

TRABAJO FINAL

INGENIERÍA QUÍMICA

DE NIGRIS, Giselle
SOLARI, Carolina

“DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE BIOETANOL A BASE DE MAÍZ”



AÑO 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/).

*A todos los que nos acompañaron,
a su manera, durante los años de carrera.
A ustedes, muchas gracias.*

ÍNDICE

PRESENTACIÓN DEL PROYECTO	1
CAPÍTULO 1: ESTUDIO DE MERCADO E INFORMACIÓN GENERAL DEL BIOETANOL.....	3
1.1. Introducción	4
1.1.1. Bioetanol	5
1.1.2. Ventajas y desventajas	5
1.1.3. Industria	7
1.2. Procesos de producción de bioetanol a partir de maíz	9
1.2.1. Molienda en seco	10
1.2.2. Molienda húmeda	12
1.3. Usos y aplicación de subproductos	14
1.3.1. Molienda húmeda (3).....	15
1.3.2. Molienda seca (2)	14
1.4. Datos macro.....	15
1.5. Marco legal	17
1.5.1. Reglamentación en Argentina	17
1.6. Potenciales clientes	20
1.6.1. Nacionales	20
1.6.2. Extranjeros	22
1.7. Principales competidores de los productos y los subproductos	23
1.8. Materia prima principal: maíz	24
1.8.1. Precio del maíz	26
1.9. Consumo de bioetanol en el país y en el mundo	27
1.10. Precios en el mercado interno y externo	28
1.11. Capacidad de producción instalada.....	30
1.11.1. En el mundo	30
1.11.2. En Argentina	30
1.12. Ubicación de la planta	31
1.13. Justificación del proyecto	34

CAPÍTULO 2: ANÁLISIS DE LA REACCIÓN BIOQUÍMICA	37
2.1. Introducción	38
2.2. Sistemas de reacciones.....	38
2.3. Opciones de proceso	39
2.4. Almidón	40
2.5. Hidrólisis	40
2.6. Fermentación.....	42
2.7. Modelo de reacción.....	43
2.8. Condiciones óptimas	47
2.9. Parámetros termodinámicos	51
2.10. Análisis preliminar del reactor.....	54
 CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE PRE/POST TRATAMIENTOS Y SEPARACIONES	 55
3.1. Introducción	56
3.2. Pre-tratamiento	56
3.2.1. Desgranadora	57
3.2.2. Almacenamiento	57
3.2.3. Molienda	58
3.2.4. Puré	59
3.3. Post-tratamiento	60
3.3.1. Levadura	60
3.3.2. Dióxido de carbono	61
3.4. Tratamiento corriente de salida del reactor	62
3.4.1. Purificación del bioetanol.....	63
3.4.2. Recuperación de los DDGS	72
 CAPÍTULO 4: DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES DE MASA DE LA PLANTA	 74
4.1. Introducción	75
4.2. Capacidad de diseño de la planta	75
4.3. Descripción general del proceso	76
4.3.1. Diagrama de flujo	76

4.4. Composiciones de caudales.....	77
4.5. Balance global de la planta.....	89
CAPÍTULO 5: DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES	91
5.1. Introducción	92
5.2. Estudio preliminar de los reactores.....	93
5.2.1. Tipo de operación.....	93
5.2.2. Tipo de reactor	94
5.3. Diseño del sistema de reactores.....	95
5.3.1. Balances de masa	95
5.3.2. Condiciones de operación	96
5.3.3. Resultados obtenidos	98
5.3.4. Materiales de los reactores.....	99
5.4. Sistema de agitación.....	101
5.4.1. Cálculo de la potencia consumida	103
5.5. Diseño térmico	105
5.5.1. Calor de reacción.....	108
5.5.2. Calor de agitación.....	109
5.5.3. Calor de convección	109
5.5.4. Diseño del serpentín	111
5.5.5. Calor total a remover	111
5.5.6. Agua de refrigeración	111
5.5.7. Sistema de refrigeración	111
5.6. Sistema de control.....	114
CAPÍTULO 6: DISEÑO SISTEMAS DE SEPARACIÓN.....	118
6.1. introducción.....	119
6.2. Columna de lavado de dióxido de carbono	119
6.2.1. Diseño.....	120
6.3. Sistema de purificación del etanol	122
6.3.1. Cálculos preliminares	123
6.3.2. Análisis del sistema clásico.....	124
6.3.3. Re arreglos para el sistema de purificación de etanol	130

6.3.4. Conclusión	136
CAPÍTULO 7: EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	138
7.1. Introducción	139
7.2. Primera parte: puré	139
7.2.1. Bombas y cañerías.....	140
7.2.2. Desgranadora	140
7.2.3. Transporte por elevadores de cangilones	141
7.2.4. Transportador de tornillo flexible	141
7.2.5. Molino de martillo.....	142
7.2.6. Intercambiador de calor 1	144
7.2.7. Intercambiador de calor 2	145
7.2.8. Mezcladora.....	145
7.2.9. Tanque de activación de levadura.....	146
7.3. Segunda parte: Sistemas de reactores	146
7.3.1. Bombas y cañerías.....	147
7.3.2. Válvulas de control	148
7.4. Tercera parte: Columna de lavado de CO ₂	148
7.4.1. Bombas y cañerías.....	149
7.5. Cuarta parte: Sistema de purificación del etanol	149
7.5.1. Bombas y cañerías.....	151
7.5.2. Compresor	151
7.5.3. Válvula de expansión.....	152
7.5.4. Condensadores.....	152
7.5.5. Almacenamiento del bioetanol	156
7.6. Quinta parte: Recuperación de los DDGS.....	157
7.6.1. Bombas y cañerías.....	158
7.6.2. Separador centrífugo.....	159
7.6.3. Transportador de tornillo flexible	160
7.6.4. Evaporador	160
7.6.5. Caldera del evaporador	162
7.6.6. Líquido condensado de evaporadores	163
7.6.7. Compresores	164
7.6.8. Utilización del vapor en el sistema de purificación de etanol	165

7.6.9. Mezcladora.....	167
7.6.10. Secador.....	168
7.6.11. Almacenamiento de los DDGS.....	168
7.7. Integración energética: Análisis Pinch.....	169
7.7.1. Intercambiadores de calor	172
7.8. Sistema de enfriamiento	176
7.9. Aire comprimido.....	177
7.10. Balance energético	178
7.11. Comparación con otras plantas.....	178
CAPÍTULO 8: RECUPERACIÓN DE CO₂ Y GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA.....	180
8.1. Introducción	181
8.2. Dióxido de Carbono	181
8.2.1. El mercado del CO ₂ recuperado	181
8.2.2. Proceso de recuperación del CO ₂	183
8.2.3. Balance de suministros requeridos	198
8.3. Generación de energía a partir de desechos del maíz	199
8.3.1. Cálculo de la energía generada	200
8.3.2. Bombas y cañerías.....	202
8.3.3. Caldera	202
8.3.4. Filtro	203
8.3.5. Turbina	203
8.3.6. Transformador.....	204
8.3.7. Condensador	204
8.3.8. Torre de enfriamiento	205
8.3.9. Desaireador	206
8.3.10. Balance energético.....	206
8.4. Balance energético total.....	206
CAPÍTULO 9: ANÁLISIS ECONÓMICO	208
9.1. Justificación del proyecto	209
9.2. Costo de inversión-CapEx	210
9.2.1. INVERSIÓN FIJA TOTAL (IFT)	210

9.2.2. Inversión en capital de trabajo (Iw).....	214
9.2.3. Inversión total (It).....	214
9.3. Costos de producción-OpEx.....	214
9.3.1. Costos variables.....	215
9.3.2. Costos Fijos.....	218
9.3.3. Costo total de producción	219
9.4. Ventas	221
9.5. Rentabilidad.....	221
9.5.2. Método I: Valor presente (VP)	223
9.5.3. Método II: Tasa interna de retorno (TIR)	225
9.5.4. Método III: Tiempo de repago (Nr)	225
9.6. Análisis de sensibilidad	226
9.7. Fuerzas de Porter.....	227
9.8. Análisis FODA.....	229
9.9. Cronograma	231
Bibliografía.....	232

PRESENTACIÓN DEL PROYECTO

En este proyecto se realiza el diseño integral de una planta de producción de bioetanol a base de maíz.

La capacidad de producción de la planta es de 240.214 m³/año de bioetanol con una pureza de 99,5% V/V. Además, se obtiene como subproductos 211.936 ton/año de dióxido de carbono (pureza de 99,99% en peso) y 433.554 ton/año de DDGS (burlanda seca).

El proceso se lleva a cabo mediante una reacción de sacarificación y fermentación de los azúcares presentes en el maíz. Las mismas, se realizan en simultáneo. Se emplean enzimas hidrolizantes de almidón granular (GSHE) y *Saccharomyces cerevisiae* como levadura. El proyecto está dividido en nueve Capítulos.

En el *Capítulo 1* se realiza un estudio de mercado, de forma tal de obtener una primera aproximación del proyecto en términos de tamaño, estructura, producción, consumo y potenciales clientes.

En el *Capítulo 2* se evalúa el modelo cinético a emplear para el sistema de reacción puesto en juego junto con un análisis termodinámico. Además, se analizan las condiciones óptimas de operación.

En el *Capítulo 3* se plantean y analizan los tratamientos previos y posteriores, junto con los sistemas de separación necesarios en el proyecto.

El *Capítulo 4* se centra en el análisis de la estructura general del diagrama de flujo para luego plantear los balances de masa correspondientes.

En el *Capítulo 5* se lleva a cabo el diseño completo de los reactores a emplear en la planta, junto con el sistema de enfriamiento y control.

En el *Capítulo 6* se diseñan los sistemas de separación.

En el *Capítulo 7* se realiza un análisis energético de la planta de forma tal de optimizar el consumo de energía en el proceso. Además, se determinan todos los equipos auxiliares necesarios.

En el *Capítulo 8* se lleva a cabo el diseño de una planta de purificación para el CO₂ y el de una planta generadora de energía eléctrica a partir de los restos de biomasa provenientes del maíz.

Finalmente, en el *Capítulo 9* se realiza la evaluación económica estimando los costos de inversión y operación que permiten determinar la rentabilidad del proyecto.

CAPÍTULO 1: ESTUDIO DE MERCADO E INFORMACIÓN GENERAL DEL BIOETANOL

1.1. INTRODUCCIÓN

Los biocombustibles son mezclas de sustancias orgánicas que se utilizan principalmente como combustible en el transporte. Las sustancias orgánicas empleadas como materia prima son generalmente biomasa. Ante esto, el mundo se encuentra en debate acerca del uso de cultivos alimenticios como materia prima para la producción de biocombustibles y cómo afecta esto en la alimentación de la población.

Una de las preocupaciones es que el incremento del uso de biocombustibles en los países industrializados podría reducir las exportaciones de alimentos y provocar hambre en los países subdesarrollados. Este argumento no tiene en cuenta el análisis de la oferta y la demanda de alimentos, ni el potencial de las tierras de reserva y las tierras marginales. Olvida las grandes cantidades de biomasa que actualmente se desperdician en los países desarrollados (desde residuos agrícolas y forestales, hasta subproductos de la industria de procesado de alimentos), y se basa en una visión equivocada de la importancia de los países desarrollados en la alimentación mundial.

Hoy en día, el planeta cuenta con comida suficiente para alimentar a toda la población. Aproximadamente, mil millones de personas no tienen suficiente comida para cubrir sus necesidades básicas diarias. Sin embargo, el motivo por el cual esto sucede no es porque no haya suficiente comida. Actualmente, el planeta cuenta con la posibilidad de suministrar al menos 19,5 kilogramos de alimentos por persona al día. La gente pasa hambre porque es víctima de un sistema económico injusto, no por la escasez de alimentos ni por la superpoblación.

De todas formas, según la materia prima, existen biocombustibles que permiten extraer la energía y que aún quede el alimento, el cual se utiliza como alimento para ganado y a su vez, éste es parte de la cadena alimenticia de la población. En el caso de la producción de bioetanol a partir de maíz, el valor alimenticio mejora: la pasta que queda tras la destilación es más nutritiva que el grano original sin procesar, gracias a la adición de levadura.

En los países pobres la producción local de biocombustibles a partir de los cultivos de la zona, puede acabar con la dependencia y el gasto en combustibles importados, mejorar la autosuficiencia de la comunidad, y crear puestos de trabajo.

Cabe destacar que, en la producción de bioetanol a base de maíz, se generan emisiones de dióxido de carbono. Sin embargo, las mismas se ven compensadas con la cantidad de dicho gas

que el cultivo de la materia prima absorbe durante su crecimiento. A su vez, como el bioetanol se utiliza mezclado con naftas, se logran disminuir las emisiones de CO₂ al ambiente en relación a las emitidas por los combustibles fósiles. Por lo tanto, se considera que el bioetanol fomenta el desarrollo sostenible.

1.1.1. BIOETANOL

El bioetanol es el alcohol etílico que se obtiene a partir de la fermentación de los azúcares presentes en biomasa y puede ser usado como biocombustible.

El mencionado biocombustible se considera un recurso energético potencialmente sostenible que puede ofrecer ventajas medioambientales y económicas a largo plazo en contraposición con los combustibles fósiles. Esto se debe a que su uso reduce la contaminación ambiental y, además, sería uno de los biocombustibles posibles que sustituiría a los combustibles fósiles en el futuro. Actualmente, en nuestro país, el bioetanol se utiliza mezclado con naftas en un cierto porcentaje de corte.

La biomasa que puede emplearse para la obtención de bioetanol es aquella que contiene azúcares simples o polisacáridos, y básicamente se pueden clasificar en tres tipos principales:

- Fuentes con alto contenido de azúcares (caña de azúcar, frutas, remolacha azucarera).
- Fuentes con alto contenido de almidón (cereales como maíz, trigo, sorgo, cebada; y también tubérculos).
- Fuentes con alto contenido de celulosa (residuos de podas, madera, papel, etc.).

Cabe destacar que, en el proceso de obtención del bioetanol, los subproductos que se generan poseen un alto valor nutritivo porque contienen proteínas, fibras, lípidos, vitaminas y aminoácidos que pueden ser utilizados en la alimentación animal. Esto le da una gran ventaja a la producción del mencionado biocombustible debido a que su producción permite generar ingresos económicos por el producto principal como así también por los subproductos.

1.1.2. VENTAJAS Y DESVENTAJAS

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, sin necesidad de utilizarlo como aditivo a los combustibles fósiles. Lo mismo sucede en Estados Unidos, donde la mayor parte de la nafta está mezclada con un biocombustible: el etanol.

Los automóviles son grandes emisores de dióxido de carbono (CO_2): el peor gas de efecto invernadero causante del calentamiento global. Sin embargo, dado que las plantas absorben CO_2 para realizar el proceso de fotosíntesis, los cultivos destinados a la fabricación de biocombustible ayudan a absorber el CO_2 que emiten los escapes de los vehículos que los queman. Por esa razón, es que se considera a los biocombustibles como sustentables. Además, a diferencia de las reservas petrolíferas subterráneas, los biocombustibles son un recurso renovable porque, practicando la actividad de manera pertinente y responsable, siempre será posible cultivar maíz (u otros tipos de materias primas agrícolas) en el futuro.

De todas formas, los procesos de cultivo, fabricación de fertilizantes y pesticidas, además del proceso de obtención de biocombustible propiamente dicho, consumen mucha energía. Para ser una alternativa viable, un biocombustible debería proporcionar una ganancia neta de energía, tener beneficios ambientales, ser económicamente competitivo y ser producible en grandes cantidades sin reducir el suministro de alimentos. Determinar si los combustibles alternativos proporcionan beneficios sobre los combustibles fósiles a los que desplazan requiere una contabilidad exhaustiva de las entradas y salidas directas e indirectas para sus ciclos de vida completos de producción y uso.

Según un informe de la revista científica americana PNAS (Proceedings of the National Academy of Sciences), en el cual se realiza un análisis riguroso de todo lo mencionado anteriormente, el etanol produce un 25% más de energía que la invertida en su producción. Casi toda esta energía es atribuible a su subproducto DDGS (granos destilados, húmedos y secos), que es la alimentación animal, en lugar de que el etanol mismo contenga más energía que la utilizada en su producción. El etanol de grano de maíz tiene un equilibrio neto de energía bajo debido al alto aporte de energía requerido para producir maíz y convertirlo en etanol.

La fertilización nitrogenada y la incorporación de biomasa vegetal en el suelo pueden causar la producción y liberación de N_2O , que un gas de efecto invernadero. En general, los biocombustibles proporcionarían mayores beneficios si sus materias primas de biomasa fueran producibles con bajos insumos agrícolas (es decir, menos fertilizantes y pesticidas), en tierras con

bajo valor agrícola y requirieran baja energía de entrada para convertir las materias primas en biocombustible. El cultivo de maíz no cumple exactamente con dichos objetivos debido a que requiere grandes cantidades de nitrógeno, fósforo, plaguicidas y tierra fértil.

Sin embargo, el etanol de grano de maíz proporciona beneficios a través de una ganancia de energía neta y una reducción del 12% de la liberación de gases invernadero, aunque tiene mayor impacto ambiental y a la salud humana debido a la liberación de contaminantes atmosféricos, nitratos, nitritos y pesticidas.

Ninguno de los biocombustibles puede reemplazar al petróleo sin afectar el suministro de alimentos. Incluso dedicar toda la producción de maíz y soja de los Estados Unidos a los biocombustibles lograría satisfacer solo el 12% de la demanda de nafta y el 6% de la demanda de diesel.

El uso de energía fósil impone costos ambientales no capturados en los precios de mercado. El que un biocombustible proporcione beneficios netos a la sociedad depende no solo de si es competitivo en costos sino también de sus costos y beneficios ambientales frente a sus alternativas de combustibles fósiles. Además, la demanda, especialmente para el etanol, también proviene de leyes y reglamentos que obligan a mezclar biocombustibles en al menos una proporción específica con el petróleo.

Si bien existen ciertas desventajas, producir biocombustibles en la actualidad permite beneficiar la realidad energética mundial con una significativa repercusión positiva en el medio ambiente y en la sociedad. Hay que tener en cuenta que pueden obtenerse a partir de cultivos propios de una región, lo cual permite la producción local del biocombustible y favorece así el desarrollo de la economía del sector. Además, permiten disponer de combustible independientemente de las políticas de importación y fluctuaciones en el precio del petróleo. Por último, cabe destacar que son una alternativa viable para el futuro próximo que es el agotamiento de energías fósiles.

1.1.3. INDUSTRIA

Actualmente, el objetivo mundial de lograr un crecimiento ambientalmente sostenible ha hecho que las empresas agroindustriales de todo el mundo hayan puesto el foco en la generación

de energías alternativas y renovables. Por eso, las empresas que apuntan a seguir creciendo deben hacerlo en forma sostenible en el tiempo: cuidando su cadena de valor, sus recursos humanos, sus comunidades, los recursos naturales que emplean en sus procesos de producción y su medio natural. Esto genera que los consumidores de hoy sean cada vez más exigentes y demanden productos limpios y amigables con el medio ambiente.

El uso del bioetanol permite reducir el impacto en el medio ambiente que producen los combustibles fósiles y se estima que, junto a otros biocombustibles, movilizará el 20% del transporte mundial para el año 2040 (frente al 3% actual).

En nuestro país, el abastecimiento de bioetanol está regulado por la Secretaría de Energía, la cual determina los cupos que cada productor debe entregar por mes, y el precio al que debe venderse este producto. Los principales productores son los ingenios azucareros, que debieron formar empresas nuevas especialmente destinadas a la producción y comercialización de este producto, y a partir de año 2012 comenzaron a sumarse al plan algunos productores de bioetanol a partir de maíz.

Desde el año 2010, la mayoría de los combustibles fósiles en Argentina contienen un porcentaje de bioetanol y, como meta del plan de biocombustibles, se quiere aumentar progresivamente dicho porcentaje. En la mayoría de los países desarrollados el uso de bioetanol como combustible está implementado y consolidado, ya que se le da gran importancia al uso de combustibles renovables.

Los principales productores y exportadores son Brasil (a partir de caña de azúcar) y Estados Unidos (a partir de maíz), seguidos por la Unión Europea y China. Según los datos suministrados por el ministerio de Modernización, en el año 2017 en Argentina se produjo 1.105.106,8 m³ de bioetanol. El 49,9% fue a partir de maíz y el resto a base de caña de azúcar. No se registran datos de bioetanol a partir de otra materia prima en nuestro país hasta el momento.

En el año 2017, Argentina contó con 15 empresas productoras de bioetanol, de las cuales sólo cinco producen el biocombustible a partir de maíz. Dichas empresas se encuentran detalladas en la Tabla 1.

Tabla 1. Producción de bioetanol de empresas argentinas productoras.

Empresa	Localidad	Producción (m ³ /año)
ACA Bio Cooperativa LTDA.	Villa María, Córdoba	152.684
Bioetanol Río Cuarto S.A.	Río Cuarto, Córdoba	79.687
Diaser S.A.	San Luis, San Luis	95.406
ProMaíz S.A.	Alejandro Roca, Córdoba	158.054
Vicentín S.A.I.C.	Avellaneda, Santa Fe	66.132

En el año 2016, la capacidad producción de bioetanol anual en Argentina fue de 965.350m³ mientras que en Estados Unidos se registró de 58,6 millones de m³ y en Brasil 26,7 millones de m³ anuales. Esto posiciona a nuestro país en el séptimo lugar como productor mundial de bioetanol. A continuación, en la Tabla 2, se detallan los principales productores de bioetanol para el año 2017.

Tabla 2. Porcentaje de producción mundial según cada región para el año 2017 (1).

Región	% Porcentaje de la producción mundial
Estados Unidos	58%
Brasil	26%
Unión Europea	5%
China	3%
Canadá	2%
Tailandia	2%
Argentina	1%
India	1%
Resto del mundo	2%

1.2. PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE MAÍZ

El proceso de obtención de bioetanol consta de cuatro etapas principales, a partir de la llegada de la materia prima a la planta de producción:

- Preparación de la materia prima.
- Sacarificación del almidón utilizando enzimas y fermentación alcohólica mediante el uso de levaduras.
- Recuperación de etanol.
- Recuperación de subproductos.

En el caso de la producción de etanol a partir de maíz existen dos métodos primarios: la molienda seca y la molienda húmeda. Ambos procesos incluyen esencialmente los mismos pasos diferenciándose en la preparación del grano para la molienda y la posterior fermentación.

La elección de uno u otro método de producción implica la obtención de un determinado conjunto de subproductos. Aunque es importante destacar, que la molienda seca tiene menores requerimientos de capital tanto al momento de construir como de operar la planta. La operación de molienda húmeda es más compleja porque el grano se debe separar en sus componentes, con la ventaja que al lograr una separación más efectiva de los mismos se obtienen subproductos de mayor valor agregado. En la molienda húmeda solamente el almidón se fermenta mientras en la molienda seca se fermenta el puré entero. En este caso, el diseño de la planta de este proyecto emplea la molienda seca como método de producción.

1.2.1. MOLIENDA EN SECO

En la Figura 1 se muestran los pasos a seguir en el proceso de molienda en seco (2) para la obtención de bioetanol y seguidamente se describe cada etapa.

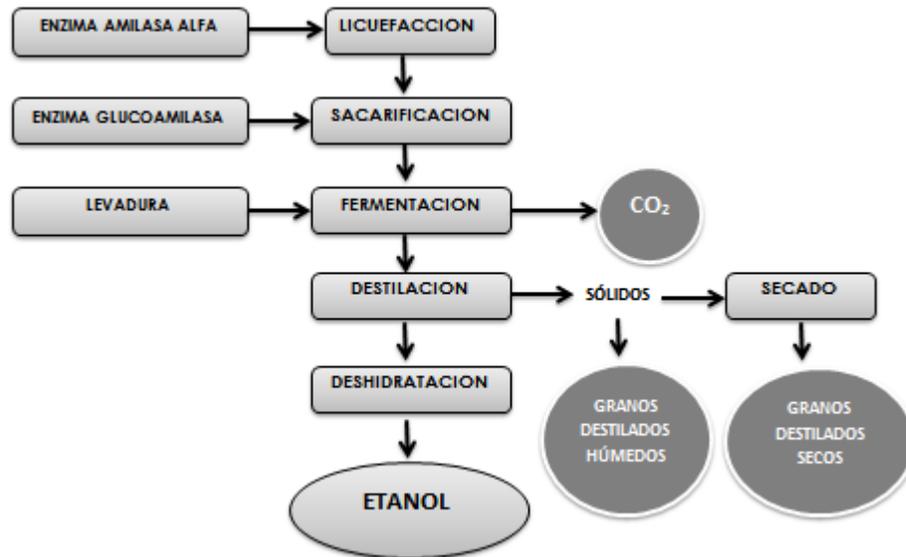


Figura 1. Diagrama de obtención de bioetanol a partir de maíz por molienda en seco.

1) *Limpieza y molienda*

La materia prima se recibe y se analiza el contenido de humedad, presencia de mohos y apariencia general. Una vez limpia, pasa a través de los molinos que la transforman en un polvo fino (harina de maíz). El propósito de romper el grano facilitando la penetración del agua en la etapa de cocción.

2) *Licuefacción*

La harina de maíz es transportada hacia grandes tanques donde se la mezcla con agua y enzimas amilasa alfa. Luego, pasa a través de las cocinas donde se licueface el almidón (pasa del estado sólido a líquido). A la mezcla se le agregan componentes químicos, que actúan como buffers para mantenerla con un pH óptimo. En esta etapa se aplica calor, por lo tanto, se debe controlar la temperatura para reducir los niveles de bacterias presentes en el mosto.

3) *Sacarificación*

Luego, al mosto de las cocinas se lo enfría y se le agrega una enzima secundaria, llamada glucoamilasa, para convertir las moléculas del almidón licuado en azúcares fermentables (dextrosa) mediante el proceso de sacarificación. Las enzimas funcionan como catalizadores para acelerar los cambios químicos.

4) *Fermentación*

El etanol es producto de la fermentación. Al mosto sacarificado se le agrega levadura para fermentar los azúcares y con ello obtener el etanol y el anhídrido carbónico. En esta etapa del proceso el mosto permanece cerca de 48 horas. En la fermentación, el etanol conserva mucha de la energía que estaba originalmente en el azúcar, lo cual explica que el etanol sea un excelente combustible.

5) *Destilación*

El mosto fermentado, ahora llamado cerveza, contiene alcohol (15%), agua y todos los sólidos no fermentables del maíz y de la levadura. El mosto entonces es bombeado a un flujo continuo hacia el sistema de la columna de destilación, donde la cerveza se hierve, separándose el alcohol etílico de los sólidos y del agua. El alcohol deja la columna de destilación con una pureza del 96%, y el mosto de residuo, llamado stillage, será transferido de la base de la columna para su procesamiento como subproducto.

6) Deshidratación

El alcohol pasa a través de un sistema de filtros moleculares o destiladores que le quitan el agua restante, de modo que alcance una pureza del 99,5%. El alcohol puro, sin el agua, se lo denomina alcohol anhidro.

1.2.2. MOLIENDA HÚMEDA

En la Figura 2, se muestran los pasos a seguir para el proceso de molienda húmeda (3) para la obtención de bioetanol y a continuación se describe cada etapa.

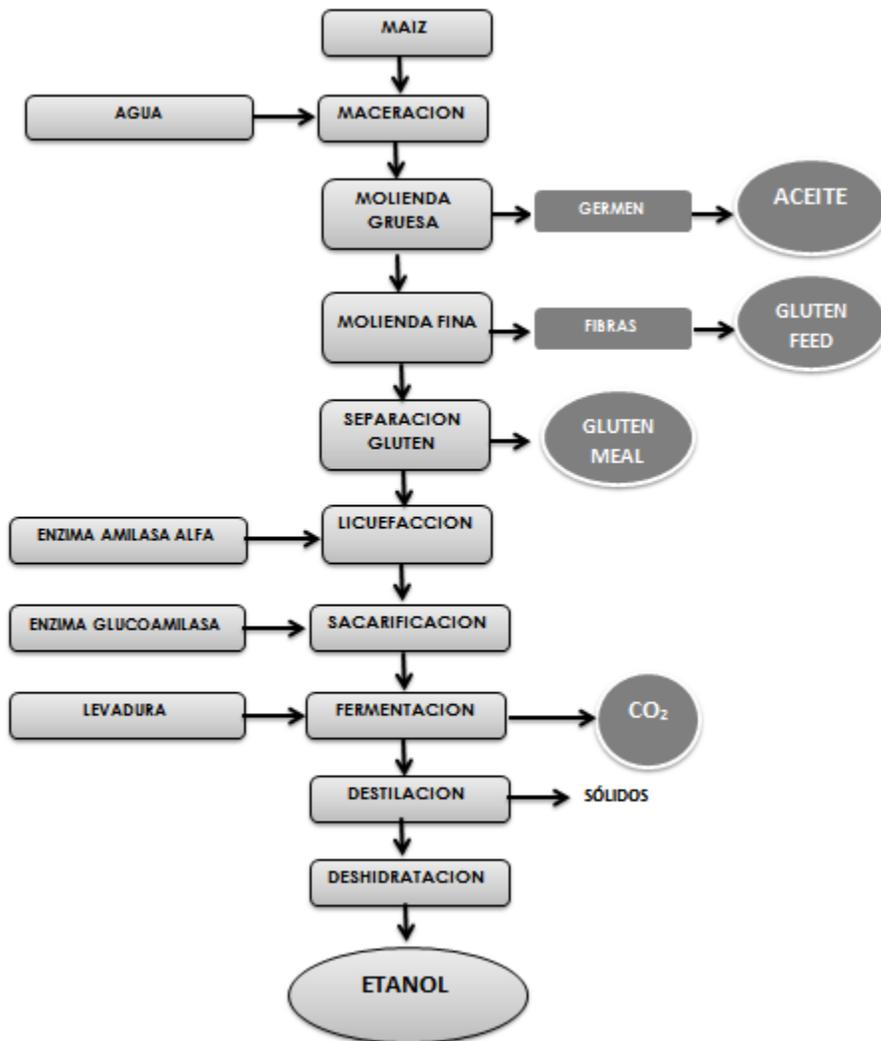


Figura 2. Diagrama de obtención de bioetanol a partir de maíz por molienda húmeda.

1) Recepción y limpieza

La materia prima se recibe y se analiza el contenido de humedad, presencia de mohos y apariencia general. Si cumple con los controles estándar de calidad se envía a un sistema de limpieza y posterior almacenamiento.

2) Maceración del grano

El grano se remoja en tanques por 30-50 horas a temperaturas de 49-54°C en agua que contiene del 0,1 al 0,2 % de dióxido de azufre, este ayuda a separar el almidón y la proteína soluble y permite prevenir el crecimiento de microorganismos no deseados manteniendo el pH cerca de 4.

3) Molienda gruesa

Se muele el grano ablandado en un molino de fricción y se libera el germen sin fragmentarlo, el cual se separa del resto del grano, se lava para quitarle el almidón adherido y se deseca para la posterior producción de aceite.

4) Molienda fina

El material restante se muele con molinos de impacto. Con el objetivo de separar el almidón y las proteínas de la fibra. La fibra (salvado) se elimina por tamizado y se lava para quitar el almidón adherido, se escurre (con presión) y se deseca para su utilización como alimento animal.

5) Separación del gluten y almidón

La mezcla almidón-proteínas (gluten) se separa mediante centrifugas continuas. El gluten con un 60 -70% de proteína es centrifugado y secado. Este es utilizado como alimento animal.

El almidón es purificado por centrifugación para reducir el contenido de proteínas a menos de 0.3 %. Este puede ser enviado a la etapa de hidrólisis o secado y modificado químicamente para su venta.

6) Licuefacción

El almidón mezclado con agua de proceso y enzimas (alfa-amilasa), es calentado para permitir la licuefacción. Posteriormente se agregan componentes químicos (nutrientes y regulación de pH) y se esteriliza controlando la temperatura.

7) *Sacarificación*

La solución es enfriada y se le agrega la enzima (glucoamilasa) que convierte las moléculas de almidón en azúcares simples.

8) *Fermentación*

Al mosto enfriado se le adiciona levadura (*Saccharomyces cerevisiae*). Esta mezcla es fermentada por 2 días donde los azúcares simples son convertidos en etanol y dióxido de carbono.

9) *Destilación*

El mosto es enviado al sistema de la columna de destilación, donde se separa el alcohol etílico de los sólidos y del agua. El alcohol deja la columna de destilación con una pureza del 96%, y el mosto de residuo será transferido de la base de la columna para su procesamiento como subproducto.

10) *Deshidratación*

El alcohol pasa a través de un sistema de filtros moleculares que le quitan el agua restante, de modo que alcance una pureza del 99,5%.

1.3. USOS Y APLICACIÓN DE SUBPRODUCTOS

1.3.1. MOLIENDA SECA

Dióxido de carbono: Resultante de la recuperación de gases de extrema pureza en los procesos de fermentación en la obtención del bioetanol. En la industria alimentaria se utiliza, entre otras cosas, en bebidas carbonatadas para darles efervescencia. También se utiliza como ácido inocuo o poco contaminante. La acidez puede ayudar a cuajar lácteos de una forma más rápida y barata, sin añadir ningún sabor. En la industria textil se emplea para neutralizar residuos alcalinos sin añadir otro ácido más contaminante como el sulfúrico. En agricultura, se utiliza como abono. Aunque las plantas no pueden absorberlo por las raíces, se añade para bajar el pH, evitar los depósitos de cal y hacer más disponibles algunos nutrientes del suelo. También se usa como una clase de líquido refrigerante en máquinas frigoríficas o como agente extintor para impedir que se genere una combustión.

Granos destilados, húmedos y secos (DDGS): Se obtienen del stillage, el cual se centrifuga para separar los sólidos suspendidos y disueltos. Un evaporador concentra los sólidos suspendidos

y disueltos, y después se envían a un sistema de secado para reducir el contenido de agua a aproximadamente un 10/12%. Los DDGS contienen el núcleo del maíz menos el almidón.

Este subproducto tiene 3 veces más poder nutritivo que un grano de maíz regular y su utilización final sirve fundamentalmente para:

- Ganado bovino productor de leche.
- Ganado bovino productor de carne.
- Ganado porcino, ovino y Aves.

Algunas plantas también elaboran un jarabe que contiene algunos de los sólidos que pueden ser comercializados juntos o en forma independiente de los granos destilados.

1.3.2. MOLIENDA HÚMEDA (3)

Germen: se utiliza en la producción de aceite de maíz.

Gluten Meal: harina de gluten de maíz. Es un producto de alto contenido proteico y energético. Consiste en un 60 % de proteínas y pequeñas cantidades de almidón y fibras no recuperadas en el proceso.

Gluten Feed: alimento de gluten. Es un producto de proteína intermedio rico en fibra altamente digerible. Contiene aproximadamente 21% proteína, 2.5% grasa, 8% fibra, y en menor proporción vitaminas y aminoácidos.

1.4. DATOS MACRO

Dado que nuestro objeto de estudio es la producción de bioetanol a partir de maíz, es de importancia tener conocimiento del consumo y generación que dicho proceso requiere.

Para comenzar se presentan, en la Tabla 3, datos del consumo y emisiones de CO₂ que requiere el cultivo de la mencionada materia prima.

Tabla 3. Energía invertida en el cultivo de una hectárea de maíz y en el procesado industrial del grano. (4)

CULTIVO (1 ha)			kcal/ha	CO₂ (kg/ha)
Semillas para la siembra del cultivo (kg/ha)	(a)	21.00	48197.9	14
Maquinaria pesada (kg/ha/año)	(b)	41.56	374000	112
Fertilizantes:				
Nitrógeno (kg/ha)		147.80	1875405	563
Fósforo (kg/ha)		56.10	127100	38
Potasio (kg/ha)		75.59	150135	45
Cal viva (kg/ha)		370.80	146481	401
Herbicidas (kg/ha)		3.11	220431	66
Pesticidas (kg/ha)		0.42	30105	9
Transporte de materiales (kg)	(c)	9778.32	215436	65
Trabajo Personal (horas/ha/año)	(d)	11.40	483092	145
Irrigación (mm) (e)	(e)	80.00	320000	96
Combustibles:				
Gasoil (l/ha)		88.00	814303	244
Gasolina (l/ha)		40.00	340723	102
TOTAL cultivo:			5145408	1901.0
Rendimiento del cultivo (kg de maíz/ha):			8976	
Producción (l de etanol/kg de maíz):			0.35	
Producción de etanol (l de etanol/ha):			3141	

Una vez que se obtiene la materia prima, se está en condiciones de proceder a la producción de bioetanol. A continuación, se muestran datos de consumo para la producción del biocombustible en estudio (ver Tabla 4).

Tabla 4. Datos de consumos para la producción de bioetanol. (5)

Producción de 1m³ de etanol		
<i>Valores que incluyen el DDGS seco</i>		
Maíz	2.350-2.857 Kg	
Almidón contenido	65%-75%	
Vapor *	1.550 Kg	3.350 Kg
Energía	120 kWh	240 kWh
Agua de refrigeración**	90 m ³	165 m ³
Agua de proceso***	2 m ³	

*El gas natural es una fuente de calor alternativa para el secado de DDGS.

**Con variación de temperatura de 10K.

*** Agua de proceso parcialmente reemplazable por tratados condensados.

Cómo en la gran mayoría de las industrias de proceso, durante la generación del producto principal también se producen subproductos. A continuación, en la Tabla 5, se muestran las cantidades obtenidas para 1m³ de etanol.

Tabla 5. Subproductos obtenidos a partir de la producción de bioetanol. (4) (3)

Subproductos en una producción de 1.000 L de etanol	
DDGS	775,5 Kg
CO₂	867,32 Kg
Aceite de Maíz	76,54 Kg
Gluten Meal	132,65 Kg
Gluten Feed	688,76 Kg

Cabe destacar, que estos son datos obtenidos a partir de las tecnologías que emplea la empresa consultada(4) .Por lo tanto, dependiendo de la tecnología a utilizar estos valores pueden sufrir variaciones.

1.5. MARCO LEGAL

La incorporación de Biocombustibles a la matriz energética nacional tiene sustento en la necesidad de promover el uso de combustibles que comprometan en la menor medida posible el medio ambiente, en el marco de una política consistente con la aspiración plasmada en el Artículo 41 de la CONSTITUCION NACIONAL.

Artículo 41: Todos los habitantes gozan del derecho a un ambiente sano, equilibrado, apto para el desarrollo humano y para que las actividades productivas satisfagan las necesidades presentes sin comprometer las de las generaciones futuras; y tienen el deber de preservarlo. El daño ambiental generará prioritariamente la obligación de recomponer, según lo establezca la ley. Las autoridades proveerán a la protección de este derecho, a la utilización racional de los recursos naturales, a la preservación del patrimonio natural y cultural y de la diversidad biológica, y a la información y educación ambientales. Corresponde a la Nación dictar las normas que contengan los presupuestos mínimos de protección, y a las provincias, las necesarias para complementarlas, sin que aquéllas alteren las jurisdicciones locales. Se prohíbe el ingreso al territorio nacional de residuos actual o potencialmente peligrosos, y de los radiactivos.

1.5.1. REGLAMENTACIÓN EN ARGENTINA

La Ley 26.093 “Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentable de Biocombustibles” y el Decreto del Poder Ejecutivo 109/2007 que la reglamenta, constituyen el

marco legal del programa de biocombustibles en Argentina. Resulta aplicable a las actividades de producción, mezcla, distribución, comercialización, consumo, y autoconsumo de biocombustibles.

Su ámbito de aplicación, considerando el Artículo 5, comprende al bioetanol, biodiesel y biogás producidos a partir de materias primeras de origen agropecuario, agroindustrial o desechos orgánicos.

Los puntos más relevantes de esta ley se enumeran a continuación:

Capítulo I: Aspectos generales

- 1. Se define una Autoridad de Aplicación** (que por el DR 109/07 será la Secretaría de Energía). Las principales funciones serán: fijar el precio del bioetanol, definir las normas de calidad, reglamentar los requisitos de seguridad de las plantas, aprobar los proyectos que se presenten, distribución de cupos para beneficios, etc.)
- 2. Definición de biocombustibles.** A los fines de la presente ley, se entiende por biocombustibles al bioetanol, biodiesel y biogás, que se produzcan a partir de materias primas de origen agropecuario, agroindustrial o desechos orgánicos, que cumplan los requisitos de calidad que establezca la autoridad de aplicación.
- 3. Habilitación de plantas productoras.** La habilitación correspondiente se otorgará, únicamente, a las plantas que cumplan con los requerimientos que establezca la autoridad de aplicación en cuanto a la calidad de biocombustibles y su producción sustentable, para lo cual deberá someter los diferentes proyectos presentados a un procedimiento de Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) que incluya el tratamiento de efluentes y la gestión de residuos.
- 4. Mezclado de biocombustibles con Combustibles fósiles.** Todo gas oil o diesel oil comercializado en el país deberá ser mezclado con “biodiesel” en un porcentaje del 5% como mínimo a partir del año 2010. Todo combustible líquido caracterizado como nafta comercializado en el país deberá ser mezclado con “bioetanol” en un porcentaje del 5% como mínimo a partir del año 2010.

Capítulo II: Régimen promocional

- 1. Sujetos beneficiarios de la promoción.** Se enumeran los requisitos a cumplir para poder gozar de los beneficios que prevé la Ley. A su vez, se priorizarán los proyectos en función de:

promoción de las pequeñas y medianas empresas, promoción de productores agropecuarios y promoción de las economías regionales.

2. Beneficios promocionales. Los beneficios promocionales que podrán contar los sujetos beneficiarios de la promoción son:

1. El IVA y el Impuesto a las Ganancias serán tratados según la Ley 25.924 (Promoción Inversiones en Bienes de Capital)
2. Los bienes afectados al proyecto no integrarán la base del Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta.
3. No estarán alcanzados por la tasa de Infraestructura Hídrica (ITC)
4. Toda la producción de un proyecto aprobado tendrá garantizada su colocación hasta el cupo asignado en el corte obligatorio, al precio establecido por la Autoridad de Aplicación.
5. Se promoverán, con programas específicos y recursos presupuestarios, los cultivos destinados a la producción de biocombustibles.
6. Se promoverán, con programas específicos y recursos presupuestarios, la adquisición de bienes de capital por parte de las pequeñas y medianas empresas destinadas a la producción de biocombustibles.
7. Se promoverán, con programas específicos y recursos presupuestarios, la investigación, cooperación y transferencia de tecnología, entre las pequeñas y medianas empresas y las instituciones pertinentes del Sistema Público Nacional de Ciencia, Tecnología e Innovación.

3. Infracciones y sanciones. Informa las sanciones que se aplicarán en caso del incumplimiento de las normas de la Ley y las disposiciones de las resoluciones de la autoridad de aplicación.

Posteriormente, se sancionó la Ley 26.334 'Régimen de Promoción de la Producción de Bioetanol' (sancionada el 4 de diciembre de 2007 y promulgada de hecho el 2 de enero de 2008). La finalidad de la misma, consiste en la necesidad de abastecimiento energético del país y al mismo tiempo generar excedentes para la exportación. También se incorpora a los productores de caña de azúcar y de los ingenios azucareros en la producción de bioetanol.

A partir de la Resolución N° 44 de fecha 16 de septiembre de 2014 de la Secretaría de Energía incrementa el porcentaje mínimo de bioetanol a ser mezclado con la nafta de 5% a 10%. Luego, a partir del Decreto 543/2016 (31 de marzo de 2016) se incrementa el porcentaje de 10% a 12%. A su vez, establece que el 50% del bioetanol de corte obligatorio debe ser producido a partir de caña de azúcar y el otro 50%, a partir de maíz.

También fueron sancionadas normativas complementarias por la ex Secretaría de Energía y otros organismos del Gobierno Nacional para ordenar el mercado de los biocombustibles.

1.6. POTENCIALES CLIENTES

1.6.1. NACIONALES

El consumo de bioetanol en Argentina se divide entre el volumen destinado a las refinерías de petróleo para mezclarlo con nafta (“corte”) y el que abarca múltiples destinos fuera de la utilización como combustible (“no corte”). En la actualidad, la proporción de mezcla bioetanol/nafta vigente es del 12%, siendo la mitad (6%) correspondiente al bioetanol derivado de maíz, y el resto producido a base de caña de azúcar.

La producción de alcohol a base de maíz en el año 2017 se muestra a continuación, en la Tabla 6.

Tabla 6. Relación entre el volumen de bioetanol y la masa de maíz producidos en el 2017 (6).

	Corte	No corte	Total
Bioetanol (m3)	542.900	64.602	607.502
Maíz (tn)	1.465.829	174.426	1.640.255

A partir de los datos de la Tabla 6 se observa que el mayor consumo de bioetanol a partir de maíz es utilizado para el corte de naftas, por lo que se puede decir que su producción depende en gran parte de la evolución en el consumo de nafta.

Los principales compradores de bioetanol en Argentina para ‘corte’ son:

- Shell Argentina C.A.P.S.A.
- YPF S.A.
- Axion Energy Argentina S.A.
- Petrobras Argentina S.A.

En la Tabla 7 se muestran los volúmenes de etanol adquirido por las empresas citadas anteriormente:

Tabla 7. Volúmenes de etanol adquirido por empresas argentinas.

Año	Shell Argentina C.A.P.S.A.	YPF S.A.	Axion Energy Argentina S.A.	Petrobras Argentina S.A.	m ³ /año
2014	97.562	210.781	72.705	72.705	453.753
2015	79.862	283.636	78.369	78.369	520.236
2016	71.640	291.144	85.166	21.568	469.518
2017	52.936	319.652	88.821	23.478	484.887

Se observa un incremento en la compra de este biocombustible con el paso del tiempo. A su vez, se prevé que siga esta tendencia y continúe su aumento. Esto se debe a que:

1. A partir de las políticas de estado, se regularizó la cantidad de bioetanol para el corte de naftas, comenzando con un 5% en el año 2010 y llegando a un 12% en la actualidad.

El gobierno actual ha anunciado que tiene intenciones de aumentar este valor hasta llegar a un 15% en el corto plazo, por lo que la cantidad de bioetanol demandada para corte de naftas aumentaría.

Si se continuaran con estas políticas a largo plazo, es de esperar que se implementase en Argentina el programa Flex Fuel, como en Brasil, con cortes superiores al 20 % de contenido de bioetanol, lo cual indicaría un panorama claramente favorable para el desarrollo del bioetanol (7).

2. Otro factor a analizar, es la tendencia que sigue el consumo de naftas.

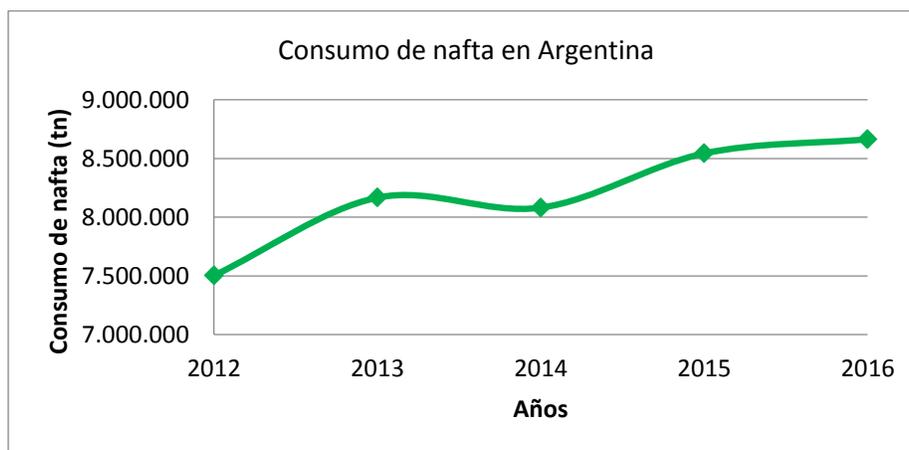


Figura 3. Consumo de naftas (nafta común y especial) en Argentina en el período 2012-2016 (8).

Se estima que el consumo de naftas va a seguir la tendencia ascendente provocando un impacto positivo en la comercialización de bioetanol.

1.6.2. EXTRANJEROS

Argentina aún no exporta bioetanol destinado al mercado de combustibles, aunque en un futuro no muy lejano podrían surgir exportaciones ya que es una actividad con grandes posibilidades de crecimiento. Actualmente, el mayor exportador a nivel mundial es Estados Unidos, y sus productos son introducidos principalmente en el mercado de combustibles de Brasil, Canadá, Filipinas, China e India, tal como se muestra a continuación según la Figura 4:



Figura 5. Distribución de la exportación de bioetanol desde EE.UU al resto del mundo.

En la Figura 5 se observa que Perú y Brasil son dos de los países que importan gran parte del bioetanol producido en Estados Unidos. Dado que estos dos países están en Latinoamérica, y Argentina tiene la posibilidad de aumentar la producción de bioetanol, podría proyectarse que los países mencionados anteriormente sean futuros clientes de exportación. Además, por una cuestión de distancias, el transporte del bioetanol desde Argentina a cualquiera de estos países debería verse favorecido frente al transporte desde Estados Unidos.

1.7. PRINCIPALES COMPETIDORES DE LOS PRODUCTOS Y LOS SUBPRODUCTOS

A la hora de analizar las posibles competencias a nivel nacional hay que tener en cuenta qué otras empresas se dedican a producir bioetanol. A continuación, en la Tabla 8, se detallan cuáles son esas empresas, su materia prima principal y el porcentaje de la producción total en Argentina durante el año 2017.

Tabla 8. Porcentaje de la producción total en Argentina durante el año 2017.

Empresa	Materia Prima	% de la producción total en Argentina
ProMaíz	Maíz	15,02
ACA Bio	Maíz	15,02
Diaser	Maíz	8,55
BIO 4	Maíz	8,50
Vicentín	Maíz	6,22
Compañía Bioenergía La Florida	Caña de azúcar	15,54
Bio Ledesma SA	Caña de azúcar	6,63
Alconoa SRL	Caña de azúcar	5,28
Bioenergía La Corona SA	Caña de azúcar	4,62
Bioenergía Santa	Caña de azúcar	4,14
Biotrinidad SA	Caña de azúcar	3,11
Energías Ecológicas del Tucumán	Caña de azúcar	2,59
Río Grande	Caña de azúcar	3,08
Bio San Isidro SA	Caña de azúcar	1,71

Como se observa en la Tabla 8 , las empresas con mayor capacidad de producción son ProMaíz, ACA Bio y Compañía Bioenergía La Florida.

Las empresas productoras de bioetanol no sólo compiten con dicho producto, sino que además lo hacen con los subproductos generados. Como nuestra materia prima en estudio es el maíz, sólo obtendrán los mismos subproductos las empresas que produzcan bioetanol a partir de la misma materia prima. En nuestro país, sólo son cinco las empresas productoras de bioetanol a partir de maíz y los subproductos que cada una genera se detallan en la Tabla 9 que se encuentra a continuación.

Tabla 9. Subproductos generados por las empresas argentinas productoras de bioetanol. (9) (10)

	Aceite de maíz crudo no comestible	Dióxido de Carbono	Burlanda de maíz húmeda (DDGS y/o WDGS)
EMPRESAS	ProMaíz	ProMaíz	ProMaíz
			Bio4
			Diaser
		ACABio	ACABio

*No se encontraron datos oficiales de la empresa Vicentín.

Finalmente, a la hora de analizar cuáles serían los principales competidores en nuestro país tanto con el etanol como con sus subproductos, se considerarán las empresas ProMaíz y ACABio por ser las que presentan la mayor capacidad de producción.

1.8. MATERIA PRIMA PRINCIPAL: MAÍZ

El maíz constituye la materia básica para diversas industrias y cada porción del grano es aprovechada para obtener un gran número de productos. El grano de maíz maduro está compuesto por tres partes principales como se muestra en la Figura 6.

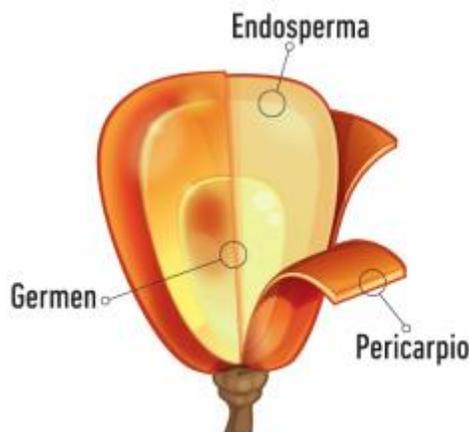


Figura 6. Componentes del grano de maíz. (11)

Pericarpio: Capa exterior de cubierta protectora, dura y fibrosa, que encierra al grano. Está formada principalmente por fibra cruda aproximadamente en un 87% y en el cereal ya maduro, tiene la función de impedir el ingreso de hongos y bacterias.

Endosperma: Es la parte más importante del grano, está constituida por almidón y proteínas. Funciona como fuente de energía para la planta en su desarrollo.

Germen: Se encuentra en el extremo más bajo del grano, ocupa del 9 al 12% del volumen total del grano y posee dos partes destacables, el eje embrionario (planta nueva) y el escutelo (constituye una gran reserva de alimentos).

El componente químico principal del grano de maíz es el almidón, al que corresponde hasta un 74 % del peso del grano. Otros hidratos de carbono son azúcares sencillos en forma de glucosa, sacarosa y fructosa, en cantidades que varían del 1 al 3 % del grano. Además, contiene proteínas y, en menor cantidad, lípidos, vitaminas y minerales.

A continuación, en la Figura 7, se detallan las cantidades de cada componente en el grano húmedo.

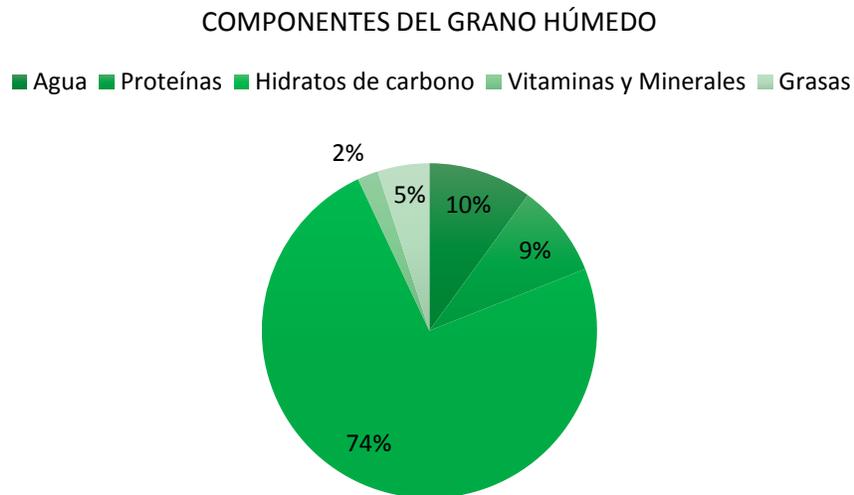


Figura 7. Componentes del grano húmedo de maíz. (12)

La producción de maíz a nivel mundial es más grande que la de cualquier otro cereal. Esto se debe a que es uno de los alimentos más básicos que conoce el ser humano, lo que a su vez permite realizar gran cantidad de preparaciones. También se debe tener en cuenta que el maíz es materia prima de numerosos productos derivados, como por ejemplo harinas y aceites. Otro de los usos es alimento de ganado que luego serán consumidos o bien utilizados como productores de otros alimentos.

El cultivo de este cereal tiene su origen en la cultura antigua nativa-americana, especialmente en las zonas de lo que hoy en día es México y América central. Actualmente, se ha expandido su producción a una gran cantidad de países. Los países que más se destacan en la producción de maíz son Estados Unidos, China y Brasil.

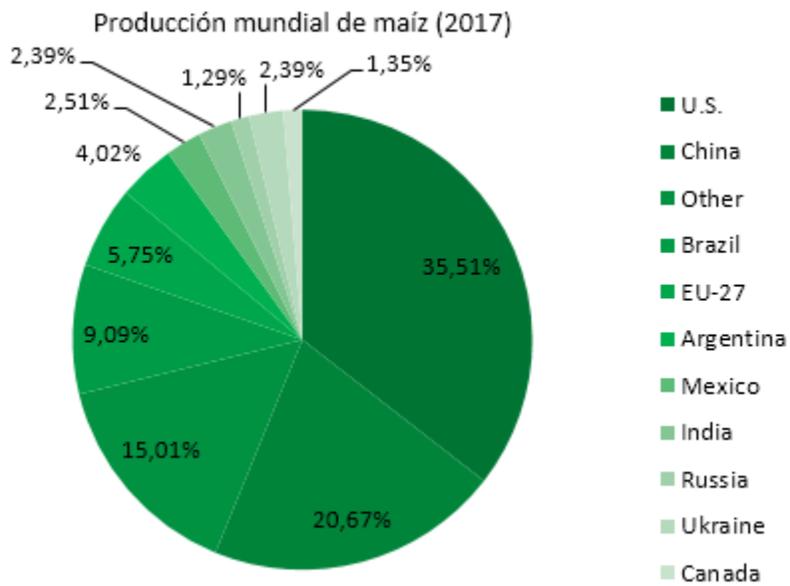


Figura 8. Porcentajes de producción de maíz en el mundo (13).

Se puede observar en la Figura 8 que Argentina es un importante productor de maíz a nivel mundial, aportando el 4% a la producción total, motivo por el cual se puede considerar que el acceso a dicha materia prima no sería un problema.

Se debe tener en consideración que aproximadamente el 70% del maíz producido en Argentina es destinada a exportaciones y el volumen restante, al comercio interno. En el año 2017, el maíz utilizado en el mercado interno fue de 17.000 miles de toneladas, donde 83,4% fue utilizado para alimento animal, el 7% para consumo humano y 9,6% para la producción de bioetanol (14).

Para producir 1m^3 de bioetanol se necesitan 2.857 kg de maíz aproximadamente. Si la capacidad de la planta que se desea diseñar es como máximo de 500.000 m^3 anuales, se necesitarían 1.428,5 miles de toneladas de maíz. Esto equivale a un 8% de la cantidad de maíz comercializada en el mercado interno y un 2,5% de la producción total.

1.8.1. PRECIO DEL MAÍZ

Los precios del maíz históricamente, y hasta el día de hoy, dependen en gran medida del comportamiento de los valores del mercado internacional. Algunos factores a considerar que

pueden hacer fluctuar el precio del maíz son: el precio del dólar, la oferta y la demanda de los granos en el mundo y la economía de las principales potencias mundiales.

El precio promedio para el mercado interno para los últimos años fue:

Tabla 10. Precio del maíz en el mercado interno. (15)

Año	Precio promedio (U\$S/tn)
2014	140,95
2015	110,22
2016	167,31
2017	144,43
2018	131,35

1.9. CONSUMO DE BIOETANOL EN EL PAÍS Y EN EL MUNDO

En el año 2016, la producción mundial de bioetanol fue de 100.000 millones de litros de los cuales Argentina sólo produjo 900 millones de litros aproximadamente. (16)

De todas formas, no toda la producción de bioetanol de cada región se consume ahí mismo, si no que varios se dedican a exportar el producto. A excepción de esto, en nuestro país todo lo producido es para consumo interno, por lo que Argentina no exporta bioetanol actualmente.

A continuación, en la Figura 9, se detalla el consumo de bioetanol en determinados países durante el año 2016.

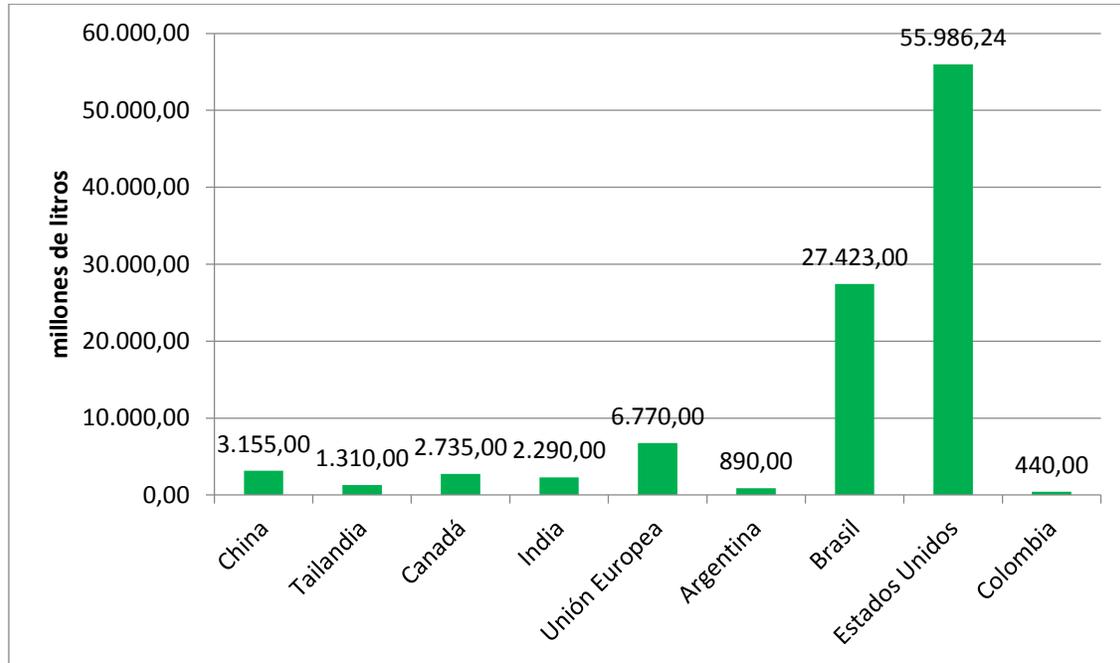


Figura 9. Consumo de bioetanol en el mundo en 2016. (16)

Claramente, se observa que Estados Unidos y Brasil son los mayores consumidores de bioetanol y esto se debe a que en ellos la gran mayoría de los automóviles tienen incorporada la tecnología de motor bivalente lo cual permite a los usuarios mezclar cualquier proporción de etanol y nafta en el tanque sus autos.

Actualmente en Argentina el consumo es escaso, y esto se debe a que sólo se emplea como combustible de corte. De todas formas, el consumo y la producción en nuestro país aumentaran en los próximos años debido a que existen planes a nivel nacional, en el corto y mediano plazo, que aumentarían el porcentaje de corte actual y, además, proyectan implementar automóviles FlexFuel.

1.10. PRECIOS EN EL MERCADO INTERNO Y EXTERNO

En nuestro país, el abastecimiento de bioetanol está regulado por la Secretaría de Energía, quien determina los cupos que cada productor debe entregar por mes, así como también el precio al que debe venderse este producto.

En la Tabla 11, Tabla 12 y Tabla 13 se detallan los precios del bioetanol a base de maíz y caña en Argentina para los periodos de tiempo descriptos a continuación.

Tabla 11. Precio del maíz en Argentina desde el 21/11/2017 al 31/03/2018. (17)

Precios de bioetanol [\$/L] Vigentes desde el 14/05/2017 hasta el 31/03/2018 según res. MEYM 449-e2017	
Bioetanol a base de caña	Bioetanol a base de maíz
15,608	12,193

Tabla 12. Precio del maíz en Argentina desde el 01/11/2017 al 20/11/2018. (17)

Precios de bioetanol [\$/L] Vigente desde 01/11 al 20/11 de 2017 según res. MEYM 415-E2017	
Bioetanol a base de caña	Bioetanol a base de maíz
14,342	10,742

Tabla 13. Precio del maíz en Argentina vigente desde 14/05/2018. (17)

Precios de bioetanol [\$/L] Vigente desde 14/05/2018 según res. MEYM 415-E2017		
PERÍODO	Bioetanol a base de caña	Bioetanol a base de maíz
10-2018	21,999	18,318
09-2018	21,097	17,216
08-2018	20,248	16,234
07-2018	19,143	15,919
06-2018	18,000	15,162
14-05-2018 a 31-05-2018	17,737	14,098

Los precios del bioetanol en otros países de interés se detallan a continuación (Tabla 14):

Tabla 14. Precios de bioetanol de los principales productores mundiales.

País	Precio (\$USD/L)
Brasil (18)	1,039
Estados Unidos (19)	0,33
Unión Europea (20)	0,6

Cómo se observa, actualmente Argentina se encuentra vendiendo el bioetanol a menor costo que los posibles países competidores.

1.11. CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN INSTALADA

1.11.1. EN EL MUNDO

Dentro de los países con mayor producción de bioetanol, pocos son los que se encuentran operando en la totalidad de la capacidad instalada. A continuación, se muestran las capacidades de producción de los países con más producción de bioetanol durante el año 2017. Además, se especifica que porcentaje de capacidad estuvieron empleando.

Tabla 15. capacidad de producción de bioetanol para distintos países, año 2017. (16)

Capacidad de producción		
País/Región	Millones de Litros	Capacidad usada
Estados Unidos	58.693	99%
Brasil	39.650	76%
Unión Europea	3.450	74,5%
Tailandia	1.815	83%
India	2.215	75%
Canadá	1.775	99%

Como se mencionó anteriormente, Argentina se encuentra en el séptimo lugar en el ranking de países productores contando con 15 plantas elaboradoras de bioetanol. A modo comparativo, se menciona que Estados Unidos (el mayor productor mundial de bioetanol) cuenta con 198 plantas y ninguna de las diez plantas más grandes del mencionado país se encuentra por debajo de 500.000 m³/año de capacidad. Las plantas argentinas son sensiblemente inferiores en tamaño, contando con solo tres plantas con capacidades por encima de los 140.000 m³/año.

1.11.2. EN ARGENTINA

A continuación, en la Tabla 16, se muestra la capacidad de producción de bioetanol para las principales plantas argentinas durante en el año 2017.

Tabla 16. Capacidad de producción de las plantas productoras de etanol en Argentina.

Empresa	Materia Prima	Capacidad de producción (m ³ /año)
ProMaíz	Maíz	145.000
ACA Bio	Maíz	145.000
Diaser	Maíz	82.500
BIO 4	Maíz	82.000
Vicentín	Maíz	60.000
Compañía Bioenergía La Florida	Caña de azúcar	150.000
Bio Ledesma SA	Caña de azúcar	64.000
Alconoa SRL	Caña de azúcar	51.000
Bioenergía La Corona SA	Caña de azúcar	44.550
Bioenergía Santa	Caña de azúcar	40.000
Biotrinidad SA	Caña de azúcar	30.000
Energías Ecológicas del Tucumán	Caña de azúcar	25.000
Río Grande	Caña de azúcar	29.700
Bio San Isidro SA	Caña de azúcar	16.500

1.12. UBICACIÓN DE LA PLANTA

La elección de la localización de la planta de producción de bioetanol es una decisión determinante para el desarrollo del negocio. Para poder seleccionarla, se tuvieron en cuenta diferentes factores y se los analizó de manera crítica para poder encontrar el lugar que mejor se adecue a nuestras necesidades.

Se llegó a la conclusión que el Parque Industrial Río Cuarto 'Arturo Frondizi' es donde se va a instalar la planta.



Figura 10. Localización de la planta en Argentina.

A continuación, se describen las razones de su elección.

Disponibilidad del maíz: En el proceso a llevar a cabo, la materia prima principal a utilizar es el maíz. La Argentina es uno de los mayores productores de este cereal a nivel mundial. Para la campaña del corriente año y del anterior, fueron estimadas la producción nacional y la producción por provincia.

Tabla 17. Estimación de la producción de maíz en Argentina para la campaña 2017/18. (21)

Campaña de Maíz 2017/18				
GEA - Guía Estratégica para el Agro, BCR				
	Superficie Sembrada	Sup. Cosechada	Rinde	Producción Nacional
Nacional	6,43 M ha	5,36 M ha	59,8 qq/ha	32,04 Mt
	Sup. Sembrada	Rinde estimado 21/Feb	Rinde estimado 14/Mar	Producción
Buenos Aires	1,62 M ha	65,5 qq/ha	63,8 qq/ha	8,62 Mt
Córdoba	2,23 M ha	68,3 qq/ha	60,2 qq/ha	11,75 Mt
Santa Fe	0,70 M ha	75,6 qq/ha	70,0 qq/ha	4,10 Mt
Entre Ríos	0,26 M ha	57,0 qq/ha	45,0 qq/ha	1,04 Mt
La Pampa	0,34 M ha	49,7 qq/ha	45,7 qq/ha	0,82 Mt
Otras prov.	1,29 M ha	53,6 qq/ha	53,7 qq/ha	5,71 Mt

A partir de los datos estimativos de la Tabla 17, se observa que las provincias que lideran la producción de maíz son Córdoba en primer lugar, Buenos Aires en el segundo y Santa Fe en el tercero. Por este motivo, se ha considerado que Córdoba era una buena opción para la ubicación de la planta.

A continuación, en la Figura 11, se muestra la densidad de cultivo de maíz en la zona de mayor producción en Argentina.

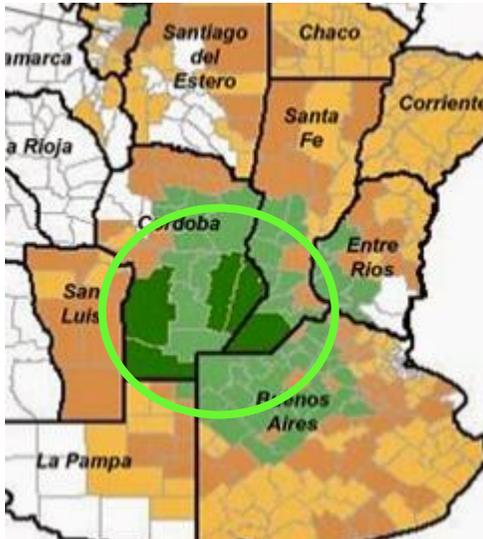


Figura 11. Densidad de cultivo de maíz en Argentina.

Se observa que la mayor densidad de cultivo se encuentra en la zona centro y sur de la provincia de Córdoba, en el suroeste de la provincia de Santa Fe y en el noroeste de Buenos Aires. Alejarse de estas zonas implicaría afrontar grandes gastos en transporte de la materia prima, que aumentarían el costo de la producción notablemente.

Distancia y sistema de transporte a los mercados demandantes: Un aspecto importante a tener en cuenta para seleccionar la localización de la planta es la ruta de acceso a la misma. Lo ideal sería que se ubique lo más próxima posible a una ruta principal, con buen acceso a la misma.

De haber disponibilidad en la zona a acceso ferroviario, sería un aspecto importante a destacar ya que la utilización de este medio de transporte permitiría disminuir el flujo de tránsito en las rutas de acceso. A su vez, tomaría relevancia el uso del mismo, si el etanol se comercializara más allá del área regional o para exportación. También sería de gran utilidad para proveerse del

insumo básico debido a que el costo del flete ferroviario es más conveniente a partir de determinadas distancias.

Río Cuarto es un lugar estratégico para el desarrollo del proyecto dado que la ciudad es el eje central del Corredor Bioceánico. Está situada en el centro geográfico del país, el parque industrial cuenta con comunicación a la Ruta Nacional N°8 y es eje de las rutas que van hacia Buenos Aires (600 Km.), San Luis (150 Km.), Mendoza y Chile (580 Km.), Córdoba (200 Km.) y Rosario (400 Km.).

Existencia de personal: Para el funcionamiento de una planta es necesario contar con mano de obra. Por este motivo, se ha decidido ubicar la planta en cercanías de una comunidad que le puede dar soporte a la planta y su personal (servicios técnicos, asistencia médica). Esto es un punto crítico para el buen funcionamiento de la planta.

En el lugar elegido para la instalación existe gran disponibilidad de personal calificado como los egresados de la Universidad Nacional de Río Cuarto.

Servicios: Para llevar a cabo la producción, se necesitará la provisión de agua, gas y electricidad. Según las empresas proveedoras de estos servicios en cada región, Córdoba presenta tarifas con valores levemente mayores que las demás provincias. Sin embargo, en el análisis general y teniendo en cuenta las ventajas mencionadas del sitio escogido, se puede considerar que este determinante no generará un impacto considerable en el precio del producto final.

1.13. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

El presente proyecto tiene como objetivo principal diseñar una planta industrial que produzca bioetanol a partir de maíz con una capacidad de 100.000 a 500.000 m³/año.

¿Por qué producir bioetanol a partir de maíz en Argentina?

En la actualidad, es de gran importancia darle valor a los proyectos que tengan como finalidad la producción de biocombustibles (como es el caso del etanol a partir de maíz) debido a que las políticas argentinas y los planes a futuro tienen como objetivo propiciar e incrementar el consumo de los mismos como combustible principal en el transporte. Esto implica que en el país deban desarrollarse nuevas unidades de negocio que satisfagan la demanda del bioetanol y, por lo

tanto, esto va acompañado del desarrollo de nuevas plantas industriales o ampliación de las capacidades de producción de las empresas ya existentes. Lo mencionado anteriormente fomenta un incremento en los puestos de trabajo lo cual implica un crecimiento de la economía argentina.

El bioetanol a partir de maíz es uno de los tipos de biocombustibles de mayor interés debido a que un litro del mismo contiene entre el 30 y 70 % (22) de la energía que se necesita para producirlo. Además, entre su proceso de cultivo y de producción, junto con el reemplazo de los combustibles fósiles, ayuda a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero entre un 24 y 35% (22). Esto no es un detalle menor, teniendo en cuenta que el mundo tiene la visión dirigida en desarrollar actividades económicas sustentables que cuiden a mediano y largo plazo el medio ambiente.

Por otro lado, el rendimiento del cultivo de maíz es de 4,9 toneladas por hectárea, siendo la eficiencia de conversión 400 litros por tonelada. Por lo tanto, esto indica que se generan 1.960 litros de bioetanol por hectárea de maíz cultivada. Ante esto, se puede decir que producir bioetanol a partir de este cereal no sólo contribuye a cuidar el medio ambiente, sino que también le da un valor agregado al maíz lo cual fomenta el cultivo del mismo en nuestro país. Conjuntamente con esto, Argentina posee grandes capacidades de cultivo y es uno de los principales productores y exportadores del mencionado cereal, por lo que se considera que las tierras argentinas están a la altura de las necesidades de la cantidad y calidad que el presente proyecto requiere.

Es importante destacar que, a nivel nacional, la competencia es escasa. Hay solamente quince empresas que se dedican a producir bioetanol en Argentina, de las cuales cinco trabajan a partir de maíz. Los volúmenes de bioetanol generados por estas cinco empresas son pequeños en relación a lo que se podría generar, si se tiene en cuenta la gran posibilidad de exportación de bioetanol a los países vecinos.

Por último, la producción de bioetanol a partir de maíz contiene como beneficio extra los subproductos generados. Los mismos son alimentos ricos en nutrientes y están dirigidos a la alimentación de ganado, actividad altamente desarrollada en Argentina. Por lo tanto, indirectamente también se contribuye al desarrollo de otra actividad muy importante de la economía argentina.

Por todo lo descripto anteriormente, es que se considera que este proyecto debe ser llevado a cabo, siendo el mismo, además, una oportunidad de aplicar todos los conocimientos

adquiridos hasta el momento para el desarrollo de una actividad que actualmente el mundo necesita.

CAPÍTULO 2: ANÁLISIS DE LA REACCIÓN BIOQUÍMICA

2.1. INTRODUCCIÓN

El bioetanol es un producto que se obtiene a partir de una fermentación de azúcares presentes en la biomasa. La materia prima utilizada en este proyecto es maíz, el cual contiene almidón y no es un azúcar directamente fermentable. Debido a esto, inicialmente se debe realizar una hidrólisis enzimática. La misma descompone el almidón en glucosa y, a partir de allí, se realiza la fermentación para obtener el alcohol de interés.

Se debe tener en cuenta que, durante el proceso de fermentación, es liberado dióxido de carbono. Este es un importante subproducto debido a que tiene gran aplicación a nivel industrial, y su recuperación implicaría un menor impacto ambiental en término de emisiones de gases contaminantes.

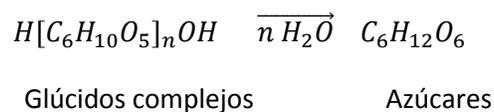
En el presente capítulo se determina el camino de reacción química a seguir y se analiza la cinética y la termodinámica de la misma. Además, se define el método operativo para llevar a cabo la producción de bioetanol.

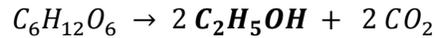
2.2. SISTEMAS DE REACCIONES

El bioetanol es producido a partir de la fermentación de carbohidratos provenientes de biomasa. Sin embargo, como ya se mencionó, en el caso del maíz la fermentación es más compleja porque se parte de almidón, el cual no es un azúcar directamente fermentable. Es por este motivo que el mismo debe ser sometido a una hidrólisis con el agregado de una enzima, para lograr romper las largas cadenas de carbohidratos. A partir de este producto intermedio se puede continuar con la fermentación, para la cual es necesario contar con el agregado de microorganismos.

Luego, el camino de reacción a seguir es:

1. Reacción de hidrólisis:



2. Reacción de fermentación:

Azúcares

Etanol

Dióxido de carbono

2.3. OPCIONES DE PROCESO

Para llevar a cabo las dos reacciones presentadas anteriormente, existen dos opciones de proceso. La primera es la hidrólisis y fermentación separadas (SHF), que consiste en realizar cada etapa en reactores distintos, lo que permite trabajar en las condiciones de operación óptimas de cada reacción. Esta metodología implica un costo de inversión y operación considerable porque se requieren reactores para cada etapa. Por el contrario, la hidrólisis y fermentación simultáneas (SSF) es una metodología considerable ya que ambas etapas se efectúan en un mismo reactor y, por lo tanto, requiere menor costo en equipamiento. Esta última opción es la que se ha elegido para este proyecto.

Si bien la forma de operar elegida no permite trabajar en las condiciones operativas óptimas para cada etapa, se la considera como la más favorable por las siguientes razones:

- El proceso solo requiere de un reactor o varios reactores en serie que otorguen el volumen necesario. En los mismos, se producen ambas reacciones lo cual reduce la inversión. En caso contrario, se requerirían una serie de tanques para cada etapa (mayor costo).
- La enzima utilizada para la hidrólisis es inhibida por los productos de esta reacción. Por lo tanto, al operar con el método SSF se evita la ocurrencia de este inconveniente ya que a medida que se generan los productos de hidrólisis, los mismos se van consumiendo en la reacción de fermentación. De esta forma, se disminuye la tasa de desactivación de la enzima empleada como catalizador en la reacción de hidrólisis.
- Los microorganismos utilizados para la fermentación están expuestos a una concentración de azúcar relativamente menor dado que parte del azúcar presente está reaccionando

continuamente para formar el etanol, por lo tanto, se reduce el estrés osmótico¹ y ofrece la posibilidad de aumentar la producción.

2.4. ALMIDÓN

El maíz es la materia prima del proceso que contiene el sustrato necesario. El cereal peso en seco (sin agregado de agua) contiene un 75% de almidón, 5% de proteínas, 12% de agua, 3% de lípidos, 3% fibra y 2% de ceniza.

El almidón es un polisacárido que está presente en los tejidos vegetales en forma de gránulos intracelulares compactos. El almidón en su forma nativa se encuentra formado por dos constituyentes: la α -amilosa y la amilopectina.

La α -amilosa está constituida por cadenas largas no ramificadas de D-glucosa que se hallan unidas mediante enlaces α -(1,4). La amilopectina está muy ramificada. Los enlaces glicosídicos son α -(1,4), pero en los puntos de ramificación son enlaces α -(1,6).

La estructura granular de los almidones puede ser explicada en términos de la fuerza de atracción entre las largas moléculas de carbohidratos que se mantienen juntas por puentes de hidrógeno. Este tipo de atracción produce las micelas, lo cual evita su disolución en el agua fría por la formación de una malla molecular que mantiene juntos los gránulos. Estas fuerzas asociadas entre las moléculas pueden ser vencidas si se aplica una energía suficiente.

Los gránulos de almidón suelen hincharse progresivamente con el agregado de agua mientras que los polímeros más cortos se disuelven cuando se calientan en agua alrededor de 60°C. A temperaturas más altas, los gránulos se gelatinizan, se desintegran y forman una pasta cuyas propiedades dependen del origen y la concentración del almidón.

2.5. HIDRÓLISIS

Para obtener azúcares fermentables a partir de fuentes amiláceas como la harina de maíz, ésta debe ser sometida a un proceso previo de hidrólisis (licuefacción y sacarificación) con el

¹ El estrés osmótico se produce cuando la osmolaridad del medio es superior a la del rango fisiológico de la levadura, puede ser causado por glucosa, sal, sorbitol o cualquier otro osmolito del medio.

objetivo de promover la conversión hidrolítica de los polímeros del almidón en azúcares para luego transformarlo en etanol.

La estrategia de proceso de sacarificación y fermentación simultánea (SSF) es ampliamente utilizada en la producción de etanol a partir de fuentes amiláceas porque, como ya se dijo, presenta ventajas comparativas con los procesos convencionales donde las etapas se desarrollan en forma independiente. Este tipo de metodología de proceso se da gracias al uso de enzimas con capacidad de hidrolizar el almidón nativo sin necesidad de realizar los procesos de cocción y licuefacción a altas temperaturas (amilasas termoestables).

Las enzimas glucoamilasa de *Aspergillus niger* y alfa-amilasa de *Aspergillus kawachi* trabajan sinérgicamente para hidrolizar el almidón granular en un solo paso.

La hidrólisis y fermentación simultánea empleando ambas enzimas a la vez permite hidrolizar el almidón sin la necesidad de gelatinizarlo ya que las actividades máximas de estas dos enzimas se encuentran por debajo de las temperaturas de gelatinización del almidón, lo que reduce una etapa en el proceso productivo. Además, la enzima mantiene una actividad alta a las condiciones de pH y temperatura requeridas para favorecer a la levadura en el proceso fermentativo (0.23 g almidón/ml min, a pH 4.3 y temperaturas 37 °C).

α -amilasa

La α -amilasa es una enzima que hidroliza al almidón rompiendo los enlaces glucosídicos α -1,4 en el interior del sustrato.

Las propiedades y mecanismos de acción de las α -amilasas dependen del origen de las enzimas, siendo todas ellas son endo enzimas (funcionan en el interior de la célula). La hidrólisis de la amilosa por α -amilasa causa una conversión en glucosa, maltosa, maltotriosa y sobre todo α -dextrinas inicialmente, seguido de una segunda reacción de la maltotriosa que es un sustrato pobre.

Las α -amilasas son generalmente estables a pH 5.5 – 8.0 en presencia de un complemento de calcio. La actividad óptima de las α -amilasas normalmente ocurre entre pH 4.8 a 6.5, pero hay diferencias en las formas de las curvas de actividad de pH de las diferentes enzimas de amilasas y también en los valores de pH óptimo. Sin embargo, las amilasas alcalinas tienen un pH óptimo entre 8.0 y 10.5 y las amilasas ácidas actúan en un rango de pH de 3.5 a 5.0 cuya existencia indica una mejora potencial en los procesos de degradación del almidón. (23)

Glucoamilasa

Es una enzima que acorta las cadenas de almidón y libera en forma consecutiva unidades de glucosa desde el extremo no reductor del almidón. Es una exoamilasa debido a que es secretada por una célula y funciona fuera de la misma.

Las glucoamilasas son inactivas en almidón crudo y por lo general presentan una actividad óptima en el intervalo de pH 4-5 y a temperatura de 50-60°C.

Actualmente, las enzimas más empleadas son las compuestas por α -amilasas de *Aspergillus kawachi* y glucoamilasas de *Aspergillus niger*. Son enzimas desarrolladas para hidrolizar almidón granular a glucosa para la producción de etanol. Esta enzima tiene la capacidad de producir glucosa continuamente durante todo el proceso de hidrólisis y no requiere activadores como sales de calcio o sodio para mantener su carga, su estructura y aumentar su actividad.

2.6. FERMENTACIÓN

Como se estudió en la sección 2.2 del presente capítulo, el bioetanol es producto de la fermentación alcohólica de azúcares fermentables. Es posible llevar a cabo este proceso gracias a la presencia de microorganismos.

En el desarrollo de este trabajo se utiliza la levadura *Saccharomyces cerevisiae*. La denominación levadura hace referencia a una agrupación de microorganismos unicelulares. En particular, la *Saccharomyces cerevisiae* es una levadura heterótrofa que obtiene la energía a partir de la glucosa. Una de sus principales ventajas es su elevada capacidad fermentativa.

Un aspecto fundamental a tener en cuenta es que, además de catalizar la reacción, forma un producto de la misma. Se puede disminuir su reproducción, pero no eliminarla totalmente. La levadura de recuperación de la fermentación constituye una fuente valiosa de proteínas y vitaminas, y puede ser utilizada para alimentación animal.

Se deben tener en cuenta ciertos factores para el crecimiento y desarrollo de la levadura:

1. *Presión osmótica*: la nutrición de la levadura es un proceso osmótico. Esto puede afectar la velocidad de fermentación.

2. *Temperatura*: las altas temperaturas ocasionan una disminución de biomasa e induce a la rigidez de la membrana celular. Mientras que bajas temperaturas, provocan un estado de latencia en la célula, deteniendo su desarrollo. La levadura *Saccharomyces cerevisiae* crece a temperaturas moderadas de entre 20 y 40°C.
3. *Desecación*: inhibe las actividades y desarrollo de los microorganismos.
4. *Luz*: en general, suele ser perjudicial para los microorganismos.
5. *pH*: toleran un rango de pH entre 3 y 10, pero les resulta favorable un medio ligeramente ácido con un pH entre 4,5 y 6,5.
6. *Alcohol*: el etanol puede actuar como inhibidor de la fermentación cuando el grado alcohólico es muy elevado.

2.7. MODELO DE REACCIÓN

Para obtener nuestro producto deseado se requiere el desarrollo de dos reacciones en simultáneo. Por lo tanto, es necesario conocer cómo evolucionan dichas reacciones en el tiempo a través de un modelo cinético que nos permita luego diseñar un reactor adecuado. Para ello, se ha decidido trabajar con el modelo desarrollado por los autores Wojciech Białas, Adrian Czerniak y Daria Szymanowska-Powałowska en el artículo *Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production* (24). En él, se desarrolla un modelo cinético para la obtención de bioetanol a partir de almidón proveniente de maíz, mediante un proceso de sacarificación y fermentación simultánea (SSF). Para la sacarificación o hidrólisis, utiliza las enzimas α -amilasa y glucoamilasa; y para la fermentación, la levadura *Saccharomyces cerevisiae*. Además, el modelo propuesto considera que la reacción se lleva a cabo a pH de 5 y 35°C de temperatura, condiciones de operación que se encuentran dentro del rango óptimo.

La velocidad de reacción para la hidrólisis del almidón se realiza mediante el modelo cinético Michaelis-Menten, que considera la inhibición de sustrato de almidón, así como la competencia producto de la inhibición de la glucosa. Cabe destacar que el modelo considera que la degradación del almidón da un solo producto: la glucosa.

Las ecuaciones que describe el modelo son:

1. Balance de masa para la degradación del almidón:

$$\frac{dSt(t)}{dt} = - \frac{k_{st} \cdot Enz \cdot St(t)}{K_m \cdot \left(1 + \frac{Glu(t)}{K_{glu}}\right) + \frac{St(t)^2}{K_{st}} + St(t)}$$

2. Balance de masa para la glucosa considerando la formación por hidrolisis y el consumo por fermentación:

$$\frac{dGlu(t)}{dt} = Rglu (formación) - Rglu (consumo)$$

$$Rglu(formación) = 1,111 \cdot \frac{k_{st} \cdot Enz \cdot St(t)}{K_m \cdot \left(1 + \frac{Glu(t)}{K_{glu}}\right) + \frac{St(t)^2}{K_{st}} + St(t)}$$

$$Rglu(consumo) = \frac{1}{Y_{X/S}} \cdot \frac{dX(t)}{dt} + \frac{1}{Y_{P/S}} \cdot \frac{dEt(t)}{dt}$$

3. Balance de masa para la biomasa:

$$\frac{dX(t)}{dt} = \frac{\mu_{max} \cdot Glu(t) \cdot \left(\frac{St(t)}{St_0}\right)}{K_s + Glu(t)} \cdot X(t)$$

4. Balance de masa para el producto (etanol):

$$\frac{dEt(t)}{dt} = \frac{q_{pmax} \cdot Glu(t) \cdot Et(t) \cdot \left(1 - \frac{Et(t)}{Et_{max}}\right)}{(K_{s1} + Glu(t)) \cdot \left(K_{ps1} + Et(t) + \frac{Et(t)^2}{K_{pi}}\right)} \cdot X(t)$$

Donde los valores de los parámetros y las condiciones iniciales se pueden observar en la Tabla 18.

Tabla 18. Parámetros y condiciones iniciales del modelo cinético.

Parámetros	Valor	Unidad
Condiciones iniciales		
St0	202.34	kg/m ³
Glu0	23.03	kg/m ³
X0	0.5	kg/m ³
Et0	0	kg/m ³
Enz	262612.5	U/m ³
Parámetros		
K_m	26.998	kg/m ³
k_{st}	0.000333	kg/U h
K_{st}	999.98	kg/m ³
K_{glu}	0.0857	kg/m ³
U_{max}	0.607	h ⁻¹
K_s	70.237	kg/m ³
q_{pmax}	4.9951	h ⁻¹
Et_{max}	90.007	kg/m ³
K_{s1}	0.00633	kg/m ³
K_{ps1}	0.00046	kg/m ³
K_{pi}	14.687	kg/m ³
Y_{p/s}	0.4759	Kg/kg
Y_{p/x}	0.8133	Kg/kg

Verificación del modelo planteado

El modelo propuesto por el artículo se genera a partir de datos experimentales obtenidos a escala de laboratorio en un biorreactor de 5L. En la Figura 12 se presentan los datos experimentales junto con la resolución de las ecuaciones planteadas anteriormente por los autores del artículo.

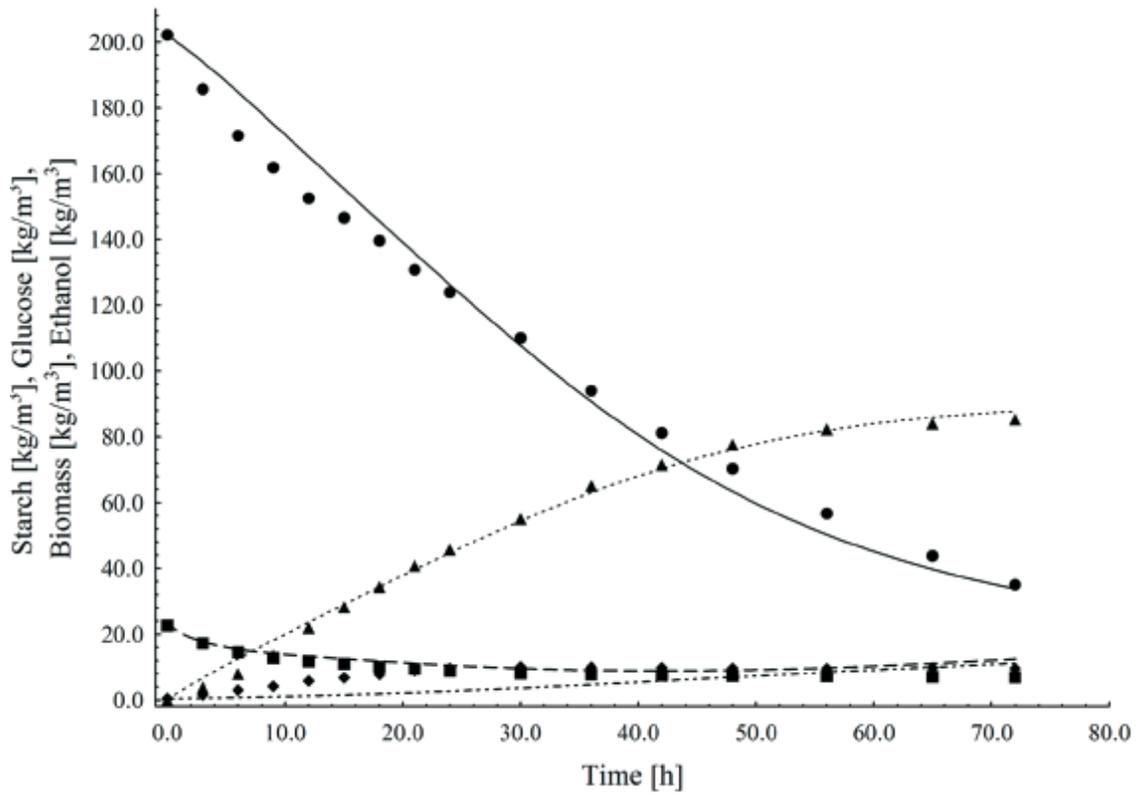


Figura 12. Datos experimentales y ajuste del modelo, realizado por los autores del artículo científico.

Para verificar el modelo propuesto, se resuelven las ecuaciones propuestas mediante la implementación del método numérico Runge-Kutta 4^{to} orden. La respuesta que se obtiene es similar a la presentada por los responsables del artículo consultado, como se muestra en la Figura 13.

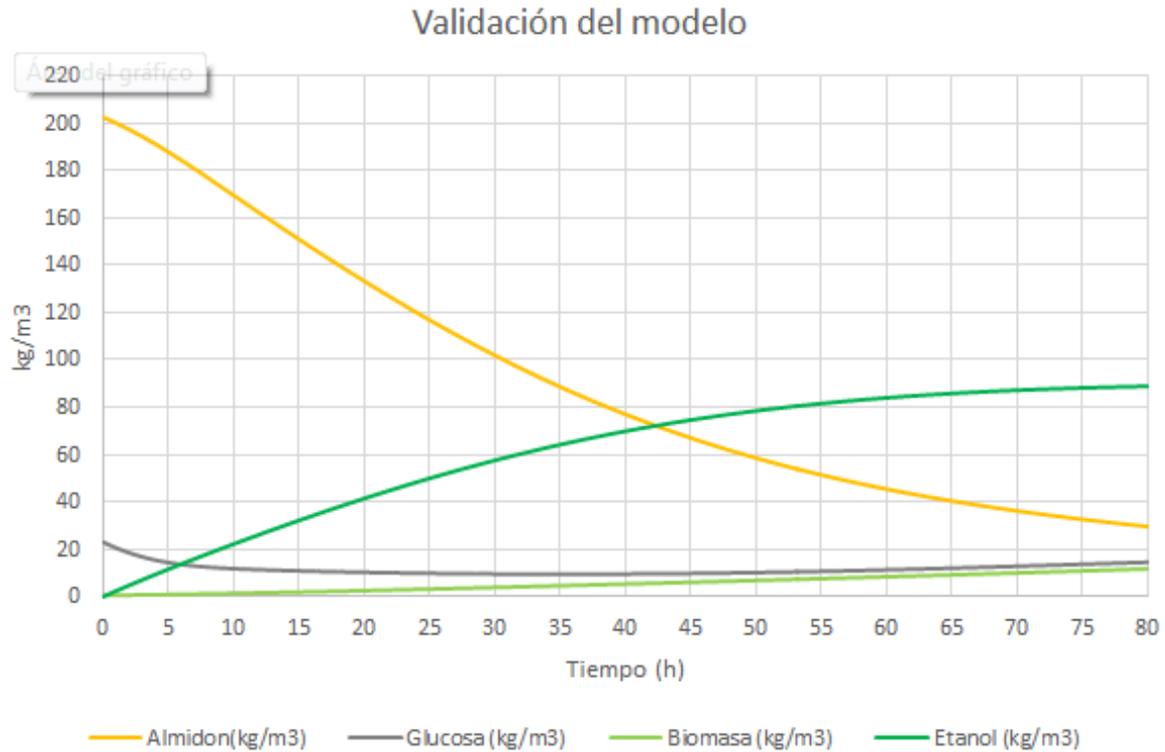


Figura 13. Resolución de las ecuaciones diferenciales del modelo.

Al ajustarse la resolución de las ecuaciones diferenciales a los datos experimentales, se comprueba que el modelo cinético elegido es válido. Esto implica que efectivamente el modelo matemático propuesto por los autores mencionados anteriormente se ajusta considerablemente bien a los resultados que obtuvieron experimentalmente. Por lo tanto, estamos en condiciones de continuar el diseño del reactor con el modelo propuesto.

2.8. CONDICIONES ÓPTIMAS

En general, las restricciones económicas obligan a los procesos industriales a funcionar en un rango muy pequeño de condiciones de operación óptimas. La cantidad de etanol obtenida depende, principalmente, de cuatro variables independientes: la concentración de sustrato en el puré inicial, la dosis de GSHE (enzimas hidrolizantes de almidón granular), el pH de la mezcla y la temperatura del sistema.

El pH y la temperatura de la mezcla influyen ampliamente en la funcionalidad de las enzimas y de la levadura. Si estos parámetros no se controlan en un nivel de máximo aprovechamiento, la actividad de los reactivos se ve afectada y esto conlleva a un desaprovechamiento de los mismos. Por otro lado, la dosis de enzimas justa permite que se genere la máxima cantidad de sitios activos posibles en cierta cantidad de almidón empleada.

A continuación, se analiza la cantidad de etanol formada en función de estas variables con el fin de determinar las condiciones óptimas a las cuales se debe operar el reactor.

Para ello, se emplea la siguiente correlación para la producción de etanol en función de la cantidad de dosis de enzimas y concentración inicial de almidón. La experiencia de donde se obtuvo la funcionalidad se realizó a pH 5 y 35°C de temperatura por Wojciech Białas*, Adrian Czerniak y Daria Szymanowska-Powałowska (24).

Es importante aclarar que el modelo propuesto para representar la cinética de reacción no tiene en cuenta los efectos que generan los cambios de temperatura, pH y la dosis de enzimas porque el mismo considera que el medio se encuentra condiciones óptimas. Sólo tiene en consideración el efecto que genera la cantidad de almidón presente.

Tabla 19. Correlación para la producción de etanol en función de la dosis de enzima y concentración inicial de almidón.

Y1(Etanol g/L)=116,1+5,88.X1+4,81.X2-9,02.X2 ²					
Variación de niveles	-1,4	-1	0	1	1,4
X1: Concentración de puré(%p/p)	23	25	30	35	37
X2: dosis GSHE (mL/Kg)	0,3	0,75	1,875	3	3,45

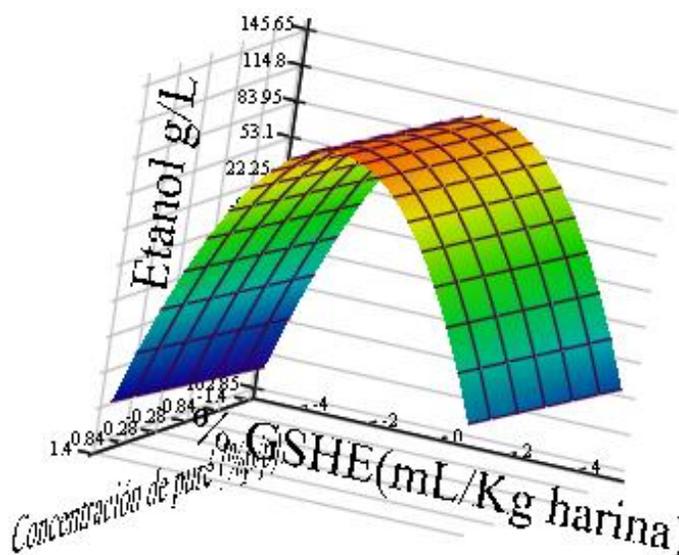


Figura 14. Producción de etanol (Y1) en función de GSHE y concentración de puré.

En base a los resultados que se muestran en la Figura 14, las condiciones óptimas para el rendimiento anterior se encontraron en dosis de enzima de 2,05 ml / kg y pH de 5,0. La máxima concentración de etanol es 124,332g/L y se obtuvo utilizando concentración de puré del 35% aproximadamente. Sin embargo, es posible aumentar la concentración de almidón en la alimentación de la corriente del fermentador a más de este valor. Una alternativa razonable para lograr el aumento en la productividad de la fermentación alcohólica de las maceraciones concentradas es la eliminación del producto. El método de SSF con separación de etanol evita las inhibiciones naturales del crecimiento celular causado por altas concentraciones de alcohol etílico.

Por otro lado, a partir del análisis realizado por Sheetal B. Gawandea y Indrasing D. Patilb (25) se analiza el porqué de la elección de pH óptimo igual a 5 y la temperatura de 35°C aproximadamente.

Cabe destacar que la cantidad de etanol producido en cada experiencia es distinta y esto se debe a que las condiciones experimentales de cada una son diferentes. Por lo tanto, no son comparables las cantidades obtenidas. De todas formas, es útil para analizar a que condición de pH y temperatura se produce la máxima cantidad de etanol.

A continuación, la Tabla 20 presenta la funcionalidad de la cantidad de etanol en función del pH, concentración de puré y temperatura.

Tabla 20. Correlación para la producción de etanol en función de la concentración inicial de almidón, pH y temperatura.

Y1(ETANOL G/L)=4,1+0,39.X3+0,24.X4+0,11.X1-1,056.X32-0,23.X42-0,13.X12+0,0001.X3.X4+0,03.X3.X1+0,03.X4.X1					
Variación de niveles	-1,682	-1	0	1	1,682
X1: Concentración de puré(%p/p)	4	8	12	16	20
X3: pH	4,5	5	5,5	6	6,5
X4: Temperatura	26	28	30	32	34

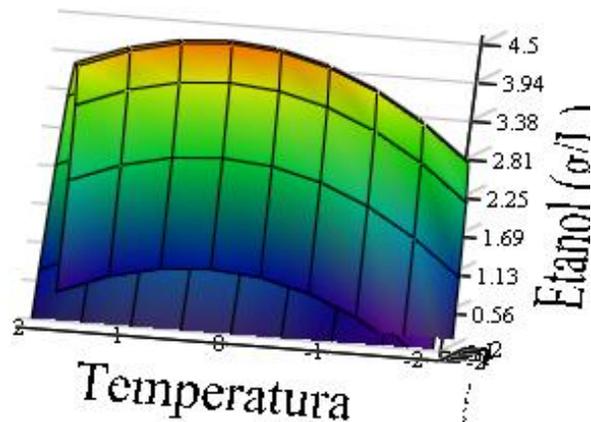


Figura 15. Producción de bioetanol en función de la temperatura y pH con concentración de sustrato de 12%.

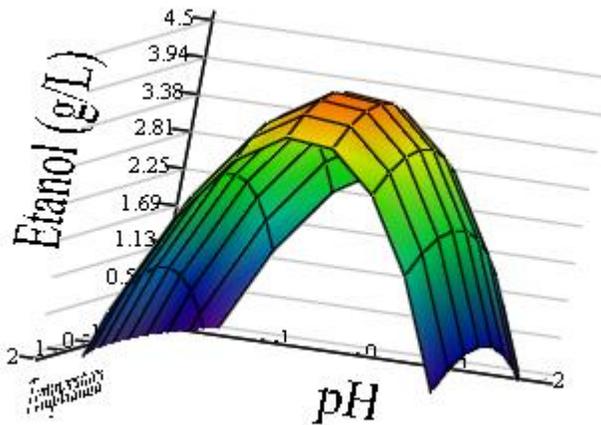


Figura 16. Producción de bioetanol en función de temperatura y pH con concentración de sustrato del 12%.

De los gráficos presentados en Figura 15 y Figura 16, se observa que la máxima producción se logra a un pH entre 5-6 y a una temperatura que varía entre 28-35°C aproximadamente.

A partir de este análisis, se estima que las condiciones óptimas de operación son:

Tabla 21. Condiciones óptimas de operación.

Concentración de sustrato (%p/p)	30-40%
Dosis de GSHE (mL/Kg)	2.05 ml / kg
pH	5-6
Temperatura	28-35°C
Tempo de reacción (h)	60-80

2.9. PARÁMETROS TERMODINÁMICOS

Las reacciones químicas van siempre acompañadas de una transferencia de energía y, por lo tanto, existen cambios energéticos que deben ser estudiados a través de la termodinámica. Este tipo de análisis permite conocer si la reacción es espontánea en las condiciones de trabajo y, además, brinda información de cuanto calor va a generar o adquirir el proceso productivo en cuestión.

En nuestro caso, se producen dos reacciones dentro del o los equipos por lo que existirá el aporte de dos calores de reacción en simultáneo. Ante esto, se analizarán ambas por separado y luego, se sumarán ambos resultados.

En esta sección, el análisis termodinámico implicará obtener datos de entalpía de formación y energía libre de Gibbs para cada una de las reacciones. La entalpía (ΔH) expresa una medida de la cantidad de energía absorbida o cedida por un sistema, es decir, la cantidad de energía que un sistema intercambia con su entorno. Este concepto es el que permite saber si la reacción es exotérmica o endotérmica y cuantificar el calor puesto en juego. Por otro lado, la energía libre de Gibbs (ΔG) es una función de estado que brinda la condición de equilibrio y de espontaneidad para una reacción química (a presión y temperatura constantes).

Luego, si el ΔH de formación es mayor a cero la reacción es endotérmica (requiere calor del medio que la rodea) y por el contrario, si el ΔH de formación es menor a cero la reacción es exotérmica. Con respecto a la energía libre de Gibbs, si el ΔG es menor a cero la reacción se produce espontáneamente, lo cual facilitaría la ocurrencia del proceso.

Hidrólisis

Para obtener información termodinámica de la etapa de hidrólisis de almidón, se consultó el artículo escrito por Yadu B. Tewari (26). En él se analiza la hidrólisis con las enzimas α -amilasa y glucoamilasa, obteniendo valores de constante de equilibrio observada (K_{obs}) en un rango de pH entre 5 y 8, a distintas temperaturas y condiciones iniciales de concentración. Luego de analizar los resultados obtenidos, el autor llega a los siguientes valores:

Tabla 22. Resultados obtenidos del análisis.

Temperatura	25°C
pH	5-8
ΔH	5,86 \pm 0,54 KJ/mol
ΔG	-7,06 \pm 0,1 KJ/mol

Fermentación

Los parámetros termodinámicos de la reacción de obtención de etanol a partir de glucosa se estimarán en forma teórica a partir de datos consultados en bibliografía. Los cálculos se realizan a partir de la estequiometría de reacción y no se considera el rango de pH de trabajo. Sin embargo, en caso de hacer un análisis riguroso se debería tener en cuenta que los microorganismos presentes se reproducen a medida que transcurre el tiempo.

Es importante aclarar que el análisis termodinámico se realiza de esta manera debido a que no se consiguieron datos y análisis confiables de laboratorio. Si se tuviesen datos experimentales para la reacción de fermentación, a partir de la levadura antes mencionada, serían mucho más representativos que los cálculos que se realizaran a continuación. Por lo tanto, estos cálculos son sólo una estimación de las condiciones termodinámicas de la reacción.

Las ecuaciones a partir de las cuales se obtienen los parámetros antes mencionados son:

Entalpía de reacción²

$$\Delta H^{\circ r} = \sum ni. \Delta H^{\circ} \text{productos} - \sum ni. \Delta H^{\circ} \text{reactivos}$$

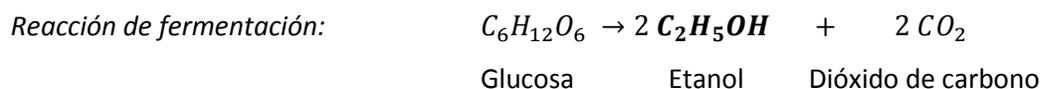
Energía libre de Gibbs de reacción

$$\Delta G^{\circ r} = \sum ni. \Delta G^{\circ} \text{productos} - \sum ni. \Delta G^{\circ} \text{reactivos}$$

En la Tabla 23, se muestran los valores termodinámicos en condiciones estándar de cada reactivo y producto.

Tabla 23. Valores termodinámicos en condiciones estándares. (27) y (28)

Compuesto orgánico	ΔH (KJ/mol)	ΔG (KJ/mol)
Glucosa	-1279,17	-915,12
Etanol	-277,61	-393,38
Dióxido de carbono	-393,51	-174,72



² El símbolo ° implica que los datos son en condiciones estándar, esto implica temperatura es 25°C y presión de 1 atm.

Cálculo de la entalpía de reacción

$$\Delta H^{\circ r} = 2. \left(-277,61 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) + 2. (-393,51 \text{ KJ/mol}) - 1. (-1279,17 \text{ KJ/mol})$$

$$\Delta H^{\circ r} = -63,07 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

Cálculo de la energía libre de Gibbs de reacción

$$\Delta G^{\circ r} = 2. \left(-393,38 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) + 2. (-174,72 \text{ KJ/mol}) - 1. (-915,12 \text{ KJ/mol})$$

$$\Delta G^{\circ r} = -221,08 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

Luego, en la Tabla 24 se presentan los valores termodinámicos obtenidos para la fermentación.

Tabla 24. Resultados obtenidos para la fermentación.

Temperatura	25°C
ΔH	-63,07 KJ/mol
ΔG	-221,08 KJ/mol

La temperatura óptima de trabajo (35°C) dentro del reactor es mayor la temperatura a la cual se obtienen los parámetros termodinámicos presentados. Para poder calcular el valor real de calor puesto en juego, se debería adicionar la cantidad de cada compuesto por su capacidad calorífica por la variación de temperatura. Como no se cuenta con valores de capacidades caloríficas de todos los compuestos involucrados en las reacciones, se considera que los valores termodinámicos obtenidos son una aproximación y que no varían significativamente con un salto de temperatura de 10°C. Respecto al pH de nuestras condiciones óptimas de operación (entre 5 y 6), los parámetros obtenidos para la hidrólisis se encuentran dentro del rango, mientras que para la fermentación no hay información sobre esta variable.

Por lo tanto, considerando los parámetros presentados en la Tabla 22, estamos frente a una reacción de hidrólisis que es endotérmica por tener un calor de reacción mayor a cero y, además, la reacción se produce en forma espontánea siempre y cuando estén presentes las enzimas correspondientes. Mientras que, como se muestra en la Tabla 24, la etapa de fermentación es una reacción exotérmica y se da en forma espontánea siempre que no se supere un límite de temperatura al cual disminuiría la actividad de la levadura.

2.10. ANÁLISIS PRELIMINAR DEL REACTOR

La planta de producción de bioetanol se diseña para obtener una cantidad de 300.000 m³ al año. Debido al elevado caudal que se desea, la producción se tiene que llevar a cabo en un sistema continuo. Si se utilizara un sistema discontinuo, se incrementaría el tiempo de operación por las paradas para carga, descarga y limpieza, impidiendo obtener el caudal buscado.

Se decide utilizar un tanque agitado o una serie de tanques agitados (se definirá en capítulos posteriores). Se utilizará un sistema de agitación para lograr el homogeneizado de la concentración y temperatura en el reactor.

Las alimentaciones del reactor serán: el puré que contiene almidón proveniente de la molienda en seco mezclado con agua, la enzima y la levadura. A su vez, se debe tener en consideración, que el reactor a diseñar debe tener un sistema de separación para el CO₂, siendo uno de los principales subproductos.

La planta de producción trabajará continuamente durante 11 meses por año, teniendo una producción de 38 m³ de etanol por hora. En el capítulo 1, se determinó que por cada metro cúbico de etanol son necesarios 2600 kg de maíz. Por lo que se necesitarán 98.800 kg de maíz por hora.

La corriente de salida del reactor, contendrá 124 kg de etanol/ m³ de solución (determinado en la sección 2.8). Por lo tanto, la corriente de salida será de 240 m³ por hora aproximadamente.

CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE PRE/POST TRATAMIENTOS Y SEPARACIONES

3.1. INTRODUCCIÓN

El presente capítulo tiene como objetivo determinar tratamientos para cada corriente de proceso con el fin de que se cumplan los requerimientos operativos y comerciales.

Al recibir la materia prima, se procede al desgranado del maíz. Luego, se realizan las operaciones necesarias para que la corriente de entrada al reactor ingrese en las condiciones óptimas que el proceso de obtención del etanol requiere.

Un aspecto fundamental a analizar, es la recuperación de subproductos. Se analiza cómo tratar y purificar al dióxido de carbono que se obtiene como subproducto en la fermentación para que pueda ser comercializado y darle un valor agregado a la planta. Adicionalmente, se analiza la recuperación de granos destinados a ser vendidos como alimento para ganado.

Por último, se propone un sistema de purificación para el etanol. Esta etapa tiene como objetivo que el producto principal cumpla con el requerimiento de pureza establecido para su comercialización (99,5 % v/v).

3.2. PRE-TRATAMIENTO

El proceso de producción de etanol a partir de maíz comienza con la recepción del cereal en las instalaciones y su almacenamiento en silos diseñados para tal fin. Se ha de indicar que el proyecto parte del supuesto de que el maíz que se recibe en las instalaciones de la planta de producción proviene desde su origen sin contaminación.

En caso de que la partida de maíz presente alguna de las diversas contaminaciones posibles, se debe realizar un pre-tratamiento específico para eliminar la problemática.

Una vez que el maíz llega a la planta a través de camiones, se lo descarga y se lo desgrana, en una máquina diseñada para tal fin. Luego, se lo aloja en los silos para su almacenamiento y posterior molienda. Una vez molido, la harina junto con el agua, enzimas y levadura forman un puré que alimenta al reactor.

A continuación, se detallan las etapas necesarias para que el grano de maíz, junto con las demás materias primas, forme un puré que llegue al reactor en las condiciones óptimas necesarias.

3.2.1. DESGRANADORA

En esta etapa, se procede a la separación de los granos del maíz del resto de la planta. Para ello, se utiliza una desgranadora. La misma consiste en una tolva donde se deposita en este caso la materia prima, luego por la acción de rodillos de trilla accionados por un motor, se procede a la separación del grano del resto de la planta. El maíz desgranado es entregado con buena limpieza, separando las impurezas que se pueden producir al realizar esta operación.

Estos equipos tienen como ventaja que se pueden utilizar para todo tamaño de mazorcas, y a su vez, pueden ser introducidos junto con las hojas de la planta.

3.2.2. ALMACENAMIENTO

Una vez que los granos fueron separados del resto de la planta, se almacenan en los silos. Este tipo de operación no es una separación, por lo tanto, no compete a este capítulo. Sin embargo, se considera importante hacer mención a esta etapa ya que mantener la materia prima en buenas condiciones es una forma de pre-tratar la corriente de alimentación del proceso.

Dado que los granos de cereal son higroscópicos, éstos normalmente absorben agua o bien el grano transfiere su humedad al ambiente, hasta lograr un equilibrio con la atmósfera del aire.

El efecto más desfavorable es la humidificación del grano, que puede dar lugar a la fermentación del mismo (oxidación anaeróbica), que hace aumentar la temperatura y deteriora el grano, lo que posibilita la proliferación de insectos.

El grano es un “ser vivo” y por lo tanto realiza una respiración natural y debe tener las condiciones óptimas de humedad y temperatura.

Por lo tanto, los planes de control para el almacenamiento del grano en silos metálicos son (29):

- Sistema de control de temperatura.
- Dimensionamiento de una ventilación adecuada con ventiladores centrífugos.
- Sistema de enfriamiento, es decir, ventilación con aire frío (en caso necesario).

Para el maíz en particular, las condiciones óptimas para el almacenamiento prolongado serían:

- 13% de humedad.
- Temperatura de 15°C.

3.2.3. MOLIENDA

Para realizar la hidrólisis del almidón, es necesario obtener el sustrato a partir de la molienda del grano de maíz. La molienda ayuda a romper los duros revestimientos externos del grano, lo que aumenta el área de superficie del almidón. Luego, la harina obtenida se mezcla con agua caliente, levaduras y enzimas, para formar un puré y el mismo se introduce al reactor.

Según el tamaño de la partícula molida es el porcentaje de máximo rendimiento que se obtiene en la producción de bioetanol. El tamaño óptimo de partícula que genera un buen rendimiento es entre 3 y 5 mm de diámetro. (30)

La molienda del grano se puede llevar a cabo a través de un molino de martillo o de rodillos. A continuación, se detalla el funcionamiento de los mismos.

Molino de martillo

Consiste de un rotor horizontal o vertical unido a martillos fijos o pivotantes encajados en una carcasa. En la parte inferior se encuentra una malla del tamaño de partícula deseado. Como el rotor gira, la alimentación (granos de maíz en este caso) se golpea contra la pared. La malla de la parte inferior permite que las partículas que son lo suficientemente pequeños dejen la unidad mientras que las partículas más grandes continúan siendo martilladas hasta que todo el material está en el rango de tamaño correcto.

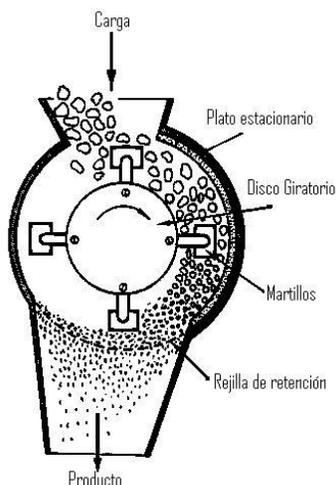


Figura 17. Molino de martillo.

Molino de rodillos

El molino de rodillos es un modelo de molino más sofisticado que se utiliza para producir harina fina de alta calidad. Funcionan triturando y moliendo el grano de maíz entre sus dos rodillos. La separación de los rodillos puede regularse con precisión, de forma que cuando es alimentado con una sola capa de grano de tamaño cuidadosamente seleccionado, de la superficie de cada grano se elimina una pequeña cantidad predeterminada a medida que pasa verticalmente hacia abajo entre los rodillos.

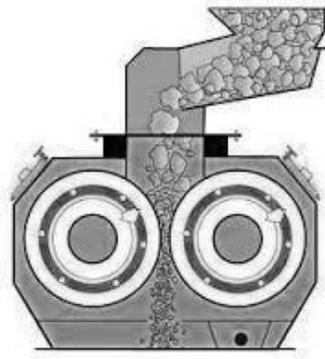


Figura 18. Molino de rodillos.

Nuestro sistema de molienda, estará dotado con un sistema de molinos de martillos con recirculación que tienen como objeto llevar a cabo el molido del grano hasta obtener la granulometría óptima del cereal al objeto de maximizar la producción de etanol. Se elige el molino de martillos porque en la industria actual es el más desarrollado y empleado en este tipo de procesos ya que el mismo permite operar dentro del rango de caudales de trabajo.

3.2.4. PURÉ

Una vez obtenida la harina de maíz, estamos en condiciones de realizar la mezcla necesaria para formar el puré que alimenta al reactor.

El puré debe contener no más de 40% en sólidos y debe ser mezclado con agua caliente, levadura previamente activada y las enzimas necesarias para desarrollar el proceso de obtención del bioetanol. El puré que ingrese al reactor, debe tener una temperatura de 35°C aproximadamente.

3.3. POST-TRATAMIENTO

A la salida del reactor se tiene una mezcla sólido-líquido-gas. Durante la fermentación de los azúcares, se libera dióxido de carbono (CO_2) que se va a recuperar, para poder comercializarlo como subproducto. En la parte líquida se encuentra nuestro producto de interés: el bioetanol, el cual se encuentra mezclado con agua. Y, la fase sólida, está constituida por una mezcla de la levadura, enzimas y los residuos de los granos de maíz.

El CO_2 gaseoso es separado por venteo en el reactor y se lo trata para poder comercializarlo. La mezcla líquido-sólido se introduce en el sistema de purificación, con el fin de obtener el bioetanol con los requisitos necesarios para la comercialización, y destilar los sólidos de manera de eliminar el alcohol presente. Estos sólidos son separados del líquido para su posterior tratamiento y venta.

3.3.1. LEVADURA

La levadura es un producto muy valioso para el proceso porque nos permite llevar a cabo la fermentación. Debido a esto, surge el interrogante de que se puede hacer con ellas luego de finalizado el proceso. Surgen dos opciones posibles: recircularla al proceso continuando con la fermentación de nuevos azúcares, o realizarle los tratamientos necesarios, junto con los desechos de maíz, para ser vendidas como alimento para ganado.

Al analizar estas dos opciones, se llega a la conclusión que recircular la levadura puede llegar a tener un beneficio económico, pero a su vez, puede traer problemas aparejados. La dificultad principal que se presenta es la materia prima que estamos usando: el maíz. La parte sólida que se obtiene a la salida del reactor no sólo comprende levaduras, sino que se tienen los desechos del grano utilizado. Debido a esto, para separar la levadura se necesitaría someter al sólido a varias etapas de centrifugado. Esto no sería un procedimiento muy práctico y, a su vez, se producirían pérdidas de rendimiento. Adicionalmente, luego del recirculado, al no ser la levadura tan robusta les da la oportunidad a otros organismos a competir por el sustrato, afectando el rendimiento y la productividad del etanol. Debido a lo enunciado, se descarta la posibilidad de recuperar y recircular la levadura al proceso. (31)

3.3.2. DIÓXIDO DE CARBONO

Antes de plantear un método de separación se verifica si, en las condiciones de presión y temperatura de trabajo, el CO_2 dentro el reactor queda solubilizado con el líquido o es naturalmente liberado como gas. Para ello, se analiza el equilibrio líquido vapor de dióxido de carbono, agua y etanol que son los tres componentes presentes dentro del reactor (sin tener en cuenta los sólidos, porque se encuentran en una fase insoluble). Dicho equilibrio (ver Figura 19), se realiza entonces a las condiciones operativas definidas en el capítulo 2, que son a 35°C y 1 atm de presión. El modelo utilizado fue gas ideal- NRTL.

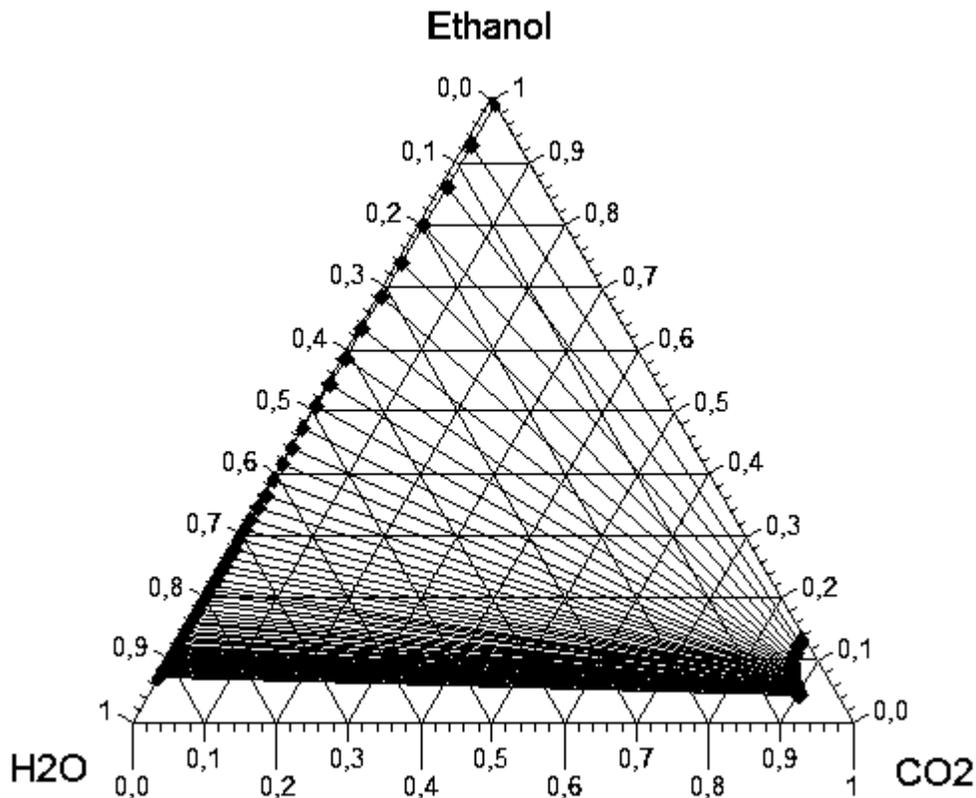


Figura 19. Equilibrio Líquido-Vapor para fracciones molares de CO_2 , H_2O y $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$.

Como se observa en la Figura 19, cualquiera sea la línea de unión en la cual se esté trabajando dentro del reactor, la fase líquida contiene casi en su totalidad etanol y agua, con algunas trazas de CO_2 despreciables. Mientras que, la fase gaseosa contiene mayormente CO_2 con trazas de agua etanol.

Este análisis nos indica que el dióxido de carbono puede ser venteado desde el reactor y capturado para posterior purificación con el fin de comercializarlo. Mientras que la fase líquida contendría cantidades despreciables del mencionado gas.

Purificación del CO₂

Primer tratamiento: Columna de lavado

Consiste en un lavado del mismo con agua con el fin de recuperar el etanol que la corriente gaseosa haya arrastrado. Este primer tratamiento se lleva a cabo en una columna de lavado en el que el CO₂ entra por la parte inferior del mismo acompañado del etanol y de una pequeña proporción de vapor de agua y sale libre de etanol con una cantidad de humedad.

Por la parte superior de la columna, pasa la corriente de agua mediante un sistema de dispersión. Mientras que por la parte inferior de la columna sale una corriente con un contenido exclusivo de etanol y agua, la cual se mezcla con la corriente procedente del reactor, para dirigirse al sistema de purificación.

Segundo tratamiento: Compresión, filtros y licuefacción

El CO₂ procedente de la columna de lavado es tratado para eliminar las impurezas mediante un sistema compuesto por un lecho de carbón activado para la eliminación de los malos olores. Seguidamente es comprimido con la ayuda de un compresor de dos etapas hasta una presión de alrededor de 24 bares para el tratamiento del CO₂ gaseoso. Una vez comprimido, el CO₂ gaseoso es tratado en un lecho de sílica gel para la eliminación de la humedad que contenga la corriente gaseosa de CO₂. Luego de esto, el CO₂ libre de impurezas y humedad es licuado a -50 °C en una planta de refrigeración. Posteriormente, el CO₂ líquido es conducido con la ayuda de un equipo de bombeo apropiado hasta los tanques de almacenamiento de CO₂ licuado.

3.4. TRATAMIENTO CORRIENTE DE SALIDA DEL REACTOR

La corriente de salida del reactor, se introduce en el sistema de purificación. La misma comprende la presencia de una fase líquida (etanol y agua) y una sólida, que incluyen presencia de fibra, aceite, proteína del grano, almidón no fermentado, levadura y enzimas.

3.4.1. PURIFICACIÓN DEL BIOETANOL

La mezcla etanol-agua a presión atmosférica consta de la presencia de un azeótropo de concentración 89% molar de etanol, haciendo que se vuelva imposible obtener el producto deseado llevando a cabo una destilación fraccionada ordinaria. Es por este motivo que se deben tener en cuenta otros procesos para lograr la deshidratación del etanol, como pueden ser: la destilación azeotrópica heterogénea con disolventes tales como benceno, pentano, isooctano y clorohexano, destilación extractiva con disolventes y sales como agentes de arrastre, adsorción con tamices moleculares o procesos que utilizan membranas de pervaporación. A continuación, se realiza el análisis de los mismos para la elección del sistema de purificación a utilizar.

Tamices moleculares

Es un proceso basado en la adsorción del agua, por materiales naturales o sintéticos. En esta técnica no se utilizan productos químicos, lo que permite no contaminar el producto final (mejor calidad del alcohol) y requiere de una gran automatización del proceso con una alta tecnología y un alto equipamiento de instrumentación.

Destilación azeotrópica heterogénea

Es una destilación en la que el agente de arrastre forma un azeótropo heterogéneo binario/ternario de punto de ebullición mínimo, garantizando la salida por la cabeza de la columna.

Si bien ha sido ampliamente estudiada y aplicada en la industria de la deshidratación de etanol, presenta desventajas asociadas con el alto nivel de no linealidad, multiplicidad de estados estacionarios, límites de destilación heterogéneos, largos estados transitorios y equilibrios líquido-líquido heterogéneos. Esto limita el rango de operabilidad del sistema ante perturbaciones en la corriente de alimentación.

Pervaporación por membranas

Es un proceso de separación en el cual una mezcla líquida se pone en contacto con una membrana polimérica permeable microporosa y selectiva. Uno de los componentes de la mezcla es transportado preferentemente a través de la membrana, en estado vapor (permeado), siendo condensado y recuperado.

Este proceso presenta ventajas por sobre los descritos anteriormente, como, por ejemplo:

- Alta selectividad en la separación del solvente extractor, independientemente del equilibrio de fases termodinámico.
- Mayor ahorro energético que en otros procesos, ya que no necesita de procesos auxiliares para la recuperación del agente de separación.
- Mínimo impacto ambiental dado que no utiliza solventes ni sales orgánicas.

Sin embargo, llevar a cabo esta operación requiere de nuevos modelos fenomenológicos para simular y diseñar estas unidades, ya que la misma está regida por la transferencia de masa y la adsorción, en vez del equilibrio de fases termodinámico, como es el caso de las destilaciones azeotrópica y extractiva. Esto restringe las posibilidades de diseñar y simular las unidades a medida de las necesidades del proceso. También cabe mencionar que los costos operativos son mayores a los de las demás operaciones, ya que se necesita alcanzar bajas temperaturas para lograr la condensación del permeado y los flujos efluentes de la unidad suelen ser bajos, limitando la producción del etanol anhidro.

Destilación extractiva

Es un proceso de vaporización parcial en presencia de un agente de separación no volátil con un alto punto de ebullición, que generalmente se denomina solvente o agente de arrastre, y que se agrega a la mezcla azeotrópica para alterar la volatilidad relativa del componente clave sin formación adicional de azeótropos. En el caso de la destilación extractiva, muchas de las desventajas encontradas en los azeotrópicos no están presentes debido a que al no existir un equilibrio heterogéneo líquido-líquido, no se forman azeótropos adicionales con la adición del agente de arrastre y, por lo tanto, no hay límites de destilación.

A pesar de que destilación es una operación muy común para etapas de purificación, donde los productos obtienen un importante valor agregado por poseer las especificaciones rigurosas, tiene un fuerte impacto en el consumo de energía de los procesos.

En este proyecto, se propone purificar al etanol con un sistema que consta de tres columnas de destilación fraccionada.

La primera columna es la rectificadora y en ella se destila la mezcla de etanol, agua y sólidos obteniendo como producto destilado el azeótropo de etanol-agua.

La segunda columna es la encargada de producir la destilación extractiva y recibe la solución alcohólica rectificadora y al solvente. En el tope de la columna, el etanol anhidro es

condensado y obtenido como producto principal. En la región entre la alimentación del solvente y la de la solución, el agua es absorbida por el solvente, que desciende a la base de la columna. La corriente de fondo, constituida de agua y solvente, se alimenta a una tercera columna.

La tercera columna es la recuperadora del agente extractor, donde el agua es separada del solvente como producto de cabeza y es enviada como alimentación de otras etapas del proceso. El solvente purificado sale de la columna, como producto de fondo y es reciclado a la columna extractiva, junto con la corriente de alimentación.

Algunas modificaciones aplicadas a este proceso se basan en un análisis energético del mismo y plantean circuitos adicionales para los subproductos, logrando aumentar la eficiencia y el rendimiento del proceso. La Figura 20 describe el diagrama de flujo de esta operación.

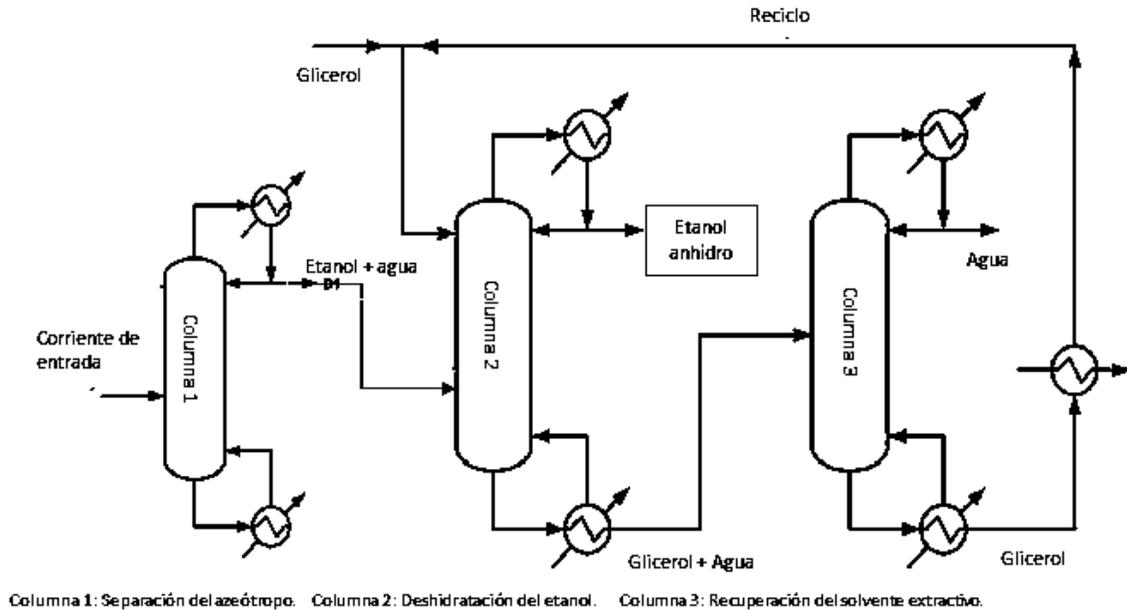


Figura 20. Sistema de purificación del etanol

3.4.1.1. ELECCIÓN DEL SOLVENTE

La volatilidad relativa y la selectividad son los criterios principales para la selección de solventes. Se debe analizar el equilibrio ternario líquido-líquido resultante del agregado del solvente de arrastre a la mezcla etanol-agua y seleccionar aquel equilibrio que resulte más favorable dentro de las posibilidades, teniendo en cuenta otras variables como viscosidad, estabilidad química, toxicidad, inflamabilidad, facilidad de recuperación, reciclabilidad y costo.

Con el fin de seleccionar el solvente para realizar la destilación extractiva, se compararon los sistemas ternarios acordes a distintos solventes agregados a la mezcla binaria etanol-agua, obtenidos de los resultados experimentales de diversas publicaciones académicas. En todos los casos se tuvieron en cuenta las condiciones de operación, de manera de descartar los sistemas en donde se deba trabajar a altas presiones y/o temperaturas, ya que esto requeriría de un sistema de control más riguroso y altos costos operativos. Posteriormente, se analizó el precio y la disponibilidad de los distintos solventes en Argentina, de manera de intentar operar con un solvente accesible.

Como resultado, se decidió trabajar con el compuesto propan-1,2,3-triol, también conocido como glicerol. Uno de los motivos fundamentales de la elección fue la gran disponibilidad de este compuesto en nuestro país, ya que es uno de los principales subproductos del biodiesel. Si bien el glicerol tiene aplicaciones industriales como, por ejemplo, en la industria farmacéutica y cosmética, la tasa de producción de glicerol supera a la tasa de consumo del mismo. Cabe destacar que, a diferencia de otros solventes comúnmente utilizados (por ejemplo, etilenglicol), el glicerol es no tóxico.

3.4.1.2. SELECCIÓN DEL MODELO TERMODINÁMICO

Para poder simular y obtener los equilibrios de fases para los procesos a realizar, se debe seleccionar un modelo termodinámico. Este dependerá de los compuestos presentes y de las condiciones de operación: rango de temperatura y presión de trabajo.

Para la selección del modelo termodinámico adecuado para cada sistema de separación, se va a utilizar el árbol de toma de decisiones (Figura 21). El mismo se basa en cuatro factores que considera principales (32):

- La naturaleza de las propiedades de interés.
- La composición de la mezcla a analizar.
- El rango de presión y temperatura de trabajo.
- La disponibilidad de parámetros.

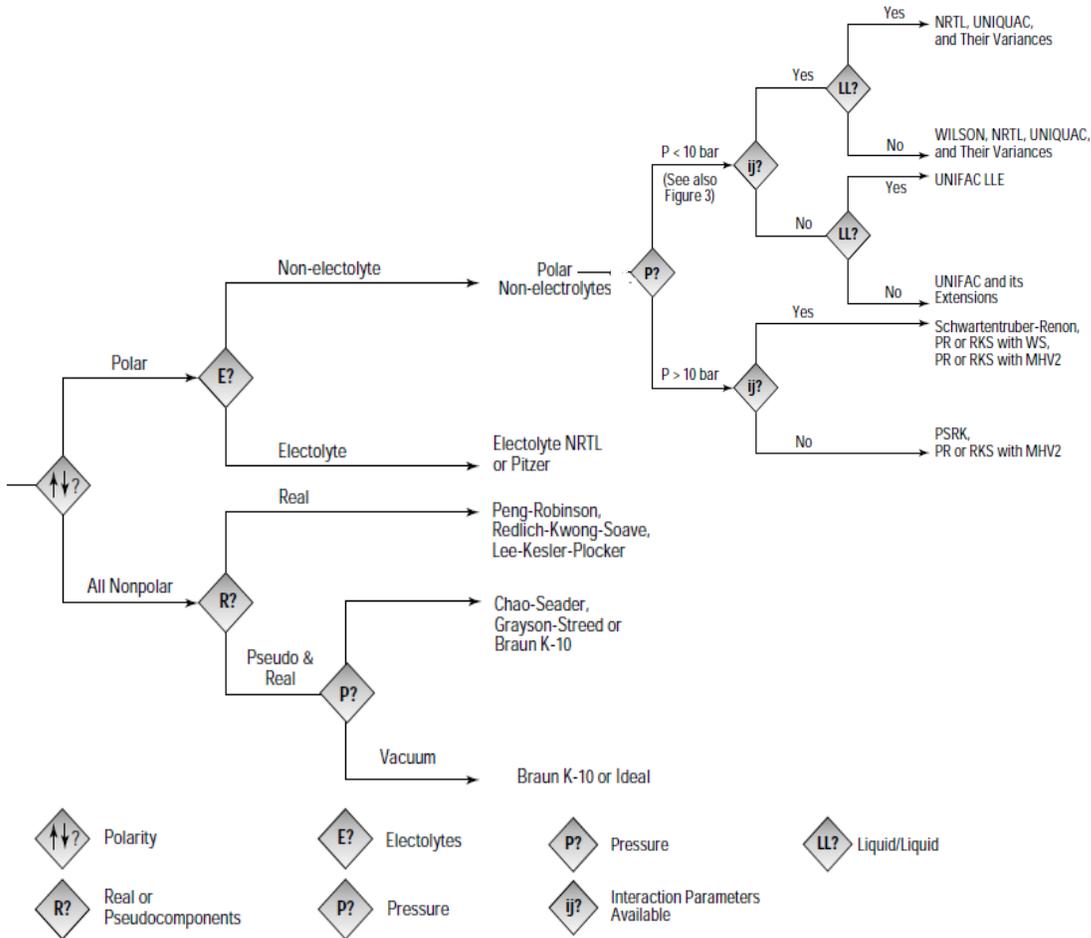


Figura 21. Modelo de toma de decisiones.

Como se nombró anteriormente, se cuenta con tres columnas de destilación:

- Sistema 1: etanol y agua.
- Sistema 2: etanol, agua y etilenglicol.
- Sistema 3: etilenglicol y agua.

Para cada uno de estos sistemas, se debe encontrar un modelo termodinámico que ajuste. Debido a que presentan similares características se supone que el análisis es igual para los tres casos.

El etanol y agua, son moléculas polares. Aparecen enlaces hidrógeno que son fuertes y derivan en comportamientos no ideales. A su vez, se cuenta con sistemas que no poseen electrolitos, debido a que no se encuentran disociados. Seguidamente, la presión de trabajo es

menor que 1 bar. Se considera que existen parámetros de interacción. Por último, los sistemas de trabajo son líquido-líquido.

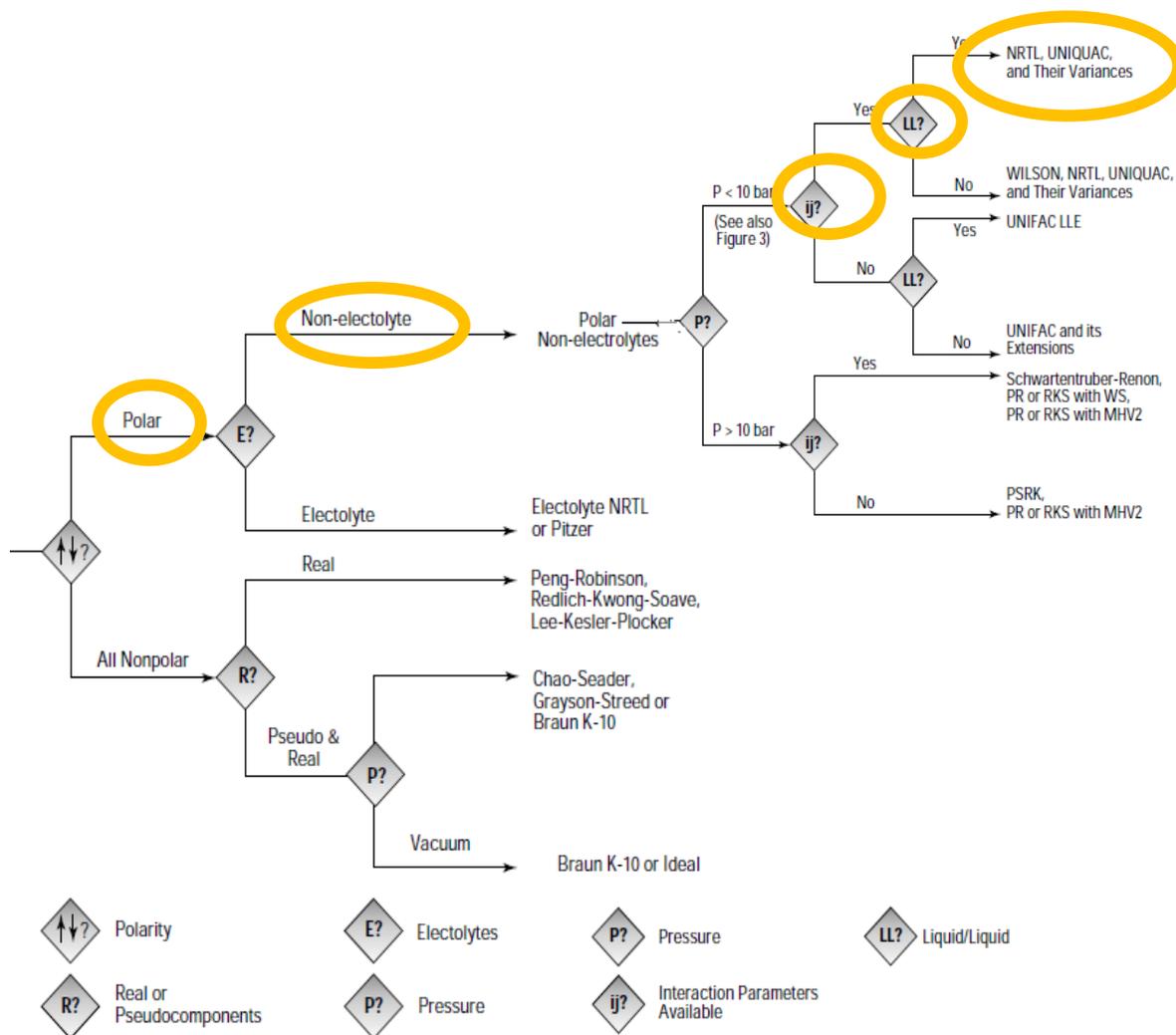


Figura 22. Selección del modelo termodinámico.

En la Figura 22 se muestra que, para los sistemas planteados, se puede aproximar su comportamiento a partir de los modelos NRTL, UNIQUAC y sus variantes.

3.4.1.3. PRIMERA COLUMNA: DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

La presión de trabajo de la columna es de 1 atmósfera. Se modelan los equilibrios T-XY para la mezcla etanol-agua a la presión de trabajo con el fin de conocer cómo se comporta el sistema dentro de la columna y cuál es la máxima pureza posible a obtener. Para ello, se utiliza

para la fase vapor el modelo de gas ideal, y para la fase líquida el NRTL. Se obtienen los equilibrios que se muestran en la Figura 23 y Figura 24.

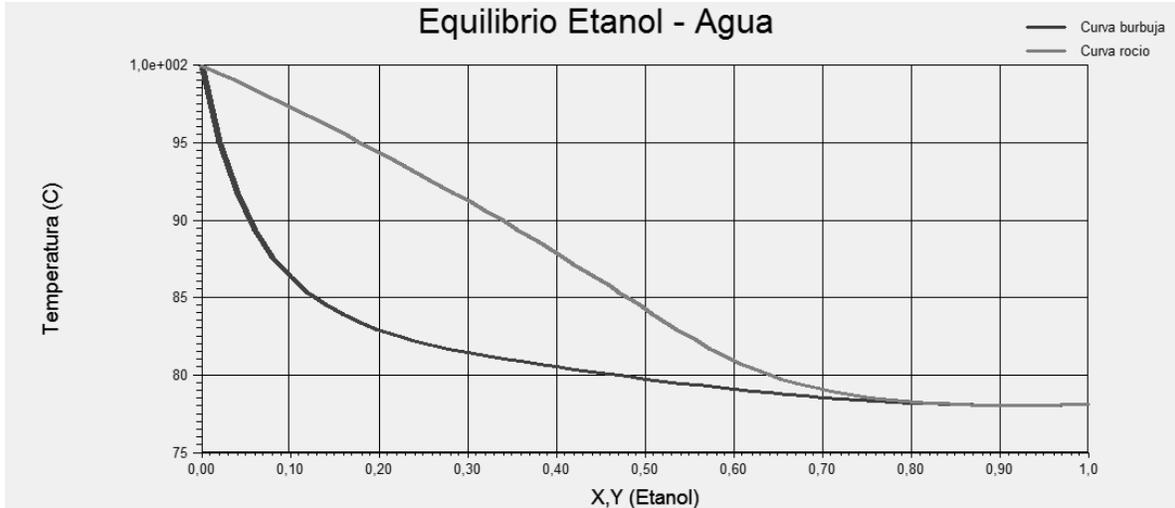


Figura 23. Equilibrio T-XY para la mezcla etanol y agua (P=1atm)

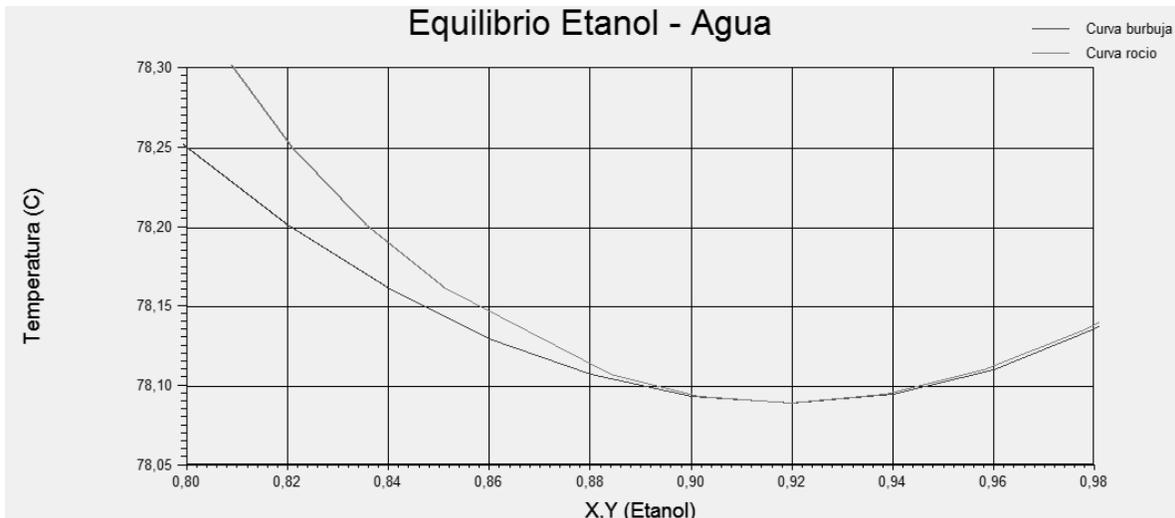


Figura 24. Equilibrio T-XY para etanol y agua (P=1atm), en un rango acotado de X,Y.

A partir de los equilibrios obtenidos, se observa que la mezcla etanol-agua cuenta con un azeótropo con una composición de 0,89 de etanol y a una temperatura de 78,1 °C. Luego, en la primera columna se obtiene la corriente de composición azeotrópica por la parte superior la cual es la corriente de entrada de la segunda columna.

De bibliografía, se obtuvieron puntos experimentales y se lo comparó con lo obtenido mediante simulación para validarlo. Se puede observar en la Figura 25.

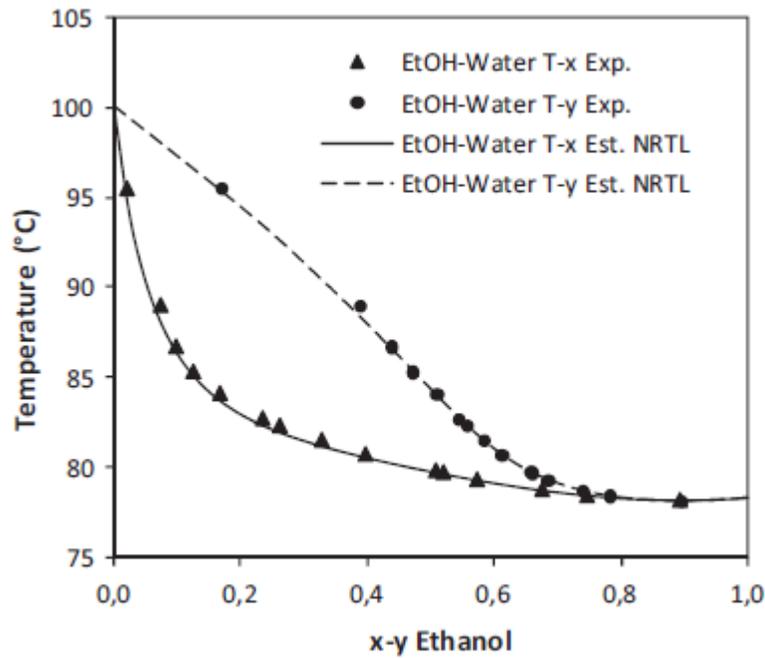


Figura 25. Comparación de equilibrios T-XY experimentales con modelo NRTL. (33)

Cabe destacar, que los sólidos están presentes en esta columna para eliminarles el etanol presente. Los mismos no intervienen en la destilación del sistema líquido, aunque se deben tener en cuenta al momento de calcular el calor a intercambiar en el reboiler. Luego de la destilación, son extraídos por la parte inferior de esta columna.

3.4.1.4. SEGUNDA COLUMNA: SEPARACIÓN DE ETANOL ANHIDRO

La segunda columna es alimentada con la mezcla etanol-agua obtenida en la columna anterior. A su vez, se le adiciona el agente extractor. En esta columna se produce la deshidratación del alcohol, obteniendo la pureza necesaria del producto.

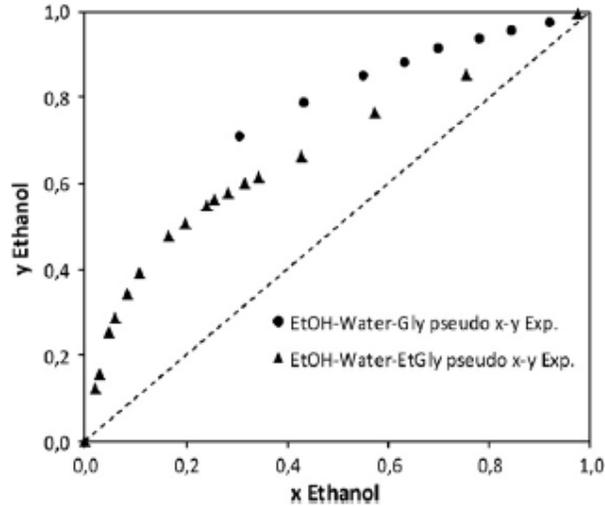


Figura 26. Equilibrio líquido vapor binario pseudo primer orden para agua, etanol y glicerol. (33)

En la Figura 26 se observa cómo se ve modificado el equilibrio del etanol y agua, cuando se le agrega el solvente extractor. Es evidente que el glicerol modifica el equilibrio líquido vapor, eliminando el azeótropo y haciendo posible la obtención de alta pureza de etanol.

Debido a las especificaciones requeridas del producto, se desea obtener por el tope una corriente con concentración de 99,5% v/v de etanol. Para poder lograr este requisito, se debe buscar que relación de caudal de solvente y caudal de alimentación necesario.

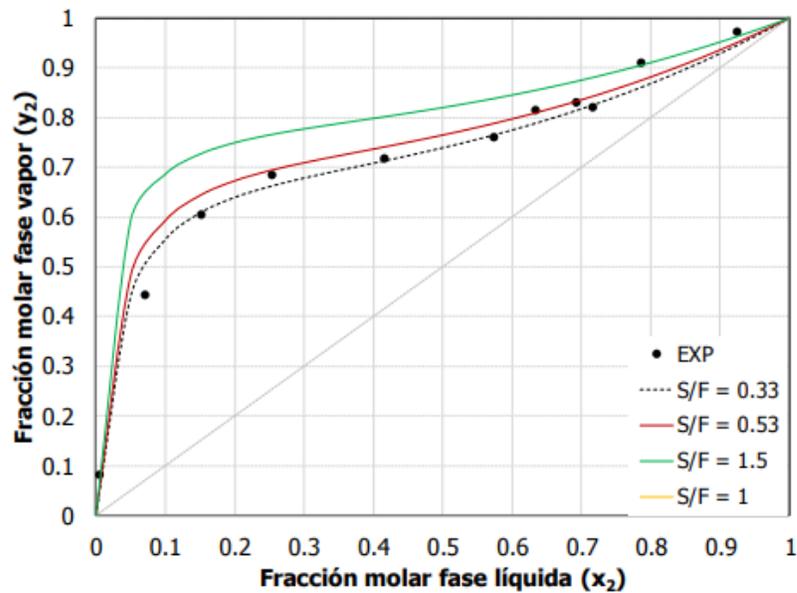


Figura 27. Equilibrio líquido vapor pseudo binario para la mezcla etanol – agua y glicerol a 1atm. Puntos experimentales obtenidos con Solvente(S)/Alimentación(F)=0,33. (34)

A partir de la Figura 27, se observa que a mayor relación S/F, la curva del equilibrio se separa más de la línea auxiliar de 45°. Esto quiere decir, que la cantidad de platos necesarios son menores y se alcanza más fácil la composición de etanol deseada. A partir de búsqueda bibliográfica (34), se llega a la conclusión que la relación S/F está en un rango de 0,45-0,55. De todas formas, depende de en qué zona se realizan las alimentaciones y la relación de reflujo, como así también, de las características estructurales de la torre.

3.4.1.5. TERCERA COLUMNA: RECUPERACIÓN DEL SOLVENTE.

La tercera columna es alimentada con la corriente de fondo del destilador anterior, compuesta por un 80,6% molar de glicerol y el resto de agua. El objetivo de la misma, es obtener una corriente de salida con una concentración de 99,95% molar de glicerol. Ésta es recirculada a la columna de destilación extractiva, agregando la cantidad de glicerol necesario para cumplir con la proporción de solvente/alimentación. Como la recuperación es casi total, este agregado es pequeño. A su vez, se obtiene agua por el tope, siendo posible recircularla al proceso.

En esta columna se debe tener en cuenta que, si se trabaja a 1 atm de presión, el glicerol se degrada debido a llegar a una temperatura mayor a la máxima posible. En consecuencia, se recomienda trabajar a presiones menores a 1 atmósfera permitiendo lograr las corrientes con las especificaciones necesarias, y evitando la degradación del solvente.

3.4.2. RECUPERACIÓN DE LOS DDGS

Los sólidos separados en la primera columna de destilación, son tratados con el objetivo de obtener los granos DDGS para su posterior comercialización como subproducto.

Los granos DDGS (granos solubles y destilados secos), están compuestos aproximadamente por 75% de granos DDG (granos secos destilados) y 25% de granos DDS (granos secos solubles).

Para iniciar la recuperación de los mismos, se comienza con la separación de la fracción sólida y líquida que queda luego de realizada la destilación. La misma es conocida como 'vinaza completa'. Seguidamente se separa la 'vinaza fina', que es la fracción líquida del sólido insoluble. Se utiliza un separador centrífugo para la realización de esta operación.

Los sólidos insolubles contienen aproximadamente el 35% de la materia seca. Un evaporador se utiliza para la concentración de los sólidos suspendidos y disueltos. Se obtienen los granos destilados húmedos (WDG), que contienen fundamentalmente residuos no fermentados de los granos adicionales.

La vinaza fina pasa a través de un evaporador para eliminar la humedad adicional que contiene. Se obtiene, de esta forma, un jarabe viscoso. Estos son los granos solubles húmedos (WGS), que contienen levaduras, nutrientes solubles y las partículas de los granos más finos.

Luego, se mezclan ambos productos obtenidos, para obtener los granos destilados y solubles húmedos (WDGS). Estos granos obtenidos, contienen un porcentaje de humedad del 65%. De esta manera, pueden ser utilizados directamente como un producto de alimentación para ganado, aunque tiene como desventaja que su vida útil no supera las dos semanas, por lo que su comercialización se dificulta. Es posible aumentar la vida útil del producto y reducir los costos de transporte, si se lo somete a un proceso de secado hasta un 10-12% de humedad. El resultado final, son granos DDGS. (32) (33) (34)

CAPÍTULO 4: DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES DE MASA DE LA PLANTA

4.1. INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se determina la capacidad nominal o de diseño de la planta en función de la capacidad instantánea que se espera obtener. Para ello, se tienen en cuenta los factores que afectan la efectividad de la planta.

Además, se presenta el diagrama de bloques de toda la planta estimada hasta el momento, con el fin producir bioetanol a partir de maíz con las especificaciones comerciales requeridas.

Por último, se estiman y caracterizan las corrientes de entrada y salida de todos aquellos equipos que implican una operación de transferencia de masa (módulos). A los equipos de cada módulo, se los simula y analiza como cajas negras, sin entrar en detalle en cuestiones de diseño debido a que se analizarán en los próximos capítulos.

4.2. CAPACIDAD DE DISEÑO DE LA PLANTA

La planta diseñada tendrá una capacidad instantánea de producción de 192.171 m³ de bioetanol por año. Sin embargo, el diseño de equipos para la planta se realiza a partir de la capacidad de diseño la cual se estima como la capacidad instantánea de producción afectada por un factor de efectividad global de proceso.

$$\text{Capacidad de diseño o nominal} = \frac{\text{Capacidad instantánea de producción}}{\text{Factor de efectividad global}}$$

El factor de efectividad global de proceso es una razón porcentual que sirve para medir la eficiencia productiva de la planta. Es un único indicador que mide todos los parámetros fundamentales en la producción industrial: la disponibilidad, la eficiencia y la calidad. Se considera que engloba todos los parámetros fundamentales porque del análisis de las tres razones que forman el Factor de Efectividad Global, es posible saber si lo que falta hasta el 100% se ha perdido por disponibilidad (la planta estuvo cierto tiempo parada), eficiencia (la planta estuvo funcionando a menos de su capacidad total) o calidad (se han producido unidades defectuosas).

El valor del factor permite clasificar a toda una planta. En este caso, asumiremos que su valor es de 0,8, lo cual clasifica a la planta diseñada como aceptable con ligeras pérdidas económicas, y con posibilidades de mejora.

Luego, los balances de masa para definir las corrientes de entrada y salida de cada módulo operativo se calcularán a partir de la capacidad nominal o de diseño de la planta. La misma resulta ser:

$$\text{Capacidad de diseño o nominal} = \frac{192.171 \text{ m}^3 \text{ anuales}}{0,8}$$

$$\text{Capacidad de diseño o nominal} = 240.213,6 \text{ m}^3 \text{ anuales}$$

Para los cálculos siguientes se considera que la planta trabaja 330 días en el año (11 meses) debido a una parada anual de mantenimiento y ajustes. Por lo tanto, según la capacidad nominal la corriente de etanol será aproximadamente de 30,33 m³/h.

4.3. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

La producción de bioetanol a partir de maíz consiste principalmente en las etapas que se desarrollan a continuación:

- ✓ Recepción del maíz, desgranado y molienda.
- ✓ Formación del puré.
- ✓ Sistema de reactores, dónde se lleva a cabo la sacarificación y fermentación en simultáneo.
- ✓ Captura del CO₂ en el sistema de reactores y posterior purificación.
- ✓ Deshidratación del bioetanol mediante un sistema de destilación extractiva.
- ✓ Destilación de los sólidos junto con la corriente de etanol.
- ✓ Separación por centrifugación de una parte de los sólidos destilados, los cuales luego se someten a una evaporación para eliminar la cantidad de agua necesaria.
- ✓ Mezclado de los sólidos húmedos y los evaporados para su posterior secado con el fin de obtener los DDGS (burlanda húmeda).

4.3.1. DIAGRAMA DE FLUJO

A partir de lo expuesto se presenta en la Figura 28 el diagrama de flujo de la planta de producción de bioetanol considerando la recuperación de subproductos.

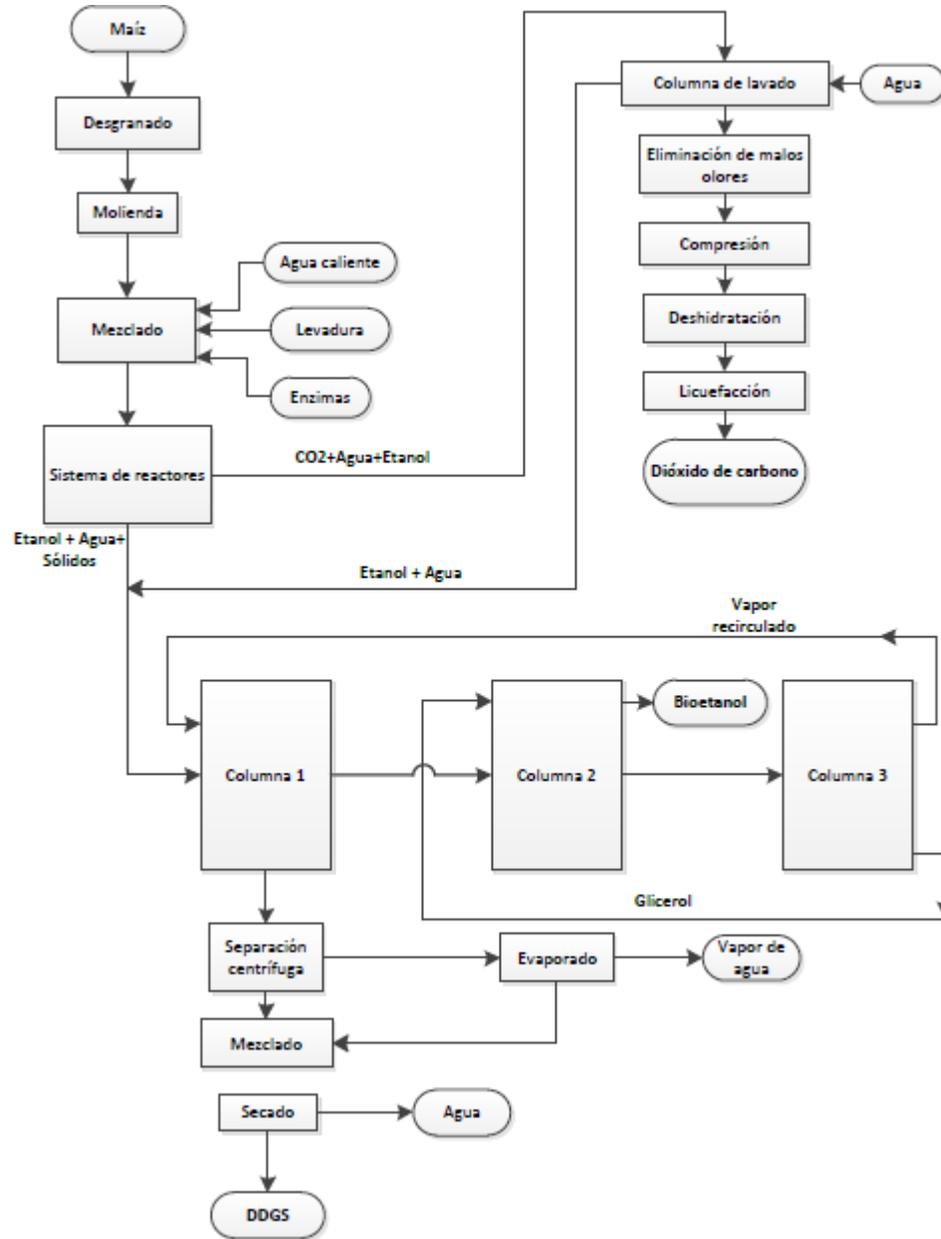


Figura 28. Diagrama de flujo de la planta de producción de bioetanol.

4.4. COMPOSICIONES DE CAUDALES

Módulo 1: Mezclado

Al realizar los balances correspondientes en una serie de reactores TAC de determinado volumen y empleando el modelo de reacción propuesto en el capítulo 2, se obtiene que por cada

1Kg de etanol formado se requieren 314,7 Kg de almidón. (El desarrollo matemático se encuentra en el capítulo 5, en el diseño del reactor).

Cómo el objetivo es tener una producción de 30,33 m³/h de etanol 95% v/v y, siendo su densidad 789 kg/m³ en condiciones estándar de presión y temperatura, la corriente másica de etanol puro a obtener es 27.360 Kg/h. Para la mencionada corriente de salida, la cantidad requerida de almidón es:

$$\text{Almidón} = \text{Corriente de etanol} \times 3,147$$

$$\text{Almidón} = 28.820 \text{ Kg/h} \times 3,14$$

$$\text{Almidón} = \mathbf{90.686,87 \text{ Kg/h}}$$

En el capítulo 2, también se ha especificado que el 75% p/p del grano de maíz es almidón y el 12% es agua. Por lo tanto, la cantidad de cereal a tratar como corriente de entrada es:

$$\text{Maíz} = \frac{100}{75} \times 90.686,87 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Maíz} = \mathbf{120.915,828 \text{ Kg/h}}$$

$$\text{Agua de maíz} = 0,12 \times 120.915,828 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Agua de maíz} = \mathbf{14.509,90 \text{ Kg/h}}$$

En el capítulo 3 se definió que el puré que ingresa al reactor debe contener un 40% p/p de sólidos aproximadamente. Por lo tanto, la corriente de agua como alimentación en el mezclador es:

$$\text{Agua} = \frac{60}{40} \times 120.915,828 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Agua} = 181.373,74 \text{ Kg/h}$$

Sin embargo, el maíz ya aporta la cantidad de agua que se calcula anteriormente la cual es parte de la composición del puré. Por lo tanto, sólo se debe agregar la siguiente cantidad de agua:

$$\text{Agua} = 181.373,74 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} - 14.509,90 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Agua} = \mathbf{166.863,84 \text{ Kg/h}}$$

A su vez, en este mezclador también debe ser añadida la enzima. En el capítulo 2, se definió que la cantidad óptima de enzimas a emplear es 2,05 mL/Kg de harina de maíz.

A partir de la corriente de maíz calculada en el módulo 1, la corriente de enzimas es la siguiente:

$$\text{Enzimas} = 2,05 \frac{\text{mL}}{\text{Kg harina}} \times \text{Corriente de maíz}$$

$$\text{Enzimas} = 2,05 \frac{\text{mL}}{\text{Kg harina}} \times 120.915,828 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Enzimas} = 247.877,45 \text{ mL/h}$$

La corriente de enzimas se expresa en unidades de volumen porque la empresa proveedora la vende en estado líquido. Según la ficha comercial (35), la densidad es 1,13-1,16 g/mL. Por lo tanto, la corriente de enzimas es:

$$\text{Enzimas} = 1,16 \frac{\text{g}}{\text{mL}} \times 247.877,45 \frac{\text{mL}}{\text{h}} \times \frac{1\text{Kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$\text{Enzimas} = 287,54 \text{ Kg/h}$$

Finalmente, en la Figura 29, se muestra cuáles son las corrientes de entrada y salida en el mezclador.



Figura 29. Corrientes de entrada y salida en mezclador.

Módulo 2: Reactor

Al reactor llegan como corrientes de entrada la de puré y la de levaduras. Como corrientes de salida, se generan la de dióxido de carbono y la de etanol con agua y sólidos.

La corriente de puré que ingresa al reactor se calculó como corriente de salida en el módulo anterior. A continuación, se estiman las corrientes restantes para el módulo 2.

Corriente reguladora de pH

Para poder regular el pH dentro del reactor, hay una corriente de entrada con solución buffer la cual se ingresa siempre que sea necesaria. Por lo tanto, no se estima el caudal de las mismas por no tener un valor fijo.

Corriente de levadura

Siguiendo las especificaciones de la ficha técnica de la levadura (36), se deben de adicionar 1 Kg de levadura (aproximadamente) por 2,804 m³ de puré ingresado.

Tabla 25. Especificaciones de las corrientes de entrada al mezclador.

Componente	Caudal (Kg/h)	Densidad (Kg/m ³)	Caudal (m ³ /h)
Maíz	120.915,828	760	159,1
Agua	166.863,84	1000	166,86
TOTAL			325,96

$$Levadura = \frac{1 \text{ Kg}}{2,804 \text{ m}^3} \times \text{Corriente de puré} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)$$

$$Levadura = \frac{1 \text{ Kg}}{2,804 \text{ m}^3} \times 325,96 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)$$

$$Levadura = 117 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Corrientes de salida

Fase gaseosa

La producción de CO₂ no se calcula por estequiometría por ser una reacción biológica, por lo tanto, se estima mediante el modelo cinético elegido previamente y el balance de masa (se desarrolla luego en el capítulo 5).

Luego, la cantidad de dióxido de carbono producido para la cantidad de maíz empleada es:

$$CO_2 = 26.795,03 \text{ Kg/h}$$

Sin embargo, la corriente de CO₂ del reactor arrastra etanol, el cual luego es recuperado a través de la columna de lavado con agua. El etanol arrastrado es aproximadamente un 1-2% p/p del caudal de CO₂ producido. Luego, la corriente gaseosa de salida es:

$$\text{Corriente gaseosa} = \frac{100}{98} \times 26.795,03 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Corriente gaseosa} = 27.341,87 \text{ Kg/h}$$

Por último, para estimar la corriente de salida del reactor, se debe tener en cuenta todos los componentes que la integran:

- ✓ Etanol formado que no se venteó con el CO₂
- ✓ El agua ingresada para formar el puré
- ✓ El agua que contenía el maíz
- ✓ Los sólidos del maíz
- ✓ El almidón que no reaccionó
- ✓ Levadura ingresada y levadura formada
- ✓ Enzimas
- ✓ Glucosa que quedó sin reaccionar

Todos los estos datos se obtienen de los balances de masa para cada componente en el sistema de reactores propuesto. Dicho desarrollo se encuentra en el capítulo 5.

A continuación, en la Tabla 26, se detallan los valores de cada uno de estos componentes tanto en la entrada como en la salida del reactor con el objetivo de calcular la corriente de final del reactor.

Cabe destacar que el termino biomasa implica la levadura formada durante la fermentación.

Tabla 26. Corrientes de entrada y salida del sistema de reactores.

Corrientes en el reactor (Kg/h)			
		ENTRADA	SALIDA
Maíz			
120.915,8	Almidón	90.686,9	27.510,0
	Agua de maíz	14.509,9	14.509,9
	Fibras, etc	3.022,9	3.022,9
Agua		166.863,8	166.863,8
Levadura		117,2	117,2
Enzimas		287,5	287,5
CO2		0,0	26.795,0
Etanol		0,0	27.360,0
Biomasa		0,0	18.070,0
Glucosa		12.696,2	36.48,0
TOTAL ENTRADA		288.184,4	288.184,4

Fase líquida

$$Fase\ líquida = Etanol\ no\ venteado + Agua\ ingresada + Agua\ del\ maíz + Enzimas + Glucosa$$

$$Fase\ líquida = 26.813,16 \frac{Kg}{h} + 166.863,8 \frac{Kg}{h} + 14.509,9 \frac{Kg}{h} + 287,5 \frac{Kg}{h} + 3648,0 \frac{Kg}{h}$$

$$Fase\ líquida = 212.122,44\ Kg/h$$

Fase sólida

$$Fase\ sólida = Almidón + Fibras + Levadura + Biomasa$$

$$Fase\ sólida = 27.510 \frac{Kg}{h} + 3.022,9 \frac{Kg}{h} + 117,2 \frac{Kg}{h} + 18.070 \frac{Kg}{h}$$

$$Fase\ sólida = 48.720,1\ Kg/h$$

$$Corriente\ de\ salida\ total = 260.842,5\ Kg/h$$

Finalmente, en la Figura 30, se muestra cuáles son las corrientes de entrada y salida en el reactor.

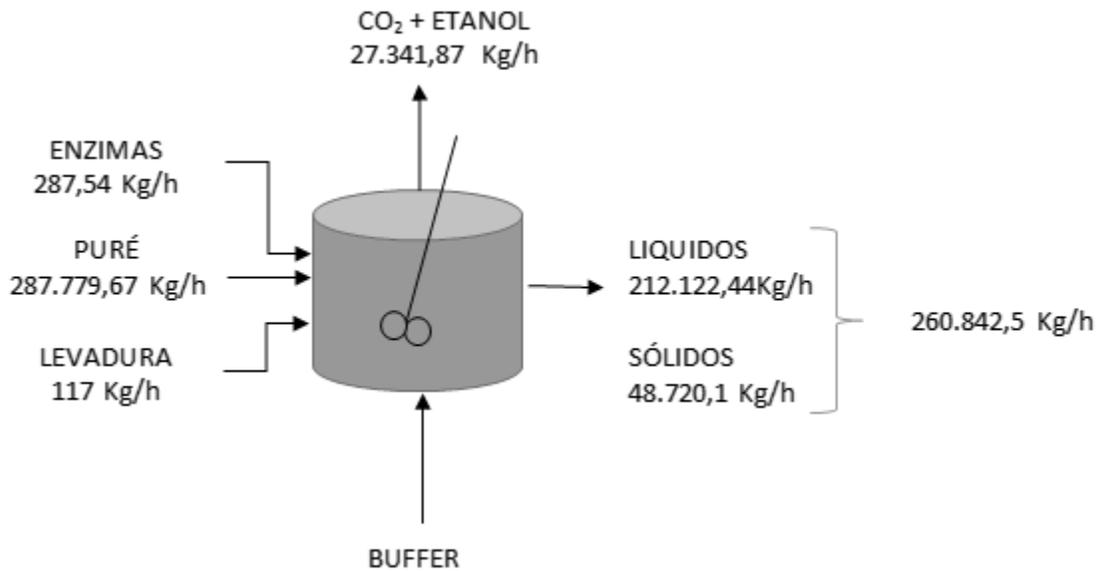


Figura 30. Corrientes de entrada y salida del reactor

Módulo 3: Columna de lavado de CO₂

Para estimar las corrientes de entrada y salida de la columna de dióxido de carbono se simula una torre en con Unisim Design 390.1. A continuación, Figura 31, se presentan las corrientes ingresadas y las corrientes de salida que el simulador arroja con sus correspondientes composiciones.

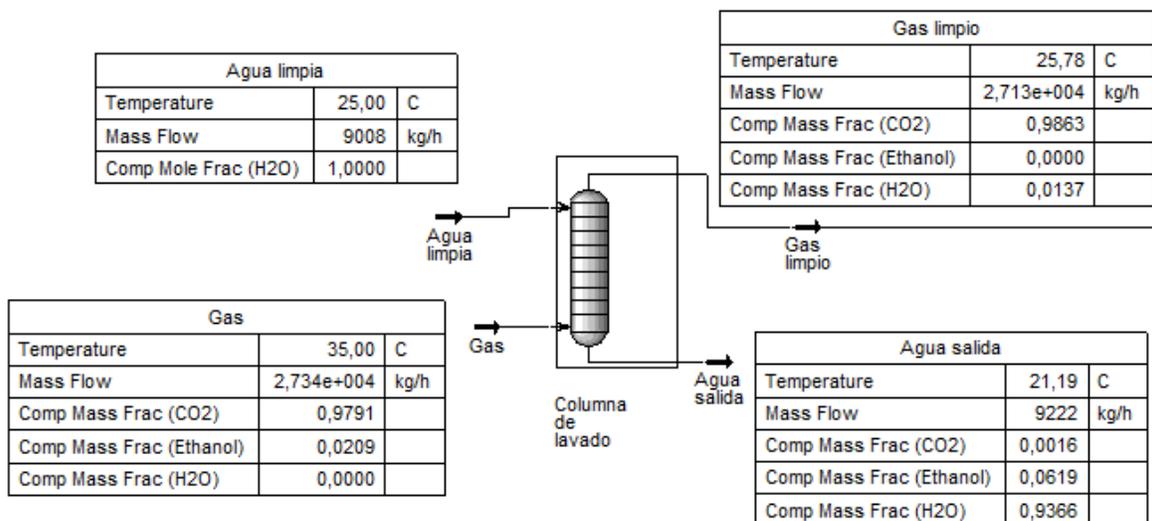


Figura 31. Datos obtenidos de Unisim Design, columna de lavado.

Para recuperar el etanol que se encuentra en la corriente de agua de lavado que sale de la columna, se ingresa junto con la corriente de salida del reactor al sistema de purificación.

Módulo 4: Columnas de destilación

El sistema de purificación comprende tres columnas de destilación. La corriente de entrada de la primera columna es la corriente de salida del reactor, junto con la corriente de salida de la columna de lavado de CO₂. En esta columna, se obtiene por el tope la mezcla azeotrópica de etanol y agua, y por el fondo se obtienen los sólidos y una corriente de líquido residual. La corriente de tope, es ingresada a la segunda columna, junto con glicerol como agente separador. Por el tope de la misma, se obtiene el producto buscado, el etanol anhidro, y por el fondo una corriente rica en glicerol. Esta última es recirculada a la tercera columna, donde se procede a la recuperación del glicerol por el fondo de la misma, para su posterior recirculación a la segunda columna. Cabe destacar que, para aumentar la eficiencia energética, la corriente de tope de la tercera columna (vapor) es recirculada a la primera columna.

Inicialmente, se calcula la concentración de la corriente de entrada al sistema de purificación:

Tabla 27. Caudales de las corrientes de entrada al sistema de purificación.

	Salida del reactor (Kg/h)	Salida de la torre rellena (Kg/h)	Entrada al sistema de purificación (Kg/h)
Agua	181.373,74	8.651,16	190.024,90
Etanol	26.813,16	570,84	27.384,00
Glucosa	3.648,00	-	3.648,00
Enzimas	287,54	-	287,54
Sólidos	48.720,07	-	48.720,07
TOTAL	260.842,51	9.222,00	270.064,52

Los balances en cada torre de destilación, se presentan a continuación:

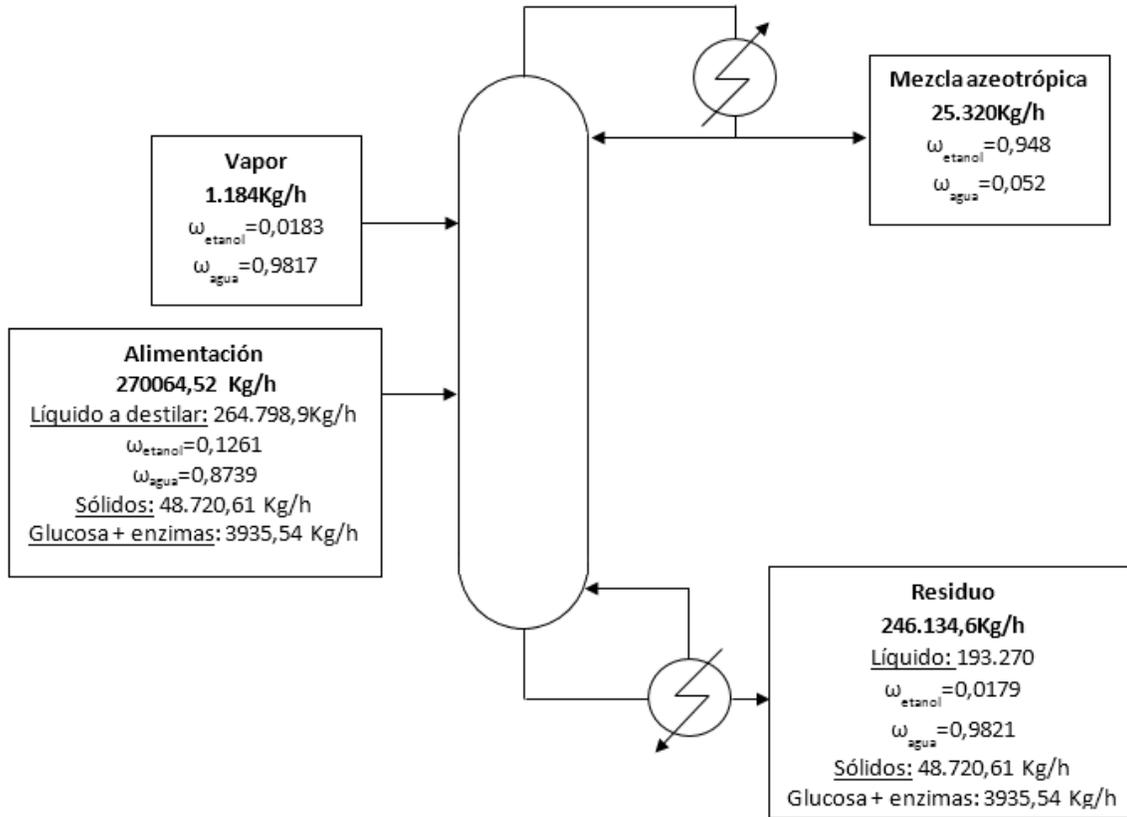


Figura 32. Columna de destilación, separación de la mezcla azeotrópica.

Para la segunda columna, la misma tiene dos entradas, la mezcla azeotrópica obtenida en la primera columna y el glicerol. Se tiene en consideración el caudal de etanol anhidro que es necesario obtener en la planta, como así también su concentración requerida. Se observan los resultados en la Figura 32.

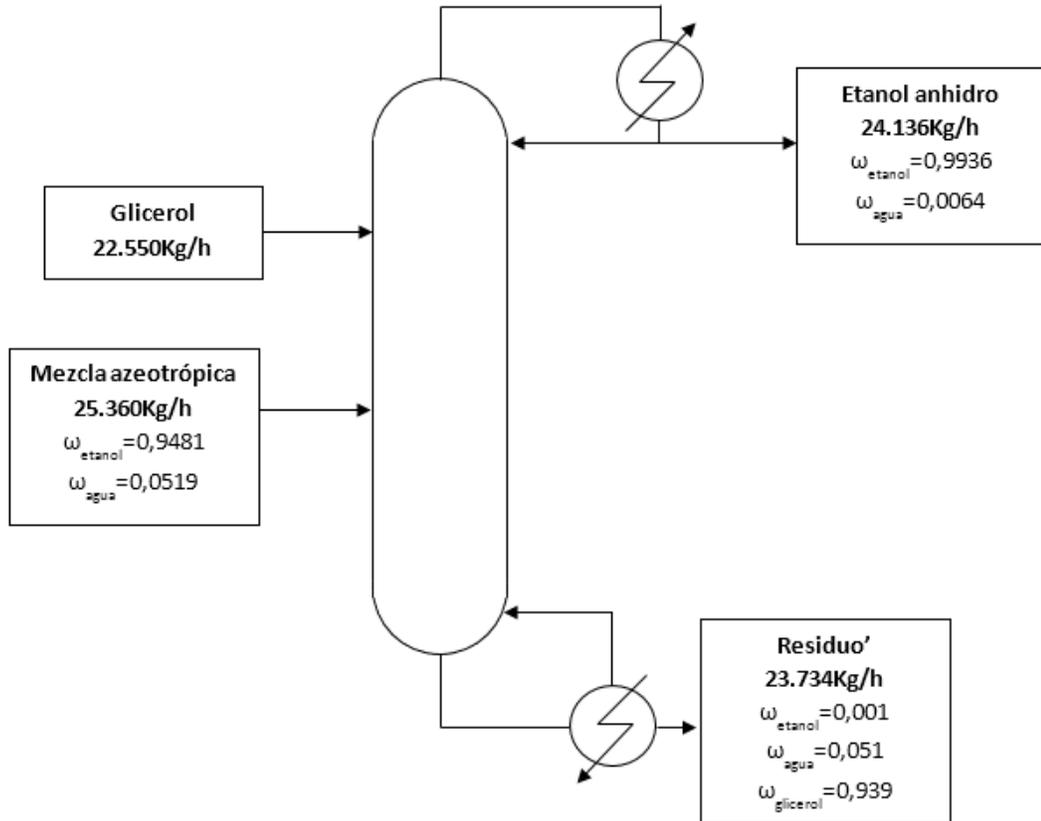


Figura 33. Columna de destilación extractiva.

El caudal másico obtenido de etanol anhidro es de 24.136 Kg/h, con una densidad de mezcla a 796,89 kg/m³ (obtenida con el simulador). A continuación, se calcula el caudal volumétrico de salida para verificar que es el requerido de la planta:

$$Q_{etanol\ anhidro} = 24.136 \frac{Kg}{h} * \frac{1m^3}{796,89 Kg}$$

$$Q_{etanol\ anhidro} = 30,3 \frac{m^3}{h}$$

Por último, la última columna es alimentada con la corriente de fondo de la segunda. Se observa en la Figura 34 las corrientes de entrada y salida de la misma.

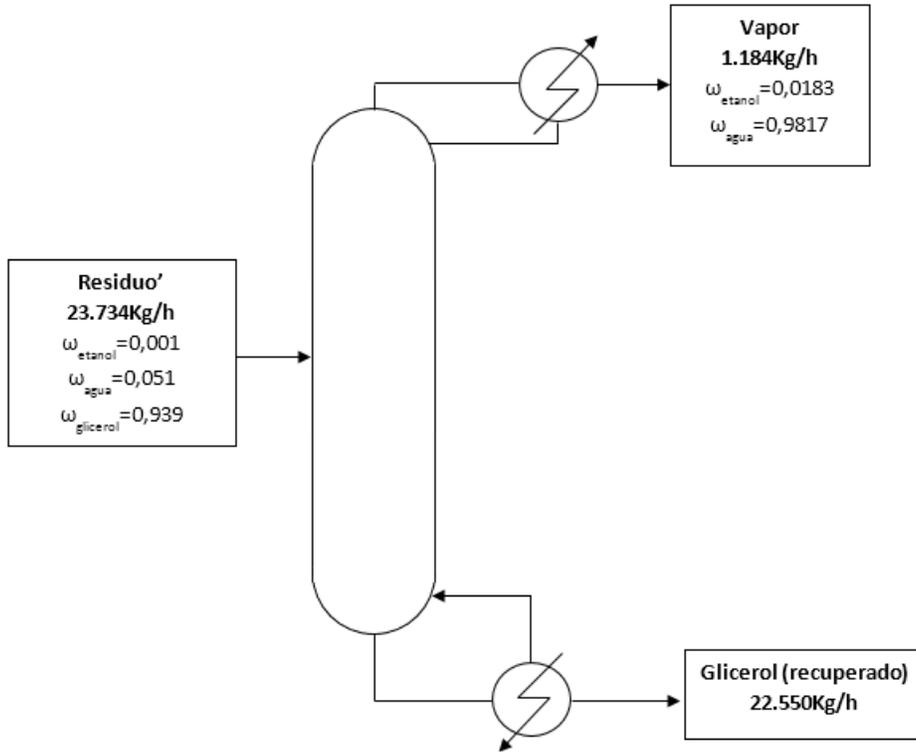


Figura 34. Columna de destilación de recuperación de solvente.

Módulo 5: Separador centrífugo para separar la vinaza fina y el sólido insoluble

En la parte inferior de la primera columna, se tiene una corriente de salida la cual incluye una parte líquida y una sólida (Figura 32).

$$\text{Corriente sólida} = 48.720 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Corriente líquida} = 197.856 \text{ Kg/h}$$

Se va a introducir esta corriente en el separador centrífugo, tal y como se desarrolló en el capítulo 3, obteniéndose una corriente de sólidos y otra líquida con 35% de sólidos.

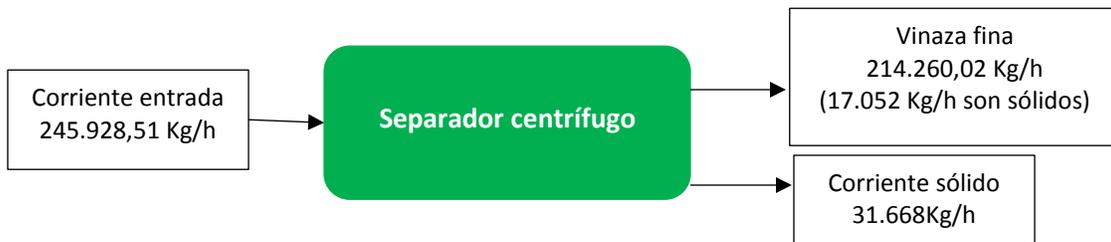


Figura 35. Separador centrífugo de la corriente de salida del primer destilador.

Módulo 6: Eliminación de agua de la vinaza fina

En esta instancia, se somete a la corriente líquida obtenida anteriormente a una evaporación para la eliminación de un porcentaje del líquido, con el objetivo de concentrar la vinaza fina y obtener un jarabe.

La corriente de sólidos húmedos que se obtiene en esta etapa, se mezcla con la corriente de sólidos obtenida en la primera centrífuga para formar los WDGS (con 65% de humedad). A partir de estos datos, calcularemos cuánta agua hay que eliminar de agua.

$$\text{Sólidos de primera centrífuga} = 31.667,44 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Sólidos en vinaza} = 17.052 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Líquido en vinaza} = 197.208,44 \text{ Kg/h}$$

Como los WDGS deben contener 65% de humedad, se calcula la cantidad de líquido a eliminar.

$$\text{Humedad a retener} = \left(31.667,44 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} + 17.052 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \right) \times \frac{65}{35}$$

$$\text{Humedad a retener} = 90.480,1 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Líquido a eliminar} = 197.208,44 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} - 90.480,1 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua a eliminar} = 106.728,02 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$



Figura 36. Evaporador para concentrar la vinaza fina sin aceite.

Módulo 7: Mezclador de sólidos

Para obtener los granos húmedos destilados y solubles (WDGS), se debe mezclar la vinaza fina evaporada con los sólidos obtenidos en el primer separador centrífugo.



Figura 37. Mezclador de los sólidos y de la vinaza fina evaporada.

Módulo 8: Secado de WDGS

Por último, para obtener los granos secos destilados y solubles (DDGS) se somete a la corriente obtenida en el proceso anterior, a una etapa de secado. Se debe disminuir la humedad hasta un 11%.

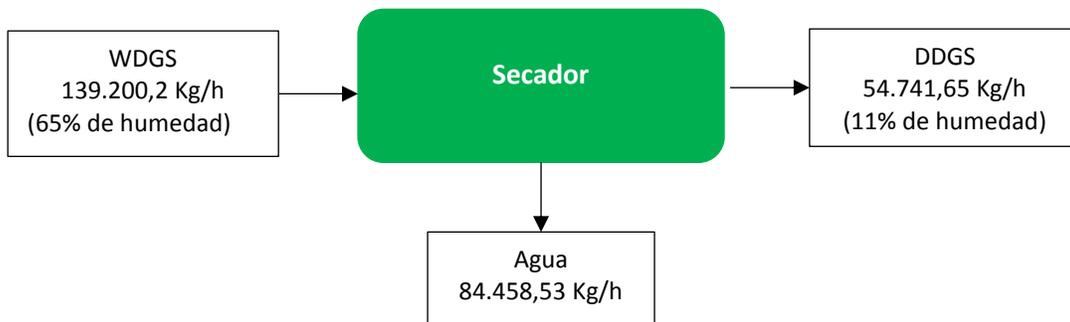


Figura 38. Secador de los granos WDGS para la obtención de granos DDGS.

4.5. BALANCE GLOBAL DE LA PLANTA

En la Figura 39 se muestra el esquema del balance global de la planta de producción de bioetanol. A su vez, en la Tabla 28, se muestran los valores de este balance.

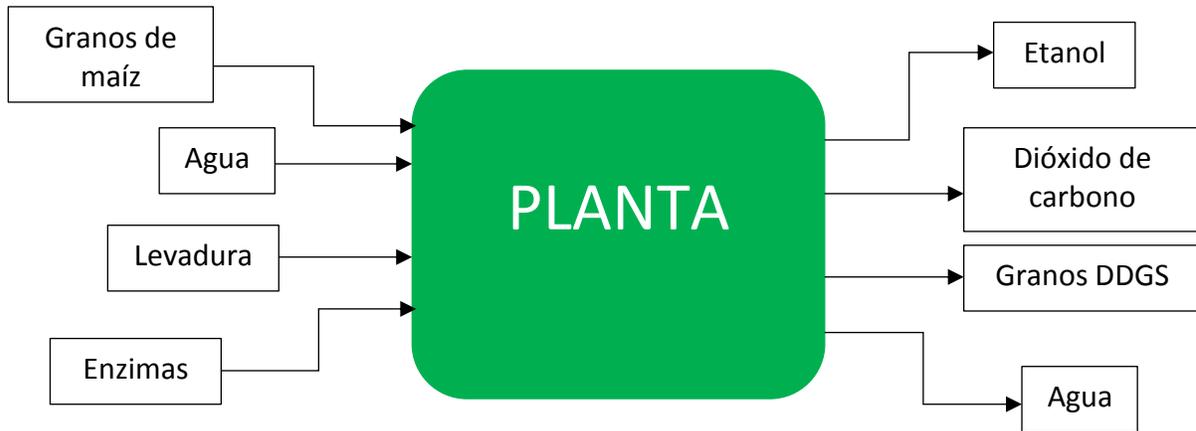


Figura 39. Esquema del balance global de la planta de producción de bioetanol.

Tabla 28. Balance global de la planta de producción de bioetanol.

BALANCE GLOBAL	
Entradas (Kg/h)	
Granos de maíz	120.915,83
Agua para el puré	166.863,84
Enzimas	287,54
Levaduras	117,18
Agua de lavado CO ₂	9.008,00
	297.192,39
Salidas (Kg/h)	
Dióxido de carbono	26.759,56
Agua lecho secante CO ₂	370,44
Agua centrifuga	106.728,00
Etanol Anhidro	24.136,00
Agua del secador	84.458,53
Granos DDGS	54.741,65
	297.194,18

CAPÍTULO 5: DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

5.1. INTRODUCCIÓN

El objetivo del presente capítulo es el diseño del reactor químico de la planta de producción de bioetanol. El diseño del mismo implica determinar las siguientes condiciones:

- Tipo de proceso (continuo, semicontinuo, batch).
- Tipo de reactor.
- Condiciones operativas.
- Cantidad de reactores.
- Dimensión de cada reactor.
- Sistema de agitación.
- Diseño térmico.
- Diseño del sistema de control.

Un reactor químico es todo equipo que sirva para realizar una reacción química con el objetivo de obtener un producto más valioso en escala industrial. Para poder abordar este diseño, en los capítulos previos, se obtuvo información acerca de la estequiometría de la reacción, la cinética química, propiedades físicas de los reactivos y productos, y la termodinámica de la reacción.

A partir de este análisis, se llega a la conclusión que el sistema bajo estudio involucra una reacción del tipo bioquímica. Dicha reacción bioquímica es la fermentación, donde el catalizador utilizado es una levadura. La reacción se puede llevar a cabo en cualquier ambiente donde las condiciones sean las necesarias para el desarrollo de la levadura.

Existen dos tipos de fermentación: la anaeróbica y la aeróbica. La primera se realiza en un ambiente con ausencia de oxígeno, mientras que la segunda se produce en un medio con oxígeno presente. En este caso, la fermentación alcohólica a partir de azúcares es del tipo anaeróbica.

Debido a esto, el reactor a diseñar es un biorreactor. El mismo se lo puede definir como un recipiente en el que se lleva a cabo un proceso químico que involucra organismos o sustancias bioquímicamente activas derivadas de organismos. Al diseñar un biorreactor se debe de tener en cuenta las características del proceso a realizar, asegurando las condiciones adecuadas para el crecimiento de los microorganismos y así poder obtener el producto de interés. Cabe destacar, que la construcción del mismo debe ser de materiales que sean inertes y que no faciliten el crecimiento de microorganismos no deseados. Además, debe proporcionar un control de

temperatura adecuado, funcionar bien en condiciones de esterilización (con productos químicos o temperatura), tener entradas de carga y descarga adecuadas, tener un medio de muestreo adecuado y que, además, brinde el tiempo de residencia adecuado para que se produzca el producto deseado. (37)

5.2. ESTUDIO PRELIMINAR DE LOS REACTORES

Para poder abordar el diseño del reactor, se deben analizar aspectos generales del mismo. Inicialmente, se debe recordar que para la producción de bioetanol a partir de maíz es necesario realizar la hidrólisis del almidón que contiene el grano. Seguidamente, se procede a la fermentación. En capítulos anteriores, se decidió trabajar con un proceso SSF. El mismo consiste en efectuar la hidrólisis y la fermentación en un mismo reactor.

5.2.1. TIPO DE OPERACIÓN

En cuanto al tipo de operación, se pueden considerar las siguientes opciones: discontinuo (batch), continuo, semicontinuo o fedbach. (38)

✓ Batch o discontinua

La operación discontinua o batch consiste en un reactor que no tiene flujos de entrada ni de salida. Sino que, para cada operación, se carga el reactor con los reactivos, se deja el tiempo necesario en el mismo, y por último se procede a la descarga de los productos obtenidos. En cada descarga, se debe limpiar el reactor, por lo que evita contaminación del sistema. A su vez, los tiempos de carga, descarga y limpieza son muy elevados, por lo que se pueden producir bajos caudales de producto.

Otras ventajas de este tipo de operación es que la inversión inicial a realizar es baja y el sistema de control requerido no es complejo. A su vez, se pueden modificar las especificaciones del producto en cada lote.

✓ Semicontinuo

En este tipo de operación, el producto es removido por intervalos y el sustrato nuevo es agregado al sistema. Debido a esto, el volumen en el reactor no es constante. Respecto a la

operación batch, se evitan los tiempos de carga, descarga y limpieza del sistema, por lo que se permite trabajar con caudales mayores. A su vez, el sistema de control requerido no suele ser complejo. Como desventaja, se puede mencionar el alto riesgo a contaminación debido a altos periodos de fermentación. Adicionalmente, los equipos tendrán un volumen mayor, por lo que implica una mayor inversión inicial.

✓ Continuo (39)

En un sistema continuo, el puré, enzimas y levadura activada están constantemente alimentando al recipiente de reacción. Mientras un flujo de salida de etanol, agua, sólidos y azúcares no fermentados se descarga para mantener el volumen del reactor constante. Además, el equilibrio entre la alimentación y la descarga se mantiene durante el tiempo suficiente para lograr una operación en estado estacionario sin cambios en las condiciones dentro del reactor. Debido a esto, las especificaciones del producto se mantienen constantes durante la operación.

Comparado a una reacción por lotes, este modo de operación ofrece reducción tiempo de inactividad del recipiente para la limpieza y el llenado proporcionando un volumen mejorado que puede traducirse en volúmenes de reactor más pequeños y menores inversiones de capital. Además, el control en estado estacionario es más sencillo que en el estado transitorio.

Debido a las comparaciones realizadas anteriormente, se determina que un reactor con operación continua es el adecuado para utilizar en la planta de producción de bioetanol. La razón principal es la gran cantidad de bioetanol a producir, por lo que se descarta la operación batch y semicontinua.

5.2.2. TIPO DE REACTOR

Una vez elegido el tipo de operación, se debe analizar el tipo de reactor a utilizar. Existen dos tipos básicos de reactores continuos a tener en consideración: el reactor de tanque agitado continuo (TAC) o el reactor de flujo pistón (TUB).

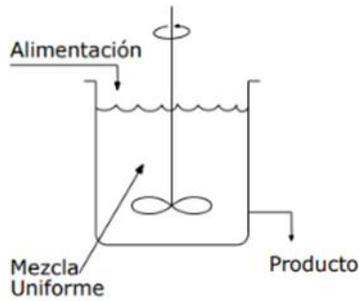


Figura 40. Esquema reactor TAC.

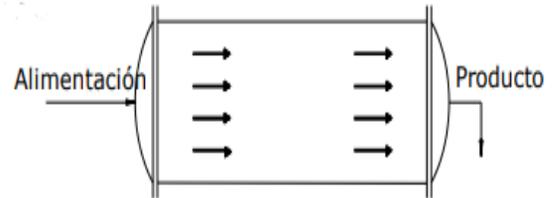


Figura 41. Esquema reactor TUB.

En un TAC ideal se supone que el mezclado es perfecto, es decir, que la composición en el reactor es homogénea e idéntica a la composición del flujo saliente. Mientras en un TUB ideal, los reactivos se bombean a través de una tubería o tubo con un perfil uniforme de velocidades respecto a la dirección radial, y la reacción procede a medida que los reactivos se desplazan por el tubo. La conversión por unidad de volumen obtenida en un TUB usualmente es mayor a la de un TAC, dependiendo de la cinética de la reacción. Cabe destacar, que una gran cantidad de TAC ideales en serie, tendrán un rendimiento similar a un TUB.

Los reactores TAC suelen utilizarse en fase líquida, aunque presentan la ventaja de adaptarse a sistemas de dos fases. No obstante, los reactores TUB son comúnmente utilizados para corrientes gaseosas. Por tal motivo, el tipo de reactor a utilizar es un TAC o una combinación en serie de estos.

A causa de esta selección, se debe adicionar el diseño del sistema de agitación de forma tal que reduzca la posibilidad de tener zonas muertas en el reactor.

5.3. DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

5.3.1. BALANCES DE MASA

Para abordar el diseño de la serie de tanques agitados, se debe plantear el balance de masa para cada componente. A continuación, se desarrolla para un reactivo A genérico:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada del} \\ \text{reactivo A} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida del} \\ \text{reactivo A} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación del} \\ \text{reactivo A} \\ \text{por reacción} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{del reactivo A} \end{array} \right\}$$

Para el diseño del reactor, se analiza el estado estacionario, por lo que:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{del reactivo A} \end{array} \right\} = 0$$

Entonces, el balance de masa que se obtiene para el diseño del reactor es:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada del} \\ \text{reactivo A} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida del} \\ \text{reactivo A} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación del} \\ \text{reactivo A} \\ \text{por reacción} \end{array} \right\}$$

$$Q_0 C_0 = Q_s C_s + (-r_A)V$$

Dónde:

- Q_0 es el caudal a la entrada del reactor.
- Q_s es el caudal a la salida del reactor.
- C_0 es la concentración del reactivo A a la entrada del reactor.
- C_s es la concentración del reactivo A a la salida del reactor.
- r_A es la velocidad de reacción del reactivo A.
- V es el volumen del reactor.

En este caso, se debe realizar el balance de masa para el almidón (St), el etanol (Et), la glucosa (Glu) y la biomasa (X) en cada reactor.

5.3.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Para resolver los balances mencionados anteriormente, se debe obtener el caudal de operación. En la Tabla 29 se muestran los caudales máxicos de entrada al reactor obtenidos a partir de los balances de masa realizados en el Capítulo 4 del presente trabajo. Debido a la necesidad de trabajar con caudal volumétrico, se buscó en bibliografía los valores de las densidades de los componentes de entrada con el fin de estimar el volumen de la corriente de alimentación. Si bien no es correcto, se realiza de esta forma para estimar una densidad de corriente de alimentación.

Tabla 29. Caudales de entrada al sistema de reactores.

	Caudal (kg/h)	Densidad (Kg/m ³)	Caudal (m ³ /h)
Maíz	93.709,77	700-820 (40)	145,35
Agua	181.373,74	1000	165,7
Enzimas	287,54	1.130-1.116 (35)	0,23
Levadura	117,18	996	0,0091
Total	288.184,39	944	305

También es necesario obtener las concentraciones iniciales de etanol, almidón, glucosa y biomasa en unidades de kg/m³. Para este caso, la concentración inicial de etanol es considerada nula. Del Capítulo 4, se determina que la cantidad de almidón de entrada al sistema de reactores es de 90.686,87 kg/h. Luego:

$$St_0 = \frac{90.686,87 \text{ kg/h}}{305 \text{ m}^3/\text{h}} = 297,33 \text{ kg/m}^3$$

La biomasa, considera la cantidad de levadura y enzimas presentes al inicio de la reacción:

$$X_0 = \frac{117,18 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de levadura} + 262,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de enzimas}}{305 \text{ m}^3/\text{h}} = 1,24 \text{ kg/m}^3$$

Para la concentración inicial de glucosa, se considera que es un 14% de la concentración de almidón. (41)

$$Glu_0 = 0,14 * 289,46 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 41,62 \text{ kg/m}^3$$

Tabla 30. Concentraciones iniciales de reactivos.

Concentraciones iniciales (kg/m ³)	
Et ₀	0
St ₀	289,46
Glu ₀	40,52
X ₀	1,21

En la Tabla 31, se enuncian las condiciones de operación del reactor.

Tabla 31. Condiciones de operación del reactor.

Condiciones de operación	
Caudal	313,3 m ³ /h
Temperatura	35 °C
Presión	1 atm
pH	5-6

5.3.3. RESULTADOS OBTENIDOS

A partir de las condiciones iniciales y el caudal de trabajo obtenidos anteriormente, se resuelven los balances de masa de cada reactivo acoplados con el fin de obtener el volumen del reactor. Cabe destacar, que se tiene en consideración que la corriente de salida debe tener una concentración de 89 kg/m³ de etanol. Los resultados se muestran en la Tabla 32.

Tabla 32. Volumen de reactores para distintas configuraciones de TAC en serie.

N° TACs en serie	Volumen de cada reactor (m ³)	Volumen total (m ³)
1	44.400	44.400
2	10.000	20.000
3	6.100	18.300
4	4.400	17.600
5	3.500	17.500
6	2.850	17.100

En la Tabla 32 se evalúa el volumen de reactor necesario utilizando un sistema de tanques agitados en serie. Como es de esperar, a medida que la cantidad de reactores en serie aumenta, el volumen necesario de cada reactor disminuye. Se puede observar, además, que la utilización de un solo tanque no es viable debido al elevado volumen de reacción que sería necesario.

Se elige trabajar con un sistema de 4 tanques agitados continuos en serie, con un volumen de 4.400m³ cada uno. Para determinar dicho volumen de reactores se tuvo en cuenta que fuesen físicamente posibles. Actualmente, la empresa austriaca Volgebusch, especializada en biotecnología industrial, emplea (en sus plantas de producción de bioetanol) fermentadores de 5000m³ aproximadamente (42).

Cabe destacar, que la cantidad de dióxido de carbono generada no es tenida en cuenta en el caudal de trabajo porque, según lo expuesto en el capítulo 3, la cantidad de gas generada en cada reactor es venteadada. De todas formas, hay que tener en cuenta que dentro del reactor el gas

está presente y, por lo tanto, para el diseño de cada reactor se considera un 20% más del volumen teórico obtenido.

Finalmente, el volumen de cada reactor es de aproximadamente 5.280 m³ y sus dimensiones se muestran en la Tabla 33. (43)

Tabla 33. Dimensiones de los reactores a utilizar.

Dimensiones de los reactores	
Diámetro	12,8 m
Altura	41 m

A continuación, en la Figura 42 se esquematiza la configuración de reactores a utilizar y sus respectivas concentraciones de salida.

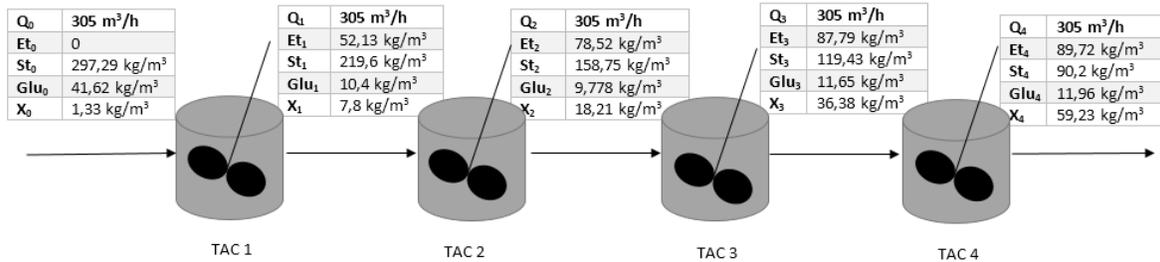


Figura 42. Esquema del sistema de reactores.

5.3.4. MATERIALES DE LOS REACTORES

Los reactores diseñados deben utilizar materiales que sean capaces de resistir a las condiciones en las que se opera el mismo (Tabla 31) y, adicionalmente, debe funcionar asépticamente durante largos períodos de tiempo con el fin de evitar la aparición de contaminantes en las operaciones bioquímicas. Es esencial, que el material de construcción no afecte el proceso de fermentación.

A partir de lo expuesto, surgen dos posibles materiales para la construcción de los reactores: el acero al carbono y el acero inoxidable. El acero al carbono suele ser utilizado con refuerzos de acero inoxidable. El mismo presenta como ventaja que es más económico en comparación al acero inoxidable, pero debido a que la producción se realiza en un medio relativamente ácido, la corrosión puede ser una desventaja. Otro punto desfavorable es que es un material que puede producir contaminación en el sistema y dado que se trabaja con una reacción biológica no es recomendable. Por otra parte, el acero inoxidable (en particular el 304) es el

comúnmente utilizado. Ofrece una excelente resistencia a la corrosión, buena resistencia, alta ductilidad y dureza. Los aceros inoxidable se mantienen fácilmente y ofrecen una buena capacidad higiénica. Cabe destacar, que los mismos presentan un funcionamiento confiable, un bajo costo de mantenimiento y un servicio duradero.

Debido a lo enunciado anteriormente, se decide utilizar acero inoxidable 304 como material de fabricación de los reactores. Es importante destacar que la elección de este tipo de material requiere un costo de inversión mayor que si se empleara el acero al carbono. De todas formas, se elige el acero inoxidable por ser el que mejor cumple con los requerimientos operativos.

A partir del código ASME para diseño de tanques de almacenamiento, se calcula un espesor aproximado de la pared del reactor:

$$espesor = \frac{d r \rho}{\sigma Es}$$

- d es el nivel máximo de producto almacenado
- r es el radio del tanque
- σ es la tensión máxima admisible del material
- ρ es la densidad del producto dentro del reactor
- Es es la eficiencia de la soldadura

En este caso se utiliza la densidad del agua, debido a que se encuentra en mayor cantidad, y su valor es el más grande comparado con el resto de los componentes. Para la eficiencia de la soldadura se toma un valor de 0,6.

$$Espesor = \frac{33,37m * 13m * 0,001 \frac{kg}{cm}}{1733 \frac{kg}{cm^2} * 0,6} * \left(\frac{100cm}{1m} \right)^2$$

$$Espesor = 4,2 \text{ cm}$$

Luego, se obtiene un espesor de 4,2 cm. Al mismo se le añade un valor de seguridad adicional debido a que se está trabajando con un tanque agitado continuo y no con uno de almacenamiento. Finalmente, se aproxima que el espesor del reactor es 5 cm.

5.4. SISTEMA DE AGITACIÓN

Dado que la reacción bioquímica se lleva a cabo en un tanque agitado continuo, es importante garantizar la homogeneidad de la mezcla dentro del mismo. El sistema de agitación se vuelve especialmente importante en el caso de análisis debido a que la mezcla que tiene lugar dentro del reactor contiene una considerable concentración de sólidos en suspensión, los cuales sedimentarían por acción de la gravedad en caso de no contar con un sistema de agitación apropiado. Además, dado que lleva a cabo una reacción con presencia de microorganismos, es de especial importancia mantener las condiciones de operación (temperatura, pH y presión) constantes para todos los puntos dentro del volumen de reacción.

Si bien la industria cuenta con una gran variedad de agitadores, cada uno de ellos se utiliza para distintos propósitos y la velocidad a la que giran está fuertemente relacionada con la escala de operación.

Se decide utilizar una serie de agitadores de turbina tipo Rushton (Figura 43), centrado a lo largo del eje vertical del fermentador y separado por una distancia vertical específica. Este tipo de turbinas son eficaces para un amplio rango de viscosidades y tienen la capacidad de trabajar con sustratos pesados, manejando grandes volúmenes y es el motivo por el cual son frecuentemente utilizadas para tanques fermentadores de gran magnitud. Las paletas de la turbina Rushton son planas y se colocan verticalmente a lo largo del eje de agitación, produciendo un flujo radial unidireccional. Además, es necesario colocar deflectores para asegurar el mezclado de tipo axial en el sistema y así mantener los sólidos en suspensión, garantizando así la homogeneidad de la mezcla. (44)

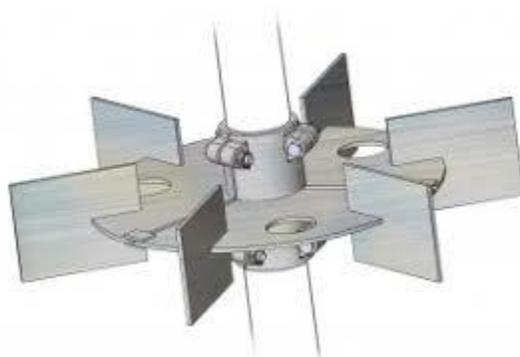


Figura 43. Turbina Rushton de palas planas.

Para determinar las relaciones geométricas y las dimensiones del sistema de agitación se utiliza un artículo (43) publicado por la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (ASME).

En el mencionado artículo, se establece que el sistema de agitación debe diseñarse como se muestra en la Figura 44 que se encuentra a continuación.

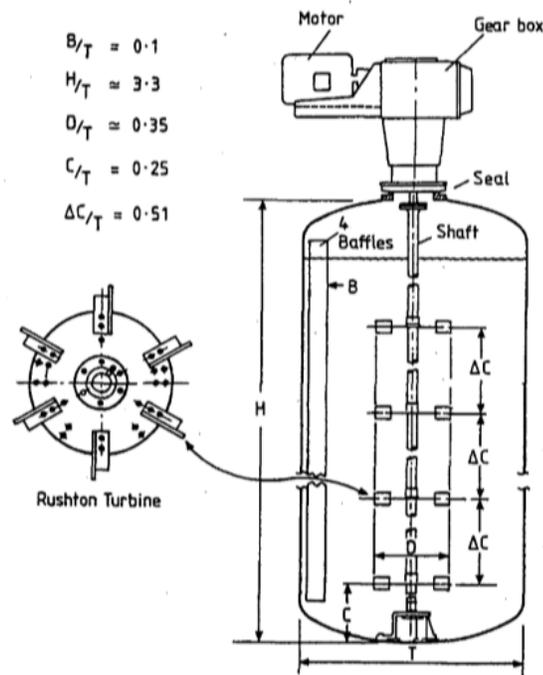


Figura 44. Geometría de un fermentador agitado por turbinas Rushton. Dimensiones relativas de las distintas componentes del agitador, en relación al diámetro del tanque (T). (43)

Siendo:

- B el ancho de las placas deflectoras
- H la altura del tanque
- D el diámetro del agitador
- C la distancia desde el ultimo agitador hasta la base del tanque
- ΔC la distancia entre agitadores
- T el diámetro del tanque

Luego, las dimensiones de los distintos componentes del sistema de agitación se detallan en la Tabla 34.

Tabla 34. Dimensiones de los componentes del sistema de agitación

Componente	Dimensiones (m)
Diámetro del tanque – T	12,80
Altura del tanque – H(*)	41,00
Diámetro del agitador – D	4,48
Ancho de placas deflectoras – B	1,28
Distancia desde el ultimo agitador hasta la base del tanque – C	3,20
Distancia entre agitadores - ΔC	6,53
Cantidad de agitadores	4

(*) La altura del tanque considerada para la agitación es la correspondiente al volumen de reacción que comprende los líquidos y los sólidos.

Tal como se definió en la sección 5.4, el volumen del reactor destinado a los líquidos y sólidos es de 4400 m³, por lo que la altura será:

$$H_{L+S} = \frac{V_{L+S}}{\pi \left(\frac{T}{2}\right)^2}$$

$$H_{L+S} = 34,2 \text{ m}$$

De los valores de ΔC, C y H en la Tabla 34, se determina el número de turbinas a utilizar:

$$Nro. \text{ turbinas} = \frac{H - C}{\Delta C}$$

$$Nro. \text{ turbinas} = 4,5$$

En este caso, si se instalan 5 turbinas una de ellas quedaría localizada por encima de los 35,9 m de altura de líquido. Por lo tanto, se opta por instalar sólo 4 turbinas Rushton. Además, se instalan en cada tanque cuatro placas deflectoras con el fin de favorecer el flujo axial.

5.4.1. CÁLCULO DE LA POTENCIA CONSUMIDA

Para calcular la potencia consumida de agitación se comienza calculando el número de Reynolds (N_{Re}) del sistema. Para la agitación del reactor se utilizan 10 RPM.

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu}$$

En la Tabla 35, se encuentran los valores de los parámetros involucrados en el número de Reynolds.

Tabla 35. Valores de los parámetros involucrados en el cálculo del N_{Re}

Parámetro	Valor
D - diámetro del agitador	4,48
N - velocidad de rotación	10 rpm
μ - viscosidad del fluido	0,00090 Kg/m s
ρ - densidad del fluido	944,9 kg/m ³

Para estimar la viscosidad del fluido dentro del reactor se emplea el modelo de la Ecuación de Einstein que aplica para suspensiones diluidas de esferas. El mismo predice que para el caso de suspensiones de partículas sólidas en líquidos, es posible en la mayoría de los casos tratar este sistema de dos fases como si fuera una sola fase homogénea que tiene una viscosidad efectiva μ_{ef} .

$$\frac{\mu_{ef}}{\mu_0} = 1 + \frac{5}{2}\phi$$

Siendo:

- μ_0 : viscosidad del líquido puro.
- ϕ es una constante empírica entre 0,52 y 0,74.

Luego, la viscosidad del puré dentro del reactor es aproximadamente:

$$\mu = 0,00098 \frac{Kg}{m.s}$$

Finalmente, reemplazando los datos de la Tabla 35 en la definición del número de Reynolds:

$$Re = \frac{(4,48 \text{ m})^2 * \frac{10}{60} \text{ rps} * 944,9 \frac{kg}{m^3}}{0,0009 \frac{Kg}{m s}}$$

$$Re = 3,51 \cdot 10^6$$

El valor del número de Reynolds indica que el régimen es turbulento. A partir del gráfico (Figura 45) de número de potencia (N_{Po}) vs. N_{Re} para turbina Rushton se obtiene el N_{Po} y luego se calcula la potencia consumida por los agitadores.

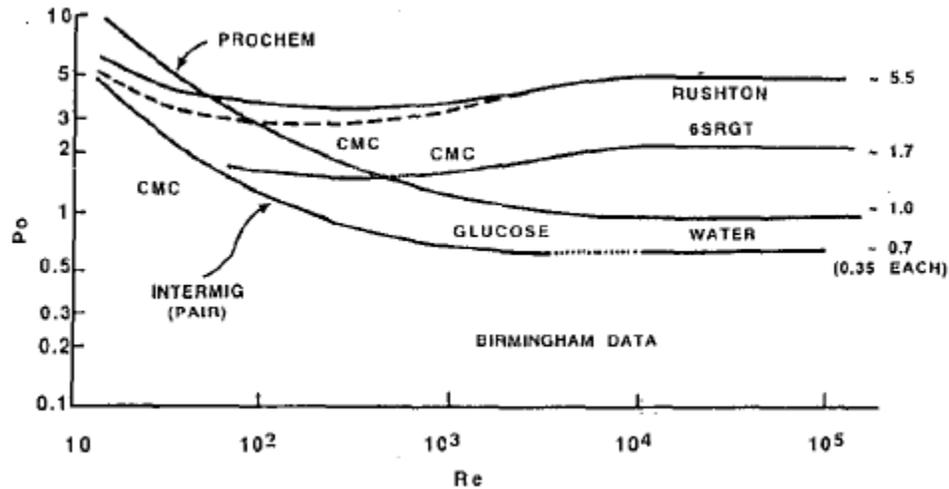


Figura 45. N_{p0} vs. N_{Re} para la turbina Rushton, en régimen de transición. (43)

Luego, $N_{p0} \cong 5,5$. De la definición de N_{p0} se despeja la potencia de agitación consumida P :

$$P = P_0 \rho N^3 D^5$$

$$P = 43,42 \text{ kW}$$

La potencia obtenida corresponde a una de las 4 tubinas presentes en el agitador. La potencia total de cada sistema de agitación es de:

$$P = 173,7 \text{ kW}$$

5.5. DISEÑO TÉRMICO

Como se ha especificado en el Capítulo 2, para que las reacciones de sacarificación y fermentación se puedan efectuar en simultáneo dentro de un mismo reactor la temperatura dentro del tanque debe ser de 35°C . De esta forma, ambas reacciones se ven favorecidas y, a nivel térmico, se garantiza la actividad microbiológica.

A continuación, se diseña un sistema de enfriamiento para cada uno de los reactores a emplear con el fin de que la operación pueda llevarse a cabo en forma isotérmica a la temperatura óptima.

Existen tres formas de transferir o recibir calor de un cuerpo a otro: conducción, convección y radiación. El prototipo que se presenta para refrigerar el reactor es un serpentín de enfriamiento el cual dentro del ámbito industrial es una de las formas más usadas para transmitir

o remover calor en un biorreactor a escala industrial y para las dimensiones de tanque con las cuales trabajamos. La forma en que el serpentín transfiere y absorbe calor al biorreactor es por el principio de conducción. La conducción es la transferencia de calor a través de un material fijo tal como la pared estacionaria.

Donald Q. Kern demuestra que este tipo de transferencia de calor puede ser descrito en una ecuación:

$$dQ = U.A.dTp$$

Dónde:

- dQ es la cantidad de flujo de calor.
- dTp la diferencia de temperatura que impulsa el calor a través de la pared ($T_{\text{reactor}} - T_{\text{agua}}$).
- A el área de transferencia.
- U es el coeficiente de transferencia de calor (constante de proporcionalidad) es un término sobre el cual tiene influencia la naturaleza del fluido y la forma de agitación.

En su forma integrada:

$$Q = U.A.\Delta T \quad \text{Ley de enfriamiento de Newton}$$

Cabe aclarar, que el coeficiente de transferencia de calor U tiene en cuenta:

- el coeficiente de transferencia de calor por convección de los fluidos que circulan dentro (h_i) y fuera (h_o) del serpentín.
- Las resistencias de ensuciamiento dentro (R_{fi}) y fuera (R_{fo}) del serpentín.
- La transferencia de calor por conducción para dado material de construcción del serpentín.

Por lo general, los tubos empleados para intercambiar calor son metálicos y, debido a la elevada conductividad térmica de los mismos, la resistencia a la transferencia de calor por conducción se desprecia (45). Luego, la expresión para calcular el coeficiente de transferencia de calor (U) es:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i \left(\frac{A_i}{A_o}\right)} + \frac{1}{h_o} + R_{fi} + R_{fo}$$

Por otro lado, para el cálculo del ΔT vamos a emplear una diferencia de temperatura media logarítmica por no ser constante la temperatura del serpentín a lo largo del mismo. De esta forma, el cálculo del calor a remover nos queda:

$$Q = U.A.\Delta T_{ml}$$

$$Q = U.A.\frac{(T_r - T_w) - (T_r - T_0)}{\ln\left(\frac{T_r - T_w}{T_r - T_0}\right)}$$

Siendo:

- T_w : Temperatura del agua a la salida
- T_0 : Temperatura del agua a la entrada
- T_r : Temperatura dentro del reactor

En la Figura 46 se muestra la estructura del serpentín dentro del reactor. La entrada del agua de refrigeración en el reactor es por medio de un tubo de acero inoxidable el cual constituye el serpentín.

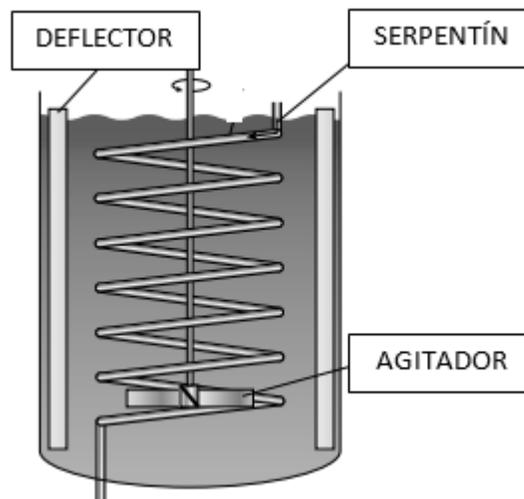


Figura 46. Serpentín del biorreactor.

Para definir el sistema de enfriamiento debemos calcular cuánto es el calor a remover durante la operación y a partir de eso, se define el caudal de agua a emplear como refrigerante.

Para eso, es necesario calcular cuánto calor de reacción se libera en cada reactor y cuánto calor por agitación se genera en cada uno de ellos. Si el reactor no se encuentra aislado, se debe

calcular el calor que se pierde o adquiere del tanque con el aire del medio ambiente. A partir de todas esas consideraciones, se diseña el serpentín de forma tal que pueda ser removido el calor en exceso que se encuentre dentro del tanque.

En el diseño del reactor se determinó que el volumen total necesario para la reacción se llevaría a cabo en 4 tanques agitados de 5.280 m³ cada uno. Por lo tanto, debemos calcular el calor a remover en cada uno de esos tanques.

$$Q_{remover} = Q_{agitación} + Q_{reacción} - Q_{liberado\ al\ ambiente}$$

5.5.1. CALOR DE REACCIÓN

Balace de energía en un reactor tanque agitado:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Variación de} \\ \text{Temperatura en} \\ \text{el tiempo} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor generado} \\ \text{por reacción} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor} \\ \text{a remover} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor de} \\ \text{corriente de} \\ \text{entrada} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor de} \\ \text{corriente de} \\ \text{salida} \end{array} \right\}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{-\Delta H_r \cdot r}{p \cdot cp} + \frac{Qr}{p \cdot cp} + \frac{T - T_0}{V/Q}$$

Siendo:

- T: Temperatura de salida
- t: Tiempo
- ΔH_r : calor de reacción
- Qr: caudal de reacción a remover
- r: velocidad de reacción
- p: densidad
- cp: capacidad calorífica
- V: Volumen del reactor
- Q: caudal de proceso
- T0: temperatura inicial

Como los reactores del sistema son isotérmicos, el balance es:

$$0 = \frac{-\Delta H_r \cdot r}{p \cdot cp} + \frac{Qr}{p \cdot cp} + 0$$

$$Q_r = -\Delta H_r \cdot r$$

El calor de reacción puesto en juego en cada reactor es el aporte de la reacción de hidrólisis más el de la fermentación. A continuación, se presenta su cálculo:

$$\Delta H_r \cdot r = \Delta H_{hidrólisis} \cdot r_{hidrólisis} + \Delta H_{fermentación} \cdot r_{fermentación}$$

Siendo:

$$\Delta H_{hidrólisis} = 5,86 \pm 0,54 \text{ KJ/mol (por mol de glucosa generado)}$$

$$\Delta H_{fermentación} = -63,07 \text{ KJ/mol}_{\text{etanol generado}} = -1.369,00 \text{ KJ/Kg etanol generado.}$$

Por ser el calor de hidrólisis pequeño frente al calor que libera la reacción de fermentación, se desprecia el calor de hidrólisis para el cálculo de calor generado en cada reactor.

A continuación, en la Tabla 36 se presenta la cantidad de calor generado por reacción en cada reactor.

Tabla 36. Calor de reacción generado.

	TAC 1	TAC 2	TAC 3	TAC 4
Etanol formado (Kg/h)	15.900,57	8.047,12	2.827,05	588,96
Qr (KJ/h)	21.767.873,49	11.016.507,28	3.870.224,61	806.279,40

5.5.2. CALOR DE AGITACIÓN

Como se calculó en la Sección 5.4.1, el calor de agitación en cada reactor es de 625.240,9 KJ/h.

5.5.3. CALOR DE CONVECCIÓN

Por último, hay que tener en consideración que, si el reactor no está aislado, se pierde o adquiere calor del medio que lo rodea. Como los reactores se van a instalar al aire libre, el calor a remover es:

$$Q_{liberado\ al\ exterior} = h \cdot A_r \cdot (T_r - T_a)$$

Siendo:

- h: coeficiente de transporte de calor por convección agua – aire
- T_a: Temperatura ambiente

Al diseñar el sistema térmico sin aislación en el reactor, se debe tener en cuenta las temperaturas máximas y mínimas de la región en dónde se encuentra ubicada la planta. (Tabla 37).

Tabla 37. Temperaturas en Río Cuarto, Córdoba, Argentina. (46)

Datos	Valor
Temperatura media anual:	16.8°C
Temperatura máxima media anual:	24.7°C
Temperatura mínima media anual:	11.0°C

Coefficientes de transferencia de calor

Dado que no se conoce el coeficiente de transferencia de calor entre la mezcla que se encuentra dentro del reactor y el agua que circula por el interior del serpentín, se toma un promedio de los datos para la cerveza aportados por bibliografía (47).

Si bien la mezcla no es la misma, se considera apropiado emplear el dato para cerveza como estimación del mencionado parámetro porque dentro del sistema de reactores de nuestra planta se tiene una fermentación alcohólica.

$$U \approx 292 \frac{J}{s \cdot m^2 \cdot K} = 1.051,2 \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot K}$$

A su vez, para obtener el coeficiente de transferencia de calor por convección entre el tanque y el aire del medio que lo rodea, también se considera que dentro del reactor hay agua en mayor proporción. Luego, el coeficiente de convección obtenido de bibliografía es:

$$h = 5 - 50 \frac{J}{s \cdot m^2 \cdot K}$$

$$h \approx 99 \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot K}$$

5.5.4. DISEÑO DEL SERPENTÍN

Para diseñar el serpentín de cada reactor, se plantea el siguiente balance ya anteriormente enunciado:

$$Q_{\text{remover}} = U.A. \frac{(T_r - T_w) - (T_r - T_0)}{\ln\left(\frac{T_r - T_w}{T_r - T_0}\right)}$$

5.5.5. CALOR TOTAL A REMOVER

Finalmente, el diseño del serpentín se calcula a partir de los balances ya presentados y queda de la siguiente forma:

$$Q_{\text{remover}} = Q_{\text{agitación}} + Q_{\text{reacción}} - Q_{\text{liberado al ambiente}}$$

$$U.A. \frac{(T_r - T_w) - (T_r - T_0)}{\ln\left(\frac{T_r - T_w}{T_r - T_0}\right)} = Q_{\text{agitación}} + (-\Delta H_r \cdot r) - h.A_r.(T_r - T_a)$$

5.5.6. AGUA DE REFRIGERACIÓN

Para extraer el calor en cada tanque se propone como líquido de refrigeración agua. La cantidad de agua necesaria para enfriar cada tanque se calcula a partir del siguiente balance de energía:

$$\{\text{Calor de entrada}\} - \{\text{Calor de salida}\} = \{\text{Calor absorbido}\}$$

$$F.c.p.T_0 - F.c.p.T_w = Q_{\text{Total}}$$

$$Q_{\text{Total}} = F_{\text{camisa}} \cdot C_p_{\text{agua}} \cdot (T_w - T_0)$$

5.5.7. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

Finalmente, se diseña un sistema de enfriamiento que sea útil tanto en épocas de menor como de mayor temperatura (Ver Tabla 38). Para ello, se decide mantener un área de transferencia constante e ingresar agua a una temperatura mínima obtenida con una torre de enfriamiento.

Como es de esperar, en épocas de mayor calor el caudal de agua a emplear es mucho mayor que en épocas de frío.

Tabla 38. Sistema de enfriamiento.

Día de menor calor				
	<i>Caudal (Kg/h)</i>	<i>T0 (°C)</i>	<i>TW (°C)</i>	<i>Área (m²)</i>
Reactor 1	177.600	10	34,75	3.392
Reactor 2	79.590	10	34,86	1.651
Reactor 3	10.860	10	35,00	494
Reactor 4	13.900	10	34,60	232
Caudal total (Kg/h)			281.950	
Día de mayor calor				
	<i>Caudal (Kg/h)</i>	<i>T0 (°C)</i>	<i>TW (°C)</i>	<i>Área (m²)</i>
Reactor 1	455.000	22	33,00	3.392
Reactor 2	221.500	22	33,00	1.651
Reactor 3	66.320	22	33,00	494
Reactor 4	31.090	22	33,00	232
Caudal total (Kg/h)			773.910	

Es importante destacar que el Reactor N° 4 cuenta con un recubrimiento aislante para independizar el diseño de una pérdida de mayor calor del necesario en época de baja temperatura.

Tabla 39. Comparación de materiales aislantes y sus temperaturas de empleo. (48)

Minerales	Plásticos
LANA DE VIDRIO Con encolado, 250 °C Sin encolado, 500 °C	POLIESTIRENO Expandido, 70 °C Extrusionado, 85 °C
LANA DE ROCA Hasta 750 °C	POLIURETANO 100 °C
FIBRA CERAMICA Hasta 1.500 °C	

Como se observa en la Tabla 39, los plásticos son los materiales adecuados para aislar el tanque N° 4. En este caso, se propone el poliestireno expandido el cual soporta hasta 70°C y la temperatura máxima que se trabaja dentro del reactor es tan sólo 35°C.

De todas formas, el material aislante depende fundamentalmente del costo económico que el recubrimiento del reactor implique. Si existe otro material que cumpla el requisito de ser

aislante y, además, sea más económico que el propuesto se debe tener en cuenta a la hora de confeccionar la aislación del reactor.

Nº de vueltas del serpentín

A partir del área total que debe tener el serpentín y de las velocidades sugeridas para líquidos poco viscosos en cañerías, se estima cuantas vueltas debe tener el serpentín dentro del reactor de la siguiente forma:

$$\text{Área del serpentín} = 2 \cdot \pi \cdot \text{radio}_{\text{tubo serpentín}} \cdot \text{largo}$$

Para realizar el serpentín se propone emplear un tubo de acero inoxidable. Para cumplir con el rango de velocidades sugeridas en época de menor temperatura (porque es cuando hay menor caudal de refrigeración) los diámetros a emplear en cada reactor son los que se presentan a continuación en Tabla 40.

Tabla 40. Diámetros de serpentín.

	Diámetro (m)
Reactor 1	0,18
Reactor 2	0,12
Reactor 3	0,04
Reactor 4	0,05

Siendo el diámetro del reactor 13 metros y el del agitador 4,55 metros, se determina que cada vuelta de serpentín tiene un diámetro de 11 metros. De esta forma, es físicamente posible que coexistan los bafles, agitadores y serpentín propuestos.

Luego, para estimar la cantidad de vueltas de cada serpentín aplico la siguiente relación:

$$\text{Largo} = \text{Número de vueltas} \cdot \text{Perímetro de una vuelta}$$

$$N = \frac{L}{\text{Diámetro de una vuelta} \cdot \pi}$$

Finalmente, el largo de cada serpentín y el número de vueltas de cada uno se expone a continuación en la Tabla 41.

Tabla 41. Número de vueltas y largo de cada serpentín.

	L (m)	N
Reactor 1	6.094	176
Reactor 2	4.431	128
Reactor 3	3.589	104
Reactor 4	1.490	43

5.6. SISTEMA DE CONTROL

La implementación del control automático en variables de procesos es fundamental porque reduce el costo asociado a la generación de un bien, incrementa la calidad y aumenta los volúmenes de producción de una planta industrial. Además, contribuye a eliminar errores, aumentar la seguridad de las operaciones y permite obtener el producto con las condiciones de salida requeridas.

El principio de todo sistema de control automático es la aplicación del concepto de realimentación o feedback (medición tomada desde el proceso que entrega información del estado actual de la variable que se desea controlar) cuya característica especial es la de mantener al controlador central informado del estado de las variables para generar acciones correctivas cuando así sea necesario. En resumen, el control automático es el mantenimiento de un valor deseado para una cantidad o condición física, midiendo su valor actual, comparándolo con el valor referencia, y utilizando la diferencia para proceder a reducirla mediante una acción correctiva. En consecuencia, el control automático exige un lazo cerrado de acción y reacción.

Con el fin de diseñar un sistema de control adecuado para los reactores propuestos en el presente capítulo, se determinan en la Tabla 42 cuales son las variables a controlar y cuáles son las variables a manipular para mantener las primeras en cierto valor deseado.

Tabla 42. Variables a controlar y manipular dentro del reactor.

Variable a controlar	Variable a manipular
Caudal de alimentación de maíz y enzimas en el mezclador	Caudal de enzimas de alimentación al mezclador
Caudal de alimentación de maíz y agua en el mezclador	Caudal de levadura de agua al mezclador
Temperatura dentro del reactor	Caudal de refrigeración
Temperatura del agua de enfriamiento	Caudal de refrigeración
pH	Caudal de solución buffer
Caudal de alimentación de puré y levadura en el primer reactor	Caudal de levadura de alimentación al primer tanque

En la Figura 47 se muestra el esquema del sistema de control para la mezcladora.

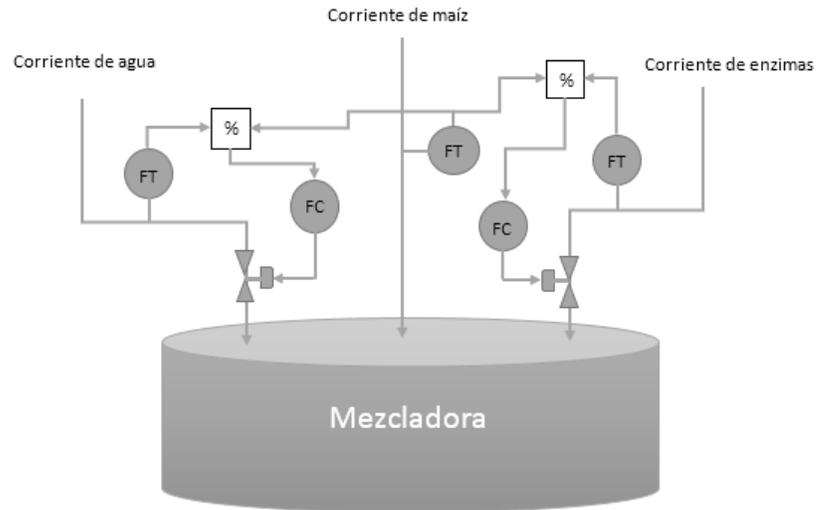


Figura 47. Sistema de control para el mezclador.

El puré se forma en una mezcladora, donde se introduce la corriente de maíz, agua y enzimas. El sistema de control propuesto permite obtener un puré con las condiciones óptimas para poder introducirlo en el sistema de reactores. A partir de la cantidad de maíz que se introduce en la mezcladora, se regula por un control por relación con la cantidad de agua y de maíz.

En la Figura 48 se esquematiza el sistema de control cualitativo propuesto para cada tanque.

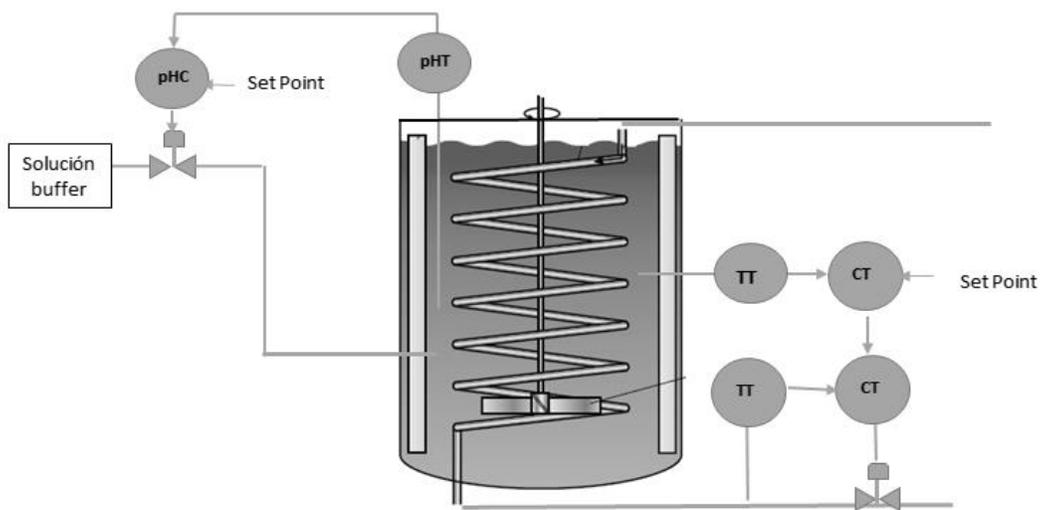


Figura 48. Sistema de control para cada reactor.

Para mantener la temperatura dentro del reactor en el valor deseado se propone un sistema de control en cascada. Esto se realiza porque pueden existir perturbaciones en la temperatura del interior del tanque como así también en la temperatura de ingreso del agua refrigerante.

Este tipo de control permite medir la temperatura dentro del tanque, enviar la señal a un controlador el cual genera una señal de salida a un segundo controlador. A este último, le llega la señal de la temperatura del agua de ingreso y el valor deseado. A partir de estas dos entradas, el controlador genera una señal de salida hacia la válvula de control que funciona como elemento final del lazo cerrado. En base a las temperaturas censadas, la válvula se abre o cierra en cierto porcentaje con el fin de mantener la temperatura dentro del reactor en el valor deseado.

Por otro lado, para mantener el valor de pH dentro del reactor se plantean un lazo cerrado simple. Recibe la señal de pH medida a través de un sensor. Si el valor de pH no es el deseado, el control de caudal de la solución buffer envía una señal de apertura a la válvula de control correspondiente a dicho caudal.

En la Figura 49, se muestra el sistema de control adicional que presenta el reactor 1 para las corrientes de alimentación.

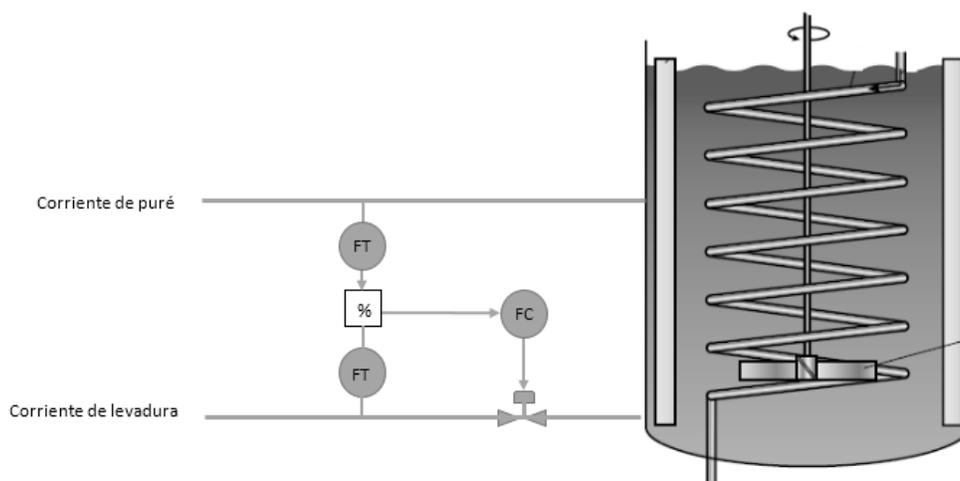


Figura 49. Sistema de control para caudales de ingreso en el primer reactor.

El primer tanque es el encargado de recibir la corriente de puré y la de levadura. Por este motivo, se propone un control de relación para la cantidad de levadura en relación a la cantidad de puré que ingresa.

Por último, con respecto a la presión dentro del reactor, el mismo cuenta con una válvula de venteo que se encuentra continuamente abierta con el fin de enviar el CO₂ formado a un sistema de purificación. Sin embargo, puede que la presión del sistema aumente por una posible acumulación del gas y, por lo tanto, por seguridad se propone instalar una válvula de alivio seteada en 2 atm aproximadamente.

A continuación, en la Tabla 43, se determinan los valores deseados (Set Point) para las variables a controlar.

Tabla 43. Valores deseados para cada variable controlada.

Variable a controlar	Valor deseado
Temperatura dentro del reactor	35 °C
pH	5-6
% de caudal maíz/agua	0,73 (Kg maíz/Kg agua)
% de caudal de enzimas/ maíz	0,0022 (Kg enzima/Kg maíz)
% de caudal de levadura/ puré	0,0004 (Kg levadura/Kg puré)

Los valores de temperatura, pH y la relación alimentación de sólidos con el caudal de agua óptimos fueron establecidos en el Capítulo 2. Sin embargo, la presión deseada a la cual se considera que la válvula de alivio debe abrir (a modo de bypass) es estimada con el fin de ventear todo el gas producido para posterior purificación.

CAPÍTULO 6: DISEÑO SISTEMAS DE SEPARACIÓN

6.1. INTRODUCCIÓN

Los sistemas de separación en la industria son de suma importancia porque permiten que el producto obtenido adquiera valor comercial. En nuestra planta se deben tratar el etanol producido en el sistema de reactores y el dióxido de carbono generado como subproducto con el fin de obtener ambos con sus respectivas especificaciones para su comercialización.

Para la purificación del etanol, en el Capítulo 3, se determinó utilizar una serie de tres columnas de destilación en serie. Una de ellas emplea un solvente extractor. Mientras que, para purificar el dióxido de carbono, se propuso utilizar una torre rellena de lavado con el objetivo de eliminar los restos de etanol presente en dicha corriente.

En el este capítulo se diseñan los sistemas de separación óptimos para purificar los dos productos hasta su valor comercial. Lograr un diseño óptimo implica combinar un bajo costo energético al operar los equipos, un bajo costo de mantenimiento y, de ser posible, un bajo costo de construcción de los mismos.

Es de importancia aclarar que todos los cálculos se efectúan en caudales y composiciones molares. De todas formas, al finalizar, el diseño óptimo del sistema de purificación elegido para cada producto se presenta unidades másicas.

6.2. COLUMNA DE LAVADO DE DIÓXIDO DE CARBONO

Para la purificación de la corriente gaseosa que se ventea en los reactores, se utiliza una torre rellena como columna de lavado. Por la misma se hace pasar la corriente gaseosa de dióxido de carbono (con impurezas de etanol), y se la pone en contacto en contracorriente con agua pura. A la salida de la columna rellena, el gas tiene un contenido despreciable de etanol y una concentración baja (pero no despreciable) de humedad, motivo por el cual se suele anexar un equipo con material secante para eliminar los restos de humedad y obtener dióxido de carbono según los requerimientos comerciales.

Diseñar la columna de lavado de CO₂ implica conocer sus dimensiones (altura y sección), como así también los materiales de construcción. En esta sección, se realiza el diseño de dicha columna, y en el Capítulo 8, se desarrollan los equipos auxiliares necesarios para poder obtener este subproducto.

6.2.1. DISEÑO

Para calcular la altura de la torre se simula un absorbedor en Unisim Design 390.1. La mencionada herramienta computacional nos permite definir las corrientes de entrada al equipo y con dicha información calcula las corrientes salientes. Como requisitos para definir la torre y las condiciones a la cual va a operar, se proponen:

- Que el caudal de gas limpio, contenga la menor cantidad de etanol posible ($Y=0,00001$).
- Que el caudal de agua de lavado a la salida de la columna contenga una pequeña cantidad de trazas de dióxido de carbono).

Además de cumplir con los requerimientos impuestos, la torre a emplear debe ser la óptima. Esto implica que la altura de la misma y la cantidad de agua de lavado a utilizar deben ser mínimas.

La torre rellena que se diseña trabaja a contracorriente, tal como se presenta en la Figura 50. En la Tabla 44 se detallan las corrientes de entrada y salida, junto con sus respectivas composiciones.

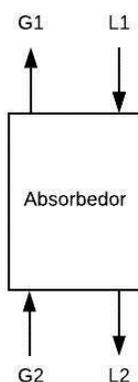


Figura 50. Esquema del absorbedor a utilizar.

Tabla 44. Corrientes de entrada y salida a la columna de lavado.

Corriente		Composición molar		
		Etanol	Agua	Dióxido de carbono
G1	A calcular	<0,00001	A calcular	>0,9
G2	843,69 kmol/h	0,02	0	0,98
L1	A definir	0	1	0
L2	A calcular	A calcular	>0,9	<0,001

Los diseños y resultados arrojados por el simulador se detallan a continuación en la Tabla 45.

Tabla 45. Diseños y composiciones moles de la torre de lavado.

Nº de platos teóricos	L1 (kmol/h)	Composición molar de Etanol en G1	Composición molar de CO ₂ en L2
20	400	0,0001	0,0007
20	500	≈0	0,0007
15	500	≈0	0,0007
15	400	0,0002	0,0007
13	500	0,0001	0,0007

Por lo presentado en la tabla anterior, se decide trabajar con una columna rellena de 15 platos teóricos y con una corriente de agua limpia de 500 kmol/h. Trabajar con una altura mayor no representa mejoras significativas. A su vez, trabajar con un caudal de agua mayor no representa mayor cantidad de CO₂ purificado por lo que se prefiere usar la menor cantidad de agua para cumplir con el requisito de etanol despreciable en la corriente de gas a la salida.

En el equipo las corrientes ingresan a 1 atm. La temperatura de la corriente gaseosa se estima igual a la del reactor (35 °C) y la de la corriente de agua en 25°C con el objetivo de diseñar la torre con un criterio conservador (dado que la absorción de un gas en un líquido es una operación exotérmica, se ve más favorecida cuanto menor sea la temperatura de operación). Por este motivo, se toma la temperatura de la corriente de agua en la época de mayor calor.

Finalmente, la torre óptima diseñada para purificar el dióxido de carbono tiene una altura total de 7,5 metros y 2 metros de diámetro. Las respectivas corrientes de entrada, salida y composiciones se detallan en la Tabla 46 que se encuentra a continuación.

Tabla 46. Concentraciones y caudales molares de torre rellena.

Corriente	Temperatura (°C)	Caudal (Kmol/h)	Fracción molar de CO ₂	Fracción molar de etanol	Fracción molar de agua
L1	25	500	0	0	1
L2	21,19	492,1	0,0007	0,0252	0,9742
G2	35	620,7	0,9800	0,0200	0
G1	25,78	628,6	0,9672	≈0	0,0327

Tabla 47. Concentraciones y caudales másicos de torre rellena.

Corriente	Temperatura (°C)	Caudal (Kg/h)	Fracción másica de CO ₂	Fracción másica de etanol	Fracción másica de agua
L1	25	9.008	0	0	1
L2	21,19	9.222	0,0016	0,0619	0,9366
G2	35	27.340	0,9791	0,0209	0
G1	25,78	27.130	0,9863	0	0,0137

Según datos bibliográficos (49) , el relleno más apropiado para la columna, en términos de dimensiones de la columna, caída de presión y efectividad de transferencia de masa, son los VSP® metálicos porque proporcionan las más altas condiciones de transferencia de masa con las dimensiones de columna más bajas.

Finalmente, la corriente gaseosa que sale de la torre rellena libre de etanol, es ingresada a un equipo con material secante para poder así obtener el dióxido de carbono libre de humedad.

6.3. SISTEMA DE PURIFICACIÓN DEL ETANOL

El objetivo del sistema a diseñar a continuación es la purificación de la corriente de salida líquida del sistema de reactores, de modo de obtener el producto principal con las especificaciones necesarias para su posterior comercialización. Para ello, se propuso un arreglo de tres columnas de destilación.

La primera columna destila la corriente de proceso obteniendo una mezcla azeotrópica de etanol-agua; la segunda columna destila etanol anhidro mediante la implementación de un solvente extractor; y, por último, la tercera columna es la encargada de purificar el glicerol empleado en la columna anterior para poder reutilizarlo.

A continuación, se analiza en detalle el sistema planteado. Se exponen las condiciones de entrada y salida de cada columna de destilación junto con las condiciones operativas de cada una. Además, se analizan otras propuestas de operación con el fin de determinar cuál es el arreglo que menor costo de operación requiera.

6.3.1. CÁLCULOS PRELIMINARES

La corriente de salida del reactor es la alimentación de la primera columna del sistema de purificación y sus condiciones se detallan a continuación en la Tabla 48.

Tabla 48. Datos de la corriente de salida del reactor. (Datos del Capítulo 4)

Salida del reactor	
Presión	1 atm
Temperatura	35 °C
Caudal total	305 m ³ /h
Caudal másico de etanol	26.813,2 Kg/h
Caudal másico de agua	181.373,7 Kg/h
Caudal másico de glucosa	3.648,0 Kg/h
Caudal másico de enzimas	287,6 Kg/h
Caudal másico de sólidos	48.720,1 Kg/h

Además, se ingresa en la primera columna la corriente L2 que proviene de la torre rellena de lavado. Sus condiciones se presentan a continuación en Tabla 49.

Tabla 49. Condiciones de salida. Torre de lavado.

Salida de torre de lavado	
L1	492,1 Kmol/h
Flujo de etanol (L1)	12,8 Kmol/h
Flujo de agua (L1)	479,3 Kmol/h

A partir de los datos presentados, los flujos y composiciones molares de la corriente de alimentación a la primera columna son:

$$Etanol = 26.813,2 \frac{kg}{h} * \frac{kmol}{46 kg} = 582,9 \frac{kmol}{h}$$

$$Agua = 181.373,7 \frac{kg}{h} * \frac{kmol}{18 kg} = 10.076,3 \frac{kmol}{h}$$

$$x_{etanol} = \frac{582,9 \frac{kmol}{h} + 12,8 \text{ Kmol/h}}{582,9 \frac{kmol}{h} + 10.076,3 \frac{kmol}{h} + 12,8 \frac{\text{Kmol}}{h} + 479,3 \frac{\text{Kmol}}{h}} = 0,053$$

$$x_{agua} = \frac{10.076,3 \frac{kmol}{h} + 479,3 \text{ Kmol/h}}{582,9 \frac{kmol}{h} + 10.076,3 \frac{kmol}{h} + 12,8 \frac{\text{Kmol}}{h} + 479,3 \frac{\text{Kmol}}{h}} = 0,947$$

Luego, la corriente de entrada al sistema de purificación se presenta a continuación en la Tabla 50.

Tabla 50. Condiciones de la corriente de entrada al sistema de purificación.

Corriente de entrada al sistema de purificación	
Caudal molar total	11.151,3 Kmol/h
Composición molar de etanol	0,053
Composición molar de agua	0,947
Presión	1 atm
Temperatura	≈35 °C

Si bien la corriente L2 se encuentra a menor temperatura que la corriente líquida que sale del reactor, su caudal es mucho menor a este último. Por lo tanto, se considera que la alimentación entra a aproximadamente a 35°C de temperatura.

Los requisitos de las condiciones de salida del producto purificado son necesarios para esta etapa de diseño. Para que el producto sea comercializable, la concentración del mismo debe ser de 99,5% V/V. La composición molar se calcula a continuación:

$$x_{et} = \frac{0,995 \text{ m}^3 * 789 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1\text{Kmol}}{46\text{Kg}}}{0,995 \text{ m}^3 * 789 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1\text{Kmol}}{46\text{Kg}} + 0,005 \text{ m}^3 * 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1\text{Kmol}}{18\text{Kg}}}$$

$$x_{et} = 0,9839$$

Los requisitos del producto final son los que se muestran en la Tabla 51.

Tabla 51. Requisitos del producto final.

Requisito del producto purificado	
Caudal total volumétrico	30,3 m ³ /h
Composición molar de etanol	0,9839

6.3.2. ANÁLISIS DEL SISTEMA CLÁSICO

El sistema clásico de purificación del etanol cuenta con tres columnas de destilación. La corriente de proceso que sale del reactor es la alimentación de la primera columna de destilación. La misma es ingresada por el plato óptimo de alimentación, a pesar de que ingresa junto con los sólidos que son destilados y posteriormente extraídos por la parte inferior de la primera torre. En esta primera etapa se obtiene por el tope la mezcla azeotrópica de etanol y agua, y por el fondo

una corriente de residuo. La mezcla azeotrópica se ingresa a la segunda columna, donde se obtiene el etanol con los requisitos necesarios, por el tope. Para esto, se utiliza glicerol como solvente extractor. Por último, la corriente de fondo de la segunda columna, es ingresada a la tercera, con el objetivo de recuperar el solvente y poder reutilizarlo en la segunda columna. Esta última torre se trabaja a una presión menor que la atmosférica con el fin de obtener 99,9% pureza en el solvente y que el mismo no se descomponga.

El sistema descrito anteriormente, se simula con la herramienta computacional UniSim Design. Es importante aclarar, que para el diseño de las tres columnas se supuso que la eficiencia es ideal. Si bien dicha suposición no es real, es una forma de estimar el tamaño y condiciones de operación de cada torre. En la Figura 51, se ilustra el arreglo obtenido y, en las tablas que se encuentran a continuación, las especificaciones de las corrientes y equipos auxiliares utilizados.

Es importante destacar, que la temperatura de alimentación del solvente extractor tiene un efecto importante en la composición del destilado y el consumo de energía del reboiler. Varios autores recomiendan considerar dicha temperatura como variable de diseño y operar 5–15°C por debajo de la temperatura máxima de la columna de destilación extractiva (Doherty & Malone, 2001; Knight & Doherty, 1989). El uso de altas temperaturas de alimentación del solvente extractor requiere altas relaciones molares de reflujo para alcanzar una separación. Esto ocurre porque, a medida que aumenta la temperatura del solvente extractor, parte del agua que se encuentra en la etapa se vaporiza, lo que aumenta el contenido de agua en el destilado y disminuye su pureza. Entonces es necesario aumentar el reflujo para compensar este efecto. En conclusión, las operaciones de bajo reflujo necesitan alimentaciones a temperaturas entre 70 y 80°C para mantener la pureza del destilado. La menor demanda de energía corresponde a las bajas temperaturas de alimentación del solvente y las bajas relaciones molares de reflujo. Dado que la máxima temperatura de trabajo de la columna extractiva es 78°C, se decide enfriar el glicerol recuperado a 80°C aproximadamente. (33)

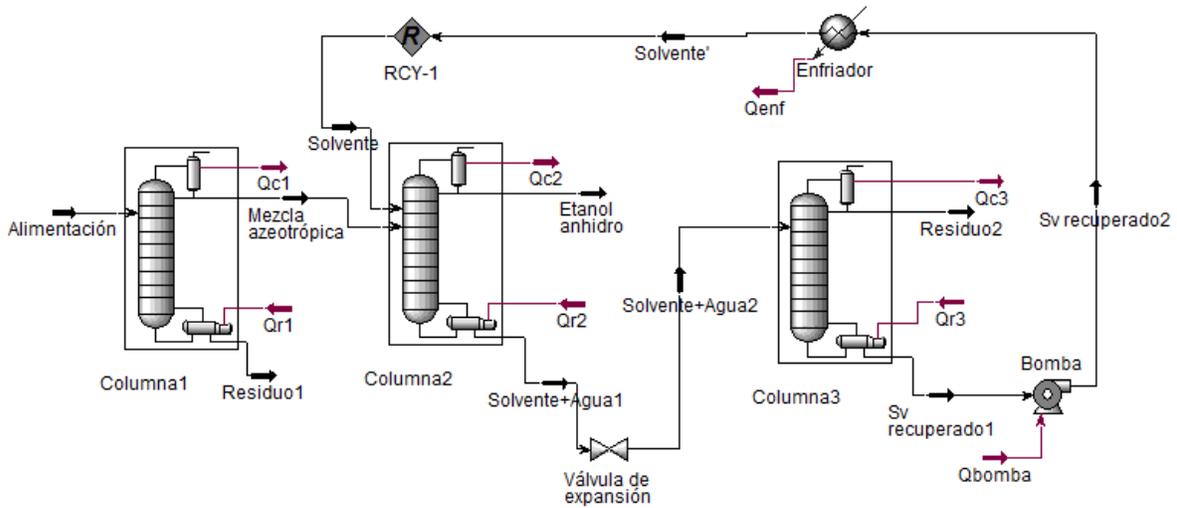


Figura 51. Esquema del sistema simple de purificación del etanol.

Tabla 52. Especificaciones de las columnas de destilación del sistema simple.

	Columna 1	Columna 2	Columna 3
Nº de platos	18	27	3
Plato de alimentación	17	1 (Solvente) 22 (Mezcla azeotrópica)	2
Relación de reflujo	9,3	1,1	0,5
Altura de plato teórico (m)	0,55	0,55	0,55
Altura teórica de torre (m)	9,9	14,85	1,65
Diámetro de columna(m)	2,5	2,5	0,6
Calor de reboiler (KJ/h)	$2,927 \cdot 10^8$	$4,945 \cdot 10^7$	$8,161 \cdot 10^6$
Calor del condensador (KJ/h)	$-2,38 \cdot 10^8$	$-4,368 \cdot 10^7$	$-3,987 \cdot 10^6$
Presión (atm)	1	1	0,35

Tabla 53. Especificaciones de las corrientes del sistema simple.

Corrientes						
	Caudal (Kmol/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)	Composiciones molares		
				Etanol	Agua	Glicerol
Alimentación	11.151,30	1,00	35,00	0,0534	0,9466	0,0000
Residuo 1	10.560,00	1,00	98,11	0,0069	0,9931	0,0000
Mezcla azeotrópica	594,00	1,00	78,12	0,8811	0,1189	0,0000
Solvente	242,00	1,00	80,00	0,0000	0,0100	0,9900
Etanol anhidro	531,00	1,00	78,08	0,9839	0,0161	0,0000
Solvente+Agua1	305,00	1,00	166,90	0,0031	0,2116	0,7854
Solvente+Agua2	305,00	0,35	151,50	0,0031	0,2116	0,7854
Residuo 2	63,00	0,35	69,28	0,0148	0,9852	0,0000
Sv recuperado1	242,00	0,35	237,20	0,0000	0,0100	0,9900
Sv recuperado2	242,00	1,00	237,20	0,0000	0,0100	0,9900

Tabla 54. Especificaciones de equipos auxiliares del sistema simple.

Equipos auxiliares		
	Potencia (KW)	Calor (KJ/h)
Bomba	0,5943	-
Enfriador	-	1,0 10 ⁷

En la simulación del sistema de purificación, sólo se tienen en cuenta los componentes líquidos. Es decir, no se ingresan los sólidos como componente en el simulador, aunque en la realidad si están presentes. Por lo tanto, la energía estimada que requiere el reboiler es sólo para calentar los líquidos. Por esta razón, se estima a continuación la energía extra requerida para los sólidos que han ingresado también en la columna y se han calentado hasta la temperatura de trabajo.

De la simulación, se conoce que la temperatura del reboiler de la primera columna es 98,11°C. Se estima el calor extra necesario para calentar la corriente de sólidos hasta la temperatura mencionada como:

$$Q_{necesario} = F_{sólidos} C_p (T_0 - T_f)$$

Dónde:

- $F_{\text{sólidos}}$ es el caudal de sólidos a ingresar
- C_p es la capacidad calorífica de los sólidos
- T_0 es la temperatura de entrada de los sólidos (35°C)
- T_f es la temperatura a la que deben estar los sólidos en el reboiler (98°C).

De los balances realizados en el Capítulo 4, la corriente sólida que sale del reactor (sólidos provenientes del maíz y desechos de levadura) es 27.059,9 Kg/h.

La capacidad calorífica de la harina de maíz (luego de ser sometida a temperatura) es 3,233 KJ/Kg °C según fuente bibliográfica (50). Si bien la corriente de sólidos que tenemos presente también presenta restos de levadura, se utiliza el dato de la harina de maíz por ser el componente que se encuentra en mayor cantidad.

$$Q_{\text{necesario}} = 48.720 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 3,233 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} (98,11^\circ\text{C} - 35^\circ\text{C})$$

$$Q_{\text{necesario}} = 9,92 \cdot 10^6 \text{ KJ/h}$$

Si se suma el calor calculado (para calentar los sólidos) al ya arrojado por el simulador (para calentar la fase líquida), se obtiene el calor total que se necesita en el reboiler de la primera columna.

A continuación, se presentan los perfiles de composición molar para cada etapa dentro de las torres. Optimizar el diseño implica que en cada plato haya un cambio significativo de composición.

Primera columna

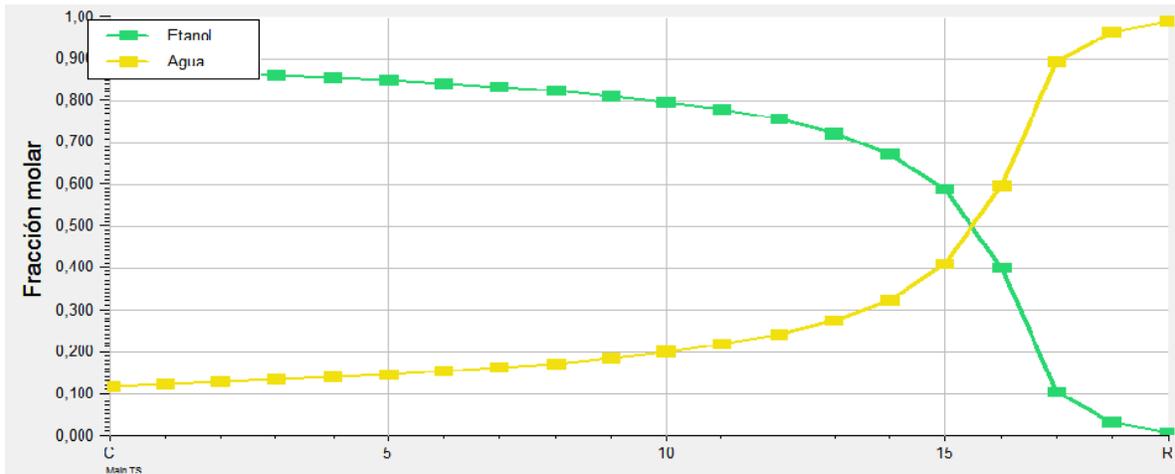


Figura 52. Perfiles de composición molar en Columna1 para el sistema simple.

En la primera columna (Figura 52) se observa que en los primeros 5 platos, aproximadamente, el cambio de composición es bastante menor que en los platos siguientes. Sin embargo, es la mínima altura a emplear para obtener el azeótropo en la corriente de tope.

Segunda columna

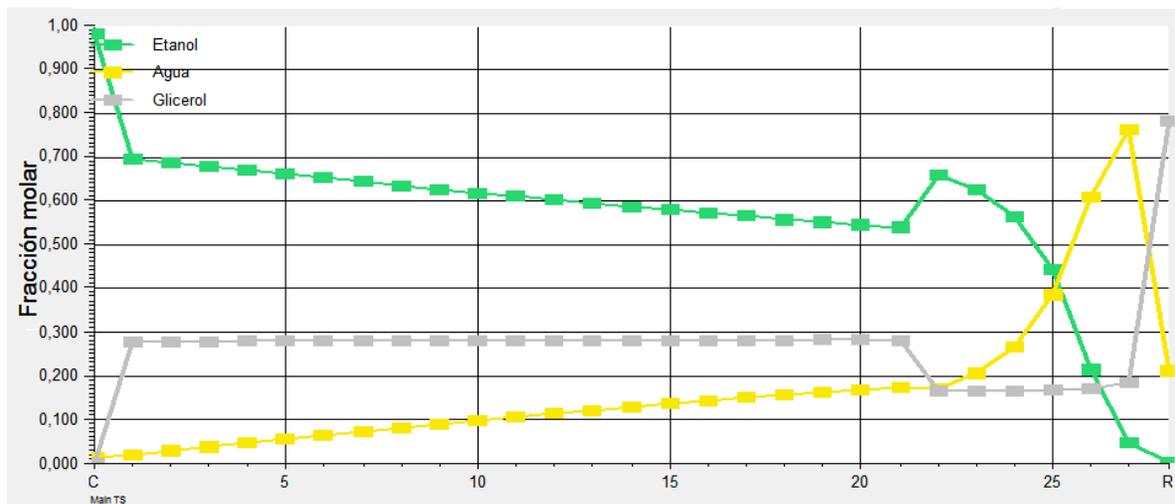


Figura 53. Perfiles de composición molar en Columna2 para el sistema simple.

En la segunda columna (Figura 53), se observa que en los primeros 8 platos, aproximadamente, la composición que se obtiene en cada uno de ellos es similar. Por ello, se analiza cual es la cantidad de solvente a emplear según la cantidad de etapas ideales que se

considere. Lo que se obtiene es que, a pesar de que en algunos platos haya un cambio pequeño de composición molar en las corrientes, la altura de torre elegida permite utilizar la menor cantidad de solvente.

Tercera columna

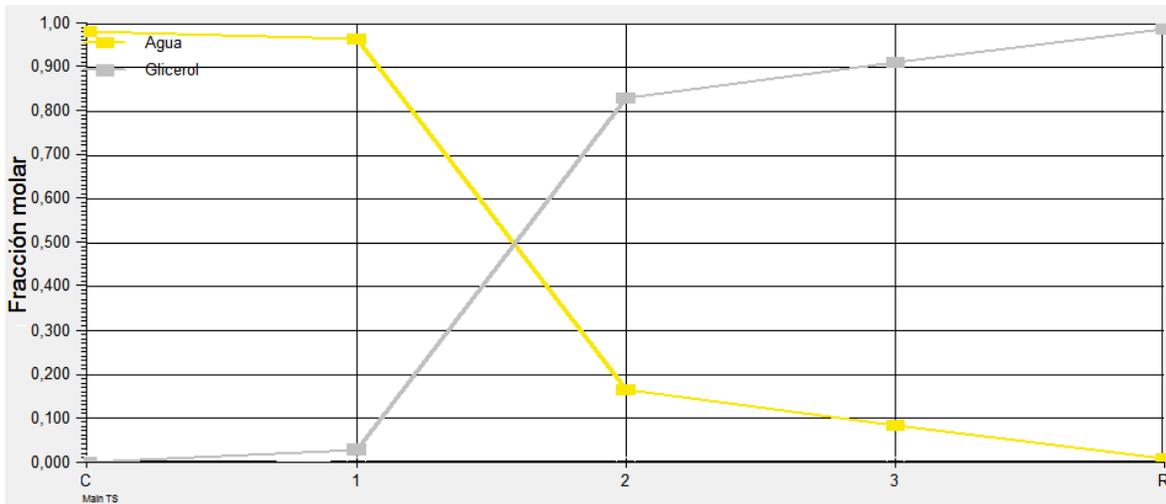


Figura 54. Perfiles de composición molar en Columna3 para el sistema simple.

En el caso de la tercera columna (Figura 54), en todos los platos hay una variación significativa de composición molar.

6.3.3. RE ARREGLOS PARA EL SISTEMA DE PURIFICACIÓN DE ETANOL

Si bien el sistema de tres columnas de destilación analizado anteriormente cumple con las especificaciones requeridas, a continuación, se analizan otras opciones de operación con los mismos tres equipos. El objetivo es obtener el arreglo óptimo, siendo éste aquel que consuma la menor cantidad de solvente y energía, como así también que permita obtener etanol anhidro como producto.

Opción A

En este caso, y como se muestra en la Figura 55, todo el líquido destilado de la última columna es reingresado en la primera torre de destilación con el fin de recuperar el etanol perdido.

La tercera columna trabaja a una presión menor que las restantes. Por lo tanto, se agrega una bomba a la salida de la última torre con el objetivo de aumentar la presión del líquido destilado para luego ser ingresado a la primera columna.

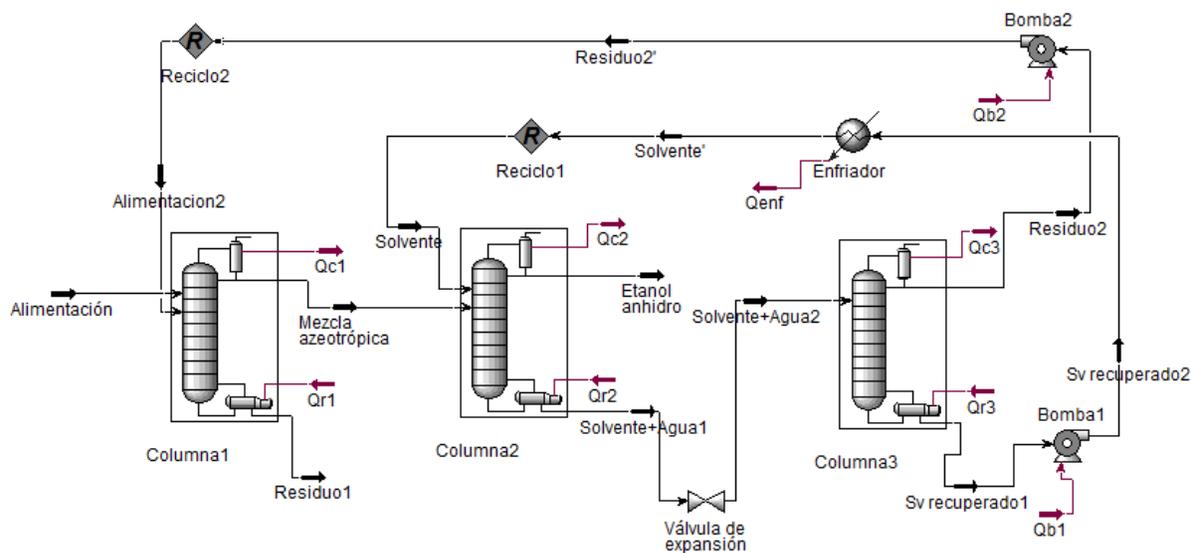


Figura 55. Esquema de la opción A para la purificación del etanol.

Tabla 55. Especificaciones de las columnas de destilación de la opción A.

	Columna 1	Columna 2	Columna 3
Nº de platos	18	27	3
Plato de alimentación	17 (Alimentación 1) 9 (Alimentación 2)	1 (Solvente) 22 (Mezcla azeotrópica)	2
Relación de reflujo	9,3	1,1	0,5
Altura de plato teórico (m)	0,55	0,55	0,55
Altura teórica de torre (m)	9,9	14,85	1,65
Diámetro de columna(m)	2,5	2,5	0,6
Calor de reboiler (KJ/h)	$2,93 \cdot 10^8$	$4,953 \cdot 10^7$	$8,351 \cdot 10^6$
Calor del condensador (KJ/h)	-2,381108	-4,354107	-4,107106
Presión (atm)	1	1	0,35

Tabla 56. Especificaciones de las corrientes de la opción A.

Corrientes						
	Caudal (Kmol/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)	Composiciones molares		
				Etanol	Agua	Glicerol
Alimentación2	65,10	1,00	71,53	0,0053	0,9947	0,0000
Alimentación1	11.151,30	1,00	35,00	0,0534	0,9466	0,0000
Residuo 1	10.620,00	1,00	98,05	0,0071	0,9928	0,0000
Mezcla azeotrópica	594,10	1,00	78,12	0,8768	0,1232	0,0000
Solvente	248,00	1,00	80,00	0,0000	0,0100	0,9900
Etanol anhidro	528,00	1,00	78,08	0,9839	0,0161	0,0000
Solvente+Agua1	313,10	1,00	167,70	0,0011	0,2148	0,7841
Solvente+Agua2	313,10	0,35	152,00	0,0011	0,2148	0,7841
Residuo 2	65,10	0,35	71,53	0,0053	0,9947	0,0000
Sv recuperado1	242,00	0,35	237,20	0,0000	0,0100	0,9900
Sv recuperado2	242,00	1,00	237,20	0,0000	0,0100	0,9900

Tabla 57. Especificaciones de los equipos auxiliares de la opción A.

Equipos auxiliares		
	Potencia (KW)	Calor (KJ/h)
Bombas	0,6389	-
Enfriador	-	1,026 10 ⁷

Opción B

En este caso, como se observa en la Figura 56, en la tercera columna se tiene un condensador parcial. Es decir, que todo lo que condensa es el reflujo que reingresa a la tercera columna, mientras que el vapor destilado es enviado a la primera columna como alimentación.

Como la tercera columna trabaja a una presión menor que la primera, se agrega un compresor a la salida de la última torre con el objetivo de aumentar la presión del vapor destilado.

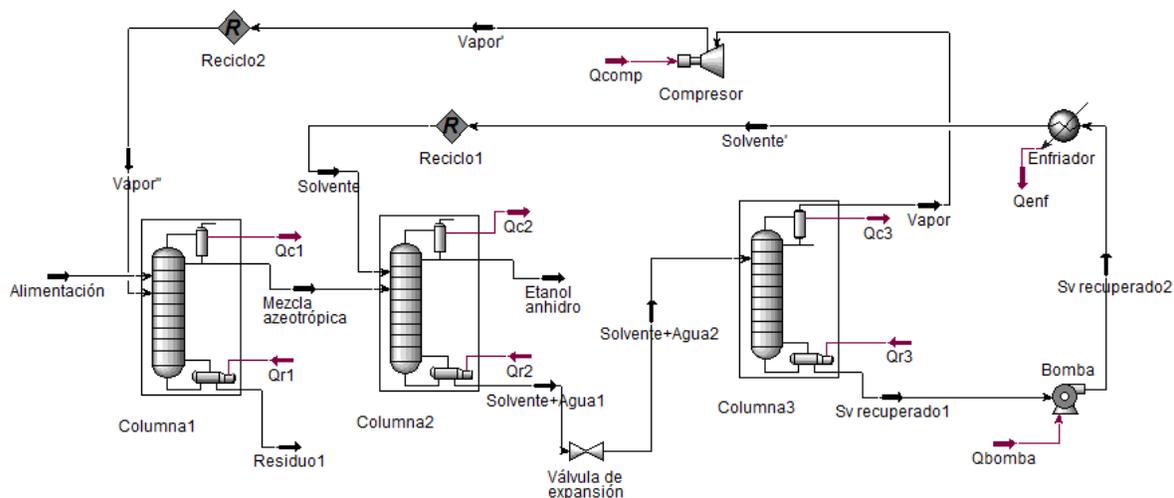


Figura 56. Esquema de la opción B para la purificación del etanol.

Tabla 58. Especificaciones de las columnas de destilación de la opción B.

	Columna 1	Columna 2	Columna 3
Nº de platos	18	27	3
Plato de alimentación	17 (Alimentación 1) 10 (Vapor)	1 (Solvente) 22 (Mezcla azeotrópica)	2
Relación de reflujo	9,3	1,1	0,5
Altura de plato teórico (m)	0,55	0,55	0,55
Altura teórica de torre (m)	9,9	14,85	1,65
Diámetro de columna(m)	2,5	2,5	0,6
Calor de reboiler (KJ/h)	$2,899 \cdot 10^8$	$4,946 \cdot 10^7$	$8,249 \cdot 10^6$
Calor del condensador (KJ/h)	$-2,381 \cdot 10^8$	$-4,353 \cdot 10^7$	$-1,366 \cdot 10^6$
Presión (atm)	1	1	0,35

Tabla 59. Especificaciones de las corrientes de la opción B.

Corrientes						
	Caudal (Kmol/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)	Composiciones molares		
				Etanol	Agua	Glicerol
Vapor"	65,00	1,00	72,84	0,0073	0,9927	0,0000
Alimentación1	11.151,30	1,00	35,00	0,0534	0,9466	0,0000
Residuo 1	10.620,00	1,00	98,05	0,0071	0,9928	0,0000
Mezcla azeotrópica	594,00	1,00	78,12	0,8769	0,1231	0,0000
Solvente	247,00	1,00	80,00	0,0000	0,0100	0,9900
Etanol anhidro	529,00	1,00	78,09	0,9839	0,0161	0,0000
Solvente+Agua1	312,00	1,00	167,20	0,0015	0,2156	0,7828
Solvente+Agua2	312,00	0,35	151,40	0,0015	0,2156	0,7828
Vapor	65,00	0,35	72,84	0,0073	0,9927	0,0000
Sv recuperado1	247,00	0,35	235,80	0,0000	0,0100	0,9900
Sv recuperado2	247,00	1,00	235,80	0,0000	0,0100	0,9900

Tabla 60. Especificaciones de los equipos auxiliares de la opción B.

Equipos auxiliares		
	Potencia (KW)	Calor (KJ/h)
Bomba	0,605	-
Compresor	82,14	-
Enfriador	-	1,011 10 ⁷

Comparación

Con el fin de seleccionar el arreglo con mayor eficiencia energética, en la Tabla 61 se presentan todas las energías totales puestas en juego en cada una de los diseños propuestos para purificar etanol.

Tabla 61. Comparación de los arreglos.

Arreglos			
	CLÁSICO	OPCIÓN A	OPCIÓN B
Reboilers			
QR 1 (KJ/h)	3,026 10 ⁸	3,029 10 ⁸	2,99 10 ⁸
QR 2 (KJ/h)	4,945 10 ⁷	4,953 10 ⁷	4,946 10 ⁷
QR 3 (KJ/h)	8,161 10 ⁶	8,351 10 ⁶	8,249 10 ⁶
Q total reboilers (KJ/h)	360,2 10⁶	360,8 10⁶	356,7 10⁶
Condensadores			
QC 1 (KJ/h)	-2,38 10 ⁸	-2,38110 ⁸	-2,381 10 ⁸
QC 2 (KJ/h)	-4,368 10 ⁷	-4,354 10 ⁷	-4,353 10 ⁷
QC 3 (KJ/h)	-3,987 10 ⁶	-4,107 10 ⁶	-1,366 10 ⁶
Q total condensadores (KJ/h)	-285,747 10⁶	-285,747 10⁶	-282,985 10⁶
Equipos auxiliares			
Potencia bombas (KW)	0,5943	0,6389	0,605
Potencia del compresor (KW)			82,74
Calor enfriador (KJ/h)	1,0.10 ⁷	1,026.10 ⁷	1,011.10 ⁷
Cantidad de solvente			
Caudal de solvente (Kmol/h)	242,00	248,00	247,00

Claramente la opción A es la primera en ser descartada no sólo por ser la que requiere mayor cantidad de energía, sino que también emplea una cantidad levemente mayor de solvente.

Con el fin de comparar las dos opciones restantes, en la siguiente tabla se presentan todas las energías puestas en juego en el mismo sistema de unidades y en valor absoluto. De esta forma, se determina aquel arreglo más conveniente para cumplir con los requisitos de pureza.

Tabla 62. Comparación arreglo clásico y opción B.

Comparación		
	CLÁSICO	OPCIÓN B
Calor total en reboilers (KJ/h)	360,2 10 ⁶	356,7 10 ⁶
Calor total en condensadores (KJ/h)	285,7 10 ⁶	282,9 10 ⁶
Potencia en bombas (KJ/h)	2.139,48	2.178
Potencia en compresor (KJ/h)	0	297.864
Calor en enfriador	1 10 ⁷	1 10 ⁷
Total	656 10⁶	649 10⁶
Diferencia	6.900.000 KJ/h	

6.3.4. CONCLUSIÓN

Finalmente, por todas las comparaciones expuestas anteriormente, se determina que el arreglo óptimo a emplear es el B descrito en la sección 6.3.2. El arreglo elegido es el sistema de purificación de etanol óptimo porque:

- Requiere la menor cantidad total de energía, dado que el vapor que se genera en la tercera columna es reingresado a la primera. El aporte energético de dicha corriente permite que la energía requerida para calentar en la primera columna sea menor.
- Emplea la menor cantidad de solvente posible.
- Produce la cantidad de etanol anhidro requerida.
- La corriente de residuo es recirculada a la primera columna, por lo que se elimina un posible efluente a tratar en la planta.

Dado que la corriente de alimentación principal al sistema de purificación tiene un pH ácido, el material que se recomienda emplear para la construcción de las columnas de destilación es acero inoxidable.

Es importante aclarar, que para que los equilibrios líquido vapor que se producen dentro de las columnas no se vean afectados por la temperatura ambiental, se requiere aislación en cada una de ellas. Para aislar la primera y segunda columna se recomienda emplear lana de vidrio con encolado, mientras que para la tercera columna se sugiere utilizar lana de vidrio sin encolado (Ver Tabla 39) dado que dentro de la misma hay mayor temperatura que en las dos primeras.

Por último, se presenta en la Tabla 63 , las corrientes y composiciones másicas del arreglo elegido para el equipo de destilación.

Tabla 63. Especificaciones másicas de las corrientes de la opción B.

Corrientes						
	Caudal (Kg/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)	Composiciones másicas		
				Etanol	Agua	Glicerol
Vapor"	1.184	1,00	72,84	0,0183	0,9817	0,0000
Alimentación1	217.600	1,00	35,00	0,1261	0,8739	0,0000
Residuo 1	193.500	1,00	98,05	0,0179	0,9821	0,0000
Mezcla azeotrópica	25.320	1,00	78,12	0,9480	0,0520	0,0000
Solvente	22.550	1,00	80,00	0,0000	0,0110	0,9890
Etanol anhidro	24.130	1,00	78,09	0,9936	0,0064	0,0000
Solvente+Agua1	23.730	1,00	167,20	0,0009	0,0511	0,9480
Solvente+Agua2	23.730	0,35	151,40	0,0009	0,0511	0,9480
Vapor	1.184	0,35	72,84	0,0183	0,9817	0,0000
Sv recuperado1	22.550	0,35	235,80	0,0000	0,0022	0,9978
Sv recuperado2	22.550	1,00	235,80	0,0000	0,0022	0,9978

CAPÍTULO 7: EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

7.1. INTRODUCCIÓN

La planta de producción diseñada en este proyecto inicia su proceso a partir del ingreso de maíz, agua, levaduras, enzimas para obtener como productos: etanol, granos DDGS y dióxido de carbono.

Hasta el momento se han diseñado los equipos más importantes de toda planta. En el presente capítulo, se diseña y selecciona todo el equipamiento auxiliar que la instalación necesita. Por lo tanto, este capítulo contiene la selección de bombas, compresores, válvulas, cañerías y su color según Normas IRAM, equipos para el transporte de sólidos, sistemas de calefacción y enfriamiento, calderas, entre otros.

Además, a partir de la selección de todos los equipos involucrados se diseña el sistema energético procurando que la eficiencia sea la máxima posible.

Por último, se estima la cantidad de energía eléctrica necesaria para tener funcionando en estado estacionario toda la planta diseñada hasta el momento.

7.2. PRIMERA PARTE: PURÉ

En la Figura 57, que se encuentra a continuación, se esquematizan los equipos necesarios para obtener el puré de maíz en las condiciones óptimas para su posterior ingreso al reactor. Luego, se detallan las bombas, equipos y cañerías del sistema.

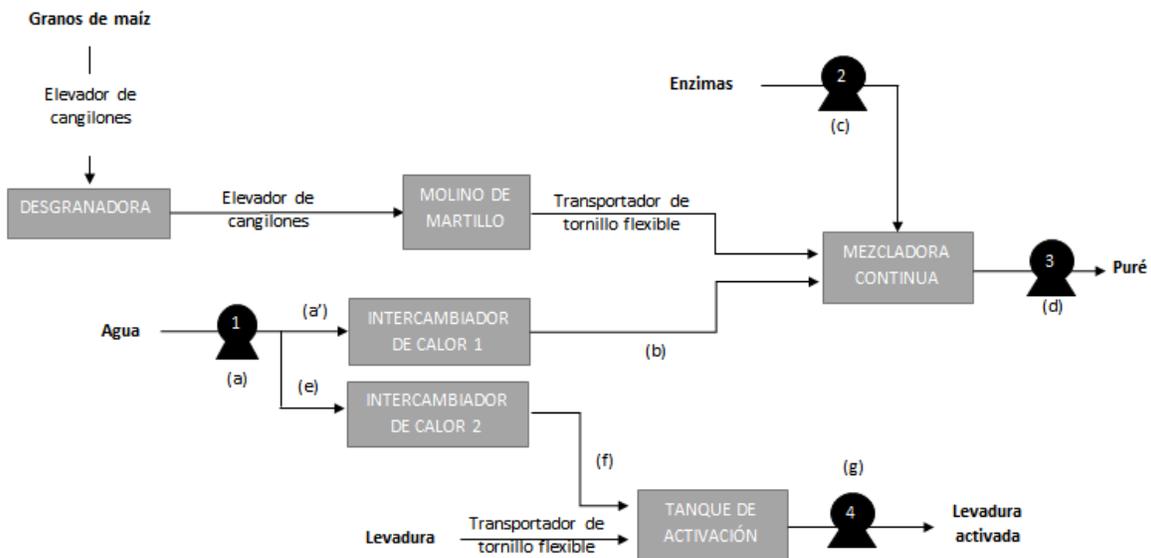


Figura 57. Esquema primera parte.

7.2.1. BOMBAS Y CAÑERÍAS

Tabla 64. Especificaciones de las bombas.

Bombas						
N°	H(m)	Marca	Modelo	Característica	Potencia (KW)	Referencia
1	2,5	Drotec	NDQ 100/200	Centrífuga	1,13	(51)
2	2,5	ProMinent	Sigma/2	Dosificadora de membrana a motor	0,002	(52)
3	41	Drotec	CA150R	Centrífuga	32,1	(53)
4	2,5	ProMinent	Sigma/2	Dosificadora de membrana a motor	0,002	(52)

Tabla 65. Especificaciones de las cañerías.

Cañerías							
Ref.		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
(a)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	6	168,28	2,77	5S	Verde
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Verde
(a')	Aguas abajo	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Verde
(b)	-	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Verde con franjas naranjas
(c)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	1/8	10,3	-	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	1/8	10,3	-	5S	Gris
(d)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	6	168,28	2,77	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Gris
(e)	-	Acero Inoxidable	1	33,4	1,65	5S	Verde con franjas naranjas
(f)	-	Acero Inoxidable	1	33,4	1,65	5S	Gris
(g)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	1 1/2	48,3	1,65	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	1	33,4	1,65	5S	Gris

7.2.2. DESGRANADORA

En este equipo, ingresa la materia prima principal, donde se procede a la separación de los granos del maíz del resto de la planta.

El equipo consiste en una tolva donde se deposita en este caso la materia prima, luego por la acción de rodillos de trilla accionados por un motor, se procede a la separación del grano del resto de la planta. El maíz desgranado es entregado con buena limpieza, separando las impurezas que se pueden producir al realizar esta operación.

Estos equipos tienen como ventaja que se pueden utilizar para todo tamaño de mazorcas, y a su vez, pueden ser introducidos junto con las hojas de la planta.

7.2.3. TRANSPORTE POR ELEVADORES DE CANGILONES

La materia prima que ingresa a la planta de producción de bioetanol es la planta de maíz completa y se debe transportar hacia la desgranadora, y luego los granos al molino. Para esta etapa, se propone utilizar elevador de cangilones.

Los elevadores de cangilones o cubetas (Ver Figura 58) han sido diseñados para transportar verticalmente una amplia gama de productos utilizados en las industrias de alimentos para ganado y premezclas, con diferentes densidades a granel.

Según la empresa *Van Aarsen* dedicada a la fabricación y venta de este tipo de equipos, los mismos pueden transportar entre 10-250 m³/h, dependiendo del tamaño de las cubetas, y consumen entre 1.1-45 kW de potencia. Como nuestra producción manipula aproximadamente 160 m³/h de maíz, es viable emplear este tipo de equipos para su transporte.

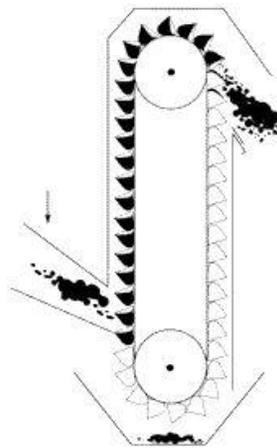


Figura 58. Elevador de cangilones.

7.2.4. TRANSPORTADOR DE TORNILLO FLEXIBLE

Para el transporte desde el molino hacia el mezclador se propone utilizar un transportador de tornillo flexible (Ver Figura 59). La empresa Van Aardensen ofrece un equipo con capacidad en un rango de 40-200 m³/h, con un gasto de potencia a 4,4 KW. En la planta de producción, se

transportan $160 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo que el equipo es apto para nuestro requerimiento. En la Tabla 66 se muestran las características del equipo.

Tabla 66. Especificaciones del transportador de tornillo flexible.

Transportador de tornillo Tipo 250-2	
Capacidad (m^3/h)	40-200
Potencia (kW)	4,4
Peso (Kg)	500
Inclinación (mm)	100-150-200-250



Figura 59. Esquema del transportador de tornillo flexible. (54)

Para el transporte de la levadura hacia el tanque de activación también se emplea un transportador de tornillo flexible, pero de menor tamaño que el descrito anteriormente. El caudal de levadura a transportar es de $117,2 \text{ kg/h}$. Se propone utilizar el modelo LS160 de la empresa Wangjing (55), que es apto para el correspondiente caudal de trabajo y con un consumo de potencia de $2,2 \text{ KW}$.

7.2.5. MOLINO DE MARTILLO

Los granos limpios se deben moler para una buena extracción del almidón. La molienda ayuda a romper los duros revestimientos externos del grano, lo que aumenta el área superficial del almidón. Según el tamaño de la partícula molida es el porcentaje de máximo rendimiento que se obtiene en la producción de bioetanol. El tamaño óptimo de partícula que genera un buen rendimiento es entre $3 \text{ y } 5 \text{ mm}$ de diámetro. (3.2.3, página 58)

Se propone utilizar un molino de martillos (Ver Figura 60), debido a que permite lograr el diámetro de partícula requerida y, actualmente, es el más desarrollado para esta industria porque permite trabajar con materiales con humedad.

Este tipo de molinos cuenta con una serie de martillos de metal ubicados horizontalmente sobre un eje que rota. La fractura del maíz se produce por el choque y corte entre los martillos, y los granos enteros o trozos de ellos. El grano de maíz absorbe la energía potencial del martillo en la caída, siendo esta energía la necesaria para triturar el grano. El material molido sale a través de orificios ubicados abajo del molino.

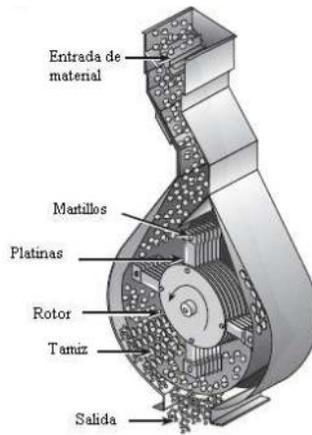


Figura 60. Esquema de un molino de martillo.

Se debe tratar un caudal másico de 121 tn/h de granos de maíz por lo que se decide utilizar un arreglo de dos molinos de martillo en paralelo de la empresa Clirik (56). Las especificaciones se muestran en la Tabla 67.

Tabla 67. Especificaciones del molino de martillo.

Tipo	PC40015-132
Diámetro del rotor (mm)	1150
Velocidad del rotor (RPM)	550-800
Tamaño de salida	≤8
Capacidad (tn/h)	50-100
Energía (KW)	110-132
Cantidad de martillos	32

7.2.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR 1

El agua que se va a mezclar con los granos provenientes del molino, debe estar a una temperatura tal que garantice que el puré salga a 35°C. La temperatura a la cual se encuentran los granos depende de la época del año.

Cálculos para determinar el calor a intercambiar:

Para poder determinar el sistema de calentamiento a utilizar, se considera el caso más desfavorable, siendo este la época de menor temperatura porque se necesita entregar mayor cantidad de calor para obtener la temperatura deseada en el puré.

Realizando un balance de calor de la mezcla de la corriente de agua y de maíz se obtiene:

$$m_{agua}Cp_{agua} \Delta T_{agua} + m_{maiz}Cp_{maiz} \Delta T_{maiz} = m_{mezcla}Cp_{mezcla} \Delta T_{mezcla}$$

La capacidad calorífica de la mezcla se calcula a partir de las correlaciones de Choi y Okos (57):

$$Cp_{mezcla} = Cp_{agua}\omega_{agua} + Cp_{maiz}\omega_{maiz}$$

Siendo el ω_i la fracción másica del componente i en la mezcla.

En la Tabla 68, se presentan todas las capacidades caloríficas puestas en juego en el balance energético.

Tabla 68. Especificaciones de corrientes de maíz y agua para el puré.

	Capacidad calorífica (KJ/Kg °C)	Caudal másico (Kg/h)	ω
Agua	4,186	166.863,84	0,58
Harina de maíz	3,223 (50)	120.915,83	0,42
Mezcla	3,782	287.779,67	-

Debido a que el maíz no se calienta, la diferencia de temperatura va a ser despreciable. La temperatura del agua en el caso más desfavorable es de 11°C. (46)

$$m_{agua}Cp_{agua} (T - T_{amb}) = m_{mezcla}Cp_{mezcla} (35^{\circ}C - T_{amb})$$

$$166.863,84 \frac{Kg}{h} * 4,186 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^{\circ}C} (T - 11^{\circ}C) = 287.779,67 \frac{Kg}{h} * 3,782 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^{\circ}C} (35^{\circ}C - 11^{\circ}C)$$

$$T = 48,4 \text{ } ^{\circ}C$$

El agua para el puré debe ingresar al mezclador con una temperatura de 48,4°C en el caso de los días de menor temperatura. Si el calentador es factible para esta condición, lo será para las demás.

El calor máximo a intercambiar es:

$$Q = m_{agua} C p_{agua} (T - T_{amb}) = 166.863,84 \frac{Kg}{h} * 4,186 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ C} (48,4^\circ C - 11^\circ C)$$

$$Q = 2,61 \cdot 10^7 \frac{KJ}{h}$$

El diseño del intercambiador de calor se realiza en la sección 8.3 del presente capítulo.

7.2.7. INTERCAMBIADOR DE CALOR 2

El agua a calentar en este intercambiador debe proporcionar una transferencia de energía tal que el agua a la salida del mismo se encuentre a 35°C. Esto implica un medio óptimo para el proceso de activación de la levadura (36). El diseño del intercambiador se realiza en la sección 8.3 del presente capítulo.

7.2.8. MEZCLADORA

Para formar el puré de maíz y agua se propone una mezcladora continua la cual puede mezclar líquido y polvo (Ver Figura 61).

Los materiales entran en la mezcladora, se mezclan en la cámara y se descargan por el otro lado a través de una estructura especial de paletas. La alimentación al equipo debe ser estable y continua, como así también la descarga y posterior tratamiento de la corriente de salida.

Según la empresa fabricante Siehe Industry (58), la capacidad máxima de este tipo de equipos es 400 ton/h. Nuestra planta manipula 290 ton/h, por lo tanto, el modelo SHLX-8000 cumple con la función de proveer puré a la planta. La potencia aproximada que consume es 90 KW, y sus dimensiones son 8,5 x 1,6 x 2,2 m.



Figura 61. Mezcladora continua a utilizar.

7.2.9. TANQUE DE ACTIVACIÓN DE LEVADURA

Para el proceso de activación de la levadura, se deben mezclar en un tanque 117,18 Kg/h de levadura con 0,59 m³/h de agua. La ficha técnica de la levadura recomienda un tiempo de activado de 15-30 minutos previo al ingreso al reactor.

La densidad de la levadura es de 996 Kg/m³ (Tabla 29), por lo que se ingresaran 0,12 m³/h de levadura. El volumen total de alimentación al tanque es 0,71 m³/h.

A partir de estos datos se calcula el volumen que tiene el tanque de activación:

$$V_{tanque} = 0,71 \frac{m^3}{h} * 0,5 h$$

$$V_{tanque} = 0,355 m^3 = 355 L$$

Cabe destacar, que el material a emplear para su construcción debe ser acero inoxidable para mantener los requisitos de saneamiento.

7.3. SEGUNDA PARTE: SISTEMAS DE REACTORES

En la Figura 62, que se encuentra a continuación, se esquematizan los equipos necesarios en el sistema de reactores. Luego, se detallan las bombas, válvulas y cañerías del sistema.

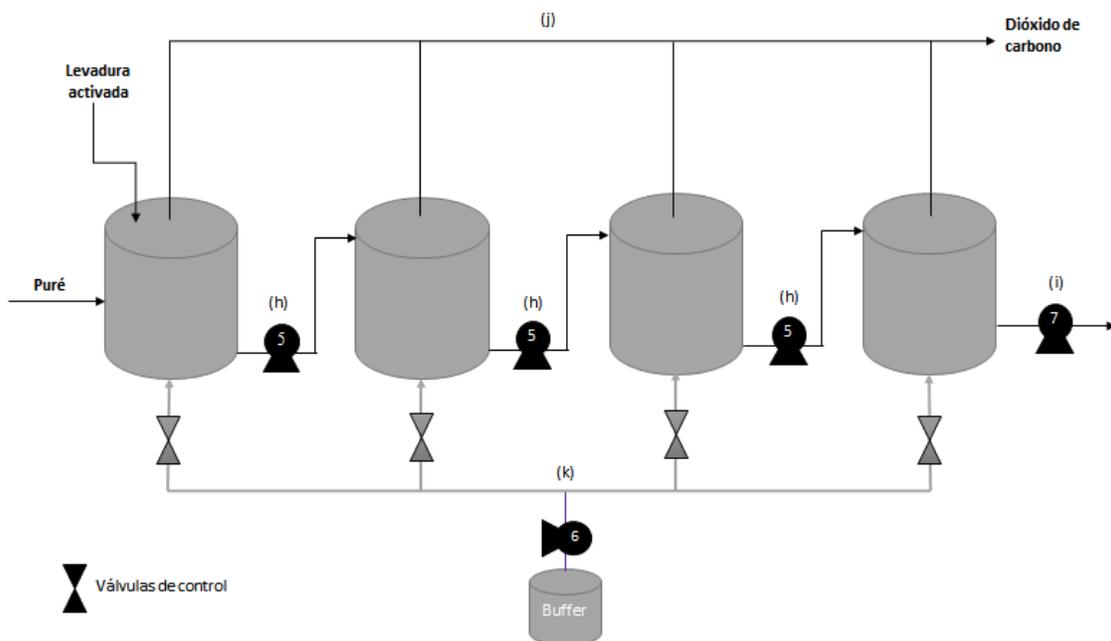


Figura 62. Esquema sistema de reactores.

7.3.1. BOMBAS Y CAÑERÍAS

Tabla 69. Especificaciones de las bombas.

Bombas						
N°	H(m)	Marca	Modelo	Característica	Potencia (KW)	Referencia
5	41	Drotec	CA150R	Centrífuga	32,1	(53)
6	41	ProMinent	Pneumados	Dosificadora neumática	-	(59)
7	1,1	Drotec	CA150R	Centrífuga	0,8	(53)

Tabla 70. Especificaciones de las cañerías.

Cañerías							
Ref.		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
(h)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	6	168,28	2,77	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Gris
(i)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	10	273,05	3,4	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Gris
(j)	-	Acero Inoxidable	20	508	4,78	5S	Gris
(k)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	1/8	10,3	-	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	1/8	10,3	-	5S	Gris

7.3.2. VÁLVULAS DE CONTROL

Para cada reactor se requiere una válvula de control para dosificar la solución buffer que regula el pH dentro del tanque. Un total de cuatro válvulas son necesarias. Se propone utilizar válvulas de la empresa Spirax Sarco modelo Spira (60) Trol de acero inoxidable, ya que son aptas para los requerimientos necesarios (Ver Figura 63).



Figura 63. Válvula de control Spirax Sarco modelo Spira Trol.

7.4. TERCERA PARTE: COLUMNA DE LAVADO DE CO₂

A continuación, en la Figura 64, se muestra el esquema de los equipos involucrados para eliminar las trazas de etanol en la corriente gaseosa. Posteriormente, se detallan las bombas y cañerías a utilizar.

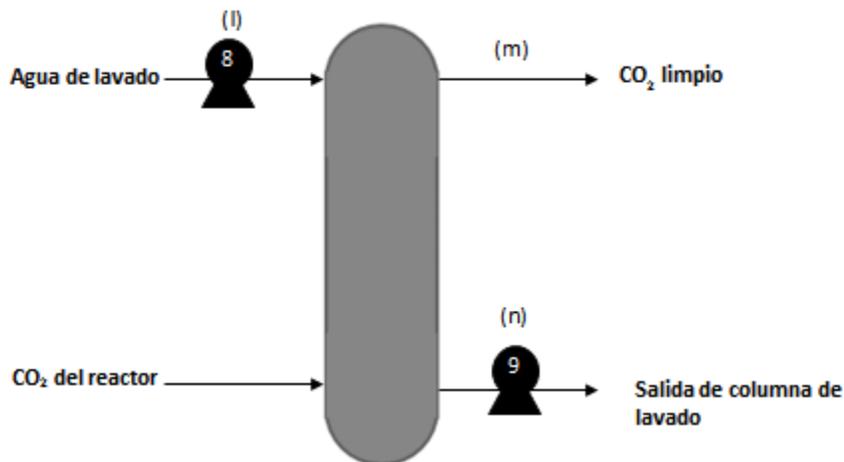


Figura 64. Esquema columna de lavado.

7.4.1. BOMBAS Y CAÑERÍAS

Tabla 71. Especificaciones de las bombas.

Bombas						
N°	H(m)	Marca	Modelo	Característica	Potencia (KW)	Referencia
8	7,5	Drotec	25/200	Centrífuga	0,2	(51)
9	7,7	Drotec	32/160	Centrífuga	0,2	(51)

Tabla 72. Especificaciones de las cañerías.

Cañerías							
Ref.		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
(l)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	1 ¼	42,2	1,65	5S	Verde
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	1 ½	48,3	1,65	5S	Verde
(m)	-	Acero Inoxidable	20	508	4,78	5S	Gris
(n)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	3 ½	101,6	2,11	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	2	60,3	1,65	5S	Gris

7.5. CUARTA PARTE: SISTEMA DE PURIFICACIÓN DEL ETANOL

En la Figura 65, que se encuentra a continuación, se esquematizan todos los equipos necesarios para obtener el etanol anhidro listo para ser almacenado. Luego, se detallan las bombas, válvulas, compresores, condensadores, sistema de almacenamiento y cañerías del sistema. Los reboilers y los enfriadores se detallan en la sección 8 del presente capítulo.

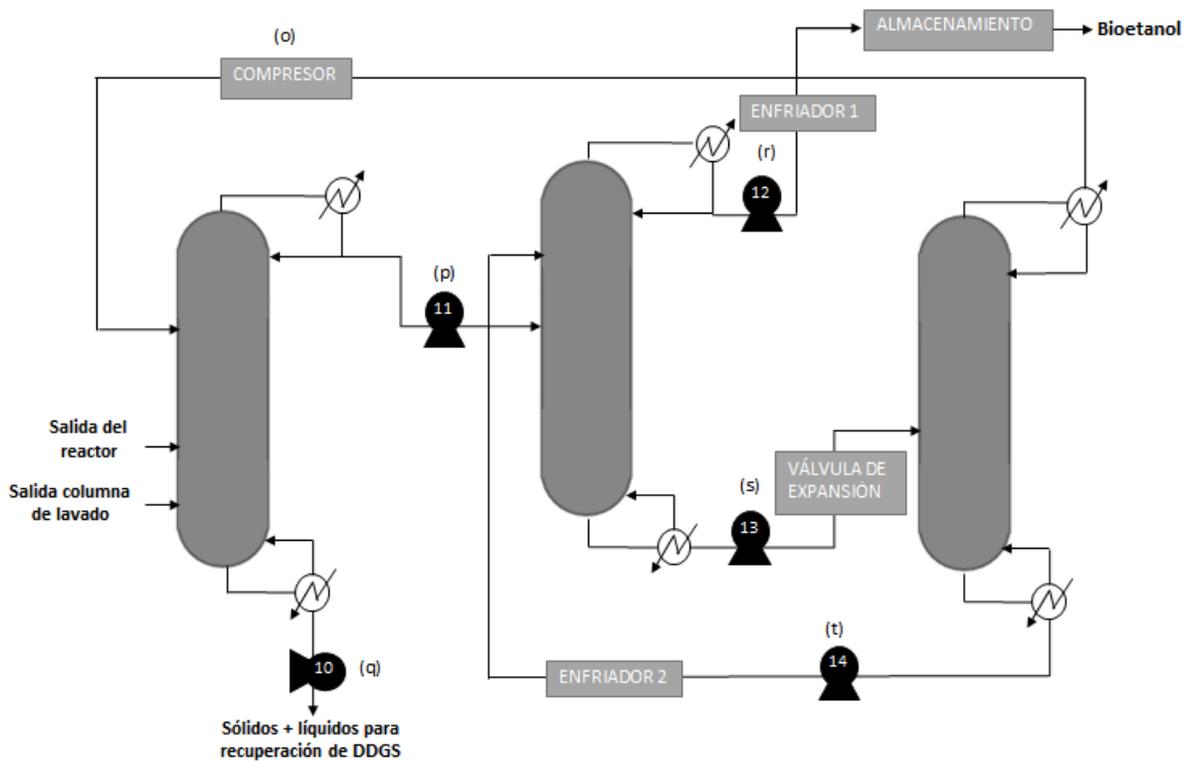


Figura 65. Esquema sistema de purificación del etanol.

Como ya se mencionó en el apartado 6.3.2, la temperatura de entrada del solvente recuperado debe estar entre 5–15°C por debajo de la temperatura máxima de la columna de destilación extractiva. El motivo es que el uso de altas temperaturas de alimentación del solvente extractor requiere altas relaciones molares de reflujo para alcanzar una separación porque, a medida que aumenta la temperatura del solvente extractor, parte del agua que se encuentra en la etapa se vaporiza, lo que aumenta el contenido de agua en el destilado y disminuye su pureza. Entonces es necesario aumentar el reflujo para compensar este efecto. La menor demanda de energía corresponde a las bajas temperaturas de alimentación del solvente y las bajas relaciones molares de reflujo (37). Dado que la máxima temperatura de trabajo de la columna extractiva es 78°C, se decide implementar el enfriador 2 para que el glicerol recuperado ingrese en la segunda columna a 80°C aproximadamente.

7.5.1. BOMBAS Y CAÑERÍAS

Tabla 73. Especificaciones de las bombas.

Bombas						
N°	H(m)	Marca	Modelo	Característica	Potencia (KW)	Referencia
10	1,7	Drotec	CA150R	Centrífuga	1,1	(51)
11	7,7	Kadant	LMH-200	Líquido saturado	0,6	(61)
12	4,35	Kadant	LMH-200	Líquido saturado	0,3	(61)
13	0,55	Kadant	LMH-150	Líquido saturado	0,05	(61)
14	13,35	Drotec	GP80-165	Centrífuga	0,3	(62)

Tabla 74. Especificaciones de las cañerías.

Cañerías							
Ref.		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
(o)	-	Acero al carbono	6	168,3	4,78	40	Gris
(p)	Aguas arriba	Acero al carbono	5	141,3	4,78	40	Gris
	Aguas abajo	Acero al carbono	2 1/2	73	5,16	40	Gris
(q)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	16	406,4	4,19	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Gris
(r)	Aguas arriba	Acero al carbono	5	141,3	4,78	40	Gris
	Aguas abajo	Acero al carbono	2 1/2	73	5,16	40	Gris
(s)	Aguas arriba	Acero al carbono	4	114,3	3,18	40	Gris
	Aguas abajo	Acero al carbono	2	60,3	3,91	40	Gris
(t)	Aguas arriba	Acero al carbono	4	114,3	3,18	40	Gris
	Aguas abajo	Acero al carbono	2	60,3	3,91	40	Gris

7.5.2. COMPRESOR

Con el fin de reutilizar la energía que contiene el vapor a baja presión que sale de la tercera columna de destilación, se emplea un compresor para aumentar la presión de la mencionada corriente de 0,35 atm a 1 atm. En estas condiciones, el vapor puede ser ingresado a la primera columna de destilación.

Para cumplir con este requerimiento, se propone el compresor de la empresa Kadant (modelo Thermocompressors, Figura 66) en tamaño nominal 4" porque responde satisfactoriamente a nuestra necesidad.



Figura 66. Compresor.

7.5.3. VÁLVULA DE EXPANSIÓN

La válvula de expansión debe cambiar la presión de 1 atm a 0,35 atm, a una temperatura de 167°C. Para ello, se propone utilizar una válvula Spirax Sarco reductora de presión. La misma trabaja en un rango de presión de 0,1 a 25 atm, con una temperatura máxima admisible de 350°C (Ver Figura 67).



Figura 67. Válvula de expansión Spirax Sarco.

7.5.4. CONDENSADORES

Un condensador es un equipo en el cual se extrae el calor latente de un vapor (Ver Figura 68). Los vapores que salen por la cabeza de la columna de destilación ingresan al condensador. Allí pierden el calor latente, y se obtiene una corriente de condensado que, si el condensador es total, se divide en dos. Una parte regresa a la columna como reflujo (R) para lavar los vapores que

ascienden por ella extrayendo los componentes pesados, y la otra parte se extrae como producto de destilación. En el caso de los evaporadores parciales, se extrae una corriente en fase vapor antes del condensador, y todo lo que entra al condensador, regresa a la columna como reflujo (R).

El calor de condensación es extraído por un medio refrigerante, que por lo general suele ser agua refrigerante.

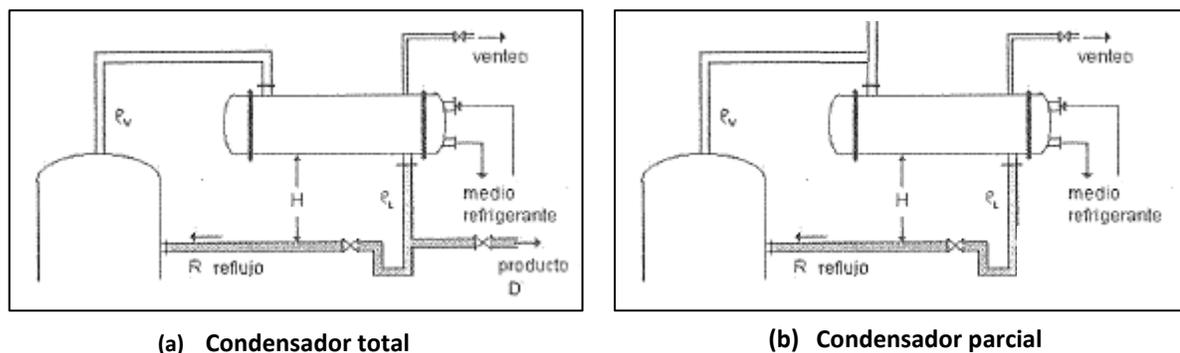


Figura 68. Tipos de condensadores presentes en el sistema de purificación.

Para el sistema de purificación de la planta de producción de bioetanol, se cuenta con tres columnas de destilación, por lo que se tienen tres condensadores. Dos de ellos son totales, y uno parcial. A continuación, se calcula para cada uno la cantidad de agua necesaria como medio refrigerante, y el área de intercambio de calor. Los calores a intercambiar son los obtenidos por el simulador en el Capítulo 6. A su vez, para el agua de enfriamiento, se va a utilizar el valor correspondiente a la mayor temperatura del agua de servicio (22°C).

Condensador 1

Tabla 75. Especificaciones del condensador 1.

Condensador 1	
Calor a intercambiar (KJ/h)	2,381 10 ⁸ KJ/h
Temperatura de entrada del vapor de proceso	78,36 °C
Temperatura de salida del líquido de proceso	78,11 °C
Temperatura de entrada del agua de servicio	22 °C

De la Tabla 75, se observa que el cambio de temperatura no es significativo, por lo que se considera que el vapor sólo se condensa y no hay subenfriamiento.

$$Q = m_{\text{agua}} C_{p_{\text{agua}}} (t_2 - t_1) = U A \frac{(T - t_2) - (T - t_1)}{\ln \left(\frac{T - t_2}{T - t_1} \right)}$$

Dónde:

- m_{agua} es el flujo másico a emplear para el enfriamiento.
- $C_{p_{\text{agua}}}$ es la capacidad calorífica del agua de enfriamiento (4,186 KJ/Kg °C)
- t_1 y t_2 son las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento
- T es la temperatura a la que se condensa el vapor.
- U es el coeficiente de transferencia de calor (10.800 KJ/h m² °C) (45)
- A es el área de intercambio de calor en el equipo.

Como el líquido de proceso egresa del condensador con una temperatura de 78,11°C, el líquido de servicio que sale del equipo no tiene una temperatura mayor a esa. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 76:

Tabla 76. Resultados condensador 1.

t_2 (°C)	72
m_{agua} (Kg/h)	1.138.000
A (m ²)	969,8

Condensador 2

Tabla 77. Especificaciones del condensador 2.

Condensador 2	
Calor a intercambiar	4,352 10 ⁷ KJ/h
Temperatura de entrada del vapor de proceso (T ₁)	86,83 °C
Temperatura de salida del líquido de proceso (T ₂)	78,14°C
Temperatura de entrada del agua de servicio (t ₁)	22 °C
Caudal másico de vapor que ingresa al equipo (m _{liq})	50.680 Kg/h

De la Tabla 75, se observa que la temperatura de entrada y salida del fluido de proceso tiene un cambio significativo. Debido a esto, se considera la condensación y el enfriamiento del fluido. Se determina que el condensador es horizontal y el fluido de servicio ingresa por la parte superior del condensador.

La ecuación de diseño del condensador es la siguiente:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{balanceado}$$

$$\Delta T_{balanceado} = \frac{Q}{\frac{Q_C}{\Delta T_{ML-C}} + \frac{Q_E}{\Delta T_{ML-E}}} = \frac{Q}{\frac{m_{liq} \Delta H_{liq}}{(T_1 - t_2) - (T_1 - t_1)} + \frac{m_{liq} C_{p_{liq}} (t_3 - t_2)}{(T_1 - t_3) - (T_2 - t_2)}}$$

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_1 - t_1}\right) \quad \ln\left(\frac{T_1 - t_3}{T_2 - t_2}\right)$$

Dónde:

- U es el coeficiente de transferencia de calor (10.800 KJ/h m² °C) (45)
- A es el área de intercambio de calor en el equipo.
- ΔH_{liq} es el calor de vaporización del fluido de proceso (854,4 KJ/Kg) (valor obtenido del simulador UniSim Design)
- C_{p_{liq}} es la capacidad calorífica del líquido de proceso a enfriar (3,56 KJ/Kg °C) (valor obtenido del simulador UniSim Design)
- t₂ es la temperatura que se encuentra el agua de servicio cuando condensó el líquido.
- t₃ es la temperatura con que sale el fluido de servicio del intercambiador.

Luego, para obtener el caudal de agua de servicio a utilizar se plantea el siguiente balance de energía:

$$Q = m_{agua} C_{p_{agua}} (t_3 - t_1)$$

Dónde:

- m_{agua} es el flujo másico a emplear para el enfriamiento.
- C_{p_{agua}} es la capacidad calorífica del agua de enfriamiento (4,186 KJ/Kg °C)

Se decide trabajar en el condensador con las características descriptas en la Tabla 78 que se encuentra a continuación.

Tabla 78. Resultados obtenidos condensador 2.

t ₂ (°C)	40
t ₃ (°C)	60
m _{agua} (Kg/h)	273.700
A (m ²)	82,8

Condensador 3

Este condensador, es parcial, sólo se considera para el cálculo la corriente de vapor que se condensa.

Tabla 79. Especificaciones del condensador 1.

Condensador 3	
Calor a intercambiar (KJ/h)	1,366 10 ⁶ KJ/h
Temperatura de entrada del vapor de proceso (T)	73,62 °C
Temperatura de salida del líquido de proceso (T)	72,84°C
Temperatura de entrada del agua de servicio (t ₁)	22 °C

Este caso (Ver Tabla 79), es similar al primero porque no hay una gran variación en la temperatura del fluido de proceso. Debido a esto, sólo se considera la condensación del mismo.

$$Q = m_{agua}Cp_{agua}(t_2 - t_1) = U A \frac{(T - t_2) - (T - t_1)}{\ln\left(\frac{T - t_2}{T - t_1}\right)}$$

Dónde:

- m_{agua} es el flujo másico a emplear para el enfriamiento.
- Cp_{agua} es la capacidad calorífica del agua de enfriamiento (4,186 KJ/Kg °C).
- t_2 es la temperatura de salida del agua de enfriamiento.
- U es el coeficiente de transferencia de calor (8.100 KJ/h m² °C) (45)
- A es el área de intercambio de calor en el equipo.

Como se realizó en los casos anteriores, se variaron las temperaturas de salida del agua, de modo de obtener un valor razonable de agua y área de intercambio. Los resultados obtenidos se muestran a continuación en la Tabla 80.

Tabla 80. Resultados obtenidos condensador 3.

t ₂ (°C)	40
m _{agua} (Kg/h)	18.130
A (m ²)	4,1

7.5.5. ALMACENAMIENTO DEL BIOETANOL

Para el almacenamiento del bioetanol, se propone un tanque de acero inoxidable con capacidad suficiente para contener la producción de un día completo. La altura del tanque es de

10,5 m y su diámetro 11 aproximadamente. La temperatura a la cual se reserva el etanol es a aproximadamente 25°C (63).

Para el diseño y construcción del mismo, se deben tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- El tanque debe ser de material metálico porque el plástico representa un riesgo adicional (acumula cargas estáticas aumentando el riesgo de incendio).
- El tanque y las tuberías de conducción siempre deben estar conectados a tierra.
- Instalar en el tanque venteos de presión y válvula de alivio.
- Los equipos mecánicos y eléctricos tales como bombas, sistemas de ventilación y de iluminación no deben ser generadores de chispas.
- El tanque puede ser de color blanco o plateado (porque se acumula menos calor) y debe señalizarse de modo que se identifique claramente.

Además, para un almacenamiento seguro se debe considerar la implementación de los siguientes instrumentos dentro del tanque:

- Medidores de nivel.
- Transmisores de presión.
- Interruptores de nivel.
- Sensores de temperatura.

Cabe aclarar, que la cantidad de tanques a instalar queda sujeta a la demanda con que se comercialice el producto.

7.6. QUINTA PARTE: RECUPERACIÓN DE LOS DDGS

A continuación, en la Figura 69, se presentan todos los equipos necesarios para obtener los granos destilados en las condiciones requeridas para su comercialización. Luego, se detallan las bombas, equipos y cañerías necesarios para el sistema.

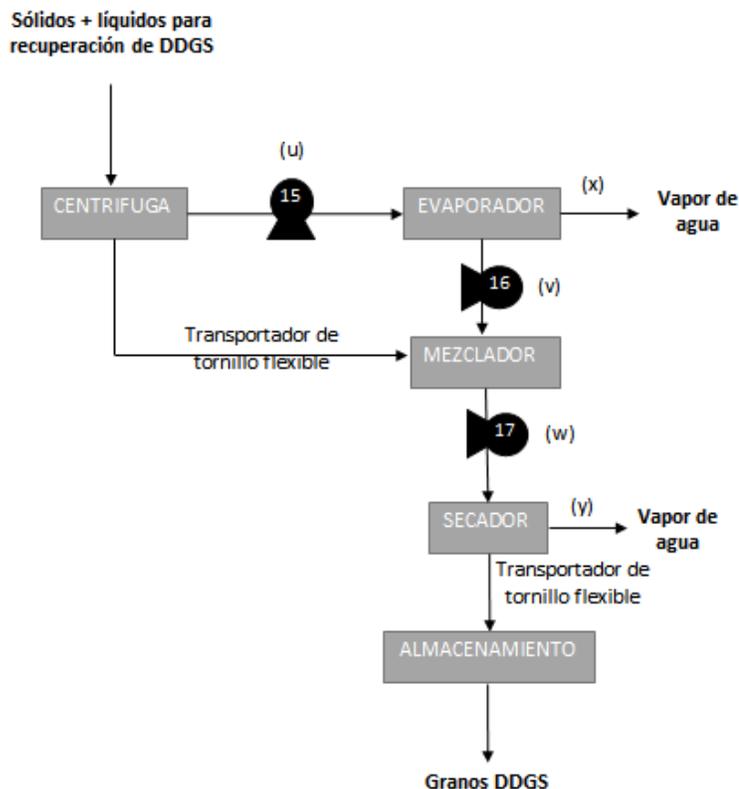


Figura 69. Esquema recuperación de granos DDGS.

7.6.1. BOMBAS Y CAÑERÍAS

Tabla 81. Especificaciones de las bombas.

Bombas						
N°	H(m)	Marca	Modelo	Característica	Potencia (KW)	Referencia
15	5	Drotec	CA150R	Centrífuga	2,9	(53)
16	2	Drotec	CA150R	Centrífuga	0,59	(53)
17	3	Drotec	CA150R	Centrífuga	1,14	(53)

Tabla 82. Especificaciones de las cañerías.

Cañerías							
Ref.		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
(u)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	12	323,85	3,96	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	6	168,28	2,77	5S	Gris
(v)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	22	558,8	4,74	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	12	323,85	3,96	5S	Gris
(w)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	30	762	6,35	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	16	400,6	4,19	5S	Gris
(x)	-	Acero Inoxidable	1 1/2	48,3	1,65	5S	Naranja
(y)	-	Acero Inoxidable	1 1/2	48,3	1,65	5S	Naranja

7.6.2. SEPARADOR CENTRÍFUGO

Como se mencionó en el Capítulo 3, la primera etapa del tratamiento de la corriente de vinaza consiste en separar el sólido insoluble, que arrastra la corriente, del resto de componentes que contiene. Para lograr esta separación entre fases, se elige un decantador centrífugo la empresa Sedicanter Flottweg (Figura 70). Por un lado, se obtiene la extracción concentrada del material sólido, y por otro el de la corriente líquida. (64)

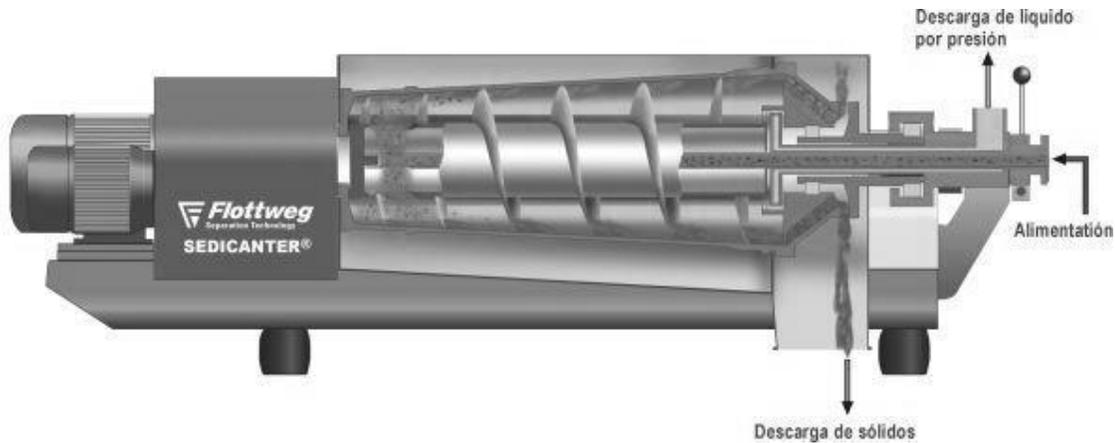


Figura 70. Separador centrífugo.

La mezcla compuesta por sólido y líquido entra en el equipo por uno de sus extremos y se conduce hacia un tornillo que gira sobre su eje horizontal. Como consecuencia de la velocidad de giro del tornillo, el material sólido queda adosado a las paredes del mismo mientras que el líquido libre de sólidos sigue su curso. De esta forma, se extraen de forma separada dos corrientes: una compuesta por el material sólido húmedo y otra por la corriente líquida con un 14% p/p de sólidos.

Dado que el caudal de alimentación de nuestro proceso supera ampliamente la capacidad del separador considerado, es necesario realizar la compra por encargo de un equipo de iguales características que el mencionado pero con mayor capacidad. A continuación, en la Tabla 83, se muestran las especificaciones técnicas del equipo según los tamaños disponibles. En base en los valores de potencia mostrados en la tabla, la potencia consumida para una centrífuga de la capacidad requerida se puede estimar en 882 KW.

Tabla 83. Datos técnicos del separador centrífugo.

Datos técnicos del separador centrífugo	
Modelo	S6E-3
Dimensiones (L x A x A)	4527 x 1705 x 1270 mm
Material de construcción	Acero inoxidable
Potencia del motor del tambor	132 KW
Potencia del motor del tambor	15 KW
Capacidad	40 tn/h

7.6.3. TRANSPORTADOR DE TORNILLO FLEXIBLE

El sólido insoluble (32 tn/h) que se separa en la centrífuga, se transporta hasta el mezclador. Para ello, propone utilizar un transportador de tornillo flexible de la empresa UNIQUE modelo Y132M-4 (65). Las características técnicas se encuentran a continuación en la Tabla 84.

Tabla 84. Transportador de tornillo flexible para el sólido insoluble,

Transportador de tornillo Y132M-4	
Capacidad (tn/h)	35
Potencia (kW)	7,5
Longitud (m)	8-9
Diámetro (mm)	219
Inclinación (°)	≤45

7.6.4. EVAPORADOR

Los principales objetivos de concentrar la vinaza por evaporación son: recuperar la proteína soluble en los granos y eliminar la mayor parte de la humedad del líquido. De esta forma, se obtiene la vinaza concentrada (jarabe de fermentación, DDS).

Para llevar a cabo la operación mencionada, se propone instalar un evaporador de múltiple efecto a baja presión. En este caso, una batería de cuatro evaporadores en serie trabajando a contracorriente. El equipo diseñado funciona mediante el aporte de vapor de agua saturado a 10 bares. A continuación, en la Figura 71, se muestra un diagrama del proceso. Luego, se detallan todas las bombas, cañerías y condiciones de operación del equipo en cuestión.

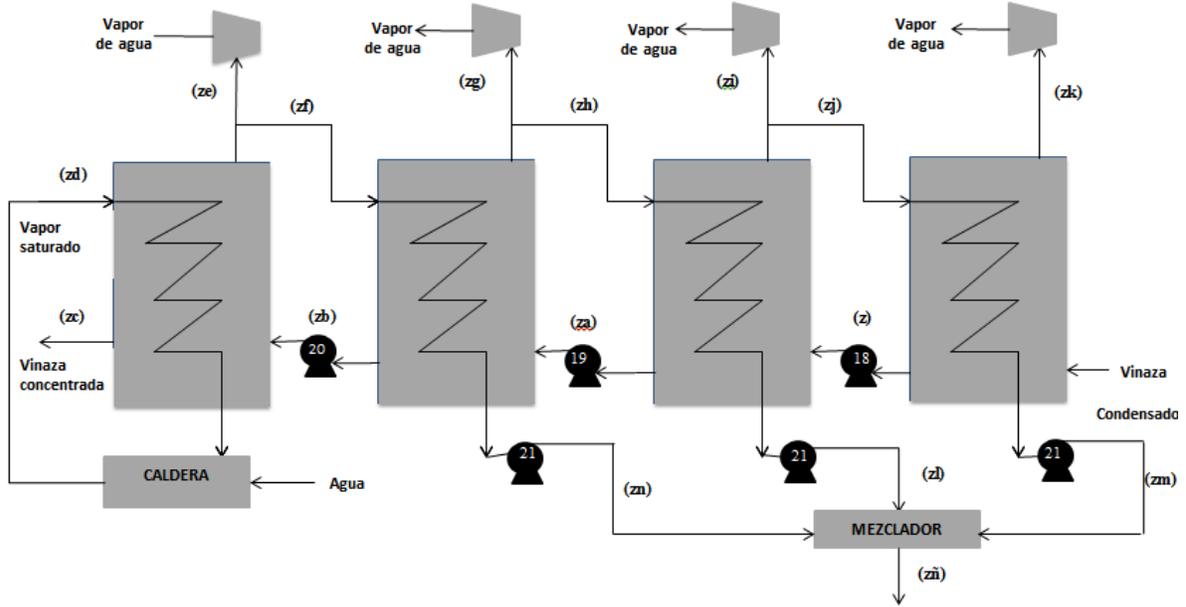


Figura 71. Esquema del sistema de evaporación.

Es importante destacar que todo el vapor generado en el sistema de evaporadores es luego reutilizado como fuente calefactora. A su vez, todo el líquido condensado también es reutilizado. Las estimaciones de las corrientes y condiciones de operación de cada efecto se determinaron a partir de bibliografía (66).

Tabla 85. Especificaciones del evaporador.

Evaporadores				
	EFECTO 1	EFECTO 2	EFECTO 3	EFECTO 4
Presión (bar)	0,8	0,4	0,1	0,03
Temperatura (°C)	96,75	77,66	51,85	26,98
<i>Ingresos</i>				
Vapor saturado (Kg/h)	9.388	10.690	10.690	10.690
Vinaza (Kg/h)	134.300	161.000	187.700	214.466,61
<i>Egresos</i>				
Vapor saturado (Kg/h)	26.730	26.730	26.730	26.730
Vinaza (Kg/h)	107.532	134.300	161.000	187.700
Área (m²)	71	393	296	317

Tabla 86. Especificaciones de las bombas.

Bombas		
N°	Característica	Referencia
18	Centrífuga inatascable	El modelo de la bomba a emplear dependerá de la (53)
19	Centrífuga inatascable	altura de los evaporadores. Las bombas de serie CA de (53)
20	Centrífuga inatascable	la compañía Drotec, cumple con los requisitos.
21	Centrífuga	NDQ 25-200 (51)

Con el fin de estimar la potencia de las bombas 18, 19 y 20 se aproxima que cada evaporador tiene una altura de 20 metros. De esta forma, se obtiene que cada bomba requiere aproximadamente una potencia teórica 11,68 KW.

Las bombas Nº 21 que se emplean para aumentar la presión del agua condensada, consumen aproximadamente 0,07 KW.

Tabla 87. Especificaciones de las cañerías.

Cañerías							
Ref.		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
(z)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	14	355,6	3,96	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Gris
(za)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	14	355,6	3,96	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	6	168,28	2,77	5S	Gris
(zb)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	12	323,85	3,96	5S	Gris
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	6	168,28	2,77	5S	Gris
(zc)	-	Acero Inoxidable	10	273,05	3,4	5S	Gris
(zd)	-	Acero Inoxidable	1/4	13,7	3,2	80S	Naranja
(ze)	-	Acero Inoxidable	1/2	21,3	1,65	5S	Naranja
(zf)	-	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Naranja
(zg)	-	Acero Inoxidable	1/2	21,3	1,65	5S	Naranja
(zh)	-	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Naranja
(zi)	-	Acero Inoxidable	1/2	21,3	1,65	5S	Naranja
(zj)	-	Acero Inoxidable	8	219,08	2,77	5S	Naranja
(zk)	-	Acero Inoxidable	12	323,85	3,96	5S	Naranja
(zl)	Agua arriba	Acero Inoxidable	2 1/2	73	2,11	5S	Verde con franjas naranjas
	Aguas Abajo	Acero Inoxidable	1	33,4	1,65	5S	
(zm)	Aguas arriba	Acero Inoxidable	2 1/2	73	2,11	5S	Verde con franjas naranjas
	Aguas abajo	Acero Inoxidable	1	33,4	1,65	5S	
(zn)	Aguas Arriba	Acero Inoxidable	2 1/2	73	2,11	5S	Verde con franjas naranjas
	Agua abajo	Acero Inoxidable	1	33,4	1,65	5S	
(zñ)	-	Acero Inoxidable	4	114,3	2,11	53	Verde con franjas naranjas

7.6.5. CALDERA DEL EVAPORADOR

Dado que el vapor saturado a emplear en el sistema de evaporación trabaja a 10 bares de presión y su caudal es cercano a 10.000 Kg/h, una caldera pirotubular es la indicada para cumplir con los requerimientos operativos en este caso.

Las calderas humotubulares o piro tubulares son aquellas en la que los gases de combustión circulan por el interior de los tubos y el líquido se encuentra en un recipiente atravesado por dichos tubos. Usualmente su aplicación se da cuando la presión de trabajo es menor a los 22 bares. Las empresas Fimaco o Bosch son fabricantes de este tipo de equipos.

7.6.6. LÍQUIDO CONDENSADO DE EVAPORADORES

Con el fin de reutilizar el agua condensada que sale de cada evaporador, se emplea un arreglo de bombas donde cada una se encarga de llevar a presión atmosférica la corriente circulante. Cada corriente de líquido condensado sale del evaporador a la temperatura de saturación correspondiente a la presión que se encuentre. A continuación, en la Figura 72, se presenta la simulación del arreglo propuesto junto con todas las condiciones operativas de cada corriente.

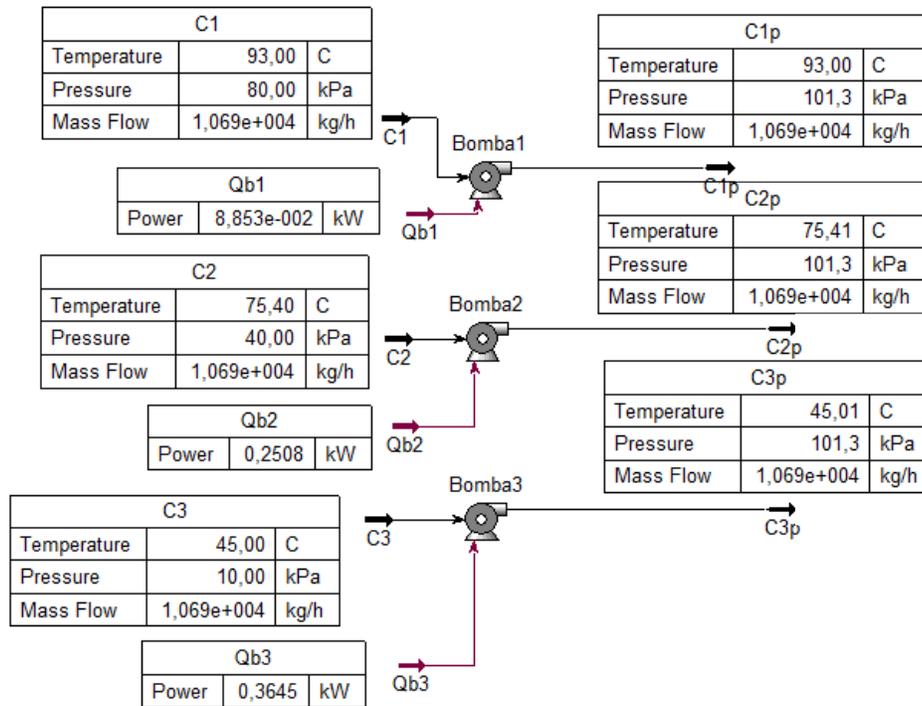


Figura 72. Obtención de caudal y temperatura del condensado total de la salida del evaporador.

Finalmente, todas las corrientes a presión atmosférica se mezclan para ser reutilizadas en el proceso. Con el objetivo de estimar la temperatura final del agua, se simula un mezclador de todas las corrientes en el simulador. En la Figura 73 se representan los resultados arrojados.

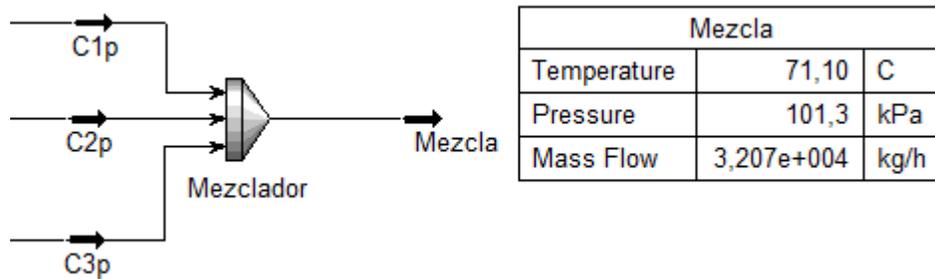


Figura 73. Suma de las corrientes que componen el caudal de agua necesario para el puré.

7.6.7. COMPRESORES

Con el fin de reutilizar la energía que contiene los vapores sobrecalentados y a baja presión que salen de cada efecto, se emplean compresores para aumentar la presión de las corrientes hasta a 1 atm. En estas condiciones, el vapor se ingresa en los reboilers del sistema de purificación de etanol.

Para cumplir con este requerimiento, se propone como compresor 1 el modelo Thermocompressors de la empresa Kadant en tamaño nominal 12", mientras que como compresor 2 empleamos el mismo modelo en tamaño nominal 16".

Para obtener la cantidad de energía necesaria de compresores, se representa el arreglo en el simulador. A continuación, en la Figura 74, se presentan todas las condiciones de operación de cada corriente y equipo.

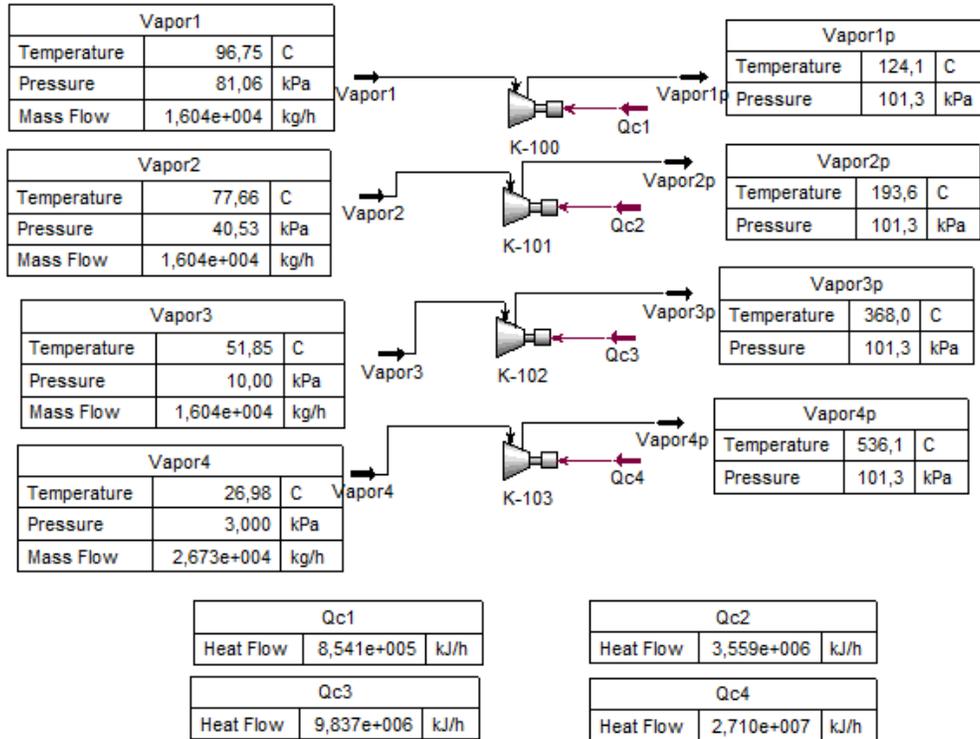


Figura 74. Sistema de compresores para vapor de evaporador.

Finalmente, las condiciones operativas de la mezcla de corrientes de vapor se presentan en la Figura 75.

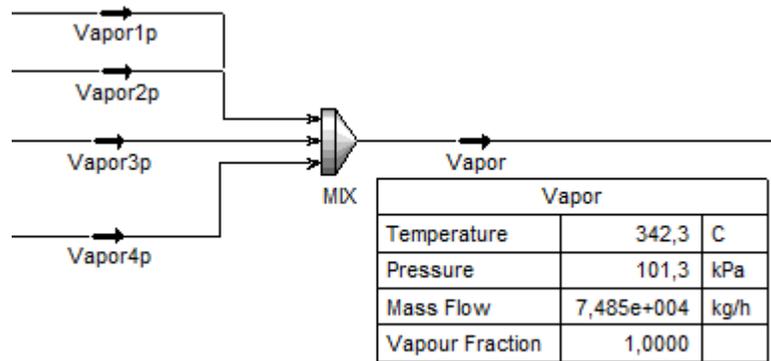


Figura 75. Condiciones de corriente de vapor.

7.6.8. UTILIZACIÓN DEL VAPOR EN EL SISTEMA DE PURIFICACIÓN DE ETANOL

En el sistema de purificación, cada columna de destilación requiere en su reboiler una cierta cantidad de calor para cumplir con el equilibrio líquido vapor presente en su interior. La

energía necesaria en cada equipo se entrega a través de un serpentín por el cual circula una corriente caliente.

Según el análisis realizado, con el vapor que se libera en el sistema de evaporación, y comprimido hasta una presión atmosférica, se tiene todo el calor necesario para los reboilers de la segunda y tercera columna de destilación. El calor para calentar la corriente del reboiler de la primera columna se provee con caldera.

En la Figura 76, se muestra el esquema de operación propuesto y todas las condiciones operativas de cada corriente caliente que entra y sale de los reboilers. La última corriente (B) es reutilizada como agua de proceso ingresándola en el mezclador para formar el puré de maíz. La ventaja de reutilizar esta corriente es aprovechar su energía para que el puré ingrese al reactor con la temperatura óptima.

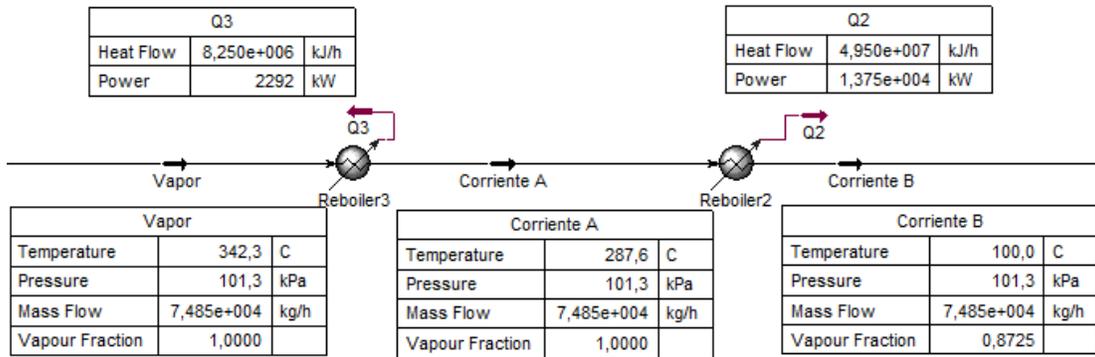


Figura 76. Corrientes de reboilers.

En el caso del reboiler de la primera columna se requiere un calor de 3.10^8 KJ/h. Esta cantidad de energía se provee con 3 calderas humotubulares trabajando a 20 bares y con un caudal de vapor saturado de 53.000 Kg/h cada una aproximadamente (un total 160.000 Kg/h aproximadamente). La empresa Bosch provee este tipo de equipos (67).

Se seleccionan 3 calderas humotubulares porque se consideran más seguras y económicas que las acuotubulares. Sin embargo, estas podrían reemplazarse por una caldera acuotubular.

A continuación, en la Tabla 88, se presentan los coeficientes de transferencia de calor, áreas y los calores totales requeridos en cada reboiler.

Tabla 88. Coeficientes.

	Reboiler 1	Reboiler 2	Reboiler 3
U (KJ/h.m²)	8.250	1.530	1.530
Calor (KJ/h)	$3 \cdot 10^8$	$4,95 \cdot 10^7$	$8,25 \cdot 10^6$
Área para el condensado (m²)		559	45
Área para el vapor (m²)	1.700	-	-

Balance energético

Dado que el sistema de compresores para reutilizar el vapor generado en el evaporador requiere una gran cantidad de energía, en la Tabla 89 se presenta un balance entre la energía consumida por compresores y la energía entregada en reboilers en forma de calor.

Tabla 89. Balance de energía sistema de compresión.

Balance energético	
Compresores (kW)	11.485
Reboilers (kW)	43.819

Como se visualiza, la energía que provee el vapor es mayor a la energía requerida para comprimirlo. Por lo tanto, se justifica el empleo del arreglo propuesto.

7.6.9. MEZCLADORA

Tras la separación de los sólidos insolubles (DDG) y la posterior recuperación de la fracción de sólidos que acompaña la corriente de agua (DDS), ambas corrientes se vuelven a unir para ser sometidas a un proceso de secado con el objetivo de obtener una mezcla con contenido de humedad del 11%, denominada DDGS. Para unir las corrientes mencionadas, se propone utilizar una mezcladora de iguales características que la utilizada para la formación de puré.

Dado que el caudal total a manipular es $154,6 \text{ m}^3/\text{h}$, el modelo SHXL-6000 de la empresa fabricante Siehe Industry cumple con el requisito. La potencia aproximada que consume el equipo es 75 KW, y sus dimensiones son $7,5 \times 1,5 \times 2 \text{ m}$.

7.6.10. SECADOR

El objetivo del secador es disminuir el contenido de humedad de la mezcla formada anteriormente. Se desea obtener granos con una humedad del 11% p/p. Se propone utilizar un secador de tambor de un solo paso, de la marca Thompson, modelo DDGS Dryer Systems (68). Los granos a secar se introducen continuamente en el tambor del equipo, el cual se encuentra girando de forma continua a velocidad constante. Cuenta con un quemador de gas natural. Las partes que se encuentran en contacto con los granos, son de acero inoxidable.

La capacidad que se requiere en la planta es de 55 tn/h. Debido a esto, se deben emplear tres secadores de los presentados, ya que cada uno maneja un caudal de 18 tn/h. Otra opción, sería optar por diseñar un equipo de mayor tamaño. Para las siguientes estimaciones, se utilizan los valores para tres equipos.

Tabla 90. Requerimientos del secador de DDGS.

Secador	
Caudal de trabajo máximo	72 tn/h
Consumo energía eléctrica	81,5 KW
Calor necesario a intercambiar	2,11 10 ⁸ KJ/h
Consumo gas natural (*)	5.100 m ³ /h

(*) Para el consumo de gas natural se utilizó un poder calorífico del de 41.338 KJ/m³ gas. (69)

7.6.11. ALMACENAMIENTO DE LOS DDGS

La burlanda es el subproducto principal de la molienda seca del maíz para la producción de etanol. Este subproducto puede ser comercializado húmedo con un 65% de humedad (WDGS) o en su forma seca con un 11 % de humedad (DDGS).

El porcentaje de humedad de este subproducto es determinante para su almacenamiento. El alto contenido de humedad en la burlanda hace difícil este proceso. La experiencia y las investigaciones realizadas han demostrado que una vez que la burlanda llega a los establecimientos ganaderos y quedan expuestos al oxígeno su vida útil es corta. Por el contrario, la burlanda seca puede ser almacenada en galpones o silos por varios meses sin sufrir deterioro.

Los DDGS son granos que contienen en su interior levaduras, nutrientes solubles y también partículas finas de granos. Este subproducto tiene 3 veces más el poder nutritivo que un grano de maíz regular y su utilización final sirve fundamentalmente para:

- Ganado bovino productor de leche
- Ganado bovino productor de carne
- Ganado porcino y ovino y Aves

Por esta razón, en la planta instalada se ha seleccionado un sistema de secado con el fin de vender un producto con valor comercial y con la menor cantidad de requisitos para su almacenamiento. En este caso, se propone almacenar la producción de DDGS en silos de acero inoxidable porque asegura una larga duración, son completamente impermeables y resistentes a los agentes atmosféricos. Además, son higiénicos y permiten un elevado grado de conservación de la materia prima en cumplimiento de las normas de higiene alimentaria.

7.7. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA: ANÁLISIS PINCH

El análisis Pinch o también llamado método Pinch, es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la utilización de corrientes auxiliares. Este análisis cuantifica las corrientes de proceso que existen en una planta industrial, y las analiza frente a las necesidades de intercambio de calor de la planta.

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 servicios de calentamiento o enfriamiento. A continuación, se realiza el análisis Pinch para la planta de producción de bioetanol.

Tabla 91. Temperaturas y capacidades caloríficas de las corrientes para el análisis Pinch.

Corrientes calientes (a enfriar)				
Corriente	Cp (KJ/Kg °C)	T entrada(°C)	T salida(°C)	
Solvente recuperado (C1)	2,685	235,8	80	
Etanol anhidro (C2)	2,471	78,08	25	
Corriente B (C3)	4,186	100	68,36	
Corrientes frías (a calentar)				
Corriente	Cp (KJ/Kg °C)	T entrada(°C)		T salida(°C)
		Max	Min	
Agua nueva para puré (F1)	4,186	24,7	11	48,4
Agua para levadura (F2)	4,186			35

Las corrientes calientes van a ser siempre constantes. En el caso de las frías, depende de las temperaturas del agua nueva que ingresa. En el caso que la corriente esté más fría, se va a necesitar mayor área de intercambio, por lo tanto, todo se diseña para este caso por ser el más desfavorable. La temperatura ambiente es de 11°C (46).

A su vez, el agua para el puré va a estar formada por tres corrientes: la corriente B proveniente del reboiler 2, agua limpia, y la suma de los condensados de los evaporadores. A continuación, se realiza un balance de masa y energía, con la herramienta computacional UniSim Design, para obtener la temperatura de salida del vapor condensado en los reboilers.

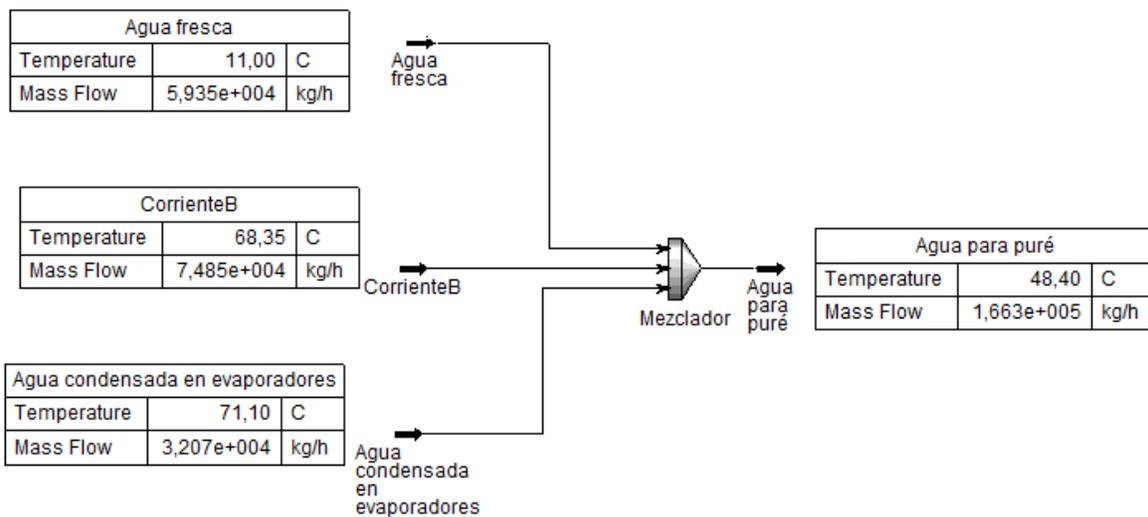


Figura 77. Balance de masa y energía de las corrientes que conforman el agua para puré.

Tabla 92. Corrientes frías - Análisis Pinch

Corrientes frías				
T entrada (°C)	T salida (°C)	Rango	Cp (KJ/Kg °C)	H(KJ/Kg)
11	25	F1-F2	8,372	117,208
25	35	F1-F2	8,372	83,720
35	48,4	F1	4,186	56,092

Tabla 93. Corrientes calientes - Análisis Pinch

Corrientes calientes				
T entrada (°C)	T salida (°C)	Rango	Cp (KJ/Kg °C)	H(KJ/Kg)
25	35	C2	2,471	24,710
35	48,4	C2	2,471	33,112
48,4	68,36	C2	2,471	49,421
68,36	78	C2-C3	6,657	63,908
78	80	C3	4,186	8,372
80	100	C1-C3	6,871	137,420
100	235,8	C1	2,685	364,623

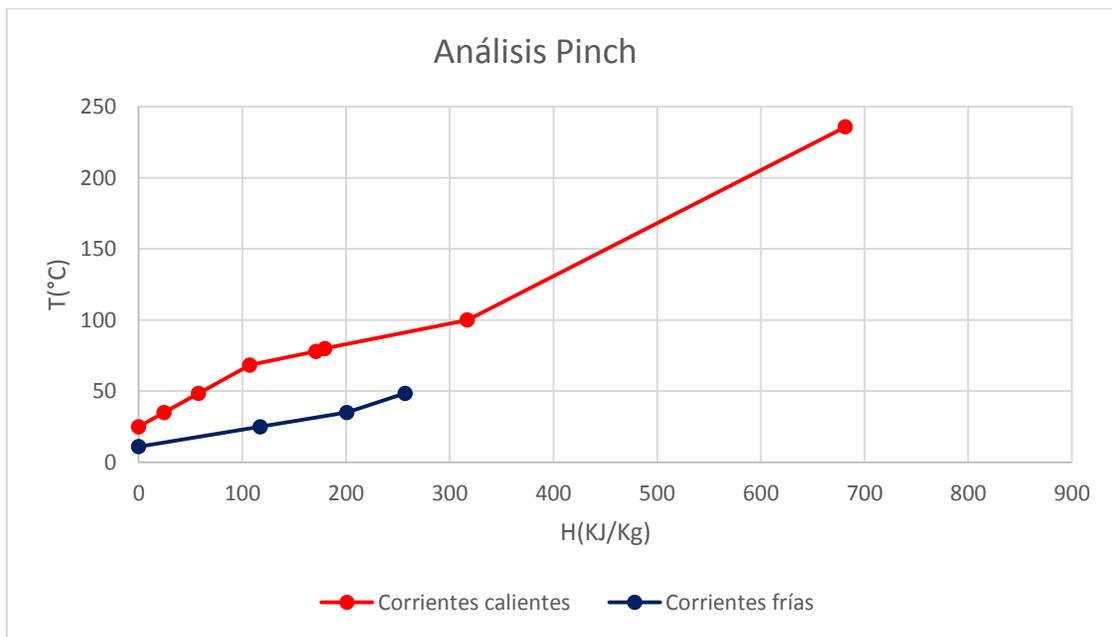


Figura 78. Gráfico obtenido del Análisis Pinch.

A partir del análisis del gráfico de la Figura 78, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 94. Resultados del análisis Pinch.

Corrientes caliente	Corrientes frías
C2	F1 – F2
C2 - C3	F1 – F2
C2 – C3	F1
C3 – C1	F1

Las conclusiones que se obtienen son las siguientes:

- El agua de puré y el agua para activar la levadura, se calientan con la corriente de etanol que se desea enfriar, y con la corriente de vapor condensado en reboilers.
- Si la corriente de vapor condensado en reboilers no alcanza la temperatura requerida, se debe intercambiar energía con una corriente de servicio, agua fría.
- Si las corrientes de agua a enfriar, luego de intercambiar energía con la corriente de etanol y la corriente de vapor condensado en reboilers, no llega a su temperatura deseada, intercambia energía con la corriente de glicerol que se desea enfriar. Si esto no sucede, el glicerol se debe enfriar con una corriente de servicio, es decir, agua fría.

7.7.1. INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para calentar el agua fresca para activar la levadura se utiliza un intercambiador de calor empleando como fluido caliente la corriente de etanol. Se calcula que masa de etanol se enfría con este intercambio de calor.

Una corriente fría para intercambiar calor con el etanol restante es el agua fresca para puré. Sin embargo, si esta se calienta, implica que la corriente B tendría que disminuir aún más la temperatura que la propuesta partir del balance mostrado en la Figura 77. Esto significa, mayor agua de servicio para enfriar dicha corriente. Debido a esto, se plantea enfriar la corriente restante de etanol con agua; como así también, la corriente de glicerol y la corriente de vapor condensado en los reboilers.

A continuación, se plantean los intercambiadores de calor necesarios para el sistema.

Intercambiador 1: Calentamiento del agua para activar la levadura

El etanol anhidro se obtiene en la segunda columna de destilación del sistema de purificación y se encuentra a una temperatura de 78,08°C. Para almacenarlo, se debe encontrar a 25°C. Por ello, es necesario enfriarlo. Una parte del etanol se utiliza para calentar el agua que activa la levadura, y el restante para calentar el agua de puré. El calor a intercambiar se obtiene a partir del simulador UniSim Design, como así también el valor del coeficiente de transferencia de calor (U).

Tabla 95. Especificaciones de corrientes del intercambiador 1.

Etanol	
Caudal de proceso a enfriar (W)	24.130 Kg/h
Temperatura de entrada del vapor de proceso (T ₁)	78,08 °C
Temperatura de salida del líquido de proceso (T ₂)	25°C
U (obtenido del simulador UniSim Design)	4.153 KJ/h m ² °C

Inicialmente, se debe calcular la masa de etanol necesaria para calentar el agua para activar la levadura:

$$Q = m_{\text{agua}} C_{p\text{agua}} (t_2 - t_1) = m_{\text{etanol}} C_{p\text{etanol}} (T_1 - T_2)$$

$$Q = 585,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 4,186 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} (35^\circ\text{C} - 11^\circ\text{C}) = m_{\text{etanol}} * 2,471 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} (78,08^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C})$$

$$m_{\text{etanol}} = 448,8 \text{ Kg/h}$$

$$Q = 58.861,86 \text{ KJ/h}$$

A partir de estos valores se puede obtener el valor del área de transferencia de calor del intercambiador 1:

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$58.861,86 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 4.153 \frac{\text{KJ}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} A \frac{(78,08 - 35) - (25 - 11)}{\ln \frac{78,08 - 35}{25 - 11}}$$

$$A = 0,55 \text{ m}^2$$

Intercambiador 2: Enfriamiento de la corriente restante de etanol

Tabla 96. Especificaciones de corrientes del intercambiador 2.

Etanol	
Caudal de proceso a enfriar (W)	23.681,2 Kg/h
Temperatura de entrada del vapor de proceso (T ₁)	78,08 °C
Temperatura de salida del líquido de proceso (T ₂)	25°C
U (obtenido del simulador UniSim Design)	4.153 KJ/h m ² °C

Inicialmente, se debe calcular la masa de agua de enfriamiento necesaria para obtener el etanol a 25°C. Se considera que la temperatura del agua de salida es de 35°C.

$$Q = m_{agua} C_{p_{agua}}(t_2 - t_1) = m_{etanol} C_{p_{etanol}}(T_1 - T_2)$$

$$Q = m_{agua} * 4,186 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ C} (35^\circ C - 22^\circ C) = 23.681,2 \frac{Kg}{h} * 2,471 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ C} (78,08^\circ C - 25^\circ C)$$

$$m_{agua} = 57.078 \text{ Kg/h}$$

$$Q = 3,11 \cdot 10^6 \text{ KJ/h}$$

A partir de estos valores se obtiene el valor del área de transferencia de calor del intercambiador:

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$3,11 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h} = 4.153 \frac{KJ}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C} A \frac{(78,08 - 35) - (25 - 22)}{\ln \frac{78,08 - 35}{25 - 22}}$$

$$A = 49,9 \text{ m}^2$$

Intercambiador 3: Enfriamiento del glicerol

En este equipo, se enfría el glicerol que sale de la tercera columna de destilación y como fluido refrigerante se utiliza agua de servicio. Las especificaciones de esta corriente se encuentran en la Tabla 97.

Tabla 97. Especificaciones de corrientes del intercambiador 3.

Glicerol	
Calor a intercambiar (KJ/h)	8,55 10 ⁶ KJ/h
Caudal de proceso a enfriar (W)	22.550 Kg/h
Temperatura de entrada del vapor de proceso (T ₁)	235,8 °C
Temperatura de salida del líquido de proceso (T ₂)	80°C
U (obtenido del simulador UniSim Design)	2.822 KJ/h m ² °C

Inicialmente se calcula la cantidad de agua necesaria para la refrigeración del glicerol. Se considera que el agua sale a 40°C. Luego, se calcula el área del intercambiador.

$$Q = m_{agua} C_{p_{agua}}(t_2 - t_1) = m_{glic} C_{p_{glic}}(T_1 - T_2)$$

$$Q = m_{agua} * 4,186 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ C} (40 - 22)^\circ C = 22.550 \frac{Kg}{h} * 2,434 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ C} (235,8^\circ C - 80^\circ C)$$

$$m_{agua} = 113.473 \text{ Kg/h}$$

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$8,55 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h} = 2.822 \frac{KJ}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C} A \frac{(235,8 - 40) - (80 - 22)}{\ln \frac{235,8 - 40}{80 - 22}}$$

$$A = 26,8 \text{ m}^2$$

Se observa que la corriente de agua necesaria para calentar el puré cumple con los requerimientos necesarios para el proceso.

Intercambiador 4: Enfriamiento de la corriente B líquido-vapor

En este equipo, se condensa y enfría la corriente líquido-vapor de agua proveniente del reboiler 2. La misma tiene un 87,25% de vapor de agua a 100°C y se enfría hasta 68,36°C. Como fluido de servicio se emplea agua fría.

Tabla 98. Especificaciones de corrientes del intercambiador 4.

Glicerol	
Calor a intercambiar (KJ/h)	157,3 10 ⁶
Calor latente (KJ/Kg)	2.257,7
Caudal de proceso a enfriar (Kg/h)	74.850
Temperatura de entrada al intercambiador (T ₁ , °C)	100
Temperatura de salida del intercambiador (T ₂ , °C)	68,36
U(KJ/h m ² °C) (45)	7.200

Inicialmente se calcula la cantidad de agua necesaria para la refrigeración. Se considera que el agua sale a 65°C. Luego, se calcula el área del intercambiador.

$$Q = m_{agua} C_{p_{agua}} (t_2 - t_1)$$

$$157,3 \cdot 10^6 \text{ KJ/Kg} = m_{agua} * 4,186 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} (65 - 22)^\circ\text{C}$$

$$m_{agua} = 874.142 \text{ Kg/h}$$

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$157,3 \cdot 10^6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 7.200 \frac{\text{KJ}}{\text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} A \frac{(100 - 65) - (68,36 - 22)}{\ln \frac{100 - 65}{68,36 - 22}}$$

$$A = 540 \text{ m}^2$$

7.8. SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

Es necesario contar con un sistema de enfriamiento para proveer agua a los distintos sistemas de refrigeración. En la Tabla 99 se detallan los caudales de agua necesarios para la planta de producción.

Tabla 99. Corrientes de agua para enfriar.

	Caudal (Kg/h)	Caudal (m ³ /h)	Temperatura de salida del intercambiador (°C)
Enfriamiento de reactor	773.910	773,9	34
Condensador columna 1	1.138.000	1.138,0	72
Condensador columna 2	273.700	273,7	60
Condensador columna 3	18.130	18,1	40
Intercambiador 2	57.078	57,1	35
Intercambiador 3	113.473	113,5	40
Intercambiador 4	874.141	874	65
Total	3.248.432	3.248	

Dado que los caudales son elevados, se propone utilizar dos torres de enfriamiento. Se calcula la temperatura de la corriente de entrada a cada torre:

$$W_{mezcla} C_{p_{mezcla}} T_{mezcla} = \sum_{i=1}^7 W C_p T_i$$

$$T_{mezcla} = 58,1^\circ\text{C}$$

Se eligen dos torres de enfriamiento de la empresa SPX Cooling, modelo Marley NC Everest 8422. Las mismas son de acero inoxidable de flujo cruzado galvanizadas, de tiro inducido. El relleno es de película de PVC, con persianas y eliminadores de desplazamiento, también de PVC.

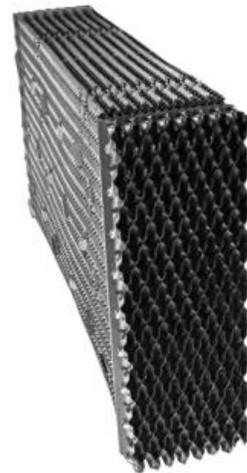
Las especificaciones de las mismas, se encuentran en la tabla a continuación. (70)

Tabla 100. Especificaciones de la torre de enfriamiento a utilizar.

Torre de enfriamiento	
Modelo	Marley NC Everest 8422
Dimensiones	L 6.8m W 9m H 8.3m
Caudal de agua a enfriar	450 – 1790 m ³ /h
Temperatura entrada del agua	Hasta 70°C
Caudal extra por evaporación	0,0005% del flujo de agua circulante
Potencia consumida	90 KW



(a) Esquema torre de enfriamiento tiro inducido



(b) Relleno de la torre

Figura 79. Esquema de la torre de enfriamiento a utilizar.

7.9. AIRE COMPRIMIDO

Como corriente de servicio también se requiere aire comprimido para todas aquellas válvulas y equipos cuyo accionamiento sea neumático. Por ello, es importante tener en cuenta que en la planta se debe instalar un compresor de aire comprimido de pistón, el cual cumpla con los

requerimientos operativos. Empresas fabricantes de este tipo de equipos disponibles en Argentina son Kaeser, Schrader, Ingersoll Rand, entre otros.

7.10. BALANCE ENERGÉTICO

A partir del análisis realizado en el presente capítulo, se calcula la cantidad de energía eléctrica requerida para el funcionamiento de la planta de producción de bioetanol. Los valores correspondientes se encuentran en la Tabla 101.

Tabla 101. Energía consumida por la planta de bioetanol.

Equipos	Potencia consumida (KW)
Elevadores de cangilones	80
Molino de martillo	115
Transportadores de tornillo	14
Mezcladoras	135
Sistema de agitación de reactores	174
Separador centrífugo	882
Secador	82
Torres de enfriamiento	180
Bombas	168
Compresores	11.485
Total	13.315

7.11. COMPARACIÓN CON OTRAS PLANTAS

En la Tabla 102, se realiza una comparación de los consumos de vapor, agua y energía con plantas de producción de bioetanol a partir de la misma materia prima. Las mismas se realizan en base a la producción de 1 m³ de etanol. En la planta diseñada, la producción es de 30,3 m³/h de bioetanol.

Tabla 102. Comparación de la planta diseñada con otras plantas.

Planta	Diseñada	Vogelbusch
Energía requerida (KW)	442	240
Agua de proceso (m ³ /h)	2	2
Agua de refrigeración (m ³ /h)	107	170
Vapor (Kg/h)	5.578	2.650

Como se observa, con respecto al caudal volumétrico de agua de refrigeración la planta diseñada se encuentra en una posición favorable. Si se compara la cantidad de agua de proceso no se observan grandes diferencias. Sin embargo, al analizar la cantidad de vapor y la energía requerida para el proceso se aprecia un consumo significativamente mayor respecto a la planta con la cual se compara. Esta diferencia probablemente esté relacionada con las tecnologías empleadas en cada etapa. Por ejemplo, para la etapa de purificación de etanol en la planta diseñada se emplea un sistema de destilación extractiva con tres torres, mientras que los diseños de Vogelbusch sólo utilizan tamices moleculares. Esto no es un detalle menor, dado que el mayor consumo de vapor se da en la primera columna de destilación.

CAPÍTULO 8: RECUPERACIÓN DE CO₂ Y GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

8.1. INTRODUCCIÓN

En la planta diseñada, el producto principal es el bioetanol que se genera mediante una fermentación. Simultáneamente, se produce dióxido de carbono el cual es venteado y capturado para su posterior recuperación.

En el presente capítulo, se analiza el proceso necesario para purificar el dióxido de carbono y que posteriormente pueda ser vendido como subproducto. A su vez, se analiza el mercado y la importancia de su recuperación.

Además, en este capítulo se analiza cómo impacta en el gasto energético total de la planta la utilización de los desechos del maíz como fuente de energía. Esto se plantea debido a que la planta diseñada tiene un gasto energético elevado en comparación con plantas similares ya instaladas.

8.2. DIÓXIDO DE CARBONO

Es alarmante el calentamiento global de la Tierra que se afronta en el mundo actualmente. El dióxido de carbono es uno de los gases que contribuye al “efecto invernadero”, y su concentración en la atmósfera ha incrementado notablemente con el paso de los años.

La industria es responsable, en gran medida, de la emisión de este gas a la atmósfera ya sea de forma directa o indirecta. En el caso de la planta de bioetanol diseñada, las emisiones de dióxido de carbono provienen de la reacción de fermentación, como así también, las emisiones que se generan al quemar combustible fósil para el transporte de los productos y materias primas. Adicionalmente, en las calderas y secador se produce una combustión, por lo que también existe emisión de este gas.

Con el objetivo de reducir las emisiones que se producen en la planta, se propone recuperar el dióxido de carbono que se produce en el sistema de reactores.

8.2.1. EL MERCADO DEL CO₂ RECUPERADO

El dióxido de carbono recuperado debe ser tratado de manera de obtener un producto calidad alimentaria, esto implica una concentración 99,99% p/p de pureza, grado 2.9 (71).

En Argentina, hay un amplio mercado para la industria del dióxido de carbono. Las principales industrias que requieren su uso en nuestro país, son:

- **Industrias textiles:** Se aplica para la regulación de pH de efluentes líquidos alcalinos, generados principalmente en las tintorerías industriales. Debido a que el dióxido de carbono en agua forma un ácido débil (ácido carbónico), se evita el peligro de una acidificación excesiva. También se lo utiliza para la regulación de pH en las operaciones de teñido industrial.
- **Industrias alimenticias:** El gas carbónico se utiliza en la carbonatación de bebidas, como agente para la congelación de alimentos o en el envasado de alimentos formando atmosferas modificadas.
- **Industrias vitivinícolas:** El dióxido de carbono se encuentra en forma natural en el vino. Con las continuas exposiciones al aire, el CO₂ se desprende, permitiendo la oxidación (picado). Debido a esto, se lo utiliza durante todo el proceso de vinificación, desde la molienda de la uva, hasta el envasado del vino, como reemplazante del aire para evitar el proceso de oxidación.
- **Industrias metalúrgicas:** Es utilizado como gas inerte en las soldaduras eléctricas de arco protegido, desplazando el aire para una correcta soldadura. El dióxido de carbono permite obtener una soldadura con mayor penetración y aporte de material, es decir, mejor resistencia, comparadas con las soldaduras bajo otros gases o mezclas de gases, además de su bajo costo operativo. También es utilizado en el corte metálico realizado con plasma, reemplazando al aire, por tratarse de un gas inerte, seco, y libre de impurezas.
- **Industrias mineras:** Se lo utiliza en la industrialización del litio, permitiendo obtener carbonato de litio de alta pureza. También es utilizado para la obtención de cobre.
- **Industrias del cuero:** De igual manera que en las industrias textiles, aquí se lo aplica para la regulación de pH en efluentes líquidos. Otra de las aplicaciones de la industria del cuero es en el desencalado, donde se lo utiliza para la neutralización de sustancias alcalinas.

Dado que en Argentina hay gran variedad de las industrias que emplean este producto, se considera que la comercialización del dióxido de carbono tiene potencial en este sector. Por lo que

se justifica este proyecto tanto desde el punto de vista comercial, como desde el punto de vista ecológico.

8.2.2. PROCESO DE RECUPERACIÓN DEL CO₂

A continuación, en la Figura 80, se esquematizan las etapas necesarias a llevar a cabo para obtener el dióxido de carbono purificado y almacenado. Seguidamente, se detallan cada una de las etapas puestas en juego.

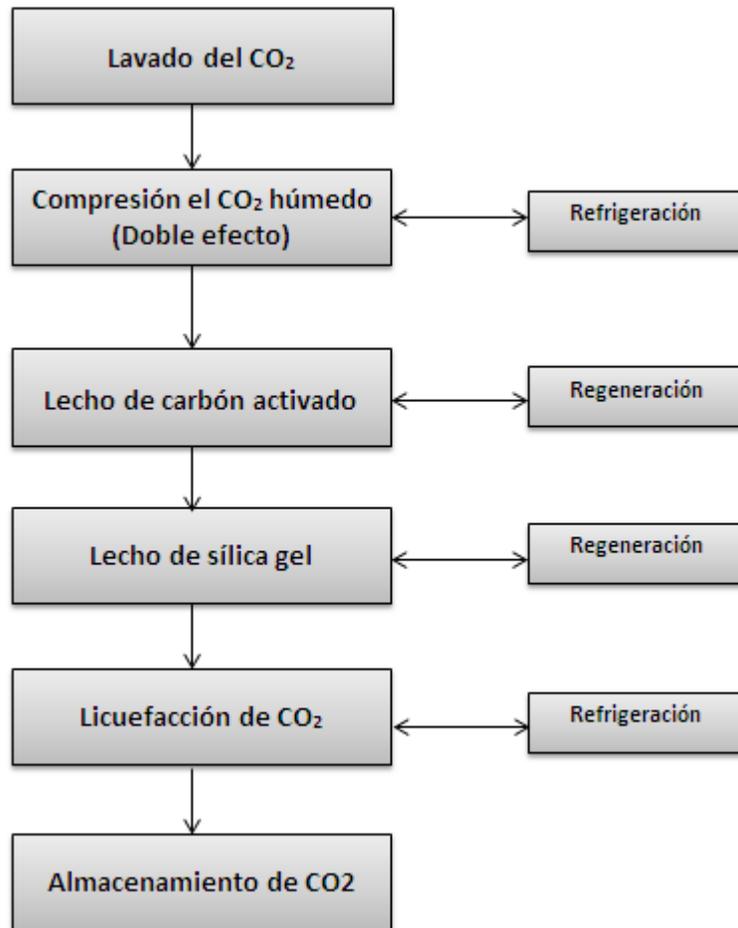


Figura 80. Etapas de recuperación de CO₂.

8.2.2.1. LAVADO

El objetivo de esta primera etapa es eliminar el etanol que contiene la corriente de CO₂ procedente del tanque de fermentación. Tal como se diseñó en el capítulo 6, para conseguir

eliminar el etanol de la corriente gaseosa se realiza un lavado a contracorriente y a presión atmosférica con agua a temperatura ambiente. Así, se obtiene una corriente gaseosa con una pureza del 98,6 % p/p de CO₂ y agua. La misma es dirigida a la siguiente etapa de proceso de recuperación del etanol. Mientras que la corriente líquida de agua de lavado y etanol se recircula a la primera columna de destilación.

La columna de lavado para eliminar los restos de etanol que contiene el gas ya se diseñó y determinó en el Capítulo 6. La misma trabaja a contracorriente con agua a temperatura ambiente. A continuación, en la Figura 31, se detallan nuevamente las corrientes de entrada y salida de la columna rellena con el objeto de tener la información suficiente para continuar con el diseño de la planta de purificación de CO₂.

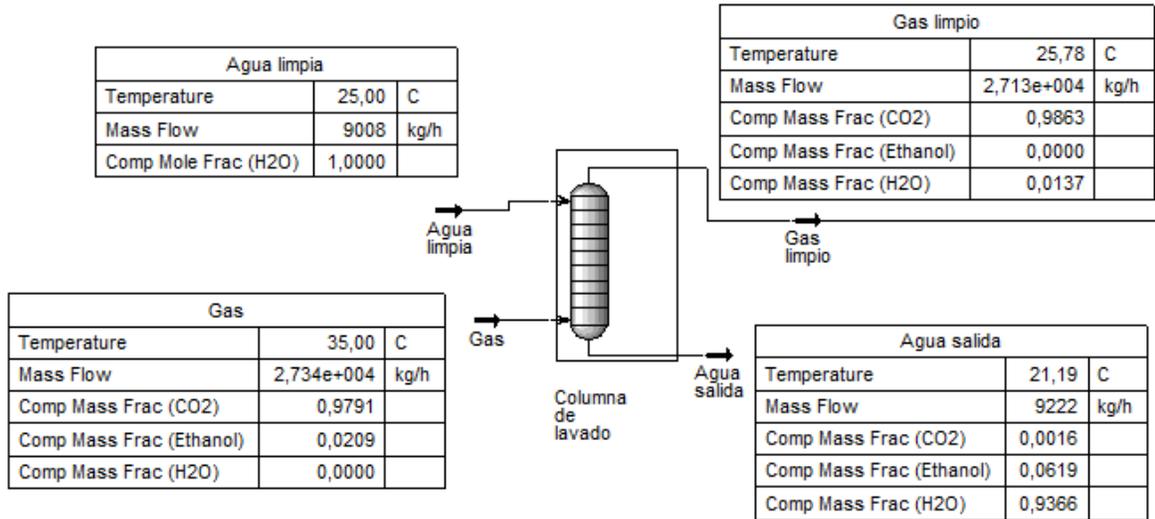


Figura 31. Datos obtenidos de Unisim Design, columna de lavado.

8.2.2.2. LECHO DE CARBÓN ACTIVADO

Una vez que se han eliminado los restos de etanol de la corriente de CO₂, el gas húmedo se hace pasar por un lecho de carbón activado para eliminar malos olores, los cuales usualmente son ocasionados por gases tales como el SH₂ (proveniente de la solución que se emplea para regular el pH dentro del reactor) o de una solución buffer. La atractiva característica de este material poroso es que se regenera mediante la inyección de vapor de agua a baja presión.

El carbón activado a utilizar se vende en pellets de 4mm de diámetro, dependiendo del fabricante. En cuanto a la capacidad de eliminación del carbón activado, aproximadamente 1 Kg de material absorbe 0,11 Kg de sulfuro de hidrógeno (72).

Para el diseño del lecho empacado se debe tener presente la capacidad de adsorción del lecho, la cantidad de corriente a tratar y las propiedades del gas en las condiciones de operación.

En este caso, el sistema propuesto está formado por dos lechos de carbón activado de iguales características. El objetivo es que mientras uno de los dos lechos se somete al proceso de regeneración, el otro se encuentre operando en condiciones normales. De esta forma, no se ve afectada la normal operación de la planta.

Los principales parámetros a determinar son la cantidad necesaria de carbón activado y el volumen del lecho (diámetro y altura).

Para ello, se sobreestima de que el 0,5% de la corriente gaseosa a tratar contiene sulfuro de hidrógeno. A partir de esta suposición, se realizan a continuación los cálculos de cuanto carbón activado es necesario.

Sulfuro de hidrógeno:

$$0,5\% \cdot 27.130 \frac{Kg}{h} = 135,65 \frac{Kg}{h}$$

Carbón activado:

$$\frac{1Kg \text{ carbón}}{0,11 Kg H_2S} \cdot 135,65 \frac{Kg H_2S}{h} = 1.233,2 \frac{Kg}{h}$$

Siendo la densidad del carbón activado 580 Kg/m³ (72), se estima el volumen necesario del compuesto por unidad de tiempo.

$$\frac{1.233,2 \frac{Kg}{h}}{580 \frac{Kg}{m^3}} = 2,1 \frac{m^3}{h}$$

Suponiendo que cada lecho funciona durante 48 horas, el volumen de carbón activado necesario en cada lecho es:

$$2,1 \frac{m^3}{h} \cdot 48h = 100,8 m^3$$

Dado que el caudal volumétrico de la corriente gaseosa a tratar es 32,8 m³/h (lectura directa del simulador) y la cantidad de carbón activado en cada lecho es de 100 m³ aproximadamente, se decide emplear el diseño propuesto por la empresa Carbotecnia (72).

El lecho consiste en un tanque estándar de 200 litros construido en lámina de acero al carbón, cilíndrico y ambas tapas en calibre 18 (Ver Figura 81). Cuenta con un recubrimiento interno de tipo epóxico, resistente a la corrosión. Se suministra con 100 Kg. de carbón activado pelletizado. El diámetro interno es 0,57 m y la altura 0,875m. El equipo puede tratar corrientes que no sobrepasen de 0.3 Kg/cm² (man) y 50°C de temperatura. El flujo máximo recomendado es de 480 m³ /h, por lo tanto el diseño es apto para las condiciones de operación en las cuales se está trabajando.



Figura 81. Tanque de Carbón activado.

8.2.2.3. COMPRESIÓN

Una vez que la corriente gaseosa se encuentra desodorizada, la misma debe comprimirse para luego deshidratarse y poder almacenarse en estado líquido.

Tras la compresión, la temperatura de salida de la corriente se incrementa, por lo que se coloca un intercambiador de calor al final del recorrido por los compresores. De esta forma, se disminuye la temperatura y las siguientes etapas pueden desarrollarse a una temperatura cercana a la del ambiente.

Para aumentar la presión del gas libre de etanol, se emplea un sistema integrado por dos compresores. En el primer efecto, se eleva la presión del gas a 10 bares y, en el segundo, se lleva hasta la presión final que es 20 bares. En caso de que industrialmente no existan compresores que trabajen a alta temperatura, entre cada etapa de compresión se debe adicionar un intercambiador de calor para enfriar el gas.

Al finalizar la compresión, para enfriar el gas a una temperatura de 30°C (cercana a la ambiental), se añade un intercambiador de calor siendo agua el fluido frío.

A continuación, en la Figura 82, se detallan las condiciones operativas de cada corriente involucrada. Cabe destacar, que toda la operación se simula con la herramienta computacional Unisim Design.

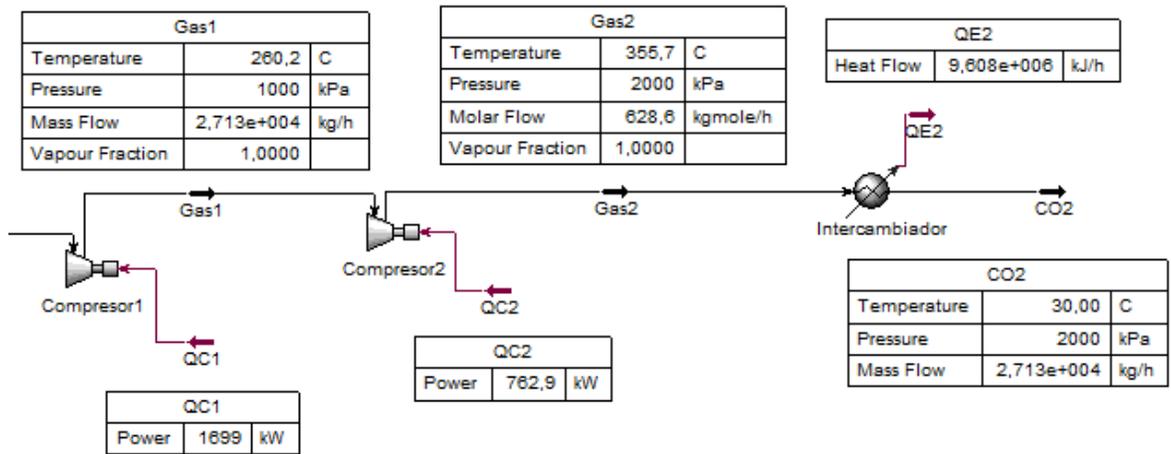


Figura 82. Sistema de compresión.

Para estimar el área de transferencia de calor del intercambiador y la cantidad de agua de refrigeración, se plantea el balance de energía como se presenta a continuación. El coeficiente de transferencia de calor (U) se estima con los valores propuestos en bibliografía (45) y el calor total entregado se obtiene con el simulador.

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$9,608 \cdot \frac{10^6 \text{ KJ}}{\text{h}} = 477 \frac{\text{KJ}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot A \cdot \frac{(355,7^\circ\text{C} - 65^\circ\text{C}) - (30^\circ\text{C} - 22^\circ\text{C})}{\ln \frac{355,7^\circ\text{C} - 65^\circ\text{C}}{30^\circ\text{C} - 22^\circ\text{C}}}$$

$$A = 255 \text{ m}^2$$

$$W_{agua} \cdot C_{p_{agua}} \cdot \Delta T_{agua} = Q$$

$$W_{agua} 4,186 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} (65^\circ C - 22^\circ C) = 9,608 \cdot \frac{10^6 KJ}{h}$$

$$W_{agua} = 53.378 Kg/h$$

El agua de enfriamiento que sale del equipo, se ingresa a una torre de enfriamiento con el fin de disminuir su temperatura y volver a reutilizarse. La torre de enfriamiento modelo NX1010M-1 de la empresa SPX Cooling, cumple con las características necesarias de operación. La misma cuenta con una capacidad nominal comprendida entre 41 y 66 m³/h. El gasto energético teórico de la torre se aproxima en 5,5KW. (73)

Dado que la altura de la torre es 3,5 metros aproximadamente, para recircular en agua hacia la misma se requiere una bomba centrífuga con potencia útil 0,507 kW.

A continuación, en la Tabla 103, se detallan las principales características de las cañerías a emplear en el sistema de compresión.

Tabla 103. Especificaciones de las cañerías utilizadas.

Cañerías							
Ubicación		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
Compresor 1	Aguas arriba	Acero al carbono	3/4	26,7	2,87	40	Gris
	Aguas abajo	Acero al carbono	3/4	26,7	2,87	80	Gris
Compresor 2	Aguas abajo	Acero al carbono	3/4	26,7	2,87	80	Gris
Intercambiador	Aguas abajo	Acero al carbono	3/4	26,7	2,87	80	Gris

8.2.2.4. LECHO DE GEL DE SÍLICE

El CO₂ húmedo, comprimido y libre de olores se hace pasar por una columna rellena con material secante en su interior con el fin de que la corriente de CO₂ saliente tenga un contenido despreciable de humedad.

El lecho de gel de sílice es una opción interesante porque, una vez agotado, se regenera mediante la circulación de aire puro caliente (130-150°C). Sin embargo, es importante destacar que por el calentamiento del gel de sílice (regeneración) se tiene una pérdida de su capacidad secante del 0,9%.

El material que compone el lecho es sílica gel azul constituido por gel de sílice y cloruro de cobalto (indicador). Bajo diferentes métodos de fabricación, se consiguen diferentes tipos de gel

de sílice con diversas estructuras del poro, pudiendo llegar algunos a absorber hasta un 40% de su propio peso en agua (en nuestro caso, tomaremos que absorbe el 30% de su peso aproximadamente). (74)

En este caso, el sistema de deshidratación propuesto está integrado por dos arreglos de 5 lechos de silica gel de iguales características cada uno, con el objetivo de que mientras uno de los dos arreglos se somete al proceso de regeneración, el otro se encuentre operando en condiciones normales, de forma que no se vea afectada la normal operación de la planta.

A continuación, en base a la cantidad de agua que contiene la corriente gaseosa y la caída de presión permitida, se estima la dimensión de cada lecho. Para ello, se siguen las correlaciones de deshidratación de gas por adsorción en tamices moleculares (75). Si bien no se puede afirmar que estas correlaciones son correctas para lechos de gel de sílice, ante la falta de información para su diseño, se consideran una buena estimación para dimensionar los lechos secantes.

Velocidad superficial del gas en el lecho:

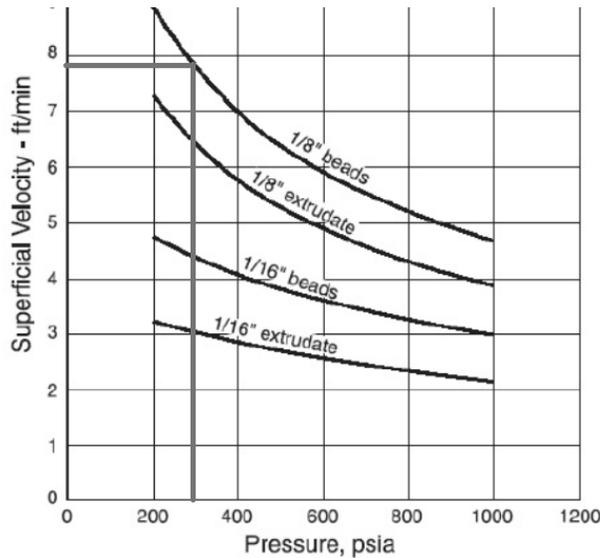


Figura 83. Velocidad superficial vs presión en lecho.

Dado que la presión de la corriente es 20 bares (290,1 psia) y que el gel de sílice empleado tiene un diámetro promedio de 3mm (1/8"), la velocidad superficial del gas es 142,8 m/h (7,8 ft/min) aproximadamente.

Diámetro del lecho:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{V \cdot \pi}}$$

Dónde:

- D: diámetro del lecho (m)
- Q: caudal de gas (m³/h)
- V: velocidad superficial (m/h)

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 32,79 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \cdot 142,8 \text{ m/h}}}$$

$$D = 0,54 \text{ m}$$

Altura del lecho:

$$\frac{\Delta P}{L} \approx B \cdot \mu \cdot V_g + C \cdot \rho \cdot V_g^2$$

Dónde:

- B: constante (=4,16)
- C: constante (=0,00135)
- μ : viscosidad del gas (cP)
- ρ : densidad del lecho (Kg/m³)
- L: altura del lecho (m)
- ΔP : caída de presión (kPa). Máximo valor permitido por material: 5psi.
- $V_g = \frac{Q}{\text{Área}_{\text{lecho}}}$ (m/min)

$$\frac{34,47 \text{ kPa}}{L} \approx 4,16 \cdot 1,553 \cdot 10^{-2} \cdot 2,38 \frac{\text{m}}{\text{min}} + 0,00135 \cdot 721 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot \left(2,38 \frac{\text{m}}{\text{min}}\right)^2$$

$$L = 6,1 \text{ m}$$

Volumen del lecho:

$$V = \pi \cdot [D/2]^2 \cdot L$$

$$V = 1,4 \text{ m}^3$$

Gel de sílice de cada lecho:

$$\text{masa de sílice} = V \cdot \rho$$

$$\text{masa de sílice} = 1,4 \text{ m}^3 \cdot 721 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{masa de sílice} = \mathbf{1.009,4 \text{ Kg}}$$

Agua que contiene el lecho:

$$\text{Agua}_{\text{lecho}} = \frac{0,3 \text{ Kg de agua}}{1 \text{ Kg gel sílice}} \cdot 1.009,4 \text{ Kg}$$

$$\text{Agua}_{\text{lecho}} = \mathbf{302,82 \text{ Kg}}$$

Agua que contiene la corriente gaseosa:

$$\text{Agua}_{\text{corriente}} = 0,0137 \cdot 27.130 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{corriente}} = \mathbf{371,7 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}$$

Suponiendo que cada lecho se agota en $\frac{1}{4}$ de hora aproximadamente, se propone utilizar dos arreglos con 5 de los lechos fijos diseñados cada uno. La saturación de cada arreglo se da cada 4 horas aproximadamente.

Una vez que el arreglo en funcionamiento se agota, se pone en uso el arreglo suplente mientras el agotado se regenera.

8.2.2.5. LICUEFACCIÓN DEL CO₂

Una vez que el CO₂ está limpio y seco, el gas debe ser enfriado a una temperatura tal que se encuentre en estado líquido para poder ser almacenado y transportado hasta su destino final. Para ello, se requiere de una planta de refrigeración, cuyo objetivo es disminuir la temperatura del CO₂ desde los 30 °C hasta -22 °C, temperatura a la que el CO₂ se encuentra en estado líquido para posterior almacenamiento. En la Figura 84, se demuestra en forma gráfica el proceso termodinámico que se pretende realizar con la corriente gaseosa.

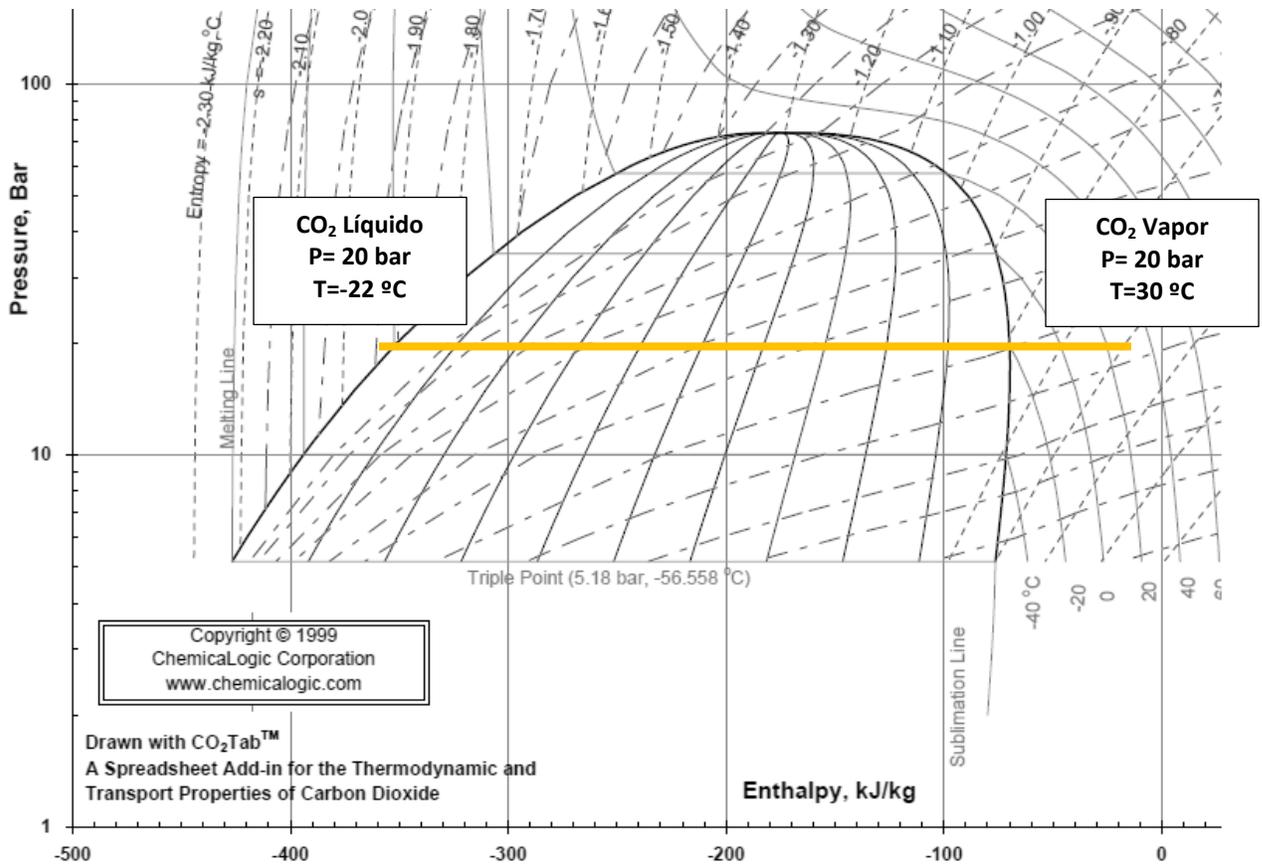


Figura 84. Diagrama de Mollier CO₂.

Para conseguir la disminución de temperatura requerida, se emplea un refrigerante el cual se somete al circuito de refrigeración que se muestra en la Figura 85.

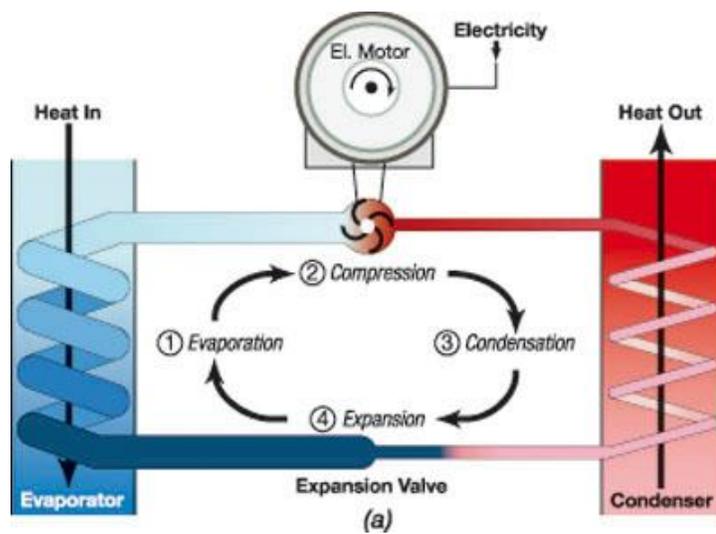


Figura 85. Ciclo de refrigeración.

El sistema de enfriamiento consiste en un circuito cerrado, creando zonas de alta y baja presión con el fin de que el fluido refrigerante absorba calor en un lugar y lo disipe en otro.

Por lo tanto, un equipo de refrigeración es una máquina térmica diseñada para tomar calor de un foco frío (temperatura más baja) y transferirlo a otro caliente (temperatura más alta). Para su funcionamiento, es necesario aplicar un trabajo externo, por lo tanto consume energía.

El mismo consta necesariamente de cuatro elementos fundamentales en su construcción:

- **Compresor:** es un dispositivo mecánico que bombea el fluido refrigerante, creando una zona de alta presión y provocando el movimiento del refrigerante en el sistema. Debe trabajar en ausencia de líquido, con vapor saturado o sobrecalentado.
- **Condensador:** generalmente es un serpentín de cobre con láminas de aluminio a modo de disipadores de calor. Su función es liberar el calor del refrigerante al ambiente.
- **Dispositivo de expansión:** según el caso puede ser una válvula de expansión o un tubo capilar. En cualquiera de los casos, es un punto donde hay una pérdida de carga muy grande, por reducción de la sección de paso. Su función es dejar que el refrigerante pase desde la parte del circuito de alta presión a la de baja presión, expandiéndose. Es conveniente que trabaje en ausencia de vapor, con líquido saturado o sub-enfriado.
- **Evaporador:** es un intercambiador de calor que, por sus necesidades caloríficas, absorbe calor del medio en el que se encuentra, con lo cual enfría el medio.

Para la elección de un refrigerante adecuado para su uso en el sistema de refrigeración, el mismo debe cumplir los siguientes requisitos:

- Trabajar dentro del rango de temperaturas deseado.
- Ser amigable con el medio ambiente, no destruir la capa de ozono.
- No tóxico.
- No inflamable.
- Bajo consumo por unidad de energía.
- Químicamente resistente.
- No reaccionar con materiales presentes.
- Detectable en caso de fuga.
- Comercialmente disponible.
- Bajo costo.

Teniendo en cuenta los requerimientos de temperatura, así como las consideraciones anteriores, se selecciona como refrigerante de la planta de licuefacción del CO₂ al R717 (Amoníaco).

El amoníaco lleva utilizándose en aplicaciones industriales desde la década de 1930 y es conocido por ser el refrigerante más eficiente. Su punto de ebullición es bajo y se ve favorecido por ser un refrigerante altamente eficiente a nivel energético y, que además, tiene un mínimo impacto sobre el medio ambiente, con potencial de agotamiento del ozono igual a cero y potencial de calentamiento atmosférico (PCA) igual a cero.

A continuación, se detalla todo el circuito que lleva a cabo el refrigerante en el sistema. Dado que el dióxido de carbono debe enfriarse a -22°C, se propone que el refrigerante trabaje a 0,7 bares en la zona de baja y que ingrese al evaporador a -40°C. El vapor sale sobrecalentado a -30°C aproximadamente e ingresa al compresor isoentrópico dónde adquiere una presión de 11 bares. Una vez comprimido, el vapor ingresa al condensador (fluido frío: agua) y se enfría hasta 28°C. A la salida, una válvula de expansión le genera al fluido refrigerante la caída de presión necesaria para retomar nuevamente el circuito. En la Figura 86, se muestra en el diagrama de presión vs entalpía cada etapa descrita.

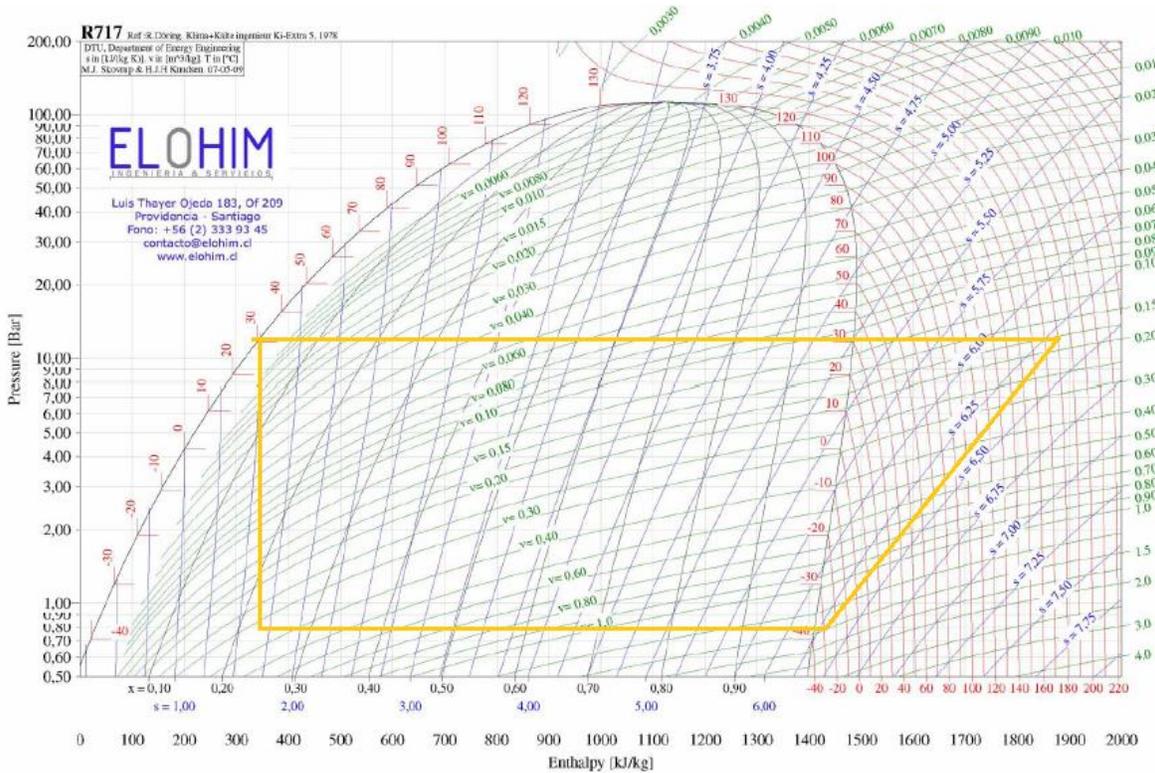


Figura 86. Diagrama de Mollier NH₃.

La cantidad de calor que extrae la planta de refrigeración de la corriente de dióxido se estima con el simulador. Los resultados arrojados se muestran a continuación en la Figura 87.

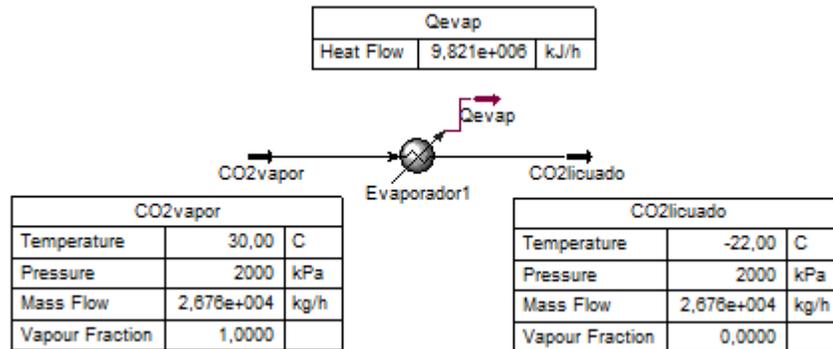


Figura 87. Evaporador.

A continuación, en la Figura 88, se detallan todas las condiciones de operación de cada corriente y equipos, junto con las energías puestas en juego.

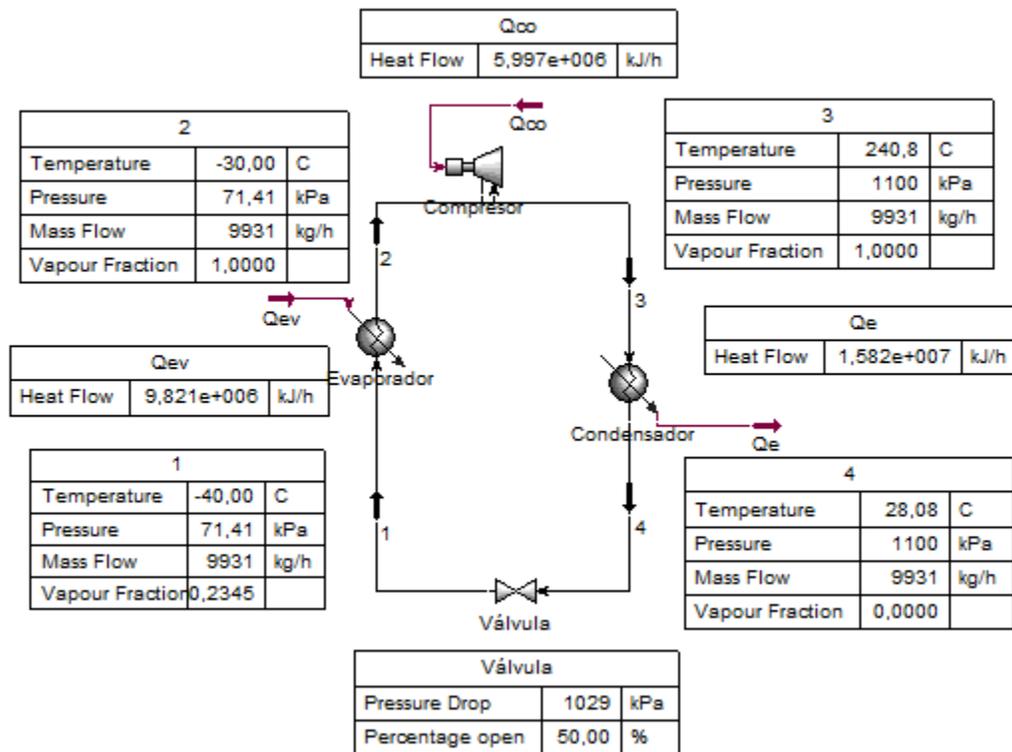


Figura 88. Sistema de refrigeración.

Condensador

El agua de servicio a utilizar en el condensador es enfriada en una torre de enfriamiento como la propuesta en el intercambiador de calor en el sistema de compresión. En época de mayor calor la temperatura mínima a alcanzar se estima de 22 °C. La temperatura del agua caliente se impone como 65°C, dado que la torre enfría hasta temperaturas de 70°C como máximo.

El coeficiente de transferencia de calor se estima con el simulador.

Área:

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$1,582 \cdot 10^7 \text{ KJ/h} = 3.142 \frac{\text{KJ}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} A \frac{(197,2^\circ\text{C} - 65^\circ\text{C}) - (28^\circ\text{C} - 22^\circ\text{C})}{\ln \frac{197,2^\circ\text{C} - 65^\circ\text{C}}{28^\circ\text{C} - 22^\circ\text{C}}}$$

$$\mathbf{\text{Área} = 124 \text{ m}^2}$$

Agua de refrigeración:

$$W_{\text{agua}} \cdot \frac{4,186 \text{ KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (65^\circ\text{C} - 22^\circ\text{C}) = 1,582 \cdot 10^7 \text{ KJ/h}$$

$$\mathbf{W_{\text{agua}} = 87.890 \text{ Kg/h}}$$

Las torres de enfriamiento diseñadas por la empresa SPX Cooling, cumple con las características necesarias para esta operación. El gasto energético teórico de la torre se aproxima en 8 KW. (73)

Dado que la altura de la torre es 3,5 metros aproximadamente, para recircular en agua hacia la misma se requiere una bomba centrífuga con potencia útil 0,765 kW.

Evaporador

En el evaporador se enfría, a presión constante, la corriente de dióxido de carbono a 20 bares y 30°C hasta -22°C. A continuación, se calcula el área necesaria para el equipo. El coeficiente de transferencia de calor se estima con el simulador.

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$9,821 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 1.350 \frac{\text{KJ}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C}} A \frac{(30^\circ\text{C} - (-20^\circ\text{C})) - (-22^\circ\text{C} - (-30^\circ\text{C}))}{\ln \frac{(30^\circ\text{C} - (-20^\circ\text{C}))}{(-22^\circ\text{C} - (-30^\circ\text{C}))}}$$

$$\text{Área} = 317 \text{ m}^2$$

A continuación, en la Tabla 104, se detallan las principales características de las cañerías a emplear en el sistema de licuefacción.

Tabla 104. Especificaciones de las cañerías utilizadas.

Cañerías						
Corriente	Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
1	Acero al carbono	1 1/2	48,3	3,68	40	Gris
2	Acero al carbono	3/8	17,1	2,31	40	Gris
3	Acero al carbono	3/8	17,1	2,31	80	Gris
4	Acero al carbono	1 1/2	48,3	3,68	80	Gris

8.2.2.6. ALMACENAMIENTO

Luego de que el dióxido de carbono haya pasado la etapa de limpieza, compresión y secado, se conduce mediante tuberías hasta los tanques de almacenamiento. Los mismos, son tanques criogénicos, donde permanecen hasta que sea retirado en camiones cisterna. En la Figura 89 se muestra un ejemplo de un tanque criogénico.



Figura 89. Tanques criogénicos para almacenar el CO₂.

La producción de dióxido de carbono es de 26.760 Kg/h que equivale a un caudal volumétrico de 32,79 m³/h (obtenido del simulador UniSim Design). A partir de ello, se calcula el volumen de almacenamiento necesario si se desea guardar la producción de 15 días.

$$Volumen = 32,79 \frac{m^3}{h} * \frac{24h}{1 \text{ dia}} * 15 \text{ dias} = 11.804,4 m^3$$

$$Volumen = 11.804,4 m^3$$

Se debe contar con un sistema de tanques criogénicos que tengan una capacidad de almacenamiento de 11.804,4 m³.

8.2.3. BALANCE DE SUMINISTROS REQUERIDOS

A continuación, en la Tabla 105 y Tabla 106 se plantean los balances generales de cantidad de energía consumida y agua de enfriamiento requeridas para purificar la corriente de dióxido de carbono cada 1000 litros de bioetanol producidos.

Tabla 105. Potencia consumida, purificación de CO₂.

Equipos	Potencia consumida (KW)
Bombas	0,042
Compresores	123,82
Torres de enfriamiento	0,45
Total	124,32

Tabla 106. Agua de enfriamiento requerida, purificación de CO₂.

	Caudal (Kg/h)	Caudal (m ³ /h)
Enfriador de compresión	1.761,7	1,76
Enfriador de condensador	2.651,3	2,65
Total	4.413	4,4

8.3. GENERACIÓN DE ENERGÍA A PARTIR DE DESECHOS DEL MAÍZ

A partir del análisis realizado en el capítulo 7, se observa que el gasto energético de la planta diseñada es elevado en comparación con otras plantas similares. Por eso, se plantea el aprovechamiento de la materia seca del maíz descartada hasta el momento, para generar energía.

A continuación, se diseña una planta de generación de electricidad, basada en el ciclo termodinámico de Rankine. Es un ciclo de fuerza que opera con vapor, el cual es producido en una caldera a alta presión que es alimentada con la biomasa proveniente de los desechos del maíz. Luego, el vapor se lleva a una turbina donde se produce energía cinética a través del alternador unido al eje del equipo, donde pierde presión. Su camino continúa al seguir hacia un condensador donde lo que queda de vapor pasa a estado líquido para nuevamente poder ingresarlo a la caldera.

A continuación, en la Figura 90, se observa un diagrama de la planta de generación de electricidad, y luego, se calcula la energía generada y se detallan los equipos necesarios.

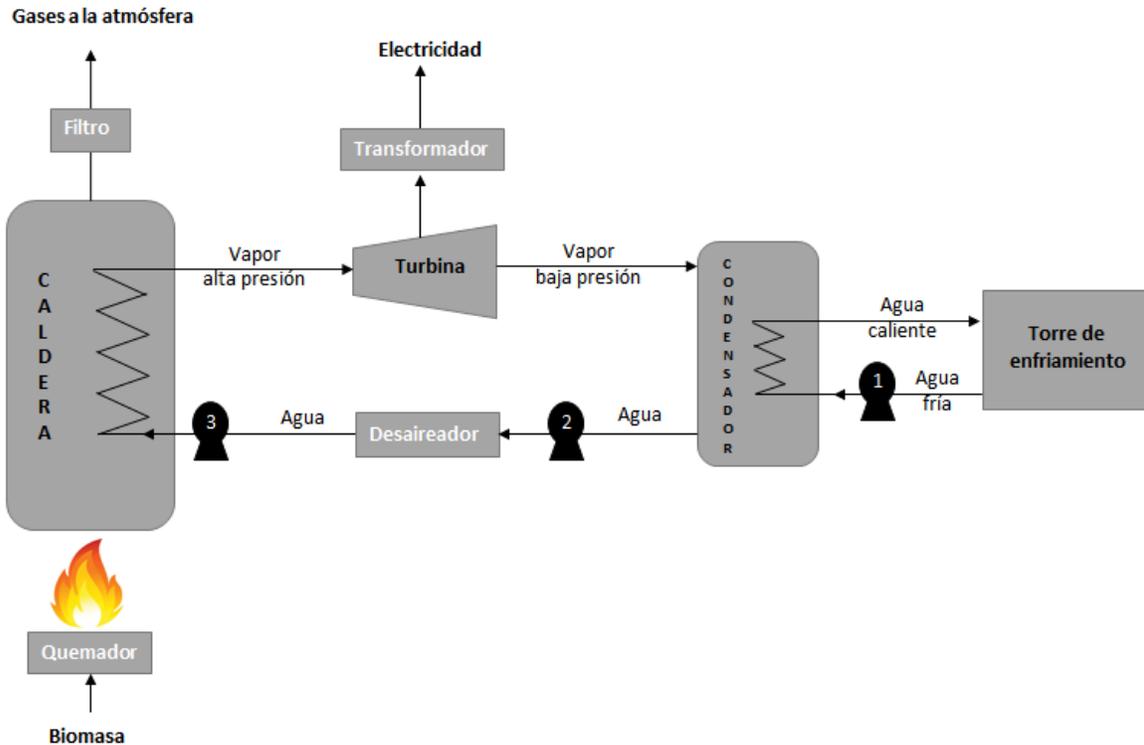


Figura 90. Diagrama de la planta de generación de energía eléctrica.

8.3.1. CÁLCULO DE LA ENERGÍA GENERADA

En la caldera, se genera el vapor a alta presión para luego producir energía en la turbina. La misma, es alimentada con los restos de la planta del maíz que no son granos. El contenido de grano sólo representa en promedio el 30-35 % de la materia seca que provee el maíz. El resto es aportado por la caña, las hojas, el marlo, las chalas, etc (76). Para situarnos en el caso menos favorable, se utiliza el porcentaje del 35% de granos respecto al resto de la materia seca. Esto implica que se obtiene menor cantidad de biomasa para quemar en la caldera. A continuación, se realizan los cálculos para obtener la cantidad de energía que brindan estos desechos.

Tabla 107. Valores de cantidades de maíz, desechos de maíz y calor generado.

Granos de maíz a utilizar	120.915,83 Kg/h
Desechos del maíz	224.557,97 Kg/h
Capacidad calorífica de desechos de maíz (69)	14,651 MJ/tn
Energía a entregar por caldera	3.290 MJ/h

A partir de lo obtenido en la Tabla 107, se simula en programa UniSim Design el sistema de generación de energía. La caldera genera vapor a 40 bares y 430°C, y en la turbina, la presión de salida es de 0,08 bares. A continuación, en la Figura 91 se observa el esquema simulado, y luego, se detallan las corrientes y calores puestos en juego en la Tabla 108 y la Tabla 109.

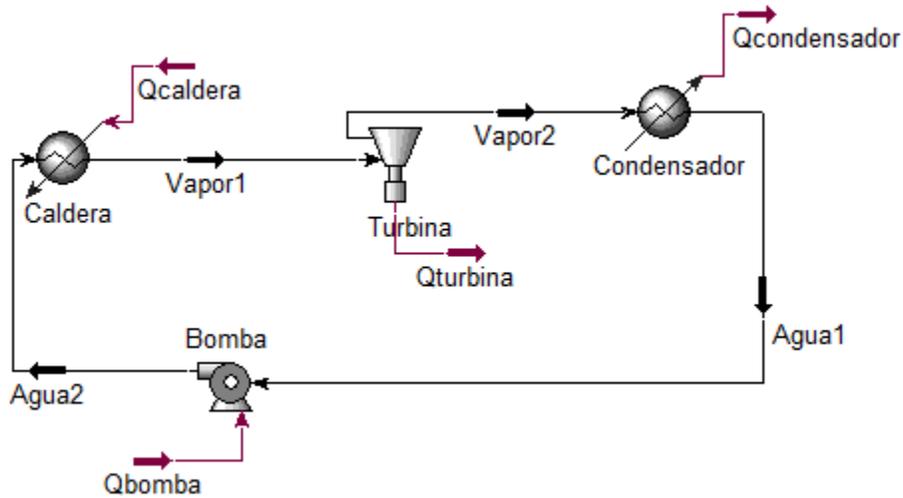


Figura 91. Esquema del sistema de generación de energía en UniSim Design.

Tabla 108. Especificaciones de las corrientes de proceso.

Corriente	Caudal másico (Kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Fracción de vapor
Agua 1	1055	41,5	0,08	0,00
Agua 2	1055	41,5	40,00	0,00
Vapor 1	1055	430,0	40,00	1,00
Vapor 2	1055	41,5	0,08	0,97

Tabla 109. Energía intercambiada en los equipos.

Equipo	Energía intercambiada (KJ/h)
Caldera	3,29 10 ⁶
Condensador	2,46 10 ⁶
Turbina	8,41 10 ⁶
Bomba	5.643

Cabe destacar, que la turbina considera una eficiencia del 70%. Finalmente, la energía que genera es de 233,6 KWh (sin tener en cuenta el resto de los consumos).

8.3.2. BOMBAS Y CAÑERÍAS

Tabla 110. Especificaciones de las bombas utilizadas.

N° (*)	Tipo de bomba	Modelo	Potencia (KW)	Referencia
1	Centrífuga	NDQ65-160	0,6	(51)
2-3	Centrífuga	NDQ65-160	2,9	(51)

(*) Referidas a la enumeración de la Figura 90.

Tabla 111. Especificaciones de las cañerías utilizadas.

Cañerías							
Ubicación (*)		Material	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)	SCH	Color
Vapor alta presión	-	Acero al carbono	1/8	10,3	2,41	80	Naranja
Vapor baja presión	-	Acero al carbono	1/8	10,3	2,41	40	Naranja
Bomba 1	Aguas abajo	Acero al carbono	6	168,3	6,35	40	Verde
	Aguas arriba	Acero al carbono	3 1/2	101,6	5,74	40	Verde
Bomba 2	Aguas abajo	Acero al carbono	3/4	26,7	2,87	40	Verde con franjas naranjas
	Aguas arriba	Acero al carbono	1/4	13,7	2,24	40	Gris Verde con franjas naranjas
Bomba 3	Aguas abajo	Acero al carbono	3/4	26,7	2,87	40	Verde con franjas naranjas
	Aguas arriba	Acero al carbono	1/4	13,7	2,24	80	Verde con franjas naranjas

(*) Referidas a la enumeración de la Figura 90.

8.3.3. CALDERA

Para este caso, se debe utilizar una caldera donde el combustible alimentado a la misma es biomasa. Se necesita generar vapor sobrecalentado a una presión de 40 bares y a una temperatura máxima de 450°C. Debido a la alta presión y temperatura que se debe alcanzar, la caldera es acuatubular.

Calderas con estas características, son construidas por la empresa VYC Industrial, donde su uso es exclusivamente para la generación de electricidad a partir de la biomasa. El modelo es

denominado como Caldera de alta presión para turbinas y motores. La misma, incluye el quemador de biomasa (77).

8.3.4. FILTRO

Cuando la biomasa se quema en la caldera se liberan residuos donde el mayor porcentaje son sólidos no quemados, cenizas, agua y dióxido de carbono.

Respecto a las emisiones sólidas, se debe utilizar un método de control de contaminantes con el objetivo de controlar su emisión a la atmósfera. Se va a utilizar un filtro o precipitador electrostático, el cuál captura las partículas sólidas del flujo de gas de salida de la caldera, por medio de electricidad. El mismo, carga de electricidad las partículas atrayéndolas a placas metálicas con cargas opuestas ubicadas en el filtro. Las partículas se retiran mediante 'golpes secos' y se recolectan por la parte inferior del filtro.

El agua procedente de la combustión se convierte en vapor de agua, el cual es completamente inocuo en lo que a contaminación se refiere. Por lo que no se va a requerir ningún sistema para su tratamiento.

En cuanto al dióxido de carbono, y los demás gases contaminantes, se propone instalar un equipo de depuración de gases contaminantes. Empresas como INCOL SA y Bionatur Technologies, realizan este tipo de equipos (78) (79).

8.3.5. TURBINA

La turbina es el equipo encargado de transformar energía potencial en forma de presión de vapor en energía cinética de rotación. El funcionamiento es muy sencillo: se introduce vapor a una temperatura y presión determinadas y la expansión de este vapor en el interior de la carcasa hace girar los álabes unidos a un eje rotor; a la salida de la turbina, el vapor que se introdujo tiene una presión y una temperatura inferior.

La mayor parte de la energía perdida por el vapor entre la entrada y la salida se emplea en mover el rotor, y una pequeña parte se pierde en forma de roces del vapor con partes fijas, rozamiento del eje en los cojinetes, pérdidas de calor por la carcasa en forma de radiación, conducción o convección, y fugas de vapor, internas o externas.

En este equipo, ingresa el vapor sobrecalentado a 430°C y 40 bares, y sale del mismo una mezcla con una fracción de vapor de 0,97, con una temperatura de 41,5°C y una presión de 0,08 bares. Se genera 233,6 KWh de energía considerando una eficiencia del 70%.

8.3.6. TRANSFORMADOR

Este equipo es utilizado para transformar la energía eléctrica, generada en la turbina, a una tensión adecuada para su inyección en la red eléctrica.

Los transformadores están basados en el fenómeno de inducción magnética y están constituidos, en su forma más simple, por dos bobinas devanadas sobre un núcleo cerrado de hierro. Suelen ir encapsulados y bañados en aceites minerales para su refrigeración y aislamiento.

8.3.7. CONDENSADOR

En este equipo, se condensa el vapor que sale de la turbina. Como líquido refrigerante se utiliza agua proveniente de una torre de enfriamiento. Debido a lo calculado en capítulos anteriores, el agua de enfriamiento puede llegar a tener una temperatura de 22°C. Se realiza el diseño del intercambiador con esta temperatura de agua de enfriamiento.

La ecuación de diseño de un intercambiador es la siguiente:

$$Q = U A \Delta T_{ML} = U A \frac{(T - t_2) - (T - t_1)}{\ln\left(\frac{T - t_2}{T - t_1}\right)}$$

Dónde:

- Q es el calor a intercambiar entre los fluidos (2,46 10⁶ KJ/h)
- U es el coeficiente de transferencia de calor entre los fluidos, siendo 8100 KJ/h m² °C (45).
- A es el área necesaria del intercambiador.
- T es la temperatura de condensación del vapor (41,5°C).
- t1 y t2 son las temperaturas de entrada y salida del fluido de enfriamiento.

Se supuso una temperatura de salida del fluido de enfriamiento 10°C mayor a la de la entrada, siendo esta menor a la temperatura de condensación del vapor. Se calcula a continuación, el área de intercambio necesaria.

$$2,46 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h} = 8100 \frac{KJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} A \frac{((41,5 - 32) - (41,5 - 22))^\circ C}{\ln \left(\frac{41,5 - 22}{41,5 - 32} \right)}$$

$$A = 21,8 \text{ m}^2$$

A su vez, se debe calcular la cantidad de agua necesaria. Se plantea el balance de calor para el fluido de refrigeración.

$$Q = m_{\text{agua}} C_{p_{\text{agua}}} (t_2 - t_1)$$

Dónde:

- m_{agua} es el caudal másico de agua necesario.
- $C_{p_{\text{agua}}}$ es la capacidad calorífica del agua (4,186 KJ/Kg °C)

$$2,46 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h} = m_{\text{agua}} 4,186 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} (32 - 22)^\circ C$$

$$m_{\text{agua}} = 58.767,3 \frac{Kg}{h}$$

8.3.8. TORRE DE ENFRIAMIENTO

En este equipo, se debe enfriar el agua que se utiliza como fluido refrigerante en el condensador. A partir del diseño de este intercambiador, se obtuvo que es necesario refrigerar de 32°C a 22°C un caudal volumétrico de 58,77 m³/h de agua.

La torre de enfriamiento modelo NX1010M-1 de la marca SPX, se adecúa a las características necesarias de operación. La misma cuenta con una capacidad nominal comprendida entre 41 y 66 m³/h. El gasto energético teórico de la torre se aproxima en 5,5KW (73).

8.3.9. DESAIREADOR

El desaireador sirve para extraer los gases que hayan quedado en el ciclo por las zonas de baja presión. Se liberan los gases disueltos en el agua y permite su eliminación hacia la atmósfera. Esto evita que ingresen a la caldera, ya que, si sucediera, la podrían dañar.

8.3.10. BALANCE ENERGÉTICO

Se debe tener en cuenta la electricidad producida, como así también, la energía necesaria para que los equipos que componen todo el sistema funcionen. A continuación, en la Tabla 112 se presenta el balance de energía de la planta de producción de electricidad diseñada por cada 1 m³ de bioetanol generado.

Tabla 112. Balance energético de la planta de producción de energía.

Energía (KW)	
<i>Energía generada</i>	
Turbina	233,6
<i>Energía consumida</i>	
Bomba 1	2,9
Bomba 2	2,9
Bomba 3	2,9
Torre de enfriamiento	5,5
TOTAL ENERGÍA DISPONIBLE	219,4

8.4. BALANCE ENERGÉTICO TOTAL

Teniendo en cuenta el aporte de energía eléctrica que se logra con la biomasa y, además, la purificación de dióxido de carbono listo para ser vendido, se presenta en la Tabla 113, la cantidad de energía eléctrica a consumir por hora en la planta de producción de bioetanol.

Tabla 113. Balance energético total.

Energía (KWh)	
Proceso principal	13.315
Recuperación de CO₂	4.128
Energía disponible	6.654
TOTAL A CONSUMIR	10.789

En la Tabla 114, que se encuentra a continuación, se muestra la cantidad de energía eléctrica a consumir cada 1 m³ de bioetanol producido. Además, se comparan las cantidades de corrientes de suministro como vapor, agua de proceso y agua de enfriamiento.

Tabla 114. Tabla comparativa.

PLANTA	DISEÑADA		VOGELBUSCH
	<i>Con generación eléctrica</i>		
	<i>Con purificación de CO₂</i>	<i>Sin purificación de CO₂</i>	<i>Sin purificación de CO₂</i>
Energía requerida (KW)	356	223	240
Agua de proceso (m³/h)	2	2	2
Agua de refrigeración (m³/h)	113	107	170
Vapor (Kg/h)	5.578	5.578	2.650

Según la comparación realizada con la empresa Vogelbusch, la cual en sus datos no tiene en cuenta la purificación del dióxido de carbono, se extraen las siguientes conclusiones respecto de la planta diseñada:

- El requerimiento energético es levemente menor considerando la producción de energía eléctrica a partir de biomasa.
- La cantidad de agua de proceso a emplear es igual.
- La cantidad de agua de refrigeración a utilizar es considerablemente menor.
- La cantidad de vapor necesario es considerablemente mayor.

CAPÍTULO 9: ANÁLISIS ECONÓMICO

9.1. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Argentina ha introducido una legislación que promueve la producción de biocombustibles y su empleo en moderadas proporciones desde el punto de vista energético. Las condiciones están dadas para que en nuestro país crezca esta industria, dado que es una solución energética a largo plazo. Además, el proyecto presenta gran posibilidad de crecimiento dado que tiene como finalidad el agregado de valor a una materia prima de fácil acceso en Argentina; dado que es uno de los principales países exportadores de maíz y que, además, el producto final es indispensable para el corte de naftas.

Con el fin de justificar numéricamente el proyecto, se calcula su tiempo de repago el cual es igual a 1,6 años aproximadamente. Por otro lado, para las condiciones de diseño y operación la Tasa interna de retorno (TIR) es del 61,1% (frente a Tasa de rentabilidad mínima aceptable del 25%). Por último, con el método de valor presente se tiene un resultado positivo, confirmando de esta forma que el proyecto es rentable.

Sin embargo, se realiza un análisis de sensibilidad frente a posibles variaciones de precios en materia prima, producto principal y servicios. El resultado indica que el proyecto es sensible frente a aumentos en las variables de costo operativo. Sin embargo, frente a la mayoría de las variaciones analizadas, el proyecto continúa siendo rentable. De todas formas, es importante destacar que el análisis económico está sobreestimado dado que la gran mayoría de los equipos se traen de países extranjeros y que, además, la estimación de sus precios se realiza a partir de equipos con capacidades pequeñas frente a los reales.

Por otro lado, cabe aclarar que el costo en materia prima podría reducirse si el proyecto considerase tener su propia plantación de maíz para abastecer parte de la demanda. También, otro punto a resaltar es que todos los servicios fueron considerados en el análisis como gastos medidos y, dado que este tipo de industria presenta estímulos regulatorios, pueden llegar a establecerse convenios con las empresas proveedoras que sean favorables para el proyecto.

Finalmente, es importante destacar que apostar por este proyecto trae consigo los siguientes beneficios:

- Mercado asegurado, dado que el corte de naftas con bioetanol va en aumento gracias a la Legislación vigente.
- Abastecer el mercado local, y si se desea es posible ampliar el mercado a nivel internacional.

- Beneficios impositivos debido a estímulos regulatorios.
- Generación de nuevos puestos de trabajo.
- Fomentar el desarrollo sostenible.
- La materia prima está disponible en cualquier época del año.
- Toda la materia prima es aprovechada, por lo tanto, no se generan desechos al medioambiente.
- Generar subproductos necesarios para la industria vacuna, porcina y alimenticia, las cuales tienen un peso importante en la economía argentina.
- Oportunidad de fomentar convenios que permitan el ingreso a Argentina de vehículos con motores 100% aptos para este tipo de combustibles.

9.2. COSTO DE INVERSIÓN-CAPEX

La inversión es la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios. Dicha inversión se puede integrar por capital propio, créditos de organismos financieros nacionales y/o internacionales, y de proveedores. La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes: la inversión fija total (IFT), y la inversión en capital de trabajo (IW).

9.2.1. INVERSIÓN FIJA TOTAL (IFT)

La IFT 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.

La IFT se estima a partir del 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 y determinar una estimación de la inversión fija con un error de 10-15% del valor real, por la selección cuidadosa de los factores dentro del rango dado.

El punto de partida en este método es la estimación de la inversión en equipos principales de proceso con instalación que llamamos IE. En la Tabla 115 se presentan los valores de inversión de todos los equipos involucrados. Cabe aclarar que, todos los costos informados de equipos adquiridos en el extranjero tienen incluido el valor de instalación e impuestos (Arancel Externo

Común, 12% del valor de compra) y, además, incluye el impuesto sobre el comercio y las transacciones internacionales que rige el Ministerio de Hacienda (2%). Luego, un total del 16% de su valor de compra original es agregado como parte de los gastos necesarios para ser transportado e ingresado a Argentina (Nacionalización). Además, se agrega un 37% del valor original de cada equipo como estimación del costo de instalación de los mismos.

En el caso en dónde se contaba con presupuestos de equipos con una capacidad diferente a la requerida, se utilizó el método del factor costo capacidad. El precio de los equipos se puede estimar como:

$$P_A = P_B \left(\frac{Q_A}{Q_B} \right)^x$$

Donde

- P_A es el precio de la capacidad deseada Q_A .
- P_B es el precio del equipo B, conocido, para la capacidad Q_B .
- El exponente x es el denominado factor costo-capacidad. (80) (81)

Tabla 115. Precios de los equipos de la planta de producción de bioetanol.

	Unidad	Precio unidad (\$USD)	Precio total (\$USD)	Nacionalización (\$USD)	Instalación (\$USD)	Precio final (\$USD)
Desgranadora	1	68.499	68.499	10.960	25.344	104.803
Molino de martillos	1	67.032	67.032	10.725	24.802	102.559
Elevador de cangilones	2	22.619	45.238	7.238	16.738	69.215
Transportador de tornillo flexible maíz molido	1	7.450	7.450	1.192	2.757	11.399
Mezcladora de puré	1	126.500	126.500	20.240	46.805	193.545
Transportador tornillo levadura	1	1.000	1.000	160	370	1.530
Tanque de activación de levadura	1	2.352	2.352	376	870	3.598
Reactores con agitación	4	493.460	1.973.840	315.814	730.321	3.019.975
Válvula de control	4	500	2.000	320	740	3.060

Sistema de destilación	1	484.484	484.484	77.517	179.259	741.260
Glicerol	90 tn	2.000	180.000	0	66.600	246.600
Intercambiador 1	1	806	806	0	298	1.104
Intercambiador 2	1	8.713	8.713	0	3.224	11.937
Intercambiador 3	1	15.985	15.985	0	5.914	21.899
Intercambiador 4	1	16.812	16.812	0	6.220	23.032
Planta de purificación de CO₂	1	1.551.790	1.551.790	248.286	574.162	2.374.239
Tanques criogénicos	10	20.139	201.390	32.222	74.514	308.127
Separador centrífugo	1	172.706	172.706	27.633	63.901	264.240
Evaporador	1	133.467	133.467	21.355	49.383	204.205
Mezcladora continua	1	119.499	119.499	19.120	44.215	182.833
Secador	1	73.512	73.512	11.762	27.199	112.473
Silos de acero inoxidable	10	25.630	256.300	41.008	94.831	392.139
Transportador de tornillo flexible al mezclador	1	2.953	2.953	473	1.093	4.519
Transportador de tornillo flexible al secador	1	4.257	4.257	681	1.575	6.513
Compresores (evaporador)	4	1.100	4.400	704	1.628	6.732
Planta generación de energía con biomasa	1	5.097.661	5.097.661	815.626	1.886.135	7.799.422
Caldera (evaporador)	1	63.850	63.850	10.216	23.625	97.691
Calderas (reboiler 1)	3	185.000	555.000	88.800	205.350	849.150
Torre enfriamiento	2	68.234	136.468	21.835	50.493	208.796
Bombas	25		291.649	2.400	107.910	401.959
TOTAL						17.768.554

A continuación, en la Tabla 116 y Tabla 117 se encuentran los valores de los factores para la planta diseñada. Luego, se calcula la inversión fija total a partir del método de los factores.

Tabla 116. Factores directos para calcular la inversión fija.

Inversión directa	Factor
Tuberías de proceso	0,10
Instrumentación	0,05
Edificios de fabricación	0,05
Plantas de servicios	0,05
Conexiones entre unidades	0,05
TOTAL (Fd)	0,30

Tabla 117. Factores indirectos para calcular la inversión fija.

Inversión indirecta	Factor
Ingeniería y construcción	0,35
Factores de tamaño	0,1
Contingencias	0,25
TOTAL (Fi)	0,7

Inversión directa

$$I_D = I_E(1 + Fd)$$

$$I_D = 23.099.120 \text{ $USD}$$

Inversión fija

$$I_F = I_D \cdot F_i$$

$$I_F = 39.268.504 \text{ $USD}$$

Inversión fija total

$$I_{FT} = I_F + \text{Valor del terreno}$$

La planta se va a instalar en un terreno de 23 hectáreas en el Parque Industrial de Río Cuarto, estimándose su valor en 230.000 USD.

$$I_{FT} = 39.268.504 \text{ $USD} + 230.000 \text{ $USD}$$

$$I_{FT} = 39.498.504 \text{ $USD}$$

9.2.2. INVERSIÓN EN CAPITAL DE TRABAJO (I_W)

La I_W comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos.

Existen variados métodos para estimar el I_W . Se puede tomar como el 10-20% de la inversión fija total. En general, el 15% es una estimación aproximada para industrias químicas y alimenticias.

$$I_W = 0,15 * I_{FT}$$

$$I_W = 5.924.776 \text{ \$USD}$$

9.2.3. INVERSIÓN TOTAL (I_T)

Finalmente, la inversión total del proyecto se estima como:

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

$$I_T = 45.423.280 \text{ \$USD}$$

9.3. COSTOS DE PRODUCCIÓN-OPEX

Los costos de producción son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación. Para un determinado período de tiempo, los costos pueden dividirse en dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción, y los costos fijos que son independientes de la producción. En este caso, los costos a considerar y su clasificación se presentan en la Tabla 118.

Tabla 118. Clasificación de costos de producción.

COSTOS VARIABLES	COSTOS FIJOS
Costo de materia prima	Costo de mantenimiento
Costo de mano de obra directa	Costos de inversión:
Costo de supervisión	Costo de depreciación
Costo de servicios	Costo de impuestos
Costo de suministros	Costo de seguros
Costo de laboratorio	Costo de Ventas y Distribución
	Costo de Dirección y Administración
	Costo de Investigación y Desarrollo

La estimación de costos operativos permite, conjuntamente con otras variables económicas, determinar la rentabilidad de un proyecto. Asimismo, la estimación permite determinar la estructura de costos y así evaluar los costos que tienen mayor influencia en la rentabilidad y poder diseñar alguna estrategia de reducción de costos o, simplemente, ajustar la estimación para esos componentes del costo de producción que son más relevantes.

La estimación de los probables costos futuros de la producción del proyecto, no sólo es necesaria para la determinación de los estudios financieros y económicos, sino que permite proporcionar elementos de juicio para evaluar el impacto de eventuales variaciones en los precios de venta.

9.3.1. COSTOS VARIABLES

9.3.1.1. COSTO DE MATERIA PRIMA

Este rubro está integrado por los gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación.

Para realizar la estimación del costo de materia prima es necesario contar con información de las cantidades de las materias primas requeridas para elaborar el producto y los precios de las materias primas. Las cantidades de cada una de las materias primas se obtienen en función de los balances de masa del proceso de producción, considerando los rendimientos de cada una de las etapas del proceso. Los precios unitarios de las materias primas que se utilizan para el cálculo del costo son el valor puesto en fábrica.

A continuación, en la Tabla 119, se presentan los valores de materia prima puesta en juego.

Tabla 119. Precios de materia prima.

	Cantidad (Kg/h)	Precio (\$USD/Kg)
Maíz	121.916,00	0,13
Levadura	117,20	10,19
Enzimas	287,54	12,00
	Cantidad (m³/h)	Precio (\$USD/m³)
Agua (82)	60,7	0,74

9.3.1.2. COSTO DE MANO DE OBRA DIRECTA

Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto.

El precio de la hora-hombre se obtiene de los convenios laborales vigentes. Al valor básico de la hora hombre se adicionan las cargas sociales que están a cargo del empleador. Los rubros más importantes a tener en cuenta en las cargas sociales son el SAC (Sueldo Anual Complementario), las vacaciones, la ropa de trabajo, el salario familiar y los seguros. Actualmente, según la Federación Argentina Sindical de Petróleo, Gas y Biocombustibles la hora hombre tiene un valor de \$162,5 (\$USD 4,39).

Para estimar la cantidad de horas hombres por etapas de producción, se emplea el método de Henry Wessel. Se determina que los equipos involucrados se encuentran operando en condiciones medias (Línea B) y que hay 8 etapas productivas: Recepción y molienda de maíz, reactores, destiladores, burlanda, CO₂, reutilización de biomasa para generar energía eléctrica, laboratorio y transporte de productos. Con estos datos, y la capacidad de la planta al 100%, se ingresa al gráfico de la Figura 92. Así, se estima que la cantidad de horas hombres por día y por etapa son aproximadamente 80.

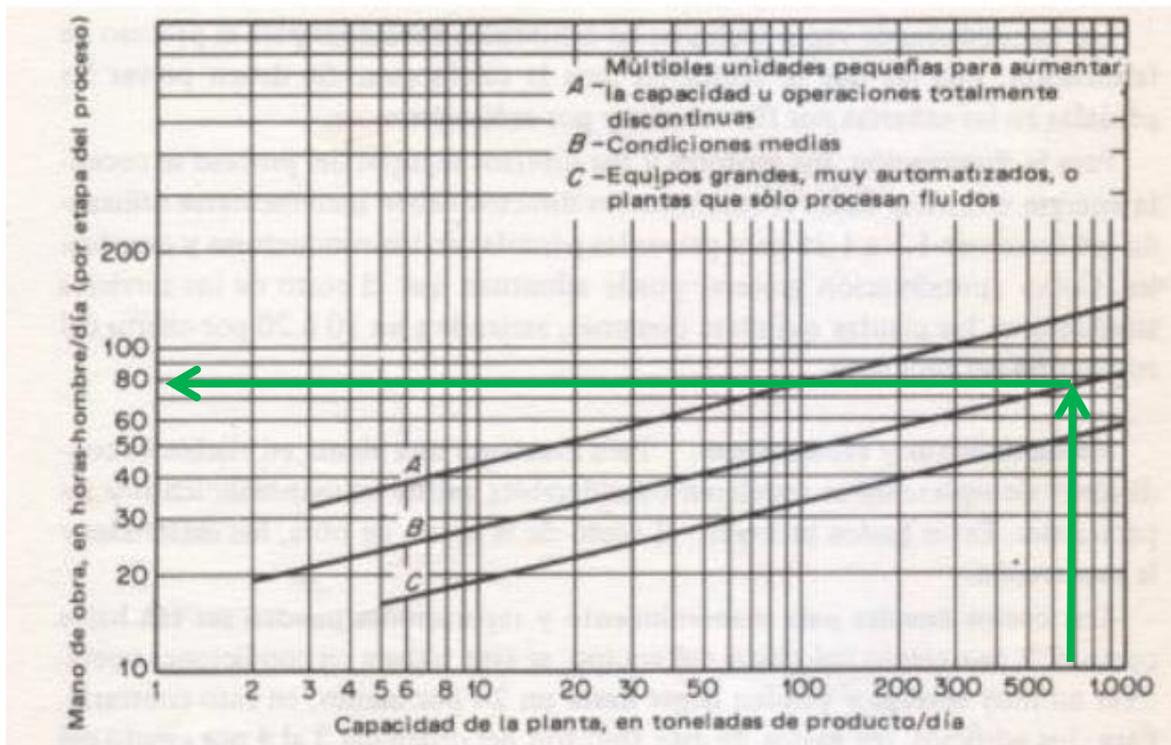


Figura 92. Requerimientos de mano de obra en industrias de procesos químicos.

9.3.1.3. COSTO DE 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.

El costo de supervisión puede considerarse como el 10-25% del costo de la mano de obra directa.

9.3.1.4. COSTO DE 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, vapor, aire comprimido, entre otros.

Para la estimación del costo de producción en la Tabla 120 se determina para cada servicio requerido, el consumo y el precio.

Tabla 120. Costo de servicios.

	Consumo (por m ³ de etanol)	Costo (\$USD/m ³ etanol)
Electricidad (83)	436,3 KWh	57,17
Gas natural (84)	303,8 m ³	39,48
Bombeo de agua de pozo	0,25 KWh	0,03

9.3.1.5. COSTO DE SUMINISTROS

Incluye los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima o materiales de reparación, por ejemplo, aceites lubricantes. Se estima como el 20% del costo de mano de obra directa (Happel).

9.3.1.6. COSTO DE LABORATORIO

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos.

En ausencia de datos para el cálculo, el costo de laboratorio se puede estimar como porcentaje (2 al 20%) del costo de la mano de obra directa.

9.3.2. COSTOS FIJOS

9.3.2.1. COSTO DE 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. Se estima entre un 2-10% de la inversión fija.

9.3.2.2. COSTO DE DEPRECIACIÓN

Depreciación significa 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. Excepto para posibles valores de antigüedad, el equipo de producción gradualmente se transforma en menos valioso con el uso. 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.

Un método por medio del cual el total del dinero invertido se recupera tempranamente en la vida de un bien es un punto de vista conservador.

En este caso se utiliza el método de depreciación por línea recta por ser el método más ampliamente usado. La depreciación anual es constante. La vida útil considerada es de 10 años, y el valor residual nulo.

9.3.2.3. COSTO DE IMPUESTOS

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Este rubro puede variar de acuerdo con las leyes vigentes. 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 pobladas. No se incluyen aquí los impuestos sobre la ganancia. Este costo se estima entre el 1 al 2% de la Inversión fija.

9.3.2.4. COSTO DE SEGUROS

Dependen del tipo de proceso e incluyen seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales, totales), jornales caídos, entre otros. Normalmente el monto anual de este rubro se puede estimar entre el 0,5 al 1% de la Inversión fija.

9.3.2.5. COSTO DE VENTA 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 de 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.

9.3.2.6. COSTO DE DIRECCIÓN Y ADMINISTRACIÓN

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 estima entre un 20-40% del costo de mano de obra directa.

9.3.2.7. COSTO DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO

En algunas empresas se realizan actividades de investigación y desarrollo orientadas a la innovación de los productos y de los procesos.

Los gastos de Investigación y Desarrollo incluyen los salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios.

Este componente del costo se estima entre 0,5 - 5% del valor de los ingresos por ventas anuales.

9.3.3. COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

Todos los costos de producción presenten en la planta de bioetanol se estimaron como se detallan en las secciones anteriores. En la Tabla 121, se presenta la estimación de los costos variables por m³ de etanol producido. Seguidamente, en la Tabla 122, se detallan los costos fijos.

Por último, en la Tabla 123, se presenta el costo total anual requerido para producir la capacidad diseñada.

Tabla 121. Costos variables.

Costos variables (\$USD/m ³ de etanol, a la capacidad de diseño)	
Materia Prima	
Maíz	486
Levadura	39,7
Enzimas	128,25
Agua	0,74
Mano de obra directa	3,87
Costo de supervisión	0,48
Costo de servicios	
Electricidad	57,17
Gas natural	52,7
Bombeo de agua de pozo	0,03
Costo de suministros	0,77
Costo de laboratorio	0,39
Costo Variable Total (\$USD/m³ etanol)	770,09

Tabla 122. Costos fijos.

Costos fijos (\$USD/Año, a la capacidad de diseño)	
Mantenimiento	2.356.110
Costos de inversión	
Depreciación	3.926.850
Impuestos	589.028
Seguros	294.514
Costo de ventas y distribución	
	7.322.458
Costo de administración y dirección	
	278.546
Costo de investigación y desarrollo	
	7.322.458
Costo Fijo Total (\$USD/año)	22.089.964

Tabla 123. Costo total.

Costo Total (\$USD/año)	
Costo Variable Total (\$USD/año)	184.987.079
Costo Fijo Total (\$USD/año)	22.089.964
Costo Total (\$USD/ Año)	207.077.043

9.4. VENTAS

Tal y como se diseñó la planta, los tres productos que generan ingresos económicos en este proyecto son el bioetanol, el dióxido de carbono y los DDGS. En la Tabla 124 se presentan los aportes que generan cada uno de ellos, y en la Figura 93 se realiza una comparación.

Tabla 124. Ingreso por ventas.

Producto	Capacidad de diseño	Capacidad instantánea	Precio (\$USD/m ³)	Venta (\$USD/año)
Bioetanol (m³/año)	240.214	192.171	495	95.140.226
			Precio (\$USD/Kg)	
Granos DDGS (Kg/año)	433.554.264	346.843.411	0,185	64.166.031
Dióxido de carbono (Kg/año)	211.939.200	169.551.360	0,5	84.775.680
Total				244.081.938

■ Bioetanol ■ Granos DDGS ■ Dióxido de carbono

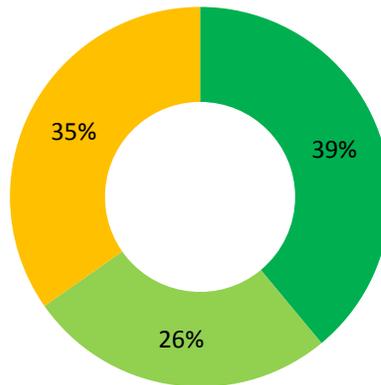


Figura 93. Ingreso de ventas anuales.

9.5. RENTABILIDAD

El análisis de proyectos de inversión se realiza a través de la evaluación de la rentabilidad. En función de los resultados obtenidos de la evaluación de la rentabilidad, en comparación con los criterios de decisión que la empresa defina, el proyecto se acepta, se rechaza, o bien se proponen cambios para ajustar los puntos que determinan un retorno sobre la inversión menor a la expectativa de los empresarios.

Para poder estudiar la rentabilidad es necesario definir algunos conceptos:

1. Beneficio bruto (BB): Es la entrada de dinero por ventas totales menos los costos de producción sin incluir la depreciación.
2. Beneficio neto antes de impuestos (BNAI): Si al beneficio bruto se le restan los costos de depreciación, se obtiene el BNAI.
3. Beneficio neto (BN): Es el BNAI menos los impuestos.
4. Flujo de caja (FC): El movimiento de dinero hacia o desde una empresa se denomina FC y se define como la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos operativos (sin los costos de depreciación), y descontando el pago de impuestos.

Para visualizar estos conceptos de una manera más sencilla, se utiliza el cuadro de fuentes y usos de fondos (en USD). A continuación, en la Tabla 125 se presenta el mismo para el proyecto en análisis. Se considera que los recursos para realizar la planta son propios.

Tabla 125. Cuadro de fuentes y usos de fondos.

		AÑO									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FUENTES											
Capital propio	45.423.280										
Crédito banco	0										
Ventas netas	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938	244.081.938
Total (a)	289.505.218	244.081.938									
USOS											
Activo fijo	39.498.504										
Activo trabajo	5.924.776										
Costos	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043	207.077.043
Total (b)	252.500.323	207.077.043									
BNAI = (a)-(b)	37.004.895										
Impuestos	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713	12.951.713
BN	24.053.182										
Depreciación	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850	3.926.850
FC	27.980.032										

A continuación, en la Figura 94, se observa el diagrama de flujo de caja.

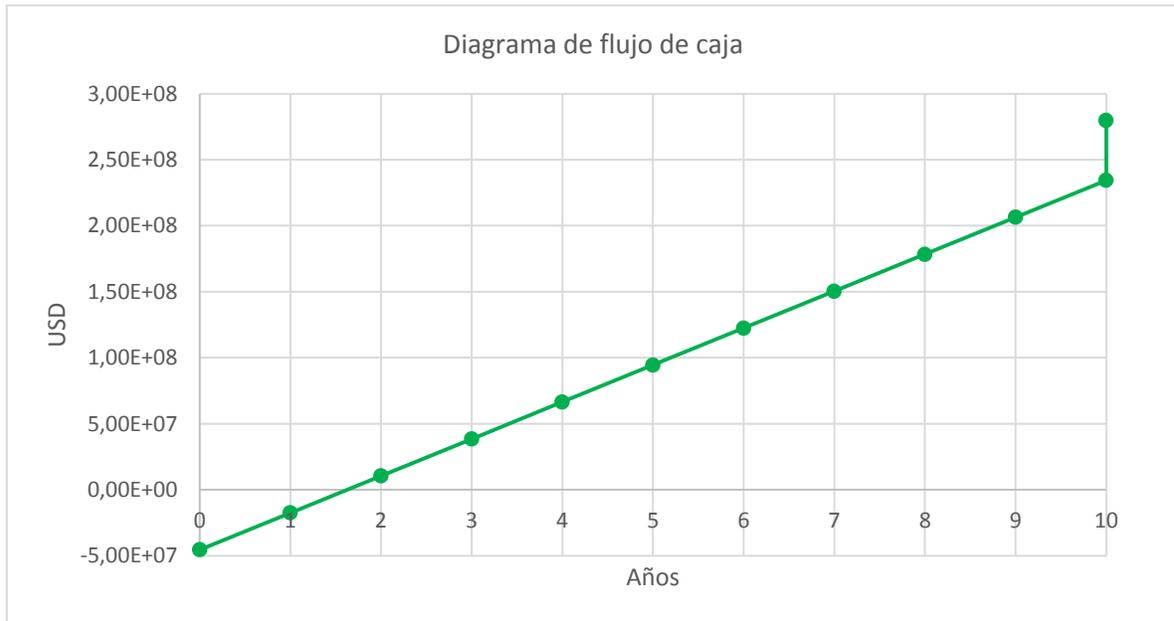


Figura 94. Diagrama de flujo de caja.

El Flujo de Caja o el Beneficio Neto no son una medida de la rentabilidad, pero estos valores se utilizan para calcular la rentabilidad de un proyecto particular. El objetivo de un inversor o de una compañía es siempre maximizar las ganancias respecto a la inversión de capital necesaria para generar dichos ingresos. Si el propósito fuera sólo el de maximizar las ganancias, cualquier inversión que diera beneficios sería aceptable, no importando los bajos retornos o los altos costos. En consecuencia, conceptualmente, la rentabilidad es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esa actividad se realice.

Para poder analizar la rentabilidad del proyecto, se utilizan métodos de análisis que permiten realizar dicha estimación sobre una base uniforme de comparación. En el análisis de nuestro proyecto se van a utilizar tres métodos de análisis. A continuación, se describen los mismos, y se observa la conclusión a la que se arriba.

9.5.2. MÉTODO I: 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 (TRMA, Tasa de rentabilidad mínima aceptable).

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, aplicando la siguiente ecuación:

$$VP = \sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1 + TRMA)^j} - IT \quad \text{donde } N \text{ es la cantidad de años}$$

Al calcular el valor presente, se debe sumar al último flujo de caja del proyecto las cantidades de capital que se recuperan al finalizar la vida económica del proyecto, es decir, el capital de trabajo y el valor del terreno. Conceptualmente, el valor presente es la cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto, además de la inversión total, que invertida a una tasa de interés pre-asignada, pueda producir ingresos iguales, y al mismo tiempo que los flujos de caja del proyecto. 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 valor 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.

A continuación, se realiza el cálculo del valor presente para el caso estudiado en este proyecto. Se utiliza una TRMA de 0,25.

Tabla 126. Cálculo del Valor Presente.

Inversión total	-IT	-45.423.280
Año 1	$\frac{FC_1}{(1 + TRMA)}$	22.384.026
Año 2	$\frac{FC_2}{(1 + TRMA)^2}$	17.907.221
Año 3	$\frac{FC_3}{(1 + TRMA)^3}$	14.325.777
Año 4	$\frac{FC_4}{(1 + TRMA)^4}$	11.460.621
Año 5	$\frac{FC_5}{(1 + TRMA)^5}$	9.168.497
Año 6	$\frac{FC_6}{(1 + TRMA)^6}$	7.334.798
Año 7	$\frac{FC_7}{(1 + TRMA)^7}$	5.867.838
Año 8	$\frac{FC_8}{(1 + TRMA)^8}$	4.694.270
Año 9	$\frac{FC_9}{(1 + TRMA)^9}$	3.779.262
Año 10	$\frac{FC_{10} + Iw + Terreno}{(1 + TRMA)^2}$	3.530.638
Valor presente		66.590.910

A partir de lo obtenido en la Tabla 126, se observa que el valor presente es positivo. Esto quiere decir, que el proyecto puede ser aceptado, según el criterio del método aplicado.

9.5.3. MÉTODO II: TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido 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 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. Planteando la siguiente ecuación, para una tasa de interés TIR (r) e igualando a cero, puede obtenerse la tasa de interés TIR resolviendo la misma.

$$\sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} - IT = 0$$

Como los flujos de caja son constantes para este caso:

$$\frac{FC}{(1+r)(1+r)^1(1+r)^2(1+r)^3(1+r)^4(1+r)^5(1+r)^6(1+r)^7(1+r)^8(1+r)^9(1+r)^{10}} - IT = 0$$

Resolviendo esta ecuación, se obtuvo una TIR de 61,1%. La misma es mayor que la TRMA, por lo que se considera al proyecto rentable.

9.5.4. MÉTODO III: TIEMPO DE REPAGO (NR)

Se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. El mismo se realiza de forma gráfica, utilizando el diagrama de flujo de caja (Figura 94). El tiempo de repago se obtiene cuando la recta interseca el eje de las abscisas.

Se observa que el tiempo de repago es de 1,6 años. Es decir, la inversión se recuperará en este período de tiempo. A partir de este método, el proyecto sigue considerándose rentable.

9.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Un análisis de sensibilidad muestra cuán sensible es el proyecto a determinados cambios. Su importancia radica en el hecho de que los valores de las variables que se utilizan para llevar a cabo la evaluación del proyecto pueden tener desviaciones con efectos considerables en los resultados.

La evaluación del proyecto es sensible a las variaciones de uno o más parámetros si, al incluir estas variaciones en el criterio de evaluación empleado, la decisión inicial cambia.

Con el fin de realizar un análisis de sensibilidad del proyecto, se analizan los resultados de variar el precio de venta del bioetanol, variar el precio del maíz y variar el precio de los servicios. A continuación, en la Tabla 127, se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 127. Análisis de sensibilidad del proyecto.

		Costos totales (\$USD)	Ventas netas (\$USD)	VP	TIR (%)	N _R (años)
Situación inicial		207.077.043	244.081.938	Positivo	61,1	1,6
Precio de venta del bioetanol	↑ 10%	207.362.463	253.595.960	Positivo	74,5	1,4
	↓ 10%	206.791.622	234.567.915	Positivo	47,4	2
	↓ 20%	206.506.201	225.053.892	Positivo	33,2	2,9
Precio del maíz	↑ 15%	224.588.625	244.081.938	Positivo	34,7	2,7
	↑ 25%	236.263.013	244.081.938	Negativo	14,9	5
	↓ 15%	189.565.460	244.081.938	Positivo	86,5	1,1
Precio de servicios	↑ 10%	209.716.953	244.081.938	Positivo	57,2	1,7
	↑ 20%	212.356.863	244.081.938	Positivo	53,3	1,9
	↓ 20%	201.797.222	244.081.938	Positivo	68,8	1,5

A partir de lo expuesto en la Tabla 127, se pueden extraer las siguientes conclusiones:

1. Precio de venta del bioetanol: Ante un aumento en este precio, la rentabilidad del proyecto se ve beneficiada en gran medida; y ante una disminución del mismo, se observa que el proyecto sigue siendo rentable, aunque el cambio sea elevado.
2. Precio del maíz: Se observa que el proyecto no resulta satisfactorio ante un cambio negativo en el precio de la materia prima principal. Un aumento del 25%, produce que el proyecto no sea rentable. De igual manera, si el precio disminuye, el proyecto se ve ampliamente favorecido. A partir de esto, se puede concluir, que la rentabilidad es fuertemente sensible ante cambios en el precio del maíz.

3. Precios de los servicios: Ante aumentos en costos de servicio, se observa que la rentabilidad del proyecto no tiene cambios significativos; y ante reducciones, la rentabilidad se ve beneficiada. Se concluye entonces, que la rentabilidad del proyecto no es sensible al precio de los servicios.

9.7. FUERZAS DE PORTER

El análisis de fuerzas de Porter es una herramienta clave para entender el mercado de Bioetanol. Surge de evaluar la fuerza que puede ejercer cada uno de los 5 actores considerados a la hora de determinar el funcionamiento del mercado. De este análisis se desprenden conclusiones importantes sobre la dinámica de las relaciones entre los jugadores, las ventajas competitivas que se necesitan, los frentes de trabajo y áreas de posible mejora. La empresa suele tener la posibilidad de actuar para equilibrar el impacto de ciertas fuerzas, pero no puede manejarlas libremente a su criterio. En este caso en particular, a las 5 fuerzas de Porter se agrega otra más, fundamental en este negocio: El Gobierno, que es quien regula el mercado (cantidades, precios y condiciones). A continuación, en la Figura 95, se presentan las fuerzas de Porter para el bioetanol a partir de maíz.



Figura 95. Fuerzas de Porter.

Gobierno: El impacto que tiene sobre este mercado es mucho mayor al que habitualmente tiene sobre la mayoría de los negocios. Es un mercado muy regulado. Esto se debe a que el mercado de los biocombustibles fue generado por ley en el 2008. El Gobierno es quien determina la cantidad de Bioetanol a comercializar (imponiendo el corte porcentual), el precio al que se debe comerciar (la fórmula creada por el Gobierno para determinar el precio la cual queda sujeta a posibles cambios cuando el Gobierno lo considere oportuno, modificando tanto los precios y costos como las cantidades comerciadas) y los cupos de mercado (beneficiando más a unos productores que a otros). El Estado además tiene el poder de influir en la rentabilidad del negocio, manejando los beneficios impositivos, y brindando apoyo técnico a ciertas empresas. La actual ley de biocombustibles tiene vigencia, en un principio, por 15 años; no obstante, puede ser extendida o derogada cuando el Gobierno lo disponga.

Proveedores: Los proveedores más importantes son productores de maíz. El poder de negociación de los proveedores no es despreciable en este negocio dado que no se plantea en este proyecto el autoabastecimiento de la materia prima necesaria para la producción. Esto condiciona fuertemente los costos operativos del proceso.

Nuevos ingresantes: La amenaza de nuevos ingresantes al negocio siempre está presente en industrias como ésta, en etapa de adaptación. La ampliación de una plantación de maíz introduciendo Bioetanol carburante como una nueva unidad de negocios es un proyecto que puede resultar atractivo.

Es importante conocer las barreras de entrada y de salida del mercado, ya que ambas barreras funcionan como un filtro en el ingreso y egreso de participantes del negocio.

Barreras de entrada: Gran inversión inicial, gran volumen de maíz a procesar (requiere un mercado de maíz muy desarrollado), cumplimiento de exigentes estándares de calidad y de especificaciones técnicas del producto.

Barreras de salida: Por el tamaño de la inversión, es un proyecto difícil de vender. Pocas empresas en el país podrían comprar un proyecto de Bioetanol.

Clientes (Petroteras): El poder de negociación de los clientes en un mercado tan regulado por el Gobierno se encuentra disminuido, ya que se ven obligados a aceptar las cantidades y precios que establece el Gobierno. En el hipotético caso de que a futuro se libere el mercado, el poder que podrían llegar a tomar los clientes es tan importante como el que hoy en día tiene el

Gobierno; serían ellos quienes establecerían los volúmenes y precios que están dispuestos a comercializar.

Competencia: El mercado actual de biocombustibles a partir de maíz está dominado por 5 empresas en Argentina. Mientras la demanda siga superando a la oferta, la competencia interna del sector no será un factor tan importante, pero con miras a un futuro en el que la oferta aumentará mucho (crecimiento de los productores e ingreso de nuevos y sustitutos), empezará a cobrar importancia el posicionamiento de cada empresa: los volúmenes que puede entregar, la eficiencia en costos, la relación con los principales clientes

Productos sustitutos: El mayor sustituto del bioetanol a partir de maíz es el bioetanol de caña y son 9 las empresas productoras de este tipo de biocombustible en Argentina. Sin embargo, la producción de maíz en Argentina es mucho mayor que la caña de azúcar y, además, su plantación puede realizarse en las cercanías de las grandes ciudades lo cual disminuye costos de distribución.

En conclusión, actualmente los actores más influyentes en este mercado son principalmente el Gobierno, los productores de la materia prima y las empresas productoras de bioetanol a partir de caña de azúcar.

9.8. ANÁLISIS FODA

La matriz FODA es una herramienta que se utiliza para conocer la situación presente del proyecto. Es una estructura conceptual que identifica las amenazas y oportunidades que surgen del ambiente y las fortalezas y debilidades internas de la organización.

A continuación, en la Tabla 128, se presenta el breve análisis FODA para la planta de bioetanol a partir de maíz diseñada con el fin de identificar estrategias de mercado.

Tabla 128. Análisis FODA.

Fortalezas	<ul style="list-style-type: none"> • Alto porcentaje de siembra de maíz en Argentina. • Accesibilidad a materia prima cerca de las grandes ciudades. • Reutilización de biomasa. • Autogeneración de energía eléctrica. • Aprovechamiento del 100% de la materia prima. • Factibilidad de producir y ubicar subproductos en el mercado. • El maíz se produce durante todo el año.
Oportunidades	<ul style="list-style-type: none"> • Estimulo regulatorio. • Beneficios impositivos. • Demanda creciente de combustibles. • Mercado asegurado. • Aumento del corte de naftas con bioetanol. • Crecimiento de las fuentes de trabajo.
Debilidades	<ul style="list-style-type: none"> • Gran inversión inicial. • Muchos costos fijos por su gran escala y estructura.
Amenazas	<ul style="list-style-type: none"> • Productos sustitutos. • Demanda muy concentrada. • Fluctuaciones en el precio del maíz. • Condiciones climáticas que afecten la cosecha de maíz.

Los elementos de mayor impacto en el FODA, ordenados por importancia, son:

- Aprovechamiento de toda la materia prima, produciendo subproductos con valor comercial (F).
- Importante estímulo Regulatorio al sector (O).
- Gran cantidad de productores de bioetanol a partir de caña de azúcar en el mercado (A).

- Inestabilidad e incertidumbre en aspectos macroeconómicos y regulatorios del País (A).
- Gran inversión y gasto fijo demandado por el proyecto (D).

9.9. CRONOGRAMA

Dado que el proyecto considera que la producción de la planta es la misma todos los años, en la Tabla 129, se presenta el cronograma de acción estimado para los 24 primeros meses previos a la puesta en marcha definitiva de la planta.

Tabla 129. Cronograma.

Etapas	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
Desarrollo del proyecto. Fase inicial (Ing. Básica)	X	X										
Desarrollo del proyecto. Fase intermedia(Ing. Básica)		X	X	X								
Desarrollo del proyecto. Fase final (Ing. De detalle)				X	X							
Otorgamiento de beneficios profesionales					X	X						
Obras civiles					X	X	X					
Montaje de equipos principales								X	X			
Montaje electromecánico							X	X	X			
Comisionamiento									X	X	X	X
Puesta en marcha										X	X	
Pruebas con agua										X	X	
Optimización											X	X

Bibliografía

1. Asociación de Combustibles Renovables de Washington (RFA). [En línea] [Citado el: 10 de Marzo de 2018.] <http://www.ethanolrfa.org/>.
2. Promaiz. [En línea] <http://www.promaiz.com.ar/productos>.
3. Análisis teórico de los diferentes procesos para la obtención de etanol a partir de maíz. [En línea] http://www.edutecne.utn.edu.ar/cytal_fvm/CyTAL_2006/Archivos/TF17%20Etanol%20a%20partir%20de%20maiz.pdf.
4. Gracia, Carlos A. Capítulo 4 . *Biocombustibles: ¿Energía o alimento?* .
5. Vogelbusch. [En línea] <https://www.vogelbusch-biocommodities.com/en/>.
6. Agroindustria. [En línea] https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/ss_mercados_agropecuarios/areas/granos/_archivos/000061_Informes/899992_C%C3%A1lculo%20inicial%20de%20Consumo%20de%20Ma%C3%ADz%20en%20Argentina%20-%20Cosecha%2016-17%20-%20Julio%202017.pdf .
7. La Gaceta. [En línea] <https://www.lagaceta.com.ar/nota/729840/actualidad/expectativas-posible-aumento-corte-bioetanol-tucuman-reclama-distribucion-equitativa.html> .
8. Producción., Ministerio de Energía y Minería. Secretaría de Recursos Hidrocarburíferos. Dirección Nacional de Exploración y.
9. ACA Bio, energía que va desde el campo al surtidor de la estación. *Clarín Rural*. 21/10/2016.
10. Biodiesel. [En línea] <https://biodiesel.com.ar/11517/energias-renovables-en-san-luis-diaser-una-industria-que-tiene-raices-en-el-campo>.
11. Dacsa. [En línea] <http://www.dacsa.com/blog/grano-maiz/>.
12. Botanical-online. [En línea] https://www.botanical-online.com/Beneficios_de_maiz.htm.
13. Worl of Corn. [En línea] <http://www.worldofcorn.com/#world-corn-production> .
14. Agroindustria. [En línea] https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/ss_mercados_agropecuarios/areas/granos/_archivos/000061_Informes/899992_C%C3%A1lculo%20inicial%20de%20Consumo%20de%20Ma%C3%ADz%20en%20Argentina%20-%20Cosecha%2016-17%20-%20Julio%202017.pdf

Ode%20Consumo%20de%20Ma%C3%ADz%20en%20Argentina%20-%20Cosecha%2016-17%20-%20Julio%202017.pdf.

15. News.agrofy. [En línea] <https://news.agrofy.com.ar/granos/precios/series-historicas/pizarra> consultada el 15/03.

16. Ministerio de agricultura de EE.UU. [En línea] <https://gain.fas.usda.gov/Pages/Default.aspx>.

17. Argentina. Ministerio de Energía y Minería. Presidencia de la Nación.

18. Portal Cania. [En línea] portalcania.com .

19. [En línea] Markets.businessinsider.

20. [En línea] USDA.

21. Bolsa de Comercio de Rosario. [En línea] <https://www.bcr.com.ar/Pages/GEA/estimaProd.aspx> .

22. Bolsa de Comercio de Rosario. [En línea] <https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/infoboletinsemanal.aspx?IdArticulo=1516>.

23. Vargas Apaza, Silver Luis. Tesis Digitales UNMSN. [En línea] http://sisbib.unmsm.edu.pe/bibvirtualdata/Tesis/Salud/vargas_as/Antec_Fund_Cientif.pdf.

24. *Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for thanol production*. Wojciech Białas*, Adrian Czerniak y Daria Szymanowska-Powalowska. Poland : s.n., 2014, Vol. 61.

25. *Experimental Investigation and Optimization for Production of Bioethanol from Damaged Corn Grains*. Patilb, Sheetal B. Gawandea y Indrasing D. Proceedings 5 (2018) 1509–1517, bProfessor and Head, Biotechnology Department, SSBT`s, COET, Bambhori, Jalgaon 425001, MS, India : ELSEVIER.

26. Tewari, Yadu. Chemical Thermodynamics Division, National Institute of Standards. *Thermodynamics of Industrially-Important, Enzyme-Catalyzed Reactions*. 1989.

27. Huffman, H.M, Fox, S.W. *Thermal Data X. The heats of combustion and free energies, at 25°C, of some organic compounds concerned in carbohydrate metabolism*. California Institute of technology : William G. Kerckhofries of Biologicalf Laborat, 1938.

28. Perry. *Manual del Ingeniero Químico*. México : UTEHA, 1958. Tomo 1.Sección 3..
29. <https://siloscordoba.com/es/blog-es/almacenaje-de-grano/almacenamiento-de-maiz-silo-metalico/>. [En línea]
30. Carlos A. Cardona, Óscar J. Sánchez, María I. Montoya, Julián A. Quintero. *Simulación de los procesos de obtención de etanol* . 2005.
31. <http://www.lallemandbds.com/wp-content/uploads/2012/12/News-October09-EPM-YEAST.pdf> . [En línea]
32. Carlson, Eric C. *Don't Gamble With physical properties for simulations*. s.l. : CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS, 1996.
33. Iván D. Gil, Jorge M. Gómez, Gerardo Rodríguez. *Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol*. s.l. : Computers and Chemical Engineering, 2012.
34. Rojas, William Andres Chasoy. *Determinación experimental del equilibrio liquido-vapor del sistema etanol-agua-glicerina*. Bogotá : s.n., 2012.
35. DuPont. *Ficha de Stargen 002*. NORTH AMERICA : s.n., 2012. REV0712.
36. Fermentation, Leaf - Lesafre Advanced. [En línea] Septiembre de 2017. [Citado el:] http://www.lesaffreadvancedfermentations.com/wp-content/uploads/2017/09/ER_EN_V3.pdf.
37. *Introducing Textiles as Material of Construction of Ethanol Bioreactors*. Osadolor, Osagie A.; Lennartsson, Patrik R.; Taherzadeh, Mohammad J. [ed.] Thomas E. Amidon. Borås : s.n., 2014.
38. *Comparison of Different Production Processes for Bioethanol*. C,aylak, Balkis; Vardar Sukan, Fazilet. Bornova : s.n., 1996.
39. *Review: Continuous hydrolysis and fermentation for cellulosic ethanol production*. Brethauer, Simone; Wyman, Charles E. Riverside : s.n., 2009.
40. FAO. [En línea] <http://www.fao.org/docrep/x5041s/x5041S09.htm>.
41. *Diseño y modelado de un bioreactor tipo batch y continuo para aplicaciones de control automático*. Flores Hernández, Alberto A; Reyes-Reyes, Juan. Cuernavaca : s.n., 2013.
42. Vogelbush Biocommodities. [En línea] [Citado el: 01 de 06 de 2018.] <https://www.vogelbusch-biocommodities.com/> .

43. *Hydrodynamics of stirred bioreactors*. Nienow, N. Birmingham : s.n., 1998, BBSRC Centre for Biochemical Engineering, School of Chemical Engineering, University of Birmingham.

44. Lázaro, Ana. *Tecnología de los bioprocesos - Diseño de biorreactores y fermentadores*. Sevilla : s.n., 2013.

45. Cao, Eduardo. *Intercambiadores de calor*. Buenos Aires : s.n., 1983.

46. TuTiempo.net. [En línea] Tutiempo Network, S.L. [Citado el: 1 de 6 de 2018.] <https://www.tutiempo.net/clima/2017/ws-874530.html>.

47. *Estudio numérico de la transferencia de calor en la cerveza en el*. L. A. Patiño, H. Espinoza* y O. Velásquez. Puerto La Cruz. Venezuela. : Revista Ciencia e Ingeniería, 2001, Vol. Vol. 22. No. 3. 2001.

48. Mercaillament., Salvador Escoda S.A. Manual de aislamiento en la industria. Badalona : s.n.

49. A. Pérez Sánchez, E. J. Pérez Sánchez y R. Segura Silva. *Diseño de una columna de absorción empacada utilizando cuatro tipo de empaque y aplicando Matlab*. 2016. Vol. 29, No. 02, pp. 83-104/Mes Año - Nexo Revista Científica. // ISSN-E 1995-9516.

50. P. Pineda-Gomez, D.F. Coral, D. Ramos-Rivera, A. Rosales-Rivera. Estudio de las propiedades termicas de la harina de maíz. [En línea] <http://www.scielo.org.co/pdf/ince/v7n14/v7n14a07.pdf>.

51. Drotec. [En línea] [Citado el: 1 de Septiembre de 2018.] http://www.drotec.com.ar/files/folleto_drotec_ndq.pdf.

52. Prominent. [En línea] https://www.pump-guide.com/uploads/tx_cagpp/Datenblatt_sigma_ES_04.pdf.

53. Drotec. [En línea] [Citado el:] http://www.drotec.com.ar/files/folleto_drotec_ca.pdf.

54. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/stainless-steel-flexible-helical-conveyor-screw-conveyor-for-materials-handling-60774924492.html?spm=a2700.8699010.normalList.18.7a834b3aRU3aFL&s=p>.

55. Wangjing. [En línea] <file:///C:/Users/Usuario/Downloads/23%20transporte%20Screw%20conveyor%20V000.pdf>.

56. Clirik. [En línea] <http://www.grindingmill.net/china/european-hammer-crusher> .
57. *Handbook of Food Engineering Practise*. Valentas K. J, Rontstein, E & Singh P. 1997.
58. Siehe Industry. [En línea] <http://www.sieheindustry.com/es/products/detail-powder/Blenders/MezcladoraContinua.html>.
59. Prominent. [En línea] <https://www.prominent-argentina.com/es/Productos/Productos/Bombas-de-dosificaci%C3%B3n/Bombas-de-dosificaci%C3%B3n-neum%C3%A1ticas/pg-pneumatic-metering-pumps.html>.
60. Spirax Sarco. [En línea] <http://www.spiraxsarco.com/global/es/Products/Documents/SB/GCM-24.pdf>.
61. Kadant. [En línea] <https://media.kadant.com/fluid-handling-documents/Liqui-Mover-Pumps-Catalog-3001-US.pdf>.
62. Drotec. [En línea] http://www.drotec.com.ar/files/folleto_drotec_gp.pdf.
63. Carl Rroth. [En línea] [Citado el: 8 de Octubre de 2018.] https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/9/SDB_9065_ES_ES.pdf.
64. Sedicanter Flottweg. [En línea] https://www.flottweg.com/es/la-gama-de-productos/sedicanter/?utm_campaign=hn_sb_brand&utm_medium=cpc&utm_source=google.
65. Unique. [En línea] <https://spanish.alibaba.com/product-detail/flexible-lsy106-2-5-grain-screw-conveyor-manufacturer-1008781105.html?spm=a2700.8699010.normalList.162.547474damUx6RR>.
66. *Dryhouse technologies and DDGS production*. Kuehner, Dale Monceaux and Dominique. January 2009, Vol. Chapter 21.
67. BOSCH. [En línea] [Citado el: 10 de Noviembre de 2019.] <https://www.bosch-thermotechnology.com/es/es/ocs/comercial-e-industrial/universal-zfr-zfr-x-669475-p/>.
68. Dryers, Thompson. Thompson Dryers. [En línea] <https://www.thompsondryers.com/ddgs/#1458748048054-d50b749b-4f6c>.
69. Gobierno de México. [En línea] https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/302306/Lista_de_combustibles_2018.pdf .
70. SPX Cooling. [En línea] <file:///C:/Users/Usuario/Downloads/NCE-HI-18.pdf> .

71. INDURA. ESPECIFICACIÓN DE GASES. [En línea] <http://www.indura.com.ar/Descargar/Di%C3%B3xido%20de%20Carbono?path=%2Fcontent%2Fstorage%2Far%2Fbiblioteca%2F56bf4d91b6d54dc9bea4ae3b8404a1d6.pdf>.

72. Carbotecnia. [En línea] [Citado el: 24 de 09 de 2018.] <https://www.carbotecnia.info/producto/canister-purificador-de-aire-con-carbon-activado/>.

73. SPX Coolling. [En línea] [Citado el: 28 de Septiembre de 2018.] <http://spxcooling.com/es/products/detail/marley-nx>.

74. Grupo Haiyang Yinhai España. [En línea] [Citado el: 18 de 09 de 2018.] <https://www.geldesilice.com/es/productos/productos-de-gel-de-silicesilicagel/gel-de-silice-azul-tso/27/10/4>.

75. Padilla, Rider Tenorio. [En línea] [Citado el: 24 de 09 de 2018.] http://www.academia.edu/19622244/DESHIDRATACION_DE_GAS_POR_ADSORCION.

76. Syngenta. [En línea] <https://www.syngenta.com.ar/silaje-de-maiz>.

77. VYC. [En línea] <https://vycindustrial.com/calderas/biomasa-industriales/>.

78. Bionatur Technologies. [En línea] <http://bionaturbiotech.com/>.

79. INCOL S.A. [En línea] <http://incol.com/es/productos/equipos-para-tratamiento-y-depuracion-de-gases.php>.

80. *John Anderson.*

81. *FIUNMDP., Càtedra de Ingeniería Económica. Apuntes. Mar del Plata : s.n., 2015.*

82. *EPEC. TARIFAS PARA USUARIOS . Córdoba : s.n., 2018.*

83. *GAS DEL CENTRO S.A. TARIFAS FINALES A USUARIOS. Córdoba : s.n., 2018.*

84. AySA. [En línea] [Citado el: 20 de Octubre de 2018.] <file:///C:/Users/Gi/Downloads/tarifasagua.pdf>.

85. *Ethanolrfa.* [En línea] <http://www.ethanolrfa.org>.

86. *FI-UNMDP, Càtedra de Química General I. Tabla de interés genreal. Mar del Plata : s.n., 2013.*

87. http://www.ethanolrfa.org/wp-content/uploads/2015/11/2012_DDGS_Handbook-1.pdf. [En línea]
88. http://www.fundacionfedna.org/ingredientes_para_piensos/granos-y-solubles-de-ma%C3%ADz-ddgs-calidad-media-actualizado-nov-2011. [En línea]
89. Schlicher, R. J. Bothast . M. A. *Biotechnological processes for conversion of corn into ethanol*. s.l. : Appl Microbio. Biotechnol., 2005.
90. García, Fernando Gómez. *Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol con una capacidad de 20.000 tm/año*. Sevilla : s.n., 2015.
91. INOXOESTE S.A. [En línea] [Citado el: 1 de 6 de 2018.] http://www.inoxoeste.com.ar/productos_canios_tubos.html.
92. *Introducing Textiles as Material of Construction of Ethanol Bioreactors*. Lennartsson, Osadolor, Taherzadeh. Swedish Centre for Resource Recovery, University of Borå, SE 501-90, Borås, Suecia : Thomas E. Amidon.
93. —.Osadolor, Osagie; Lennartsson, Patrik; Taherzadeh, Mohammad. [ed.] Thomas E. Amidos. Borås : s.n., 2014.
94. Streisal . [En línea] [Citado el: 29 de 05 de 2018.] <https://www.streisal.de/es>.
95. *Viscosidad dinámica del agua líquida a varias temperaturas*. [En línea] [Citado el: 02 de 06 de 2018.] http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/qui/viscoh2o.pdf.
96. Zhejiang ze China fluorine chemical Co. JHR22. [En línea] [Citado el: 19 de 09 de 2018.] http://www.jhr22.com/es/product_545.aspx.