) = Costo remolacha + Costo levadura + Costo agua

Costo MP = 55.013.472 USD/año + 150.575,7 USD/año + 1.167.125,24 USD/año

Costo MP = 56.331.172,94 USD/año

Costo de Envases

Dado que el bioetanol producido se venderá a granel (por m<sup>3</sup>) el costo de los envases no es considerado en el presente análisis económico.

Costo de Mano de Obra (MO)

Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociados a la fabricación del producto.

Para estimar la cantidad de empleados, se toma como referencia la cantidad de mano de obra en empleos directos que requiere la empresa "Bio4 Bioetanol Río Cuarto S.A." Dicha planta produce bioetanol a partir de maíz con para una producción de 90.000 m<sup>3</sup>/año de bioetanol, considerando que en el proceso no intervienen en gran medida los operarios. Se toma dicho valor de 120 empleados.<sup>[111a]</sup>

Utilizando un sueldo de 79,8 \$/hh con una contribución mensual fija de 3.500\$/mes<sup>[111b]</sup> como lo establece la federación argentina de trabajadores de industrias químicas y petroquímicas sumando una contribución para la carga social del 35%, sumando el aguinaldo y realizando el cambio de moneda a dólares se obtiene:

$$MO_{anual} = 120 \text{ operarios} * \left( 8 \frac{hh}{día} * 79,8 \frac{\$}{hh} * 13 \frac{meses}{año} + 13 \frac{meses}{año} * 3500 \frac{\$}{mes} \right) * \frac{1,35}{38}$$

$$MO_{anual} = 1,255,397.68 \text{ USD/año}$$

## Supervisión

Comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones.

La magnitud de la supervisión del proceso que se implementa en una planta está estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos. Normalmente se encuentra entre el 10 y el 25% del costo de mano de obra, en este caso, se consideró el 17,5%. Es decir, 219.694,59 USD/ año.

## Servicios

Este componente del costo contempla los servicios que se requieren para realizar la producción del bien. Entre los servicios, en general, se incluyen energía eléctrica, gas natural, agua, vapor, aire comprimido, entre otros.

Se consideró que el agua utilizada proviene del agua de red. El proveedor será "Aguas Rionegrinas", el precio del agua es de 9,05 \$/m<sup>3</sup> <sup>[112a]</sup> más impuestos (Anexo *Capítulo 9* - Cuadro tarifario). Para calcular la cantidad de agua necesaria, se consideraron todos los caudales de agua dentro de la planta como circuitos cerrados, donde en todo momento se trata de recuperar el máximo posible. Se consideró que en las torres de enfriamiento y en el lavado de la remolacha se perdía un 15% del agua. En el primer caso por evaporación, y en el segundo, debido a que en el proceso de desarenado una parte del agua se pierde con la tierra. Para estas dos etapas se prevé que serán necesarios 368.295,30 kg/h de agua. Por otra parte, para el agua que circula por los reactores, caldera e intercambiadores de calor, se considera una pérdida del 10% por lo que se necesitará reponer 116.398,20 kg/h de agua. En total serán necesarios 484.693,50 kg/h de agua, esto representa anualmente 2.791.834,56 m<sup>3</sup>/año. Teniendo en cuenta el precio del agua, el gasto anual a la capacidad de diseño es 845.880,16 USD/año.

Para los gastos de electricidad, se tuvo en consideración el consumo de los equipos con mayor gasto energético (bombas, agitación y centrífugas). También se considera el gasto energético en el equipo de la lavadora y molturadora <sup>[112b]</sup>. El consumo anual de estos equipos es 24.824.816,64 kWh/año. No se tuvo en cuenta el consumo del equipo de depuración ni difusión ya que no se contó con una estimación fiable, igualmente el consumo de este equipo no será de peso significativo en relación a los demás.

Para determinar el gasto de electricidad, se utilizó la tarifa vigente <sup>[113]</sup>, la cual para industrias grandes tiene una componente fija de 777,57 \$/bim y una variable de 2.503 \$/kWh. El gasto total en electricidad es 62.139.626,33 \$/ año o 1.635.253,32 USD/año.

Para la generación de vapor, el combustible elegido fue el gas natural con un precio de 4,82 USD/ MMBTU<sup>[114]</sup>. Anualmente, se necesitan  $2,265 \cdot 10^{12}$  kJ, por lo que el costo total es 10.918.806 USD/ año.

En total, para el funcionamiento de la planta a su capacidad de diseño, se gastan 13.399.939,48 USD/ año en servicios.

## Mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones a debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. En general se considera entre el 2 y el 10% de la IF.

Para este caso, se lo estimó como el 6% de la IF. Es decir, 4.710.423,94 USD/ año

## Suministro

Incluye los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen es este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza.

Se lo estimó como el 0,75% de la IF, es decir, 588.802,99 USD/ año.

## Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Generalmente se encuentra entre el 2 a 20% de la mano de obra, se tomó el 11%.

El costo total fue 24.166,41 USD/ año.

## Regalías y patentes

Cualquier licencia de producción que deba pagarse sobre la base de producción debe ser considerada como un costo de producción. Normalmente está entre el 0 y el 5% de las ventas totales, para este caso se adoptó el 2%.<sup>[115]</sup>

El costo de regalías y patentes fue 1.731.885,19 USD/ año.

## Costos fijos

### Costo de depreciación

La depreciación es una disminución en valor. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. Los bienes de producción comprados recientemente, tienen la ventaja de contar con las últimas mejoras y operan con menos posibilidades de roturas o necesidad de reparaciones. Esta pérdida en valor se reconoce en prácticas de contabilidad como un gasto de operación. En lugar de cargar el precio de compra completo de un nuevo bien como un gasto de una sola vez, la forma de operar es distribuir su costo de compra durante la vida del bien en los registros contables. Este concepto de depreciación puede parecer en desacuerdo con el flujo de caja real para una

transacción particular, pero para todas las transacciones tomadas colectivamente provee una representación realista del consumo de capital en estados de beneficio y pérdida.

Para este caso, se utilizará el método de depreciación más sencillo, el cual es por línea recta. El costo de depreciación anual se calcula como:

$$\text{Costo de depreciación} = (1/\text{años de vida útil}) * (IF - L)$$

Donde L es el valor residual o de reventa al final de la vida útil del bien, se lo tomó como el 1% de la IF.

El tiempo de vida útil del proyecto son 20 años.

El costo de depreciación es 3.886.099,75 USD/ año.

### Costos de impuestos

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad, no se incluyen aquí los impuestos sobre la ganancia. Depende del lugar donde está ubicada la planta industrial, ya que las plantas situadas en ciudades pagan más impuestos que las correspondientes a regiones menos poblada. Dado que la planta se ubica en la región de Río Negro será beneficiada con la Ley Provincial 4.618/2010<sup>[16]</sup> que establece en su Artículo 3-a) la exención o reducción de los impuestos provinciales.

En general, este costo se encuentra entre el 1 y 2% de la IF, considerando los beneficios nombrados anteriormente se toma el límite inferior de la estimación, debido a impuestos nacionales. El costo de impuestos es 785.070,66 USD/ año.

### Costos de seguro

En este rubro se contemplan seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial, total) así como también seguros para el personal y mercancías (perdidas parciales / totales). Se encuentra entre el 0,5 y el 1% de la IF. En este caso, monto anual de este rubro se estima como un 0,75% de la IF, es decir, 588.802,99 USD/ año.

### Costos de financiación

Dado a que no se contemplan financiaciones este coste es cero.

### Ventas y distribución

Este componente del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. En general, este costo se calcula como un porcentaje (del 1 al 5%) de los ingresos por ventas anuales (VT). Por lo cual se utilizó un valor de 2,5% VT. El costo anual es 2.164.856,49 USD.

### Administración y dirección

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y

los gastos generales, tanto de insumos como de servicios (telefonía, internet, energía eléctrica, limpieza de oficinas, seguridad, servicio de medicina laboral, transporte entre plantas o sedes (si hubiera más de una)). Además, contempla los gastos de dirección de la empresa, como por ejemplo el salario de la conducción superior (presidente de la compañía, gerentes), el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría. Este costo se puede estimar como un porcentaje (20 a 40%) del costo de mano de obra directa (MO). Por ende se seleccionó un valor promedio del 30% MO. El costo anual es 376.619,31 USD.

### Investigación y desarrollo

En general se estima como un porcentaje del valor de los ingresos por ventas (0,5% a 5%). Se tomó el 0,5 %, el costo anual es 432.971,30 USD.

### Costo total y costo unitario

El costo total de producción (CT) que se mide en unidad monetaria por unidad de tiempo, se obtiene de sumar los costos variables totales (CVT) y los costos fijos totales (CFT), según muestra la ecuación:

$$CT = CVT + CFT$$

Si al valor del costo total de producción (CT) se lo divide por las unidades producidas en la unidad de tiempo considerada (N), se obtiene el costo unitario de producción, que se mide en unidad monetaria por unidad de producto. Esta relación se muestra en la ecuación:

$$CT/N = CVT/N + CFT/N$$

Retomando los conceptos, el costo variable total (CVT), medido en unidad monetaria por unidad de tiempo, tiene una variación proporcional a la producción por unidad de tiempo (N) y el costo fijo total (CFT), medido en unidad monetaria por unidad de tiempo, es constante con la producción por unidad de tiempo (N). En consecuencia, al analizar los costos unitarios puede observarse que los costos variables unitarios son constantes con la producción por unidad de tiempo (N) y los costos fijos unitarios decrecen con un aumento de las unidades producidas por unidad de tiempo (N).

En la *Tabla 9.5* se muestra los costos de producción para el 100% de utilización de la planta.

*Tabla 9.5: Costos de producción para la capacidad de diseño.*

<b>Costo variable total (CVT)</b>	<b>77.921.598,05 USD/año</b>
<b>Costo fijo total (CFT)</b>	<b>8.234.420,50 USD/año</b>
<b>Costo total (CT)</b>	<b>86.156.018,54 USD/año</b>

A continuación se muestra en la *Tabla 9.6* los costos de operación durante los primeros 3 años; a partir del tercer año los costos serán siempre los mismos porque la planta no cambiará más su porcentaje de utilización.

Tabla 9.6: Costos de producción

Costo	Índice	Capacidad de Diseño	Año (%utilización de planta)		
			1 (80%)	2 (90%)	3 (100%)
<b>COSTOS VARIABLES</b>					
Materias Primas (MP)	-	\$56,331,172.94	\$45,064,938.35	\$50,698,055.65	\$56,331,172.94
Envases	-	-	-	-	-
Mano de Obra (MO)	-	\$1,255,397.68	\$1,004,318.15	\$1,129,857.92	\$1,255,397.68
Supervisión	17,5% de MO	\$219,694.59	\$175,755.68	\$197,725.14	\$219,694.59
Servicios	-	\$13,399,939.48	\$10,719,951.59	\$12,059,945.54	\$13,399,939.48
Mantenimiento	6 % IF	\$4,710,423.94	\$3,768,339.15	\$4,239,381.55	\$4,710,423.94
Suministro	0,75% IF	\$588,802.99	\$471,042.39	\$529,922.69	\$588,802.99
Laboratorio	11 % MO	\$24,166.41	\$19,333.12	\$21,749.76	\$24,166.41
Regalías y patentes	2 % VT	\$1,731,885.19	\$1,113,600.00	\$1,252,800.00	\$1,392,000.00
<b>CVT</b>			<b>\$62,337,278.44</b>	<b>\$70,129,438.24</b>	<b>\$77,921,598.05</b>
<b>COSTOS FIJOS</b>					
Costos de depreciación	-	\$3,886,099.75	\$3,886,099.75	\$3,886,099.75	\$3,886,099.75
Costos de impuestos	1 % IF	\$785,070.66	\$785,070.66	\$785,070.66	\$785,070.66
Costo de seguro	0,75% IF	\$588,802.99	\$588,802.99	\$588,802.99	\$588,802.99
Costo de financiación	-	-	-	-	-
Ventas y Distribución	1 - 5 % VT	\$2,164,856.49	\$2,164,856.49	\$2,164,856.49	\$2,164,856.49
Adm. y dirección	30% MO	\$376,619.31	\$376,619.31	\$376,619.31	\$376,619.31
Investigación y desarrollo	0,5% VT	\$432,971.30	\$432,971.30	\$432,971.30	\$432,971.30
<b>CFT</b>			<b>\$8,234,420.50</b>	<b>\$8,234,420.50</b>	<b>\$8,234,420.50</b>
<b>CT</b>			<b>\$70,571,698.93</b>	<b>\$78,363,858.74</b>	<b>\$86,156,018.54</b>

Con el objetivo de sumar claridad a los datos presentados en la tabla precedente, a continuación se presentan las representaciones gráficas de los mismos.

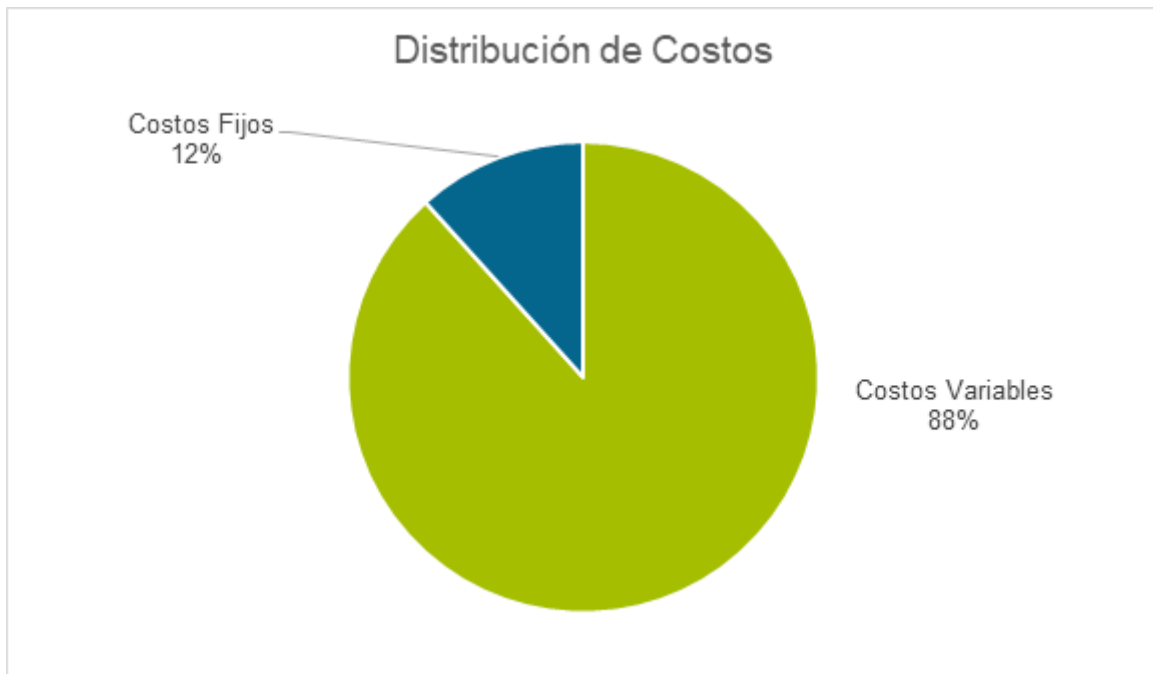


Figura 9.1. Distribución de costos

En la *Figura 9.1* se encuentra representada la distribución de costos, donde se puede apreciar que el 88% de los mismos son los denominados costos variables. Esta información será de utilidad a la hora de plantear un análisis de sensibilidad.

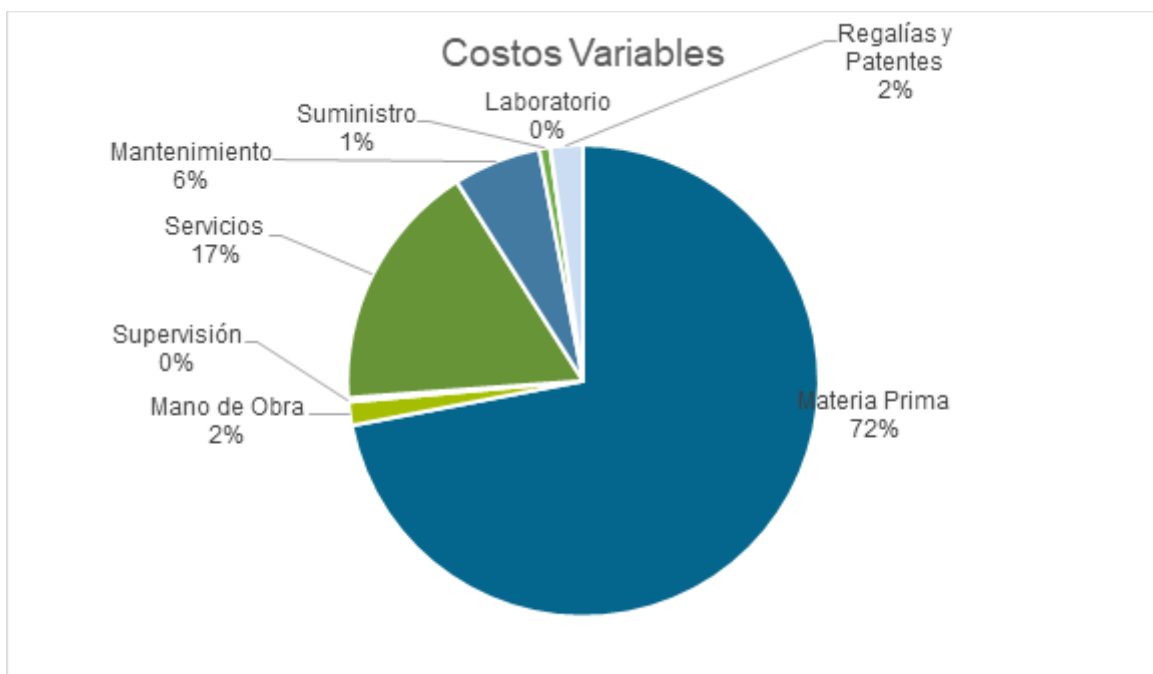


Figura 9.2. Estructura de costos variables .

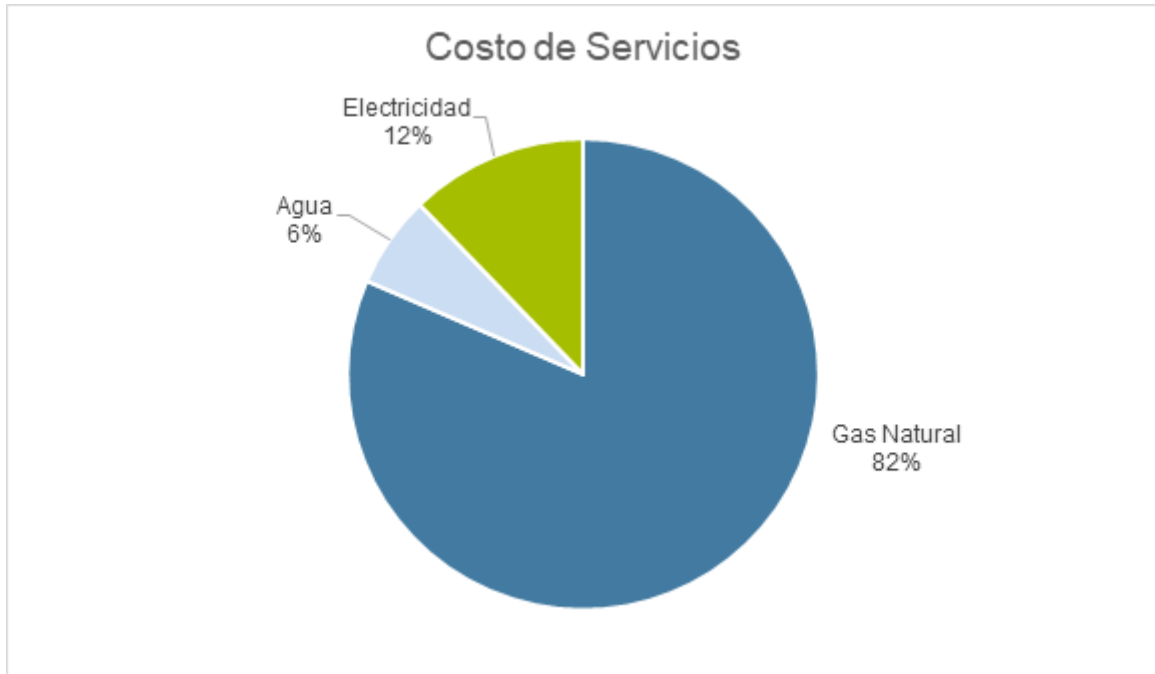


Figura 9.3. Composición de costos de servicios

En la *Figura 9.2* puede observarse que la mayor parte de los costos variables se deben a la materia prima y los servicios con un 72 y 17% respectivamente. Dado que estos son los costos más influyentes se analizarán en el análisis de sensibilidad del proyecto. A su vez, al analizar la composición de los costos de servicios se aprecia que los gastos en Gas natural son el componente principal de esta categoría.

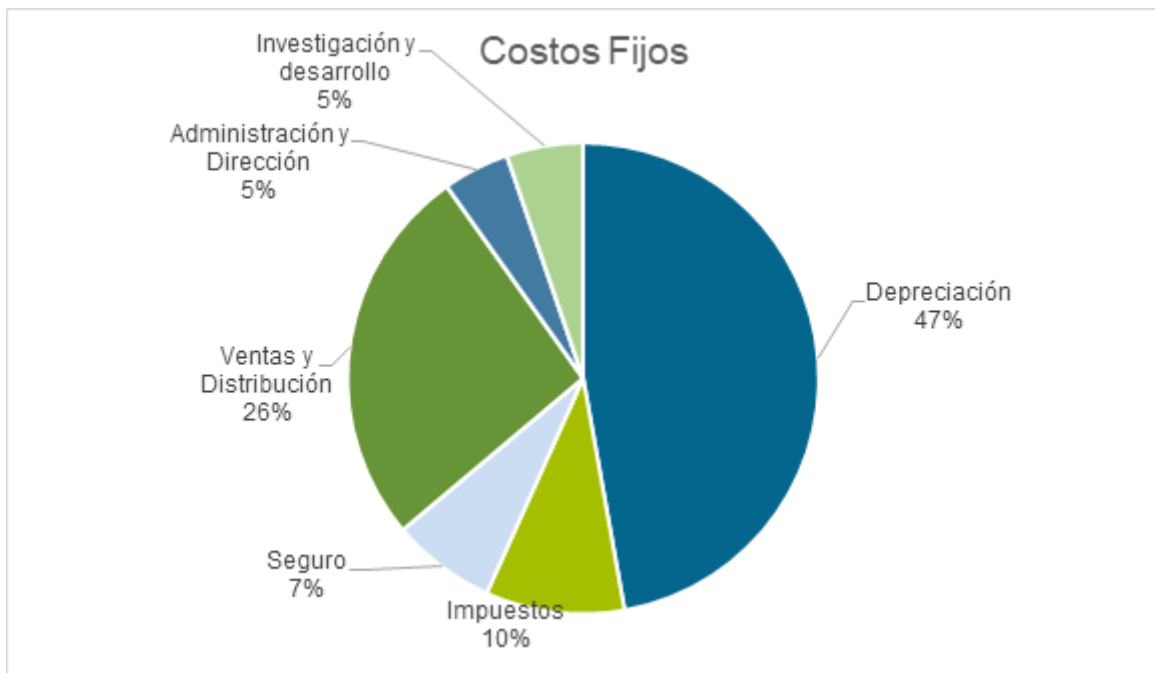


Figura 9.4. Estructura de costos fijos

Por último en la *Figura 9.4* se observa la estructura de los costos fijos donde los más importantes resultan ser los costos de depreciación y los relacionados con las ventas y distribución.



## Rentabilidad

Mediante la realización de un cuadro de fuentes y usos de la *Tabla 9.7* se pueden obtener los flujos de caja (FC) para el proyecto. Como se puede apreciar, al encontrarnos con FC positivos es posible continuar el análisis del proyecto. Se muestran los flujos de caja hasta el año 5, luego se repite hasta el año 20.

Tabla 9.7: Cuadro de Fuentes y Usos

	Año				
	1	2	3	4	5
<b><u>Fuentes</u></b>					
<b>Capital propio (IT)</b>	\$90,283,125.58	-	-	-	-
<b>Créditos</b>	-	-	-	-	-
<b>Ventas anuales</b>	\$69,275,407.72	\$77,934,833.68	\$86,594,259.65	\$86,594,259.65	\$86,594,259.65
<b>Sub (a)</b>	\$159,558,533.30	\$77,934,833.68	\$86,594,259.65	\$86,594,259.65	\$86,594,259.65
<b><u>Usos</u></b>					
<b>Activos Fijos (IFT)</b>	\$78,507,065.72	-	-	-	-
<b>Activos de Trabajo (IW)</b>	\$11,776,059.86	-	-	-	-
<b>Costo de producción</b>	\$70,571,698.93	\$78,363,858.74	\$86,156,018.54	\$86,156,018.54	\$86,156,018.54
<b>Sub (b)</b>	\$160,854,824.52	\$78,363,858.74	\$86,156,018.54	\$86,156,018.54	\$86,156,018.54
<b>BNAI (a-b)</b>	-\$1,296,291.22	-\$429,025.06	\$438,241.10	\$438,241.10	\$438,241.10
<b>Impuestos</b>	\$0.00	\$0.00	\$153,384.39	\$153,384.39	\$153,384.39
<b>BN</b>	-\$1,296,291.22	-\$429,025.06	\$284,856.72	\$284,856.72	\$284,856.72
<b>Depreciación</b>	\$3,886,099.75	\$3,886,099.75	\$3,886,099.75	\$3,886,099.75	\$3,886,099.75
<b>FC</b>	<b>\$2,589,808.54</b>	<b>\$3,457,074.70</b>	<b>\$4,170,956.47</b>	<b>\$4,170,956.47</b>	<b>\$4,170,956.47</b>

Es importante aclarar que los impuestos fueron calculados con una tasa del 35% y el método de depreciación adoptado por la empresa fue el de línea recta.

Por otra parte como el primer año así como también en el segundo el ingreso por ventas no superó los costos de producción, se tomó que el impuesto era 0 \$. Debido a que el impuesto a las ganancias no tiene sentido que se cobre si la empresa no genera ingresos netos.

Para determinar la rentabilidad del proyecto es necesario utilizar un método que tenga en cuenta el valor temporal del dinero y un método estático, el cual no lo considere. Si ambos resultan en que el proyecto se acepta entonces se concluye que el proyecto es rentable.

Para este caso se analizó empleando el método del tiempo de repago como método estático y tasa de retorno impositiva (TIR) como método dinámico. Además, como complementario se realizó un estudio del valor presente (VP).

### Tiempo de Repago ( $n_R$ )

Se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. En caso de que el proyecto en análisis tenga flujos de caja crecientes o decrecientes, el tiempo de repago se debe determinar aplicando el método gráfico.

El método gráfico consiste en graficar en ordenadas el flujo de caja acumulado del proyecto y en abscisas los años del proyecto. El flujo de caja acumulado puede calcularse considerándolo en el año cero igual a la inversión fija depreciable. En este caso, el tiempo de repago resulta de la lectura directa en el gráfico de aquél tiempo para el cual el flujo de caja acumulado se hace cero.

Si:

$$n_R \leq \frac{\text{tiempo de vida útil del proyecto}}{2} \Rightarrow \text{proyecto puede ser aceptado}$$
$$n_R > \frac{\text{tiempo de vida útil del proyecto}}{2} \Rightarrow \text{proyecto rechazado}$$

### Tasa de Retorno Impositiva (TIR)

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero (o al valor residual más terreno más capital de trabajo) durante la vida útil del proyecto. Por lo tanto, la tasa de retorno que se obtiene por este método es equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla totalmente paga al final de la vida útil del proyecto.

- Si la TIR > TRMA entonces se acepta el proyecto
- Si la TIR = TRMA es indiferente
- Si la TIR < TRMA entonces se rechaza el proyecto

### Valor Presente (VP)

Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. Supone igualdad de oportunidades para la reinversión de los flujos de caja a una tasa de interés asignada previamente. Esta tasa puede tomarse como el valor promedio de la tasa de retorno que o tiene la compañía con su inversión de capital o seleccionar una TRMA para el proyecto. El valor presente del proyecto es igual a la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total. El valor presente neto es un monto de dinero referido a tiempo cero calculado con la tasa de interés elegida.

Se puede afirmar que, si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, entonces el proyecto es aceptable. Es decir, este método plantea que el proyecto debe aceptarse cuando su VP es superior a cero, ya que indica que genera ese monto de dinero remanente sobre lo mínimo exigido, y si fuese menor a cero se debe rechazar, ya que esa es la cantidad de dinero faltante para que el proyecto reditúe lo exigido por el inversionista. Por lo tanto, cuando se aplica el método de Valor Presente, el criterio de decisión para la aceptación de un proyecto es:

- Si  $VP \geq 0$  entonces se acepta el proyecto
- Si  $VP < 0$  entonces se rechaza el proyecto

### Análisis de rentabilidad

Se estableció una tasa de retorno mínima aceptable (TRMA) de 15% para el proyecto. Utilizando los métodos explicados anteriormente, se muestra en la siguiente tabla los flujos de caja acumulados del proyecto:

Tabla 9.8: Flujos de caja acumulados del proyecto.

<b>Año</b>	<b>FC</b>		<b>FCacumulado</b>
<b>IT</b>	-90,283,125.58	<b>IF-L</b>	-77,721,995.07
<b>1</b>	2,589,808.54	<b>1</b>	-75,132,186.53
<b>2</b>	3,457,074.70	<b>2</b>	-71,675,111.83
<b>3</b>	4,170,956.47	<b>3</b>	-67,504,155.36
<b>4</b>	4,170,956.47	<b>4</b>	-63,333,198.89
<b>5</b>	4,170,956.47	<b>5</b>	-59,162,242.42
<b>6</b>	4,170,956.47	<b>6</b>	-54,991,285.95
<b>7</b>	4,170,956.47	<b>7</b>	-50,820,329.47
<b>8</b>	4,170,956.47	<b>8</b>	-46,649,373.00

9	4,170,956.47	9	-42,478,416.53
10	4,170,956.47	10	-38,307,460.06
11	4,170,956.47	11	-34,136,503.59
12	4,170,956.47	12	-29,965,547.12
13	4,170,956.47	13	-25,794,590.65
14	4,170,956.47	14	-21,623,634.18
15	4,170,956.47	15	-17,452,677.70
16	4,170,956.47	16	-13,281,721.23
17	4,170,956.47	17	-9,110,764.76
18	4,170,956.47	18	-4,939,808.29
19	4,170,956.47	19	-768,851.82
20	4,170,956.47	20	3,402,104.65

Los resultados del análisis de sensibilidad se encuentran en la columna izquierda, mientras que en la columna derecha se muestran cuales deben ser los valores de los distintos indicadores para considerar un proyecto rentable.

Tiempo de repago, nr = 19,18 años	nr > 10 años
VP = - 66.090.434,89 USD	VP > 0 USD
TIR = - 0,97 %	TIR > TRMA

En base a los criterios, resulta que el proyecto no es rentable, por lo tanto, no se recomienda seguir adelante con el proyecto.

### Análisis de Sensibilidad

Como ya se vio en el recorrido del capítulo, hay factores que contribuyen en gran medida a los costos de la producción como son la materia prima y los servicios. Resulta interesante entonces poder analizar cómo cambia la rentabilidad y el punto de equilibrio de la empresa al tener variaciones favorables en dichos factores.

El punto de equilibrio de la empresa se define como el punto en el cual los ingresos son iguales a los egresos, considerándose una situación favorable el hecho que este sea lo más bajo posible.

En la *Figura 9.4* se presenta la carta económica de producción con el punto de equilibrio correspondiente a los costos sin modificación alguna. Como resultado se obtiene

la producción correspondiente al punto de equilibrio que es de 113,41 millones de litros de etanol. En dicha figura se ve que las curvas de ingreso y costos no están muy separadas entre sí para la capacidad de diseño de la planta y esto es una representación gráfica del motivo por el cual el proyecto no resulta rentable bajo estas condiciones.

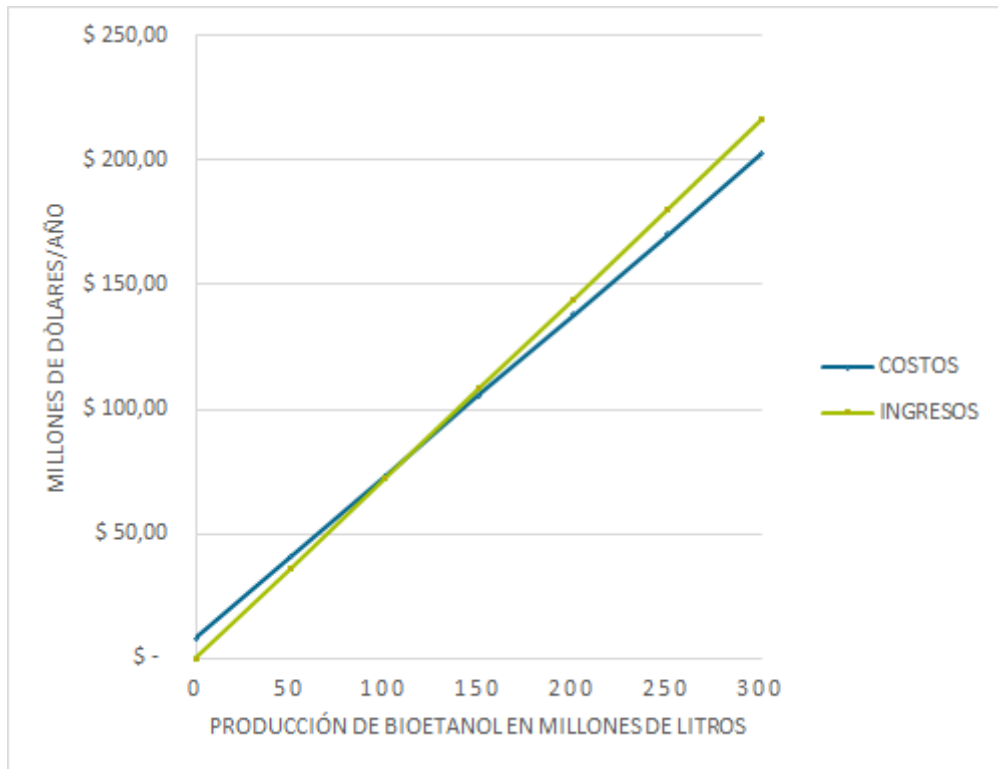


Figura 9.4. Punto de equilibrio para caso base

El primer caso que se analizará, será el hecho de que se implemente la producción de biogás a partir de las vinazas de la torre de destilación. Ante esta situación el consumo de gas natural disminuye, impactando en los costos de servicios. Si bien no se conocen la inversión y los costos de operación que acarrea la producción de biogás en la planta, se analizará el caso, conociendo las limitaciones en el análisis.

Al implementar biogás, TIR del proyecto resulta de 3% y el tiempo de repago desciende a 12,5 años. Si bien el proyecto sigue sin ser rentable, dado que se ha fijado una TRMA del 15%, la situación mejora levemente lo cual también se aprecia en la carta económica de producción representada en la *Figura 9.5*.

En el punto de equilibrio de este caso la producción es de 81,04 millones de litros de bioetanol.

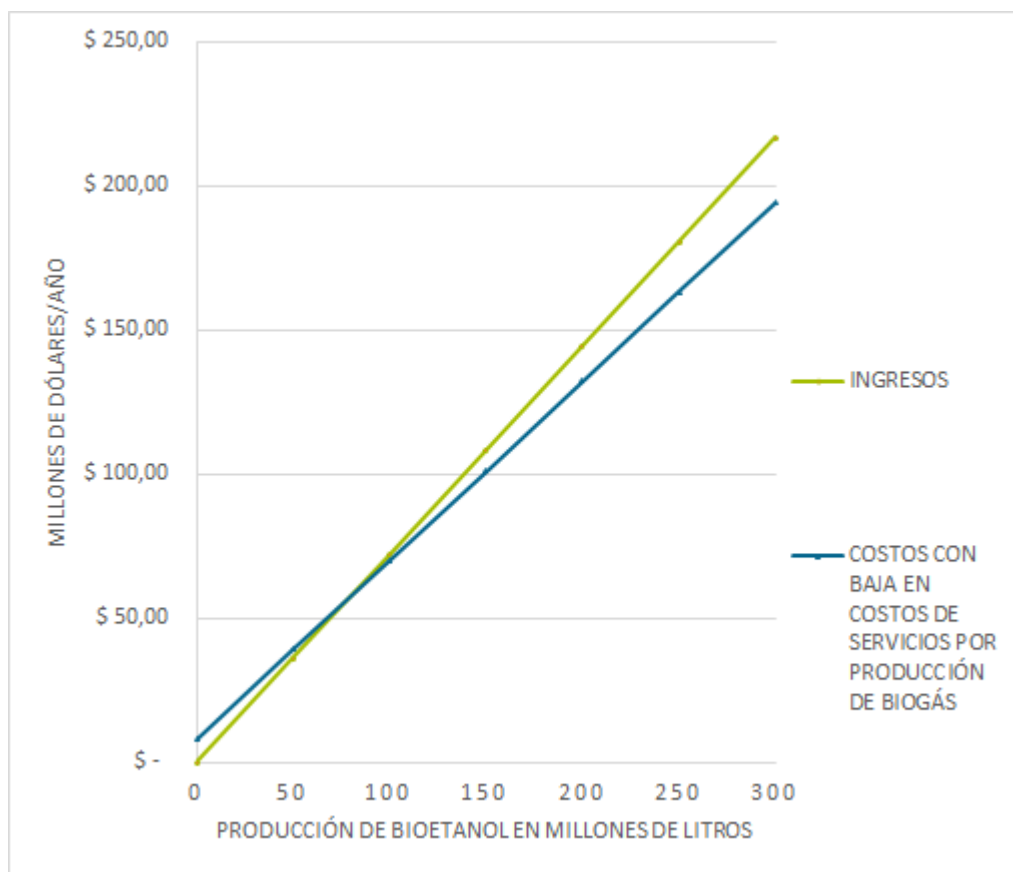


Figura 9.5. Carta económica de producción para caso de baja de costos de servicios

Otro caso que se analizará será la disminución de los costos de materia prima en un 20%. Esta situación sería posible en el caso de que los valores internacionales obtenidos para la remolacha azucarera resulten mayores que el valor que tenga su producción en la República Argentina.

Ante esta variación en los de servicios se reducen a 9.956.077,09 USD/año trabajando a capacidad plena ya que la demanda de energía será cubierta por el biogás generado (121.515,6 m<sup>3</sup>/día) y el resto con gas natural. Los cálculos de dicha producción se encuentran en el *Capítulo 7*. La TIR resultó ser de 11% y el tiempo de repago cayó a 7,1 años. Al igual que el caso anterior la situación mejora pero el proyecto sigue sin ser rentable. Sin embargo el cómo han variado los indicadores da un indicio de que el proyecto es más sensible a las variaciones de los costos de la materia prima. Dicha sensibilidad también se ve representada en lo que respecta a la producción correspondiente al punto de equilibrio que para este escenario es de 47,98 millones de litros de etanol.

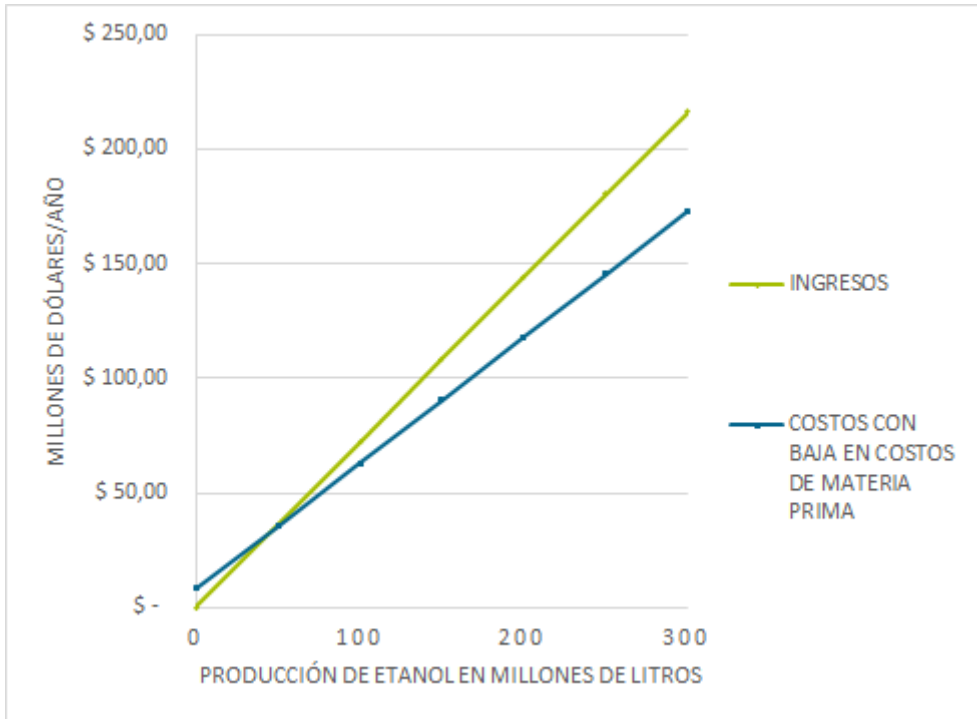


Figura 9.6 Carta económica de producción en caso de baja en costos de MP

Podría plantearse la situación de que el precio del bioetanol aumente un 20%, si bien el precio está regulado por el Estado. Para esta situación se obtuvo una TIR de 12% y un tiempo de repago de 6,43 años, siendo esta la mejor situación de las tres planteadas hasta el momento. La situación también se ve reflejada en la producción correspondiente al nuevo punto de equilibrio: 46,12 millones de litros de etanol.

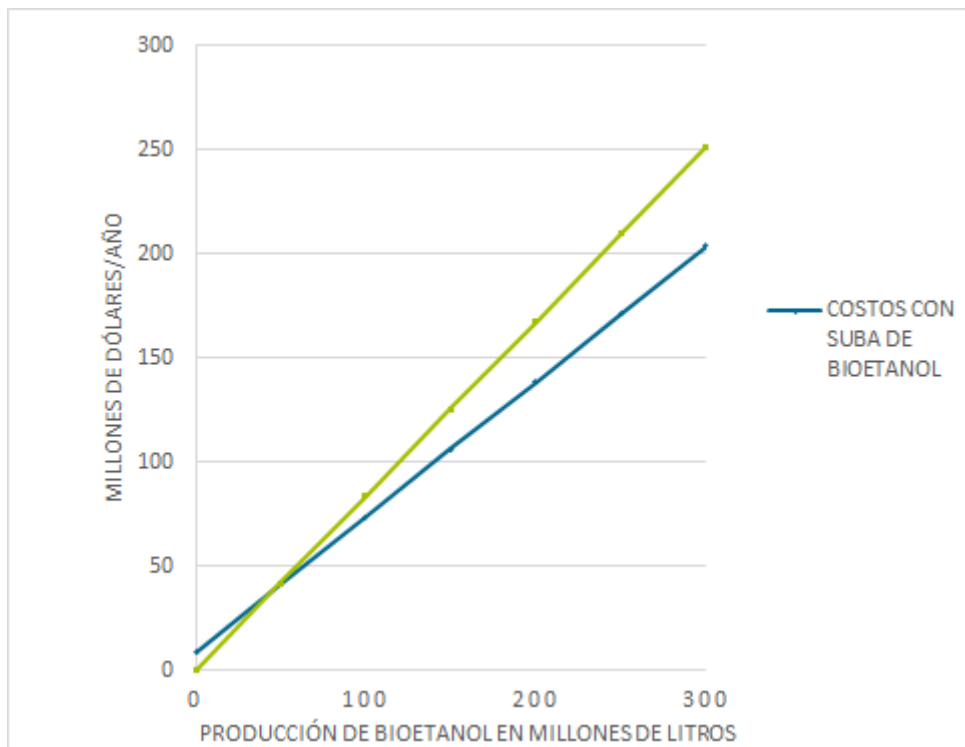


Figura 9.7. Carta económica de producción en caso de aumento del precio de venta

Por último, podría plantearse una situación que se adecúa más a la realidad de la industria: teniendo en cuenta una producción de biogás y la venta del dióxido de carbono producido a 17 \$/kg<sup>[117]</sup>. Dado que se desconocen la inversión y los costos que acarrearán ambas plantas, tanto la de biogás como la de CO<sub>2</sub>, se tomará este análisis conociendo su limitado alcance.

En el análisis preliminar de este nuevo escenario se reducen los costos de servicios a 9.956.077,09 USD/año trabajando a capacidad plena ya que la demanda de energía será cubierta por el biogás generado (121.515,6 m<sup>3</sup>/día) y el resto con gas natural. Los cálculos de dicha producción se encuentran en el Capítulo 7. Por otro lado los ingresos por ventas se ven aumentados debido a la venta de CO<sub>2</sub>, considerando que un 5% del dióxido producido se pierde en el proceso de recuperación del mismo. De este modo los ingresos por ventas resultan de 131.937.829,25 USD/año al 100% de utilización de la planta.

Para este caso se obtuvo una TIR de 36% y un tiempo de repago de 2,5 años, siendo la mejor de todas las situaciones planteadas con un nuevo punto de equilibrio para una producción de 20,15 millones de litros de etanol al año.

En la *Tabla 9.9* se encuentran resumidos los resultados del análisis realizado.

*Tabla 9.9: Comparación de distintas situaciones*

<b>Situación:</b>	<b>TIR [%]</b>	<b>n<sub>rp</sub>, [años]</b>	<b>Capacidad en punto de equilibrio (producción en millones de litros)</b>
<b>Caso Base</b>	-0,97	19,18	113,41
<b>Disminución de Servicios</b>	3	12,5	81,04
<b>Disminución de costos de MP</b>	11	7,1	47,98
<b>Aumento de precio de venta</b>	12	6,43	46,12
<b>Producción de biogás y CO<sub>2</sub></b>	36	2,54	20,15



## Cronograma

Si bien el proyecto es no rentable y no se recomienda avanzar, si de todas maneras se decide continuar, el cronograma propuesto es el siguiente:

Mes Inicio	Mes Terminación	Descripción de actividades
0	6	Ingeniería básica
		Movimiento de suelos y obras civiles
6	18	Ingeniería de detalle
		Montaje de equipos principales
		Montaje electromecánicos
18	26	Comisionamiento
		Pruebas de agua
		Puesta en marcha
26	30	Período de optimización de proceso hasta alcanzar condiciones nominales

Descripción de actividades	Inicio	Final	01/01/2019	01/02/2019	01/03/2019	01/04/2019	01/05/2019	01/06/2019	01/07/2019	01/08/2019	01/09/2019	01/10/2019	01/11/2019	01/12/2019	01/01/2020	01/02/2020	01/03/2020	01/04/2020	01/05/2020	01/06/2020	01/07/2020	01/08/2020	01/09/2020	01/10/2020	01/11/2020	01/12/2020	01/01/2021	01/02/2021	01/03/2021	01/04/2021	01/05/2021	01/06/2021	01/07/2021			
			Ingeniería básica	01/01/2019	01/07/2019	■	■	■	■	■	■																									
Movimiento de suelos y obras civiles																																				
Ingeniería de detalle																																				
Montaje de equipos principales	01/07/2019	01/07/2020																																		
Montaje electromecánicos																																				
Comisionamiento																																				
Pruebas de agua	01/07/2020	01/03/2021																																		
Puesta en marcha																																				
Período de optimización de proceso hasta alcanzar condiciones nominales	01/03/2021	01/07/2021																																		

## Conclusión

Tal y como se ha diseñado la planta de bioetanol el proyecto no es rentable para su ejecución. Sin embargo, a la hora de introducir prácticas como la producción de CO<sub>2</sub> junto con su venta y la producción de biogás para ser aprovechado como combustible, el proyecto resulta satisfactoriamente rentable. Si bien no se han tenido en cuenta ni la inversión ni los costos operativos de dichos procesamientos podría decirse que, en base al análisis de sensibilidad, el proyecto modificado podría llegar a ser rentable; y que se debería en una etapa más avanzada diseñar dichas sub-plantas a fin de determinar con un menor grado de incertidumbre la rentabilidad del proyecto.

## Anexo capítulo 9

### Cuadro tarifario del agua

El proveedor del agua es Aguas Rionegrinas: una empresa estatal que presta el servicio de agua potable en la provincia de Río Negro. El cuadro tarifario para establecer el valor de la compra de dicho servicio para industrias se presenta a continuación en la *Tabla 9.10*.

*Tabla 9.10: Cuadro tarifario de "Aguas Rionegrinas"*

Consumo en m3	Residencial	Comer. Ind. Clase I Categoría-A-Clase II	Comer. Ind. Clase II y III
De 0 a 30 m3	\$ 110,55	\$ 221,03	\$ 442,11
De 30 a 60 m3	5,09 \$/m3	5,09 \$/m3	5,09 \$/m3
De 60 a 90 m3	6,32 \$/m3	6,32 \$/m3	6,32 \$/m3
De 90 a 120 m3	7,40 \$/m3	7,40 \$/m3	7,40 \$/m3
Más de 120 m3	9,05 \$/m3	9,05 \$/m3	9,05 \$/m3

El costo del agua se calcula para un comercio industrial clase III, además se consideran los siguientes importantes a sumar en el precio final:

- 5% correspondiente a Ley 3928
- 21% correspondiente a IVA (21%)
- 1,22% correspondiente a Ley 25413

## Referencias

- [1]: Real Academia Española. Consultado el 12 de Marzo de 2018.  
<http://dle.rae.es/srv/search?m=30&w=sostenible>
- [2]: Redacción National Geographic. 5 de Septiembre de 2010. "Biocombustible".  
<http://www.nationalgeographic.es/medio-ambiente/biocombustible>
- [3]: Calzada, Julio. Di Yenno, Federico. 23 de Junio de 2017. "Capacidad de producción de etanol de Argentina no llega a 2% de la de EE.UU. Bolsa de Comercio de Rosario".  
[https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal\\_noticias.aspx?piDNoticia=664](https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal_noticias.aspx?piDNoticia=664)
- [4]: Henan Kingman Mechanical & Electrical Complete Plant Co., Ltd. "Todo sobre el Bioetanol". Consultado el 14 de Marzo de 2018.  
<http://www.refinaciondeaceites.com/aplicaciones-del-bioetanol.html>
- [5]: Porta Hnos. S.A. Fundado en 1882. <http://portahnos.com.ar/>
- [6]: Fundación Española para el Desarrollo de la Nutrición Animal. "Melazas de remolacha azucarera". Consultado el 13 de Marzo de 2018.  
[http://www.fundacionfedna.org/ingredientes\\_para\\_piensos/melazas-de-remolacha-azucarera](http://www.fundacionfedna.org/ingredientes_para_piensos/melazas-de-remolacha-azucarera)
- [7]: Fundación Española para el Desarrollo de la Nutrición Animal. "Pulpa de remolacha". Consultado el 13 de Marzo de 2018.  
[http://www.fundacionfedna.org/subproductos\\_fibrosos\\_humedos/pulpa-de-remolacha](http://www.fundacionfedna.org/subproductos_fibrosos_humedos/pulpa-de-remolacha)
- [8]: AB Azucarera Iberia S.L.U. Fundada en 1903. <https://www.azucarera.es>
- [9]: Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura. "Cultivos azucareros y edulcorantes y productos derivados". Consultado el 15 de Marzo de 2018.  
<http://www.fao.org/WAICENT/faoinfo/economic/faodef/FAODEFS/H34F.HTM>
- [10]: Ministerio de Energía y Minería. Secretaría de Planeamiento Energético Estratégico. Subsecretaría de Escenarios y Evaluación de Proyectos. Dirección Nacional de Información Energética. Tecnología de la Información. Consultado el 7 de Marzo de 2018  
<http://www.datos.gob.ar/dataset/estadisticas-biodiesel-bioetanol>
- [11]: Poyau, Jean-François. Jefe del Departamento de Comunicación - Secretaría General de Ministerios Económicos y Financieros (Francia). Consultado el 15 de Marzo de 2018.  
<https://www.prix-carburants.gouv.fr/recherche/>
- [12]: Iglesias Casanueva, Rebecca. Febrero de 2009. "Remolacha azucarera". Oficina de Estudios y Políticas Agrarias – ODEPA. Ministerio de Agricultura.  
<http://www.odepa.gob.cl/odepaweb/publicaciones/doc/2163.pdf>  
<http://www.odepa.gob.cl/odepaweb/publicaciones/doc/2364.pdf>
- [13]: Gutiérrez, María Jesús. 17 de Febrero de 2015. "42 euros por tonelada de remolacha es el precio medio asegurado hasta 2020". El norte de Castilla.

<http://www.elnortedecastilla.es/salamanca/201502/17/euros-tonelada-remolacha-precio-20150217120949.html>

[14]: AB Azucarera Iberia S.L.U. "Contratación de remolacha norte 2018-19". Consultado el 14 Marzo de 2018. [https://www.azucarera.es/agricola\\_informacion\\_precios.php#](https://www.azucarera.es/agricola_informacion_precios.php#)

[15]: InfoLEG: Ley 26.093 <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/115000-119999/116299/norma.htm>

[16]: Colegio de Abogados de la Ciudad de Buenos Aires: "EL MARCO REGULATORIO DE LOS BIOCOMBUSTIBLES EN LA REPÚBLICA ARGENTINA" por Gustavo Topalian y Tomás Lanardonne.

<http://www.colabogados.org.ar/larevista/pdfs/id12/marco-regulatorio-biocombustibles.pdf>

[17]: InfoLEG: Ley 26.334 <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/135000-139999/136339/norma.htm>

[18]: INTA: Marco legal para la producción de bioetanol en Argentina Resoluciones 1293/98 y 1294/2008 de la Secretaría de Energía. [https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-bc-inf-13-08\\_marco\\_legal.pdf](https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-bc-inf-13-08_marco_legal.pdf)

[19]: InfoLEG: Decreto 450/2013

<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/215000-219999/218395/norma.htm>

[20]: InfoLEG: Decreto 543/2016

<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/255000-259999/259942/norma.htm>

[21]: Zamora24horas.com. 20 de septiembre de 2013. 6.000 Hectáreas de remolacha para la planta de bioetanol de Barcial del Barco. <http://www.zamora24horas.com/texto-diario/mostrar/816582/6000-hectareas-remolacha-planta-bioetanol-barcial-barco>

[22]: Consumos para plantas de bioetanol.

<https://drive.google.com/drive/folders/1zrzG6RoLWBmvFy82VDptlkvNG7jV8Swp>

[23]: Asociación Federal de la Industria Alemana de Bioetanol eV. <https://www.bdbe.de/bioethanol/verfahren>

[24]: ALCONOA. <http://www.alconoa.com.ar/Proceso.html>

[25]: Comercializadora Jiquilpan / Destiladora del Noroeste. Empresa productora de alcohol etílico (México) <http://www.comercializadorajiquilpan.com/Como-trabaja-DENOSA--38>.

[26]: De Smet Engineers & Contratos. <http://www.dsengineers.com/es/sectores-de-actividades/azucar-y-bio-etanol/produccion-de-bioetanol/proceso-ascendente.html>

[27]: Universidad Nacional de Colombia. "Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de Caña azucarera, remolacha azucarera y maíz." Alan Didier Pérez Ávila 304527

<https://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluacion-del-proceso-de-produccion-de-etanol-carburante-a-partir-de-cac3b1a-azucarera-remolacha-azucarera-y-mac3adz.pdf>

[28]: Río Negro Online “Hace 80 años nació el ingenio san lorenzo en general conesa” por Héctor Pérez Morando.

<http://www1.rionegro.com.ar/diario/tools/imprimir.php?id=19429>

[29]: Agencia Digital de Noticias “Aseguran que una bomba e intereses económicos destruyeron el ingenio azucarero”.

<https://www.adnrionegro.com.ar/2013/05/aseguran-que-una-bomba-e-intereses-economicos-destruyeron-el-ingenio-azucarero/>

[30]: Congreso Nacional Cámara de senadores: Sesiones ordinarias de 2005 - Orden del día n° 1571 [www.senado.gov.ar/parlamentario/parlamentaria/7222/downloadOrdenDia](http://www.senado.gov.ar/parlamentario/parlamentaria/7222/downloadOrdenDia)

[31]: Lehninger. Ediciones Omega. “Principios de Bioquímica” 5ta Edición. Capítulos 12 y 22.

[32]: Instituto Cubano de Investigaciones sobre los Derivados de la Caña de Azúcar . “Levadura Saccharomyces cerevisiae y la producción de alcohol”.

<http://www.redalyc.org/html/2231/223148420004/>

[33]: Ingeniería, investigación y tecnología. Vol.8 no.4, México oct./dic. 2007 “Fermentación alcohólica: Una opción para la producción de energía renovable a partir de desechos agrícolas”

[34]: Universidad de Novi Sad “Kinetic modelling of batch ethanol production from sugar beet raw juice”

[https://drive.google.com/file/d/1rhRrN\\_D3R842puITP6uNEBrBxFCwPBSc/view](https://drive.google.com/file/d/1rhRrN_D3R842puITP6uNEBrBxFCwPBSc/view)

[35]: Tabacal Agroindustria “Elaboración De Alcohol Etilico”

[https://www.tabacal.com.ar/files/ELABORACION\\_ALCOHOL.pdf](https://www.tabacal.com.ar/files/ELABORACION_ALCOHOL.pdf)

[36]: Universidad de Sevilla. Abril de 2011. “Modelado Y Simulación De Una Planta De Producción De Etanol Por Hidratación Directa De Etileno”

[http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20241/fichero/Proyecto+fin+de+Carrera\\_Germ%C3%A1n+Gonz%C3%A1lez+Gil%252FPFC\\_Germ%C3%A1n\\_Gonz%C3%A1lez\\_Gil.pdf](http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20241/fichero/Proyecto+fin+de+Carrera_Germ%C3%A1n+Gonz%C3%A1lez+Gil%252FPFC_Germ%C3%A1n_Gonz%C3%A1lez_Gil.pdf)

[37]: Universidad Nacional Mayor de San Marcos. 2004. “Hidrólisis Enzimática Del Almidón”

<http://revistasinvestigacion.unmsm.edu.pe/index.php/quim/article/viewFile/4685/3758>

[38a]: Voet, D. Voert, J., Pratt, C. 2009. “Fundamentos de Bioquímica”. 2<sup>DA</sup> edición. Editorial médica Panamericana S.A.

[38b]: Universidad nacional de Colombia. “Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de Caña azucarera, remolacha azucarera y maíz”.

<https://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluac3b3n-del-proceso-de-producc3b3n-de-etanol-carburante-a-partir-de-cac3b1a-azucarera-remolacha-azucarera-y-mac3adz.pdf>

[39]: Departamento de Ingeniería química de la Universidad de Diponegoro. “ Bioethanol Manufacturing”

<http://tekim.undip.ac.id/staf/istadi/files/2009/05/topik7.pdf>

[40]: Worcester Polytechnic Institute. Abril del 2010 . “Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis”

[https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol from Sugar Beets - A Process and Economic Analysis.pdf](https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol_from_Sugar_Beets_-_A_Process_and_Economic_Analysis.pdf)

[41]: Flottweg Separation Technology. “Centrifugas, prensas banda y sistemas flottweg para una eficiente separación sólido-líquido”

[https://www.flottweg.com/fileadmin/user\\_upload/data/pdf-downloads/Zentrifugen\\_Bandpressen\\_Systeme\\_ES.pdf](https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Zentrifugen_Bandpressen_Systeme_ES.pdf)

[42]: I. Dalmolin, E. Skovroinski, A. Biasi, M.L. Corazza, C. Dariva, J. Vladimir Oliveira. Marzo del 2006. “Solubility of carbon dioxide in binary and ternary mixtures with ethanol and water”

<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378381206002020>

[43]: Iván D. Gil, Jorge M. Gómez, Gerardo Rodríguez. Junio del 2012. “Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer”

<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0098135412000166>

[44]: Ana María Uyazán, Ivan Darío Gil, Jaime Aguilar, Gerardo Rodríguez y Luis A. Caicedo. “Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol extractiva: Simulación del proceso con glicerol”

<http://www.scielo.org.co/pdf/iei/v26n1/v26n1a06.pdf>

[45]: Ana María Uyazán, Ivan Darío Gil, Jaime Aguilar, Gerardo Rodríguez y Luis A. Caicedo. Noviembre 2004. “Deshidratación del etanol”

[https://www.researchgate.net/publication/265907506\\_Ethanol\\_Dehydration](https://www.researchgate.net/publication/265907506_Ethanol_Dehydration)

[46]: Paola A. Bastidas, Iván D. Gil, Gerardo Rodríguez. “Comparison of the main ethanol dehydration technologies through process simulation”

[https://www.researchgate.net/publication/266414738\\_Comparison\\_of\\_the\\_Main\\_Ethanol\\_Dehydration\\_Technologies\\_through\\_Process\\_Simulation](https://www.researchgate.net/publication/266414738_Comparison_of_the_Main_Ethanol_Dehydration_Technologies_through_Process_Simulation)

[47]: Universidad de Santiago de Chile. Enero del 2005 . “Esquema tecnológico integral de la producción de bioetanol carburante”

[https://www.researchgate.net/publication/38975441\\_Esquema\\_tecnologico\\_integral\\_de\\_la\\_produccion\\_de\\_bioetanol\\_carburante](https://www.researchgate.net/publication/38975441_Esquema_tecnologico_integral_de_la_produccion_de_bioetanol_carburante)

[48]: Fu-Ming Lee y Robert H. Pahl. Abril del 1984. “Solvent Screening Study and Conceptual Extractive Distillation Process To Produce Anhydrous Ethanol from Fermentation Broth”

<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i200028a029?journalCode=iepdaw>

[49]: Guangzhou Kaoking Chemical Co. Precio industrial de Glicerina para Abril 2018.  
<https://spanish.alibaba.com/product-detail/competitive-price-crude-glycerine-60580897792.html?spm=a2700.8699010.29.7.3a4f1152vdrvvp&s=p>

[50]: Ministerio de Agroindustria Argentino. Noviembre 2017. “Informativo mensual de biocombustibles y productos relacionados con su elaboración. Noviembre de 2017”  
[https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/\\_archivos//000001\\_Informe%20Biocombustibles%202017/000011\\_Informe%20biocombustibles%20\(noviembre%202017\).pdf](https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/_archivos//000001_Informe%20Biocombustibles%202017/000011_Informe%20biocombustibles%20(noviembre%202017).pdf)

[51]: National Institute of Standards and Technology (Nist)  
<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C64175&Mask=4#Thermo-Phase>

[52]: Juan Manuel Vargas Ramírez, Darrin M. Haagensohn, Shafiqur Rahman, Dennis P. Wiesenborn, Juan Manuel Vargas López. Epistemus “Cambio en azúcares fermentables en la remolacha azucarera almacenada en atmósferas aerobia y anaerobia para la producción de etanol”  
[http://www.epistemus.uson.mx/revistas/articulos/16-art3\\_azucaresenlaremolacha.pdf](http://www.epistemus.uson.mx/revistas/articulos/16-art3_azucaresenlaremolacha.pdf)

[53]: Mike May. Farmers Academy. “Sugar beet: planning for harvest”.  
<https://www.fwi.co.uk/academy/lesson/sugar-beet-planning-for-harvest>

[54]: Ministerio de Agricultura, Gobierno de Chile. “Informe cosecha de remolacha y achicoria, temporada 2009-2010 y contratación siembras temporada 2010-2011”.  
<http://www.odepa.gob.cl/odepaweb/publicaciones/doc/2386.pdf>

[55]: Baquero Franco, Jose. Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, Dirección general de investigación y capacitación agrarias. “La industria del azúcar de remolacha”.  
[http://www.innovacion.gob.sv/inventa/attachments/article/2281/hd\\_1987\\_08.pdf](http://www.innovacion.gob.sv/inventa/attachments/article/2281/hd_1987_08.pdf)

[56]: Rónanth Zavaleta Mercado. Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias Exactas e Ingeniería, Universidad Católica Boliviana San Pablo, Av. 14 de Septiembre 4807, Obrajes-Zona Sur, La Paz - Bolivia. “Preparación de jarabes de sacarosa mediante mediciones volumétricas”.  
[http://www.scielo.org.bo/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1683-07892011000100006](http://www.scielo.org.bo/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1683-07892011000100006)

[57a]: Sociedad Cooperativa General Agropecuaria ACOR. Disponible en:  
<http://www.cooperativaacor.com/es/extraccion/art/189/>

[57b]: GORDON A. HILL, University of Waterloo and CAMPBELL W. ROBINSON “Minimum Tank Volumes For CFST Bioreactors in Series”

[58a]: Shijie Liu, Elsevier, Second Edition “Bioprocess Engineering Kinetics, Sustainability, And Reactor Design”.

[58b] P. A. Ramachandran, R. V. Chaudhari, Gordon and Breach Science Publishers, 1983. Capítulo 9 “Three-phase catalytic reactors”.

[59a]: A. A. Flores Hernández, M. Flores Montiel, J. Reyes Reyes, C. M. Astorga Zaragoza. Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico-CENIDET, Mexico, 2013. "Diseño y modelado de un biorreactor tipo batch y continuo para aplicaciones de, control automático"

[59b]: Mohammad Emal Qazizada, International Conference on Manufacturing Engineering and Materials, ICMEM 2016, 6-10 June 2016, Nový Smokovec, Slovakia "Design of a batch stirred fermenter for ethanol production".

[60]: Ryan Z. Davis, Utah State University, 2010 "Design and Scale-Up of Production Scale Stirred Tank Fermentors"

[61]: D. García-Cortés \*, U. Jáuregui-Haza, Departamento de Desarrollo Tecnológico y Centro de Química Farmacéutica, Habana, 2006, "Hidrodinámica en tanques agitados con turbinas de disco con paletas planas"

[62]: Pauline M. Doran, Bioprocess Engineering Principles.

[63]: G. Rayner-Canham, 2ª Edición, Editorial Prentice Hall, México, 2000, p.p. 558-559. "Química Inorgánica Descriptiva"

[64]: P. Atkins, 6th Edition, W. H. Freeman and Company, New York, 1998, p.p. 922-929. "Physical Chemistry"

[65]: Vladimir Castillo Uribe, Universidad Del Bío-bío, 2013. "Diseño Y Cálculo De Un Agitador De Fluidos "

[66]: «Provincia de Río Negro - Clima Y Meteorología: Datos Meteorológicos y Pluviométricos». Secretaría de Minería de la Nación (Argentina).  
<https://web.archive.org/web/20141102003530/http://www.mineria.gob.ar/estudios/irn/rionegro/estacionesmeteorol%C3%B3gicas2.asp>

[67]: Donald Q. Kern, McGraw-Hill, Trigésima primera reimpresión, México 1999 "Procesos de transferencia de calor"

[68]: GTM. Enero 2017. Ficha de datos de seguridad. Glicerina.  
<http://www.gtm.net/images/industrial/g/GLICERINA.pdf>

[69]: PRODUCTOS OPPAC, S.A. 31/10/2012. Hoja de seguridad glicerina.  
<http://www.oppac.es/fds/Glicerina.pdf>

[70]: Massimiliano Errico, Ben-Guang Rong. Mayo 2012. "Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation".  
<https://drive.google.com/file/d/1QdUxt1KFvGeYL4Kg6CJsAFDKBk7eqiWV/view>

[71]: Tolvas Pesadoras para Pesaje Continuo marca Costa:  
<http://www.basculascosta.com/producto/tolvas-pesadoras-para-pesaje-continuo/>



[72]: Ministerio de Medio Ambiente de España.2002 "Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del sector azucarero":

<http://www.prtr-es.es/data/images/Gu%C3%ADa%20MTD%20en%20Espa%C3%B1a%20Sector%20Azucarero-31DF991C9191CEC9.pdf>

[73]: Universidad de Cádiz. 2010."Planta de Producción de jarabe de azúcar a partir de remolacha azucarera":

[https://drive.google.com/file/d/1q7uKlouwc45\\_L6fs83ibZNgBzrWjFERM/view?usp=sharing](https://drive.google.com/file/d/1q7uKlouwc45_L6fs83ibZNgBzrWjFERM/view?usp=sharing)

[74]: Tambor Lavador marca Maguin:

<https://maguin.com/en/activities/sugar/washing/drum-finishing-washer/>

[75]:Universidad de Sevilla. 2017. " Instalaciones Necesarias en una Planta Azucarera":

<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/91520/fichero/%C3%BAltima+versi%C3%B3n+tfq.pdf>

[76a]: Mosen Asadi, John Wiley & Sons, Inc. 2007. Capítulo 3. "Beet-Sugar Handbook"

[76b]: Universidad de Granada. "Diseño Del Sistema De Tuberías Y Cálculo De Las Bombas":

<https://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/q/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf>

[77]: Tablas de medidas y pesos en cañerías de acero:

<http://www.fastpack.cl/Catalogo-Aceros-Fastpack.pdf>

[78a]: Página de GRUNDFOS para dimensionamiento de bombas:

<https://product-selection.grundfos.com/front-page.html?pumpsystemid=428134458&qcid=342976037>

[78b]: Selfiltra. Purificación de Fluidos. Ósmosis Inversa

<http://www.sefiltra.com/osmosis-inversa-purificacion-agua.php>

[78c]: Universidad Politécnica de Madrid. "Aplicación de un tratamiento biológico a las aguas residuales provenientes de una destilería de alcohol de caña, utilizando un reactor UASB"

[http://oa.upm.es/14797/1/Cinthy\\_a\\_Sosa\\_Villalobos.pdf](http://oa.upm.es/14797/1/Cinthy_a_Sosa_Villalobos.pdf)

[78d]: Ing. Ruth Rodriguez Area Efluentes líquidos y sólidos INTI – INGENIERIA

AMBIENTAL."Caracterización y tratamiento de efluentes líquidos y tratamiento de efluentes líquidos en la Industria Láctea"

<https://www.inti.gob.ar/lacteos/pdf/caracterizacion.pdf>

[78e]: Yaniris Lorenzo-Acosta, Antonio Valdés-Delgado, Fidel Domenech-López, Lixis Rojas-Sariol, Felipe Eng-Sánchez. Cuba. Cálculos técnicos en el diseño de una planta de biogás. Caso de estudio "Tratamiento de vinazas de destilerías en reactores UASB"

<http://www.redalyc.org/html/2231/223131465004/>

[78f]:William Orozco. "Destilación al Vacío de Etanol usando Bomba Chorro"

<https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/5062983.pdf>

[79]: Temperatura del agua de Río Negro.

<http://dpa.gov.ar/cgi-sys/suspendedpage.cgi>

[80]: Coronel Toro, Juan Francisco. Pérez-Lombard Martín de Oliva, Luis. Universidad de Sevilla. Septiembre 2016. "Colección de Tablas, Gráficas y Ecuaciones de Transmisión de Calor". [http://www.esi2.us.es/~jfc/Descargas/TC/Coleccion\\_tablas\\_graficas\\_TC.pdf](http://www.esi2.us.es/~jfc/Descargas/TC/Coleccion_tablas_graficas_TC.pdf)

[81]: Cao, Eduardo, 1983, "*Intercambiadores de calor*", Buenos Aires, Argentina.

[82]: Bosch Industriekessel GmbH. Catálogo de Calderas de vapor. [https://www.bosch-thermotechnology.com/ocs\\_media/es\\_ES/media/M%C3%A1s%20informaci%C3%B3n%20en%20nuestro%20folleto%20de%20calderas%20de%20vapor.pdf](https://www.bosch-thermotechnology.com/ocs_media/es_ES/media/M%C3%A1s%20informaci%C3%B3n%20en%20nuestro%20folleto%20de%20calderas%20de%20vapor.pdf)

[83]: Bosch Industriekessel GmbH. Catálogo de Calderas de vapor. [https://www.bosch-thermotechnology.com/es/media/country\\_pool/Iss\\_es/industrial/service/catalogues/bosch\\_industrial\\_folleto\\_calderas\\_de\\_vapor.pdf](https://www.bosch-thermotechnology.com/es/media/country_pool/Iss_es/industrial/service/catalogues/bosch_industrial_folleto_calderas_de_vapor.pdf)

[84]: Gasóleos Baymar. 24 Julio 2017. "GASOIL Y GASÓLEO: ¿ES LO MISMO?".

<http://www.exclusivasbaymar.com/2017/07/24/gasoil-gasoleo-diferencias/>

[85]: Disa Corporación Petrolífera, S.A. Enero 2006. Ficha de datos de seguridad Gasoil Industrial. [https://www.disagrupo.es/assets/static/productos/FDS\\_09DISA.pdf](https://www.disagrupo.es/assets/static/productos/FDS_09DISA.pdf)

[86]: Ministerio de Energía - Presidencia de la Nación. "Tabla de conversiones energéticas".

<http://www.energia.gob.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=3622>

[87]: Robert Bosch Ltda. Catálogo de caldera de vapor ZFR. [https://www.bosch-climate.co/files/CALDERA\\_DE\\_VAPOR\\_ZFR\\_CO.pdf](https://www.bosch-climate.co/files/CALDERA_DE_VAPOR_ZFR_CO.pdf)

[88a]: Karen Cagua, Andrés Amell, Luis Olmos. 2011 "Estudio comparativo entre las propiedades de combustión de la mezcla biogás-aire normal y biogás-aire enriquecido con oxígeno"

<https://revistas.unal.edu.co/index.php/ingenv/article/download/20561/21596>

[88b]: Eberhard Franz. "Comparativa de caldera pirotubular y caldera acuotubular".

[https://www.bosch-industrial.com/files/fb013\\_sp.pdf](https://www.bosch-industrial.com/files/fb013_sp.pdf)

[89]: Repsol, "GUÍA PARA LA REALIZACIÓN DE ESTUDIOS HAZOP (Hazard and Operability Analysis)". 12 de febrero de 2007.

[90]: ACHS Asociación Chilena de Seguridad, ANÁLISIS HAZOP/LOPA Carlos Cataluña Montejo, 25 de Noviembre de 2014.

[https://lookaside.fbsbx.com/file/Seguridad%20de%20procesos\\_HazOp.pdf?token=AWy99Ts\\_nkgyMjMxPZMI8aYfNE\\_oUQ84tL5n0i7wY3vhl\\_XJ7RI9XJ62zGigoTwimpOvN7fvDM8z-UQWs2UT3zYQQpf\\_AP3DUall\\_nukqZAHpddZK-tJwhqJWw7Smp0YCCJaLEtMSZNTssxGXd6b2X3zpiRSqAFM1qLkC1gQSKk4yw](https://lookaside.fbsbx.com/file/Seguridad%20de%20procesos_HazOp.pdf?token=AWy99Ts_nkgyMjMxPZMI8aYfNE_oUQ84tL5n0i7wY3vhl_XJ7RI9XJ62zGigoTwimpOvN7fvDM8z-UQWs2UT3zYQQpf_AP3DUall_nukqZAHpddZK-tJwhqJWw7Smp0YCCJaLEtMSZNTssxGXd6b2X3zpiRSqAFM1qLkC1gQSKk4yw)

[91]: Romina D. Calvo Olivares, Selva S. Rivera, Jorge E. Núñez Mc Leod. "Database for accidents and incidents in the fuel ethanol industry". 29 de octubre de 2015.

[92]: Hao Wu, Igor Peñarrubia, Lin Cui, Jinsong Zhao. "Process safety management considerations for biofuel production."

<https://drive.google.com/drive/folders/1ixHhfsijDoqE4rAAw6C3wcorZCMdenzn>

[93]: Delga S.A. "Materiales para áreas clasificadas".

[94]: Jesús Fernández Alcaide. "INSPECCIÓN Y REPARACIÓN DE EQUIPOS EN ZONAS CLASIFICADAS ATEX". 27 de mayo de 2016.

[95]: SreeRaj Nair, Principal Engineer, Risktec Solutions, Aberdeen, UK, 2011, IchemE "IDENTIFYING AND MANAGING PROCESS RISKS RELATED TO BIOFUEL PROJECTS AND PLANTS"

[https://www.icheme.org/~media/Documents/Subject%20Groups/Safety\\_Loss\\_Prevention/Hazards%20Archive/XXII/XXII-Paper-49.pdf](https://www.icheme.org/~media/Documents/Subject%20Groups/Safety_Loss_Prevention/Hazards%20Archive/XXII/XXII-Paper-49.pdf)

[96]: Municipalidad de General Conesa

<https://www.generalconesa.gob.ar/content/el-municipio-y-el-endecon-continuan-trabajando-para-la-instalacion-del-parque-industrial>

[97]: ORDENANZA N° 2.400/17 "Creando Parque Industrial de General Conesa"

[https://docs.google.com/document/d/1vqrotpaJ5jVSovLyUAoz\\_isjfqkTioIMHAggqxU4BaE/edit](https://docs.google.com/document/d/1vqrotpaJ5jVSovLyUAoz_isjfqkTioIMHAggqxU4BaE/edit)

[98]: Future Directions for the Beet Sugar Industry:

<https://www.bsdf-assbt.org/wp-content/uploads/2017/04/Vol31p305to342FutureDirectionsfortheSugarBeetIndustry.pdf>

[99]: U.S. Department of Energy. 2002. H.P. Loh "Process Equipment Cost Estimation Final Report".

<https://www.osti.gov/servlets/purl/797810/>

[100]: 1989.D.E. Garret "Chemical engineering economics."

<https://drive.google.com/file/d/1gpztc8wwyidGSKIDZN8Cum1ZWV-yDev/view?usp=sharing>

[101]: Norwegian University of Science and Technology:

[http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci\\_2011\\_py.pdf](http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf)

[102]: Calculadora de Flete:

<http://worldfreightrates.com/es/freight#>

[103]: Catálogo Cross Beet Washing Machinery Range:

[https://docs.wixstatic.com/ugd/e66f82\\_b18cf5dfad014d0c94b091d949835018.pdf](https://docs.wixstatic.com/ugd/e66f82_b18cf5dfad014d0c94b091d949835018.pdf)

[104]: Octubre 2006"El grupo francés Tereos inaugura la mayor fábrica de bioetanol de remolacha del mundo" <http://www.cesefor.com/noticias/el-grupo-frances-tereos-inaugura-la-mayor-fabrica-de-bioetanol-de-remolacha-del-mundo>

[105]: Ministerio de energía presidencia de la Nación. Precio de Bioetanol:  
[https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte\\_precios\\_bioetanol.php](https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php)

[106]: Azucarera garantiza un precio de base de la remolacha de 25,45 euros/tn", "Azucarera garantiza un precio de base de la remolacha de 25,45 euros/tn"  
[:https://www.lavanguardia.com/vida/20170208/414153497736/azucarera-garantiza-un-precio-de-base-de-la-remolacha-de-2545-eurostn.html](https://www.lavanguardia.com/vida/20170208/414153497736/azucarera-garantiza-un-precio-de-base-de-la-remolacha-de-2545-eurostn.html)  
<https://www.elnortedecastilla.es/salamanca/201502/17/euros-tonelada-remolacha-precio-20150217120949.html>

[107a]: Precios de Glicerina Industrial:  
<https://www.quiminet.com/productos/glicerina-industrial-11623632802/precios.htm>

[107b]:Alibaba, Precio de saccharomyces cerevisiae:  
[https://www.alibaba.com/product-detail/Good-yeast-saccharomyces-cerevisiae-lowest-price\\_60747381329.html?spm=a2700.7724857.normalList.1.e1b23d4dUpM8AE&s=p](https://www.alibaba.com/product-detail/Good-yeast-saccharomyces-cerevisiae-lowest-price_60747381329.html?spm=a2700.7724857.normalList.1.e1b23d4dUpM8AE&s=p)

[108]: Calculadora de Flete  
<http://worldfreightrates.com/es/freight#>

[109a]: Hapag Lloyd, Contenedor 45' Standard High Cube:  
<https://www.hapag-lloyd.com/es/products/fleet/container/45-standard-high-cube.html>

[109b]: Aguas Rionegrinas. Régimen Tarifario:  
<http://aguasrionegrinas.com.ar/joomla/index.php/quienes-somos/tarifas>

[110]:Poballe, Precio de Remolacha prensada:  
<https://www.poballe.com/alimentacionanimal/home/88-pulpa-de-remolacha-prensada.html>

[111a]: Bio Etanol Rio Cuarto S.A.  
<http://www.bio4.com.ar/empresa/nuestra-planta/>

[111b]: Federación Argentina De Trabajadores De Industrias Químicas Y Petriquímicas, Escala Salarial Química 2018-2019:  
<http://federacionquimica.org.ar/escala-salarial-quimica-2018-2019/>

[112a]: Aguas Rionegrinas. Régimen Tarifario:  
<http://aguasrionegrinas.com.ar/joomla/index.php/quienes-somos/tarifas>

[112b]: Cross Agricultural Engineering Ltd., Cross Beet Washing:  
[https://docs.wixstatic.com/ugd/e66f82\\_b18cf5dfad014d0c94b091d949835018.pdf](https://docs.wixstatic.com/ugd/e66f82_b18cf5dfad014d0c94b091d949835018.pdf)

[113]: Edersa, Cuadro Tarifario Provisorio:

<http://www.edersa.com.ar/V3.0/wp-content/uploads/2018/08/CT-Agosto-October-2018.pdf>

[114]: Ministerio de Energía y Minería, Precios de Gas Natural - Res 1/2018:

<https://apps.se.gob.ar/viz/pgas.php>

[115]: Febrero Vicente Merino, Procedimiento de obtención de bioetanol en una planta azucarera.

<https://patents.google.com/patent/WO2007082976A1/es>

[116]: Viedma, 29 de diciembre de 2010, LEY 4.618 (Pcia. de Río Negro) (p.p.):

<http://data.triviasp.com.ar/files/parte3/lrnegro4618.htm>

[117]: Consulta técnica realizada a Antares