

# Trabajo Final de Ingeniería Química



## DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL

Dorsch, Quimey  
Leoni, Sofia  
Tarnovsky, Nadia





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/).



*“Gracias a nuestra familia y amigos”*



## Capítulo 1: Investigación preliminar y estudio de mercado

	11
1.1. Resumen ejecutivo	11
1.2. Introducción	11
1.3. Aspectos generales del bioetanol	12
1.3.1 Aplicaciones	12
1.3.2. Propiedades y características	12
1.4. Procesos de producción de bioetanol	14
1.4.1. Proceso de molienda seca	14
Subproductos	14
1.4.2. Proceso de molienda húmeda	16
1.4.3. Proceso de obtención a partir de caña de azúcar y remolacha	17
1.4.4. Proceso de obtención a partir de biomasa lignocelulósica	18
1.4.5. Comparación de rendimientos de materias primas	19
1.5. Marco legal	20
1.5.1. Ley Nacional 26.093 “Biocombustibles” (14/03/2006)	20
1.5.2. Ley 26.334 “Régimen de Promoción de la Producción de Bioetanol” (4/12/2007)	21
1.5.3. Decreto 543/2016	21
1.5.4. Resolución E 415/2017 (31/10/2017)	21
1.5.5. Resolución E 449/2017 (17/11/2017)	21
1.6. Cultivo de maíz	22
1.6.1. Requerimientos agroclimáticos	22
1.6.2. Desarrollo del cultivo	22
1.7. Industria y mercado	23
1.7.1. A nivel nacional	24
1.7.2. A nivel mundial	33
1.7.3. Precios de materias primas	36
1.7.4. Precios del bioetanol	36
1.7.5. Precios de subproductos	38
1.8. Datos macro	39
1.9. Ubicación de la planta de producción de bioetanol	40
1.10. Justificación preliminar de proyecto	41
1.11. Bibliografía	42
Capítulo 2: Análisis cinético de reacción	
2.1. Resumen ejecutivo	43

2.2. Análisis de la red química: materias primas y reacciones involucradas	43
2.2.1. Materias primas	44
Maíz	44
Enzimas	46
Levadura	50
2.2.2. Reacciones químicas	52
Licuefacción	52
Sacarificación	52
Fermentación	52
2.2.3. Hidrólisis enzimática	52
2.3. Descripción de las etapas del proceso químico convencional	53
2.3.1. Licuefacción	53
2.3.2. Sacarificación	54
2.3.3. Fermentación	54
2.3.4. Resumen de las etapas	55
2.4. Integración de procesos	55
2.4.1. Sacarificación y fermentación simultáneas (SSF)	56
2.4.2. Sacarificación simultánea, propagación de levadura y fermentación (SSYPF)	57
2.4.3. CBP (Bioprocesamiento consolidado)	57
2.5. Elección del proceso y régimen de producción	57
2.6. Análisis termodinámico de reacción	59
2.7. Modelo cinético	60
2.7.1. Análisis de condiciones de operación del modelo	64
2.7.2. Fuentes de error en la aplicación del modelo	66
2.8. Evaluación preliminar de la producción	67
2.10. Bibliografía	69
2.11. Anexo II	70
2.11.1. Cinética Michaelis-Menten	70
2.11.2. Ecuación de Monod	71
 Capítulo 3: Análisis de pre-post tratamiento y separaciones	
3.1. Resumen ejecutivo	73
3.2. Pretratamiento del maíz	73
3.2.1. Limpieza	73

3.2.2. Molienda	74
3.2.3. Mezclado	75
3.3. Pretratamiento de la levadura	75
3.3.1 Fuentes de nitrógeno	75
3.3.2. Propagación de la levadura	78
3.4. Modelo termodinámico y análisis de equilibrio	79
3.4.1. Selección de modelo termodinámico	79
3.4.2. Análisis de equilibrio	81
3.5. Post-tratamientos	82
3.5.1. Tratamiento de vinazas	83
3.5.2. Deshidratación de etanol	83
Adsorción con tamices moleculares	83
Destilación azeotrópica	84
Destilación extractiva	85
Solventes para destilación extractiva	86
Uso de membranas de pervaporación	89
Comparación de las técnicas de deshidratación	90
3.5.3. Recuperación de levaduras	95
Alternativas para el proceso respecto a la levadura	95
Métodos de recuperación de levaduras	96
3.5.4. Recuperación de CO <sub>2</sub>	98
Relevancia	98
Descripción del proceso	98
Tratamiento de la corriente obtenida	99
Análisis del procedimiento de obtención	100
3.5. Bibliografía	100

#### Capítulo 4: Diseño de sistemas de reactores

4.1. Resumen ejecutivo	102
4.2. Capacidad de diseño	102
4.3. Tipo de reactor	103
4.3.1. Posibles reactores	103
4.3.2. Selección del tipo de reactor	104
4.3.3. Tipo de fermentación	104
4.3.4. Número de reactores y disposición	105

4.4. Caracterización del reactor	108
4.4.1. Material	108
4.4.2. Geometría	109
4.4.3. Espesor	109
4.5. Sistema de agitación	110
4.5.1. Tipos de agitadores	110
4.5.2. Diseño de agitadores	111
4.6. Diseño térmico	114
4.6.1. Análisis de isothermicidad	114
4.6.2. Balance de energía total	115
4.6.3. Arreglo para intercambio de calor	116
4.6.4. Cálculo del coeficiente global de transferencia y análisis de calores	118
Coeficiente de convección interior ( $h_i$ )	119
Coeficiente de convección exterior ( $h_o$ )	119
Resistencia de ensuciamiento	119
Cálculos y resultados	120
4.6.5. Aislación del reactor	124
4.7. Sistema de control	126
4.7.1. Variables de control y manipuladas	127
4.7.2. Tipo de controlador e instrumentos de medición	128
4.8. Seguridad de proceso	129
4.9. Bibliografía	133
4.10. Anexo II	134
4.10.1. Parte I: estimación volumen de reactores	134
4.10.2. Parte II: Balance de energía	135

#### Capítulo 5: Diseño del sistema de separación

5.1. Resumen ejecutivo	138
5.2. Caudales a separar	138
5.3. Recuperación de $CO_2$	140
5.3.1. Diseño del absorbedor	141
Valores obtenidos	143
5.4. Análisis preliminar de la salida del reactor	144
5.5. Obtención del etanol	146
5.5.1. Métodos de separación	146

5.5.2. Arreglo convencional de destiladores	146
Columna concentradora	147
Columna extractora y recuperadora	150
5.5.3. Arreglo convencional con reciclo de la corriente “Agua” a la columna extractora	154
5.6. Producción de DDG	155
5.6.1. Floculación de levaduras	155
5.6.2. Características de la producción de DDG	156
5.6.3. Obtención de DDG	156
Parámetros de diseño del equipo de separación	159
Resultados de la separación de sólidos solubles	161
5.6.4. Obtención de DDS	162
5.7. Balance global de la planta	163
5.8. Balances para cada etapa	165
5.8.1. Clasificación y molienda	165
5.8.2. Acondicionamiento	166
5.8.3. Sistema de reactores	167
5.8.4. Sistema de purificación de etanol	168
5.8.5. Tratamiento de sólidos	169
5.9. Bibliografía	170
5.10. Anexo	170
5.10.1. Especificaciones de calidad	170

## Capítulo 6: Equipos auxiliares

6.1. Resumen ejecutivo	173
6.2. Resumen de corrientes	174
6.3. Abastecimiento y almacenamiento de materias primas y productos	176
6.3.1. Maíz	176
6.3.2. Levadura	177
6.3.3. Agua	178
6.3.4. Glicerol	179
6.3.5. Ácido sulfúrico	179
6.3.6 Etanol	179
6.3.7. DDG	180
6.3.8. Enzimas	180
6.4. Dispositivos adicionales	181

6.4.1. Limpieza de granos	181
6.4.2. Molienda de granos	182
6.4.3. Tanque acondicionamiento (pre-entrada a reactores)	183
6.5. Equipos auxiliares	183
6.5.1 Transporte de materiales	183
Transporte de sólidos	183
Transporte de Líquidos	187
6.5.2. Bombas	188
Bombeo del agua al tanque de acondicionamiento	189
Bombeo hacia el reactor y entre reactores	190
Bombeo en torre concentradora	191
Bombeo en torre extractora	191
Bombeo en torre de recuperación de glicerol	192
Bombeo en torre de absorción	193
Bombeo en torre de enfriamiento	194
Bombeo de agua en serpentines	195
Bombeo de agua de condensadores	196
Resumen de bombas	197
6.5.3. Válvulas principales	198
Válvula de reducción de presión	198
Válvulas de control	198
6.5.4. Compresor	199
6.6. Limpieza CIP	199
6.7. Bibliografía	200

## Capítulo 7: Integración energética

7.1. Resumen ejecutivo	201
7.2 Análisis PINCH	201
7.3. Diseño de equipos de intercambio	205
7.3.1 Primer intercambiador	205
7.3.2. Segundo Intercambiador	206
7.3.3. Condensador - Concentradora	206
7.3.4 Tercer intercambiador	207
7.3.5. Reboiler - Concentradora	208

7.3.6. Condensador - Extractora	208
7.3.7. Reboiler - Extractora	209
7.3.8. Condensador - Recuperadora	209
7.3.9. Reboiler - Recuperadora	209
7.4. Diseño de torre de enfriamiento	210
7.4.1. Selección de tipo de equipo	210
7.4.2. Diseño del equipo	212
7.5. Caldera	215
7.5.1. Selección de fluido calefactor	215
7.4.2. Combustible a utilizar	217
7.5. Resumen de consumos de la planta	218
7.9. Bibliografía	219

## Capítulo 8: Tratamiento de vinazas finas, cogeneración y economía circular

8.1. Resumen ejecutivo	220
8.2. Justificación y antecedentes	220
8.3. Economía circular	221
8.3.1. ¿Qué es la economía circular?	221
8.3.2. Aspectos de la economía circular	221
8.4. Tratamientos aplicables y usos de las vinazas finas	222
8.4.1. Caracterización de las vinazas finas	223
8.4.2. Parámetros de calidad de las descargas límites admisibles	223
9.4.2. Tratamientos de la vinaza	226
8.5. Laguna de tratamiento	229
8.5.1. Caracterización de la laguna	229
8.6. Tratamiento anaeróbico de vinazas	230
8.6.1. Etapas intervinientes en la generación de biogás	233
8.6.2. Aspectos cinéticos de la producción de biogás	234
Estimación del volumen del reactor	235
Estimación de la producción de biogás	236
8.6.3. Purificación de biogás	236
8.6.4. Equipos necesarios	239
Biodigestores	239
Tanque de purificación de biogás	239
Intercambiador de calor	241



8.7. Análisis emisiones CO <sub>2</sub>	241
8.7.1. Análisis por sector	242
Emisiones producción de maíz	242
Emisiones planta	243
Emisiones planta purificación CO <sub>2</sub>	243
Emisiones planta biogás	244
Conclusiones	244
8.8. Cogeneración	244
8.8.1. Demanda de energía	245
8.8.2. Turbina de gas	245
8.9. Balance de consumo energético	246
8.10. Bibliografía	247

## Capítulo 9: Análisis económico

9.1. Resumen ejecutivo	250
9.2. Ingeniería de producción	250
9.2.1. Capacidad de la planta	250
9.2.2. Equipos a utilizar	250
9.2.3. Layout de la planta	252
9.2.4. Organización de la empresa	253
9.2.5. Superficie de la planta	254
9.3. Plan de negocios	254
9.3.1. Impacto ambiental y social	254
9.3.2. Factores críticos de éxito	255
9.3.3. Análisis FODA y matriz de estrategias	255
9.4. Estimación de costos de inversión (CapEx)	256
9.4.1. Equipamiento	256
Balanza para camiones	257
Silos de maíz	257
Criba rotatoria	257
Molino de martillos	257
Reactores	257
Torres de destilación	258
Columna de absorción	258

Intercambiadores de calor	259
Compresor	259
Centrífuga decantadora	259
Caldera	259
Torre de enfriamiento	260
Bombas	260
Turbina de gas	261
Tanque de preacondicionamiento	261
Tanque de abastecimiento de agua	261
Tanque de almacenamiento de etanol	261
Tanque de abastecimiento de levadura seca	261
Tanque de abastecimiento de suspensión de levadura	261
Tanque de abastecimiento de glicerol	261
Tanque de abastecimiento de ácido sulfúrico	262
Tanque de abastecimiento de enzimas	262
Inversión en equipos e instalación	262
9.4.2. Terreno	263
9.4.3. Estimación de la inversión fija	263
Tuberías de proceso	263
Instrumentación	263
Edificios de fabricación	264
Plantas de servicios	264
Conexiones entre unidades	264
Ingeniería y construcción	264
Factores de tamaño	264
Contingencias	264
9.4.4. Estimación del capital de trabajo e inversión total	265
9.5. Estimación de costos de operación (OpEx)	265
9.5.1. Costos variables	266
Materias primas	266
Envases	266
Mano de obra y supervisión	266
Servicios	268
Mantenimiento	269

Suministros	269
Laboratorio	269
Regalías y patentes	269
9.5.2. Costos fijos	270
Depreciación	270
Impuestos	270
Seguros	270
Financiación	270
Ventas y distribución	270
Administración y dirección	271
Investigación y desarrollo	271
9.5.3 Costos totales	272
9.6. Análisis de rentabilidad	272
9.6.1. Ingresos por ventas	272
9.6.2. Cuadro de usos y fuentes	273
9.6.4. Análisis de rentabilidad	274
Tasa de retorno sobre la inversión original	274
Tasa de retorno sobre la inversión promedio	274
Valor presente	274
Tasa interna de retorno	274
Tiempo de repago	275
9.6.3. Propuestas para mejorar la rentabilidad del proyecto	276
9.7. Cronograma	277
9.9. Bibliografía	277
9.10. Anexo	278
Conclusión general	283

# CAPÍTULO 1



Investigación  
preliminar y  
estudio de mercado



## 1.1. Resumen ejecutivo

---

El bioetanol es uno de los biocombustibles que mayor interés captó en Argentina en los últimos años, debido al fomento de la utilización de energías renovables y a la promoción del maíz como materia prima. En Argentina, existen cinco empresas productoras de bioetanol de maíz que sólo producen para consumo interno, pues todavía no se han abierto las exportaciones, ya que el principal objetivo es producir para satisfacer la demanda nacional. A nivel mundial, los principales productores del sector son EE.UU y Brasil, que representan el 85% de la producción mundial. En cambio, Argentina sólo representa el 1%.

En nuestro país a partir de 2016, el corte obligatorio de etanol en naftas fijado por el gobierno nacional asciende al 12%, con una perspectiva de aumento significativa. Además, el abastecimiento de bioetanol de corte obligatorio debe realizarse en forma equitativa, es decir, 50% bioetanol a partir de caña de azúcar y 50% de maíz.

Hoy en día, el bioetanol de maíz se produce por el proceso de molienda seca o por molienda húmeda, diferenciándose estos procesos en el pretratamiento del grano de maíz. Cada uno de estos procesos, genera dos subproductos principales, DDGS para nutrición animal y dióxido de carbono.

Para el proyecto propuesto, se decidió localizar la planta en la Provincia de Buenos Aires, debido a la cercanía a las plantaciones de maíz y a explotaciones ganaderas (principalmente bovinas), que adquirirán el subproducto de sólidos generado en el proceso. La capacidad de producción planteada será de 250.000 m<sup>3</sup> anuales.

## 1.2. Introducción

---

En el presente trabajo final, se plantea el diseño de una planta producción de bioetanol utilizando maíz como materia prima, **con una capacidad de 250.000 metros cúbicos por año.**

En las últimas décadas, se desarrolló una marcada tendencia mundial hacia la producción de bienes y servicios, teniendo como bases los principios del desarrollo sustentable. En este contexto, surge la aparición de los biocombustibles. Se entiende por biocombustible a aquel producido a partir del procesamiento de biomasa, tal como caña de azúcar, trigo, maíz u oleaginosas.

Los biocombustibles pueden clasificarse según el origen de la materia prima:

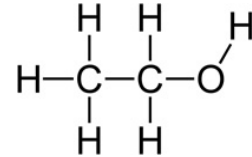
- **Primera generación:** son aquellos provenientes de la biomasa, especialmente de cultivos agrícolas destinados a la alimentación humana.
- **Segunda generación:** para su producción, se utiliza como materia prima, desechos orgánicos de diferentes procesos.
- **Tercera generación:** la materia prima usada para su producción son cosechas que no suelen destinarse para alimentación en primera instancia. Es decir que corresponden a cultivos específicos, que aprovechan áreas marginales improductivas en cultivos para alimentación y que no se requiere agua o fertilizantes para su cultivo.

- **Cuarta generación:** se refiere a los biocombustibles obtenidos a partir de algas o microalgas, que aún se encuentran en fase de desarrollo.

Ante lo expuesto, el bioetanol a partir de maíz se enmarca dentro de los biocombustibles de primera generación.

En la actualidad, este compuesto ha encontrado nuevas aplicaciones dentro de diversos procesos industriales, como su uso como aditivo para combustibles debido a la creciente demanda de energía, haciendo frente, a su vez, a las limitadas reservas de combustibles fósiles y los serios daños ambientales que los mismos provocan.

El etanol es un compuesto químico que se encuentra dentro del grupo de los alcoholes. Tiene una masa molar de 46.07 g/mol y es un líquido incoloro y volátil en condiciones de presión y temperatura ambiente. Su estructura química es C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O.



El etanol puede producirse a partir de la hidratación del etileno (derivado del petróleo). Sin embargo, el proceso más utilizado actualmente, y que se plantea como más sustentable, es su obtención a partir de la fermentación de azúcares presentes en la materia orgánica. Las principales materias primas empleadas son: maíz, caña de azúcar, remolacha, madera, sorgo, papas, trigo y residuos vegetales ricos en fibra. Es así como al etanol obtenido a partir de este último proceso se lo conoce como “bioetanol”.

## 1.3. Aspectos generales del bioetanol

### 1.3.1 Aplicaciones

Una de las aplicaciones más comunes del bioetanol es la mezcla con naftas, la cual no requiere de modificaciones en los motores actuales. Así, tiene los mismos usos que los combustibles que se queman para obtener otro tipo de energía, ya sea motriz o eléctrica, pudiéndose emplear para el transporte o **para la generación eléctrica, además de calorífica.**

Por otro lado, se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales; en el sector farmacéutico, como principio activo de algunos medicamentos y cosméticos; en la elaboración de bebidas y agroquímicos. Cabe aclarar, que para su empleo en el corte de combustible requiere de una serie de especificaciones en pureza y composición que deben respetarse para la obtención de una correcta combustión.

### 1.3.2. Propiedades y características

El etanol es un compuesto químico que en condiciones normales de temperatura y presión es un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 78,4 °C. En la Tabla 1.1, se presenta una comparación de sus propiedades principales respecto a la nafta, que es uno de los principales combustibles fósiles utilizados.



**Tabla 1.1.** Propiedades principales de la nafta y etanol.

Parámetro	Unidad	Nafta	Etanol
Poder calorífico inferior	kJ/kg kJ/L	43.500 32.180	28.225 22.350
Densidad a 15°C	kg/L	0,72-0,75	0,792
Octanaje RON	-	95	102-130
Octanaje MON	-	85	89-96
Calor latente de vaporización	kJ/kg	330-400	842-930
Relación aire/combustible estequiométrica	-	14,5	9,0
Presión de vapor	kPa	Verano: 45-60 Invierno: 50-80	15-17
Temperatura ignición	°C	220	420
Solubilidad en agua	%volumen	0	100

Las características del bioetanol que se comercializa en Argentina se encuentran recogidas en el Artículo 8 de la Ley N° 26.093. En dicha ley, se determinan cuáles han de ser las especificaciones que ha de satisfacer el bioetanol para que éste pueda ser empleado sin problema alguno en los motores adaptados para el empleo del mismo. En la tabla 1.2, se muestran estos parámetros de calidad a cumplir.

**Tabla 1.2.** Especificaciones de calidad de bioetanol en Argentina según Ley N°26.093.

Propiedad	Valor	Método
Densidad a 20° C, g/mL, valor máximo	0,7915	ASTM D-4052
Etanol - más C3-C5 AS%vol, valor mínimo	99,00	ASTM D-5501-IRAM 14651
Alcoholes superiores C3-C5%vol, valor máximo	2,00	ASTM D-5501
Metanol, %vol, valor máximo	0,40	ASTM D-5501
Agua, %vol, valor máximo	0,600	ASTM E203
Cobre, mg/kg, valor máximo	0,10	ASTM D-1688
Acidez Total (como Acético) mg/L	30	ASTM D-1613
Azufre, ppm, p/p, valor máximo	10,0	ASTM D-5453
Sulfatos ppm, p/p, valor máximo	4,0	ASTM D 7318/7319/7328
Apariencia	Límpido sin materiales en suspensión	Visual

Conductividad Eléctrica, uS/m, valor máximo	500	ASTM D-1125
Gomas Lavadas mg/L	50	valor máximo ASTM D-381
Benzoato de Denatonio ppm, Valor mínimo	40	Espectrofotometría UV

## 1.4. Procesos de producción de bioetanol

El bioetanol puede producirse a partir de maíz mediante dos procesos: **molienda seca y molienda húmeda**. Si bien la base de ambos es producir a través de una reacción de fermentación, se diferencian en el tratamiento previo que se le realiza a la materia prima.

### 1.4.1. Proceso de molienda seca

El proceso de molienda seca tiene como objetivo extraer el almidón contenido en los granos de maíz, para luego fermentarlo con la acción conjunta de levaduras y enzimas que actúan como catalizadores.

Los principales pasos de este tipo de operación son:

1. **Molienda:** consiste en moler los granos para obtener harina de maíz. Los granos deben previamente pasar por un proceso de limpieza.
2. **Licuefacción:** la harina de maíz es soplada en grandes tanques en los que se mezcla con agua y enzimas del tipo amilasa alfa. Luego, se pasa esta mezcla a cocinas donde se licueface el almidón presente y se regula el pH en 7. En esta etapa, se aplica calor, primero entre 120-150 °C, para reducir los niveles de bacterias presente y luego, se continúa a 95 °C aproximadamente.
3. **Sacarificación:** se agrega una enzima secundaria (glucoamilasa) para convertir las moléculas de almidón en dextrosa, que es un tipo de azúcar fermentable.
4. **Fermentación:** se agrega a la mezcla levadura para comenzar la reacción de fermentación, obteniéndose como productos etanol y dióxido de carbono.
5. **Destilación:** la mezcla a destilar contiene agua, etanol, levadura y sólidos no fermentables. En este paso, se separa el etanol del resto de los componentes alcanzando una pureza superior al 90%. El residuo -conocido como stillage (vinaza)- se trata para la obtención de subproductos.
6. **Deshidratación:** se utilizan tamices moleculares para eliminar restos de agua presentes en el etanol.
7. **Desnaturalización:** se agrega al etanol puro 1,5% de nafta (de acuerdo a la Legislación argentina), haciéndolo no apto para consumo humano o para comercialización como alcohol farmacológico, de modo tal de no incurrir en impuestos a bebidas alcohólicas.

### Subproductos

El residuo de la destilación, se trata en un separador para obtener una torta de sólidos y una vinaza, que se lleva a un evaporador. La vinaza tratada y la torta de sólidos,

se mezclan y se someten a un proceso de secado, para obtener un subproducto conocido como granos destilados solubles.

Este subproducto consiste en el grano de maíz al que se le extrae el almidón para la producción de etanol; el resto del contenido del grano se concentra 3 veces, resultando con una composición de 30% de proteína y entre 8 y 12% de aceite. Son utilizados como alimento para el ganado bovino productor de leche, ganado bovino productor de carne, ganado porcino, ganado ovino y aves. Existen dos tipos de granos de destilado:

- WDGS o burlanda húmeda: (Granos Destilados Solubles Húmedos)
- DDGS o burlanda seca: (Granos Destilados Solubles Secos)

La diferencia entre ambos radica en el contenido de humedad de ambos subproductos, lo cual deriva en diferentes costos de producción, precios de venta y períodos de posible almacenamiento (Tabla 1.3).

**Tabla 1.3.** Diferencias entre WDGS y DDGS.

Propiedad	WDGS	DDGS
<b>Porcentaje de humedad</b>	65%	10%
<b>Costo de transporte</b>	Costoso, por la cantidad de agua que posee	Económico
<b>Período de conservación</b>	Sin embolsar: 5 días en verano y 10-12 días en verano. Embolsado: hasta 200 días.	4 meses
<b>Precio</b>	131,3 U\$/tn	230,6 U\$/tn

Por otro lado, también se obtiene dióxido de carbono como subproducto de la fermentación. Este compuesto es destinado a la industria alimenticia, en la cual se utiliza, entre otras cosas, en bebidas carbonatadas para darles efervescencia. También se puede utilizar como ácido inocuo o poco contaminante. En la industria, en general, se emplea para neutralizar residuos alcalinos, sin añadir ácidos más contaminantes, como el sulfúrico. En agricultura sirve como abono para reducir el pH, evitar los depósitos de cal y lograr mayor absorción de algunos nutrientes del suelo. En refrigeración, se utiliza como líquido refrigerante en máquinas frigoríficas o como hielo seco.

También posee aplicaciones fuera de la industria, como es su empleo como agente extintor: elimina el oxígeno en el lugar, e impide que se genere una nueva combustión. O como material activo para generar luz coherente (láser de CO<sub>2</sub>).

Cabe aclarar que las plantas de mayor capacidad de producción son las que procesan y aprovechan el CO<sub>2</sub> comercialmente ya que normalmente en las plantas menores no se justifica la inversión requerida para el proceso de captura. Para poder comercializar este compuesto, se procede a limpiarlo de restos de alcohol y se lo comprime.

El esquema completo del proceso de obtención de bioetanol a partir de maíz por molienda seca, puede observarse en la figura 1.1.

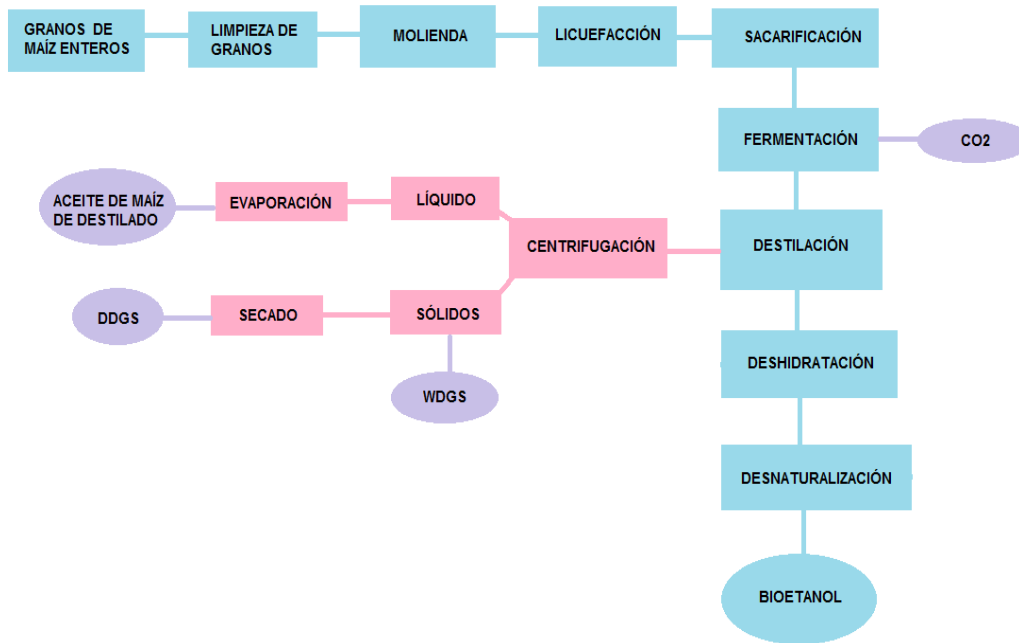


Figura 1.1. Esquema del proceso de molienda seca.

Un dato de interés para este proceso es que, **una tonelada de maíz utilizada para producir etanol rinde unos 417 litros de etanol, 286 Kg de DDGS y 303,5 Kg de CO<sub>2</sub>.**

### 1.4.2. Proceso de molienda húmeda

Para aplicar este proceso a la producción de bioetanol debe realizarse a la materia prima un tratamiento previo, el cual se describe a continuación:

1. Limpieza de granos.
2. Maceración del grano de maíz: se agrega agua caliente a los granos enteros.
3. Molienda gruesa: se pasan los granos ablandados a un molino, donde se separa el germen.
4. Molienda fina: el macerado se lleva a un homogeneizador y, por acción de fuerzas mecánicas, se separan las fibras, el gluten y el almidón.

Luego, el proceso continúa al igual que el de molienda seca:

5. Licuefacción.
6. Sacarificación.
7. Fermentación.
8. Destilación.
9. Deshidratación del etanol.
10. Desnaturalización.

En cuanto al germen de maíz que se separa del grano entero, se utiliza para obtener aceite de maíz de destilado. Este es un tipo de aceite crudo, no comestible, obtenido de la vinaza concentrada a través de la separación mecánica. Se utiliza para la producción de biocombustibles y agroquímicos; facilita la producción de las materias primas de biodiesel, sin afectar los volúmenes de producción de etanol.

Mientras que el gluten, conocido como gluten feed, se utiliza en ganadería como alimento, ya que contiene una alta proporción de fibra, niveles apreciables de almidón y proteínas. Dado que ocurre una reacción de fermentación, otro subproducto es el dióxido de carbono.

El proceso de molienda húmeda no es utilizado con frecuencia dado que el tratamiento que se le aplica a la materia prima, eleva considerablemente los costos de producción y se obtienen menores volúmenes de producción. Sin embargo, es importante destacar que el bioetanol obtenido por este proceso es de una calidad superior al obtenido por molienda seca, ya que como se separa al grano en sus componentes individuales, la fermentación es más efectiva.

En la figura 1.2 es posible observar el esquema de aplicación de este proceso.

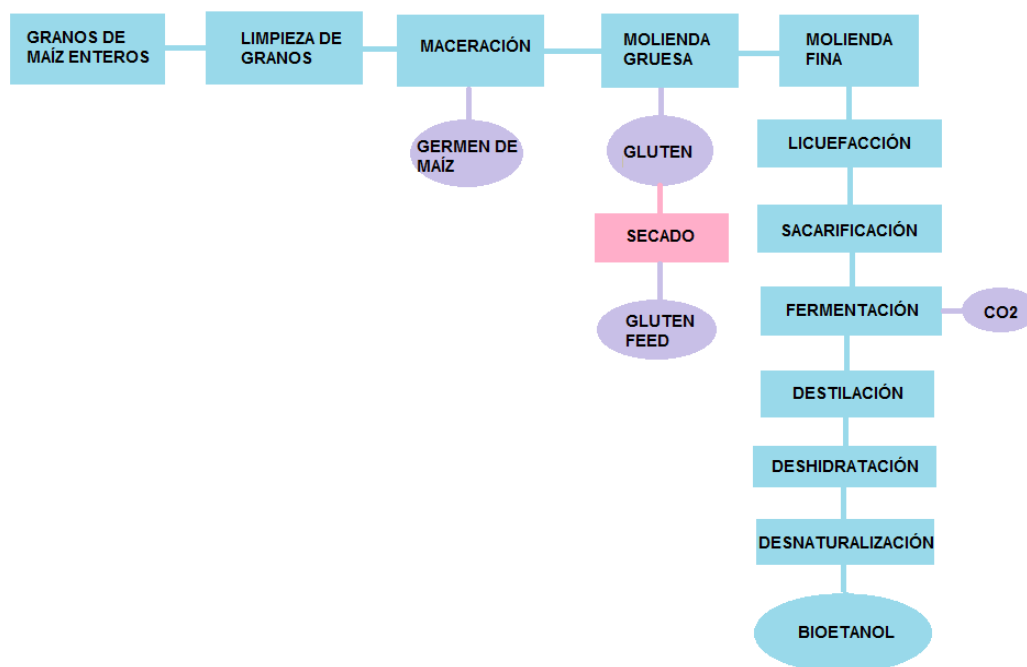
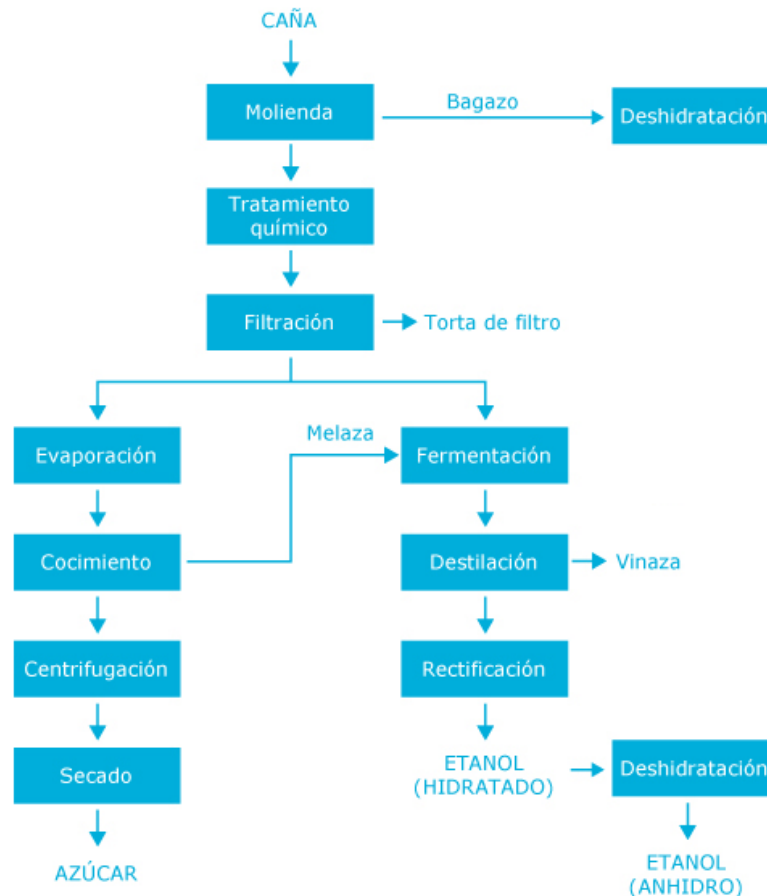


Figura 1.2. Esquema del proceso de molienda húmeda.

### 1.4.3. Proceso de obtención a partir de caña de azúcar y remolacha

Respecto a la caña de azúcar y a la remolacha, esta posee la ventaja de estar compuesta por sacarosa, un azúcar fermentable. Por lo tanto, no es necesario realizar un proceso de hidrólisis como en el caso del almidón de maíz, reduciéndose así tanto tiempos como gastos en la producción de bioetanol. En la figura 1.3, se muestra el proceso.



**Figura 1.3.** Esquema simplificado del proceso de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar/remolacha.

Como se observa, este proceso consiste en un pretratamiento mecánico y químico para la adecuación de la materia prima y luego, para obtener bioetanol se realiza la fermentación directamente. A su vez, este proceso tiene como principal subproducto azúcar, que es un producto de gran valor agregado.

#### 1.4.4. Proceso de obtención a partir de biomasa lignocelulósica

Por otro lado, para obtener etanol a partir de materiales lignocelulósicos hay que realizar un pretratamiento para extraer los compuestos que pueden ser hidrolizados para producir azúcares fermentables. Tal como se observa en la figura 2.6, deben realizarse dos etapas de hidrólisis, ya que se deben tratar la celulosa, la lignina y la xilosa presentes en la materia prima. A su vez, se realizan dos filtraciones y se utilizan dos fermentadores, lo que deriva en que el proceso sea de un costo elevado de inversión. Por lo tanto, hoy en día no es ampliamente utilizado, ya que se encuentra en una etapa de optimización.

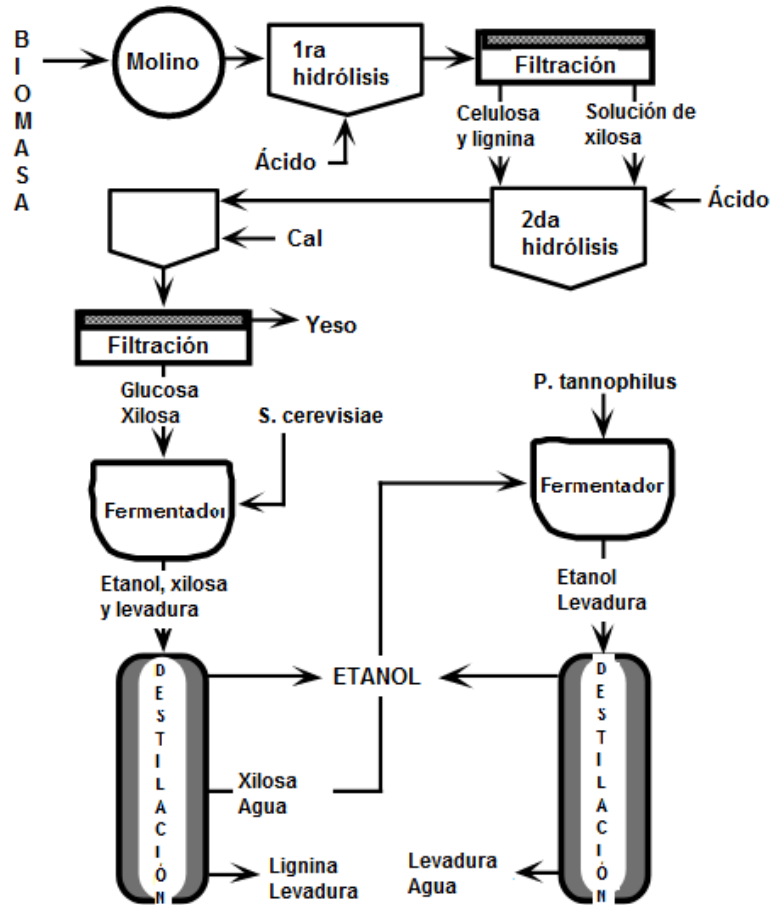


Figura 1.4. Esquema simplificado del proceso de producción de bioetanol a partir de biomasa lignocelulósica.

### 1.4.5. Comparación de rendimientos de materias primas

Tabla 1.4. Rendimientos de diferentes materias primas para la producción de bioetanol [1.11].

Materia prima	Tn/ha	L de etanol/tn	L de etanol/ ha
Maíz	8	380	3028
Caña de azúcar	70	80	5512
Remolacha	70	100	6971

Se conoce que la materia prima puede alcanzar entre el 70 y 80 % del coste de producción. Por lo tanto, es necesario analizar el rendimiento de los cultivos y el rendimiento de etanol.

El maíz presenta el menor rendimiento por hectárea, haciendo que su precio se encarezca. Pero, sin embargo, es el que mayor rendimiento de etanol presenta, por lo que resulta una materia prima óptima para la producción de bioetanol.



## 1.5. Marco legal

---

Dada la extensión de las leyes y decretos vigentes, se presentan a continuación los aspectos más importantes de los mismos que conciernen al presente proyecto:

### 1.5.1. Ley Nacional 26.093 “Biocombustibles” (14/03/2006)

- Establece régimen de promoción para la producción y uso sustentable de los biocombustibles por el término de 15 años a partir de abril de 2006 y la creación de Comisión Nacional Asesora para la Promoción de la Producción y Uso Sustentables de los Biocombustibles.
- Define como 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. Sólo podrán habilitarse como plantas productoras de biocombustibles, aquellas que cumplan los requerimientos de calidad y producción sustentable establecidos, incluyendo una Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) que contenga información sobre el tratamiento de efluentes y la gestión de residuos.
- Establece que la nafta y el gasoil que se comercialice dentro del territorio nacional, deberá ser mezclado por la destilería o refinería de petróleo, **con un 5% como mínimo de bioetanol y de biodiesel**, respectivamente. La autoridad de aplicación puede aumentar el porcentaje si lo considera conveniente, en función de la evolución de las variables de mercado interno, o bien disminuir el mismo ante situaciones de escasez fehacientemente comprobadas.
- Establece incentivos fiscales, exenciones al Impuesto a los Combustibles Líquidos, Tasa de Gasoil y Tasa Hídrica. Estos incentivos están orientados, en principio, a pequeños y medianos proyectos orientados al desarrollo de la industria local con fines de abastecimiento interno (cobertura del corte obligatorio).
- Las empresas beneficiadas por los incentivos fiscales serán:
  - Aquellas **establecidas en el territorio nacional**; propiedad de sociedades comerciales, privadas, públicas o mixtas, o cooperativas, constituidas en la Argentina y habilitadas con exclusividad para el desarrollo de la actividad promocionada.
  - Aquellas que cuenten con capital social mayoritario aportado por el Estado nacional, por la Ciudad Autónoma de Buenos Aires, los Estados Provinciales, los Municipios o las personas físicas o jurídicas, dedicadas mayoritariamente a la producción agropecuaria.
  - Aquellas que estén en condiciones de producir biocombustibles cumpliendo las definiciones y normas de calidad establecidas, y que hayan accedido al cupo fiscal establecido.
- Se podrán establecer cuotas de distribución entre los distintos proyectos presentados por pequeñas y medianas empresas, con una concurrencia no inferior

al veinte por ciento (20%) de la demanda total de biocombustibles generada por las destilerías, refinerías de petróleo o aquellas instalaciones que hayan sido debidamente aprobadas por la Autoridad de Aplicación para el fin específico de realizar la mezcla con derivados de petróleo previstas para un año.

- La Secretaría de Agricultura, Ganadería, Pesca y Alimentos, promoverá aquellos cultivos destinados a la producción de biocombustibles que favorezcan la diversificación productiva del sector agropecuario y promoverá la adquisición de bienes de capital por parte de las pequeñas y medianas empresas destinados a la producción de biocombustibles.

### 1.5.2. Ley 26.334 “Régimen de Promoción de la Producción de Bioetanol” (4/12/2007)

- Tiene como principal objetivo satisfacer las necesidades de abastecimiento del país y generar excedentes para la exportación de bioetanol.
- Está destinada principalmente a productores de bioetanol que utilizan caña de azúcar como materia prima.

### 1.5.3. Decreto 543/2016

Establece que el porcentaje obligatorio de corte cambia de 10% a 12% de bioetanol en su mezcla con la nafta de uso automotor a comercializarse en todo el territorio nacional. También, establece que el abastecimiento de bioetanol de corte obligatorio debe realizarse en forma equitativa, es decir 50% bioetanol en base de caña de azúcar y 50% en base de maíz.

### 1.5.4. Resolución E 415/2017 (31/10/2017)

Determina el procedimiento para establecer el precio de adquisición del bioetanol en base de caña de azúcar y maíz para su mezcla con las naftas.

Para el caso de utilización de maíz como materia prima, determina el precio considerando los costos más la rentabilidad para producir un litro de bioetanol. Siendo la fórmula de cálculo:

**Fórmula de precio = COSTO DEL MAÍZ + COSTO DE MANO DE OBRA + COSTO DE COMBUSTIBLES + COSTO DE ELECTRICIDAD + OTROS CONCEPTOS**

En el texto completo del Decreto, se hacen las aclaraciones correspondientes respecto al cálculo de estos costos.

### 1.5.5. Resolución E 449/2017 (17/11/2017)

Establece que la variación del precio de adquisición del bioetanol que regirá hasta el último día del mes de enero de 2018 se limitará a un máximo de 10,5% para el elaborado

a partir de maíz, ambos respecto del precio del bioetanol vigente para cada uno de ellos en el mes de octubre de 2017. Luego, el precio de adquisición del litro de bioetanol a partir de la entrada en vigencia de la presente resolución será de \$12,193 para el elaborado a partir de maíz.

## 1.6. Cultivo de maíz

---

El crecimiento que ha experimentado el cultivo de maíz en Argentina en los últimos años, está sustentado por la generación, transferencia y adopción de tecnologías adecuadas a su producción. Estos hechos se reflejan en la promoción por parte de organismos oficiales del incremento de la producción de bioetanol utilizando este cultivo como materia prima. Por lo tanto, resulta de interés conocer algunos aspectos generales vinculados al mismo<sup>1</sup>.

En Argentina, predomina la producción de bioetanol a partir de la caña de azúcar, aunque se está fomentando la producción de bioetanol a partir de maíz ya que Argentina es el sexto productor mundial de maíz con un potencial de producción anual de 19 millones de toneladas. El área total maicera, incluyendo grano y forraje, oscila alrededor de los 3 millones de hectáreas. La región central del país produce alrededor del 90% de todo el maíz cultivado en Argentina.

El nivel de desarrollo, alcanzado por la cadena productiva del maíz en el país es importante y permite proyectar el uso del grano como materia prima para la producción de etanol, en especial la eficiencia de la moderna agricultura ya consolidada.

### 1.6.1. Requerimientos agroclimáticos

Dentro de los factores climáticos determinantes de la producción vegetal, la temperatura es uno de los más importantes. Ha sido determinado que las condiciones más favorables para la obtención de rendimientos elevados en el cultivo de maíz se dan en climas con alta radiación solar y temperaturas elevadas, pero no extremadamente cálidos, con una prolongada estación de crecimiento y con temperaturas diurnas entre 20 y 28° C. Si estas temperaturas se superan, el rendimiento de la cosecha disminuye notablemente.

En cuanto a los requerimientos hídricos, en la región central del país, el cultivo de maíz presenta una fuerte dependencia de las lluvias, fundamentalmente cuando ya se han formado las espigas.

### 1.6.2. Desarrollo del cultivo

Los rendimientos de maíz crecieron en forma sostenida en las últimas décadas. La notable mejora genética lograda (en potencial de rendimiento y en tolerancia a estrés, enfermedades, etc.) fue en buena medida responsable de ese crecimiento, acompañada por mejoras en el manejo de los cultivos (fertilización, herbicidas, mecanización, etc.).

Para cultivar maíz, se utiliza la siembra directa. La época ideal es desde abril hasta principios de junio.

---

<sup>1</sup> Fuente: INTA- Bases para el cultivo del maíz.

Hasta el momento de formación y secado del grano, el maíz requiere de un buen aporte en nutrientes, una tierra bien abonada y rica en humus. Una vez que los granos ya se han formado y están duros, ya se puede ir disminuyendo la intensidad del riego e ir dejando que el cultivo se seque.

Normalmente, el maíz se cultiva rotándolo con otras especies, como es el caso de la soja. Esta combinación favorece al maíz, pues la soja potencia la fertilidad del suelo para el cultivo de maíz siguiente, disminuyendo la necesidad de aplicar productos combinados con nitrógeno.

Teniendo en cuenta los aspectos detallados, puede observarse que **la mayor densidad de productores de maíz en Argentina se encuentra en la zona central del país**, más específicamente en las provincias de Santa Fe, Córdoba, La Pampa y Buenos Aires, también en parte de San Luis. Sin embargo, existen plantaciones aisladas en Santiago del Estero y Salta.

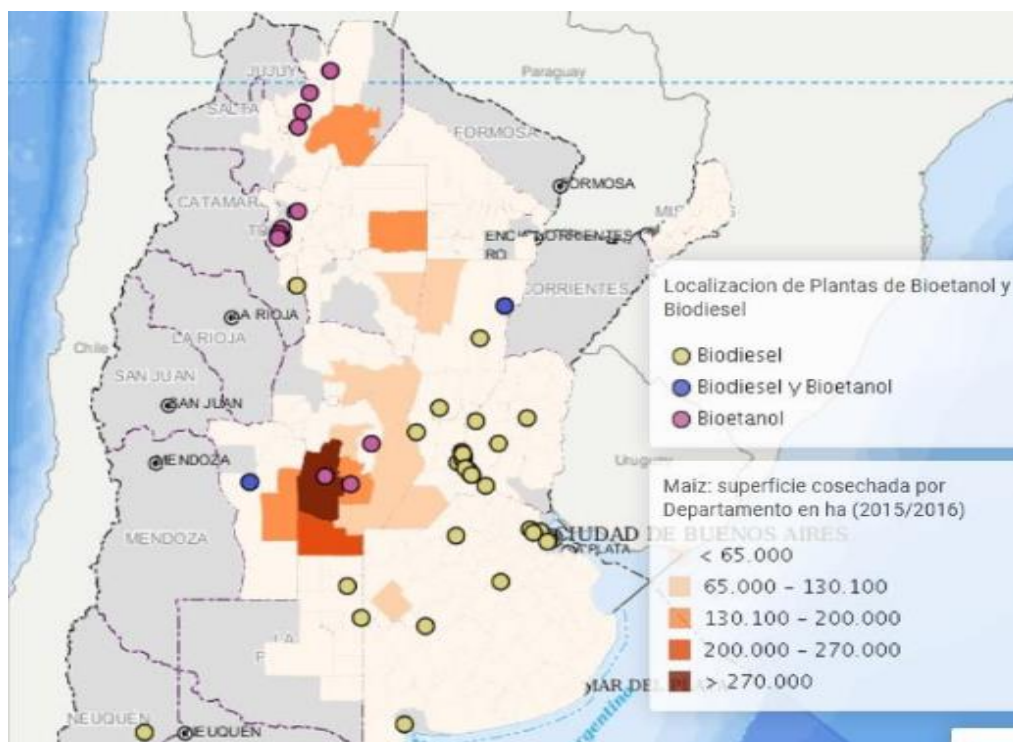


Figura 1.5. Mapa de las zonas productoras de maíz en Argentina.

## 1.7. Industria y mercado

Hace décadas la industria ha puesto el foco en el mercado de combustibles alternativos, como una solución sustentable y económicamente viable al problema del uso abusivo de combustibles derivados del petróleo.

Para conocer específicamente el mercado actual del bioetanol, es necesario llevar a cabo un análisis exhaustivo, a partir de datos estadísticos de diversas fuentes, de forma tal, de conocer la oferta y demanda existente de este producto.

La introducción de esta energía se da en un **marco escasez en la matriz energética de bioenergías**, representando un escaso 6,1% de la oferta interna de energía como se observa en la Figura 1.6, y dentro de la cual los alcoholes vegetales representan sólo un 9,5%.

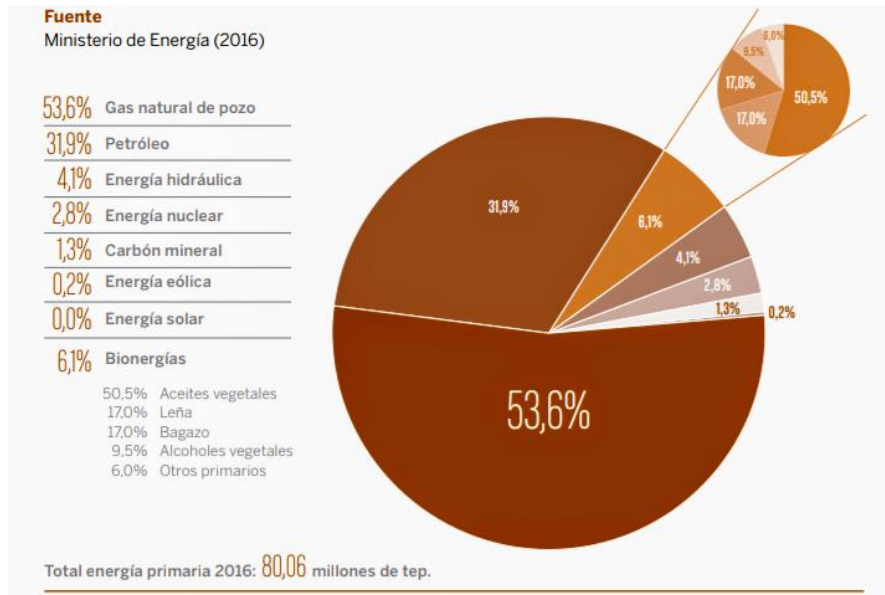


Figura 1.6. Mapa de las zonas productoras de maíz en Argentina.

### 1.7.1. A nivel nacional

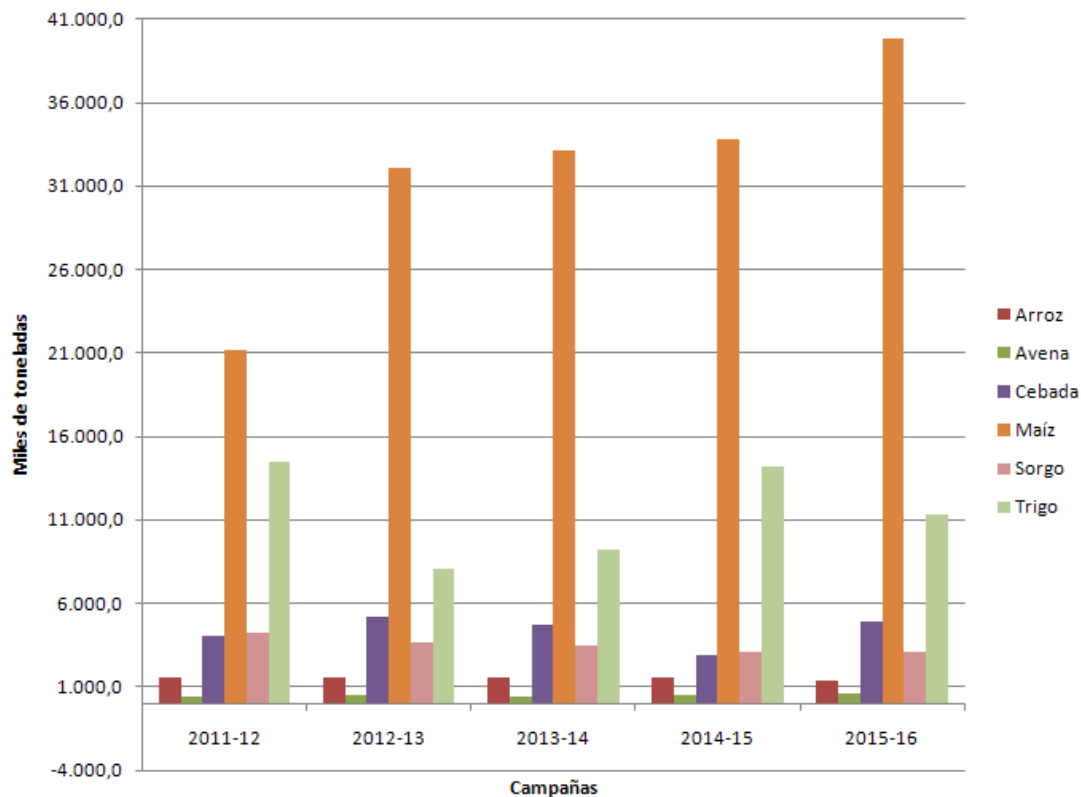
La agricultura es una de las principales actividades económicas de la República Argentina, ya que no sólo abastece la demanda interna, sino que también logra exportar el excedente de producción.

Argentina cuenta con una superficie continental de alrededor de 2,8 millones de kilómetros cuadrados y aproximadamente, **34 millones de hectáreas están destinadas a la agricultura**. Los principales cultivos que ocupan esa superficie son oleaginosas y cereales.

Debido a que la materia prima a utilizar para el presente proyecto, es un cereal (dado que se debe utilizar un material fermentable), se muestra a continuación la producción total de cereales y discriminada por tipo de los últimos años:

**Tabla 1.5.** Producción nacional de cereales por cultivo desde campaña 2011-2012 a 2015-2016 (en miles de tn)<sup>2</sup>

Campaña	Alpiste	Arroz	Avena	Cebada	Centeno	Maíz	Mijo	Sorgo	Trigo	TOTAL
2011-12	23,3	1.568,0	415,0	4.085,8	43,1	21.196,6	17,4	4.252,3	14.500,5	46.102,0
2012-13	18,2	1.563,4	495,9	5.158,2	39,7	32.119,2	11,2	3.625,8	8.025,0	51.066,6
2013-14	53,0	1.581,8	444,8	4.705,2	52,1	33.087,2	2,7	3.466,4	9.188,3	52.581,5
2014-15	31,7	1.558,1	524,7	2.901,5	97,4	33.817,4	4,6	3.098,1	14.143,4	56.176,9
2015-16	29,5	1.405,1	553,4	4.938,7	60,7	39.799,0	6,9	3.048,0	11.315,0	61.156,2



**Figura 1.7.** Comparación de producciones de cereales desde campaña 2011-12 a 2015-16.<sup>3</sup>

Tal como se observa en el gráfico anterior, el maíz lidera el sector de producción de cereales en Argentina en forma preponderante. A este hecho, debe sumarse que su producción aumentó en el período de tiempo analizado. Es decir que, **a nivel disponibilidad de materia prima, es un recurso más que recomendado para producir bioetanol**, frente al resto de los cereales que se producen en el país.

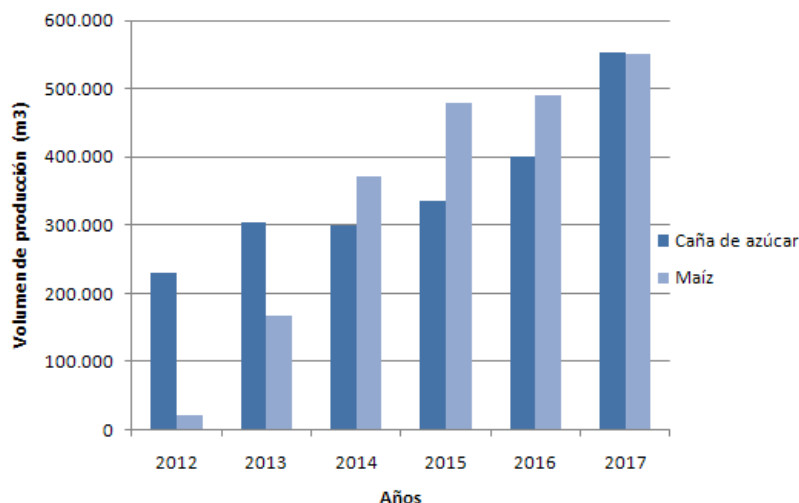
<sup>2</sup> Fuente: Ministerio de Agroindustria. Secretaría de Agricultura, Ganadería y Pesca. Dirección de Estimaciones Agrícolas y Delegaciones.

<sup>3</sup> No se presentan los datos de producción de alpiste, cebada y mijo, ya que los valores no son comparables a los demás cereales.

En Argentina, **la principal competencia como materia prima para el bioetanol es la caña de azúcar**. Por lo tanto, se analiza la producción de bioetanol a partir de ambos cultivos.

**Tabla 1.6.** Producción nacional de bioetanol en metros cúbicos en el período 2012-2017.<sup>4</sup>

Año	Producción a partir de caña de azúcar	Producción a partir de maíz	Producción total de bioetanol	Producción destinada a mercado interno
2012	229.989	20.500	250.489	237.843
2013	304.786	167.594	472.380	474.752
2014	299.864	371.257	671.121	663.102
2015	336.144	479.264	815.408	803.640
2016	400.109	489.838	889.946	910.892
2017	553.116	551.902	1.105.017	1.076.558



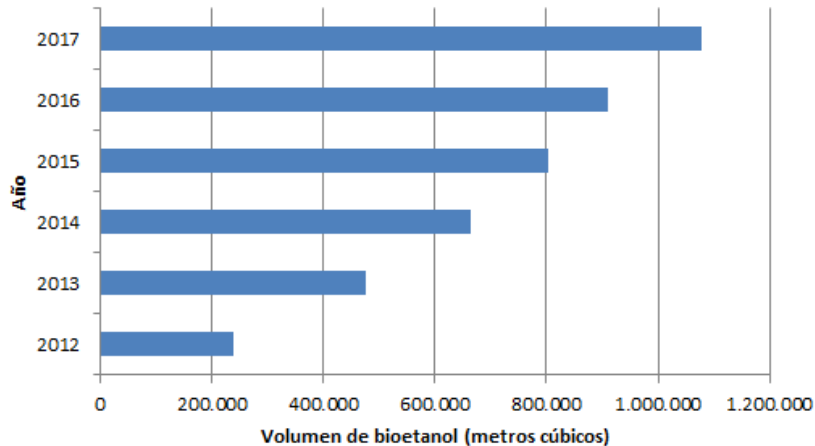
**Figura 1.8.** Comparación de la producción de bioetanol a partir de caña de azúcar y maíz.

En el período 2012-2017, puede observarse que la **producción de bioetanol presentó una tendencia claramente creciente**. Este hecho es consecuencia de la sanción y reglamentación en el año 2006 de la Ley 26.093: Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles. Como se detalló previamente, esta ley establece que todas las naftas que se comercialicen dentro del territorio nacional, deben ser mezcladas con bioetanol en un cierto porcentaje y que, las autoridades pueden aumentar esta cantidad cuando lo consideren necesario o disminuirla. Dado que en decretos posteriores, el porcentaje requerido de bioetanol en nafta aumentó, es que naturalmente, se vio incrementada su producción.

<sup>4</sup> Fuente: Ministerio de Energía y Minería. Secretaría de Recursos Hidrocarburíferos. Subsecretaría de Refinación y Comercialización. INDEC.



La **producción de bioetanol a partir de maíz presenta una tendencia creciente frente a la caña de azúcar**, debido a que se han reglamentaron decretos, cuyo objetivo es destinar mayor cantidad de maíz a la producción de bioetanol, dado que es uno de los cultivos preponderantes en la Argentina y, además, para equiparar el uso de ambas materias primas.



**Figura 1.9.** Producción de bioetanol para uso en mercado interno en el período 2012-2017.

Debido a la reglamentación de la ley 26.093, tal como se explicó previamente, es que la producción de bioetanol para uso dentro del territorio argentino aumentó. No obstante, se debe situar este crecimiento dentro de un contexto global, como una consecuencia de una tendencia marcada hacia el uso de combustibles alternativos, que repercute naturalmente en las medidas implementadas por el Estado Argentino.

Las principales empresas productoras de bioetanol a partir de maíz son:

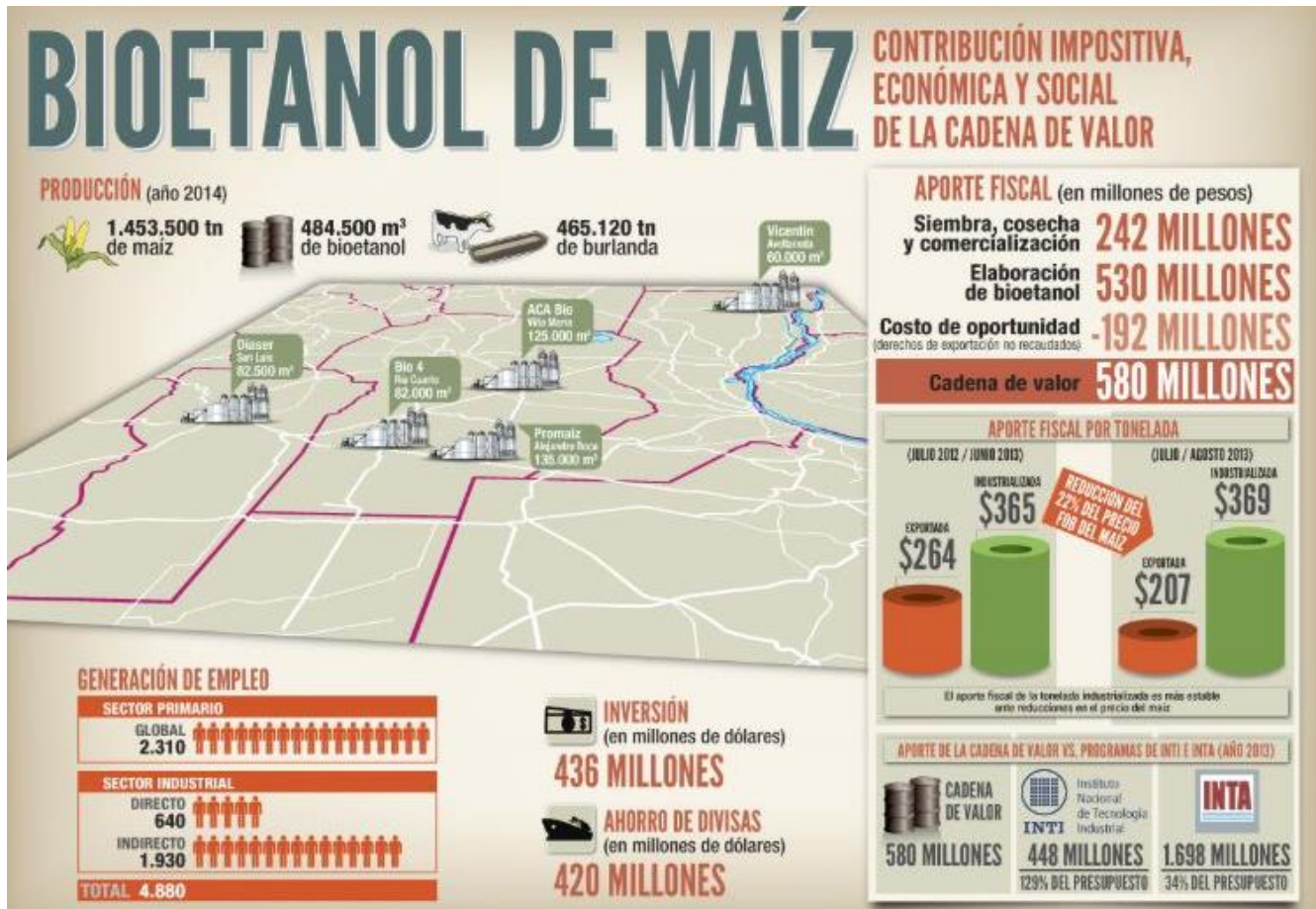
- Bioetanol Río Cuarto S.A (Río Cuarto, Prov. de Córdoba)
- Vicentín S.A.I.C (Avellaneda, Prov. de Santa Fe)
- Promaíz S.A (Alejandro Roca, Prov. de Córdoba)
- Aca Bio Cooperativa Ltda. (Villa María, Prov. de Córdoba)
- Diaser S.A (San Luis, Prov.de San Luis)

Por lo tanto, **el núcleo productor de bioetanol se ubica en la zona central de la República Argentina**. Es importante destacar que, en



la provincia de Buenos Aires, no se encuentran empresas radicadas aún, pero existen numerosos proyectos de inversión para los próximos años.

**Figura 1.10.** Infografía de la producción de bioetanol en Argentina.



Conocer los valores que se manejan en el mercado argentino de bioetanol producido a partir de maíz, permite situar el proyecto en un contexto económico actual y, por el momento, evaluar la factibilidad del mismo en forma cualitativa.

**Tabla 1.7.** Producción y ventas en metros cúbicos de bioetanol a partir de maíz por empresa en el período 2012-2017.<sup>5</sup>

Año		Bioetanol Río Cuarto	Vicentín	Promaíz	AcaBio Coop. Ltda.	Diaser
2012	Producción	18.588,5	1.911,3	0	0	0
	Venta	17.394,2	0	0	0	0
2013	Producción	74.922,6	53013,1	39.658,0	0	0
	Venta	74.988,7	55.070,1	39.083,9	0	0
2014	Producción	71.192,8	56.449,4	129029,4	77093,8	30.883,8
	Venta	71.400,8	55.373,0	128.232,7	74.139,4	30.432,7
2015	Producción	82.247,9	58308,5	139.714,0	125.424,1	73.570,4
	Venta	81.496,3	58016,4	135.728,3	126.442,8	73.886,3
2016	Producción	67.444,2	58.225,0	140.161,7	137.156,7	86.849,0
	Venta	65.325,1	58.531,3	144.958,9	135.447,0	86.262,8
2017	Producción	63.154,1	54.570,7	131.277,3	125.325,5	78.573,0
	Venta	59.823,5	54.997,7	129.145,0	121.053,4	78.955,0

<sup>5</sup> Fuente: Ministerio de Energía y Minería en base a DDJJ de las empresas. Datos de 2017 provisorios y hasta octubre de ese año.

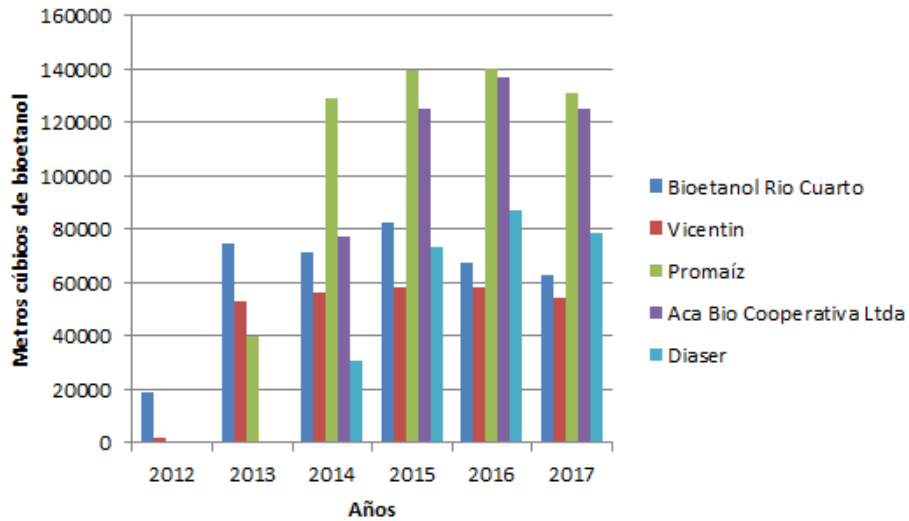


Figura 1.11 Producción en metros cúbicos de bioetanol a partir de maíz por empresa en el período 2012-2017.

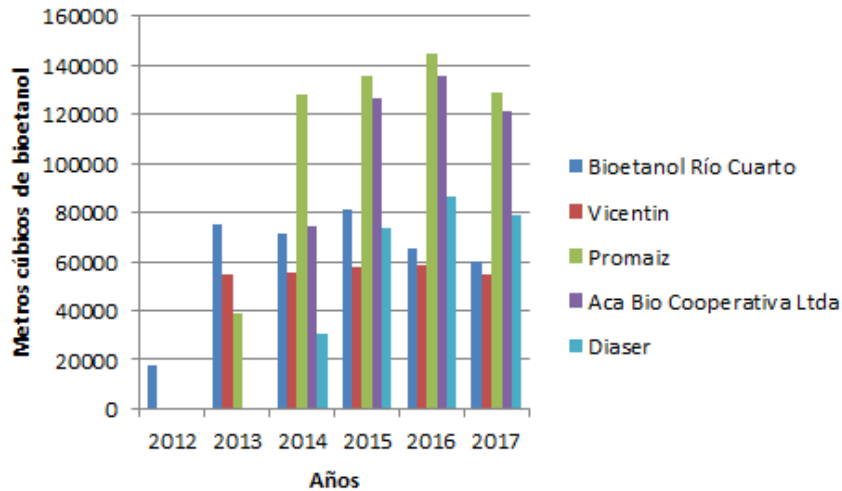


Figura 1.12. Ventas en m<sup>3</sup> de bioetanol producido a partir de maíz por empresa en el período 2012-2017.

Puede observarse que el mercado argentino de bioetanol con maíz como materia prima, presenta en el período de análisis una producción que se ve complementada con el volumen de ventas, es decir, que la mayor parte de la producción, se logra comercializar. Por lo tanto, **se puede inferir que en años posteriores, la demanda de bioetanol probablemente se incremente debido a la promoción de la utilización de combustibles alternativos** para el corte de naftas y, en particular, del producido a partir de maíz.

**Tabla 1.8.** Capacidad de producción en metros cúbicos por empresa.<sup>6</sup>

Empresa	Capacidad de producción (m3 de etanol/año)	Producción (m3 de etanol/año)	Producción/Capacidad de producción (%)
Promaíz	140.000	140.161,7	100%
Acabio Coop.Ltda.	145.000	137.156,7	95%
Diaser	82.500	86.849,0	105%
Bioetanol Río Cuarto	82.000	67.444,2	82%
Vicentín	60.000	58.225,0	97%

Los principales competidores del sector corresponden a las empresas cordobesas **Promaíz S.A** y **Aca Bio Cooperativa Limitada**, pues la capacidad de la planta a diseñar en el presente proyecto (100.000-500.000 m<sup>3</sup>/año) se encuentra en el rango de capacidad de estas empresas.

Promaíz S.A es una empresa surgida en agosto de 2013 como una alianza estratégica entre Aceitera General Deheza S.A (AGD) y Bunge Argentina S.A. Utiliza el proceso de molienda húmeda para la producción de bioetanol, con una capacidad de procesamiento de 350.000 toneladas de maíz por día, elaborando al año 140.000 metros cúbicos de bioetanol y 100.000 toneladas de proteína vegetal para alimentación animal.

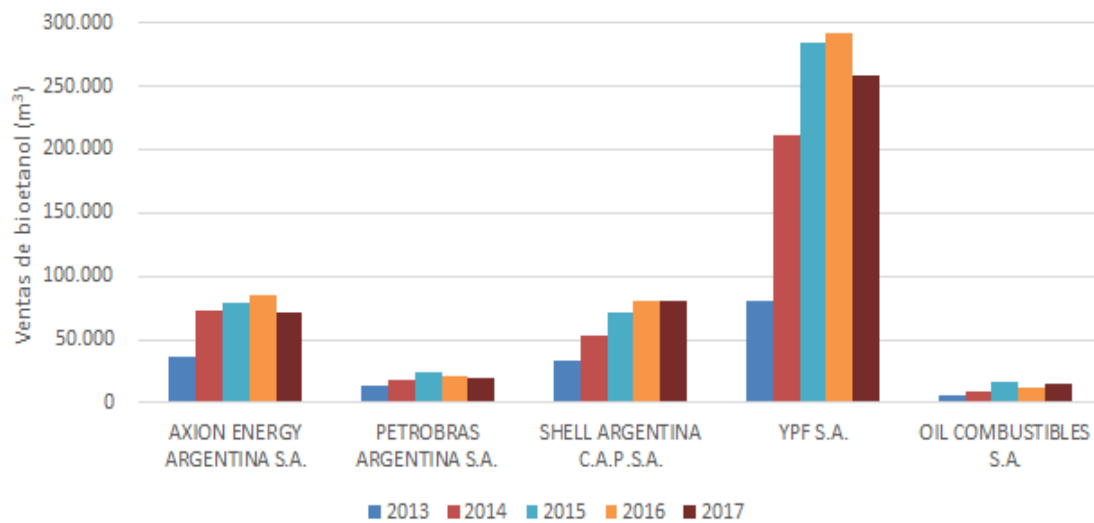
Aca Bio Cooperativa Ltda. es un emprendimiento en conjunto entre la Asociación Argentina de Cooperativas y 63 cooperativas asociadas. La planta tiene una capacidad de producción de 145.000 metros cúbicos y 140.000 toneladas de DDGS y 33.000 toneladas de CO<sub>2</sub>, a partir de 375.000 toneladas de maíz crudo. Esta empresa comenzó a distribuir bioetanol entre las petroleras en abril de 2014. Algunos datos de interés de Aca Bio son que el proceso de producción que utiliza no genera efluentes industriales y, que a partir de excedentes de vapor, co-genera la energía eléctrica de la planta

En cuanto a los principales clientes del mercado del bioetanol, se encuentran diferentes petroleras que extraen o comercializan combustibles en el territorio nacional.

<sup>6</sup> Fuente: Ministerio de Energía y Minería.

**Tabla 1.9.** Ventas totales de bioetanol en metros cúbicos en el período 2013-2017 en metros cúbicos.<sup>7</sup>

Año	Axion Energy Argentina S.A	Petrobras Argentina S.A	Fox Petrol S.A	Refinería del Norte S.A	Shell Argentina S.A	YPF S.A	Energía y Derivados del Petróleo S.A	Oil Combustibles S.A	Trafigura Argentina S.A
2013	35.956	13.689	0	0	33.234	79.769	152	6.344	0
2014	72.705	18.299	307	0	52.936	210.781	843	9.030	0
2015	78.369	24.552	576	0	71.640	283.636	644	16.152	0
2016	85.166	21.568	0	254	79.862	291.144	0	12.532	0
2017	71.847	18.898	0	0	79.888	257.698	0	15.182	461



**Figura 1.13.** Ventas totales a empresas petroleras de bioetanol producido a partir de maíz en el período 2013-2017.

El principal cliente del mercado de bioetanol producido a partir de maíz es la petrolera nacional YPF S.A. En 2017<sup>8</sup>, la comercialización de naftas aumentó un 7,3% respecto al año anterior, siendo YPF, la empresa más beneficiada, con un incremento del 7,7% en las ventas. Además, en el período 2016-2017, la empresa logró aumentar su porcentaje de participación en el mercado al 55%, seguida de Shell (20%) y Axion Energy (14%).

En cuanto a la relación con clientes internacionales, **Argentina no ha exportado aún bioetanol**, principalmente porque los productores locales se enfocan en cumplir con el mandato de la ley 26.093. Aunque los cuatro países del Mercosur (Brasil, Paraguay, Uruguay y Venezuela) podrían exportar etanol a Argentina libre de impuestos, no lo han

<sup>7</sup> Fuente: Ministerio de Energía y Minería en base a DDJJ de las empresas. Datos de 2017 provisorios y hasta octubre de ese año.

<sup>8</sup> Fuente: Asociación de Operadores de YPF.

hecho tampoco. Los países que no pertenecen al Mercosur enfrentan un arancel del 20% para ingresar su producción al mercado argentino.

Con una política diseñada para fortalecer la producción nacional, Argentina podría convertirse en un exportador de bioetanol y, con un mercado favorable, lograr acceso a otros países de América del Sur.

### 1.7.2. A nivel mundial

Como se mencionó previamente, el impulso a la producción de bioetanol en Argentina, se ve incluido en un contexto mundial, gracias a las políticas implementadas por los países, tendientes a la reducción del uso de combustibles fósiles y a la promoción de diferentes fuentes de energías renovables.

**Tabla 1.10.** Producción total de bioetanol en millones de galones en el período 2014-2017.<sup>9</sup>

Países	2014	2015	2016	2017
<b>Estados Unidos</b>	14313	14807	15329	15800
<b>Brasil</b>	6190	7093	7295	7060
<b>Unión Europea</b>	1445	1387	1377	1415
<b>China</b>	635	813	845	875
<b>Canadá</b>	510	436	436	450
<b>Tailandia</b>	310	334	322	395
<b>Argentina</b>	160	211	264	310
<b>India</b>	155	211	225	280
<b>Resto del mundo</b>	865	391	490	465

<sup>9</sup> Fuente: RFA (Renewable Fuels Association).

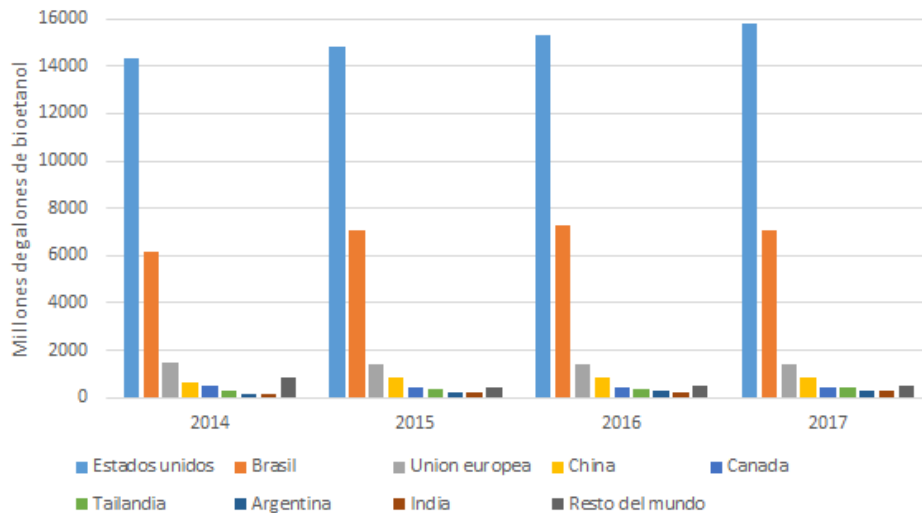


Figura 1.14. Producción mundial de bioetanol en millones de galones en el período 2014-2017.

Estados Unidos es el mayor productor mundial de etanol, habiendo producido en 2017 más de 15 mil millones de galones. **Estados Unidos y Brasil producen el 85% del bioetanol del mundo.** Mientras que la **Argentina representa aproximadamente el 1% de la producción mundial.** La gran mayoría del etanol de Estados Unidos, se produce a partir del maíz, mientras que Brasil utiliza principalmente caña de azúcar.

Es necesario destacar que, ni Estados Unidos ni Europa son capaces de ser autosuficientes empleando este tipo de combustible para el sector transporte. El principal problema es debido a la falta de tierras para llevar a cabo los cultivos de la materia prima, ya que tienen que ser compatibles con los cultivos destinados a la alimentación.

En cambio los países de América del Sur, no tienen este tipo de problemas ya que cuentan con regiones más potentes, climas más ventajosos y menor densidad poblacional.

Considerando el volumen de producción de EE.UU, naturalmente surge que es el principal competidor en el mercado mundial del bioetanol. Sin embargo, **debido a la cercanía geográfica, podría decirse que Brasil sería el principal competidor para la Argentina.**

En Brasil, ocurre la particular situación en la que el 15,7% de la oferta primaria de energía proviene de la caña de azúcar, haciendo que tenga cubierta su matriz energética con un 43,5% de energías renovables, y triplique el promedio mundial de uso de energías renovables (13,2%). Además, el 72% de la flota de vehículos ligeros funciona con motores flex o totalmente con etanol. Por otro lado, en Brasil el mercado de bioetanol se encuentra desarrollado hace décadas (en 1975 se estableció el primer programa de promoción de este producto), mientras que en Argentina desde hace poco más de una década comenzó a desarrollarse.



**Tabla 1.11.** Demanda de etanol en países de América Latina.

Países	Demanda de etanol E10 <sup>10</sup> (mil m <sup>3</sup> )	Producción (mil m <sup>3</sup> )
Uruguay	28,1	0,7
Paraguay	23,3	45,3
Bolivia	76,3	33,8
Perú	120,4	78,4
Ecuador	194,4	47,1
Venezuela	1.207,1	0
Colombia	493,7	270
Costa Rica	85,5	30,5
México	3.945,5	445,2
Chile	600,0	Sin información

Como se observa en la tabla anterior, el consumo de bioetanol en América Latina es considerable. Los principales consumidores son México, Venezuela, Chile y Colombia. México, Colombia y Venezuela son países que por su distancia a la Argentina, sería poco probable que fueran importadores de bioetanol. Además, Venezuela se encuentra atravesando una crisis económica muy pronunciada.

En cambio, en Chile sólo se produce un 2% del total de petróleo que se consume, dejando un 98% en manos extranjeras. Esta dependencia casi total de energía se podría solucionar logrando una diversificación de la matriz energética, sin embargo, de acuerdo al Consejo de Granos de EE.UU, Chile es un país con poca experiencia en el uso de bioetanol como combustible: las regulaciones gubernamentales permiten mezclar etanol en combustible entre 2-5%. No se halló información respecto a la producción de bioetanol, ya los proyectos existentes se encuentran en fase piloto.

Uruguay es un país que carece de reservas petrolíferas, por lo que ingresó al mercado de biocombustibles para disminuir los costos de importaciones de combustibles fósiles. El porcentaje de corte de naftas obligatorio es del 5%. Su gobierno considera la producción de biocombustibles como una política de Estado, proponiendo que entre 2005 y 2030, la reducción del consumo de combustibles derivados del petróleo en el transporte sea de un 15%. Sin embargo, sólo

En Paraguay, el corte obligatorio de bioetanol es del 25%. Dado que no cuenta con reservas de combustibles fósiles, el gobierno paraguayo ha instrumentado planes para el

<sup>10</sup> Mezcla de un 10% con gasolina (E10).

fomento de la producción de biocombustibles. Existen 12 plantas productoras en el país, que logran satisfacer la demanda de bioetanol. Por lo tanto, es poco probable que Paraguay importe bioetanol de Argentina.

Bolivia posee reservas de petróleo pero no llegan a satisfacer la demanda interna, (en 2017, se produjeron 24 mil barriles de nafta por día y la demanda fue de 32 mil). Sin embargo, su gobierno decidió recién a comienzos de 2018, comenzar a fomentar la producción de biocombustibles. Por lo tanto, es posible que Bolivia sea un potencial cliente.

De acuerdo a lo analizado previamente, **los potenciales clientes para la exportación de bioetanol son Bolivia, Chile y Uruguay.**

### 1.7.3. Precios de materias primas

**Tabla 1.12.** Precio de las diferentes materias primas en marzo de 2018.

Materia prima	Precio (\$/tn)
Maíz	3.380,0
Caña de azúcar	1.250,0
Remolacha	631,3

Como se puede observar en la tabla 1.12, el precio del maíz y la caña de azúcar es de nuestro país. En cambio, el precio de la remolacha es de España, ya que no se siembra remolacha azucarera en Argentina en gran proporción.

Comparando el precio de la caña de azúcar y del maíz, es notable la diferencia de precios que existe, por lo que el maíz resulta una materia prima óptima para el proceso.

Si bien la remolacha presenta un precio inferior al maíz, el hecho de que debe ser importada aumenta los costos de materia prima. Por otro lado, teniendo en cuenta que el bioetanol puede producirse a partir de otros cultivos que existen en el país, se descarta la remolacha como materia prima.

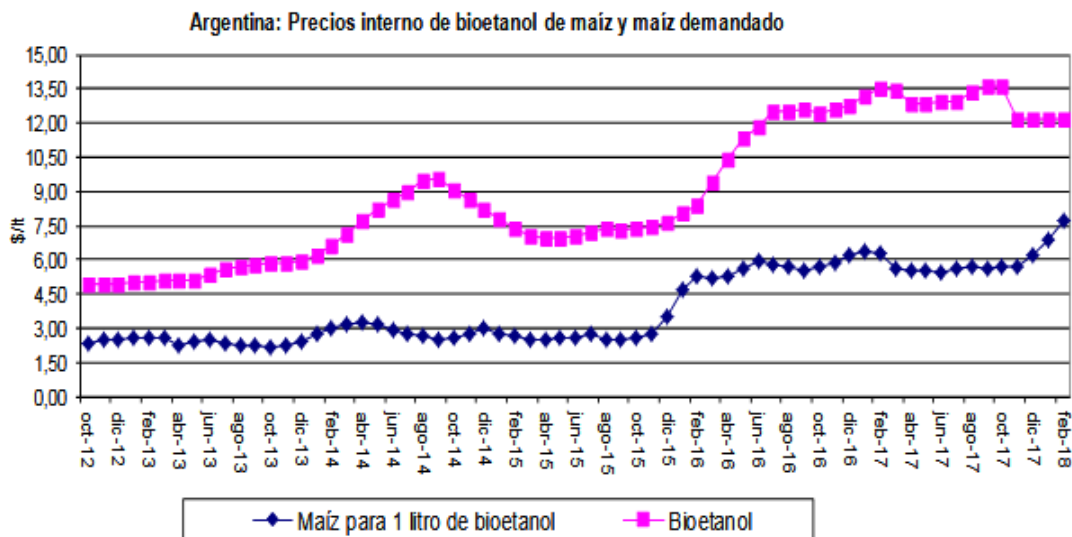
### 1.7.4. Precios del bioetanol

El precio del bioetanol según la Resolución 21/2018 del Ministerio de Hacienda, vigente desde el 4 de octubre de 2018 es:

**Tabla 1.13.** Precio de bioetanol en nuestro país.<sup>11</sup>

Tipo de bioetanol	Precio (\$/L)
Maíz	18,318
Caña de azúcar	21,999

Vale aclarar que **la diferencia de precio entre el bioetanol de caña y el de maíz obedece a que el impacto ambiental positivo del producto originado en la caña de azúcar es mucho mayor al de maíz** (por cada unidad de energía consumida genera entre 8 y 11 unidades, a diferencia del maíz que genera 2,3). Por este motivo le asignan un precio mayor al bioetanol de caña.



**Figura 1.15.** Variación de los precios internos de bioetanol de maíz y maíz demandado (\$/lt) en el período octubre 2012- febrero 2018.<sup>12</sup>

Como tendencia general, puede observarse que el precio del maíz fue incrementándose a la par del precio del bioetanol. En particular, se observa que, desde octubre de 2017, **el precio del bioetanol se mantuvo constante, pese al marcado aumento de la materia prima.**

<sup>11</sup> Fuente: Ministerio de Energía y Minería.

<sup>12</sup> Fuente: Ministerio de Agroindustria. A partir de octubre de 2012 el precio del bioetanol se dividió en dos de acuerdo al insumo utilizado. En este caso, se tomó el del elaborado a base de maíz.

**Tabla 1.14.** Comparación de precios del bioetanol vigentes en febrero 2018.<sup>13</sup>

País	Materia prima	Precio (\$/L)
Argentina	Maíz	12,193
Brasil	Caña de azúcar	18,1101
EE.UU	Maíz	7,771

Actualmente, Argentina satisface su demanda de bioetanol, pero sí se reglamenta un nuevo aumento en el corte de las naftas y las empresas productoras no aumentan su capacidad de producción, se estaría corriendo el riesgo de que Brasil ingrese su producción al mercado nacional. Comparando los precios del bioetanol informados en la tabla 1.12, se observa que **Argentina presenta un precio más competitivo que el de Brasil, pero es necesario aclarar que existen numerosos reclamos para una actualización del mismo**, debido al aumento en el costo de la materia prima.

El precio mayorista de la nafta común (con impuestos incluidos) es de 18.843 \$/L. Naturalmente, es un poco más elevado que el precio del bioetanol, dado el costoso procesamiento que recibe. Sin embargo, no difiere tanto del precio del bioetanol de maíz, por lo que, podría decirse que el bioetanol resulta un **producto poco competitivo a nivel precio**.

### 1.7.5. Precios de subproductos

A continuación, se listan los precios de los subproductos del bioetanol producido a partir de maíz. Se muestran solamente los precios correspondiente a subproductos que se obtienen del proceso de molienda seca, ya que es el más utilizado.

**Tabla 1.15.** Precios de subproductos de bioetanol.

Subproducto	Precio (U\$/tn)
DDG	115
DDGS	230,6
WDGS	131,3
CO <sub>2</sub>	12,94

Tal como se observa en la tabla anterior, el mayor precio corresponde a los DDGS, ya que su proceso de obtención es el más complejo (involucra la recuperación de todos los sólidos remanentes y su evaporación). Por lo tanto, los WDGS son los de menor costo.

<sup>13</sup> Los precios de bioetanol de Brasil y EE.UU estaban dados en sus respectivas monedas, por lo que se utilizó la cotización de precio de venta del Banco Nación al cierre del 16/03/2018 para convertirlos en pesos argentinos.

## 1.8. Datos macro

Se presenta información del proceso de producción de bioetanol de maíz, de forma tal, de poder dimensionar claramente los valores involucrados:

**Tabla 1.16.** Energía invertida en el cultivo de una hectárea de maíz y en el procesado industrial del grano necesario para obtener 1000 litros de bioetanol.

Datos macro con 1000 L de etanol como base
1 ha de cultivo de maíz produce 8976 kg de maíz/año, que permite producir 3141 L de etanol.
Para producir 1000 L de etanol se requieren 0,32 ha. de cultivo, con un consumo de 1638 Mcal en el cultivo y 3797 Mcal en el proceso industrial.
La energía contenida en 1000 L de etanol en los 1000 L de etanol corresponde a 5610 Mcal
La producción de etanol corresponde 1,03 veces la energía invertida, es decir, que el balance de energía neto es de un 3%.
Los residuos de la destilación, DDGS, contienen 4704 Mcal más.
Si se aprovechan estos subproductos, el rendimiento se eleva a 1,90 veces la energía invertida.
En el cultivo, se emiten 605 kg de CO <sub>2</sub> .
En el proceso industrial, se emiten 1139 kg de CO <sub>2</sub> .
Para producir la energía equivalente a 1 L de nafta, se requieren 1,52 L de etanol.
La combustión de 1 L de nafta en un auto, supone una emisión de 2555 kg de CO <sub>2</sub> .

El costo resultante, en términos energéticos, de producir un litro de etanol resulta de 5435 kcal, como se ve en la tabla 1.16. Si se compara esta cifra con el contenido energético del propio etanol (5610 kcal/litro) resulta obvio que ambas cantidades resultan prácticamente iguales. **El negocio de la producción de bioetanol a partir del grano de maíz resulta ser escasamente rentable, en términos energéticos, ya que requiere invertir prácticamente la misma cantidad de energía que se recupera con el etanol.**

Por cada kilogramo de maíz procesado se obtienen 330 g de DDGS con un contenido energético de 525 kcal/kg.

Los 2857 kilos de maíz utilizados para producir los 1000 litros de etanol producen 943 kg de DDGS con un contenido energético de 4900 kcal/kg o, un total de 4.7 Mcal que se añaden a los 5.6 Mcal contenidas en el etanol. Si se contabiliza el contenido energético de estos productos secundarios aumenta considerablemente el rendimiento energético del balance global de producción de bioetanol hasta un valor de 1.9.

La reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> que supone sustituir un litro de nafta fósil por bioetanol de maíz es de 152 gramos.

## 1.9. Ubicación de la planta de producción de bioetanol

---

Para seleccionar la ubicación óptima de la planta se consideraron los siguientes aspectos:

- Se debe ubicar la planta de producción en una zona de alta disponibilidad de materia prima. En este caso, cercana a plantaciones de maíz para disminuir costos de logística y transporte.
- En cuanto a la comercialización de los subproductos, debe considerarse en el análisis de factibilidad y de localización de la industria, ya que debe existir una demanda capaz de absorber esta oferta, con un entramado productivo, comercial y logístico eficiente.
- En el caso particular de seleccionar el proceso de molienda seca, debe considerarse el bajo tiempo de conservación del WDGS y su elevado precio de transporte. Algunos autores y experiencias aconsejan que la demanda de WDGS se encuentre en un radio inferior a los 100 kilómetros de la planta.
- Considerar la ubicación de los competidores del sector.
- Debido a la capacidad de la planta a diseñar, la misma debe ubicarse dentro de algún Parque Industrial. Además para tener fácil acceso a los servicios que los mismos ofrecen.
- Dado que la mayoría de los subproductos de los dos procesos detallados, están destinados a uso animal, debe considerarse que la zona de ubicación de la planta debe ser cercana a establecimientos ganaderos. Preferentemente de ganado bovino, que es al que se destinan en mayor parte los subproductos, pero podría ser porcino o avícola.

A partir del análisis realizado, se determinó que **la provincia óptima para la instalación de una planta de producción de bioetanol es la provincia de Buenos Aires**. En primer lugar, debido a que aún no existen empresas instaladas en este territorio, por lo que existiría la posibilidad de abrir el mercado del bioetanol. Por otro lado, en la zona cercana al noroeste de la provincia de Buenos Aires existe una densidad de producción de maíz considerable (figura 1.3). Además, esta provincia corresponde a la principal zona de cría de ganado bovino del país (figura 1.12), lo que permitiría comercializar los subproductos para origen animal del proceso.

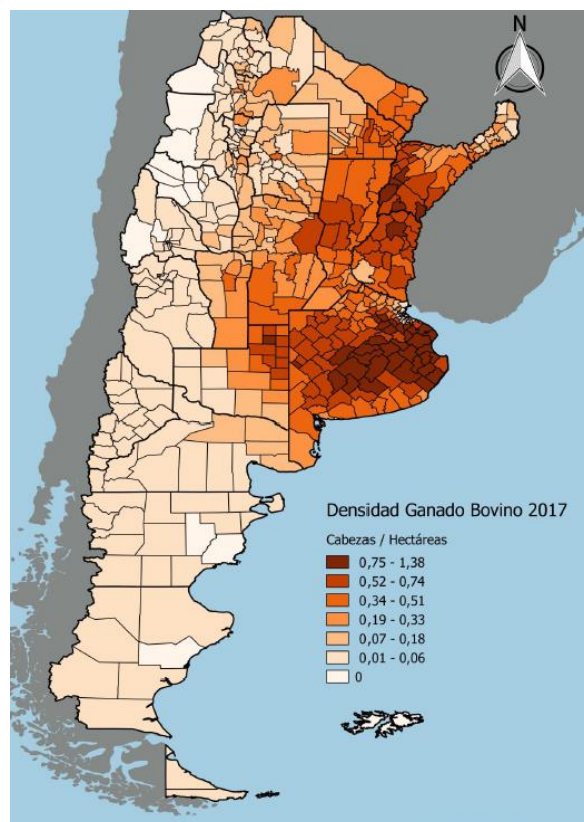


Figura. 1.16. Densidad de ganado bovino en el territorio argentino para el año 2017.<sup>14</sup>

Por lo tanto, habiendo propuesto esta provincia, se procedió a buscar Parques Industriales en los cuáles podría instalarse la planta:

- Parque Industrial de Junín (superficie total: 84,31 ha)
- Parque Industrial de Pergamino (superficie total: 69,91 ha).

**Se decide finalmente instalar la planta en Pergamino**, dada la cercanía que presenta con las ciudades de Buenos Aires y Rosario, que tienen importantes puertos.

## 1.10. Justificación preliminar de proyecto

De acuerdo al análisis realizado en el presente capítulo, se concluye en que **el proyecto propuesto es viable**, sobre todo considerando que Argentina es un país que ha implementado políticas para la promoción y el uso de combustibles renovables derivados de la biomasa, que no sólo tienen como objetivo el cuidado del medio ambiente, sino que también proponen una nueva forma de relacionar diferentes actividades económicas. En el caso particular del bioetanol de maíz, permite ampliar el mercado de este combustible, pero además, genera lazos entre la producción agropecuaria y la explotación ganadera, que son las principales actividades económicas del país.

<sup>14</sup> Fuente: SENASA.

Como se analizó previamente, la demanda de bioetanol crecerá, generando la necesidad de aumentar la capacidad de producción de las empresas existentes, conformando una oportunidad para nuevos emprendimientos y posicionando a la Argentina como un importante productor regional.

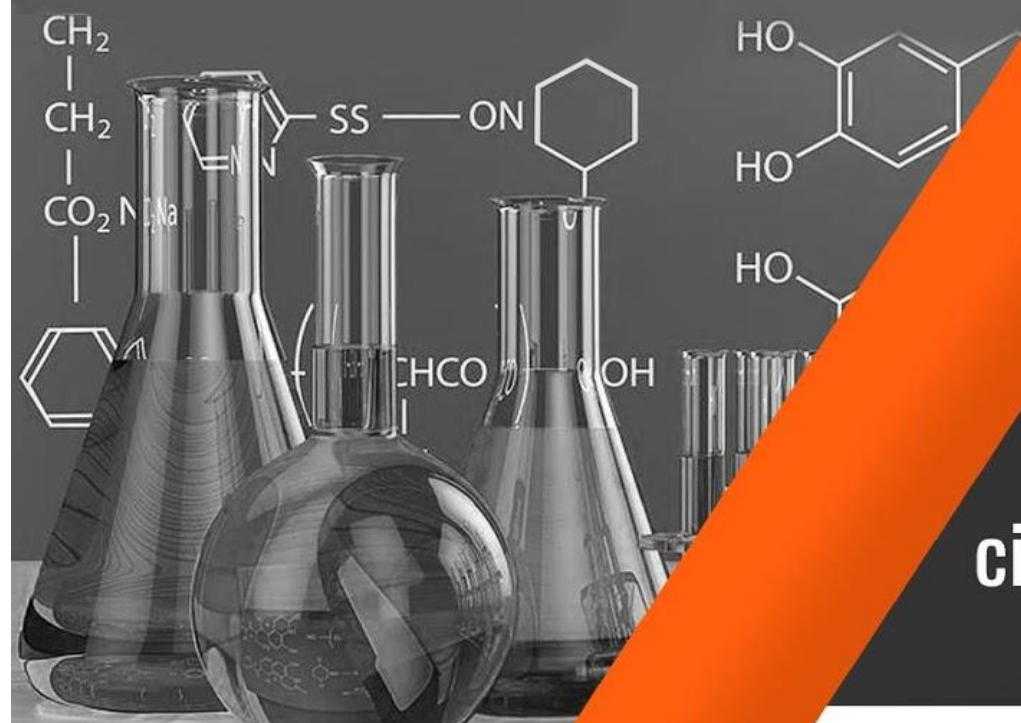
## 1.11. Bibliografía

---

- [1.1] Ministerio de Energía y Minería de la Nación, Biocombustibles, <http://www.energia.gob.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=3025>
- [1.2] Ministerio de Agroindustria de la Nación, Informes de Biocombustibles, <https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/>
- [1.3] ANP o Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Superintendência de Defesa da Concorrência, Estudos e Regulação Econômica, <http://www.anp.gov.br>
- [1.4] Bothast R.J, Schlicher M.A (2005), *Biotechnological Processes for conversion of corn into ethanol*, Applied microbiology and biotechnology, 67(1), p.19-25.
- [1.5] Gracia, C. (2011), *Biocombustibles: ¿Energía o alimento?*, Capítulo 4.
- [1.6] Eyherabide G. (2012), *Bases para el manejo del cultivo de maíz*, INTA Pergamino.
- [1.7] Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria, Producción vegetal: Cereales y oleaginosas, <https://inta.gob.ar/cereales-y-oleaginosas>
- [1.8] Instituto Nacional de Estadísticas y Censos, Energía: Biocombustibles, [https://www.indec.gob.ar/nivel4\\_default.asp?id\\_tema\\_1=3&id\\_tema\\_2=36&id\\_tema\\_3=90](https://www.indec.gob.ar/nivel4_default.asp?id_tema_1=3&id_tema_2=36&id_tema_3=90)
- [1.9] Instituto Nacional de Estadísticas y Censos, Sector agropecuario: Producción agropecuaria, [https://www.indec.gob.ar/nivel4\\_default.asp?id\\_tema\\_1=3&id\\_tema\\_2=8&id\\_tema\\_3=89](https://www.indec.gob.ar/nivel4_default.asp?id_tema_1=3&id_tema_2=8&id_tema_3=89).
- [1.10] Renewable Fuels Association, <http://www.ethanolrfa.org/producers/>
- [1.11] Galvéz, L., *Etanol. Producción y tendencias de desarrollo*, Conferencia Polo Científico del Oeste de La Habana, 2005.



# CAPÍTULO 2



**Análisis  
cinético de reacción**



## 2.1. Resumen ejecutivo

---

En el presente capítulo, se determinaron las materias primas a utilizar y cómo se llevará a cabo el proceso de obtención de bioetanol.

La principal materia prima es el maíz tipo dentado con un contenido promedio de almidón del 69.5%. El almidón presente en el maíz se debe hidrolizar para obtener azúcares fermentables, en este caso, glucosa. Para esta transformación, se decidió implementar la hidrólisis catalizada por una enzima especial denominada GSHE (granular starch hydrolyzing enzymes). En cuanto a la fermentación, se realizará utilizando la levadura *Saccharomyces cerevisiae* debido a los altos rendimientos, la elevada tolerancia al etanol que presenta y su amplia disponibilidad comercial.

En el Capítulo 1 se determinó una producción de 250.000 m<sup>3</sup> de bioetanol anuales y la utilización de un proceso de molienda seca continuo.

Al analizar el proceso convencional de obtención de bioetanol y notar que involucra numerosos equipos y requerimientos energéticos variables en cada etapa, es que se decide implementar una integración de proceso tipo SSF (“sacarificación y fermentación simultáneas”).

En cuanto a las condiciones de operación, se va trabajar a presión atmosférica, pH ácido cercano a 5 y a una temperatura de aproximadamente 35°C. La temperatura elegida si bien disminuye la actividad enzimática, proporciona el medio adecuado para el desarrollo de la biomasa. Respecto al análisis termodinámico, se observó que el proceso es exotérmico y espontáneo.

Por otro lado, realizando un análisis cinético, se adoptó un modelo no estructurado que considera las variaciones de concentración de almidón, glucosa, levadura y etanol. El mismo permitió estimar el tiempo óptimo de fermentación (72 h) y realizar **cálculos preliminares de producción para un reactor TAC:**

- Volumen de reactor= 20.302,81 m<sup>3</sup>.
- Cantidad de maíz= 141.696,7 kg/h.
- Cantidad de levadura= 140.99 kg/h.
- Cantidad de glucosa = 6494,08 kg/h.

Subproductos obtenidos:

- DDGS = 40.525,26 kg/h.
- CO<sub>2</sub> = 43.004,95 kg/h.

## 2.2. Análisis de la red química: materias primas y reacciones involucradas

---

En forma general, en el proceso de producción de bioetanol ocurren dos transformaciones químicas principales. En primer lugar, se debe transformar al almidón contenido en el grano de maíz en un tipo de azúcar simple fermentable, mediante un proceso de hidrólisis. En segundo lugar, ocurre la reacción de fermentación que se lleva a cabo en presencia de una levadura, para la obtención de bioetanol y dióxido de carbono como productos.

## 2.2.1. Materias primas

A continuación, se presenta una descripción de las materias primas utilizadas en el proceso de producción de bioetanol.

### Maíz

El maíz (*Zea mays*) que se utiliza para este proceso es del tipo dentado.

De los diferentes componentes que constituyen los granos de maíz, el almidón es el de interés para las reacciones que tienen lugar en el proceso. Por lo tanto, el primer tratamiento que se le debe realizar al maíz es la extracción del almidón contenido en los granos.

El almidón de maíz está compuesto por la mezcla de dos polisacáridos: amilosa en un 25% y amilopectina en un 75%, agrupados en forma de gránulos. Si bien ambos están formados por cadenas de glucosa, difieren entre sí por la forma de unión, la cual puede ser por enlaces 1-4 en la amilosa y por enlaces 1-4 y 1-6 en la amilopectina. Por lo tanto, la amilosa presenta una estructura lineal formada por más de 1000 unidades de glucosa alfa y la amilopectina, una estructura ramificada con 1000-6000 unidades de glucosa. En la figura 2.1 pueden visualizarse sus estructuras químicas.

Para su empleo, el maíz no requiere de un pretratamiento que plantee problemáticas al proceso, ya que consiste únicamente en la limpieza con aire seco y molienda de la materia prima. Luego, ya se lo puede ingresar al proceso.

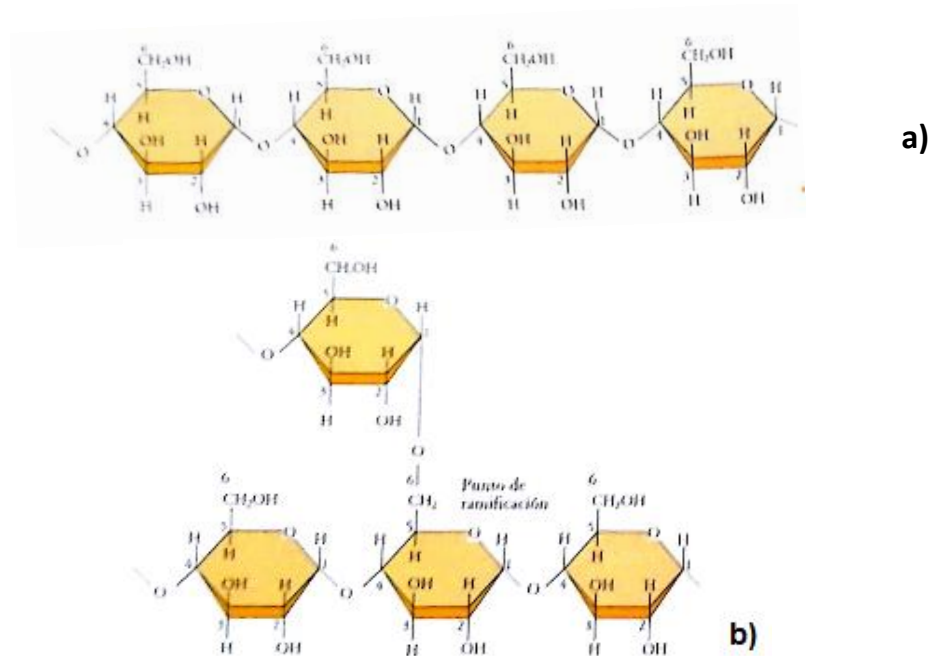


Fig. 2.1. (a) Estructura de la amilosa. (b) Estructura de la amilopectina.

Tabla 2.1. Concentración de macronutrientes y densidad en híbridos plantados en Argentina.<sup>15</sup>

<sup>15</sup> AM (almidón modificado). DR(almidón modificado y con alta lisina).

Híbrido	Tipo	%H2O	%Proteína	%Aceite	%Almidón	Densidad (g/cm3)
HC 49	AM	12,8	10,6	6,2	69,1	1,280
HC 50	DR	11,5	12,9	5,0	69,3	1,293
HC 52	AM	12,9	9,3	6,5	70,0	1,256
HC 59	DR	12,0	12,1	5,8	68,8	1,315
HC 61	AM	11,7	12,4	5,6	69,0	1,319
HC 71	DR	12,2	11,1	6,6	68,8	1,272
HC 74	DR	12,8	9,4	6,5	70,0	1,256
HC 77	DR	10,7	14,3	5,3	68,4	1,308
HC 80	DR	13,0	12,5	6,1	67,1	1,275
HC 81	AM	11,5	11,9	6,6	68,7	1,298
HC 87	DR	13,6	9,0	6,0	70,1	1,313
HC 91	DR	11,6	12,3	5,2	69,3	1,323
HC 92	DR	12,1	12,2	5,8	68,6	1,308
HC 93	DR	12,3	10,8	6,2	69,7	1,038
HC 96	DR	10,5	11,4	6,6	70,2	1,268
HC 97	DR	10,1	11,0	6,3	71,3	1,272
HC 98	AM	11,8	12,2	6,3	68,4	1,288
HC 108	DR	8,0	10,5	7,3	73,0	1,204
HC 132	DR	12,2	10,8	6,8	68,9	1,312
HC 138	AM	11,2	12,9	4,4	70,2	1,309
HC 140	AM	11,8	11,8	6,6	68,5	1,307
HC 141	DR	11,1	11,9	6,4	69,3	1,301
HC 144	DR	9,9	9,7	7,2	72,0	1,238
<b>Promedio</b>	-	11,6	11,4	6,1	69,5	1,276

De acuerdo a los datos bibliográficos presentados en la tabla 2.1., existen ligeras variaciones en la composición y densidad de los híbridos de maíz plantados en Argentina. Por lo tanto, se procedió a realizar un promedio de los datos. En cuanto al porcentaje de

almidón en el grano, si bien corresponde utilizar el dato de menor valor para considerar el caso más conservador, puede observarse que los valores no difieren significativamente entre sí. Luego, **se decidió considerar un porcentaje de almidón en grano del 69,5%**.

## Enzimas

Las enzimas son moléculas de proteína globulares, cuya función es acelerar una reacción química específica, es decir, actúan como catalizadores biológicos.

En el caso de la producción de bioetanol, catalizan las reacciones de degradación del almidón, por lo que se las denomina también como enzimas hidrolizantes, siendo las amilasas las enzimas más utilizadas en este proceso. Existen dos tipos: la  $\alpha$ -amilasa y la  $\beta$ -amilasa, las cuales se diferencian en el modo de desdoblar la molécula de almidón.

La  $\alpha$ -amilasa corresponde a una endoenzima<sup>16</sup>, actúa sobre los enlaces  $\alpha$  (1-4) glucosídicos, formando dextrinas. Cuando existen cadenas laterales de unión  $\alpha$  (1-6) de amilopectina la acción de esta enzima ocurre sólo sobre los enlaces  $\alpha$  (1-4), la unión 1-6 se conserva. Además, es posible bajo una acción prolongada de  $\alpha$ -amilasa, desdoblar todo el polisacárido a maltosa.

La  $\beta$ -amilasa puede efectuar desdoblamiento de la amilosa y la amilopectina, sólo a partir de los extremos no reductores de estas moléculas, separándose cada vez dos unidades de glucosa en forma de maltosa. Esta es una exoenzima<sup>17</sup> que tampoco puede desdoblar los enlaces  $\alpha$  (1-6) de amilopectina. Por lo tanto, las moléculas de amilopectina sólo pueden ser degradadas parcialmente por las amilasas.

De los dos tipos presentados, **la enzima  $\alpha$ -amilasa es la más utilizada en la etapa de licuefacción del almidón de maíz**, dado que puede tolerar temperaturas de hasta 110°C.

Como se detalló previamente, el proceso siguiente a la licuefacción es la sacarificación. **La enzima mayormente utilizada en la sacarificación es la glucoamilasa** (amiloglucosidasa). Este tipo de enzima, corresponde a una exoenzima, que hidroliza las uniones  $\alpha$ (1,4) de los extremos no reducibles de la amilosa o de la amilopectina, formando glucosa. A diferencia de la  $\alpha$ -amilasa, la mayoría de las glucoamilasas tienen la habilidad de hidrolizar los enlaces  $\alpha$ (1,6) de los puntos de ramificación de la amilopectina formando también moléculas de glucosa, pero la velocidad de reacción es considerablemente más baja que para el ataque de uniones  $\alpha$ (1,4). Por lo tanto, las glucoamilasas cumplen como función principal transformar las dextrinas en glucosa.

En la tabla 2.2., se resumen las características de las enzimas descritas previamente.

---

<sup>16</sup> Una endoenzima es aquella enzima que actúa en el interior de la célula que la secreta.

<sup>17</sup> Una exoenzima corresponde a una enzima que actúa en el exterior de la célula que la secreta.

**Tabla 2.2.** Características de las principales enzimas utilizadas en la producción de bioetanol.

<b>α-amilasa</b>			
Mecanismo: Endoenzima			
Unión que hidroliza: α(1,4)			
Productos: Dextrinas, maltodextrinas			
Fuente microbiológica	Peso molecular	Temp. óptima	pH óptimo
<b>Bacillus subtilis</b>	54,780	80	5,6
<b>Bacillus amyloliquefaciens</b>	49,000	70	-

<b>Glucoamilasa</b>			
Mecanismo: Exoenzima			
Unión que hidroliza: α(1,4) de extremos no reducibles y α(1,6)			
Producto: Glucosa			
Fuente microbiológica	Peso molecular	Temp. óptima	pH óptimo
<b><i>Aspergillus awamori</i></b>	83,7-88,0	60	4,5
<b><i>Aspergillus niger I</i></b>	99,0	60	4,5-5,0
<b><i>Aspergillus niger II</i></b>	112,0	60	4,4
<b><i>Aspergillus oryzae I</i></b>	76	60	4,5
<b><i>Aspergillus oryzae II</i></b>	38	50	4,5
<b><i>Aspergillus oryzae III</i></b>	38	40	4,5
<b><i>Aspergillus saitoi</i></b>	90	-	4,5
<b><i>Cephalosporium eichhormonie</i></b>	26,85	45-62	-
<b><i>Lipomyces kononenkoae</i></b>	811,5	50	-
<b><i>Mucor rouxianus I</i></b>	59,0	55	4,7
<b><i>Mucor rouxianus II</i></b>	49,0	55	4,7
<b><i>Penicillium oxalicum I</i></b>	84	55-60	4,6
<b><i>Penicillium oxalicum II</i></b>	86	60	4,6
<b><i>Rhizophus delemar</i></b>	100	40	4,5

Según experiencias realizadas por Kelsall [2.10], para analizar el efecto de la temperatura y el pH para la enzima α-amilasa, se obtuvieron los resultados que se muestran a continuación:

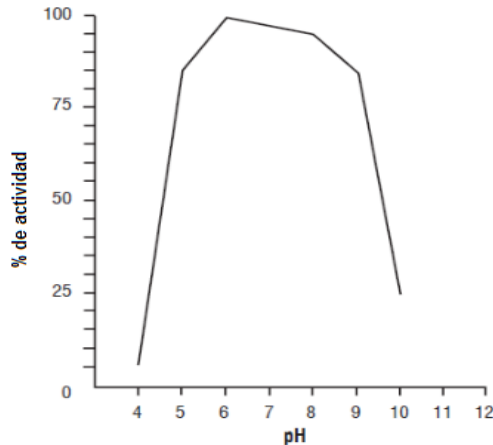


Figura 2.2. Efecto del pH en la actividad de la enzima  $\alpha$ -amilasa.

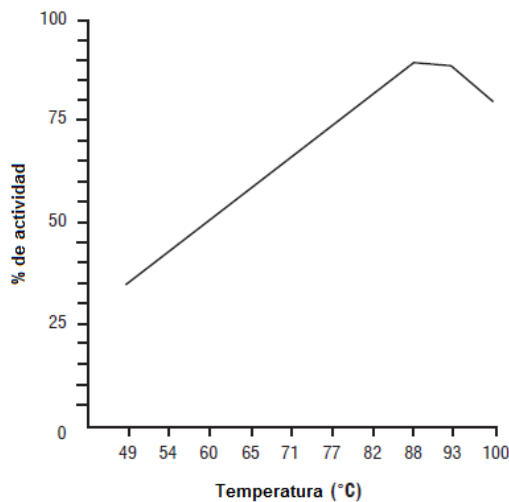


Figura 2.3. Efecto de la temperatura sobre la actividad de la enzima  $\alpha$ -amilasa.

Cabe destacar que estas experiencias, fueron realizadas para la enzima  $\alpha$ -amilasa High T L120 suplementada con calcio, por lo que los valores de condiciones óptimas, no se corresponden exactamente con los de tabla 2.2. Sin embargo, las experiencias son útiles, para observar el comportamiento general de la actividad de la  $\alpha$ -amilasa.

En la figura 2.2 puede observarse que el pH óptimo para la actividad de la  $\alpha$ -amilasa es aproximadamente 6. Sin embargo, en el rango de 5 a 9 los porcentajes de actividad son más que aceptables (aproximadamente 80%). Así, si bien el pH es una variable de control importante en la actividad de toda enzima, la  $\alpha$ -amilasa brinda un rango amplio de trabajo, no requiriendo un control estricto en este aspecto.

En cuanto a la temperatura, en la figura 2.3. es posible visualizar que los valores óptimos se encuentran en el rango de 88-93 °C. Sin embargo, al considerar temperaturas superiores o inferiores se observa que el porcentaje de actividad de la  $\alpha$ -amilasa decae



considerablemente. Por lo tanto, la temperatura es una variable muy sensible para el uso de esta enzima, exigiendo un estricto control del proceso.

En las experiencias realizadas por Machado Benassi [2.11], se analiza el efecto del pH y la temperatura en la actividad de la enzima glucoamilasa suplementada con calcio y magnesio:

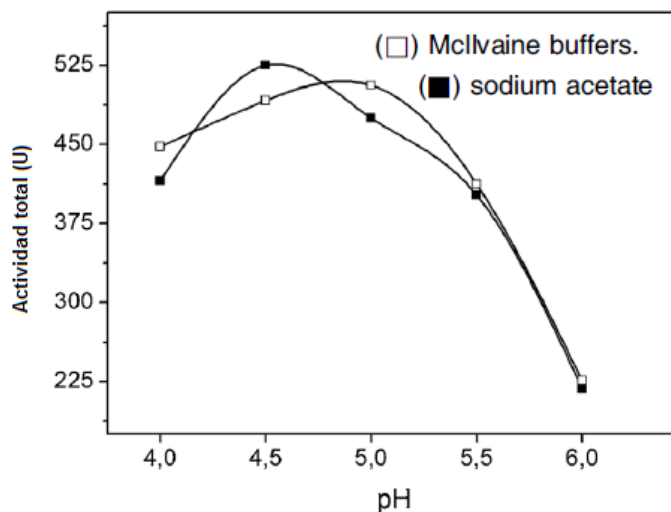


Figura 2.4. Efecto del pH sobre la actividad de la enzima glucoamilasa.

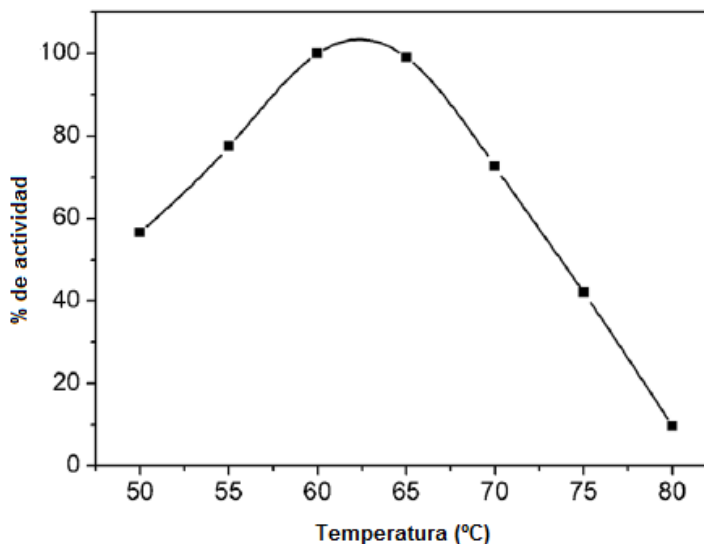


Figura 2.5. Efecto de la temperatura sobre la actividad de la enzima glucoamilasa.

En el caso del efecto del pH sobre la glucoamilasa, se observa que se han realizado dos experiencias en dos medios diferentes: en un buffer de acetato de sodio y en un buffer de Mcllvaine ( $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  con ácido cítrico). Si bien para ambos casos se obtuvieron diferentes valores de pH óptimo (en el rango ácido, entre 4.5-5), puede observarse que para pH cercanos a los valores óptimos la actividad no decrece de forma significativa, pero sí al superar el  $\text{pH} = 5,5$ .

En cuanto a la influencia de la temperatura, puede observarse que el rango óptimo para favorecer la actividad de la glucoamilasa, se encuentra entre 60-65°C. Si se consideran valores fuera de este rango, la actividad de la enzima decae considerablemente.

Por lo tanto, el comportamiento de la glucoamilasa en función de la temperatura y del pH, es muy similar al de la  $\alpha$ -amilasa, siendo la temperatura una variable más sensible que el pH.

Respecto al pretratamiento de esta materia prima, **las enzimas serán compradas para un empleo inmediato, es decir que no se requerirá un pretratamiento de las mismas.**

## Levadura

Dentro de la clasificación de los seres vivos, las levaduras corresponden a hongos unicelulares. Como resultado de su actividad metabólica anaeróbica<sup>18</sup>, estos microorganismos consumen hidratos de carbono (azúcares) como fuente de energía, produciendo etanol y dióxido de carbono como desechos metabólicos. Este proceso es el usualmente conocido como “fermentación alcohólica”.

El uso de este tipo de microorganismos presenta una gran ventaja frente a organismos celulares superiores, dado que presentan una relación superficie/volumen muy alta, que hace posible el ingreso de diferentes sustancias a su citoplasma. Además, poseen paredes celulares resistentes que permiten acumular determinadas sustancias en altas concentraciones, logrando una alta velocidad de fermentación y de división celular.

El proceso de fermentación<sup>19</sup> se lleva a cabo en el interior de las células de levadura, en las cuales ocurre una reacción de glucólisis<sup>20</sup>. A continuación, ocurre una reacción en la cual el piruvato (producto de la glucólisis), se descarboxila para formar acetaldehído, que finalmente se transforma en etanol liberando CO<sub>2</sub>. Básicamente, lo que sucede es que se utiliza una molécula de glucosa para obtener dos moléculas de ATP<sup>21</sup>, generando como desecho final dos moléculas de etanol.

Dado que existe una similitud notable entre el metabolismo de diferentes tipos de levaduras, pueden utilizarse diferentes especies para la fermentación. Los principales tipos de levaduras utilizados se resumen en la tabla 2.3.

---

<sup>18</sup> Anabolismo: consiste en la síntesis de moléculas orgánicas (biomoléculas) más complejas a partir de otras más sencillas, orgánicas o inorgánicas, con requerimiento de energía.

<sup>19</sup> El proceso de fermentación tiene relación con la primer etapa de respiración celular de la levadura. Sin embargo, este último proceso no se detalla por su complejidad.

<sup>20</sup> La glucólisis es una reacción química en la cual la molécula de glucosa de seis carbonos se escinde en dos moléculas de piruvato (un compuesto de tres carbonos).

<sup>21</sup> El ATP (adenosín trifosfato) es el principal transportador de energía en los sistemas vivos.

**Tabla 2.3.** Principales tipos de levadura o bacterias utilizados para fermentación.

Fuente microbiológica	Sustratos fermentables	Condiciones de fermentación	Tolerancia al etanol (g/L)	Observaciones
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	Glucosa, fructosa, maltosa, xilosa	Anaeróbica, 30-37°C	150	Rendimiento teórico mayor al 95%
<i>Schizosaccharomyces pombe</i>	Glucosa, fructosa, maltosa, sucrosa	Anaeróbica, 30-35°C	-	Alta tolerancia osmótica
<i>Kluyveromyces marxianus</i>	Glucosa	Anaeróbica, 40-45°C	-	Rendimiento teórico del 80-90%
<i>Candida shehatae</i>	Glucosa, xilosa	Microaerofílica, 20-31°C	30-45	Rendimiento teórico del 94% para la xilosa. Produce grandes cantidades de xilitol
<i>Pichia stipitis</i>	Glucosa, xilosa	Microaerofílica, 26-35°C	35-47	Rendimiento teórico de 92% para la xilosa
<i>Pachysolen tannophilus</i>	Glucosa, xilosa, glicerol	Microaerofílica, 20-31°C	37,5-75	Rendimiento teórico entre 47-55% para la xilosa. Produce grandes cantidades de xilitol
<i>Zymomonas mobilis</i>	Glucosa, fructosa, sucrosa	Anaeróbica, 30°C	100	Rendimiento teórico mayor al 97%
<i>Clostridium thermocellum</i>	Glucosa, celulosa	Anaeróbica, 55-65°C	10-30	Produce ácido láctico
<i>Clostridium thermosaccharolicum</i>	Glucosa, xilosa	Anaeróbica, 60°C	<30	Rendimiento teórico del 40%

Dado que la fermentación alcohólica es un proceso que presenta inhibición del producto, la levadura a utilizar debe tener alta tolerancia a la concentración de etanol.

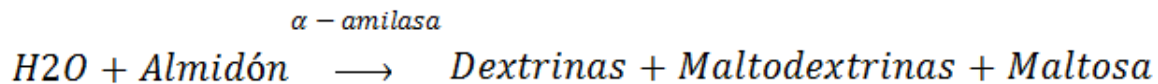
La levadura más utilizada para la producción de bioetanol es la *Saccharomyces cerevisiae*. Tal como se observa en la tabla 2.3, es la que mayor tolerancia al etanol presenta. Si bien la levadura *Zymomonas mobilis* presenta un rendimiento mayor y una tolerancia relativamente alta, su utilización se encuentra todavía en fase de desarrollo.

Luego, **se decide utilizar la levadura *Saccharomyces cerevisiae***, debido a las características detalladas y a que usualmente es utilizada en la industria alimenticia (producción de vino y cerveza), por lo que presenta una amplia disponibilidad como materia prima.

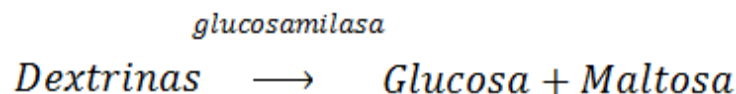
Respecto a su pretratamiento, si la levadura se adquiere en forma seca, debe reactivarse humedeciéndola en agua por 1 a 2 hs.

## 2.2.2. Reacciones químicas

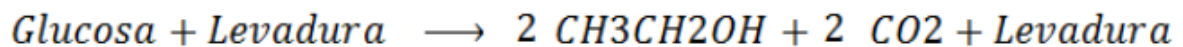
### Licuefacción



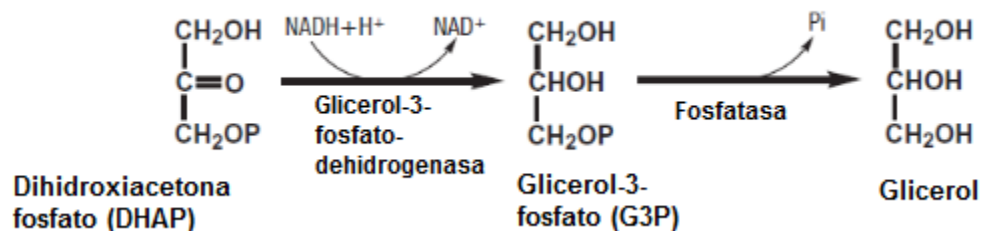
### Sacarificación



### Fermentación



En el paso de fermentación puede tener lugar, la reducción de DHAP (un intermediario de la glucólisis), reacción que se pretendrá evitar en este proyecto. De ocurrir la reacción sería la siguiente:



## 2.2.3. Hidrólisis enzimática

La degradación del almidón puede realizarse a través de dos vías: por hidrólisis enzimática o por hidrólisis ácida. Como se señaló previamente, se decidió utilizar hidrólisis enzimática. Sin embargo, es necesario contrastar ambas para justificar la elección.

La hidrólisis ácida requiere condiciones severas para la reacción, como temperatura de 150°C y un pH de 1.5 a 1.8, es decir, extremadamente ácido, por lo que podrían existir problemas de corrosión en los equipos. Además, da un bajo rendimiento de glucosa, por las reacciones paralelas que ocurren (formación de hidroximetilfurfural, ácido levulínico, etc).

La hidrólisis enzimática, presenta las siguientes ventajas:

- Condiciones de trabajo: temperaturas menores a 110°C, pH levemente ácido. Luego, existe una reducción en los requerimientos energéticos respecto al otro tipo de hidrólisis.

- No genera compuestos resultantes de la degradación u oxidación de azúcares, debido a la alta especificidad de las enzimas. Por lo tanto, se logra tener un mayor control de la reacción.
- Rendimientos mayores al 95%.
- Menores tiempos de reacción.

La principal desventaja del uso de enzimas es que no pueden ser recicladas.

Debido a que **la hidrólisis enzimática presenta mayores ventajas que la hidrólisis ácida**, es que se elige este tipo para el procesamiento del almidón del maíz.

A su vez, para llevar a cabo la degradación enzimática del almidón a glucosa existen dos maneras de hacerlo:

- *Hidrólisis enzimática con amilasas*: logra obtener cadenas de polisacáridos (dextrina) compuestas por 6 a 7 unidades de glucosa, para posteriormente ser degradadas por la enzima glucoamilasa hasta obtener glucosa como monosacárido.
- *Desdoblamiento fósforo lítico*: este procedimiento utiliza enzimas fosforilasas con la formación de glucosa-6-fosfato.

Este último mecanismo es menos común que el anterior en la industria del etanol, por lo tanto, para poder contar con la información bibliográfica suficiente, **se decide utilizar la hidrólisis enzimática con amilasas**.

## 2.3. Descripción de las etapas del proceso químico convencional

---

### 2.3.1. Licuefacción

La licuefacción es el proceso en el cual se produce la primer etapa de la hidrólisis del almidón de maíz, convirtiéndolo en una mezcla de dextrinas.

Experimentalmente, se determinó que el pH óptimo de trabajo para la  $\alpha$ -amilasa es de 6 (si bien varía dependiendo de la fuente de la enzima), por lo que debe ajustarse previo a llevar a cabo la licuefacción.

El proceso de licuefacción consta en sí de tres etapas. Primero, se realiza una licuefacción primaria para minimizar el consumo de vapor durante la cocción del macerado y para bajar la viscosidad de la mezcla, agregando la  $\alpha$ -amilasa a una temperatura entre 70 y 90 °C.

Para continuar con la degradación del almidón, es necesaria su gelatinización, de forma tal que se libere toda la amilosa y la amilopectina. Por lo tanto, se procede a la cocción del macerado a aproximadamente 110°C.

Por último, se realiza la licuefacción secundaria, en la cual el macerado se mantiene a 85-90°C, con el agregado nuevamente de  $\alpha$ -amilasa para que todo el almidón remanente se transforme en dextrinas.

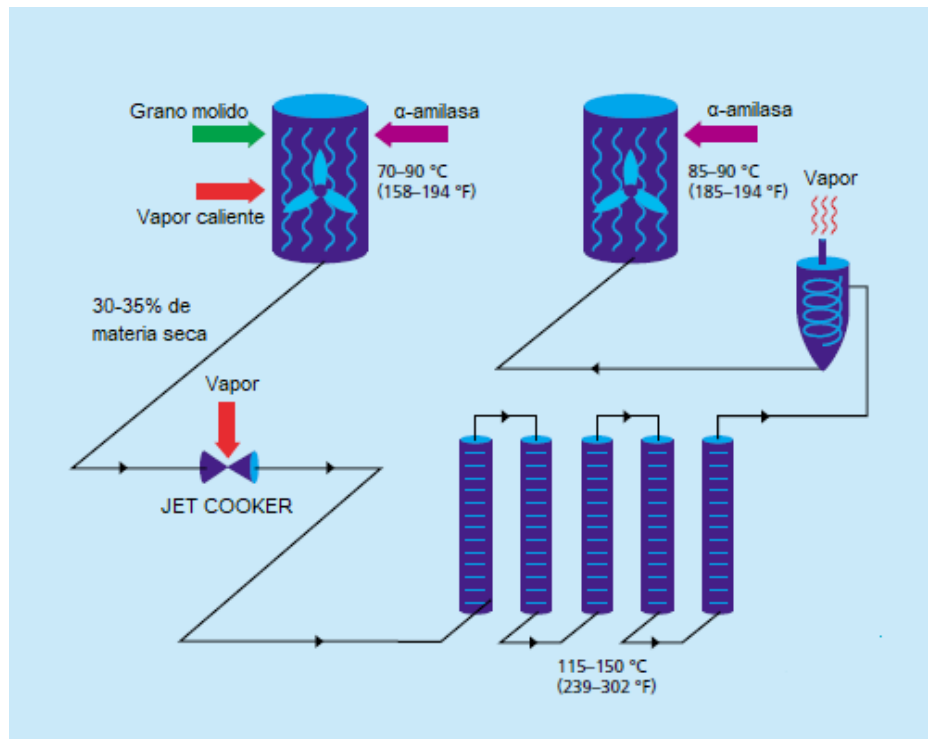


Figura 2.6. Etapas del proceso de licuefacción.

### 2.3.2. Sacarificación

Este paso consiste en la transformación química de las dextrinas a glucosa para luego ser fermentada, utilizando glucoamilasa como enzima.

Para el caso de la glucoamilasa, el rango de temperatura que soporta este tipo de enzimas, es menor al utilizado para la licuefacción, por lo que debe enfriarse el sistema hasta aproximadamente 65°C. Además, el pH requerido es de 4,5, por lo que debe ajustarse con el agregado de un ácido.

### 2.3.3. Fermentación

Para iniciar el proceso de fermentación, se debe enfriar el macerado proveniente de la sacarificación a 30-35 °C y se procede a agregar la levadura al sistema. El tiempo de fermentación suele ser de aproximadamente 48 h.

La fermentación es anaeróbica, no obstante la levadura *Saccharomyces cerevisiae* tiene la habilidad de convertir la glucosa en CO<sub>2</sub> por respiración aeróbica, favoreciendo la reproducción de las células y beneficiando la producción de etanol. Por lo tanto, el proceso de fermentación se ve beneficiado por un pequeño agregado de oxígeno al sistema.

Las condiciones para el crecimiento de la levadura, se ven beneficiadas mediante agregados de suplementos de urea, sulfato de amonio o proteasas, de modo tal de agregar una fuente extra de nitrógeno al sistema.

Si bien una temperatura alta acelera la velocidad de producción, a la vez puede provocar que por el mismo incremento de velocidad, se inhiba la reacción debido a la alta concentración de etanol.

El pH óptimo para la fermentación oscila entre 5.0 y 5.2, dado que es el que favorece el crecimiento de las levaduras. Sin embargo, las cepas que se utilizan para estos procesos pueden extender este rango a 3.5-6.0.

### 2.3.4. Resumen de las etapas

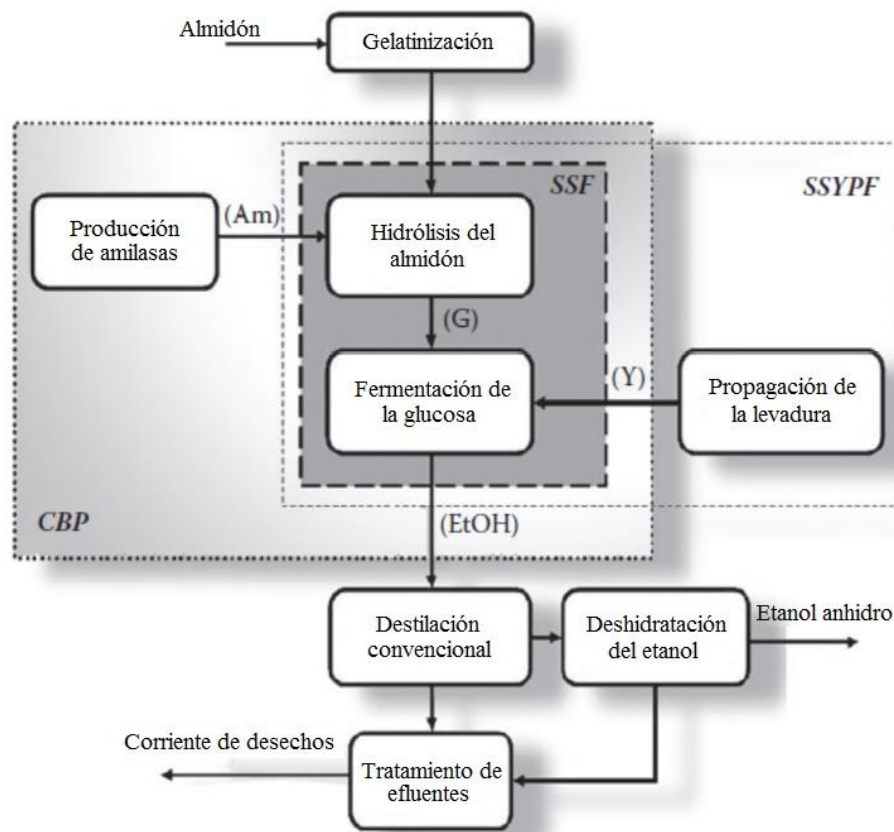
**Tabla 2.4.** Resumen de condiciones de operación óptimas de cada etapa.

Etapa	pH	Temperatura
<b>Licuefacción</b>	6	70-90°C (licuefacción primaria) 110°C (cocción) 85-90°C (licuefacción secundaria)
<b>Sacarificación</b>	4-5	65°C
<b>Fermentación</b>	5-6	30-35°C

Tal como puede observarse, el proceso de producción convencional de bioetanol involucra en las etapas de reacción diversos cambios en las condiciones de operación. Luego, se debe tener especialmente atención en la determinación de los requerimientos energéticos. Por otro lado, el hecho de trabajar a pH menor a 7 involucra la adición de ácidos en las diferentes etapas de reacción, siendo usualmente, el ácido sulfúrico el empleado para este propósito, lo que acarrea no solamente un peligro para los operarios (es una sustancia altamente corrosiva), sino también la contaminación de agua en el proceso.

## 2.4. Integración de procesos

Las etapas descritas previamente, corresponden al proceso convencional de producción de bioetanol. Sin embargo, en las últimas décadas debido al auge de los biocombustibles, se han introducido diversas modificaciones al proceso con el objetivo de mejorar el rendimiento y de disminuir los requerimientos energéticos.



**Figura 2.7.** Diferentes modificaciones realizadas al proceso de producción de bioetanol. Am = amilasa, G = glucosa, Y = levadura, EtOH = etanol.

### 2.4.1. Sacarificación y fermentación simultáneas (SSF)

La introducción de esta modificación en el proceso fue uno de los avances más notables, dado que permite realizar la hidrólisis del almidón y la fermentación de la glucosa en simultáneo en una misma unidad. Este proceso presenta dos ventajas principales: la levadura consume la glucosa apenas se genera, reduciendo el riesgo de contaminación bacteriana, dado que se mantienen niveles bajos de glucosa.

Por supuesto, también presenta ventajas económicas: disminuye los costos de construcción de equipos, ya que para ambos procesos involucrados se utiliza un sólo equipo en vez de dos y reduce costos de energía, pues se utilizan temperaturas menores.

Sin embargo, la principal desventaja que presenta es incapacidad de desarrollar cada proceso a sus respectivas temperaturas óptimas debido a que difieren entre sí: en el caso de la fermentación la temperatura de trabajo de la levadura es de 30-32°C y para la enzima glucoamilasa de 65°C. Por lo que, trabajar a una temperatura menor para ahorrar energía, trae como consecuencia una disminución en la velocidad de generación de glucosa, por lo tanto, decae la velocidad de producción de bioetanol. Este problema puede solucionarse si se agregan mayores concentraciones de glucoamilasa.

Si se utiliza el proceso de molienda seca, el tiempo de duración de la SSF es de 48 a 72 hs con una concentración final de etanol de 10-12% en volumen.



**Tabla 2.5.** Consumo de energía de dos procesos para producir etanol a partir de granos de maíz mediante molienda en seco.

Parámetro	SSF	SHF
Producción de etanol (kg etanol/h)	17,83	17,84
Consumo de energía (MJ/h)	270,28	290,85
Consumo de energía (MJ/L de etanol)	11,67	12,55

En la tabla 2.5., se compara el proceso no integrado con la SSF. Como observa, en cuanto a la producción de etanol no existen diferencias, pero sí en el consumo de energía, que es menor para la SSF.

### 2.4.2. Sacarificación simultánea, propagación de levadura y fermentación (SSYPF)

Este proceso es una modificación de la SSF, ya que además de llevar a cabo la sacarificación y la fermentación al mismo tiempo, también ocurre la propagación de la levadura seca en el mismo recipiente.

La principal ventaja de la SSYPF es que provoca una disminución del crecimiento de las bacterias en el caldo de fermentación, ya que al propagarse la levadura in situ, las concentraciones de glucosa son bajas, pues la levadura la consume inmediatamente.

Por lo tanto, este proceso permite alcanzar mayores rendimientos, reduce la cantidad de levadura a manejar y provoca una disminución en el tiempo de producción del bioetanol.

### 2.4.3. CBP (Bioprocesamiento consolidado)

Este proceso consiste en llevar a cabo la hidrólisis del almidón y la fermentación de la glucosa en un solo paso, mediante de la utilización de un microorganismo adecuado. Luego, la principal ventaja que representa es la reducción de los costos de producción del bioetanol.

Este avance tecnológico se presenta, ya que es una de las principales tendencias en el campo de la producción de bioetanol. En el caso de la levadura *Saccharomyces cerevisiae*, se ha logrado modificar genéticamente una cepa, de forma tal que produzca alfa-amilasa y glucoamilasa simultáneamente. Sin embargo, el uso de la misma se encuentra principalmente en fase de investigación.

## 2.5. Elección del proceso y régimen de producción

Dado que existen dos sistemas de producción de bioetanol (molienda seca y molienda húmeda), es que debe optarse por uno para el diseño del proyecto propuesto.

En este caso, **se decidió utilizar el proceso de molienda seca (“dry mill”)**, dado que representa un proceso más sencillo y de menor capital que el de molienda húmeda. El

proceso de molienda seca, no separa al almidón de los otros componentes del grano (gluten, germen y fibra), por lo tanto, el tratamiento de la materia prima se simplifica, ya que el maíz sólo debe limpiarse previamente a llevar a cabo la cocción. Esto representa una disminución en los costos de equipos y energéticos respecto a la molienda húmeda.

En cuanto a la cantidad de bioetanol de maíz a producir, se tuvieron en consideración la producción de las principales empresas del país, la producción total del mercado argentino y lo requerido en el presente proyecto:

- Producción Promaíz: 131.277,311 m<sup>3</sup>/año (2017)
- Producción Aca Bio Coop.Ltda: 125.325,547 m<sup>3</sup>/año (2017)
- Producción total en Argentina: 551.902 m<sup>3</sup>/año (2017)
- Producción requerida en el presente proyecto: 100.000 - 500.000 m<sup>3</sup>/año

Considerando la producción total del mercado argentino en el año 2017, se observa que si bien supera al máximo de producción propuesto, no lo hace en una gran proporción, por lo que este valor se descarta, dado que para una empresa nueva no sería posible abarcar el total del mercado. Por otro lado, las producciones de las principales empresas del país son superiores al límite inferior propuesto. Luego, **se decidió proponer una producción de 250.000 metros cúbicos anuales** para el presente proyecto, considerando que en un futuro próximo, el mercado argentino demandará mayor cantidad de etanol y en vistas a la exportación del mismo.

Debido a que la producción anual de bioetanol de maíz es considerable, **se recomienda implementar un proceso continuo**. Según Cardona [2.12], se halló que para la producción por molienda seca, se puede utilizar un proceso continuo de las siguientes maneras:

- 1) Llevando a cabo en régimen continuo las etapas de molienda, licuefacción y sacarificación y posteriores, destilación y deshidratación. Mientras que la fermentación se realiza en lotes, utilizando 3 o más fermentadores en simultáneo: el primer equipo se carga con el macerado, mientras en el segundo ocurre la fermentación y el tercero se descarga y se prepara para el próximo batch. Finalizada la fermentación, se procede a almacenar el caldo de cultivo para asegurar el suministro constante al destilador.
- 2) Se pueden realizar todas las etapas en régimen continuo si se trabaja con “fermentación y sacarificación en cascada”. Es decir, se utilizan fermentadores en serie. Por lo tanto, para aplicar este arreglo, se recomienda utilizar el proceso SSF.

La alternativa óptima de integración del proceso es la CBP, dado que al utilizar la levadura genéticamente modificada (produce alfa amilasa y glucoamilasa simultáneamente), se logra unificar todo el proceso en un paso. Sin embargo, no se han encontrado proveedores de esta cepa. Por lo tanto, esta alternativa debe descartarse para el presente proyecto.

Finalmente, **se decide implementar un proceso SSF utilizando fermentadores en serie**, dado que representa un arreglo sencillo de equipos.

La fermentación continua consiste en el cultivo de la levadura en el reactor, de forma tal que, siempre se está agregando un medio fresco al sistema y, a la vez, se elimina una parte del caldo de cultivo. Es decir que, la velocidad de crecimiento de la biomasa, compensa la cantidad de levadura que fluye por la corriente de salida, por lo tanto, se logra mantener un estado estacionario en el sistema. Si se aplica la fermentación continua, se sugiere el uso de reactores tanques agitados para evitar gradientes de concentración en el sistema. En la figura 2.8, se muestra el arreglo de equipos sugerido.

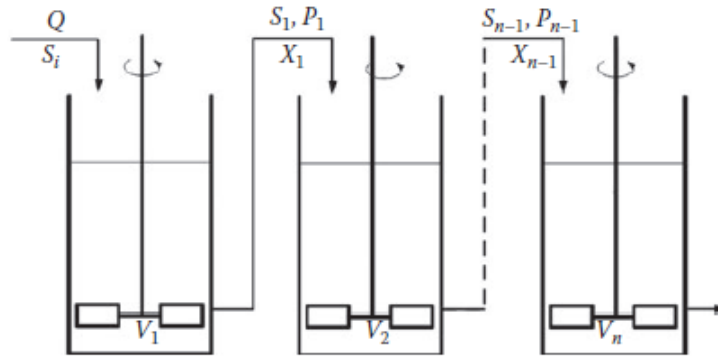


Figura 2.8. Esquema de la configuración de fermentación continua.

Por otro lado, las reacciones que ocurren son heterogéneas, ya que las mismas tienen lugar entre una fase sólida (compuesta por los sólidos de maíz) y una fase líquida (compuesta por la levadura, las enzimas y el agua del macerado). Por lo tanto, existen diversas alternativas para llevar a cabo la SSF:

- Es posible implementar una corriente de reciclo de la levadura para disminuir la inhibición por altas concentraciones de producto. Lo que se hace es extraer una corriente de líquido del fermentador para centrifugarla y devolver la levadura concentrada al mismo.

- Utilizar cepas con un alto nivel de floculación, de modo tal que el fermentador actúe como un reactor de lecho fluidizado.

- Inmovilizar la levadura sobre soportes (usualmente de alginato de calcio), obteniendo un reactor tipo lecho fijo.

## 2.6. Análisis termodinámico de reacción

Realizar un análisis termodinámico permite determinar si una reacción es factible, de acuerdo a los requerimientos de energía del sistema en cuestión.

Para analizar los aspectos termodinámicos de la reacción, se buscaron las entalpías de reacción en bibliografía. Según [2.13], la reacción es exotérmica y su entalpía es de:

$$\Delta H = - 81,15 \text{ kJ/mol de etanol}$$

Por otro lado, aunque se debe tener en cuenta que la energía libre de Gibbs depende de la temperatura, por lo que una reacción que es espontánea a una T dada puede no serlo a otra, un valor estimado para la reacción de fermentación alcohólica en condiciones normales es  $\Delta G = -234.6 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$ . De esta forma, la reacción resulta espontánea e irreversible. Para poder determinar si la reacción es espontánea a la T de

operación se requerirían valores de entropía de la totalidad del proceso, lo cual no fue posible hallar en bibliografía.

## 2.7. Modelo cinético

A la hora de realizar la selección de un modelo cinético que represente de la mejor manera posible el conjunto de reacciones planteadas, se debe recordar que en las mismas intervienen no sólo enzimas, cuyos comportamientos son ampliamente estudiados y para los cuales se han desarrollado numerosos modelos, sino también levaduras las cuales siguen pautas biológicas. Habiendo tomado nota de esto, se debe agregar el hecho de que se ha seleccionado (ver sección 2.5.) el proceso SSF, en el cual la acción de las enzimas y la levadura actúan en simultáneo, elevando la complejidad del análisis. Es por esto que los modelos cinéticos hallados en bibliografía han sido desarrollados a través de ajustes de resultados experimentales.

En esta línea, un modelo que presenta un buen ajuste para la SSF a partir de almidón de maíz es el desarrollado por Kroumov (2006) [2.5], cuya base es ratificada y empleada en posteriores investigaciones como Ochoa (2007) [2.5], y en el cual se plantea el desarrollo de una fermentación empleando una levadura genéticamente modificada, *s. cerevisiae* YPB-G. Uno de los puntos a destacar del modelo propuesto es que, si bien sus parámetros cinéticos dependen de las condiciones iniciales del sistema (concentraciones de los componentes involucrados), brinda el paso a paso necesario para su obtención. Sin embargo, el desarrollo del paper presenta el ajuste del modelo en un rango de concentraciones sumamente reducido (Tabla 2.6), por lo que no brindaría la libertad de trabajo que se requeriría para los fines de este estudio, como por ejemplo, realizar un análisis de sensibilidad, o para la determinación de un punto de operación óptimo. Además, se encontró que la levadura genéticamente modificada empleada para su desarrollo es de difícil acceso. La suma de los puntos expuestos llevó al descarte del modelo.

**Tabla 2.6.** Parámetros cinéticos y condiciones iniciales, modelo Kroumov (2006) [2.5]

	S30	SG30	SG50	Unidades
<b>Condiciones iniciales</b>				
<b>Glu<sub>0</sub></b>	0,01	3,5	3,5	kg/m <sup>3</sup>
<b>S<sub>0</sub></b>	24	30	42,5	kg/m <sup>3</sup>
<b>X<sub>0</sub></b>	0,18	0,2	0,1	kg/m <sup>3</sup>
<b>Et<sub>0</sub></b>	0,1	0,5	0,5	kg/m <sup>3</sup>
<b>Enz<sub>0</sub></b>	0,001	0,001	0,001	U/m <sup>3</sup>
<b>Parámetros fijos</b>				

<b>B</b>	0,5	0,5	0,5	1/h
<b>Kenz</b>	1	1	1	kg/m <sup>3</sup>
<b>Enz<sub>max</sub></b>	6,0	6,0	6,0	U/m <sup>3</sup>
<b>Km</b>	0,406	0,406	0,406	kg/m <sup>3</sup>
<b>Parámetros evaluados</b>				
<b>k<sub>sus</sub></b>	0,0368	0,0820	0,0537	kg/U/h
<b>k<sub>res</sub></b>	0,0106	0,0033	0,0030	kg/U/h
<b>K<sub>starch</sub></b>	69,4	65,6	66,7	kg/m <sup>3</sup>
<b>K<sub>glu</sub></b>	1,176	1,226	2,132	kg/m <sup>3</sup>
<b>Per</b>	0,786	0,750	0,786	-
<b>μ<sub>max</sub></b>	0,101	0,0615	0,098	1/h
<b>Y<sub>x/s</sub></b>	0,485	0,175	0,512	kg/kg
<b>K<sub>s</sub></b>	2,184	0,106	0,292	kg/m <sup>3</sup>
<b>Et<sub>max</sub></b>	11,16	10,6	20,8	kg/m <sup>3</sup>
<b>q<sub>p,max</sub></b>	0,196	0,645	0,415	1/h
<b>Y<sub>p/s</sub></b>	0,462	0,640	0,301	kg/kg
<b>K<sub>s1</sub></b>	2,721	1,688	1,924	kg/m <sup>3</sup>
<b>K<sub>ps1</sub></b>	0,094	2,531	0,783	kg/m <sup>3</sup>
<b>K<sub>pt1</sub></b>	88,7	238	210	kg/m <sup>3</sup>

El modelo finalmente seleccionado fue el de Bialas (2014) [2.3]. La base del mismo es similar al anterior, aunque posee una diferencia significativa y es que descarta que existan bases que fundamenten la existencia de lo que en Kroumov [2.5] denominan almidón susceptible y almidón resistente, por lo que se realiza el balance y la evaluación del comportamiento en función del tiempo del almidón total. Por otro lado, su principal desventaja respecto a los anteriores es que **no presenta los pasos para la obtención de los parámetros empleados**, así como tampoco un desarrollo experimental en el que se varíen las condiciones iniciales de forma que se visualice el rango de ajuste del mismo, sino que su ajuste fue evaluado para condiciones iniciales únicas.

Luego, las ecuaciones que conforman el modelo cinético seleccionado se describen a continuación:

Tasa de degradación enzimática del almidón:

$$R_{st} = \frac{k_{st} \cdot \text{Enz} \cdot St(t)}{K_m \left( 1 + \frac{Glu(t)}{K_{Glu}} \right) + \frac{St(t)^2}{K_{st}} + St(t)} \quad (2.1)$$

Balance de masa del almidón:

$$\frac{dS(t)}{dt} = -R_{st} \quad (2.2)$$

Balance de la glucosa:

$$\frac{dGlu(t)}{dt} = R_{Glu}(\text{formación}) - R_{Glu}(\text{utilización}) \quad (2.3)$$

Siendo los términos de formación de la glucosa debido a la degradación del almidón y su posterior consumo en la producción del etanol:

$$R_{Glu}(\text{formación}) = 1.111 R_{st} \quad (2.4)$$

$$R_{Glu}(\text{utilización}) = \frac{1}{Y_{x/s}} \cdot \frac{dX(t)}{dt} + \frac{1}{Y_{p/s}} \cdot \frac{dEt(t)}{dt} \quad (2.5)$$

Por otro lado, el balance de biomasa será:

$$\frac{dX(t)}{dt} = \mu \cdot X(t) \quad (2.6)$$

Mientras que su parámetro  $\mu$ , tasa de crecimiento específico, se define:

$$\mu = \frac{\mu_{max} \cdot Glu(t) \cdot \left( \frac{St(t)}{St_0} \right)}{K_s + Glu(t)} \quad (2.7)$$

Por último, el balance de masa del producto, etanol y su parámetro  $q_p$  serán:

$$\frac{dEt(t)}{dt} = q_p \cdot X(t) \quad (2.8)$$

$$q_p = \frac{q_{pmax} \cdot Glu(t) \cdot Et(t) \cdot \left( 1 - \frac{Et(t)}{Et_{max}} \right)}{(K_{s1} + Glu(t)) \cdot \left( K_{ps1} + Et(t) + \frac{Et(t)^2}{K_{pi}} \right)} \quad (2.9)$$

Siendo los valores de los parámetros de este modelo los presentados en la Tabla 2.7.

**Tabla 2.7.** Parámetros del modelo cinético seleccionado.

N°	Parámetros	Inicial		
		Valor	Unidad	
1	$S_{t0}$	202,34	kg/m <sup>3</sup>	
2	$Glu_0$	23,03	kg/m <sup>3</sup>	
3	$X_0$	0,5	kg/m <sup>3</sup>	
4	$E_{t0}$	0	kg/m <sup>3</sup>	
5	$Enz$	262612,5	U/m <sup>3</sup>	
Estimadas				
1	$K_m$	26,998	kg/m <sup>3</sup>	
2	$k_{St}$	0,000333	kg/U.h	
3	$K_{St}$	999,98	kg/m <sup>3</sup>	
4	$K_{Glu}$	0,0857	kg/m <sup>3</sup>	
5	$\mu_{max}$	0,6057	h <sup>-1</sup>	
6	$K_s$	70,237	kg/m <sup>3</sup>	
7	$q_{pmax}$	4,9951	h <sup>-1</sup>	
8	$E_{tmax}$	90,007	kg/m <sup>3</sup>	
9	$K_{s1}$	0,00633	kg/m <sup>3</sup>	
10	$K_{ps1}$	0,00046	kg/m <sup>3</sup>	
11	$K_{pi}$	14,687	kg/m <sup>3</sup>	
12	$Y_{p/s}$	0,4759	kg/kg	
13	$Y_{x/s}$	0,8133	kg/kg	

## Avance de la reacción

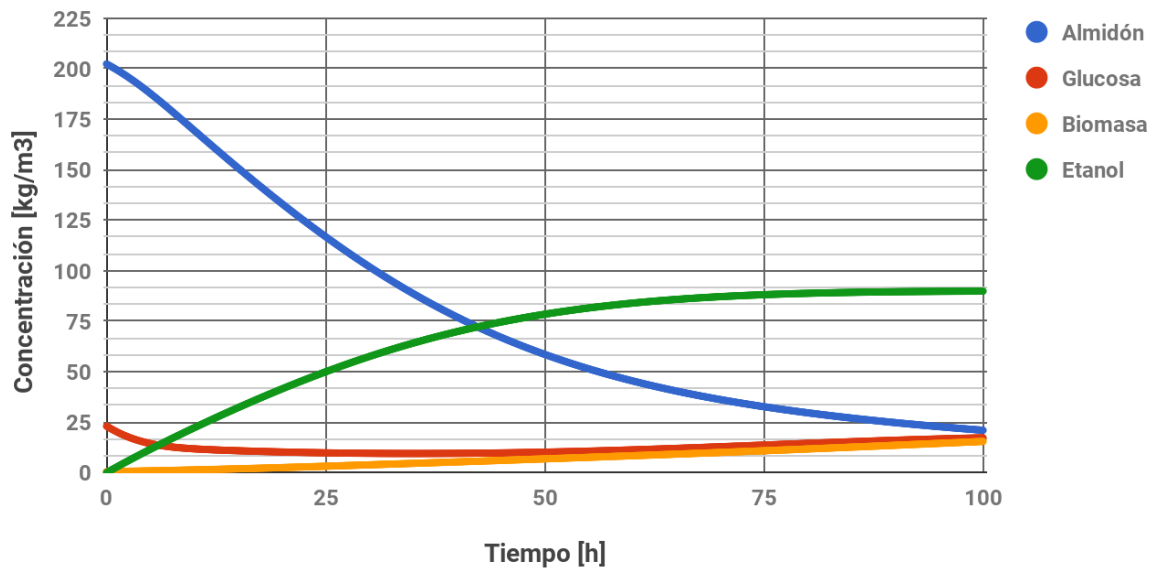


Figura 2.9. Curvas obtenidas para cada componente mediante el modelo cinético seleccionado.

Por otro lado, se debe tener en cuenta que en el trabajo experimental realizado por Bialas [2.3] no se llevó a cabo un tratamiento del maíz sino que se tomó como materia prima el harina de maíz, mientras que aquí se seleccionó la molienda seca en la cual se alcanza un diámetro de partícula de 2 mm. Esta significativa diferencia en el punto de partida del proceso plantea un error inicial considerable, por lo que **se propone modificar el procedimiento de molienda seca de forma tal de reducir el diámetro final** obtenido en la medida de lo posible.

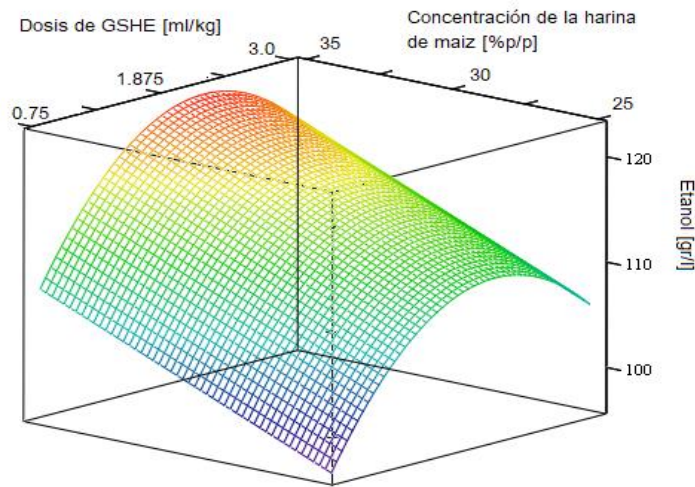
### 2.7.1. Análisis de condiciones de operación del modelo

En el trabajo realizado por Bialas [2.3], se realizaron experiencias para identificar las condiciones óptimas de proceso para la sacarificación simultánea y fermentación de almidón de maíz granular usando GSHE (granular starch hydrolyzing enzymes), amiloglucosidasa y *Saccharomyces cerevisiae*.

Las enzimas hidrolizantes de almidón granular (GSHE) convierten el almidón en azúcares fermentables a bajas temperaturas ( $\leq 48$  °C). El uso de GSHE en el proceso de molienda en seco puede eliminar los requisitos de alta temperatura durante la cocción y la licuefacción ( $\geq 90$  °C). Por lo que elimina el costo alto de cocción de licuefacción, luego reduce la entrada de energía. Otra característica es que puede descomponer las moléculas de almidón en una pasta muy concentrada. Sin embargo, los inconvenientes de este proceso enzimático son los costos y la cantidad de enzimas requeridas.

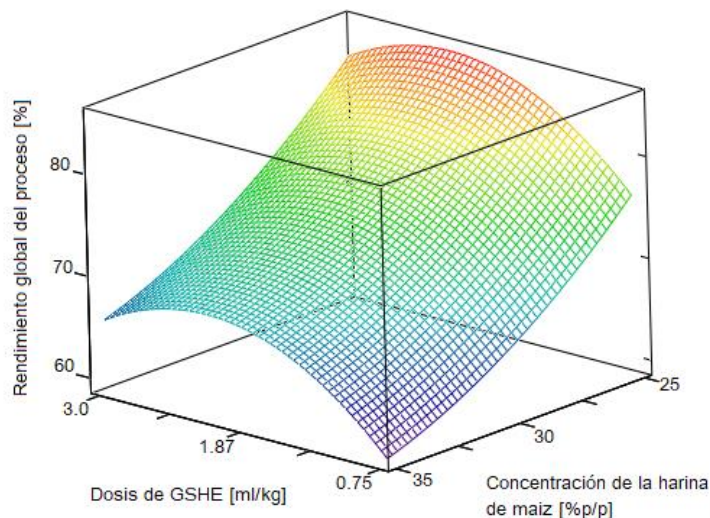


Para identificar las condiciones óptimas de proceso, en el trabajo realizado por Bialas [2.3], se analizaron el efecto que tiene la concentración de harina de maíz, la dosis de GSHE y el pH de la mezcla en la concentración de etanol y en el rendimiento total del proceso.



**Figura 2.10.** Efecto de la concentración de la harina de maíz y la dosis de GSHE con la concentración de etanol a un pH a 4.25 y a 35°C.

En el figura 2.10 se puede observar que la dosis de GSHE es altamente significativa en la producción de la etanol. El efecto del pH, fue considerado por Bialas [2.3] una variable no significativa en la producción de etanol y en el rendimiento total del proceso.

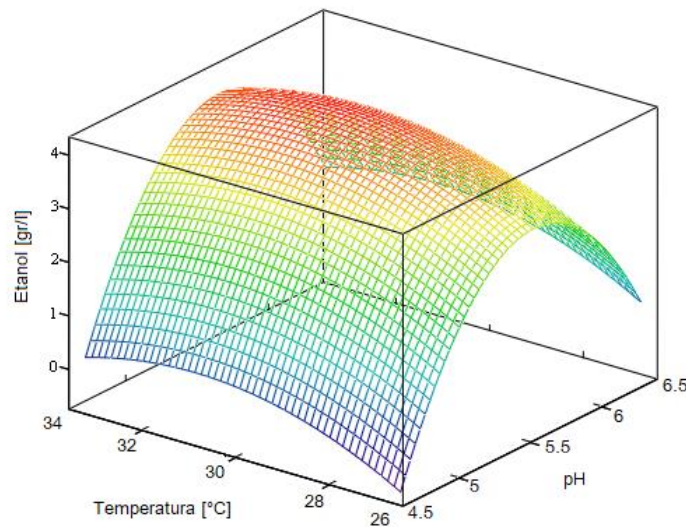


**Figura 2.11.** Efecto de la concentración de la harina de maíz y la dosis de GSHE con el rendimiento del proceso a un pH a 4.25 y a 35°C.

Como se puede ver en la figura 2.11. para obtener un rendimiento total del proceso lo mayor posible hay que utilizar la menor concentración de la harina de maíz a un pH a 4.25 y a 35°C.

Como en el trabajo de *Bialas* [2.3], no fue considerado el efecto del pH y la temperatura. Se considero el trabajo de *Gawandea* [2.8], donde se muestra la figura 2.12 de superficie de pH y temperatura a una concentración fija de sustrato del 12%. Como el etanol es volátil, la temperatura tiene un efecto notable en la producción. A medida que se aumenta la temperatura la producción de etanol aumenta.

También se puede observar en la figura 2.12 que al aumentar el pH de hasta 5.8. la concentración de etanol aumenta. El pH es muy importante para la actividad de la enzima, influye en la actividad metabólica del organismo y como el nivel de pH aumenta la producción de etanol también aumenta. El pH también tiene un fuerte efecto positivo en el proceso biotecnológico porque el valor del pH afecta tanto a la actividad enzimática como a la fermentación de la levadura.



**Figura 2.12.** Efecto de la concentración del pH y la temperatura con la concentración de etanol a una concentración de 12% p/p.

Por lo que se obtuvo que **para optimizar el proceso la concentración de la harina de maíz sea de 25%p/p, la dosis de GSHE sea de 2.05 ml/kg y que el pH sea de 5.**

### 2.7.2. Fuentes de error en la aplicación del modelo

Como se desarrolló previamente, a la hora de aplicar el modelo, se debe tener en cuenta:

- El modelo fue probado experimentalmente con harina de maíz, mientras que en el presente trabajo la materia prima serán las partículas de maíz obtenidas en la molienda seca.
- Tanto la temperatura como el pH se mantienen fijos durante el desarrollo de la reacción, lo cual en la escala de producción de los experimentos llevados a cabo

por Bialas no representa serias dificultades, pero sí a la escala propuesta en este trabajo.

- Las constantes cinéticas propuestas para el modelo dependen de las condiciones iniciales, por lo tanto, si se desea modificarlas se debe utilizar valores cercanos a los originales para evitar un error considerable en las constantes.
- Este modelo no considera el comportamiento de la enzima, que puede desactivarse por cambios en el pH, temperatura, concentración de sustrato y de productos.

## 2.8. Evaluación preliminar de la producción

Para realizar la evaluación preliminar de la producción del presente proyecto, se realizaron en primer lugar los balances de masa correspondientes para los compuestos intervinientes. Las condiciones de operación son las del modelo seleccionado ( $T= 35^{\circ}\text{C}$ ,  $\text{pH}=5$ ). Los balances se plantearon considerando un reactor tanque agitado continuo (TAC) homogéneo e ideal en estado estacionario. Cabe aclarar que, naturalmente, se realizó esta consideración para realizar una primera estimación, dado que el sistema es en sí heterogéneo. Luego, el balance en general es:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad de} \\ \text{entrada de} \\ \text{reactivo} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad de} \\ \text{salida de} \\ \text{reactivo} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad de} \\ \text{consumo por} \\ \text{reacción} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad de} \\ \text{acumulación} \\ \text{de reactivo} \end{array} \right\}$$

Los balances para almidón, glucosa, biomasa y etanol, respectivamente son:

$$Q_o.S_o = Q_o.S_s + \left( \frac{k_{st}.Enz.S_s}{K_m \left( 1 + \frac{Glus}{K_{Glu}} \right) + \frac{S_s^2}{K_{st}} + S_s} \right) * V$$

$$Q_o.Gluc = Q_o.Gluc + \left( -1.111 \cdot \frac{k_{st}.Enz.S_s}{K_m \left( 1 + \frac{Glus}{K_{Glu}} \right) + \frac{S_s^2}{K_{st}} + S_s} + \frac{1}{Y_{xs}} \cdot \frac{\mu_{max}.Gluc \cdot \left( \frac{S_s}{S_o} \right)}{K_s + Gluc} \cdot X_s + \frac{1}{Y_{ps}} \cdot \frac{q_{pmax}.Gluc.Ets \cdot \left( 1 - \frac{Ets}{E_{tmax}} \right)}{(K_{ps1} + Gluc) \cdot \left( K_{ps1} + Ets + \frac{Ets^2}{K_{pi}} \right)} \cdot X_s \right) * V$$

$$Q_o.X_o = Q_o.X_s + \left( \frac{-\mu_{max}.Gluc \cdot \left( \frac{S_s}{S_o} \right)}{K_s + Gluc} \cdot X_s \right) * V$$

$$0 = Q_o.Ets + \left( \frac{-q_{pmax}.Gluc.Ets \cdot \left( 1 - \frac{Ets}{E_{tmax}} \right)}{(K_{ps1} + Gluc) \cdot \left( K_{ps1} + Ets + \frac{Ets^2}{K_{pi}} \right)} \cdot X_s \right) * V$$

Como se explicó previamente, en el modelo presentado por *Bialas* [2.3] las concentraciones iniciales de todos los compuestos involucrados están fijas, dado que los valores de las constantes dependen de las mismas. Por esta razón, para la alimentación al reactor se respetaron las condiciones iniciales del modelo cinético, dado que de cambiarlas no se cuenta con una forma de estimar el error involucrado.

Por otro lado, cabe destacar que se considera un ingreso continuo de levadura en la corriente de alimentación, de momento es útil para poder realizar cálculos aproximados de operación y diseño de la planta.

Resolviendo en Mathcad el sistema de ecuaciones, se obtuvieron las concentraciones de salida de cada componente para distintos tiempos de residencia.

### Concentraciones vs tiempo de residencia

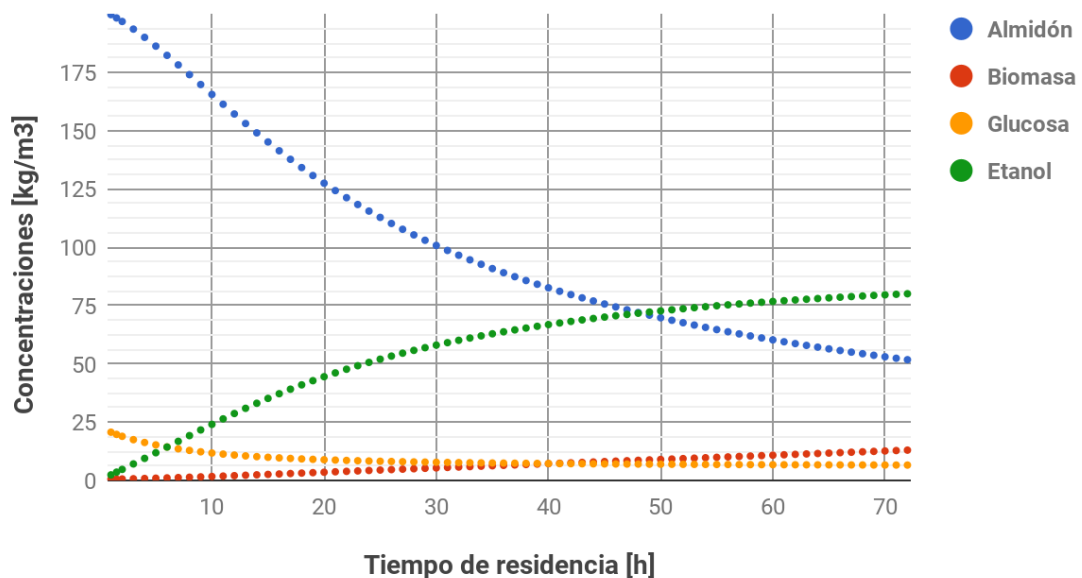


Figura 2.13. Curvas obtenidas para cada componente para distintos tiempos de residencia.

En la figura 2.13 es posible observar que a partir de cierto tiempo la concentración de etanol se estabiliza, lo que concuerda con los tiempos de fermentación convencionales (48-72hs). Por lo tanto, para poder dimensionar de forma aproximada el diseño del reactor se determinó un tiempo de residencia de 72 hs, para el cual la concentración de salida de etanol es de 80,072 kg/m<sup>3</sup>.

Como se detalló en la sección 2.5, la producción será de 250.000 m<sup>3</sup> de etanol al año, que funcionando 364 días al año las 24 horas<sup>22</sup>, equivalen a un caudal de etanol de 28,62 m<sup>3</sup>/h. Así:

- **Cantidad de etanol a producir=  $W_p = \rho_{\text{etanol}} \cdot Q = 22.578,98 \text{ kg/h}$**
- **Rendimiento respecto al almidón ingresado=  $100 \cdot (C_{so} - C_{ss}) / C_{so} = 74,4\%$**
- **Caudal total requerido=  $Q_{\text{req}} = W_p / [\text{Etanol}]_{\text{salida}} = 281,9835 \text{ m}^3/\text{h}$**
- **Volumen de reactor=  $Q_{\text{req}} \cdot t_{\text{res}} = 20.302,81 \text{ m}^3$**

Luego, para poder producir los 250.000 m<sup>3</sup> anuales de etanol se requiere un volumen del reactor TAC y un caudal de operación desproporcionados. Este hecho indica claramente, que será necesario utilizar más de un tanque de reacción en el proceso de producción.

<sup>22</sup> Se consideró una parada de planta al año.

Por otro lado, la cantidad de materia prima necesaria para operar, suponiendo que la mezcla que ingresa es 25% p/p granos ( $\rho_{mezcla} = 1005 \text{ kg/m}^3$ ) y que la levadura ingresa con la corriente de operación, serán:

- **Cantidad de maíz** =  $\rho_{mezcla} \cdot Q_{total} \cdot 0.25 = 70.847,5 \text{ kg/h}$
- **Cantidad de levadura** =  $0,5 \text{ kg/m}^3 \cdot 281,98 \text{ m}^3/\text{h} = 140.99 \text{ kg/h}$
- **Cantidad de glucosa** =  $23,03 \text{ kg/m}^3 \cdot 281,98 \text{ m}^3/\text{h} = 6494,08 \text{ kg/h}$

Subproductos obtenidos:

- **DDGS** =  $286^{23} \cdot 70,847 \text{ ton de maíz/h} = 20.262,24 \text{ kg/hhbn}$

## 2.10. Bibliografía

---

[2.1] Trinidad Bello A.; *Modelos de crecimiento en biología, su significado biológico y selección del modelo por su ajuste.*

[2.2] Levenspiel O.; *Ingeniería de las Reacciones*, 3ra Edición, Ed

[2.3] Białas W., Czerniak A., Szymanowska-Powalowska D.; *Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production.* Acta Biochimica Polonica. (2014) Vol. 61: 153-162.

[2.4] Nikolić S., Mojović L., Rakin M., Pejin D.; *Bioethanol production from corn meal by simultaneous enzymatic saccharification and fermentation with immobilized cells of Saccharomyces cerevisiae var. ellipsoideus*; ELSEVIER (2008).

[2.5] Kroumov A.D, Nivaldo Modenes A., de Araujo Tait M.C.; *Development of new unstructured model for simultaneous saccharification and fermentation of starch to ethanol by recombinant strain*; ELSEVIER (2006).

[2.6] Ochoa S., Yoo A., Repke J.U, Wozny G., Ryook Yang D.; *Modeling and Parameter Identification of the Simultaneous Saccharification-Fermentation Process for Ethanol Production*; Biotechnol. Prog.(2007).

[2.7] Corcuera V.R., Pennisi M., Kandus M., Salerno J.C, *Composición química de granos de maíces especiales desarrollados en la Argentina para la industria alimentaria*, La Alimentación Latinoamericana, Vol. 325, 2016.

[2.8] Gawandea S.B, Patilb I.D, *Experimental Investigation and Optimization for Production of Bioethanol from Damaged Corn Grains*, Materials Today: Proceedings 5 (2018) 1509–1517

[2.9] Ñustes S.A, Méndez L.G., García L.A; *Determinación experimental de la entalpía de combustión de  $\alpha$ -maltosa mediante el uso de un calorímetro*, Departamento de ingeniería Química, Universidad Jorge Tadeo Lozano Sede Bogotá.

[2.10] Kersall D., Pearse Lyons T., *Grain dry milling and cooking procedures: extracting sugars in preparation for fermentation*, The Alcohol Textbook, 4ta Ed., Nottingham University Press, 2003.

---

<sup>23</sup> Este valor corresponde a los kg de DDGS producidos por tonelada de maíz procesada, dato presentado en el Capítulo 1.

[2.11] Machado Benassi V., Machado Pasin T., Dell Antonio Facchini F., Jorge J.A, Texeira de Moraes Polizeli L., *A novel glucoamylase activated by manganese and calcium produced in submerged fermentation by Aspergillus phoenicis*, Journal of Basic Microbiology, pp. 333, 2012.

[2.12] Cardona C.A, Sánchez O.J., Gutiérrez L.F, *Process Synthesis for Ethanol Production*, CRC Press, 1ra Ed., 2010.

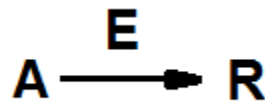
[2.13] Roels J.A, *Macroscopic Thermodynamics and the Description of Growth and Product Formation in Microorganisms*, American Chemical Society, 1983.

## 2.11. Anexo II

Cómo se desarrolló previamente, las reacciones involucradas en el presente trabajo son biológicas y catalizadas por enzimas.

### 2.11.1. Cinética Michaelis-Menten

Dada la alta selectividad de las enzimas, no suelen ocurrir reacciones paralelas, la reacción que ocurre es:



Una expresión sencilla para la velocidad de la reacción de A sería:

$$-r_A = r_R = k \frac{C_{E0} C_A}{C_M + C_A}$$

enzima total
una constante, llamada constante de Michaelis

$C_A$ =concentración de reactivo

$C_{E0}$ =concentración inicial de enzimas

$C_M$ =constante de Michaelis

Graficando la velocidad de reacción vs. concentración, se obtiene el siguiente comportamiento:



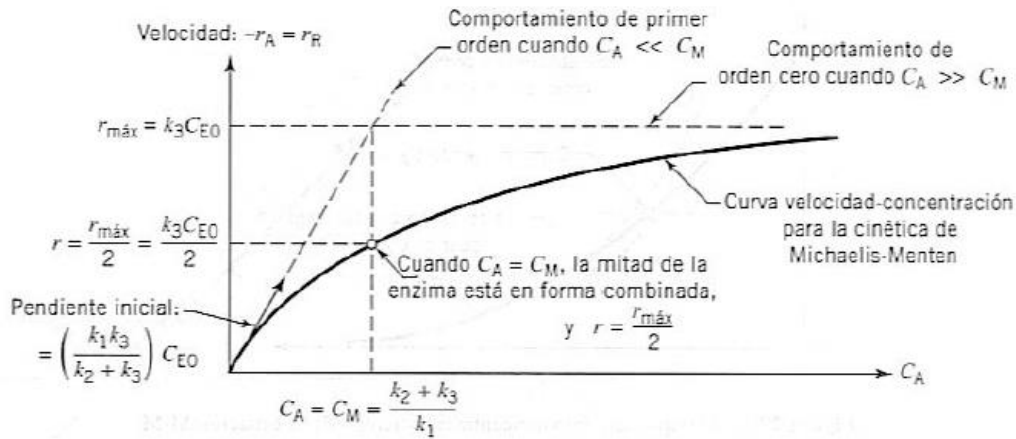


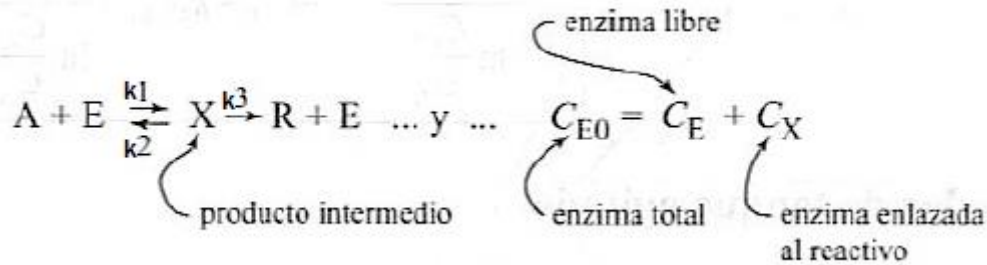
Figura 2.14. Curva de velocidad de reacción vs. concentración de reactivo.

Tal como se observa existen cambios de pendiente en la curva obtenida, lo que manifiesta cambios en la cinética de la reacción:

-Para concentraciones altas, la cinética se vuelve independiente de la concentración de reactivo, por lo tanto, le corresponde un orden 0. ( $C_A \gg C_M$ )

-Para concentraciones bajas, la velocidad de reacción es proporcional a la concentración, luego el orden de reacción es 1. ( $C_A \ll C_M$ )

Para explicar estas observaciones, Michaelis y Menten propusieron el siguiente mecanismo de reacción:



A partir de este mecanismo, se pueden realizar las siguientes observaciones:

- 1) Cuando  $C_A = C_M$ , la mitad de la enzima está en su forma libre y la otra mitad combinada.
- 2) Cuando  $C_A \gg C_M$ , la mayor parte de la enzima existe como el complejo X, que es un intermediario de reacción.
- 3) Cuando  $C_A \ll C_M$ , la mayor parte de la enzima, está en su forma libre.

La constante de Michaelis  $C_M$ , puede definirse como:

$$C_M = (k_2 + k_3) / k_1$$

### 2.11.2. Ecuación de Monod

La dinámica del crecimiento celular para biomasa y decrecimiento del sustrato durante el cultivo en lote es descrito por las ecuaciones diferenciales (2.10). La primera especifica que la velocidad de crecimiento de biomasa es directamente proporcional a la

cantidad de biomasa existente, y la segunda que la velocidad de consumo del sustrato es inversamente proporcional a la cantidad de biomasa existente.

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dX(t)}{dt} = \mu(S)X(t) \\ \frac{dS(t)}{dt} = -\frac{1}{Y} \cdot \frac{dX}{dt} \\ X(0) = X_0, S(0) = S_0, \end{array} \right. \quad (2.10)$$

donde:

- X(t) es la cantidad de células o biomasa al tiempo t, su unidad de medida es gr/l,
- $\mu(S)$  es la velocidad específica de crecimiento en S, su unidad de medida es gr/l,
- t es tiempo,
- Y es la constante de rendimiento del sustrato limitante, se define como: *Cantidad de biomasa producida/Cantidad de sustrato consumido*,
- X(0) y S(0) condiciones iniciales de biomasa y sustrato respectivamente

El crecimiento de los microorganismos durante un cultivo en lote puede ser cuantificado gracias a los estudios realizados por Jaques Monod en 1950. La ecuación de Monod, que se conoce también como el modelo de crecimiento celular, describe la relación entre la velocidad específica de crecimiento ( $\mu(S)$ ) y la concentración del nutriente limitante (S) en un cultivo microbiano, y se representa por la siguiente expresión matemática:

$$\mu(S) = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S},$$

siendo,

$\mu_{max}$ = velocidad específica de crecimiento máxima, h<sup>-1</sup>

Ks= constante de saturación, g/l

S= concentración de sustrato limitante, g/l



# CAPÍTULO 3



**Análisis de  
pre-post tratamiento  
y separaciones**



## 3.1. Resumen ejecutivo

---

A lo largo del presente capítulo, se realizará un análisis de los pretratamientos de las materias primas involucradas en la producción de bioetanol, así como de la posterior separación y purificación del producto y subproductos de interés.

Se determinó que el maíz debe ser lavado y molido con un molino de martillos, antes del ingreso a los reactores. Mientras que para la levadura se ha definido un pretratamiento de crecimiento separado antes del ingreso al reactor, de forma tal de alimentarla al medio de fermentación cuando se encuentre en la etapa de propagación.

La purificación del etanol será llevada a cabo en dos etapas, mediante una destilación hasta la composición azeotrópica y una destilación extractiva, utilizando glicerol (glicerina) para eliminar este azeótropo.

Por otro lado, las enzimas son ingresadas con la corriente de proceso sin requerir una modificación previa.

Tanto el CO<sub>2</sub> como la corriente sólidos se consideran subproductos de interés que poseen un valor agregado significativo para el desarrollo del proyecto por lo que se plantean los diferentes métodos y/o sistemas que hacen posible su recuperación.

## 3.2. Pretratamiento del maíz

---

Cuando los cereales se utilizan para producir etanol combustible, la materia prima ingresa al proceso en forma de granos, que deben someterse a algunas operaciones preliminares como lavar y moler. Como se señaló en el Capítulo 1, la molienda de granos de maíz se puede llevar a cabo mediante el proceso de molienda en húmedo o en seco. En este caso, como se desarrolló en el Capítulo 2, se decidió utilizar el proceso de molienda seca.

El pre tratamiento que se debe realizarle al maíz se compone de limpiar y moler los granos hasta que alcanzar un tamaño óptimo para su utilización.

### 3.2.1. Limpieza

Esta operación tiene como principal objetivo la eliminación de arenas y polvos que pueden estar presentes entre los granos de maíz. **Se considera que ocurren pérdidas por selección y clasificación de un 0,5% del total de maíz ingresante.**

Se realizará mediante un soplado con aire, cuyo objetivo principal es eliminar impurezas que pueda contener. Pero, además, esta operación tiene como función ayudar a remover el calor de respiración de los granos y de los microorganismos que puedan estar presentes y mantener una temperatura uniforme.

### 3.2.2. Molienda

Luego de la limpieza de los granos de maíz, se procede a la molienda. Se considerará que **un 1% del maíz total se pierde por molienda**, por lo tanto, las pérdidas totales de materia prima son de un 1,5%.

El factor principal de análisis en esta etapa del procedimiento es el tamaño de partícula, reducirlo modifica la cinética y la cantidad de azúcares producidos, dado que se aumenta la superficie disponible para llevar a cabo las reacciones. Además, en el presente proyecto fue seleccionada una cinética desarrollada a partir de harina de maíz, por lo que, inicialmente, se sugeriría reducir al máximo el tamaño de partícula, para que las condiciones de operación se asemejen en la medida de lo posible.

En contraparte, no es aconsejable moler el maíz en tamaños de partícula extremadamente pequeños debido a mayores requisitos de energía, separación incompleta/ineficaz de sólidos en el decantador después de la fermentación y vinaza más viscosa que podría afectar el rendimiento de los evaporadores.

Respecto a la maquinaria empleada, los principales son el molino de martillo y el molino de rodillos, cuya diferencia fundamental es que mientras el primero genera partículas de menor tamaño, el molino de rodillos distorsiona los constituyentes celulares (pared celular, membranas, matriz proteica, almidón, etc.). En análisis, los rendimientos de etanol en maíz molido con rodillo fueron muy similares o ligeramente más altos que los de molino de martillos, a pesar de ser 10 a 15 veces más grande en tamaño de partícula [3.5].

**Tabla 3.1.** Tamaños de partículas obtenidos para molino de martillos y de rodillos.

Tipo de molino	Tamaños de tamiz o separación entre rodillos (mm)	Tamaño promedio de partícula (µm)
<b>De martillos</b>	0,686	210
	1,016	306
	2,36	336
<b>De rodillos</b>	0,2032	1181
	0,3048	1035
	0,4064	1346
	0,5080	1267

Si bien el molino de rodillos ha sido el equipo tradicionalmente empleado para la molienda de granos de maíz, en los últimos años los diámetros de los martillos se han incrementado gradualmente, lo que obviamente permite una mayor velocidad de la punta del batidor periférico a revoluciones más bajas. En consecuencia, los niveles de consumo de energía en dichos molinos de martillo se han reducido al mínimo.

En cuanto al funcionamiento, esencialmente los molinos de martillo se basan en el impacto de las pantallas y los batidores en el producto que se muele para reducirlo a la granularidad deseada. Mientras que los rodillos simplemente "ruedan" o "aplastan" producto entre dos cilindros giratorios. Este último proceso tiene la clara ventaja de requerir considerablemente menos potencia, aunque no es posible lograr la finura de la molienda final a través de un molino de rodillos que se puede lograr a través de un molino de martillos. En un molino de martillos, el diámetro del orificio de la pantalla controla el tamaño de partícula máximo terminado de cualquier producto molido.

Luego, **se selecciona el molino de martillo** dado que se opta trabajar con partículas de menor tamaño aspirando a alcanzar los  $250\mu\text{m}$  de forma tal de representar lo más fielmente posible las condiciones en las cuales se ha desarrollado el modelo cinético (el cual se llevó a cabo con harina de maíz).

### 3.2.3. Mezclado

Antes del ingreso al reactor deben mezclarse previamente las distintas corrientes: el maíz, el agua, las enzimas y la cantidad de ácido requerida para tener el pH correcto. El tiempo de residencia no será alto ya que únicamente debe permitir la homogeneización del sistema y una leve elevación de la temperatura (hasta  $35^{\circ}\text{C}$ ).

## 3.3. Pretratamiento de la levadura

---

### 3.3.1 Fuentes de nitrógeno

Para una fermentación óptima, se requiere que la levadura tenga una fuente de nitrógeno, ya que el mismo es utilizado para mantener su metabolismo debido a que es un compuesto esencial para la producción de aminoácidos, proteínas y otros metabolitos fundamentales en la fisiología de las levaduras. Esto trae como principal ventaja al proceso de producción, una disminución en la concentración de glicerol a la salida del fermentador, lo que hace más económico el proceso de purificación del bioetanol.

Los granos de maíz contienen cierta cantidad de nitrógeno, en forma orgánica (aminoácidos y péptidos) e inorgánica como amonio principalmente. La presencia de nitrógeno en cualquiera de estas formas químicas es fuertemente variable, dependiendo de diversos factores, entre ellos la variedad del maíz, su grado de maduración, características edafoclimáticas y diversos aspectos tecnológicos.

No todas estas formas son igualmente disponibles para la levadura ya que, por ejemplo, los péptidos y las proteínas no se suelen considerar como auténticas fuentes de nitrógeno, y los aminoácidos son muy variables como fuentes nitrogenadas, ya que mientras algunos son consumidos ávidamente por la levadura (como la glutamina), otros no lo son en absoluto en condiciones anaerobias, como la prolina. El amonio suele ser altamente disponible para las levaduras, por lo que es una forma química que se suele utilizar de forma abundante. En forma general, las mejores fuentes de nitrógeno para la levadura son: el amonio, la glutamina, el ácido aspártico, la asparagina y el glutamato. Las

fuentes que no son fácilmente aprovechables metabólicamente son: la prolina, el ácido gamma-amino-butírico, la urea, las purinas y las poliamidas.

Como parte de una estrategia adaptativa a la fermentación, la levadura *Saccharomyces cerevisiae* no consume este nitrógeno asimilable de manera aleatoria, sino que tiene un orden de preferencia por las distintas fuentes de nitrógeno. Esta levadura ha desarrollado diferentes mecanismos moleculares que le permiten utilizar preferentemente aquellas fuentes que mantienen un mejor crecimiento. Este mecanismo de selección de la fuente de nitrógeno se conoce como *represión catabólica por nitrógeno* (NCR). La NCR se caracteriza porque la célula es capaz de detectar la presencia de las fuentes de nitrógeno ricas y desencadenar una cadena de señales, que culmina con la activación de los genes implicados en el transporte y metabolismo de estas fuentes ricas y en la represión de aquellos genes implicados en el transporte y utilización de fuentes más pobres. Una vez consumidas las fuentes de nitrógeno más ricas, la levadura activa la maquinaria metabólica para la utilización de las más pobres.

De bibliografía, se halló el perfil de aminoácidos que contiene el maíz cultivado en la República Argentina:

**Tabla 3.2.** Perfil de aminoácidos presentes en el maíz cultivado en Argentina.

Aminoácido	Rango (mg/g base seca)
Alanina	5,83-10,88
Arginina	3,11-5,69
Ácido aspártico	5,28-8,58
Cisteína	1,67-3,09
Ácido glutámico	14,72-27,75
Glicina	3,06-4,58
Histidina	2,41-4,18
Isoleucina	2,89-5,17
Leucina	9,59-19,53
Lisina	2,38-5,57
Metionina	1,3-3,44
Fenilalanina	3,87-7,43
Prolina	6,78-13,29
Serina	3,65-7,35
Treonina	2,73-4,58
Triptofano	0,355-0,881

Tirosina	1,89-5,07
Valina	4,11-6,59

Luego, las únicas fuentes de nitrógeno fácilmente aprovechables que presenta el maíz cultivado en Argentina son el ácido glutámico (glutamato en su forma ionizada) y ácido aspártico. No se han encontrado datos en bibliografía de concentración de nitrógeno como amonio en granos de maíz.

El consumo de nitrógeno promedio durante la fermentación es de 150 mg/L.

En el trabajo realizado por Albers [3.5], se analizó la influencia de tres fuentes diferentes de nitrógeno: amonio (como sulfato de amonio), ácido glutámico y una mezcla de 20 aminoácidos diferentes. Los resultados obtenidos pueden resumirse de la siguiente manera:

- Al agregar las fuentes extra de nitrógeno, se modificó el valor de velocidad específica máxima de crecimiento de la levadura ( $\mu_{max}$ ), correspondiendo el máximo obtenido de este valor para el agregado de la mezcla de aminoácidos.
- Para el agregado de ácido glutámico, se obtuvo una mejora respecto al agregado de amonio ya que se alcanzó un rendimiento de etanol un 8% mayor y decreció la producción de glicerol en un 19%.
- En el caso del agregado de la mezcla de aminoácidos, el rendimiento del etanol aumentó un 14% respecto al uso de amonio y la producción de glicerol decreció un 50%.
- El rendimiento aparente de biomasa respecto a glucosa fue 1.5 veces mayor para el uso de la mezcla de aminoácidos, respecto al amonio y al ácido glutámico. Sin embargo, el rendimiento de dióxido de carbono (en moles generados por mol de glucosa consumido) fue mayor en comparación a las otras dos fuentes de nitrógeno.
- Se concluyó que si bien la adición de una fuente de nitrógeno afecta al rendimiento de etanol incrementándolo y al de glicerol, reduciéndolo, esto no afecta la composición de la biomasa, en términos de almacenamiento de carbohidratos y contenido de proteínas.

Por lo tanto, **se concluye que la adición de una fuente de nitrógeno, sería conveniente para mejorar el desempeño de la levadura en el proceso de fermentación.** Sin embargo, se debe tener en cuenta que el modelo cinético elegido en el Capítulo 2, no considera la fuente de nitrógeno en su desarrollo. Por lo tanto, si se incorpora esta alternativa al proceso, deberían realizarse modificaciones a las constantes cinéticas del modelo elegido, ya que de otra manera, no podrían contemplarse los cambios involucrados en las concentraciones a la salida del proceso de fermentación.

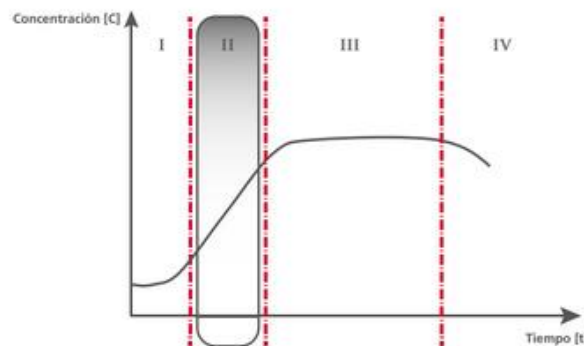
### 3.3.2. Propagación de la levadura

La gestión de la levadura es un aspecto clave en la producción de bioetanol, ya que ejerce una influencia absoluta en la calidad del producto obtenido. La calidad de la levadura se define de acuerdo a la conservación de su viabilidad y vitalidad.

Existen cuatro parámetros fundamentales a controlar en el proceso de propagación de la levadura:

1. Buena homogeneización de la suspensión de levadura
2. Aireación óptima
3. Control de temperatura
4. Bajas velocidades de flujo para evitar tensiones por cizallamiento (velocidades de aproximadamente 1 m/s).

El objetivo principal es preparar a la levadura para ingresarla al tanque de fermentación cuando la misma se encuentre en su etapa de propagación (ver figura 3.1), de modo tal que la fermentación sea un proceso estable.



#### Curso típico de la propagación de levadura

- I: Fase Lag (fase inicio)
- II: Fase log (fase logarítmica) – proceso de asimilación
- III: Fase estacionaria
- IV: Fase muerte de células

**Figura 3.1.** Curva de crecimiento de la levadura en función del tiempo.

Existen sistemas especialmente diseñados para la propagación. En bibliografía [3.6], se encontró un sistema de propagación, que consiste en el uso de dos tanques: un tanque “propagador” y un tanque “asimilador”. En el tanque propagador, se introduce la suspensión de levadura y se mezcla gradualmente con una parte de mosto, mientras se airea y se homogeniza hasta la obtención de células deseada (usualmente se utiliza una concentración de  $10^{14}$ - $10^{15}$  células/ $m^3$ ). Luego, se traslada la suspensión al tanque asimilador en el cual, se vuelve a repetir el proceso anterior, produciendo la cantidad de levadura requerida para introducir al tanque de fermentación, como también una cantidad residual, que se utiliza para el próximo paso de propagación.



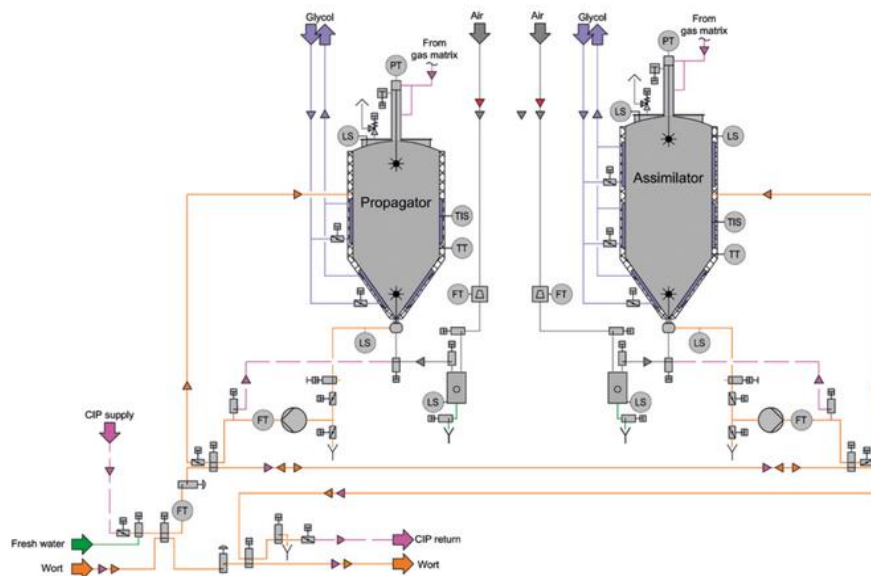


Figura 3.2. Ejemplo de sistema de propagación (sistema YEAST-STAR diseñado por la empresa GEA Group).

Dado que este sistema es de implementación compleja, se decide contar solamente con un tanque de propagación de la levadura, de modo tal de ingresar la levadura en condiciones óptimas al proceso.

### 3.4. Modelo termodinámico y análisis de equilibrio

En el presente diseño de una planta de bioetanol, una de las principales tareas a realizar es la simulación del proceso, para lo que se debe llevar a cabo un correcto análisis de los equilibrios involucrados que permita una separación eficiente de los productos. La exactitud de la simulación depende de una correcta predicción de propiedades físicas, que a su vez, incluye los siguientes aspectos: selección de un método de estimación apropiado, verificación de datos, descripción de compuestos que no se hallan en el banco de datos del simulador y de parámetros faltantes, junto con su estimación.

#### 3.4.1. Selección de modelo termodinámico

Los cuatro factores a tener en consideración al momento de seleccionar el modelo adecuado son:

1. La naturaleza de los compuestos de interés
2. La composición de la mezcla
3. Los rangos de presión y temperatura
4. La disponibilidad de parámetros

Usualmente, se utilizan “árboles de decisión” para elegir el modelo termodinámico. En este caso, se utiliza el árbol de decisión propuesto por Carlson para determinar el modelo que describa el comportamiento de la mezcla etanol-agua.

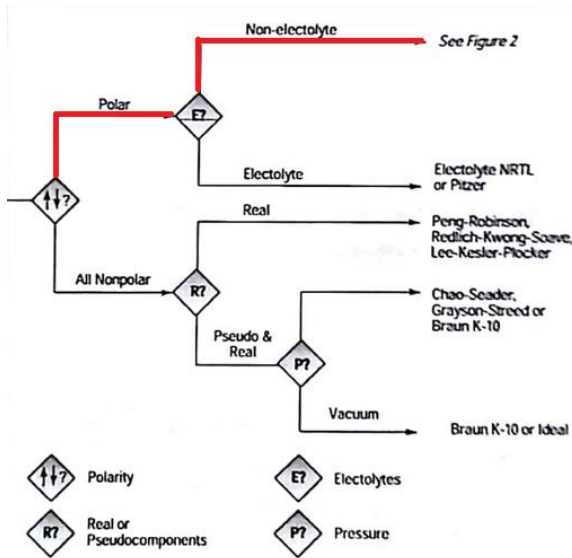


Fig. 3.3.a. Selección de modelo termodinámico.

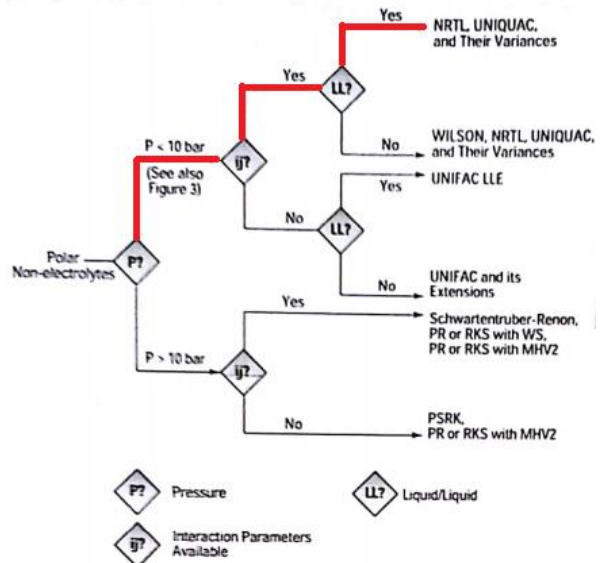


Fig. 3.3.b. Selección modelo termodinámico.

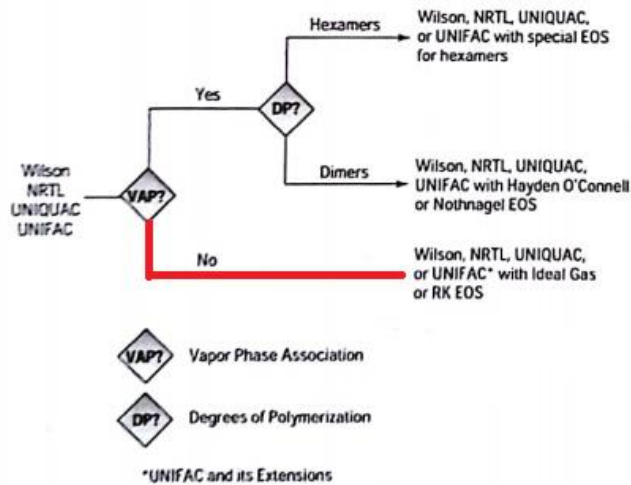


Fig.3.3.c. Selección modelo termodinámico.

Por lo tanto, para el sistema etanol-agua, **se modela el comportamiento del vapor como gas ideal y para la fase líquida, se decidió utilizar NRTL.**

En la figura 3.4 y 3.5, se comparan el equilibrio teórico obtenido de bibliografía con el estimado en UNISIM Thermoworkbench. Tal como se observa, ambos coinciden perfectamente.

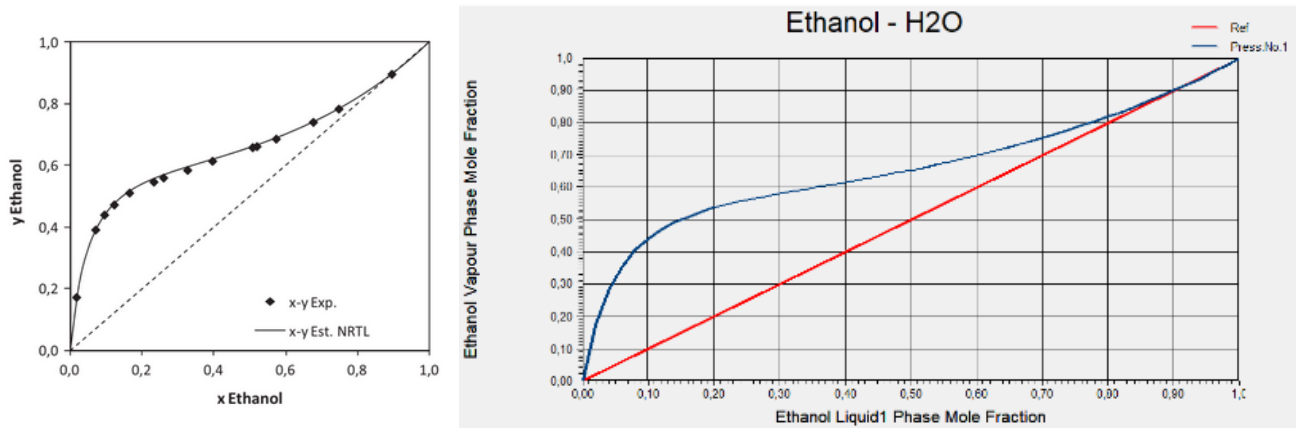


Figura 3.4. Comparación de equilibrio teórico agua-etanol con el obtenido en UNISIM Thermoworkbench en fracción molar de etanol gaseoso(y) vs. fracción molar de etanol líquido(x) a P=1 atm.

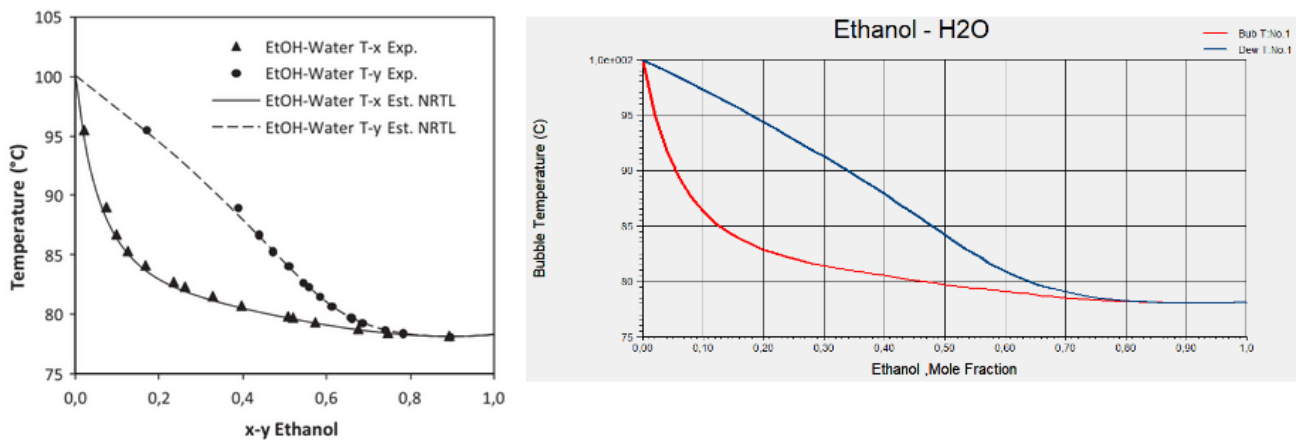


Figura 3.5. Comparación de equilibrios teóricos<sup>24</sup> de etanol-agua con equilibrios estimados con UNISIM Thermoworkbench para modelo NRTL-gas ideal. (a) x-y (b) T-xy, etanol-agua; a P=1 atm.

### 3.4.2. Análisis de equilibrio

En la figura 3.4, es posible observar la presencia de un azeótropo en el equilibrio agua-etanol. Este azeótropo binario de mínimo posee un punto de ebullición a 78,17°C a 1 atm con un contenido en peso de alcohol del 95,6%. La presencia del mismo involucra una dificultad extra que debe ser tenida en cuenta a la hora de realizar el diseño del proceso de separación.

**Usando técnicas normales de destilación, el etanol sólo puede ser purificado a la composición del azeótropo (95,6% p/p), cuyo punto de ebullición es ligeramente inferior al del etanol, mientras que la composición deseada es 99% v/v (~98,74 % p/p). Es por esto que se debe recurrir a procedimientos que eliminen o permitan saltar el azeótropo.**

<sup>24</sup> Carey & Lewis, 1932[3.2]; Chen & Thompson, 1970[3.3]; Coelho, dos Santos, Mafra, Cardozo-Filho, & Coraza, 2011 [3.4].

Un método es la adición de un agente de separación, que cambia la interacción molecular y elimina el azeótropo. La desventaja es la necesidad de otra separación para retirar el solvente empleado. Otro método, la variación de presión en la destilación, se basa en el hecho de que un azeótropo depende de la presión. Si el azeótropo se evita, la destilación puede continuar.

### 3.5. Post-tratamientos

---

En el Capítulo 2, se llegó por medio del modelo cinético elegido a que las concentraciones preliminares de salidas son:

$$\begin{aligned}\text{Etanol} &= 80.072 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Almidón} &= 51.804 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Glucosa} &= 6.619 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Levadura} &= 13.027 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Sabiendo que el caudal es 281,9835 m<sup>3</sup>/h, obtenido en el Capítulo 2, calculamos el caudal másico:

$$\begin{aligned}\text{Etanol} &= 22578.98 \text{ kg/h} \\ \text{Almidón} &= 14607.87 \text{ kg/h} \\ \text{Glucosa} &= 1866.45 \text{ kg/h} \\ \text{Levadura} &= 3673.4 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

Además, también se produce dióxido de carbono, sabiendo que la estequiometría de la reacción informa que por cada mol de etanol se produce otro de CO<sub>2</sub>. Por lo que:

$$\begin{aligned}1 \text{ kmol de etanol} &= 46.07 \text{ kg} \quad \text{1 kmol de CO}_2 = 44.01 \text{ kg} \\ 22578.98 \text{ kg/h} & \quad \quad \quad x = 21569.37 \text{ kg/h}\end{aligned}$$

Luego,

$$\mathbf{CO_2 = 21569.37 \text{ kg/h}}$$

Por otro lado, la cantidad de agua que se encuentra en la fase líquida a la salida del fermentador corresponde a un 80-90%, luego se tendrían, aproximadamente 203210.82 kg/h (considerando el caso más desfavorable de 90% de agua en la mezcla).

Considerando los compuestos que se encuentran a la salida del fermentador quedan definidas las siguientes operaciones de post-tratamiento:

- Tratamiento de vinazas
- Deshidratación del etanol
- Recuperación de levaduras
- Obtención de CO<sub>2</sub>

En el caso del maíz, los componentes sólidos a la salida son productos de valor agregado empleados en la producción ganadera, es por esto que la recuperación de los mismos, en la medida que sea posible, formaría parte de los objetivos de este proyecto.

En las siguientes secciones se analizan en detalle las operaciones de separación a llevar a cabo.

### 3.5.1. Tratamiento de vinazas

Se obtienen 10-15 L de vinaza pesada por cada litro de etanol anhidro producido por el fondo de la columna concentradora, es por ello que el volumen de esta corriente residual se considera importante.

La vinaza pesada (aquella que sale por el fondo de la columna de destilación concentradora), se conduce a una etapa de centrifugación, en la cual se pretende conseguir que la mayor parte de los sólidos puedan ser separados, quedando como fase líquida remanente, la vinaza “liviana”. La vinaza liviana puede ser evaporada para recuperar los sólidos solubles que contiene, pero este es un proceso de alto consumo energético.

La corriente de salida de pesados del centrifugador, denominada DDG, puede ser mezclada con la corriente de sólidos que abandona el evaporador, denominada DDS y que contiene todo el material sólido soluble, cuyo porcentaje es sólo de un 5%, y se puede suministrar al ganado como sustituto del agua. La mezcla de ambas corrientes contiene a la totalidad del material sólido que compone la corriente de vinazas, y se conducen a un secador, en el cual se puede llevar a cabo la eliminación del contenido de agua que acompaña a los sólidos hasta un 10-12 %. Este es el contenido de humedad requerido para poder vender la vinaza como un subproducto denominado DDGS, el cual es empleado como alimento para el ganado. El complemento alimenticio DDGS está formado en un 25% por la corriente de DDS y un 75% por la corriente de DDG. Este material, tras el secador, se dirige a una planta de peletización, después de la cual se almacena para su posterior distribución. La producción estimada de DDGS ronda 1/3 de los kilogramos de maíz alimentado al proceso de fermentación.

Para garantizar la protección del medioambiente y la viabilidad de la instalación, se decide desarrollar el tratamiento de la vinaza liviana en el Capítulo 8.

### 3.5.2. Deshidratación de etanol

Como se señaló en el Capítulo 1, en la Resolución 1295/2008 el etanol debe cumplir con especificaciones de un valor mínimo de 99% v/v. Esto implica que el etanol debe someterse a un proceso de deshidratación, donde se debe eliminar el agua.

Como se dijo previamente, el etanol forma con el agua un azeótropo binario de mínimo punto de ebullición a 78,17°C a 1 atm con un contenido en peso de alcohol del 95,6%. La destilación ordinaria del este no conduce a la obtención de etanol, ya que su punto de ebullición es de 78,4°C superior a la del azeótropo.

Es por eso que en la actualidad se utilizan diversas técnicas para la deshidratación de etanol:

#### Adsorción con tamices moleculares

La adsorción es otra de las operaciones unitarias ampliamente usada en la industria para la deshidratación del etanol. La mezcla etanol-agua pasa a través de un equipo (generalmente cilíndrico) que contiene un lecho de material adsorbente. El agente

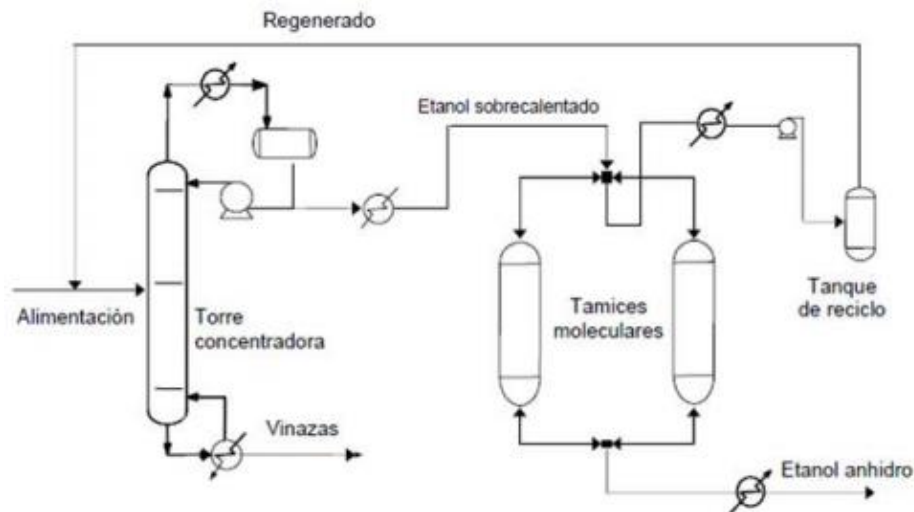
adsorbente más empleado han sido los lechos de zeolita. Debido a la diferencia de afinidad de las moléculas del etanol y del agua con respecto al adsorbente, esta última queda atrapada en el lecho a través de fenómenos de transporte superficial, mientras que el etanol pasa a través del mismo aumentando su concentración en la corriente de salida del equipo.

El proceso consiste en colocar el lecho adsorbente luego de la columna concentradora, usando dos lechos paralelos para que uno elimine agua mientras el otro está en proceso de regeneración.

En comparación con los otros procesos de deshidratación de alcohol la utilización de tamices moleculares ofrece las siguientes ventajas:

- No se utilizan productos químicos, por lo que no se contamina el producto final obteniendo el etanol de mejor calidad.
- Separación eficiente para obtener un producto menos hidratado.
- Mayor facilidad de operación.
- Ahorro de costos de energía, operación y capital.
- Evita problemas de manipulación y requerimientos de control de la polución relacionados con los agentes de arrastre, utilizados en la destilación azeotrópica de alcohol.

Para ello se requiere de un alto grado de automatización del proceso y un alto volumen de equipamiento de instrumentación.



**Figura 3.6.** Sistema de destilación azeotrópica para deshidratación del bioetanol.

## Destilación azeotrópica

En sustitución de la destilación al vacío, se ha empleado la destilación azeotrópica, que consiste en la adición de un tercer componente a la mezcla etanol-agua que facilita la separación mediante esquemas tecnológicos que involucran dos o tres columnas de destilación.

Entre las sustancias que se adicionan se encuentran benceno, sin embargo, el uso de benceno está prohibido actualmente debido a sus propiedades tóxicas y cancerígenas.

Otros agentes de separación usados con frecuencia son: ciclohexano, hexano, etilenglicol, éter isopropílico, tolueno, éter dietílico y n-pentano.

El pentano y el ciclohexano han demostrado tener los mejores rendimientos desde el punto de vista del consumo energético; sin embargo, industrialmente son muy utilizados el benceno y el dietil-éter. El pentano es muy volátil y por lo tanto las pérdidas por evaporación son considerables, situándolo en desventaja con relación a otros agentes de separación. El benceno, que se utilizó durante muchos años, ha perdido aceptación por su toxicidad, impidiendo la aplicación del etanol obtenido con fines farmacéuticos y alimenticios, y obligando a que algunas de las plantas existentes cambiarán de tecnología para la producción de alcohol anhidro.

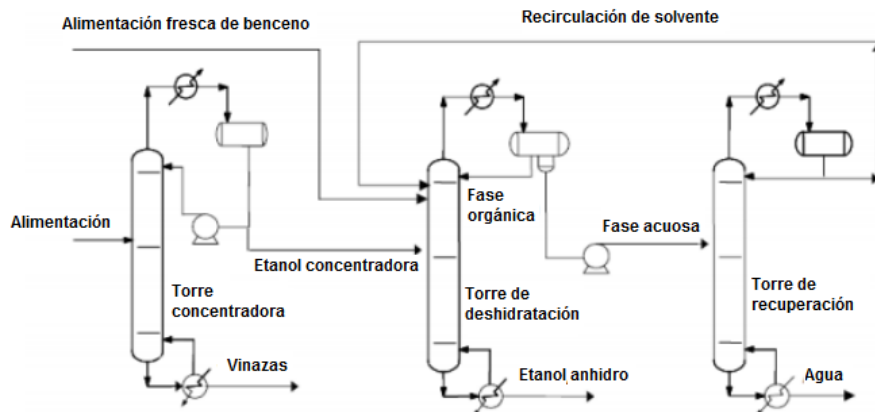
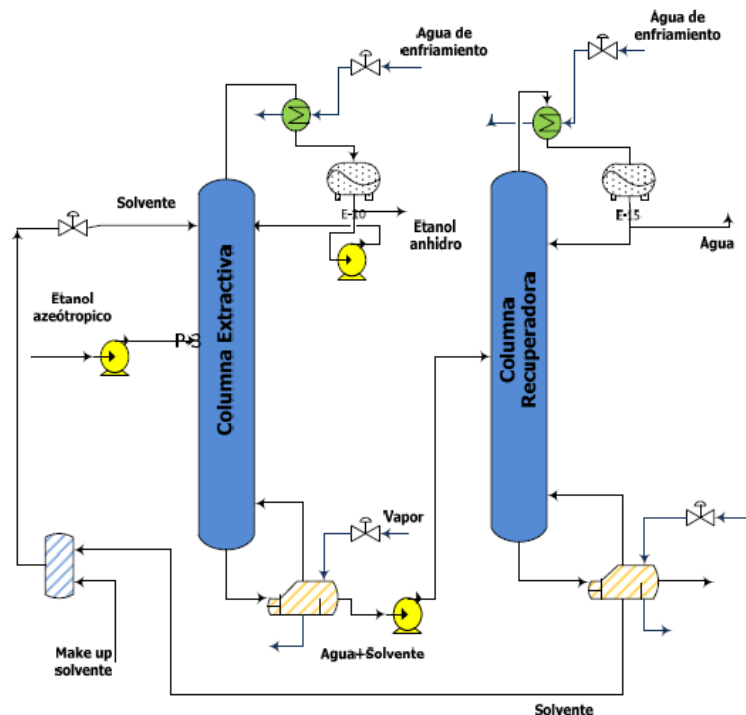


Figura 3.7. Sistema de destilación azeotrópica para deshidratación del bioetanol.

### Destilación extractiva

La 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 disolvente o agente de separación, y que se agrega a la mezcla azeotrópica para alterar la volatilidad relativa del componente clave con sin formación adicional de azeótropos.





**Figura 3.8.** Sistema de destilación extractiva para deshidratación del bioetanol.

El principio detrás de la destilación extractiva es la introducción de un solvente selectivo que interactúa de manera diferente con cada uno de los componentes de la mezcla original y que generalmente muestra una fuerte afinidad con uno de los componentes clave.

La ventaja que presenta esta técnica respecto a la destilación azeotrópica, radica en que el etanol obtenido contiene poca cantidad remanente del agente de separación lo que amplía su utilización en la obtención de productos alimenticios y farmacéuticos.

La elección del solvente debe basarse en los siguientes aspectos:

- Ser miscible con el agua a todas las concentraciones
- Tener mayor punto de ebullición que el agua.
- No formar azeótropo con el agua o con solventes orgánicos
- Tener afinidad molecular por el agua
- Tener afinidad por solventes orgánicos menor o igual a la del agua
- Afectar el comportamiento de la fase líquida de los componentes claves
- Tener baja viscosidad, toxicidad y costo

Una desventaja es que el principal costo de esta operación, proviene de la cantidad de vapor a generar.

### Solventes para destilación extractiva

Los solventes más utilizados para eliminar el azeótropo entre el etanol y el agua son: tetraetilenglicol, etilenglicol y glicerol (glicerina). A continuación, se analiza el uso de los mismos mediante los mapas de curvas de residuo obtenidos por Ravagnani [3.9].

El mapa de curvas de residuo es una representación gráfica de la evolución de la composición en fase líquida del residuo para una destilación continua con reflujo infinito. Su



utilidad radica en que sirven para la detección de azeótropos, la determinación de productos de máxima pureza y muestran la importancia de la frontera de destilación para mezclas ternarias.

## Tetraetilenglicol

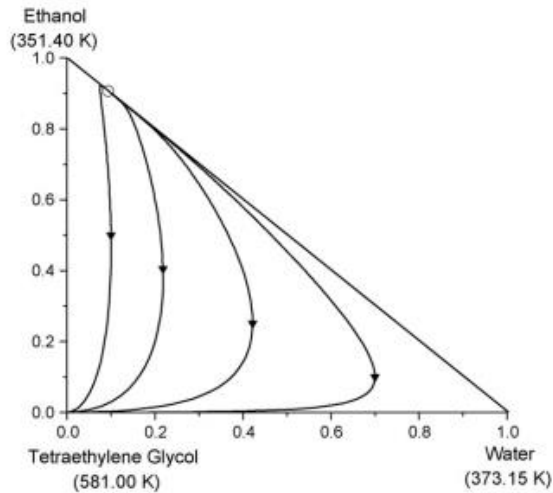


Figura 3.9. Mapa de curvas de residuo para el sistema etanol/agua/tetraetilenglicol a 1 atm.

## Etilenglicol

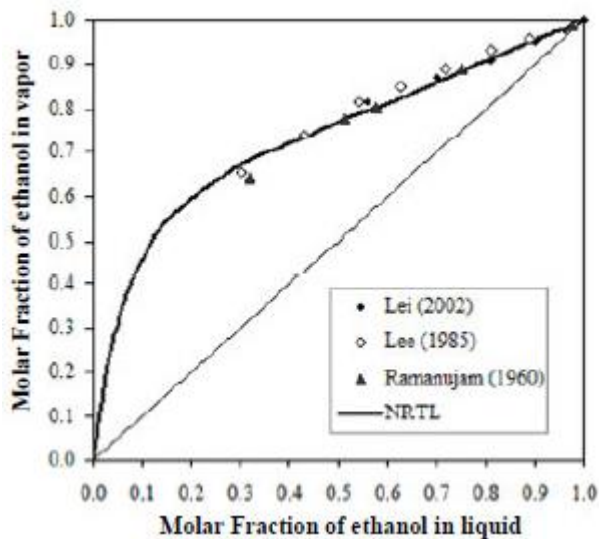


Figura 3.10. La curva pseudo-binaria (libre de solvente) de equilibrio vapor-líquido para el sistema etanol-agua-etilenglicol a 1 atm. Que genera el simulador ASPEN con el modelo termodinámico NRTL, junto con los datos experimentales informados por Lee y Pahl [3.1], Lei *et al.* y Ramanujam y Laddha. Estas experiencias utilizan una relación de alimentación-solvente de 0,8.

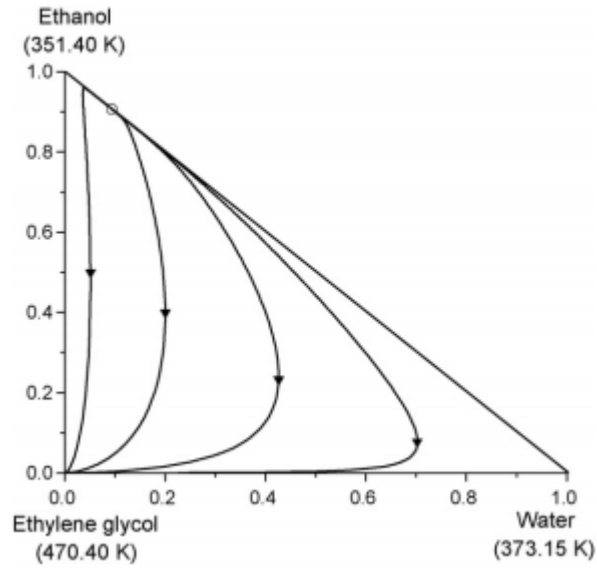


Figura 3.11. Mapa de curvas de residuo para el sistema etanol/agua/etilenglicol a 1 atm.

### Glicerol

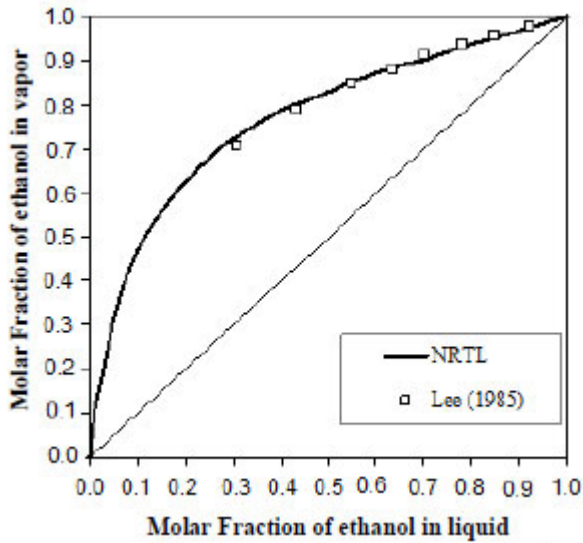
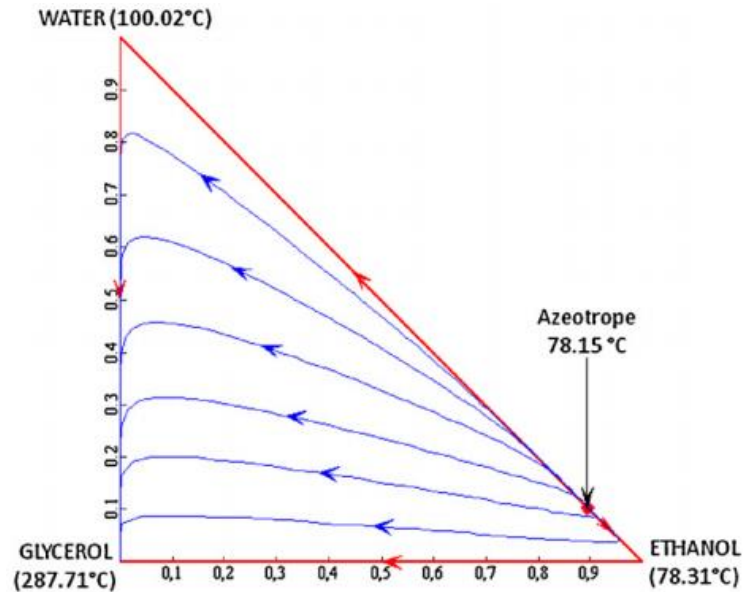


Figura 3.12. La curva pseudo-binaria (libre de solvente) de equilibrio vapor-líquido para el sistema etanol-agua-glicerol a 1 atm. Que genera el simulador ASPEN con el modelo termodinámico NRTL, junto con los valores experimentales informados por Lee y Pahl (1985). Estas experiencias utilizan una relación de alimentación-solvente de 0,8.



**Figura 3.13.** Mapa de curvas de residuo para el sistema etanol/agua/glicerol a 1 atm.

En las figuras 3.10 y 3.12 se observa la capacidad del etilenglicol y del glicerol para modificar la curva de equilibrio vapor-líquido, eliminando el azeótropo y permitiendo obtener etanol casi puro.

En el gráfico 3.9, muestra que el tetraetilenglicol es también un solvente adecuado para promover la separación de la mezcla de etanol / agua, ya que el mapa de la curva de residuos no presenta ningún límite de destilación. Pero se necesita un mayor requerimiento de calor en el proceso con tetraetilenglicol, ya que la entalpía de vaporización del mismo es  $99 \pm 10 \text{ kJ / mol}$ .

El etilenglicol es bien conocido como solvente en la destilación extractiva de mezclas de etanol-agua con buenos resultados de rendimiento, pero este disolvente tiene un nivel de toxicidad significativo, al igual que el tetraetilenglicol.

El glicerol muestra un mejor rendimiento en la modificación de la curva de VLE favorable para la destilación, como consecuencia de la mayor longitud de su cadena y la presencia de oxígeno en la misma, de acuerdo con los resultados informados por Lee y Pahl [3.1]. Además de las propiedades que presenta, la glicerina está disponible a bajo costo como consecuencia de su alta producción como subproducto del biodiesel, mercado que la Argentina lidera a nivel mundial.

### Uso de membranas de pervaporación

La pervaporación (evaporación a través de membranas) es una operación basada en la separación de dos componentes mediante una membrana selectiva bajo un gradiente de presión. Se emplean membranas que, como las compuestas de alcohol polivinílico, presentan una alta selectividad al favorecer el paso de agua a través de ellas y un alto poder de retención para varios solventes orgánicos. El agua transferida a través de la membrana conforma el permeado, mientras el etanol se concentra en el retenido.

La pervaporación ofrece varias ventajas con respecto a la destilación azeotrópica y extractiva, ya que el producto no posee trazas del disolvente, las unidades de pervaporación son compactas y no requieren de mucho espacio comparado con las torres de destilación azeotrópica. Además, en esta tecnología se logra un mayor ahorro energético ya que no se necesita de procesos auxiliares para la recuperación del alcohol.

Finalmente, su impacto ambiental es mínimo, en tanto no usa solventes ni sales orgánicas, y las membranas pueden ser recicladas, después de su tiempo de servicio. No obstante, el proceso tiene inconvenientes que han impedido una mayor extensión de sus aplicaciones como la necesidad de emplear membranas de alta selectividad, que eleva el costo de las unidades de pervaporación e implica la búsqueda constante de nuevos tipos de membranas.

La principal desventaja de la pervaporación es su costo de inversión, que resulta mayor en comparación con los demás sistemas analizados.

Comparada con técnicas que utilizan agentes de separación, la pervaporación presenta otras ventajas prácticas, como la flexibilidad en el uso de diferentes concentraciones de alimentación y la facilidad en la puesta en marcha y operatividad de los equipos debido a que requiere una mínima supervisión. Además el proceso se desarrolla a temperatura ambiente, el consumo de energía es relativamente bajo, no genera desechos y la membrana proporciona un permeado que siempre es más rico en agua que el líquido, en contraste con la destilación.

### Comparación de las técnicas de deshidratación

**Tabla 3.4.** Consumo energético de las diferentes técnicas de deshidratación.

Técnica	Consumo energético (Kcal/kg)
Adsorción con tamiz molecular	2.325,5
Destilación azeotrópica	2.958,6
Destilación extractiva	2.555,3
Uso de membranas de pervaporación	1.732,5

**Tabla 3.5.** Ventajas y desventajas de las técnicas de deshidratación del etanol.

Tecnologías	Ventajas	Desventajas
Destilación extractiva	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Permite la separación del etanol con alta eficiencia</li> <li>• Totalmente desarrollada</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Requiere el uso de sustancias ajenas al proceso</li> <li>• Genera impacto ambiental</li> <li>• Debe existir una alimentación fresca del agente de separación utilizado</li> <li>• Debe tener una etapa adicional de recuperación del agente separador</li> <li>• Alto costo de capital</li> </ul>

<b>Destilación a vacío</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proceso inerte</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alto consumo energético</li> <li>• Poco utilizado a nivel industrial</li> </ul>
<b>Destilación azeotrópica</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Permite la separación del etanol con alta eficiencia</li> <li>• Totalmente desarrollada</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alto costo de capital</li> <li>• Altos requerimientos energéticos.</li> <li>• Alta sensibilidad a impurezas en la alimentación</li> <li>• Uso de químicos tóxicos (como el benceno)</li> <li>• Debe existir una alimentación fresca del agente de separación utilizado</li> <li>• Genera mayor impacto ambiental</li> <li>• Presenta trazas de químico en la corriente residual</li> <li>• Requiere tratamiento de efluentes</li> <li>• Múltiples estados estables</li> </ul>
<b>Destilación salina</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Permite ahorros energéticos</li> <li>• No requiere alimentación fresca de la sal</li> <li>• Permite la separación del etanol con la más alta eficiencia</li> <li>• Elimina completamente el azeótropo etanol agua</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Debe alimentarse una sustancia sólida ajena al proceso</li> <li>• La sal debe ser recuperada y purificada</li> <li>• Puede existir problemas en la disolución y subsiguiente recristalización de la sal</li> <li>• Genera alta corrosión en los equipos, incrementando el costo de capital</li> </ul>
<b>Destilación y tamices moleculares</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bajos requerimientos energéticos.</li> <li>• Eliminación de pérdidas inherentes al uso de productos químicos</li> <li>• El proceso es inerte</li> <li>• Los tamices pueden procesar también impurezas presentes en la corriente de etanol</li> <li>• El proceso es simple y fácil de automatizar</li> <li>• La separación se lleva a cabo tanto en fase vapor como líquida</li> <li>• Posibilidad de alargar grandemente la vida del tamiz mediante la integración con sistemas de variación de presión</li> <li>• No utiliza sustancias ajenas al proceso</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• El tamiz se deteriora rápidamente</li> <li>• Costo de capital alto</li> </ul>
<b>Destilación y pervaporación</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• El proceso es inerte</li> <li>• No implica el uso de sustancias ajenas al proceso</li> <li>• Alta eficiencia en la recuperación</li> <li>• Bajos requerimientos energéticos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alto costo de capital</li> <li>• Se encuentra aún en investigación</li> <li>• Requiere áreas grandes de membranas</li> </ul>
<b>Extracción con fluidos supercríticos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bajos requerimientos energéticos</li> <li>• Opera a altas presiones</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Necesidad de recuperar el solvente</li> <li>• Implica el uso de una sustancia ajena al proceso</li> </ul>

		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Solo se ha estudiado a escala de laboratorio</li> </ul>
--	--	--

En la Tabla 3.4, se aprecia que la técnica que menos energía consume es la destilación por pervaporación. Esto se debe a que no necesita de procesos auxiliares para recuperar el agente de separación, como sucede en la destilación azeotrópica y en la extractiva. Esta técnica presenta un mínimo impacto ambiental debido a que no utiliza solventes ni sales orgánicas, por otro lado, las membranas pueden ser recicladas después de un tiempo de servicio. No obstante, se requiere de membranas de alta selectividad, lo cual eleva los costos de las unidades de pervaporación.

En la destilación por vacío para obtener un producto de alta pureza es necesario utilizar columnas de deshidratación con un gran número de etapas y con altas relaciones de reflujo, es por esto que presenta mayores valores de consumo energético. Además, para esta técnica se necesitan torres de grandes diámetros, lo que conlleva a altos costos de construcción.

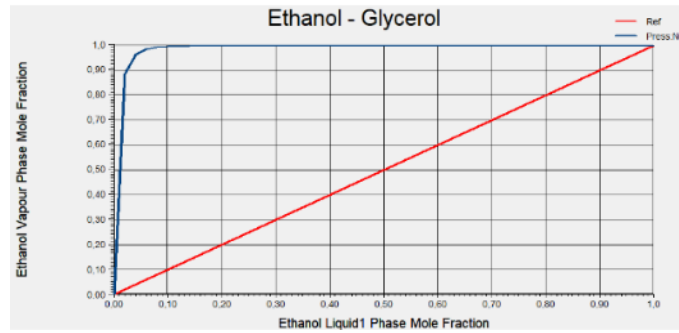
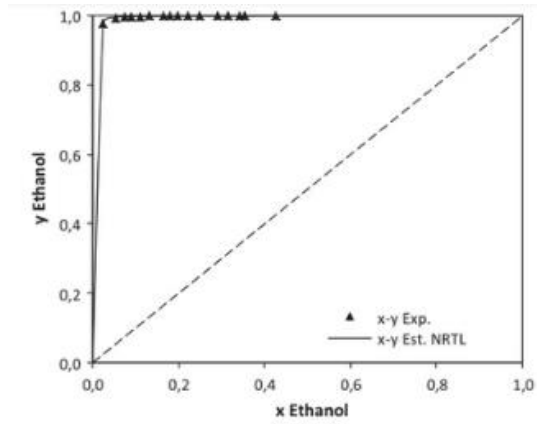
Se aprecia también que la adsorción con tamices moleculares presenta uno de los consumos más bajos. Esto se debe a que, al igual que en la pervaporación, la deshidratación con tamices moleculares no involucra el uso de sustancias como solventes o arrastradores que permanecen en las corrientes de residuo o quedan como trazas en el producto obtenido, siendo un proceso más limpio.

En la destilación azeotrópica y la destilación extractiva el uso de las torres para la deshidratación y recuperación del arrastrador o del disolvente, respectivamente, incrementa igualmente el consumo energético. La destilación extractiva puede ser más competitiva energéticamente en comparación con la destilación azeotrópica.

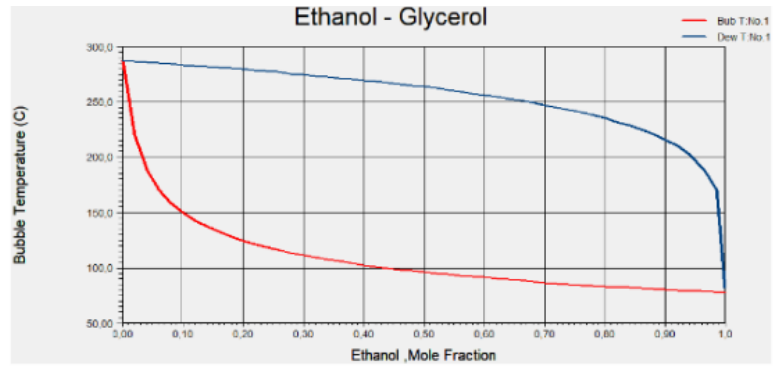
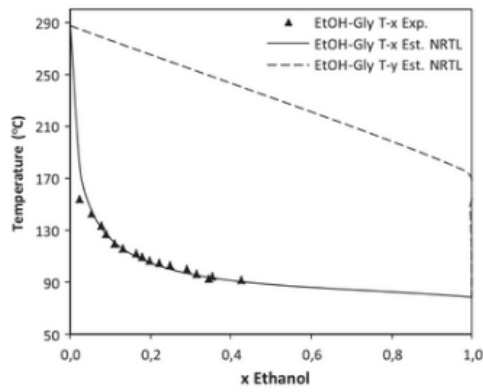
Si bien las membranas de pervaporación y los adsorbedores presentan los menores consumos energéticos, ya que además, se tratan de procesos físicos (no intervienen los equilibrios de fases), presentan dos desventajas considerables: altos costos de inversión y la imposibilidad de simular estos procesos en UNISIM, lo que impide realizar posteriormente un análisis de sensibilidad considerando parámetros propios del equipo y condiciones de alimentación/ operación.

Por lo tanto, en esta sección se concluye que **se utilizará la destilación extractiva como método de deshidratación del etanol, seleccionando al glicerol como solvente de extracción**, debido a su alta disponibilidad en el mercado nacional, su eficiencia para la eliminación del azeótropo en la mezcla etanol-agua y su baja toxicidad.

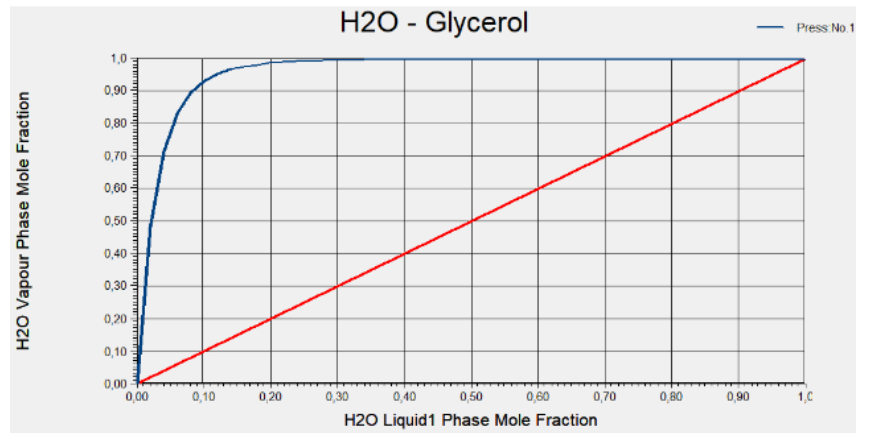
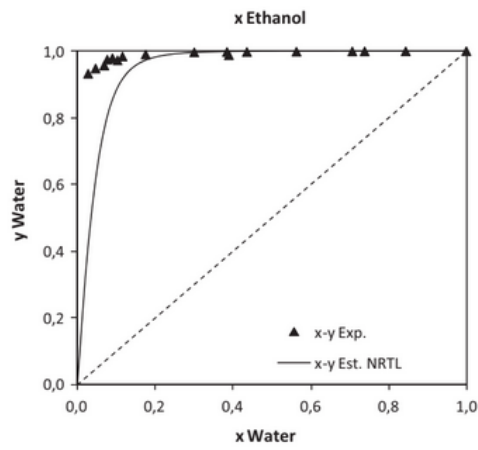
Al seleccionar el solvente de extracción, se procedió a simular el equilibrio en UNISIM para compararlo con el teórico, tal como se muestra en los siguientes gráficos:



(a)



(b)



(c)

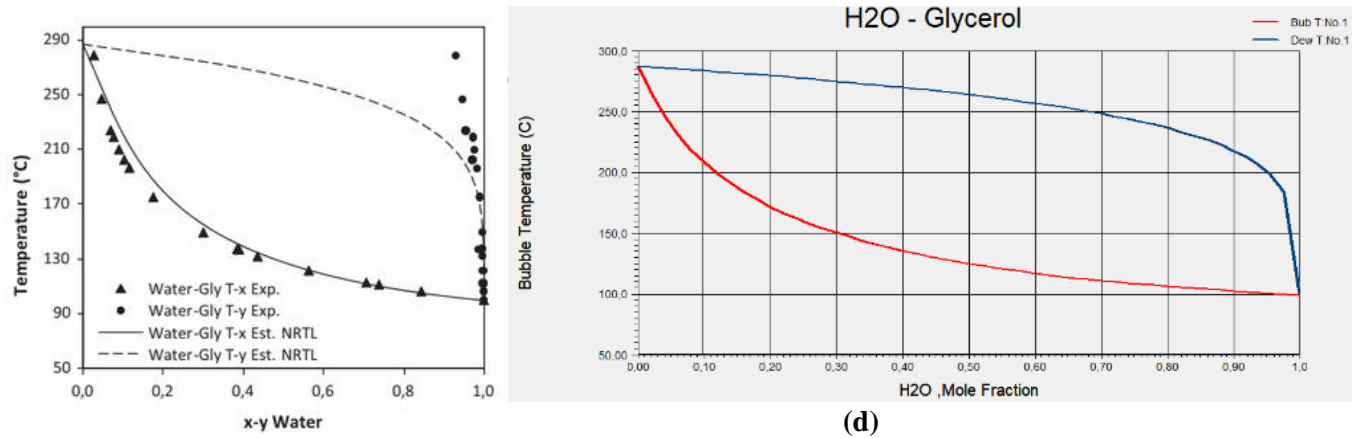
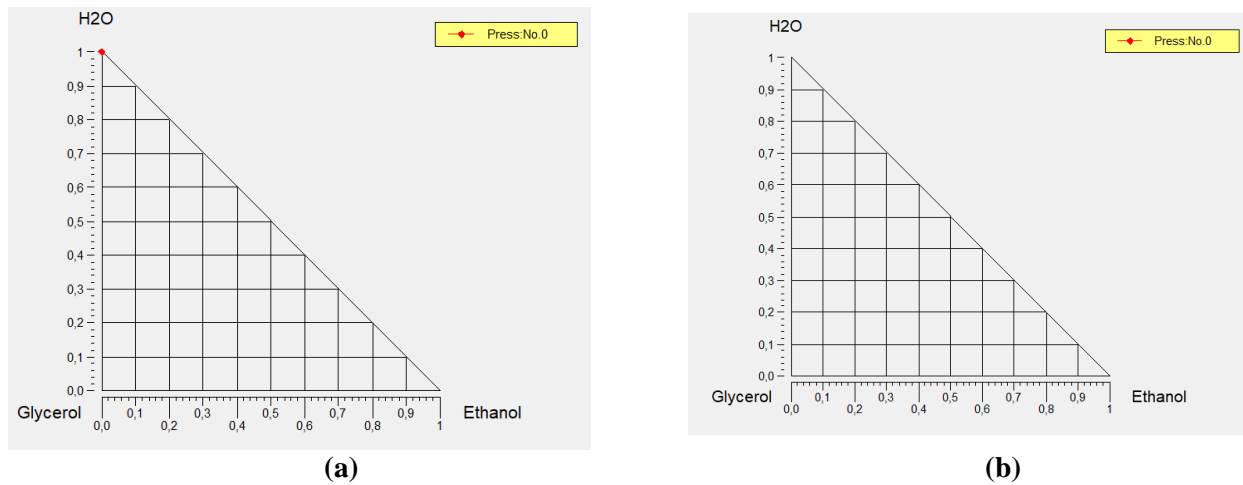


Figura 3.14. Comparación de equilibrios teóricos<sup>25</sup> de etanol-agua con equilibrios estimados con UNISIM Thermoworkbench para modelo NRTL-gas ideal. (a) x-y (b) T-xy, etanol-glicerol; (c) x-y (d) T-xy, agua-glicerol.

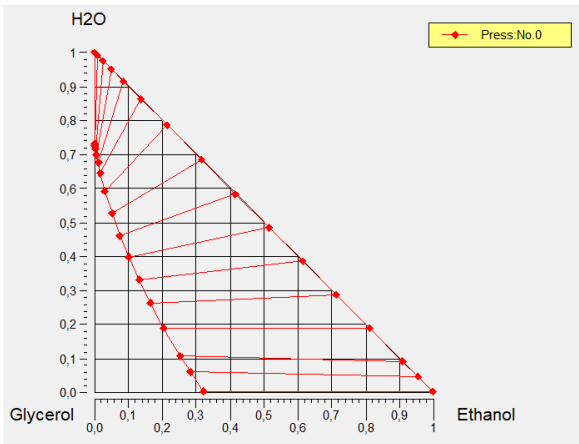
La predicción del modelo termodinámico se valida con los datos experimentales de Carey y Lewis [3.2], y Chen y Thompson [3.3] para mezclas de etanol-agua y agua-glicerol, respectivamente. Se muestran los diagramas de equilibrio vapor-líquido y-x y T-xy en las figuras 3.14 (a)-(d). Realizando una comparación es posible observar que el modelo ajusta bien a los datos experimentales para las tres mezclas: etanol-agua, glicerol-agua y etanol-glicerol, por lo que se concluye que la elección del modelo termodinámico en NRTL-gas ideal es también aplicable a esta mezcla.

Por otro lado, se realizaron los diagramas ternarios correspondientes a la mezcla etanol-agua-glicerol, tal como puede apreciarse en las figuras 3.16.

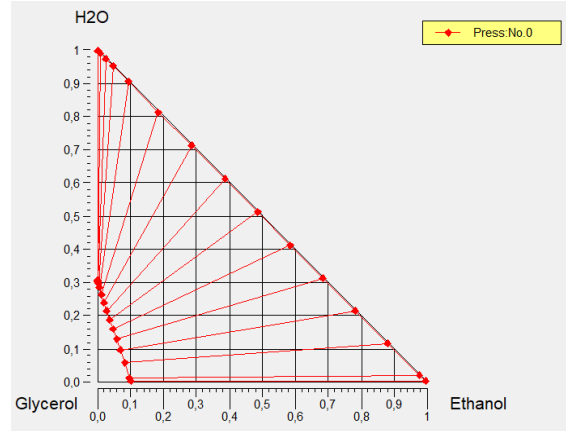


<sup>25</sup> Carey & Lewis, 1932[3.2]; Chen & Thompson, 1970[3.3]; Coelho, dos Santos, Mafra, Cardozo-Filho, & Coraza, 2011 [3.4].

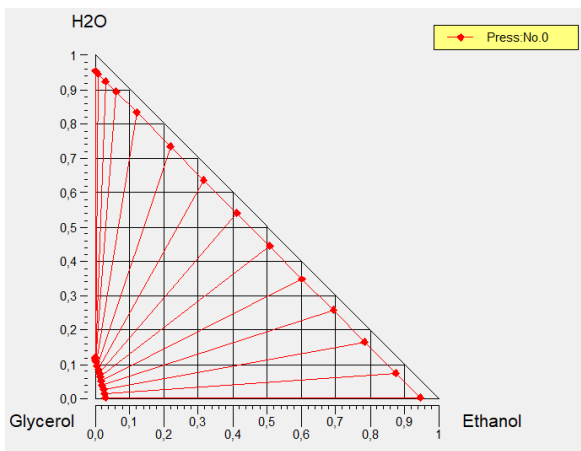




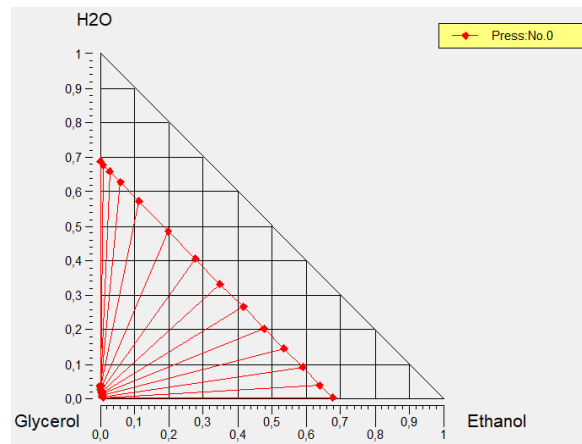
(c)



(d)



(e)



(f)

Figura 3.15. Diagramas ternarios de sistema agua-etanol-glicerol a diferentes temperaturas (a)  $T=25^{\circ}\text{C}$ , (b)  $T=100^{\circ}\text{C}$ , (c)  $T=110^{\circ}\text{C}$ , (d)  $T=150^{\circ}\text{C}$ , (e)  $T=200^{\circ}\text{C}$ , (f)  $T=250^{\circ}\text{C}$ .

### 3.5.3. Recuperación de levaduras

La recuperación de levaduras tiene el principal objetivo de disminuir los costos de materias primas. Consiste en un proceso que debe diseñarse y llevarse a cabo con especial cuidado, de modo tal de evitar el “estrés” de las levaduras debido a factores ambientales y de diseño de las operaciones de transferencia.

#### Alternativas para el proceso respecto a la levadura

Efectuando un estudio de las distintas posibilidades de métodos, orden y combinaciones involucrados en pre-tratamiento, producción y sistemas de separación de productos, se ha llegado a la elaboración de dos caminos posibles para cumplir con los requerimientos de calidad de etanol establecidos. Quedando definidas las siguientes alternativas:

- **Alternativa 1:** luego de realizada la SSF, se procede a filtrar los sólidos del caldo de fermentación, de modo tal de obtener una suspensión de levadura, agua y etanol. A continuación, se centrifuga la suspensión, logrando separar la levadura, que se procederá a recircularla.
- **Alternativa 2:** en este caso, se propone realizar la destilación hasta el punto azeotrópico a la salida de la SSF. Es decir que, se destila todo el caldo de fermentación, obteniendo por el tope la mezcla azeotrópica agua-etanol y en el fondo los sólidos, procediendo a separarlos para su posterior tratamiento y, claramente, sin recuperación de levadura.

**Tabla 3.6.** Comparación de alternativas.

Proceso	Alternativa 1	Alternativa 2
<b>Ingreso de maíz</b>	Ingresas limpio y molido	Ingresas limpio y molido
<b>Fermentación</b>	SSF	SSF
<b>Tratamiento de sólidos</b>	Se separan a la salida del reactor, se los centrifuga y los hace pasar por un tren de evaporadores. Finalmente, se secan para la obtención de DDGS.	Se separan a la salida de la destilación azeotrópica, se los centrifuga y se los pasa por un tren de evaporadores. Se utiliza un secador para quitarles la humedad remanente y obtener DDGS.
<b>Post-tratamiento de levadura</b>	Se la recicla al fermentador, separándola a la salida mediante centrifugación.	No se la recicla, por lo que es parte de la corriente de sólidos.
<b>Composición de DDGS</b>	Disminución/ausencia de nutrientes provenientes de la levadura.	Toda la levadura (desactivada) es parte de la burlanda obtenida aportando la totalidad sus nutrientes.

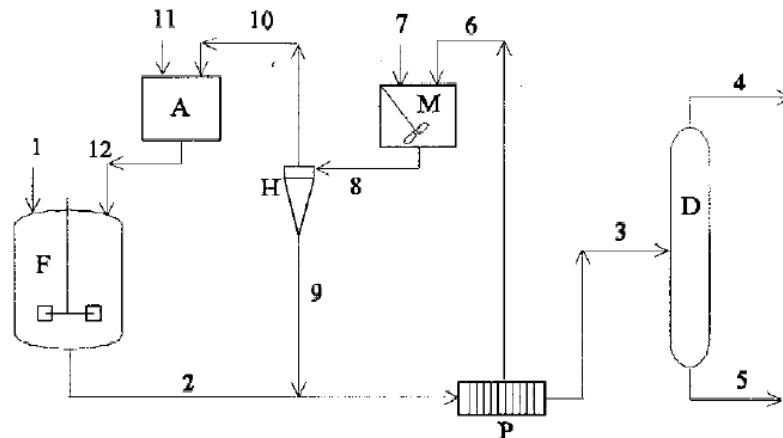
## Métodos de recuperación de levaduras

**Centrifugación:** Este método es el más utilizado industrialmente para la recuperación de las levaduras. Mediante este método se logra separar los sólidos tal como se detalló previamente, pero deben utilizarse bajas velocidades para evitar dañar a las células de levadura. Si bien este tipo de equipos suelen ser costosos, la principal ventaja que presentan es que son totalmente automáticos, por ende, los costos de operación son bajos y presentan una alta eficiencia.

**Uso de hidrociclones:** Este método de recuperación de levaduras fue desarrollado por Martins da Matta [3.10]. Esta operación de separación se realiza en dos etapas. Luego de haber separado los sólidos, se realiza una filtración utilizando un filtro de marcos y placas, agregando a la suspensión de levadura un ayuda filtrante, dado que la filtración directa de microorganismos no suele ser posible debido a la tendencia de los mismos a aglomerarse. A continuación, se suspende en agua la mezcla de levadura y ayuda filtrante (hasta 2,5-5%

v/v), para finalmente hacerla atravesar un ciclón. De esta última etapa, se obtiene por la parte superior la levadura con un porcentaje de recuperación del 85% aproximadamente para ingresarla nuevamente al proceso de fermentación, luego tratarla con ácido (para trabajar en el pH óptimo).

Si bien la implementación de este último sistema, representaría una disminución notable en el costo de los equipos y una buena calidad de filtración, debe tenerse en cuenta que al utilizar un filtro prensa, se opera de manera discontinua, al existir tiempos muertos correspondientes a la limpieza del equipo. Por lo tanto, si se selecciona este método de recuperación de levaduras, debido a los grandes volúmenes de proceso, probablemente se necesite operar más de un equipo en paralelo.



**Figura 3.16.** Esquema de recuperación de levaduras con filtro e hidrociclón. F: fermentador, P: filtro prensa, D: columna de destilación, M: suspensión de levadura y ayuda filtrante, 1: hidrociclón, 2: caldo de fermentación, 3: filtrado, 4: etanol, 5: vinaza, 6: torta de ayuda filtrante y levadura, 7: agua, 8: suspensión de ayuda filtrante y levadura, 9: ayuda filtrante, 10: levadura, 11: ácido, 12: células tratadas con ácido.

Considerando la elección de la alternativa 1, se analizaron los métodos de recuperación de levaduras comparativamente. Se puede concluir que ambos presentan grandes desventajas: la centrifugación requiere de una alta inversión en equipos y el uso de hidrociclones es difícil de adaptar a un proceso continuo y a gran escala. Además, la implementación de estos métodos requiere de una etapa adicional del proceso que sería el acondicionamiento de la levadura para su uso en el reactor. Por otro lado, la levadura no resulta una materia prima de costo considerable a comparación a las demás.

La levadura consiste en el principal aporte nutricional de los DDG, ya que representa la mayor parte del contenido proteico que tiene este subproducto. Luego, si se recicla la levadura, se perdería gran parte del valor comercial y nutricional de los DDG.

En conclusión, **se decide no reciclar la levadura al proceso**, ya que se priorizará la obtención de un subproducto de calidad para su comercialización.

Además, existen las siguientes desventajas:

- En el trabajo desarrollado por Biaías [3.12]<sup>26</sup>, no se indica cómo se estiman los parámetros cinéticos, por lo tanto, se imposibilita realizar un análisis de cómo afecta el reciclo de levadura al sistema de reacción, dado que la concentración final de

<sup>26</sup> De este trabajo, se obtendrá el modelo cinético que se desarrollará en el Capítulo 4.

etanol se encuentra como un parámetro fijo. Además, los parámetros cinéticos están estimados en base a determinadas condiciones iniciales.

- Si bien es posible separar parte de la levadura, la misma estaría contaminada con etanol, que en altas concentraciones puede inhibir su crecimiento e incluso provocar su muerte. Por lo tanto, esta levadura reciclada presentaría menor actividad que la fresca.

### 3.5.4. Recuperación de CO<sub>2</sub>

#### Relevancia

Como se ha descrito previamente, en la etapa de fermentación la glucosa se transforma tanto en etanol como en dióxido de carbono, siendo considerable la cantidad producida de este gas de efecto invernadero. Dado que el objetivo del presente trabajo es la obtención de una energía renovable y menos contaminante, sería una contradicción la eliminación del CO<sub>2</sub> al ambiente, además, debe tenerse en cuenta la existencia de legislaciones vigentes que lo regulan. Es por esto que el diseño de la instalación debe realizarse apuntando, de ser posible, a su recuperación o, en su defecto, a una reducción en su emisión para ajustarse tanto a la legislación actual como a la futura que pudiera desarrollarse.

Por otro lado, cabe destacar que el dióxido de carbono posee numerosas aplicaciones que hacen de su recuperación un proceso de significativo valor al proyecto, entre las que destacan:

- Empleo del CO<sub>2</sub> en estado sólido, conocido como hielo seco
- En la fabricación de bebidas carbonatadas
- Como refrigerante en centrales frigoríficas
- Empleo como agente extintor del fuego
- Como estimulante vegetal en invernaderos de aire controlado
- Atmósfera de inertización para la soldadura o manipulación de sustancias inflamables
- Control del pH en el tratamiento de aguas residuales

#### Descripción del proceso

El CO<sub>2</sub> producido en el reactor de fermentación es evacuado del mismo por un conducto de venteo. Luego es conducido hacia un primer tratamiento que consiste en un lavado del mismo con agua con el objetivo de recuperar el etanol que el CO<sub>2</sub> ha arrastrado, y que suele encontrarse por término medio entre en un 1-2% p/p del caudal de CO<sub>2</sub> producido. Este primer tratamiento, se lleva a cabo en un equipo denominado 'columna de lavado' en el que el gas 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 pequeña cantidad de humedad hacia una planta en la que se llevará a cabo la compresión, purificación, el secado y su almacenamiento licuado en recipientes adecuados para su posterior distribución.

En el interior de la columna de lavado, y en su parte superior, se encuentra instalado un sistema de dispersión que da lugar a que el agua necesaria para tratar a la corriente de CO<sub>2</sub> se disperse en forma de lluvia y aumente así la eficacia del lavado. 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 fermentador, y de ahí pasan a la primera columna de destilación, en la que se lleva a cabo la separación de la mezcla agua-etanol de otra que contiene a los sólidos y que se ha denominado 'vinazas'.

Una vez recuperado el  $\text{CO}_2$  y realizado el lavado de la corriente, deben llevarse a cabo numerosos tratamientos que, a grandes rasgos, son los siguientes:

- Preenfriamiento y compresión de  $\text{CO}_2$
- Eliminación de  $\text{H}_2\text{S}$
- Enfriamiento y deshumidificación de  $\text{CO}_2$
- Deshidratación de  $\text{CO}_2$
- Barrido de  $\text{CO}_2$
- Filtración de carbón activado
- Destilación de  $\text{CO}_2$  y volver a hervir
- Compresión y enfriamiento de  $\text{CO}_2$  (condensación)

### Tratamiento de la corriente obtenida

1. **Compresión:** una vez eliminados los restos de etanol de la corriente de  $\text{CO}_2$ , el dióxido de carbono es comprimido con la ayuda de un compresor de dos etapas hasta una presión de alrededor de 24 bares para posteriormente ser secado y almacenado en estado líquido en el correspondiente tanque criogénico a 24 bar. Tras la compresión, la temperatura de salida del compresor será elevada, por lo que se contará con un intercambiador de calor para hacer disminuir la temperatura de la corriente de salida de forma que las siguientes etapas puedan desarrollarse a temperatura cercana a la ambiente.
2. **Eliminación de malos olores:** el  $\text{CO}_2$  húmedo procedente de la columna de lavado se hace pasar a través de un lecho de carbón activado en el que se lleva a cabo la eliminación de malos olores ocasionados por gases tales como el  $\text{SH}_2$ .
3. **Secado:** el  $\text{CO}_2$  húmedo ya comprimido y sin olores se introduce en el interior de una columna rellena con desecante con el objetivo de que la corriente de  $\text{CO}_2$  a la salida de la columna de secado tenga un contenido despreciable de humedad.
4. **Licuoado:** Tras esto, el  $\text{CO}_2$  libre de impurezas y humedad es licuado a  $-50\text{ }^\circ\text{C}$  en una planta de refrigeración que emplea el refrigerante R23. Posteriormente, el dióxido de carbono líquido es conducido con la ayuda de un equipo de bombeo apropiado hasta los tanques de almacenamiento.
5. **Almacenamiento:** una vez que la corriente de  $\text{CO}_2$  está limpia y seca, se procede a su almacenamiento a 24 bar en un depósito criogénico diseñado para tal fin.

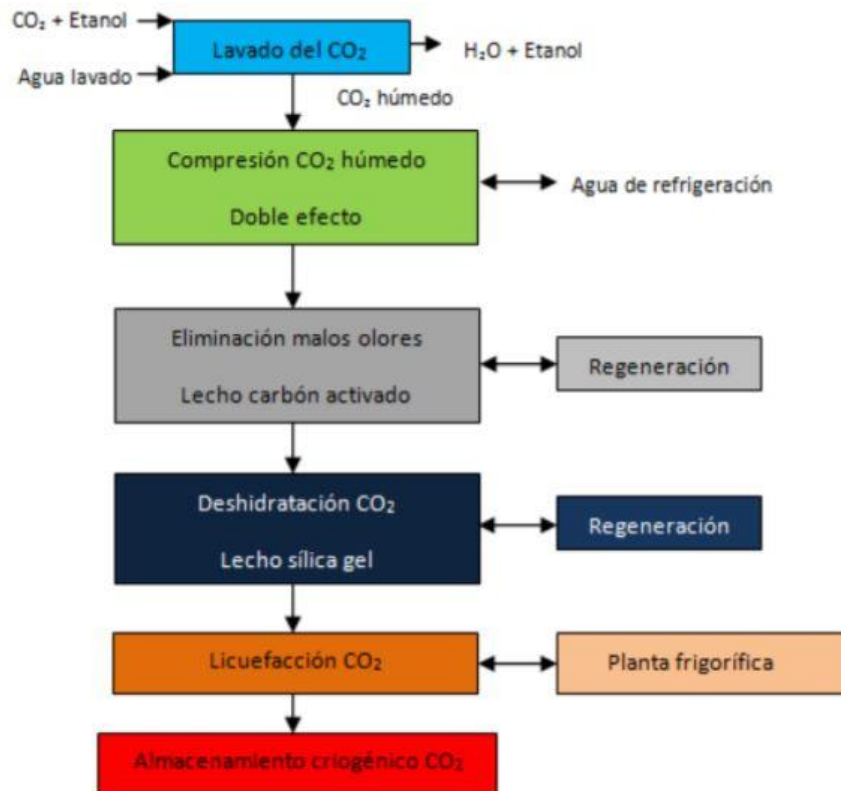


Figura 3.17. Esquema de los procesos involucrados en la obtención del CO<sub>2</sub>.

### Análisis del procedimiento de obtención

En conclusión, para la obtención de este producto, el desarrollo sugiere la necesidad de la construcción de una planta separada del proceso de producción de bioetanol, debido a la cantidad de maquinaria involucrada en el mismo. Siendo los diferentes equipos principales que componen la instalación: columna de lavado, compresores, intercambiadores de calor de carcasa y tubos, lechos fijos de carbón activado para la eliminación de malos olores, lechos fijos de sílica gel azul para la deshidratación del CO<sub>2</sub>, planta de refrigeración con NH<sub>3</sub> para la licuefacción del CO<sub>2</sub> y tanques de almacenamiento de CO<sub>2</sub> criogénico.

## 3.5. Bibliografía

- [3.1] Lee, F., & Pahl, R., *Solvent screening study and conceptual extractive distillation process to produce anhydrous ethanol from fermentation broth*, Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development, 24(1), pp. 168–172, 1985.
- [3.2] Carey, J. S., & Lewis, W. K., *Studies in distillation liquid–vapor equilibria of ethyl alcohol–water mixture*,. Industrial and Engineering Chemistry, pp. 882–883, 1932.
- [3.3] Chen, D. H. T., & Thompson, A. R. (1970). Isobaric vapor–liquid equilibria for the systems glycerol–water and glycerol–water saturated with sodium chloride. Journal of Chemical and Engineering Data, Vol.15(4), pp. 471–474, 1970.

- [3.4] Coelho, R., dos Santos, P., Mafra, M., Cardozo-Filho, L., & Coraza, M., *Vapor + liquid equilibrium for the binary systems {water + glycerol} and {ethanol + glycerol, ethyl stearate, and ethyl palmitate} at low pressures*, Journal of Chemical Thermodynamics, Vol. 43, pp. 1870–1876, 2011.
- [3.5] B.P. Lamsal, H. Wang, L.A. Johnson. *Effect of corn preparation methods on dry-grind ethanol production by granular starch hydrolysis and partitioning of spent beer solids*.
- [3.6] Albers. E, Larsson C., Lidén G., Niklasson C., Gustafsson L., *Influence of the Nitrogen Source on Saccharomyces cerevisiae Anaerobic Growth and Product Formation*, Applied and Environmental Microbiology, Vol. 62, p. 3187–3195, 1996.
- [3.7] GEA Group, *YEAST-STAR: El concepto de propagación de levaduras para cervecerías*, GEA Process Engineering.
- [3.8] Fernando Gómez García, *Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol con una capacidad de 20.000 tn/año*; Dpto. Ingeniería de la construcción y proyectos de ingeniería, Escuela Técnica Superior de Ingeniería, Universidad de Sevilla.
- [3.9] Ravagnani M.A.S.S, Reis M.H.M, Maciel Filho R., Wolf-Maciel M.R, *Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study*, Process Safety and Environmental Protection, Vol.88, p. 67-73, 2010.
- [3.10] Martins da Matta V., de Andrade Medronho R., *A new method for yeast recovery in batch ethanol fermentations: filter aid filtration followed by separation of yeast from filter aid using hydrocyclones*, Bioseparation, Vol 9., pp. 43-53, 2000.
- [3.11] Chlup P., Bernard D., Stewart G., *Disc Stack Centrifuge Operating Parameters and Their Impact on Yeast Physiology*, The Institute of Brewing and Distilling, Vol. 114. Nº1, 2008.
- [3.12] Białas W., Czerniak A., Szymanowska-Powałowska D.; *Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production*. Acta Biochimica Polonica, Vol. 61: 153-162, 2014.





# CAPÍTULO 4



Diseño de  
sistemas de reactores



## 4.1. Resumen ejecutivo

---

Aproximadamente el 60% del costo de construcción de una planta de producción de bioetanol corresponde a la construcción de los reactores. Por lo tanto, el diseño del proceso de fermentación debe realizarse de forma rigurosa.

En el presente capítulo, se eligió el tipo de reactor así como la cantidad de equipos a emplear, su forma de operación, sus dimensiones, materiales, elementos que lo componen como baffles y agitador y arreglo de equipos de intercambio de calor. Se definió la utilización de 4 reactores en serie con un volumen de reacción de 4899,3 m<sup>3</sup> y un tiempo de residencia de 60 horas. Si se toma un margen de seguridad de 20% el volumen final de cada reactor es de 5879.16 m<sup>3</sup>. El material de construcción será acero inoxidable.

Por otro lado, también se llevó a cabo el análisis térmico de la operación, definiendo las variables necesarias para una operación isotérmica a 35°C. El intercambio de calor se realizará con cuatro serpentines de acero inoxidable de 6" por reactor, con un caudal total de agua de 393 kg/s y una diferencia de temperatura admitida para el agua de 8,5 °C. Las áreas de cada serpentín son 709,6 m<sup>2</sup>; 572,0 m<sup>2</sup>; 413,6 m<sup>2</sup> y 266,2 m<sup>2</sup>, respectivamente.

En cuanto al sistema de agitación, quedó definido por la implementación de tres agitadores por reactor: un agitador radial tipo Rushton en la parte inferior y dos agitadores axiales en la parte superior. La potencia de agitación estimada es de 79,85 kW con una velocidad de giro de 7 r.p.m.

El sistema de control comprende el monitoreo de pH, temperatura, velocidad de agitación, presión de CO<sub>2</sub> y nivel de líquido en los tanques.

Tomando al reactor como área de estudio, se destacan como principales medidas de seguridad del proceso, la implementación de una limpieza tipo CIP durante la parada de planta, el buen mantenimiento de los instrumentos de medición del sistema de control y la instalación de sistemas de alarma.

## 4.2. Capacidad de diseño

---

La capacidad de producción que fue definida en el Capítulo 2, es de 250.000 m<sup>3</sup>/año. Sin embargo, para definir la capacidad de los equipos debe emplearse la capacidad de diseño. El valor de diseño surge de afectar la capacidad de producción por un valor conocido como Efectividad Global del Proceso (EGP).

Los principales factores que determinan la Efectividad Global del Proceso (Overall Process Effectiveness) son:

- Disponibilidad (Availability): son las horas de planta disponibles para operar respecto de las horas disponibles. La disponibilidad tiene en cuenta las paradas de mantenimiento programadas y también las imprevistas, además incluye los factores externos, que puede incluir con un corte de agua, corte de luz, entre otros. Por lo que se toma un valor de referencia de 95%.
- % Producto conforme (Right First Time): es el producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido. Los factores que lo afectan

son: la calidad de materias primas, los desvíos del proceso, la falla en los equipos, entre otros. Usualmente este valor es de 99%.

- **Performance:** es la capacidad de producción respecto de capacidad estándar. Por lo que los factores que afectan a la performance del proceso son: disponibilidad de materias primas, desvíos de proceso, fallas en equipos, capacitación, limitaciones externas, otros. También, depende de la madurez de la operación. Por lo que normalmente, se define como un 85%.

Entonces, la Efectividad Global del Proceso es:

$$EGP = 95\% \cdot 99\% \cdot 85\% = 80\%$$

Para las estimaciones a realizar, **se consideró como valor de EGP el 80%**, debido a que se considera lo suficientemente conservador y a que no se halló en bibliografía datos específicos del proceso de producción de bioetanol.

Por lo tanto, que la capacidad de diseño a considerar es:  $250.000 \text{ m}^3/\text{año} / 0,8 = 312.500 \text{ m}^3/\text{año}$ . Sabiendo que un año tiene 365 días y una día tiene 24 hs, **la capacidad de diseño es de 35,674 m<sup>3</sup>/h de etanol.**

## 4.3. Tipo de reactor

### 4.3.1. Posibles reactores

- **Reactor batch:** Los reactores discontinuos se utilizan para la mayoría de las reacciones llevadas a cabo en un laboratorio o a baja escala. Los reactivos se mezclan, a menudo se calientan para que la reacción tenga lugar y luego se enfrían. Los productos se vierten y, en caso necesario, se purifican. Este procedimiento también se lleva a cabo en la industria, la diferencia clave radica en el tamaño del reactor y las cantidades de reactivos involucradas. La principal desventaja es el elevado costo en su funcionamiento y mano de obra debido al tiempo muerto que involucra, dado que se debe cargar con reactivos, descargar los productos y limpiarlo. Además, no siempre es posible implementar un sistema de control adecuado.
- **Reactor tubular:** Los reactores tubulares, si bien poseen facilidad de control y son de construcción mecánica sencilla, los costos de operación son elevados, incluyendo limpieza y mantenimiento. Una de las principales desventajas de estos equipos es la dificultad para controlar la temperatura en su interior, pudiendo generarse en el caso de reacciones exotérmicas puntos calientes dentro del equipo.
- **Reactor tanque agitado continuo:** Los reactores de este tipo basan su diseño en la hipótesis de mezclado perfecto, aunque podrían existir zonas estancas o canalizaciones si no hubiese buena agitación. Estos equipos operan a la misma temperatura en todos sus puntos, lo que permite un control simple de las condiciones de operación. Dependiendo del material de construcción y las partes que componen el equipo, el costo de construcción puede ser elevado. Los tanques pueden tener techos fijos o flotantes.

### 4.3.2. Selección del tipo de reactor

En primer lugar, debido las importantes desventajas que presenta la operación en batch para producir a nivel industrial, **se decide la utilización de un reactor continuo**. Este tipo de operación facilita la producción de grandes cantidades de producto y evita gastos elevados de operación y mano de obra al eliminar los tiempos muertos de carga, descarga y limpieza. Por lo tanto, presenta mayor productividad.

Particularmente, **se define la utilización de un reactor tanque agitado continuo (TAC)** en vez de un reactor tubular (TUB), de acuerdo a las siguientes cuestiones:

- El utilizar un reactor TUB tiene como principal desventaja la dificultad en su limpieza, ya que el caldo de fermentación es una suspensión que podría causar obstrucciones en los tubos del reactor.
- Para llevar a cabo una reacción de fermentación, es necesario mantener condiciones de operación homogéneas en el sistema para evitar la inhibición de la levadura por la existencia de zonas con mayores cantidades de sustrato o productos o de mayor temperatura y pH. La temperatura es una variable fundamental, dado que se trata de una reacción exotérmica, y en el caso de los reactores tubulares la refrigeración es compleja. Por otro lado, la levadura tiende a aglomerarse en forma de flóculos. Así, es necesario incorporar un sistema de agitación al reactor de modo de mantener la homogeneidad en el reactor y evitar la sedimentación de la misma.
- Considerando que la agitación del sistema es óptima, se podría desprestigiar la aparición de zonas estancas y otras desviaciones de la idealidad del flujo. Esto permite un mejor control de las variables a medir durante la operación, ya que no existirían perfiles de concentración y temperatura en el interior del mismo; y garantiza la mejor aproximación posible a las consideraciones realizadas en el desarrollo del modelo, en el cual se suponen condiciones ideales.

### 4.3.3. Tipo de fermentación

Las condiciones de fermentación óptimas determinadas en el Capítulo 2 son ilustradas en la tabla 4.1.

**Tabla 4.1.** Condiciones de fermentación óptimas.

Parámetro	Condición de operación
pH	5
Temperatura	30-35 °C
Condición de suministro de O <sub>2</sub>	Anaeróbica

Tal como se explicó previamente, en la fermentación anaeróbica, los microorganismos crecen y producen etanol en la ausencia total o parcial de oxígeno (condiciones microaeróbicas). En cambio, la fermentación aeróbica se lleva a cabo en presencia de oxígeno, que los organismos consumen para crecer y/o metabolizar el producto deseado.

Sin embargo, si bien **la fermentación se llevará a cabo en forma anaeróbica**, la principal desventaja es que el cultivo de levadura durante un largo tiempo bajo condiciones anaeróbicas disminuye su capacidad de producir etanol, por lo tanto **la propagación de la levadura debe realizarse en condiciones aeróbicas**. Así, se definen condiciones aeróbicas en el proceso de pre-tratamiento de la levadura, señalado en el capítulo anterior.

#### 4.3.4. Número de reactores y disposición

En el capítulo 2, se realizó una estimación del volumen del reactor, pero a partir del volumen de producción. En este capítulo se definió un caudal de diseño de 312.500 m<sup>3</sup>/año, es decir de 35,6735 m<sup>3</sup>/h.

**Con estos nuevos valores, el volumen total necesario para obtener la producción deseada empleando un único reactor TAC es de 25.378,5 m<sup>3</sup>** con un caudal de 352,48 m<sup>3</sup>/h y considerando un tiempo de residencia de 72 hs. Cabe aclarar que para este cálculo, se plantearon balances de masa homogéneos para un reactor TAC<sup>27</sup>.

Dadas las dimensiones requeridas para un único reactor y buscando optimizar el proceso, se plantea el empleo de un sistema de reactores. Para esto, se analiza la relación entre el tiempo de residencia en el reactor y el volumen de reactor necesario, para diferentes números de reactores y en disposición serie o paralelo.

Se plantearon los balances de masa correspondientes en Mathcad y se ajustó por prueba y error **el tiempo de residencia y el caudal ingresante para obtener la producción requerida**. Los tiempos de residencia que se consideraron en el análisis están en el rango de 48-72 hs, ya que para estos valores las concentraciones de productos y reactivos tienden a estabilizarse, tal como se observó en el Capítulo 2.

Los resultados obtenidos pueden observarse en las figuras 4.1-4.4.

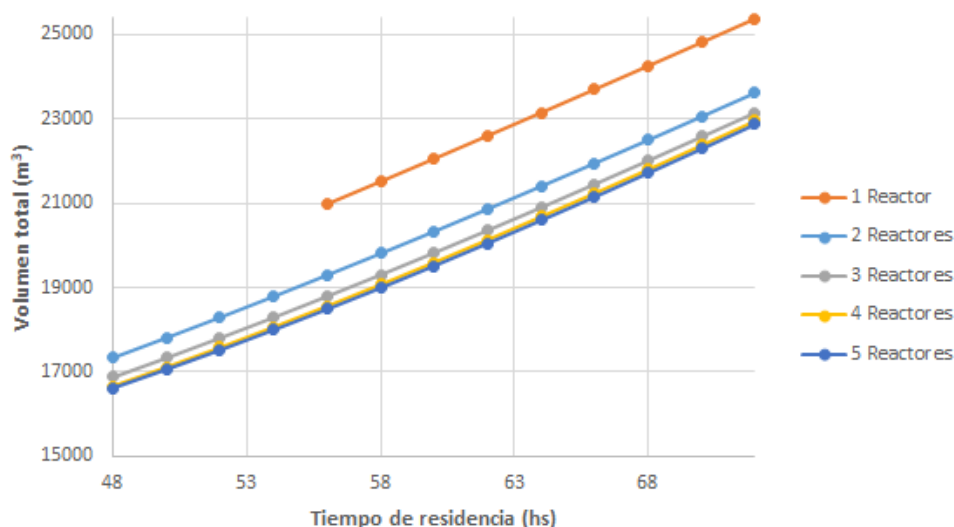


Figura 4.1. Volumen Total vs. tiempo de residencia para arreglos en serie de 1-5 reactores

<sup>27</sup> Los cálculos realizados se encuentran en el Anexo I.

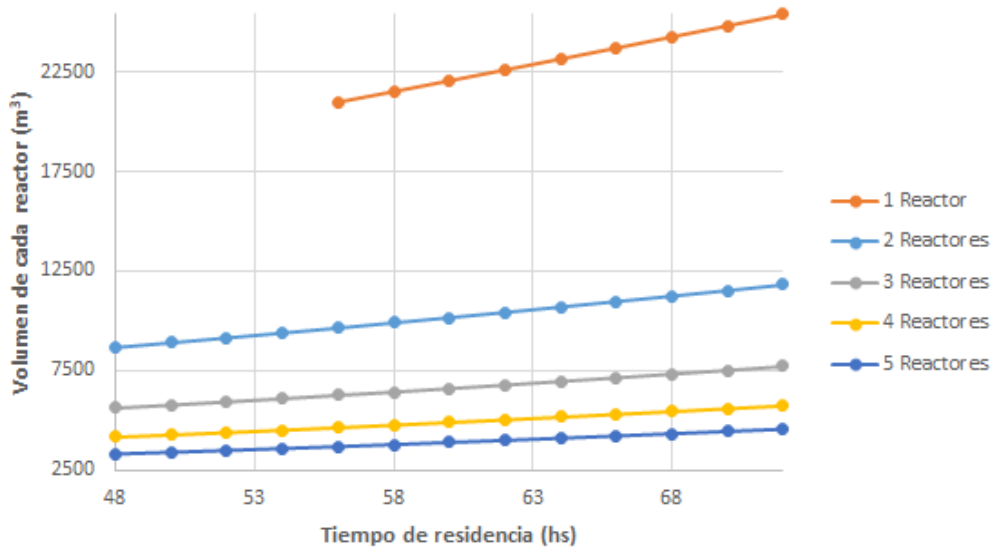


Figura 4.2. Volumen de cada reactor vs. tiempo de residencia para arreglos en serie de 1-5 reactores.

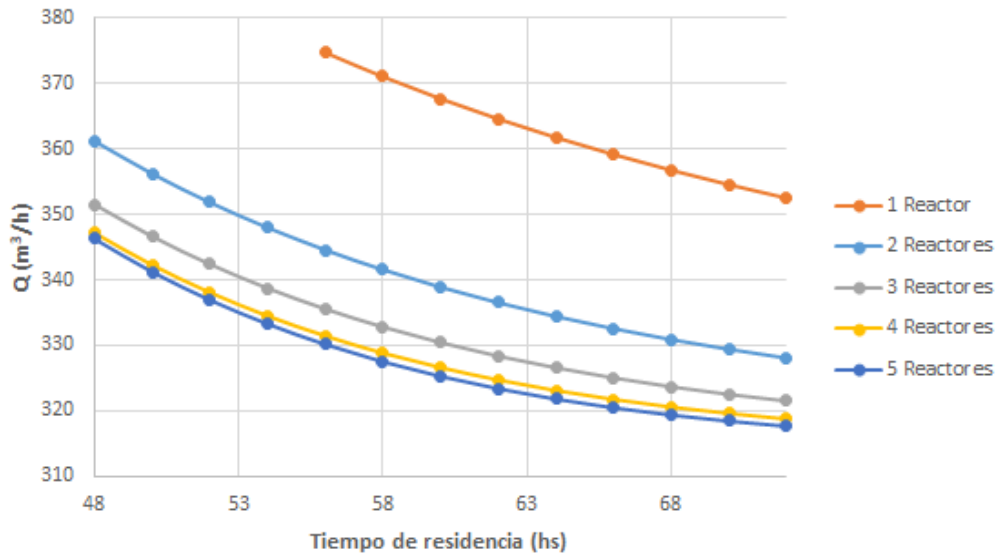


Figura 4.3. Caudal de entrada vs. tiempo de residencia para arreglos en serie de 1-5 reactores.

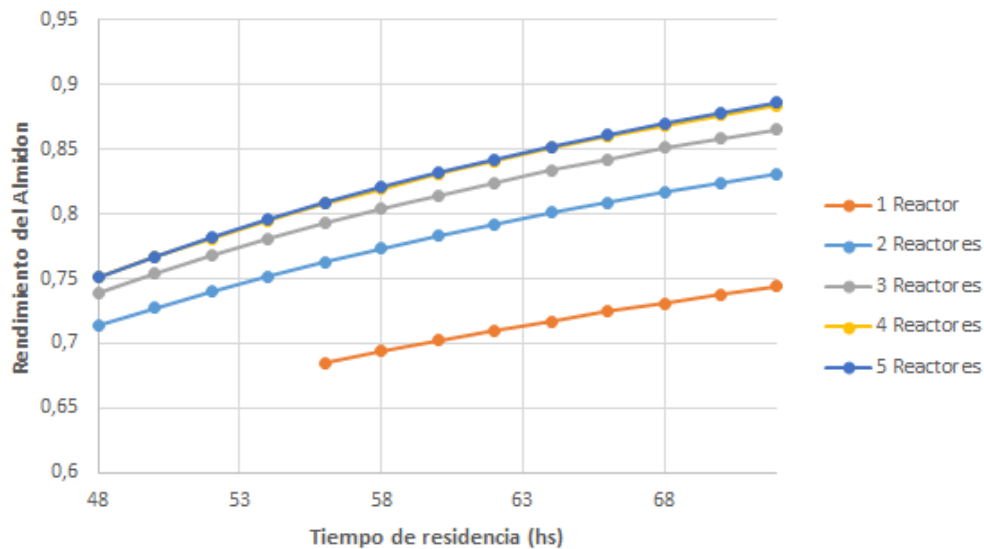


Figura 4.4. Rendimiento de almidón vs tiempo de residencia para arreglos en serie de 1-5 reactores.

Para el diseño se plantearon inicialmente 3 alternativas: 1 sólo reactor, más de uno en serie, o más de uno en paralelo. La mejora que plantea la distribución en serie se observa en las gráficas 4.1-4.4. En el caso de reactores en paralelo, los resultados a obtener son exactamente iguales a los que se obtienen para un único reactor de un volumen y caudal de entrada igual al múltiplo de la cantidad de reactores, sin mejorar el rendimiento. Esto se debe a que al utilizar una distribución en paralelo, lo único que varía es que se divide el volumen total necesario en un número de reactores determinado y se ramifica la corriente de entrada a los reactores.

En el caso de querer llevar a cabo la operación con un sólo reactor el volumen requerido es sumamente grande para cualquier tiempo de residencia, lo mismo ocurre con el caudal y además el rendimiento en el consumo de almidón es el menor. Analizando las gráficas presentadas es posible observar la **conveniencia de la operación de reactores TAC en serie**. Esto coincide con la práctica recomendada de emplear arreglo en serie para reacciones autocatalíticas.

A medida que se agregan reactores al arreglo en serie es posible notar un decrecimiento en los caudales de entrada y en el volumen de cada reactor. Sin embargo, se observa claramente que entre 4 y 5 reactores en serie, la diferencia es despreciable, por lo **se decide utilizar 4 reactores**, ya que los costos de construcción y de operación de estos equipos son más que considerables.

Una vez seleccionado el arreglo de 4 TACs en serie se evaluaron las condiciones de operación óptimas de caudal y volumen. Una relativa disminución de tiempo de residencia respecto a las 72 hs, fijadas en el Capítulo 2, reduce significativamente los volúmenes de reactores requeridos. Si bien esto se ve contrarrestado por un aumento en el caudal y una disminución en el rendimiento de almidón, es posible observar en las gráficas que ambas variables presentan valores aceptables por encima de las 58 hs (rendimiento de almidón superior al 80%).



Finalmente, se seleccionó el arreglo de **4 reactores TAC en serie con un volumen de reacción de 4899,3 m<sup>3</sup> y un tiempo de residencia de 60 horas, siendo el caudal necesario de entrada 326,62 m<sup>3</sup>/h.**

## 4.4. Caracterización del reactor

Se determinaron los siguientes aspectos que son útiles para caracterizar los tanques:

- Material
- Geometría
- Espesor

### 4.4.1. Material

Para la selección del material adecuado para la construcción de los fermentadores, se deben considerar los siguientes aspectos: presión, pH de fermentación, temperatura de operación, presencia de sustancias corrosivas y costos de construcción.

Analizando tales variables en el caso presentado, **se decide utilizar acero inoxidable como material de construcción para los reactores.** Se prefiere este tipo de material por una cuestión sanitaria, al trabajar con microorganismos como la levadura, que son altamente sensibles a la contaminación del ambiente en que se cultivan.

Los dos más comunes son acero 304 o 316, radicando su diferencia en el contenido de molibdeno que poseen, lo que les provee mayor resistencia a la corrosión (el acero 316 posee un mayor porcentaje de molibdeno en su aleación).

**Tabla 4.2.** Compatibilidad química entre aceros 304 y 316 y algunos compuestos presentes en el reactor. (E= compatibilidad excelente, B= compatibilidad buena, M=incompatible)

Parámetro	Acero 304	Acero 316
Almidón	B	E
Agua	E	E
Ácido sulfúrico	M	B
Etanol	B	E
Dióxido de carbono	B	E
Glucosa	E	E

Por otro lado, el material de las partes del reactor no sometidas a presión, como baffles y soportes, también serán de acero inoxidable.

#### 4.4.2. Geometría

Se define la geometría de los cuatro reactores, tomando un 20% de margen de seguridad, ya que los tanques no deben estar llenos en su totalidad. De acuerdo al volumen de reacción calculado previamente, **el volumen final (incluyendo el porcentaje de seguridad) de cada reactor es de 5.879,2 m<sup>3</sup>.**

Por otro lado, la relación recomendada entre altura y diámetro para recipientes que contienen líquidos debe ser aproximadamente  $D=2/3 \cdot H$ . Luego, las dimensiones de cada reactor serán aproximadamente:

**Diámetro del reactor: 17 metros**

**Altura de reactor: 25,9 metros**

#### 4.4.3. Espesor

Para estimar el espesor de las paredes del reactor, se recurrió a la utilización de la norma API Standard 620, que establece criterios para el diseño de tanques soldados de gran tamaño y baja presión. La norma puede ser aplicada a tanques cuya temperatura del metal sea menor a 121,1°C.

El espesor del tanque puede ser estimado según las siguientes expresiones:

$$T1 = \frac{R2}{2} \cdot \left( P + \frac{W + F}{A1} \right)$$

$$t = \frac{T1}{S_{ts} \cdot E}$$

Siendo:

T1: unidad de fuerza meridional

R2: radio del tanque (334,65 in)

P: presión de la columna de líquido

W: peso total del líquido contenido (10.855.112,4 lb)

F: peso de los componentes extras del tanque en dirección vertical (no se tiene información)

A1: área transversal (351850,7 in<sup>2</sup>)

t: espesor requerido

E: eficiencia de junta (se considera 1)

S<sub>ts</sub>: máxima tensión admisible (para tensión simple) (40.000 psi)

La presión ejercida por la columna de líquido puede estimarse según:

$$Presión\ columna\ líquido = \frac{F}{A} = \frac{\rho \cdot V \cdot g}{A}$$

Siendo:

$\rho$ : densidad de la mezcla, 1005 kg/m<sup>3</sup>.

V: volumen de reacción, 4899.3 m<sup>3</sup>.

g: aceleración de la gravedad, 9.8 m/s<sup>2</sup>.

A: área de la base del reactor,  $289 \cdot \pi/4$  m<sup>2</sup>.

Luego, la presión de la columna de líquido es de 212.738,4 Pa (30,86 psi).

Finalmente, se obtiene que **el espesor mínimo de las paredes de los reactores es de 0,25 pulgadas (6,35 mm)**. Debe tenerse en cuenta que este valor es el mínimo recomendado, al que debe añadirse un espesor adicional debido a la corrosión que experimenta, especialmente por tratarse de un tanque agitado.

## 4.5. Sistema de agitación

En el diseño de reactores biológicos, el sistema de agitación es esencial debido a que se debe mezclar el caldo de fermentación para obtener una suspensión uniforme, sin puntos calientes o gradientes de concentración.

Si bien no es posible describir exactamente la influencia de la agitación, se ha observado en diversas investigaciones que tiene efectos sobre la velocidad de producción de etanol, su rendimiento y concentración máxima. Es decir, que la agitación influye directamente en el crecimiento de las levaduras y su metabolismo.

Por otro lado, a la hora de definir la velocidad de agitación debe analizarse cuidadosamente, dado que una agitación excesiva puede romper las células de levadura e incrementar la temperatura lo que ocasiona un descenso en la viabilidad celular.

### 4.5.1. Tipos de agitadores

En la industria se utilizan principalmente agitadores radiales y axiales. Ambos difieren entre sí respecto a las corrientes que generan alrededor: los impulsores radiales generan corrientes paralelas al eje del agitador, mientras que los impulsores axiales generan corrientes en dirección tangencial al eje.

Respecto a los impulsores utilizados en procesos biotecnológicos, se suelen utilizar dos tipos predominantemente: turbinas tipo Rushton y hélices. La turbina Rushton es un tipo de agitador radial de 6 palas verticales igualmente espaciadas alrededor de un disco.

Por otro lado, las hélices son agitadores axiales, que trabajan a altas velocidades y se utilizan para líquidos de baja viscosidad. Las placas de este impulsor cortan el líquido, debido a la persistencia de las corrientes de flujo, siendo muy eficaces en tanques de gran tamaño.



Figura 4.5. Turbina Rushton de 6 palas (impulsor radial) y hélice de 3 palas (impulsor axial).

Dado que se trata de un reactor de gran altura y diámetro se decide utilizar una combinación de varios impulsores equidistantes en el eje de rotación, en este caso se ha decidido instalar 3 agitadores siguiendo la recomendación de Benz (2011) [4.1], que

propone **utilizar una combinación de impulsores axiales y radiales: radial en la parte inferior y dos superiores de tipo axial.**

### 4.5.2. Diseño de agitadores

La agitación se puede definir mediante la relación existente entre la potencia consumida por el sistema y las variables de operación. La potencia absorbida durante la agitación de un mecanismo se representa a través del número de potencia  $P_o$ .

Este número adimensional  $P_o$ , depende del número de Reynolds y se define como:

$$P_o = \frac{\text{potencia}}{N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho} \quad (4.1)$$

Donde:

$D_i$ : diámetro del impulsor.

$N$ : velocidad de giro del agitador.

$\rho$ : densidad de la mezcla.

Potencia: potencia absorbida por el agitador.

El número de potencia se puede correlacionar con módulos adimensionales que describen el movimiento del líquido en el interior del tanque, tales como es el número de Reynolds para la agitación:

$$Re = \frac{N \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (4.2)$$

Donde:

$D_i$ : diámetro del impulsor.

$N$ : velocidad de giro del agitador.

$\mu$ : viscosidad de la mezcla.

$\rho$ : densidad de la mezcla.

La densidad y la viscosidad de la mezcla fueron obtenidas de bibliografía [4.14]:

$$\mu = 0,9 \text{ cp} = 0,0009 \text{ kg/ms}$$

$$\rho = 1005 \text{ kg/m}^3$$

Para determinar el diámetro del impulsor, se utilizó la relación sugerida por Benz [4.1], según la cual:

$$D_i = D_t / 3$$

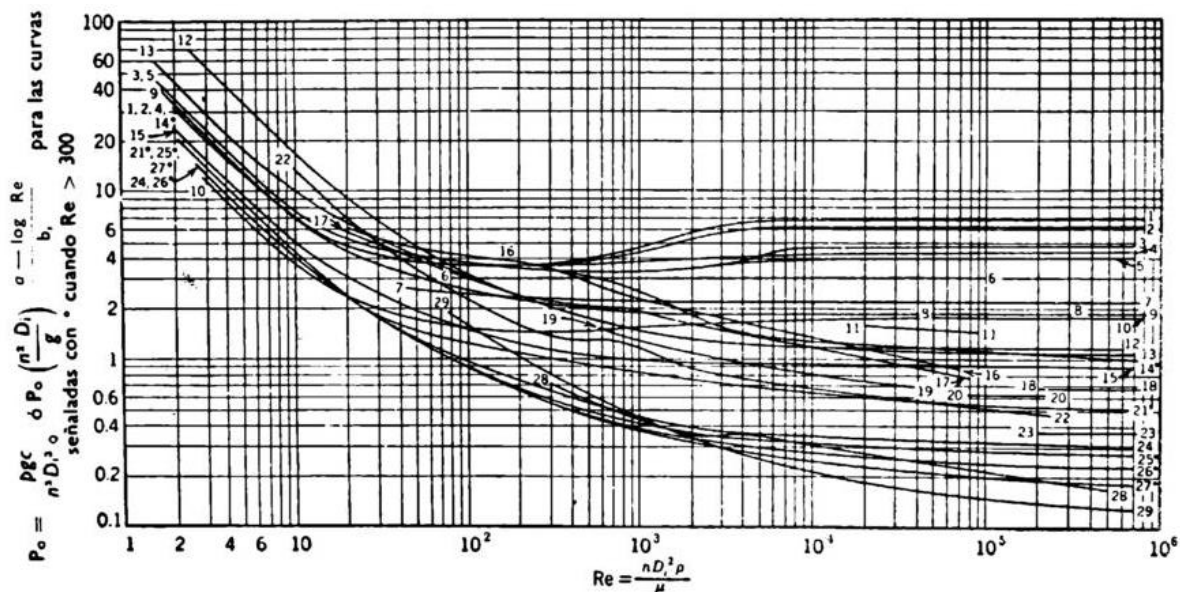
Luego, **el diámetro de los impulsores será de 5,7 metros.** Si bien este diámetro es de tamaño elevado, se encontró que pueden ser fabricados a medida por la empresa Ekato Group.

Para fermentadores se utiliza una velocidad de agitación de entre 150-200 rpm a escala laboratorio, pero en la industria la velocidad de giro será claramente menor. Según una publicación realizada por la ASME [4.11], para realizar el escalado de un sistema de agitación, la dependencia de la velocidad de giro con el diámetro del agitador corresponde a:

$$N \propto D^{-2/3}$$

Dado que Benz presenta conceptos teóricos, sin abordar experiencias con sus respectivas dimensiones y velocidades de agitación, se recurre a bibliografía. Mohd [4.15], presenta una experiencia a 150 rpm (valor dentro del rango de valores para fermentadores a escala laboratorio) con un reactor de 5 L, siendo, el diámetro del agitador correspondiente de aproximadamente 0.05 m. Luego, aplicando la relación anterior, se obtiene que **la velocidad de agitación será de 6,7 r.p.m aproximadamente.**

Habiendo determinado la velocidad de agitación, se procedió a utilizar una correlación gráfica (Figura 4.6) para determinar la potencia consumida por los agitadores. Cabe aclarar que la correlación considera un sólo agitador por tanque, por lo tanto, esta es la principal fuente de error en la estimación de la potencia consumida. Para los cálculos se utilizaron las curvas 1 (para turbina Rushton) y 15 (para las hélices de 3 palas).



**Figura 4.6** Consumo de energía de diversos agitadores, expresado en función del número de potencia ( $P_o$ ) y el número de Reynolds ( $Re$ ). Para las curvas señaladas con °, la influencia de la superficie libre es considerable, por lo que se debe tener en cuenta el número de Froude ( $Fr$ ) en  $g/D_i$ , para  $Re$  superiores de 300.

Para los casos analizados el régimen es turbulento, Reynolds mayor a 10.000, por lo cual el  $Re$  no influye prácticamente sobre el  $P_o$ .

Mediante cálculos **se determinó que el consumo de potencia de la turbina Rushton es de 63,03 kW y de 8,41 kW para la hélice para una velocidad de agitación de 7 r.p.m.**

Para agitadores que distan entre sí una distancia mayor al diámetro del impulsor, se puede considerar que la potencia es aditiva, es decir, que la potencia total del sistema corresponde a la suma de las potencias individuales de cada impulsor. Luego, **la potencia total consumida por los tres impulsores en cada reactor es de 79.85 kW.**

Finalmente, **el sistema de agitación se completa con cuatro deflectores** que tienen por finalidad cortar o romper el movimiento circular que imprimen las turbinas al líquido, generando de este modo mayor turbulencia y mejor mezclado.

En la tabla 4.3, se presenta un resumen de las características de los reactores y del sistema de agitación diseñado.

**Tabla 4.3.** Características de los reactores.

REACTOR		
Volumen del tanque	V	5879,16 m <sup>3</sup>
Volumen del tanque nominal	Vn	4899,3 m <sup>3</sup>
Sobredimensionamiento	20%	-
Diámetro del tanque	Dt	17 m
Altura del tanque	-	25,9 m
Altura del líquido	HL	21,6
BAFFLES		
Número de baffles	-	4
Ancho de baffles	Wb	0,57 m
AGITADORES		
Diámetro del agitador	Di	5,7 m
Posición del agitador en el fondo del tanque	Hi	5,7 m
Distancia del agitador al nivel de líquido	NL	4,5 m
Distancia entre agitadores	S	5,7 m

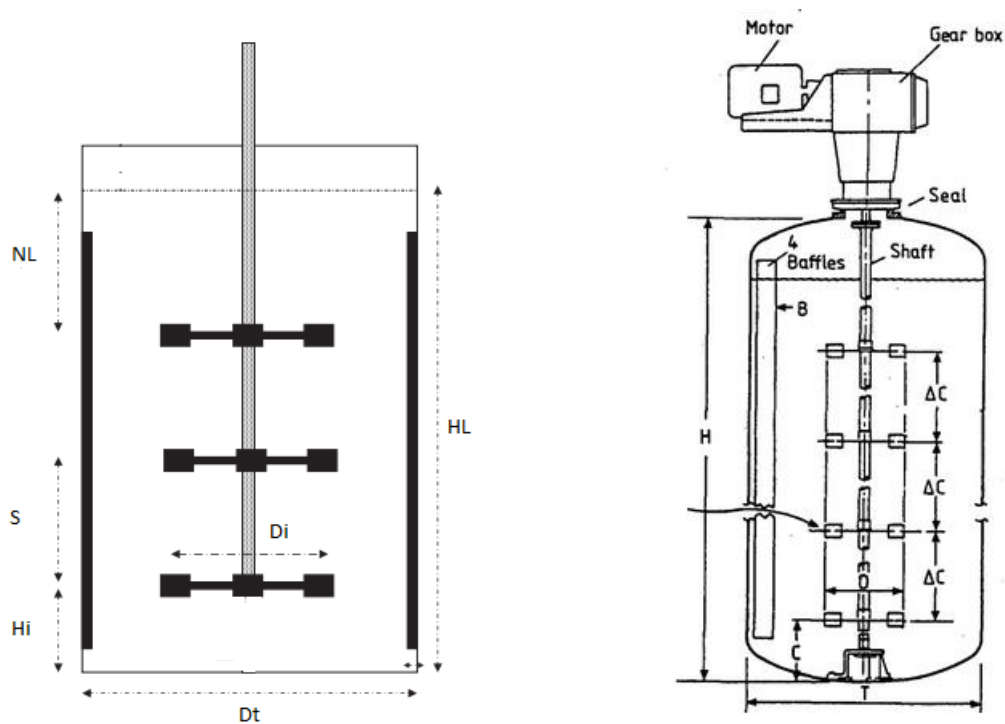


Figura 4.7. Características del reactor, parámetros de diseño.

## 4.6. Diseño térmico

La progresión de temperatura óptima de un reactor es aquella que minimiza el volumen de reactor necesario. El óptimo puede corresponder a condiciones isotérmicas o a una determinada pauta de temperatura que puede variar con el tiempo en un reactor TAD, con la longitud en un reactor TUB o de un tanque a otro en una serie de TAS. El conocimiento de la forma de las curvas de conversión vs. temperatura para los distintos tipos de reacción química permite a priori determinar cuál es la progresión de temperatura óptima que debe usarse en el reactor. Para que el volumen sea mínimo se debe trabajar a la máxima velocidad de reacción por lo que se debe comprender la relación que existe entre la conversión,  $x$ , velocidad de reacción,  $r$ , y la temperatura,  $T$ , la cual depende del tipo de reacción.

En el caso presente, la temperatura de fermentación óptima es de  $35^{\circ}\text{C}$ , por lo que es conveniente mantener esta temperatura en todo el volumen de trabajo para que el proceso se realice de una manera eficiente. Es decir, **se aspira a realizar una operación isotérmica.**

### 4.6.1. Análisis de isotermicidad

Antes de ingresar al primer TAC, la corriente pasa por un intercambiador de calor, donde se lleva la temperatura a  $35^{\circ}\text{C}$ . Debido a la sensibilidad de la levadura debe procurarse mantener esta  $T$  de operación, no existiendo entonces diferencia energética entre los flujos de entrada y salida del tanque. Sin embargo, la fermentación es una reacción



exotérmica que genera calor, lo que provoca un aumento de la temperatura en el interior del tanque si este calor no es expulsado.

Por lo tanto, se realizó un análisis preliminar de calores involucrados en la operación:

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T - \dot{Q}_a - \dot{Q}_m \quad (4.3)$$

Donde:

$\dot{Q}$ : es el calor total que genera el proceso por unidad de tiempo.

$\dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T$ : representa la diferencia entre la energía calorífica por unidad de tiempo entre los flujos de entrada y salida del reactor para régimen estacionario.

$\dot{Q}_a$ : calor que aporta al sistema la agitación por unidad de tiempo.

$\dot{Q}_m$ : calor generado durante la reacción de fermentación.

El calor que aporta el sistema de agitación es despreciable frente al aporte del calor de reacción, por lo que se lo considera nulo.

Por otro lado, debe tenerse en cuenta que no se posee información de la dependencia de los parámetros cinéticos en función de los cambios de temperatura dado que se trata de una cinética compleja cuyos parámetros cinéticos fueron determinados experimentalmente por Bialas [4.7] para  $T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ , sin brindar información sobre la dependencia en función de esta variable.

En los reactores de laboratorio es sencillo trabajar en forma isotérmica pues la relación entre el área de transferencia y el volumen del reactor es grande y el gasto de energía requerido no es muy importante. Sin embargo, en los equipos industriales el intercambio de energía es complejo, tanto en el aspecto físico como en el aspecto económico. Aunque, cabe aclarar que para fermentaciones anaeróbicas, el calor que se libera por el metabolismo de las levaduras es mucho menor que en el caso aeróbico.

#### 4.6.2. Balance de energía total

El balance de energía en un elemento de volumen,  $\Delta V$ , tiene la siguiente forma general:

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{VARIACIÓN} \\ \text{DE ENERGÍA} \\ \text{EN } \Delta V \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGÍA} \\ \text{TRANSFERIDA} \\ \text{DESDE LOS} \\ \text{ALREDEDORES} \\ \text{A } \Delta V \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGÍA} \\ \text{ASOCIADA A} \\ \text{LA ENTRADA} \\ \text{DE MATERIA} \\ \text{A } \Delta V \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGÍA} \\ \text{ASOCIADA A} \\ \text{LA SALIDA DE} \\ \text{MATERIA} \\ \text{DE } \Delta V \end{array} \right\} \quad (4.4)$$

La expresión general del balance de energía en un reactor químico, ecuación 4.4, por la hipótesis de mezclado perfecto, se aplica a todo el volumen de la mezcla en reacción,  $V$ . Luego, para el caso de un reactor TAC, el balance queda definido como:

$$\rho V c_p \frac{dT}{dt} = U A (T_C - T) + (-\Delta H_r) r V - \rho Q c_p (T - T_0) \quad (4.5)$$

Siendo:



- Q el caudal de operación en m<sup>3</sup>/s.
- U el coeficiente global de transmisión de calor entre el reactor y el sistema calefactor medido en W/m<sup>2</sup>K.
- A el área de transmisión en m<sup>2</sup>.
- V el volumen del reactor en m<sup>3</sup>.
- Cp y ρ la capacidad calorífica de la mezcla y su densidad, respectivamente.
- Tc, To y T la temperatura de la camisa, la de entrada al reactor y la de salida, respectivamente.
- ΔH<sub>r</sub> la entalpía de la reacción.

Según Roels [4.16], el calor metabólico liberado por la levadura es aproximadamente de -90 kJ/C-mol<sup>28</sup> de levadura, es decir, de **-81.81 kJ/mol etanol producido<sup>29</sup>**.

En estado estacionario, el término de la izquierda es igual a cero, dado que no se modifica la temperatura en el tiempo. Los términos al otro lado del paréntesis corresponden al calor transmitido y generado en el reactor, que en estado estacionario resultarán iguales.

$$\phi_G = -\phi_T \quad (4.6)$$

A partir de la igualación del calor transmitido y el generado es posible obtener el valor de U.A que queda establecido a partir de las condiciones de operación requeridas, en este caso la isothermicidad de los reactores.

$$\phi_G = (-\Delta H_r) r V \quad (4.7)$$

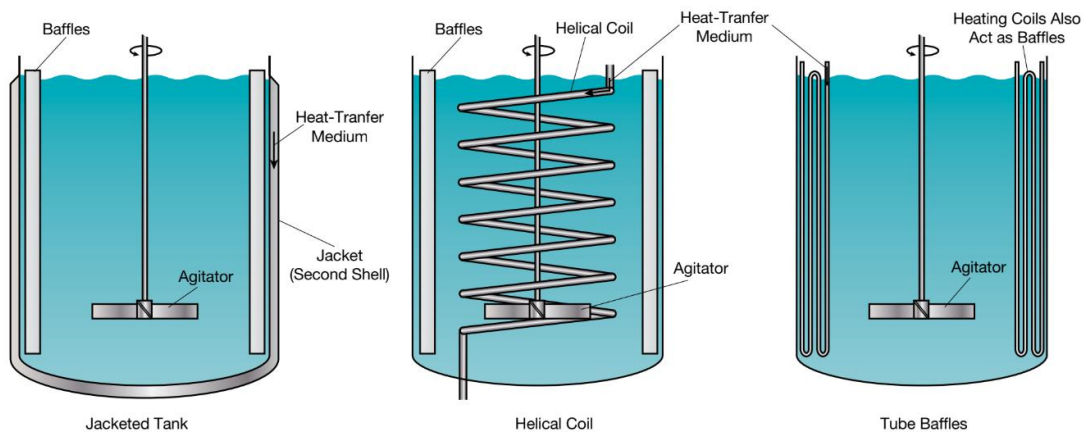
$$\phi_T = -\rho Q c_p (T - T_0) + U A (T_C - T) \quad (4.8)$$

### 4.6.3. Arreglo para intercambio de calor

Para el intercambio de calor en biorreactores, existen diferentes arreglos que permiten esta operación. En la figura 4.8, se muestran algunos de ellos.

<sup>28</sup> C-mol (mol de carbono) es una unidad utilizada para expresar la masa de compuestos orgánicos o de microorganismos de los cuales no se conoce específicamente su composición química. Por ejemplo, la glucosa posee 6 C, luego, 1 mol de glucosa equivale a 6 C-mol de glucosa.

<sup>29</sup> Para esta conversión de unidades, se consideró una composición química de la levadura de CH<sub>1.82</sub>O<sub>0.58</sub>N<sub>0.16</sub> [4.10].



**Figura 4.8.** Arreglos utilizados para intercambio de calor en biorreactores. De izq.a der.: tanque encamisado, serpentín y tanque con baffles.

Tanto el tanque encamisado, como el tanque con baffles, se recomiendan para pequeñas escalas, donde no se generan gradientes significativos de temperatura en el reactor.

En nuestro caso es de suma importancia evitar los gradientes de temperatura dado que la levadura “muere” a temperaturas superiores a las de operación, por lo que debe procurarse la uniformidad de temperatura ( $T=35^{\circ}\text{C}$ ). Luego, **el arreglo recomendado es el tanque con un serpentín helicoidal**. Los serpentines se utilizan para grandes escalas o altas velocidades aunque poseen como principales desventajas, la posible interferencia del serpentín con la fluidodinámica del reactor, así como la posible formación de películas de moho.

Para el presente trabajo, se propone utilizar agua como fluido refrigerante para los reactores, debido a su amplia disponibilidad y a que integra el circuito energético del resto de la planta, ya que es utilizada para diversas operaciones en la producción de bioetanol.

A continuación, se analizaron dos alternativas en el diseño del sistema de serpentines: el empleo de un única corriente de agua que circule por los 4 serpentines (uno para cada TAC) continuados, o utilizar 4 corrientes que circulen por 4 serpentines independientes. Se realizaron los cálculos, llegando a la conclusión de que el caudal total requerido para la operación no varía según la alternativa, sino que depende únicamente de la diferencia de temperatura que experimenta el agua en los serpentines. Frente a esto, se efectuó una comparación entre ambas alternativas, resumiendo en la Tabla 4.4 las ventajas y desventajas de cada una.

**Tabla 4.4.** Comparación de alternativas para diseño de serpentines.

1 ÚNICA CORRIENTE	4 CORRIENTES INDEPENDIENTES
Igual caudal total requerido	Igual caudal total requerido
Reducción en la complejidad operativa: 1 sistema de control, 2 válvulas, 5 bombas.	Mayor complejidad operativa: 4 sistemas de control, 8 válvulas, 8 bombas.
Mayor costo de bombeo	Reducción en costos de bombeo
Mayores velocidades dentro de los serpentines, mayor peligro de corrosión.	Menores velocidades dentro de los serpentines, menor peligro de corrosión.
Menor fuerza impulsora, mayor área de transferencia requerida.	Mayor fuerza impulsora, menor área de transferencia requerida.

Habiendo comparado las dos alternativas propuestas, **se decide utilizar los serpentines con cuatro corrientes independientes de agua**, ya que de este modo se logra tener mayor fuerza impulsora y disminuir la velocidad del agua en el serpentín, que resultaba muy elevada con la otra alternativa. Además, en el caso de utilizar una sola corriente, la temperatura de salida del agua en el último serpentín era muy cercana a la del reactor. Al implementar el sistema con cuatro corrientes independientes se obtienen estas ventajas considerables, pero es necesario notar que la complejidad será mayor al necesitar mayor cantidad de equipos. Sin embargo, a su vez resulta ventajoso, ya que permite el control individual de cada reactor ante la aparición de alguna perturbación.

Finalmente, se decide que los serpentines sean de acero inoxidable al igual que los reactores, debido a las cuestiones previamente detalladas.

#### 4.6.4. Cálculo del coeficiente global de transferencia y análisis de calores

El coeficiente global de transferencia de calor  $U$  viene definido por una serie de resistencias a la transferencia de calor mediante la siguiente expresión:

$$U^{-1} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + R_f$$

Siendo:

- $h_{io}$ : coeficiente de transferencia en el interior del serpentín, referido al área externa.
- $h_o$ : coeficiente de transferencia en el exterior.
- $R_f$ : resistencia de ensuciamiento.

Cabe señalar que normalmente la resistencia de ensuciamiento cobra gran importancia en el interior de los tubos del intercambiador, debido a las modificaciones que se generan en el flujo debido al ensuciamiento y su correspondiente peso en la transferencia de calor. Sin embargo, en el presente proyecto es de vital importancia tener en cuenta en el diseño las resistencias externas del serpentín, debido a las características del fluido con el que se opera en el exterior (mezcla maíz-agua).

## Coeficiente de convección interior ( $h_i$ )

Para el cálculo de este coeficiente, se utiliza la correlación de Sieder y Tate:

$$Nu = 0.027 Re^{0.8} Pr^{0.33} \left( \frac{\mu}{\mu^\circ} \right)^{0.14}$$

Siendo:

- $\mu$  es la viscosidad evaluada a la temperatura del fluido.
- $\mu^\circ$  es la viscosidad evaluada a la temperatura de la pared.

En este caso, la corrección por viscosidad fue despreciada, ya que el fluido refrigerante es agua y no presenta grandes variaciones de esta propiedad en el rango de temperaturas evaluado. Esta correlación se emplea para tubos rectos. En el caso de serpentines, se introduce una corrección al valor calculado:

$$h_i(\text{serpentín}) = h_i(\text{tubo recto}) \left( 1 + 3,5 \frac{d}{d_c} \right)$$

Siendo,

- $d$ : diámetro interior del serpentín
- $d_c$ : diámetro del impulsor

## Coeficiente de convección exterior ( $h_o$ )

Para la estimación del coeficiente de transferencia de calor exterior, se recurrió a la correlación propuesta por Benz [4.1] para tanques con serpentín:

$$N_{Nu} = h_c d / k:$$

$$N_{Nu} = K(N_{Re})^{0.67}(N_{Pr})^{0.37}(D/T)^{0.1}(d/T)^{0.5}$$

Siendo:

- $dt$ : diámetro externo del serpentín
- $k$ : conductividad del material del serpentín
- $K$ : constante relacionada al tipo de agitador utilizado
- $D$ : diámetro del impulsor
- $T$ : diámetro del reactor

## Resistencia de ensuciamiento

Para elegir los valores de resistencias de ensuciamiento, se utilizaron los datos provistos por Cao [4.9]. Dado que no se halló un valor específico para la fermentación en cuestión, se consideró el citado como “agua lodosa o turbia”, mientras que para el agua circulando dentro del serpentín se consideró “agua de pozo”.

En la figura 4.9, se puede observar cómo una mezcla de fermentación queda adherida a la superficie de un reactor. Por lo tanto, cómo se señaló previamente, la resistencia de ensuciamiento externa debe ser considerada en el diseño de la superficie de intercambio de calor.

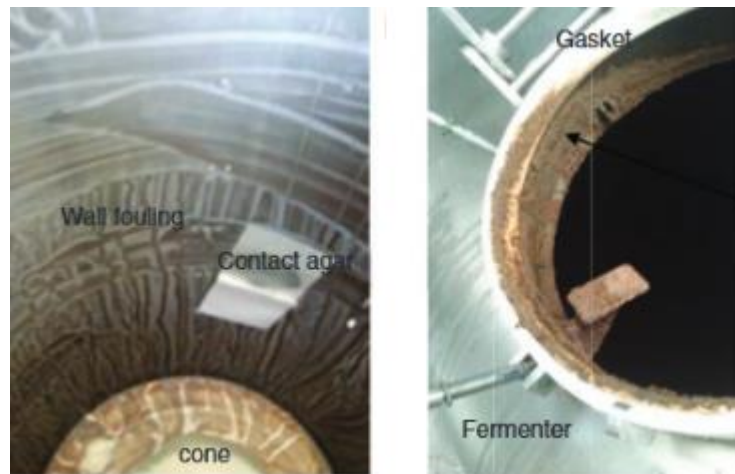


Figura 4.9. Tanque con restos de caldo de fermentación.

## Cálculos y resultados

En primer lugar, se estimó la cantidad total de calor a intercambiar para los 4 reactores. El calor total a intercambiar corresponde al calor liberado por la reacción de fermentación:

$$Q_{total} = \Delta H \cdot \text{producción de etanol}$$

Por lo tanto, **el calor total a intercambiar es de 13.922,7 kW para una producción de etanol de 28.223,53 kg/h.**

Para calcular el caudal de agua requerido, se recurrió a la siguiente expresión en la cual se debió fijar la diferencia de temperatura admitida para el agua:

$$Q_{total} = \text{caudal agua} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Si el valor del  $\Delta T$  es bajo, el diseño puede realizarse considerando una fuerza impulsora ( $T_c - T$ ) constante; de otra manera, la temperatura del agua a lo largo del serpentín debe ser evaluada, y su variación tenida en cuenta a la hora de los cálculos, ya que en su defecto se cometería un error significativo en el valor del área de transferencia necesaria.

Así, no sólo la cantidad de calor a intercambiar, sino también a determinación del  $\Delta T$  que sufrirá el agua de refrigeración, modifican el valor del caudal de agua necesario para el proceso. Su dependencia y la consecuente modificación de las áreas de transferencia en cada reactor pueden observarse en la Tabla 4.5.

**Tabla 4.5.** Parámetros de diseño térmico estimados a un diámetro de serpentín fijo (D=6") variando el  $\Delta T$  para el agua, con una temperatura de entrada de agua a 23,5°C.

Serpentín	Velocidad (m/s)	Caudal de agua (kg/s)	Área (m <sup>2</sup> )	U (W/m <sup>2</sup> ·K)
<b><math>\Delta T_{\text{agua}}=3^{\circ}\text{C}</math></b>				
1	11,1	453,7	596,3	827,1
2	8,3	340,9	465,0	797,2
3	5,3	214,7	316,0	738,7
4	2,5	104,2	181,8	623,0
<b><math>\Delta T_{\text{agua}}=5^{\circ}\text{C}</math></b>				
1	6,6	272,2	640,2	770,3
2	5,0	204,5	506,5	731,8
3	3,1	128,8	353,9	659,7
4	1,5	62,5	214,5	527,9
<b><math>\Delta T_{\text{agua}}=7^{\circ}\text{C}</math></b>				
1	4,7	194,4	680,7	724,5
2	3,6	146,1	544,8	680,5
3	2,2	92,0	388,8	600,5
4	1,1	44,6	244,7	462,9
<b><math>\Delta T_{\text{agua}}=9^{\circ}\text{C}</math></b>				
1	3,7	151,2	718,9	686,1
2	2,8	113,6	580,6	638,2
3	1,7	71,6	421,6	553,7
4	0,8	34,7	273,1	414,7

En la tabla 4.5, se muestran los resultados de variar la diferencia de temperatura admitida para el agua de enfriamiento fijando el diámetro del serpentín en 6". Como se observa, al disminuir el  $\Delta T$  las áreas de transferencia de calor necesarias disminuyen, mientras que el caudal necesario junto con la velocidad se incrementan significativamente, lo que no sólo no involucra una mejora en la transferencia de calor (U prácticamente no se modifica), sino que también influye sobre los costos de bombeo. Por el contrario, el aumento

de la diferencia de temperatura, incrementa significativamente las áreas requeridas debido a la disminución de la fuerza impulsora a medida que el agua avanza en el serpentín.

El detalle de estos cálculos se presenta en el Anexo 2, Parte II, resolución que se empleó para la obtención de todos los resultados a continuación presentados de balance térmico.

A continuación, se procedió a fijar el diámetro del serpentín a utilizar y a calcular el valor del coeficiente global U, de forma tal de poder hallar las áreas de transferencia requeridas para extraer el calor de cada reactor.

**Tabla 4.6.** Parámetros de diseño térmico estimados a un  $\Delta T$  para el agua fijo ( $\Delta T=8,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), con una temperatura de entrada de agua a  $23,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ , variando el diámetro de los serpentines.

Diámetro nominal=1"				
Serpentín	Velocidad (m/s)	Caudal de agua (kg/s)	Área (m <sup>2</sup> )	U(W/m <sup>2</sup> -K)
1	113,1	160,1	429,5	1148,0
2	84,9	120,3	324,9	1141,0
3	53,5	75,8	207,6	1124,0
4	25,9	36,8	104,4	1085,0
Diámetro nominal=2"				
1	32,0	160,1	476,3	1036,0
2	24,0	120,3	364,4	1017,0
3	15,2	75,8	238,2	982,0
4	7,4	36,8	126,3	896,5
Diámetro nominal=4"				
1	8,7	160,1	582,4	846,9
2	6,5	120,3	457,4	810,5
3	4,1	75,8	315,2	740,6
4	2,0	36,8	186,3	608,0
Diámetro nominal=6"				
1	3,9	160,1	709,6	695,1
2	2,9	120,3	572,0	648,1
3	1,8	75,8	413,6	564,5

4	0,9	36,8	266,2	425,6
<b>Diámetro nominal=8"</b>				
1	2,3	160,1	847,0	582,3
2	1,7	120,3	697,4	531,6
3	1,1	75,8	523,0	446,4
4	0,5	36,8	356,6	317,6

En la tabla 4.6, puede observarse que al disminuir el diámetro del serpentín, la velocidad de circulación del agua aumenta, ya que se reduce el área transversal, sin embargo puede observarse que grandes modificaciones en la velocidad. Cabe destacar que al aumentar la velocidad de circulación, los costos de bombeo involucrados aumenta.

Si bien es importante considerar los costos de bombeo y de construcción del serpentín para el diseño del reactor, al observar los valores de U en las tablas 4.5 y 4.6, es posible notar que no varían significativamente con el  $\Delta T$  del agua y el diámetro del serpentín, por lo tanto, **se concluye que la resistencia de ensuciamiento es la resistencia controlante de la transferencia de calor** entre el agua de enfriamiento y el caldo de fermentación. Esto se evidencia, a su vez, en los valores de cada hio, ho y Rf, que se visualizan en la tabla 4.7. Finalmente, los valores de diferencia de temperatura para el agua y de diámetro del serpentín, se eligieron considerando una solución de compromiso entre los costos constructivos y los de operación.

Para la definición del  $\Delta T$ , debe tenerse en cuenta que la temperatura de salida del serpentín no sea próxima a la de operación. Para esto, debe tener en cuenta el valor de la temperatura de entrada del agua al serpentín, el cual no puede ser excesivamente bajo, ya que está limitado por la temperatura de bulbo húmedo del aire que ingresa a la torre de enfriamiento.

En resumen, se utilizará agua refrigerada para extraer el calor generado por la reacción y además, la corriente de agua será dividida en 4 para refrigerar a los reactores individualmente. **La diferencia de temperatura elegida para el agua de enfriamiento es de 8,5 °C.**

Por otro lado, **para la construcción del serpentín, se decidió utilizar tubos de acero inoxidable de 6"**, dado que es un diámetro nominal que permite una velocidad de circulación de agua moderada. El número de vueltas de cada serpentín se determinó como:

$$\text{Longitud serpentín} = \frac{\text{Área de intercambio}}{\pi \cdot \text{Diámetro exterior tubo}}$$

$$\text{Número de vueltas} = \frac{\text{Longitud serpentín}}{\text{Perímetro}}$$



Para seleccionar el perímetro de cada vuelta del serpentín, se consideró que el mismo debe estar cercano al centro del reactor para intercambiar calor lo más uniformemente posible, sin embargo debe estar a una distancia considerable del sistema de agitación para evitar perjudicar la fluidodinámica del sistema. Por lo tanto, el perímetro de cada vuelta del serpentín es de 8,5 metros.

En la tabla 4.7, se presenta un resumen del diseño térmico de cada uno de los reactores a utilizar en el proceso.

**Tabla 4.7.** Diseño térmico de los reactores.

DISEÑO TÉRMICO					
Serpentín	Nro. de vueltas	Área (m <sup>2</sup> )	U(W/m <sup>2</sup> ·K)	h <sub>o</sub> (W/m <sup>2</sup> ·K)	Caudal de agua (kg/s)
1	43	709,6	695,1	2462	160,1
2	34	572,0	648,1	1959	120,3
3	25	413,6	564,5	1353	75,8
4	16	266,2	425,5	759	36,8
<b>Calor total a intercambiar: 13.192,0 kW</b>					
<b>Caudal total de agua: 393 kg/s</b>					
<b>Coefficiente de transferencia exterior h<sub>o</sub>: 3008 W/m<sup>2</sup>·K</b>					
<b>Resistencias de ensuciamiento: R<sub>f interior</sub>=0,0002; R<sub>f exterior</sub>=0,0005</b>					
<b>ΔT agua de enfriamiento: 8,5°C</b>					
<b>Diámetro nominal del serpentín: 6" (D<sub>externo</sub>=168,30 mm; D<sub>interno</sub>=161,9 mm),SCH 40</b>					
<b>Diámetro de cada vuelta del serpentín: 10 m</b>					

#### 4.6.5. Aislación del reactor

Como se señaló previamente, la reacción de fermentación es exotérmica. Si se permite al sistema eliminar calor a los alrededores, esto representaría un beneficio para el proyecto debido al ahorro de energía y agua de refrigeración. Sin embargo, esto afectaría el control del sistema, el cual quedaría a determinado por las condiciones climáticas, incrementando significativamente su complejidad y variabilidad. Dada la importancia de la isothermicidad en

las condiciones de operación para la correcta obtención del producto, se decide aislar el sistema.

Dado que los reactores serán construidos de un material conductor como es el acero, deben considerarse las pérdidas de calor hacia los alrededores para evitar mermas en la producción de bioetanol. Para realizar esta estimación, se consideró lo siguiente:

$$Q_{alredores} = h \cdot A_{reactor} \cdot (T_{operación} - T_{\infty})$$

Siendo:

- h: coeficiente de transferencia de calor entre el reactor y los alrededores
- $T_{\infty}$ : temperatura de los alrededores.

En este caso, se consideró que el material del reactor es muy conductor, por lo que se desprecia el perfil de temperatura en el espesor del mismo. También se desprecia la resistencia a la transferencia de calor en el fluido. Como temperatura del aire de los alrededores se consideró, la temperatura mínima promedio registrada en la ciudad de Pergamino (4 °C), que es en donde se ubicará la planta. En cuanto a la velocidad del viento, se halló que es en promedio de 14,2 km/h. De este modo, se tiene el caso más conservador para determinar las pérdidas de calor que puedan afectar al proceso.

Para el cálculo del coeficiente de transferencia, se utilizó la correlación de Zukauskas para cilindro sometido a convección forzada<sup>30</sup>:

$$\overline{Nu}_D = \frac{\bar{h}_c D}{k} = C \left( \frac{U_{\infty} D}{\nu} \right)^m Pr^n \left( \frac{Pr}{Pr_s} \right)^{0.25}$$

$$Pr < 10, n = 0.37$$

$$Pr > 10, n = 0.36.$$

$Re_D$	C	m
1–40	0.75	0.4
40– $1 \times 10^3$	0.51	0.5
$1 \times 10^3$ – $2 \times 10^5$	0.26	0.6
$2 \times 10^5$ – $1 \times 10^6$	0.076	0.7

Para el caso en cuestión, el coeficiente de transferencia por convección forzada tiene un valor de 3,892 W/m<sup>2</sup>.K. Luego, el calor que se transfiere hacia los alrededores es de 166,874 kW.

En bibliografía, se hallaron diversos materiales aislantes que podrían utilizarse para los reactores:

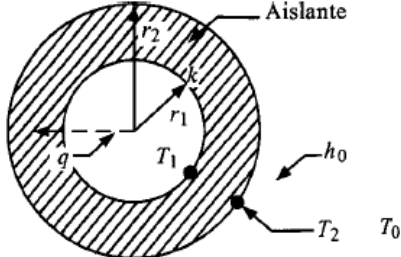
<sup>30</sup> Esta correlación utiliza las propiedades del aire estimadas a la temperatura del mismo, salvo para hallar el número adimensional  $Pr_s$ , donde las utiliza a la temperatura de la superficie.

**Tabla 4.8.** Materiales comúnmente utilizados en aislación industrial.

Material	Conductividad térmica (W/m·K)	Observaciones
Espuma de poliuretano	0,05	La reacción química que la produce se lleva a cabo in situ
Espuma de poliisocianurato	0,023	La reacción química que la produce se lleva a cabo in situ
Lana de vidrio	0,036	No corrosivo, material ignífugo, gran resistencia química.

De los materiales presentados, **se prefiere utilizar lana de vidrio como aislante**, ya que no solamente es de amplia disponibilidad en el mercado, sino que además presenta características convenientes en cuanto a la seguridad del proceso (material ignífugo, no corrosivo). Además, se estimó el radio crítico de aislante, de acuerdo a los calores involucrados:

$$q = h_0 A (T_2 - T_0)$$

$$q = \frac{2\pi L (T_1 - T_0)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{k} + \frac{1}{r_2 h_0}}$$


Para hallar el radio crítico de aislante, se debe derivar la última expresión e igualar a cero, ya que para este valor de radio la transferencia de calor es máxima:

$$\frac{dq}{dr_2} = \frac{-2\pi L (T_1 - T_0) (1/r_2 k - 1/r_2^2 h_0)}{\left[ \frac{\ln(r_2/r_1)}{k} + \frac{1}{r_2 h_0} \right]^2} = 0,$$

De la última expresión, se obtiene que el radio crítico es el cociente entre la conductividad del aislante y el coeficiente de transferencia. Finalmente, **el radio crítico es corresponde a Rt+9.25 mm**. Por lo tanto, el espesor de aislante a colocar debe ser mayor a 9.25 para que las pérdidas de calor disminuyan efectivamente. (Rt: radio del tanque).

## 4.7. Sistema de control

A lo largo del proceso de producción debe controlarse que los resultados obtenidos, las variables involucradas y/o las condiciones de operación se establezcan dentro de los límites teóricos desarrollados. Esto es esencial para obtener la producción deseada, así como para garantizar que tanto los equipos, como los dispositivos y todos los elementos

involucrados en el proceso no sufran daños debido, por ejemplo, a una reducción en el pH, un aumento de la presión de trabajo, un aumento en la temperatura, etc.

Por lo tanto, se emplean sistemas de control con el fin de reducir las probabilidades de fallo y verificar el logro de los objetivos que se establecen en la planificación. Un sistema de control es un conjunto de dispositivos encargados de administrar, ordenar, dirigir o regular el comportamiento de otro sistema. Los mismos, deben ser estables y robustos frente a perturbaciones y errores en los modelos, así como eficientes evitando comportamientos bruscos e irreales.

Así, un sistema de control involucra la determinación de un valor deseado para la “variable a controlar”; realizar una medición; detectar desviaciones, es decir descubrir las diferencias que se presentan entre la ejecución y la planeación; y establecer medidas correctivas a través de la “variable manipulada”. Por otro lado, a la hora del diseño de los mismos debe tenerse en cuenta la naturaleza de las variables a controlar y los posibles problemas involucrados en su modificación para la determinación de factores de control, cantidades, tiempo, costo y calidad del sistema.

#### 4.7.1. Variables de control y manipuladas

En el presente proyecto las variables controlar y manipuladas serán las que se muestran en la Tabla 4.9.

**Tabla 4.9.** Variables de control y manipuladas.

Variable de control	Valor deseado	Variable manipulada
Temperatura de entrada al reactor	35°C	Caudal de agua del intercambiador tanque de preacondicionamiento
Temperatura de salida del reactor	35°C	Caudal de agua de enfriamiento del serpentín
pH del caldo de fermentación	pH=5	Caudal de solución de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Nivel	20,72 m (para respetar el 20% de seguridad)	Caudal de ingreso al reactor
Presión de CO <sub>2</sub>	1 atm	Caudal de gas a absorbedor
Velocidad de agitación	7 r.p.m	Velocidad de giro del motor

A continuación, se presentan algunas observaciones generales relativas a las variables a controlar:

- Dado el importante papel que juega el tiempo de residencia en los valores de concentración de etanol que se obtienen a la salida del arreglo, es recomendable el empleo de un sensor de nivel para controlar el volumen en cada reactor de forma de garantizar que la corriente cumplan el tiempo de residencia planificado.
- Debido a la complejidad de la cinética de la obtención de bioetanol, la concentración de reactivos y productos no se incluye dentro del sistema de control, dado que no

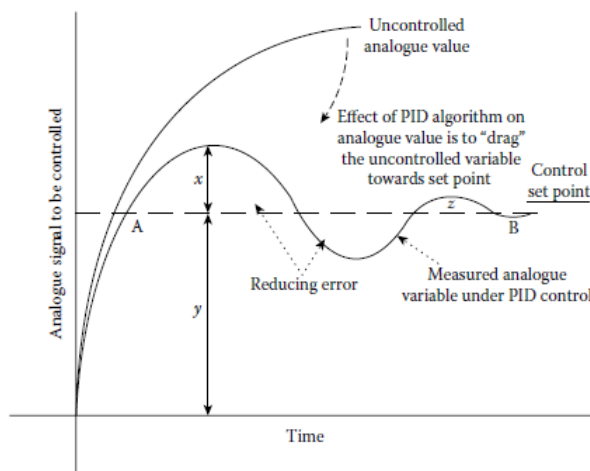
podría controlarse automáticamente, sino que solamente se podría realizar un seguimiento a partir del análisis en laboratorio, ya que aún logrando una medición indirecta de la concentración adecuada de los compuestos involucrados, nuevamente los largos tiempos de residencia impedirían corregir cualquier inconveniente que surja de manera rápida. Las posibles formas de medición que podrían plantearse para una comprobación rutinaria de la producción son la medición de concentración de etanol a la salida del proceso, la cual podría llevarse a cabo mediante cromatografía gaseosa; así como la concentración de glucosa a la entrada, para la cual El-Mansi [4.13] proponen el empleo de un analizador enzimático industrial YSI 27A (Yellow Springs Instrument, Co, OH).

- Con el monitoreo del pH y el control de temperatura es posible realizar un cierto monitoreo de la concentración de levadura, dado que influyen directamente sobre el desarrollo de este microorganismo. Si bien no son las únicas variables vinculadas con su desarrollo, ya que también dependen de las concentraciones de etanol y glucosa, por ejemplo, son estrictamente necesarias para garantizar la actividad de la levadura.
- Respecto al control del pH, se debe destacar la importancia de realizar una buena calibración del instrumento de medición en el rango ácido.
- Para la medición de temperatura, se recomienda utilizar más de un transmisor, dado que los reactores son de elevado tamaño y la temperatura podría no ser homogénea en todo el caldo de fermentación.
- En muchas ocasiones, la medición de la velocidad de agitación, se lleva a cabo midiendo el consumo de energía eléctrica del motor o utilizando detectores de proximidad.

#### 4.7.2. Tipo de controlador e instrumentos de medición

En cuanto a los controladores, **en este tipo de procesos suelen utilizarse controladores tipo PID** (proporcional integral derivativo), ya que actúan de manera rápida y permiten llevar a cabo la acción de control de manera suavizada, tal como se observa en la figura 4.10. Las principales características de este tipo de controladores son:

- El control proporcional provee una salida, cuya magnitud es proporcional a la desviación entre la variable medida y el valor deseado.
- El control integral tiende a reducir el efecto de oscilación del control proporcional actuando sólo, ayudando a llevar la variable medida a su valor deseado de forma más rápida, minimizando la integral del error.
- El control derivativo también tiende a reducir el efecto del control proporcional, estimando la pendiente de la variable medida con el tiempo y maximizándolo en comparación al valor deseado.



**Figura. 4.10.** Acción de un controlador PID

En la Tabla 4.10 se indican posibles instrumentos de medición a emplear en el control de las variables previamente desarrolladas.

**Tabla 4.10.** Variables de control y manipuladas.

Variable de control	Instrumento de medición
Temperatura	Termocupla
pH del caldo de fermentación	pH-metro
Nivel	Sensor de nivel
Presión de CO <sub>2</sub>	Manómetro
Velocidad de agitación	Tacómetro

## 4.8. Seguridad de proceso

La seguridad industrial comprende: seguridad laboral, la gestión de la emergencia y la seguridad del proceso. Este último punto es el que se analizará en el presente capítulo.

Se entiende como seguridad de proceso al marco disciplinado para la gestión de la integridad de los sistemas operativos y procesos de manejo de sustancias peligrosas mediante la aplicación de buenas prácticas de diseño, ingeniería, operación y mantenimiento. Esta rama de la seguridad industrial, se ocupa de la prevención y control de incidentes que tienen el potencial de liberar materiales peligrosos y/o energía.

Para estudiar la seguridad de un proceso químico, suele aplicarse usualmente una técnica denominada HAZOP (Hazard and Operability)<sup>31</sup>. Los principales objetivos de esta técnica son:

- Revisar el diseño del proceso para asegurar la operación de la planta en condiciones de seguridad.
- Controlar si existen desviaciones en la variables de operación respecto a los parámetros normales de funcionamiento.
- Implementar medidas de seguridad.

El análisis a realizar, debe llevarse a cabo en diferentes etapas:

1. **Definición del área de estudio:** se deben establecer áreas de estudio para la aplicación de la técnica.
2. **Definición de nudos:** los nudos se encuentran en los subsistemas que se han definido anteriormente para facilitar el proceso, son fácilmente localizables durante todo el proceso. Cada nudo se caracteriza con diversas variable de proceso (temperatura, presión, caudal, composición, etc) y se debe numerar correlativamente. Algunos ejemplos aplicados a este caso podrían ser: el silo de almacenamiento de maíz y el recorrido de la materia prima hasta el reactor.
3. **Definición de las desviaciones a estudiar:** para cada nudo se planteará de forma sistemática las desviaciones de las variables de proceso aplicando a cada variable una palabra guía (Tabla 4.10), utilizando el diagrama de flujo del proceso.
4. **Sesiones HAZOP:** tienen como objetivo inmediato analizar las desviaciones planteadas de forma ordenada, recopilando la información en una tabla.
5. **Informe final:** consta de una serie de documentos, entre los cuales se encuentran esquemas simplificados de la situación y numeración de los nudos de cada subsistema, sesiones con indicación de las fechas de realización y composición del equipo de trabajo, análisis de los resultados obtenidos, lista de las medidas a tomar obtenidas y lista de los sucesos iniciadores identificados

---

<sup>31</sup> En castellano, suele denominarse “Análisis de Funcional de Operatividad”.

**Tabla 4.11.** Palabras guía aplicadas en HAZOP.

Palabra guía	Significado	Aplicación	Observaciones
No.	Se plantea para estudiar la ausencia de la variable a la cual se aplica.	Caudal. Nivel (vaciado de un equipo).	
Inverso.	Analiza la inversión en el sentido de la variable.	Caudal.	Esta variable en algunos casos se omite y su efecto se contempla en la anterior.
Más.	Se plantea para estudiar un aumento cuantitativo de la variable.	Temperatura. Presión. Caudal (composición constante). Nivel.	
Menos.	Se plantea para estudiar una disminución cuantitativa de la variable.	Idem.	
Más cualitativo.	Estudia el aumento o presencia de un componente en una mezcla.	Caudal (mayor cantidad de un producto en una mezcla, presencia de impurezas).	
Menos cualitativo.	Estudia la reducción de un componente en una mezcla.	Caudal (menor cantidad de un producto en una mezcla, alta de un componente).	Ambos términos corresponden a los originales <i>Part of</i> : Cambio de composición. <i>More than</i> : Más componentes presentes en el sistema (vapor, sólidos, impurezas).
Otro.	Estudia el cambio completo en la variable.	Caudal (cambio completo de producto). Estado.	El término original ( <i>other than</i> ) se aplica a cambios respecto de la operación normal (mantenimiento, cambio, catalizador...).

**Tabla 4.12.** Contenido de las columnas del formato HAZOP.

Columna	Contenido
Causas	Describe numerándolas las distintas causas que pueden conducir a la desviación.
Consecuencias	Para cada una de las causas planteadas, se indican con la consiguiente correspondencia en la numeración las consecuencias asociadas.
Respuesta del sistema	Se indicará en este caso: 1. Los mecanismos de detección de la desviación planteada según causas o consecuencias (p.ej.: alarmas). 2. Los automatismos capaces de responder a la desviación planteada según causas (p.ej.: lazo de control).
Acciones a tomar	Propuesta preliminar de modificaciones a la instalación en vista a la gravedad de la consecuencia identificada o a una desprotección flagrante de la instalación.
Comentarios	Observaciones que complementan o apoyan algunos de los elementos reflejados en las anteriores columnas.

Planta:  
Sistema:

Nudo	Palabra guía	Desviación de la variable	Posibles causas	Consecuencias	Respuesta Control	Señalización	Acciones a tomar	Comentarios

**Figura 4.11.** Ejemplo de formato HAZOP a completar para un proceso continuo.



En este caso, se aplicará la técnica HAZOP considerando al reactor como el área de estudio. Por lo tanto, se muestra un esquema simplificado del mismo en la figura 4.12.

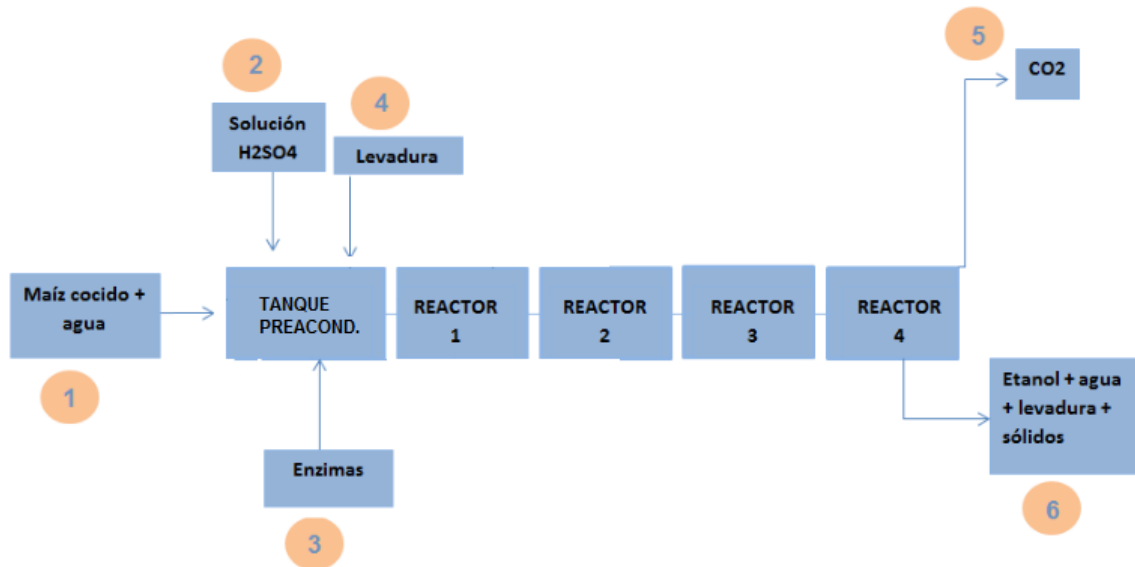


Figura 4.12. Esquema simplificado del proceso de reacción con los nudos señalados.

A partir de la aplicación de esta técnica, se obtuvieron los resultados que se muestran en la Tabla 4.12. Habiendo realizado el análisis HAZOP, se pudo observar que como principal medida de seguridad para el proceso está la implementación de sistemas de alarma para el caso de aumento/disminución de caudales. Pero por otro lado, existen medidas preventivas como un buen mantenimiento de los sensores de medición (limpieza, calibración, etc.) y la implementación de un proceso de limpieza tipo CIP<sup>32</sup>, que podrían llevarse a cabo durante la parada de planta programada para este proceso.

Tabla 4.13. Resultados del análisis HAZOP.

Nudo	Palabra guía	Desviación	Posibles causas	Consecuencias	Respuesta control	Acciones a tomar
1	Más	Caudal de alimentación	Falla lazo de control, falla bomba	Menor producción de etanol (por inhibición de levadura), rebalse del tanque	Se cierra la válvula	Alarma de máximo caudal

<sup>32</sup> Sistema CIP “Cleaning in Place”: es un sistema de limpieza de equipos que evita el desmontaje de los mismos. Consiste en hacer circular una solución limpiadora a través de los equipos y tuberías en un circuito cerrado.

1	Menos	Caudal de alimentación	Falla lazo de control, falla bomba, fuga en tubería	Menor producción de etanol	Se abre la válvula	Alarma de mínimo caudal
1	No	Caudal de alimentación	Obstrucción en tubería	No hay producción de etanol	-	Limpieza CIP de tuberías
1	Más	Temperatura	Falla lazo de control, falla en sistema de refrigeración	Muerte de levadura, menor producción de etanol	-	Alarma de alta temperatura
2	Más	Caudal de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Falla lazo control	Aumento pH (disminución actividad de levaduras)	Se abre la válvula	Mantenimiento de equipos de medición de pH
2	Menos	Caudal de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Falla lazo control, fuga en tubería	Disminución pH (disminución actividad de levaduras)	Se cierra la válvula	Mantenimiento de equipos de medición de pH
3	Menos	Caudal de enzimas	Fuga en tubería	Disminución de producción de etanol	-	-
4	Menos	Caudal de levadura	Fuga en tubería	Disminución de producción de etanol	-	-
5	Más	Presión de CO <sub>2</sub>	Falla en lazo de control, falla en absorbedor	Aumento de presión en el tanque, inhibición de levadura	Se cierra la válvula	Alarma de presión máxima, implementación de venteo de emergencia
6	Menos	Caudal de salida	Fuga en tubería, obstrucciones	Baja en producción (baja el tiempo de residencia)	-	Alarma de mínimo caudal
6	Más	Caudal de salida	Falla en bomba	Baja en producción	-	Alarma de máximo caudal

## 4.9. Bibliografía

- [4.1] G.T. Benz, *Bioreactor design for chemical engineers*, Chem. Eng. Prog. 107 (8) (2011) 21–26, August.
- [4.2] Cardona C.A, Sánchez O.J., Gutiérrez L.F, *Process Synthesis for Ethanol Production*, CRC Press, 1ra Ed., 2010.
- [4.3] Jacques K.A, Lyons T.P, Kensall D.R, *The Alcohol Textbook*, 4ta Edición, Nottingham University Press, 2003.
- [4.4] INDESUR Argentina, *Tablas de Compatibilidad Química*
- [4.5] Genebre, *Tablas de Compatibilidad Química*
- [4.6] Cátedra de Ingeniería de las Reacciones Homogéneas, Facultad de Ingeniería UNMDP, UNIDAD IV, Efecto de la Temperatura.

- [4.7] Białas W., Czerniak A., Szymanowska-Powalowska D.; *Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production*. Acta Biochimica Polonica. (2014) Vol. 61: 153-162.
- [4.8] Metcalfe Coulson J., Ingeniería química, Volume 1
- [4.9] Cao E., Intercambiadores de Calor, 1983.
- [4.10] El-Mansi E.M.T , Bryce C.F.A, *Fermentation Microbiology and Biotechnology*, CRC Press, 3ra Edición, 2011.
- [4.11] Nienow A.W , *Hydrodynamics of Stirred Bioreactors*, ASME, 1998.
- [4.12] Kreith F., Principles of Heat Transfer, Cengage Learning, 7ma Edición, 2011.
- [4.13] E.M.T. El-Mansi, C.F.A. Bryce, B. Dahhou, S. Sanchez , A.L. Demain, A.R. Allman; *Fermentation Microbiology and Biotechnology*; 3ra Edición.
- [4.14] Soto R., Russell I., Narendranath N., R. Power, Dawson K., *Estimation of Ethanol Yield in Corn Mash Fermentations Using Mass of Ash as a Marker*, J. Inst. Brew. Vol 111(2), pp.137–143, 2005.
- [4.15] Mohd Azhar S.H, Abdulla R., *Yeasts in sustainable bioethanol production: A review, Biochemistry and Biophysics Reports*, 2017.
- [4.16] Roels J.A, *Macroscopic Thermodynamics and the Description of Growth and Product Formation in Microorganisms*, American Chemical Society, 1983.

## 4.10. Anexo II

### 4.10.1. Parte I: estimación volumen de reactores

Para llevar a cabo los cálculos de volumen y caudal necesarios para obtener la producción deseada de etanol, primero se afectó la producción deseada (250.000 m<sup>3</sup>/año) por el factor de efectividad. Así se obtuvo lo siguiente:

$$\text{prodanualreq} = 312500 \text{ m}^3/\text{año}$$

$$\text{etanolrequerido} := \text{prodanualreq} \cdot \frac{1}{364} \cdot \frac{1}{24} = 35.772 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{etanolkg} := \text{etanolrequerido} \cdot 789 = 28223.729 \text{ kg/h} \quad \text{masa de etanol que es necesario producir}$$

A continuación se resolvió el sistema de ecuaciones diferenciales obtenido a partir del planteo de los balances de masa para cada componente, así es posible encontrar las concentraciones de salida de un reactor TAC:

Given

$$\begin{aligned}
 \text{almidón} \quad Q_o \cdot S_o &= Q_o \cdot S_s + \left[ \frac{(k_{st1} \cdot \text{Enz} \cdot S_s)}{K_m \cdot \left( 1 + \frac{G_{lus}}{K_{glu}} \right) + \frac{S_s^2}{K_{st}} + S_s} \right] \cdot V_{\text{reac}} \\
 \text{glucosa} \quad Q_o \cdot G_{luo} &= Q_o \cdot G_{lus} + V_{\text{reac}} \cdot \left[ \frac{1}{Y_{ps}} \cdot \frac{q_{pmax} \cdot G_{lus} \cdot E_{ts} \cdot \left( 1 - \frac{E_{ts}}{E_{tmax}} \right)}{(K_{s1} + G_{lus}) \cdot \left( K_{ps1} + E_{ts} + \frac{E_{ts}^2}{K_{pi}} \right)} \cdot X_s + \left[ \frac{1}{Y_{xs}} \cdot \left[ \frac{\mu_{max} \cdot G_{lus} \cdot \left( \frac{S_s}{S_o} \right)}{K_s + G_{lus}} \right] \cdot X_s \right] + \frac{(-1.111 \cdot k_{st1} \cdot \text{Enz} \cdot S_s)}{K_m \cdot \left( 1 + \frac{G_{lus}}{K_{glu}} \right) + \frac{S_s^2}{K_{st}} + S_s} \right] \\
 \text{etanol} \quad Q_o \cdot E_{to} &= Q_o \cdot E_{ts} + \frac{-q_{pmax} \cdot G_{lus} \cdot E_{ts} \cdot \left( 1 - \frac{E_{ts}}{E_{tmax}} \right)}{(K_{s1} + G_{lus}) \cdot \left( K_{ps1} + E_{ts} + \frac{E_{ts}^2}{K_{pi}} \right)} \cdot X_s \cdot V_{\text{reac}} \\
 \text{levadura} \quad Q_o \cdot X_o &= Q_o \cdot X_s + \frac{-\mu_{max} \cdot G_{lus} \cdot \left( \frac{S_s}{S_o} \right)}{K_s + G_{lus}} \cdot X_s \cdot V_{\text{reac}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{pmatrix} S_s \\ X_s \\ G_{lus} \\ E_{ts} \end{pmatrix} := \text{Find}(S_s, X_s, G_{lus}, E_{ts}) = \begin{pmatrix} 51.804 \\ 13.027 \\ 6.619 \\ 80.072 \end{pmatrix}$$

Se manipularon las condiciones de operación: caudal y tiempo de residencia hasta obtener las condiciones de salida deseadas que brinden la producción de etanol, alcanzando como se observa una concentración de salida de 80,072 kg/m<sup>3</sup> de etanol para:

$$\begin{aligned}
 \text{tres} &:= 72 \text{ h} && \text{Tiempo de residencia} \\
 Q_o &:= 352.479 \text{ m}^3/\text{h} && \text{caudal de granos de maiz (glucosa y} \\
 &&& \text{almidon, solidos) + enzimas + levadura} \\
 V_{\text{reac}} &:= \text{tres} \cdot Q_o = 25378.488 \text{ m}^3 && \text{Volumen de reactor obtenido}
 \end{aligned}$$

Alcanzando así, la producción de etanol deseada y un rendimiento del almidón ingresados de 0,744, cómo se muestra a continuación.

$$\begin{aligned}
 \text{etanolhora} &:= \frac{Q_o \cdot E_{ts}}{1} = 28223.796 \text{ kg etanol/h} \\
 \text{RendAlmidon} &:= 1 - \frac{S_s}{S_o} = 0.744
 \end{aligned}$$

Este procedimiento se repitió para el caso de reactores en serie, con la condición de que las concentraciones a la salida del reactor previo son las entradas del siguiente.

### 4.10.2. Parte II: Balance de energía

Para el cálculo de los calores generados se emplearon las ecuaciones presentadas a continuación. Siendo:  $\Delta H = -81,815 \text{ kJ/mol}$  de levadura =  $-1.776 \times 10^6 \text{ J/mol}$  de etanol. y  $\text{Vol} = 4899,3 \text{ m}^3$ , volumen de cada uno de los 4 TAC.

En primer lugar, se expresaron las velocidades globales de reacción en cada reactor con la velocidad de producción de etanol:

$$\begin{aligned} \text{REACTOR 1: } \quad \text{veloc1} &:= \frac{-2.347}{3600} = -6.519 \times 10^{-4} \\ \text{REACTOR 2: } \quad \text{veloc2} &:= \frac{-1.764}{3600} = -4.9 \times 10^{-4} \\ \text{REACTOR 3: } \quad \text{veloc3} &:= \frac{-1.111}{3600} = -3.086 \times 10^{-4} \\ \text{REACTOR 4: } \quad \text{veloc4} &:= \frac{-0.539}{3600} = -1.497 \times 10^{-4} \end{aligned} \quad \text{kg etanol/ m}^3\cdot\text{s}$$

Luego, el calor generado se calculó según:

$$\phi_{g1} := -\Delta h \cdot \text{veloc1} \cdot \text{Vol} = -5.672 \times 10^6 \text{ J/s}$$

$$\phi_{g2} := -\Delta h \cdot \text{veloc2} \cdot \text{Vol} = -4.263 \times 10^6 \text{ J/s}$$

$$\phi_{g3} := -\Delta h \cdot \text{veloc3} \cdot \text{Vol} = -2.685 \times 10^6 \text{ J/s}$$

$$\phi_{g4} := -\Delta h \cdot \text{veloc4} \cdot \text{Vol} = -1.303 \times 10^6 \text{ J/s}$$

El calor generado es igual al calor transmitido en cada volumen de operación, por lo que para resolver el balance de energía deben plantearse las ecuaciones de calor transmitido, las cuales quedaron expresadas de la siguiente manera:

$$\phi_{t1}(\text{Area1}, T_c) := \rho \cdot Q \cdot c_p \cdot (T_e - T_o) - U_{\text{final1}} \cdot \text{Area1} \cdot (T_c - T_e)$$

$$\phi_{t2}(\text{Area2}, T_c) := \rho \cdot Q \cdot c_p \cdot (T_e - T_o) - U_{\text{final2}} \cdot \text{Area2} \cdot (T_c - T_e)$$

$$\phi_{t3}(\text{Area3}, T_c) := \rho \cdot Q \cdot c_p \cdot (T_e - T_o) - U_{\text{final3}} \cdot \text{Area3} \cdot (T_c - T_e)$$

$$\phi_{t4}(\text{Area4}, T_c) := \rho \cdot Q \cdot c_p \cdot (T_e - T_o) - U_{\text{final4}} \cdot \text{Area4} \cdot (T_c - T_e)$$

Donde, dado que el sistema es isotérmico  $T_e=T_o$ , los primeros términos de cada ecuación son iguales a cero. Mientras que el valor del coeficiente de transferencia global  $U$  se obtuvo cómo se describió en la Sección 4.5.

A continuación, es posible resolver el sistema generado de la igualación del calor transmitido con el generado dentro del tanque. La resolución del sistema es encontrar el área de transferencia requerida en cada reactor para que se cumpla la igualación de calor. Así, el sistema queda expresado de la siguiente forma:

$$\phi_{g1} = -\phi_{t1}(\text{Area1}, T_c)$$

$$\phi_{g2} = -\phi_{t2}(\text{Area2}, T_c)$$

$$\phi_{g3} = -\phi_{t3}(\text{Area3}, T_c)$$

$$\phi_{g4} = -\phi_{t4}(\text{Area4}, T_c)$$

$$\begin{pmatrix} \text{Area1} \\ \text{Area2} \\ \text{Area3} \\ \text{Area4} \end{pmatrix} := \text{Find}(\text{Area1}, \text{Area2}, \text{Area3}, \text{Area4}) = \begin{pmatrix} 429.505 \\ 324.975 \\ 207.653 \\ 104.399 \end{pmatrix}$$

Given

$$\phi_{g1} = -\phi_{t1} \left[ \text{Area1}, \frac{(T_c + T_{s1})}{2} \right]$$

$$\phi_{g2} = -\phi_{t2} \left[ \text{Area2}, \frac{(T_{s2} + T_{s1})}{2} \right]$$

$$\phi_{g3} = -\phi_{t3} \left[ \text{Area3}, \frac{(T_{s3} + T_{s2})}{2} \right]$$

$$\phi_{g4} = -\phi_{t4} \left[ \text{Area4}, \frac{(T_{s3} + T_{s4})}{2} \right]$$

$$\begin{pmatrix} \text{Area1} \\ \text{Area2} \\ \text{Area3} \\ \text{Area4} \end{pmatrix} := \text{Find}(\text{Area1}, \text{Area2}, \text{Area3}, \text{Area4}) = \begin{pmatrix} 456.3 \\ 534.313 \\ 551.866 \\ 423.138 \end{pmatrix}$$

# CAPÍTULO 5



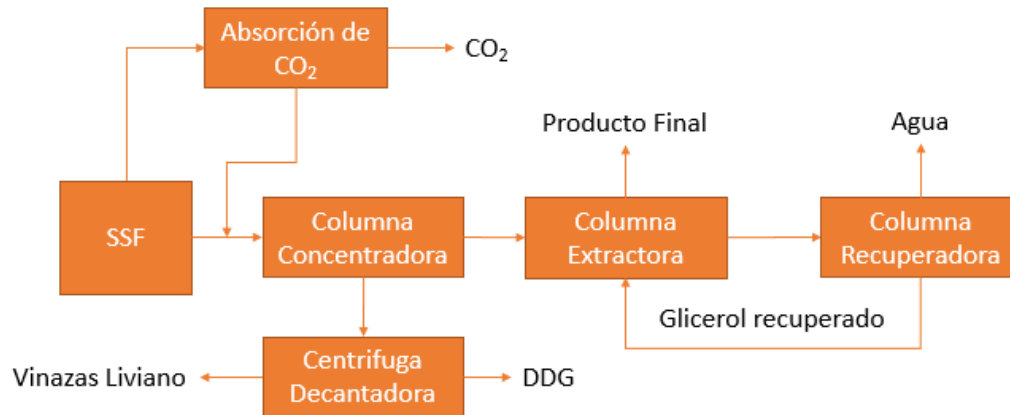
Diseño del  
sistema de separación





## 5.1. Resumen ejecutivo

En el presente capítulo, se desarrollan los sistemas de separación a aplicar para obtener el etanol de acuerdo a las especificaciones de calidad establecidas por la Ley N° 26.093. Además, se desarrollan los procesos para la obtención de DDGS como subproducto.



En primer lugar, se planteó la recuperación del etanol que es arrastrado por el  $\text{CO}_2$  que se libera durante la fermentación. Para este caudal de dióxido de carbono, se decidió utilizar un absorbedor con agua como solvente. La corriente de etanol y agua obtenida por el fondo de la torre absorbidora, se mezcla con la corriente procedente de los reactores para a continuación ingresarla a la columna concentradora.

El proceso de purificación continúa con la operación en una columna extractora, en la cual se utiliza glicerol como solvente para alcanzar la concentración de etanol requerida (99% v/v). El glicerol se recupera en una tercer columna para reciclarlo nuevamente hacia la columna de extracción.

Los sólidos remanentes de la fermentación se obtienen por el fondo de la columna concentradora en la corriente de vinazas pesadas. Posteriormente, se los centrifuga en una decantadora, obteniendo los DDG, que se comercializarán como subproducto con un 31,5% de humedad.

## 5.2. Caudales a separar

En el capítulo 4 se definió el empleo de 4 reactores TAC en serie con un volumen de reacción de  $4899,3 \text{ m}^3$  y un tiempo de residencia de 60 horas, siendo el caudal necesario de entrada  $326,62 \text{ m}^3/\text{h}$ .

En la tabla 5.1, se presentan las corrientes de salida del reactor determinadas previamente.

**Tabla 5.1.** Composiciones y caudales a la salida del reactor.

Componente	Caudal (kg/h)
Almidón	11.198,5
Agua	235.269,7
Proteína	12.171,6
Aceites	5.800,5
Glucosa	1.921,8
Etanol	28.223,5
Levadura	6.081,9
Amilasa	61,6
Ácido sulfúrico	0,2
Dióxido de carbono	26.961,6
<b>TOTAL</b>	<b>327.690,9</b>

El aceite de maíz es rico en ácidos grasos poliinsaturados (51% de ácido linoleico) en menor proporción contiene ácidos grasos monoinsaturados (34% de ácido oleico) frente a los saturados (15% de ácido palmítico).

**Tabla 5.2.** Composiciones y caudal de aceite.

Tipo de aceite	Caudal (kg/h)
Ácido linoleico	2.958,3
Ácido oleico	1.972,1
Ácido palmítico	870,1

Además, del Capítulo 3, sabemos que con el dióxido de carbono gaseoso arrastra etanol, que suele ser 1-2% p/p del caudal de CO<sub>2</sub> producido.

Para tomar una posición conservadora, **se define que 2% p/p de etanol es arrastrado por caudal de dióxido de carbono producido**, por lo que la corriente a tratar se encuentra definida por los valores de la Tabla 5.3.

**Tabla 5.3.** Caudal arrastrado por el dióxido de carbono.

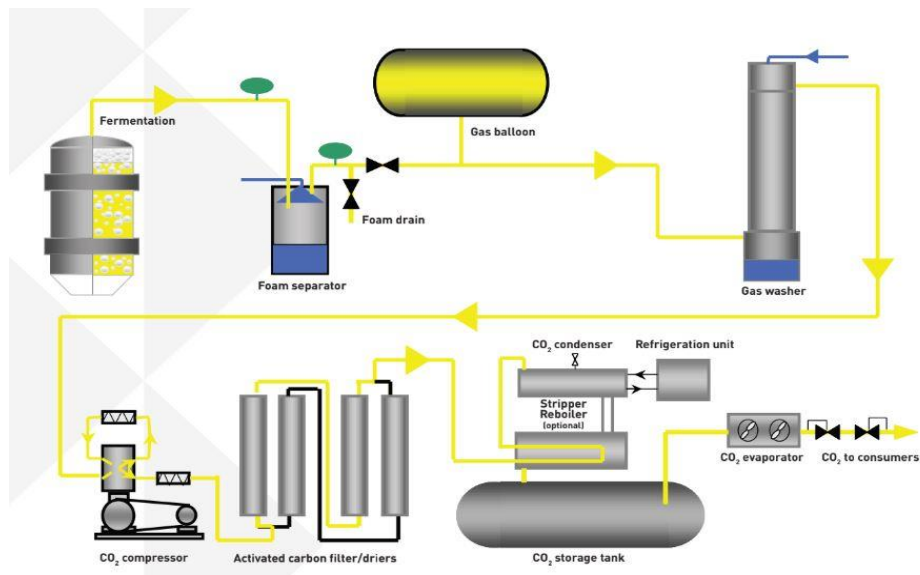
Componente	Caudal (kg/h)
Etanol	539,2
Dióxido de carbono	26.961,6

Luego, la corriente que sale del último de reactor y entra efectivamente a la torre concentradora, queda compuesta por los valores presentados en la tabla 5.4.

**Tabla 5.4.** Caudal y composición que entra a la torre concentradora.

Componente	Caudal (kg/h)
Almidón	11.198,5
Agua	235.269,8
Proteína	12.171,6
Aceites	5.800,5
Glucosa	1.921,8
Etanol	27.684,3
Levadura	6.081,9
Amilasa	61,6
Ácido sulfúrico	0,2
<b>TOTAL</b>	<b>300.190,2</b>

### 5.3. Recuperación de CO<sub>2</sub>



**Figura 5.1.** Diagrama de la planta de recuperación de dióxido de carbono.

Durante la reacción, otro de los productos formados es el gas dióxido de carbono, el cual, como se mencionó en capítulos previos, posee numerosas aplicaciones y formas de comercialización. Es por esto que los post-tratamientos que se lleven a cabo sobre este subproducto dependen del empleo que se le vaya a dar.

Sin embargo, dado que a la salida del reactor arrastra parte del etanol formado, todos los métodos coinciden en el primer paso, el lavado del gas, comúnmente realizado mediante una absorción con agua como solvente.

### 5.3.1. Diseño del absorbedor

El dióxido de carbono arrastra una parte del etanol que debe ser recuperado. Luego, la corriente de etanol y agua obtenida por el fondo de la columna absorbidora se mezcla con la procedente del fermentador, para ingresar a continuación a la primera columna de destilación (columna destiladora).

A partir de los cálculos realizados en capítulos previos, se visualizan en la tabla 5.4 el caudal y las composiciones de salida del sistema de reactores a tratar en el absorbedor.

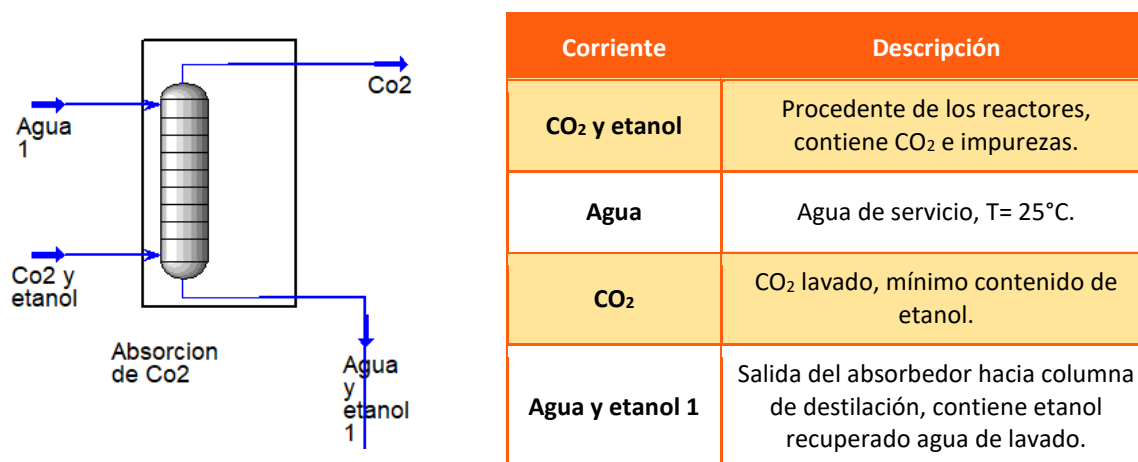


Figura 5.2. Diagrama y descripción de corrientes del absorbedor.

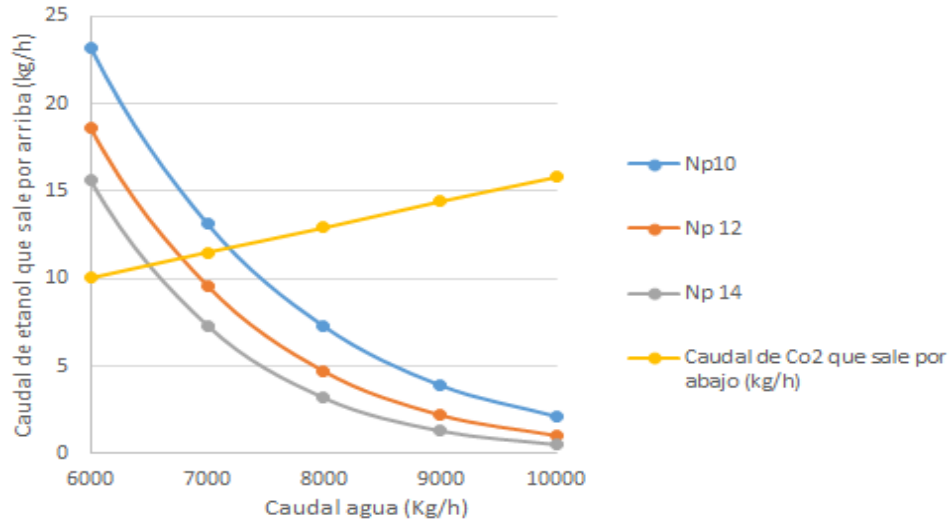
Se define la **presión de trabajo como la presión atmosférica**, dado que la eficiencia alcanzada es aceptable, no justificándose un incremento en el costo energético y de producción de modificar la presión de operación.

A la hora de simular se analizaron las variables de proceso y su efecto en la eficiencia de separación (ver figura 5.3), la cual se observa desde dos puntos: por un lado la cantidad de etanol que efectivamente se logra recuperar, y por otro, la cantidad de dióxido de carbono que se pierde con el lavado.

Se encontró que la modificación del número de platos altera la fracción de etanol recuperado, la cual aumenta, aunque no significativamente, con esa variable. En contraparte, no afecta la fracción de CO<sub>2</sub> que se pierde con la corriente de lavado, señalizada como 'Agua y etanol 1'.

En cuanto al caudal de agua de lavado, es posible observar que el mismo sí modifica, con una dependencia lineal, la fracción de gas que se pierde; mientras que el

caudal de etanol recuperado depende exponencial e inversamente, **disminuyendo la fracción recuperada de etanol cuanto menor sea el caudal de agua**. Así, se debe llevar a cabo un balance para determinar el valor de ésta variable de operación, dado que si bien la cantidad de etanol recuperado aumenta con el caudal de agua, un aumento indiscriminado del mismo, acarrearía pérdidas en el subproducto dióxido de carbono.



**Figura 5.3.** Variación de las pérdidas de etanol y CO<sub>2</sub> con el caudal de agua de lavado y con el número de platos en el absorbedor.

A la hora de realizar un balance se debe tener en cuenta que el caudal de agua, como se observa en la figura 5.3. debe aumentarse significativamente para obtener una disminución en las pérdidas de etanol insignificante en relación con su producción, la cual es mayor a 28 toneladas por hora. Esto se acentúa luego de los 7000 kg/h, valor a partir del cual el caudal de etanol que se pierde comienza a estancarse. A su vez, la mejora que se esperaba con el aumento en el número de platos, tampoco fue significativa, por lo que teniendo en cuenta que su alteración involucra cambios en los costos de inversión, se decide que su incremento no se ve justificado luego de las 12 etapas. Finalmente, **se decide emplear 12 etapas con 7000 kg/h.**

Cabe señalar, que si bien el absorbedor se diseñó en UNISIM utilizando una columna de platos, se analizó el diseño de varios tipos de columna. Para la absorción es posible emplear torre de platos, empacadas, de aspersion o de burbujeo. Las empacadas y de burbujeo, debido a su alto costo de diseño y operación respectivamente, fueron descartadas.

En cuanto a las columnas de lavado y las torres de platos es posible realizar una comparación:

**Tabla 5.5.** Comparación columnas absorbedoras.

LAVADO	PLATOS
El líquido puede atomizarse en una corriente gaseosa por medio de una boquilla que dispersa al líquido en una aspersión de gotas.	Cada plato constituye una etapa, puesto que sobre el plato se ponen los fluidos en contacto íntimo, ocurre la difusión interfacial.
El flujo puede ser a contracorriente, o en paralelo.	El número de platos teóricos o etapas en equilibrio depende de lo complicado de la separación.
Baja caída de presión de gas.	El diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la columna por unidad de tiempo.
Costo de bombeo de líquido elevado, debido a la caída de presión por la boquilla atomizadora. Fáciles de operar y mantener, y requerimientos de energía total relativamente bajos.	Mayor costo de instalación y mantenimiento.
La tendencia del líquido a ser arrastrado por el gas es considerable.	Alta eficacia de transferencia de materia (depende de la calidad y tiempo de contacto). El tiempo de contacto depende de la laguna líquida sobre cada plato.

En conclusión, **en el diseño definitivo se emplearía una torre spray**, debido a los menores costos operativos y de mantenimiento.

## Valores obtenidos

**Tabla 5.6.** Dimensiones de la torre absorbedora.

Absorbedor	
Número de platos	12
Altura de la torre (m)	7,315
Diámetro de la torre (m)	1,372
Altura entre platos (mm)	609,6
Presión (kPa)	101,3

**Tabla 5.7.** Datos obtenidos de la torre de absorción.

		Salida del Reactor	Agua	Agua y Etanol	CO <sub>2</sub>
<b>Composiciones (kg/h)</b>	<b>Etanol</b>	539,23	-	524,6	9,6320
	<b>Agua</b>	-	7.000	6.639,2	30,83
	<b>CO<sub>2</sub></b>	26.961,56	-	11,535	26.950
<b>Temperatura (°C)</b>		35	25	19,93	25,22
<b>Presión (kPa)</b>		101,3	101,3	101,3	101,3

De las tablas 5.6 y 5.7 es posible concluir una recuperación efectiva del etanol (97,28%), con pérdidas insignificantes del subproducto dióxido de carbono, empleando una torre de 12 platos y con dimensiones (7.3 m de alto y 1.4 m de diámetro) coherentes a las que se emplean en la industria.

Por otro lado, se verificó la presencia de CO<sub>2</sub> en la corriente 'Agua y etanol 1', debida posiblemente a la solubilidad del gas en la mezcla, la cual a continuación ingresa a la columna concentradora, por lo que es un factor a tener en cuenta en procesos posteriores.

Si bien el dióxido de carbono, se considera un subproducto de la fermentación, es necesario aclarar que para poder comercializarlo, se debe someter a una serie de procesos de purificación y adecuación para su venta, que no serán analizados en el presente capítulo.

## 5.4. Análisis preliminar de la salida del reactor

En primer lugar, se decidió analizar qué tratamiento darle a los sólidos, que salen del reactor conjuntamente con el etanol, agua, etc. Es decir, si es conveniente separarlos del resto de la corriente líquida antes del ingreso a la torre de destilación o no.

**Tabla 5.8.** Caracterización y comparación de sólidos presentes en la mezcla.

Parámetro	Levadura	Otros sólidos
<b>Tamaño de partículas a la entrada del reactor</b>	5-10 $\mu$ m	200-250 $\mu$ m
<b>Tamaño de partículas a la salida del reactor</b>	50-300 $\mu$ m	100 $\mu$ m <sup>33</sup>
<b>Densidad</b>	1100 kg/m <sup>3</sup>	1276 kg/m <sup>3</sup>

<sup>33</sup> Este valor se toma únicamente a modo de precaución, debido a la erosión de los sólidos durante la estadía en el reactor, y cómo demostraron cálculos previos, aún siendo posible su separación en el decantador.

Como primera alternativa, teniendo en cuenta los diámetros de partículas de la tabla 5.8, se propuso la separación de los sólidos mediante centrifugación. Se consideró que esta operación sería más eficiente que realizar una filtración, ya que las fuerzas centrífugas son muchos mayores a las gravitacionales (esta relación puede tener un valor de hasta 10.000), por lo que se obtendría una mejor separación entre ambas fases. Para manejar caudales altos, sería conveniente utilizar una **centrífuga de tornillo o “decanter”**. Mediante el uso de este tipo de equipos, se obtiene una torta de sólidos con un 28-35 %p/p de humedad para lodos digeridos [5.3]. Por lo tanto, **la primer desventaja que presenta esta operación es que se registrarían pérdidas de etanol** y debería agregarse una operación adicional para recuperarlo.

Por otro lado, se realizó un balance de masa en este equipo. Para el mismo se consideró una humedad promedio de 31,5% y **como sólidos se consideraron las proteínas, el almidón remanente y la levadura floculada**. Además, se consideró que todos los sólidos eran solubles para facilitar los cálculos.



Figura 5.4. Balance de masa en centrífuga tipo decantadora.

Como se observa en el balance de masa realizado, **al separar los sólidos por centrifugación, se logra reducir un 13% el caudal de ingreso a la primer torre de destilación**. Cabe aclarar, que como máximo podría reducirse un 13%, ya que de tenerse en cuenta la presencia de los sólidos solubles y la eficiencia en la separación, este porcentaje sería menor aún.

Tabla 5.9. Ventaja de las dos variantes posibles de ingreso luego del reactor: previo ingreso a centrífuga o directo a columna concentradora.

Centrífuga	Columna
Disminuye el costo de bombeo a la columna.	Disminuye la pérdida de etanol.
Disminuye el tamaño de la columna.	Disminuye la cantidad y/o tamaño de centrífugas requeridas.

El proceso convencional empleado en la industria consiste en el ingreso directo a la columna concentradora luego del reactor. En la Tabla 5.9 se presentan las ventajas de cada alternativa, a través de la cual **se decide ingresar la corriente del reactor directamente en la primer torre de destilación**, debido tanto al significativo aumento en los costos de inversión en los equipos centrífugos (el caudal de ingreso a las centrífugas es casi 10 veces



mayor si el ingreso es directo del reactor), como a que analizando el contenido de sólidos, el mismo no resulta no ser alto (sólo es de un 8,4%), lo que no incrementará en forma considerable los costos de bombeo.

## 5.5. Obtención del etanol

### 5.5.1. Métodos de separación

Cómo se analizó en capítulos previos existen numerosas formas de efectuar la separación etanol - agua. Dado que el sistema homogéneo que forman estas dos sustancias posee un azeótropo de mínima (95,6%p/p, 78.15°C a 1 atm), la máxima concentración de etanol que es posible alcanzar por métodos tradicionales está limitada.

Así, la separación puede dividirse en dos etapas: la concentración y la deshidratación. En la primera se desea obtener una mezcla concentrada de etanol en agua con una composición cercana a la del azeótropo y en la segunda eliminar los restos de agua de la corriente obtenida en la etapa anterior.

En capítulos previos se definió la utilización de una columna de destilación para la primer etapa y una de destilación extractiva para la segunda, empleando glicerol como solvente extractor. En el presente capítulo se desea definir el tipo de equipos a emplear, sus dimensiones y valores de eficiencia correspondientes a cada etapa.

### 5.5.2. Arreglo convencional de destiladores

Cómo se puede observar en la Figura 5.5, la separación de etanol - agua queda definida mediante el empleo de varios equipos. Así, en resumen se requiere de una columna de destilación, una de destilación extractiva, debido a la presencia del azeótropo, y una de recuperación, para la regeneración del solvente extractor.

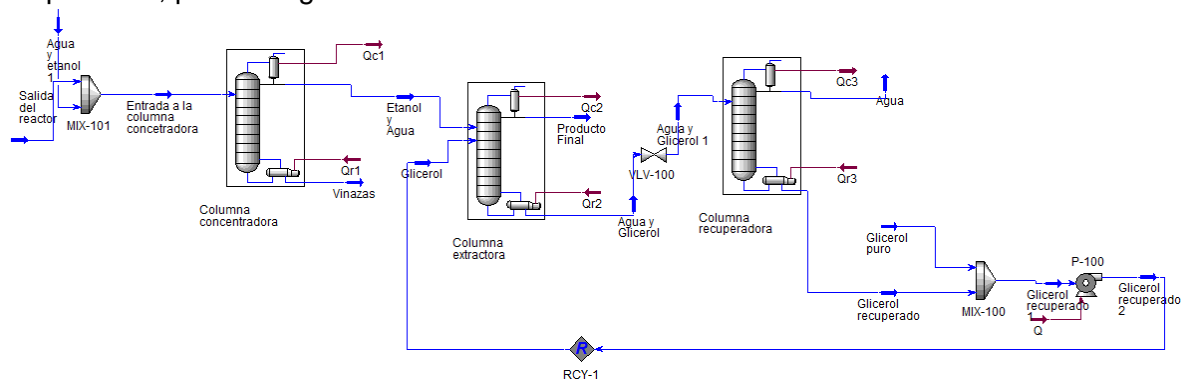
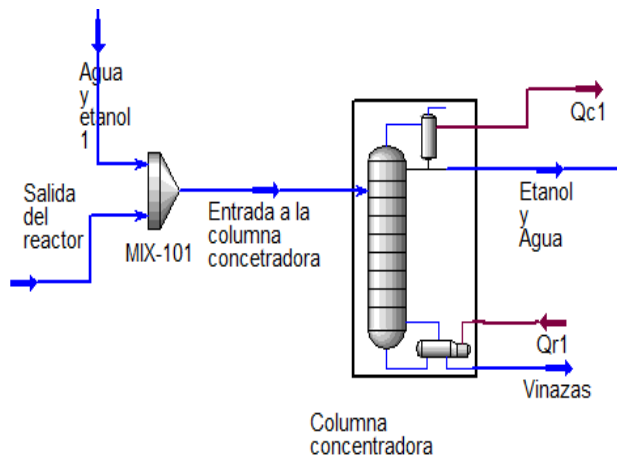


Figura 5.5. Diagrama del arreglo convencional de destiladores.

## Columna concentradora

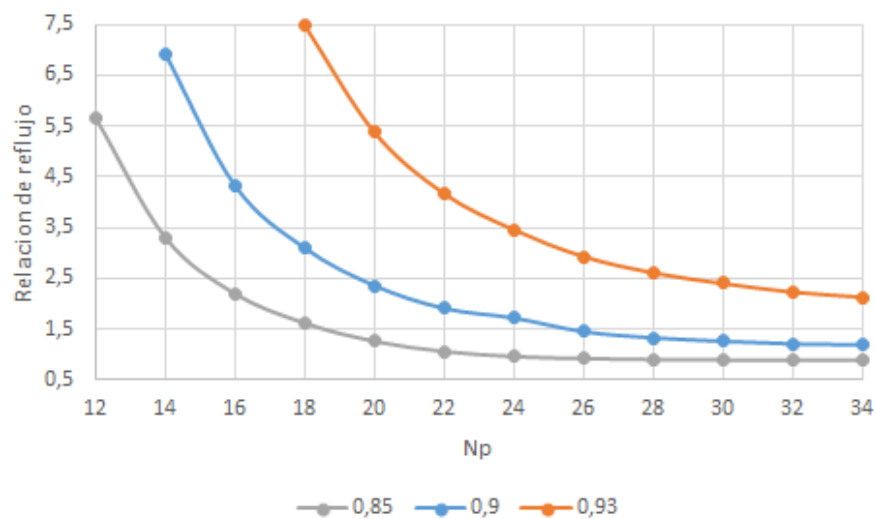


Corriente	Descripción
Salida del reactor	Salida del último reactor del sistema.
Agua y etanol 1	Salida del absorbedor, contiene etanol recuperado agua de lavado.
Entrada columna concentradora	Corriente resultante de la mezcla de las anteriores.
Etanol y agua	Cabeza de la columna, concentrada en etanol.
Vinazas	Fondo de la columna, posee sólidos y agua, entre otros.

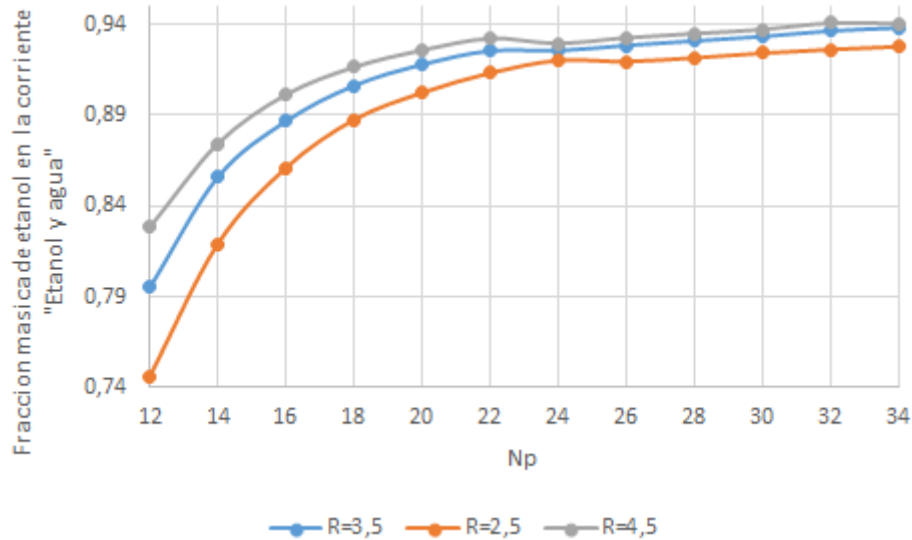
Figura 5.6. Diagrama de la columna concentradora.

Para diseñar la columna concentradora, en primer lugar se analizó cómo varía la relación de reflujo con el aumento del número de platos (Figura 5.7).

Se fijó el valor de recuperación de caudal de etanol en 28.208,9 kg/h, pero la pureza obtenida del mismo por el tope de la columna varía tanto con la relación de reflujo como con el diseño de la torre. En la figura 5.7 es posible observar que para obtener un aumento de la composición de etanol por el tope en una columna con un  $N_p$  determinado debe aumentarse el reflujo. A su vez, se requiere un aumento en el número de platos para que a una dada relación de reflujo la pureza del etanol obtenido aumente; sin embargo alcanzado cierto valor se verifica que la incidencia de esta variable deja de ser significativa.



**Figura 5.7.** Variación de la relación de reflujo con el número de platos en la columna destiladora, con una recuperación en fracciones másicas de 0,85, 0,9 y 0,93 de etanol en la corriente “Etanol y Agua” y con la entrada de alimentación en el plato óptimo.



**Figura 5.8.** Variación de la fracción másica de etanol en la corriente “Etanol y Agua” con el número de platos en la columna destiladora, con relación de reflujo de 2,5; 3,5 y 4,5, con la entrada de alimentación en el plato óptimo.

Una **relación de reflujo alta trae mayores costos de operación** debido a un incremento de los costos de bombeo y un mayor consumo energético tanto en el reboiler como en el condensador. En contraparte, una **baja relación de reflujo** requiere mayor número de platos para lograr la separación, es decir, columnas más altas, lo que se refleja en un **aumento de los costos de inversión**.

Cabe aclarar que el diseño de la columna concentradora posee un gran impacto en el diseño de la columna extractora, ya que cuanto mayor sea la fracción másica de etanol obtenida a la salida de la primera, en la corriente “Etanol y agua”, menor será el número de platos requeridos en la columna extractora y el caudal de glicerol requerido para la extracción.

Finalmente, **se decide utilizar una torre de 24 platos con una relación de reflujo de 2,5**, combinación que permite alcanzar una fracción másica de etanol de 0,9201 en la cabeza de la columna concentradora.

Luego, se definió que se va utilizar placas de tipo Nutter de válvula fija ya que son las más adecuadas para manejar corrientes que contienen sólidos que exhiben una eficacia relativamente buena (aproximadamente 48%).

**Tabla 5.10.** Dimensiones de la columna concentradora.

Columna concentradora	
Número de platos	24
Relación de reflujo	2,5
Plato de alimentación	11

<b>Altura de la torre</b>	14,63 m
<b>Diámetro de la torre</b>	4,42 m
<b>Altura entre platos</b>	609,6 mm
<b>Calor de reboiler</b>	1,774.10 <sup>8</sup> kJ/h
<b>Calor de condensador</b>	1,069.10 <sup>8</sup> kJ/h
<b>Presión</b>	101,3 kPa

**Tabla 5.11.** Datos obtenidos de la columna concentradora.

		Agua y Etanol	Salida del reactor	Entrada a la columna concentradora	Vinazas	Etanol y Agua
<b>Composición (kg/h)</b>	<b>Etanol</b>	524,6	27.684,3	28.208,9	0,0231	28.208,9
	<b>Agua</b>	6.639,2	235.269,8	241.908,9	239.480,8	2.428,1
	<b>Dióxido de carbono</b>	11,5	-	11,535	-	11,5
	<b>Ácido sulfúrico</b>	-	0,2	0,2	0,2	-
	<b>Ácido Linoleico</b>	-	2.958,3	2.958,3	2.958,3	-
	<b>Ácido Oleico</b>	-	1.972,2	1.972,2	1.972,2	-
	<b>Ácido Palmítico</b>	-	870,1	870,1	870,1	-
	<b>Glucosa</b>	-	1.921,8	1.921,8	1.921,8	-
	<b>Almidón</b>	-	11.198,5	11.198,5	11.198,5	-
	<b>Proteínas</b>	-	12.171,6	12.171,6	12.171,6	-
	<b>Levadura</b>	-	6.081,9	6.081,9	6.081,9	-
<b>Amilasa</b>	-	61,6	61,6	61,6	-	
<b>Temperatura (°C)</b>		25,2	35	34,59	100,1	66,02
<b>Presión (kPa)</b>		101,3	101,3	101,3	101,3	101,3

Tal como se observa en la tabla anterior, existe una pequeña cantidad de dióxido de carbono presente en la corriente de salida (menor al al 0.04 %p/p). Repasando lo visto en la Figura 5.3., la presencia del gas en la entrada a la columna concentradora se debe a

no haber podido separarlo con una eficiencia completa en el lavado. Además, el aumento de la cantidad de dióxido con el incremento del caudal de agua permite suponer que su presencia en la corriente de salida se debe a la solubilidad del gas en agua. Si la concentración de dióxido fuera considerable, se recomienda el agregado de una corriente de venteo en el condensador para su eliminación. Sin embargo, en la simulación realizada, **el caudal de dióxido de carbono se desprecia** (directamente se ingresa en UNISIM una corriente libre de CO<sub>2</sub> a la primera columna).

Cabe aclarar que el almidón, las proteínas, la levadura y las amilasas no pudieron ser simulados, pero estos cuatro componentes van a salir por el fondo de la columna por gravedad.

## Columna extractora y recuperadora

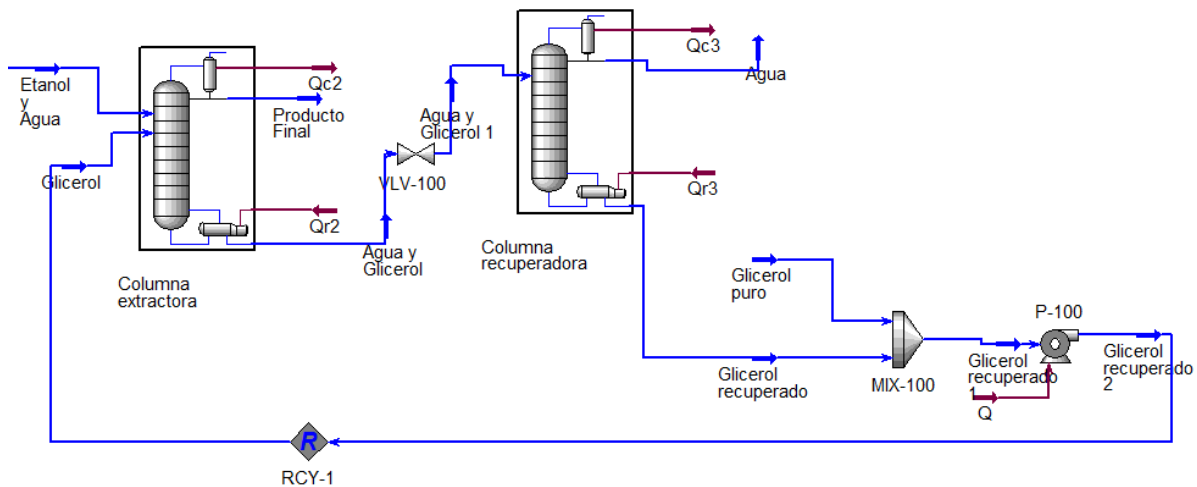


Figura 5.9. Diagrama de la columna extractora y recuperadora.

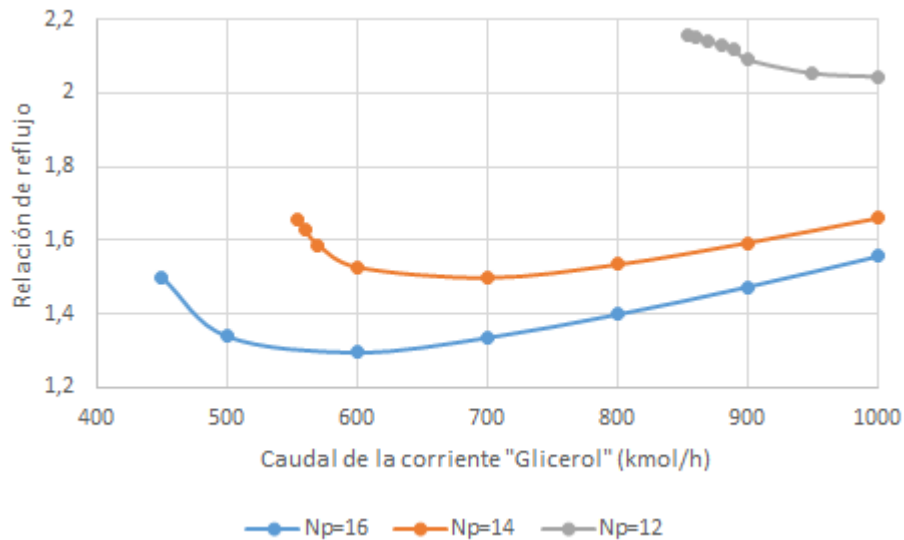
Donde:

- “Etanol y Agua” es la corriente procedente de la columna concentradora compuesta de etanol y agua.
- “Glicerol” es la corriente de entrada de la columna extractora, esta es procedente del “Glicerol recuperado” de la columna recuperadora y el “Glicerol puro”.
- “Producto final” es la corriente de cabeza de la columna extractora, esta posee una fracción volumétrica de etanol de 0,99.
- “Agua y Glicerol” es la corriente de fondo de la columna extractora, que luego es la que ingresa a la columna recuperadora.
- “Agua y Glicerol 1” es la corriente de fondo de la columna extractora, que luego es la que ingresa a la columna recuperadora a una presión de 38 kPa.
- “Agua” es la corriente de tope de la columna recuperadora.
- “Glicerol recuperado” es la corriente de fondo de la columna recuperadora.
- “Glicerol puro” es una corriente de glicerol a temperatura ambiente.
- “Glicerol recuperado 1” la corriente resultante entre la mezcla de “Glicerol recuperado” y “Glicerol puro”:

- “Glicerol recuperado 2” es la corriente del glicerol recuperado a una presión de 101,3 kPa.

Como parámetro de operación se fijó un contenido de etanol para la corriente de “Producto final” de 99 %v/v.

Además, el producto como norma de calidad debe cumplir con un máximo de 2 %p/p de alcoholes superiores, aquellos cuya estructura es de 3 a 5 carbonos, descripción en la cual enmarca el glicerol. También, se debe cumplir con un máximo 0,6% v/v de agua.



**Figura 5.10.** Variación del caudal en la corriente “Glicerol” con relación de reflujo con distintos número de platos y con la entrada de alimentación en el plato óptimo en la columna extractora.

Como se observa en la figura 5.10. el mínimo de platos que se puede utilizar para poder llegar a cumplir los criterios especificados anteriormente es de 12, a partir de este valor el caudal de glicerol necesario aumenta significativamente. Cabe aclarar que dado que el caudal de glicerol va ser recuperado, este debe comprarse una vez. Por lo que, la influencia de esta variable va a estar representada principalmente en el aumento de los costos de bombeo con el aumento del caudal.

Finalmente, **se decide el empleo de una columna de 14 platos con un caudal de 700 kmol/h**, la cual representa un leve aumento de los costos de inversión comparada con Np=12, pero cuyo caudal de glicerol a bombear será ampliamente menor con una baja relación de reflujo.

**Tabla 5.12.** Dimensiones de la columna extractora.

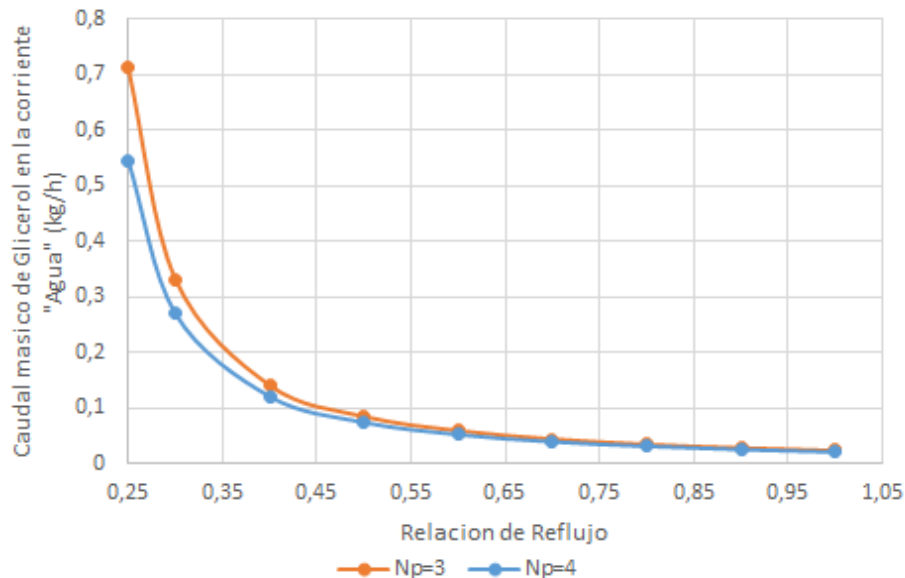
Columna extractora	
Número de platos	14
Relación de reflujo	1,5
Plato de ingreso de “Etanol y agua”	7
Plato de ingreso de “Glicerol”	2
Altura de la torre	8,5 m
Diámetro de la torre	3,05 m
Altura entre platos	609,6 mm
Calor de reboiler	6,346.10 <sup>7</sup> kJ/h
Calor de condensador	5,386.10 <sup>7</sup> kJ/h
Presión	101,3 kPa

**Tabla 5.13.** Datos obtenidos de la columna extractiva.

		Etanol y agua	Glicerol	Producto final	Agua y glicerol
Composición (kg/h)	Etanol	28.208,9	-	28.208,0	0,89
	Agua	2.428,1	126,1	213,4	2.343,4
	Glicerol	-	63.821,8	0,0015	63.821,8
	Dióxido de carbono	11,5	-	11,535	-
Temperatura (°C)		66,02	239,9	64,99	185
Presión (kPa)		101,3	101,3	101,3	101,3

En la columna de recuperación la restricción principal es la pureza del solvente obtenido por los fondos, es decir en la corriente “Glicerol recuperado”, con el fin de asegurar que se encuentra libre de agua y que puede ser recirculado a la columna extractiva sin afectar la pureza del etanol allí obtenido.

Un factor importante a tener en cuenta es que el glicerol se descompone a 250°C, por lo que debe verificarse que en ningún punto del proceso se supere esta temperatura. Para ello se halló que la máxima presión de operación permitida es aproximadamente 38 kPa, con a cual la salida de la corriente “Glicerol recuperado” la temperatura obtenida fue de 240°C, luego, se toma un margen de seguridad de 10°C.



**Figura 5.11.** Variación la relación de reflujo con el caudal másico del glicerol en la corriente “Agua” con 3 y 4 platos para la columna recuperadora.

Uno de los objetivos planteados en esta etapa es alcanzar la máxima recuperación posible de glicerol, para lo que se debe reducir la composición del solvente en la corriente ‘Agua’. En la figura 5.11. se presenta la variación de estas pérdidas en función de a relación de reflujo y del número de platos. Seleccionando una relación de reflujo de 0,27, para la cual el caudal de pérdida de glicerol es de 0,5 kg/hl. Ya que a mayor relación de reflujo el caudal másico de glicerol disminuye en muy poca proporción. Para tener la menor pérdida de energía posible se elige 0,5 de relación de reflujo. Cabe destacar que el mínimo de platos que se puede utilizar para realizar esta separación es 3, es por eso que se elige esta cantidad de platos ya que los costos fijos son los menores.

**Tabla 5.14.** Dimensiones de la columna recuperadora.

Columna recuperadora	
Número de platos	3
Relación de reflujo	0,27
Plato de alimentación	2
Altura de la torre	1,8 m
Diámetro de la torre	1,4 m
Altura entre platos	609,6 mm
Calor de reboiler	$1,62 \cdot 10^7$ KJ/h
Calor de condensador	$6,6 \cdot 10^6$ KJ/h
Presión (kPa)	38 kPa



Tabla 5.15. Datos obtenidos de la columna recuperadora.

		Agua y Glicerol	Agua y Glicerol 1	Agua	Glicerol recuperado	Glicerol recuperado 1	Glicerol puro	Glicerol recuperado 2
Composición (kg/h)	Etanol	0,89	0,89	0,89	0,0005	0,0005	-	0,0005
	Agua	2.343,4	2.343,4	2.217,3	126,1	126,1	-	126,1
	Glicerol	63.821,8	63.821,8	0,50	63.821,3	63.821,8	0,5	63.821,8
Temperatura (°C)		185	172,8	74,6	239,8	239,8	25	239,9
Presión (kPa)		101,3	38	38	38	38	101,3	101,3

### 5.5.3. Arreglo convencional con reciclo de la corriente “Agua” a la columna extractora

En este arreglo convencional se le agrega un reciclo de agua el cual se va a recircular a la columna extractora, donde las columnas tienen la misma dimensión que en el arreglo convencional. El absorbedor como también la columna concentradora no van a tener cambio como así sus corrientes correspondientes.

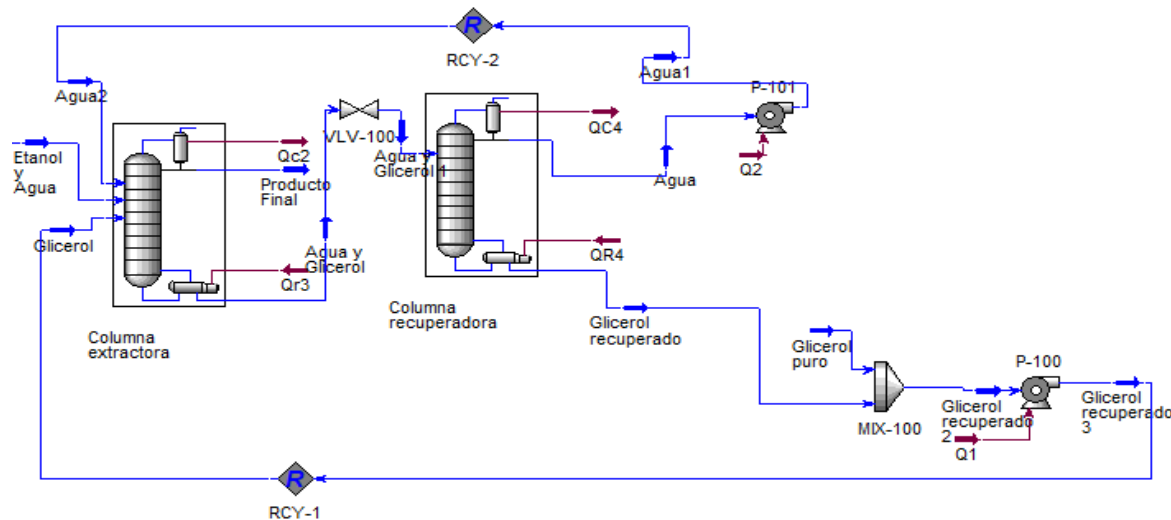


Figura 5.12. Diagrama de la columna extractora y recuperadora en el arreglo convencional con reciclo de la corriente “Agua” a la columna extractora.

En la columna extractora, la corriente “Agua” entra en el plato número 14, el caudal de la corriente “Glicerol” y la relación de reflujo se va a mantener iguales al arreglo convencional, es decir que se decide utilizar 700 kmol/h de la corriente de “Glicerol” y una relación de reflujo de 1,5.

Para la columna recuperadora se mantuvo el número de platos como en el arreglo convencional, y se eligió una relación de reflujo en la cual se fijó para que a la salida en la corriente de “Agua” el caudal de glicerol sea de 0,5 kg/h igual al arreglo convencional.

La diferencia que se puede notar comparando la corriente “Producto final” de este arreglo con el arreglo convencional es que se se obtiene una cantidad mayor de etanol, ya que en este arreglo se obtiene 28.208,88 kg/h y en el arreglo convencional se obtiene 28.208 kg/h. Pero en la columna recuperadora el aumento de caudal hace que aumenten 2 órdenes de magnitud en el calor de reboiler y 3 orden de magnitud en el condensador, ya que el caudal de la corriente “Agua y glicerol” aumenta dos órdenes de magnitud. Que aumente el caudal de la corriente de entrada a la torre de recuperadora implica que se necesite una columna de mayores dimensiones, aumentando así el costo total. Además se necesita aumentar la presión de la corriente “agua” lo que implica otro gasto de energía.

## 5.6. Producción de DDG

---

### 5.6.1. Floculación de levaduras

Según Verstrepen [5.7], en la industria se tiene una **floculación de levaduras de entre 40-90 % hacia el final de la fermentación**. Por lo que, si se comprueba la presencia de este fenómeno, el tamaño de partícula a separar no sería el original, presentado en la Tabla 5.8, sino que aumentaría durante el proceso y por lo tanto, parte de la levadura estaría presente en la corriente de sólidos.

Xue [5.9], analiza la fermentación de etanol continua con la levadura autofloculante SPSC01 y su distribución de flujo metabólico controlando sus tamaños promedio a 100, 200 y 300  $\mu\text{m}$ . Entre los flóculos de levadura con diferentes tamaños, el grupo con un tamaño promedio de 300  $\mu\text{m}$  exhibió la mayor producción de etanol y la tasa de absorción de glucosa.

Debido a las grandes ventajas que presenta esta alternativa se analizó la posible floculación de la levadura empleada en el presente proyecto. Según Soares [6.8], entre las variables que afectan la floculación de cualquier especie de levadura se encuentran la agitación, el pH y la temperatura. En el caso de la agitación, destaca que la agitación mecánica permite aumentar la energía cinética de células generando contacto entre las células y una posterior formación de enlaces de floculación. Siendo el rango de pH óptimo para la floculación entre 3 y 5, rango que coincide con el de trabajo. Por último, la temperatura también se encontraría en un valor cercano al rango óptimo, dado que según encontró que el tamaño del flóculo y la tasa de estabilización aumentó cuando la temperatura media fue de 3 a 15°C mientras que la dispersión completa de flóculos se logró a 30°C.

En consecuencia, se supondrá la aglomeración de la levadura formando flóculos, cuyo diámetro de partícula es mayor al presentado en la entrada del reactor, y que éste factor, sumado a la retención de levadura entre los sólidos permitiría la separación de una parte en las centrifugas decantadoras. Así, teniendo en cuenta el rango brindado por Verstrepen [5.7], **se tomará como valor de floculación intermedia, 65%**.

## 5.6.2. Características de la producción de DDG

El pretratamiento del maíz determina el subproducto que se obtendrá a partir de los sólidos. En el caso de la molienda en húmedo, el residuo contiene 20% de proteína y un porcentaje mucho más bajo de grasa y aceite, siendo éste un producto de baja calidad comparado con los DDGS obtenidos de un proceso con molienda en seco.

En el presente proyecto, se seleccionó la molienda en seco, por lo que al final de la separación de sólidos **se busca obtener DDGS, los cuales deben cumplir con una especificación comercial de 26-30% de proteína cruda**, aunque en los procesos más eficientes puede contener de 30-32% de proteína **y 5-10% en grasas y vitamina B proveniente de la propagación de la levadura en la fermentación**, lo que le infiere un alto valor comercial.

Para la obtención del producto final deben juntarse dos corrientes de proceso, previamente tratadas. En primer lugar, la corriente de pesados que surge del tratamiento de las vinazas (DDG) y la corriente de sólidos solubles que resulta del tratamiento de la fase liviana de las vinazas (DDS). Es decir que, la mezcla de ambas corrientes contiene la totalidad del material sólido que compone la corriente de vinazas.

Los DDG contienen fundamentalmente residuos no fermentados de los granos originales, mientras que los DDS contienen levaduras, nutrientes solubles, aceites y las partículas de granos más finas. De esta última corriente, se conoce también que el porcentaje de material soluble que contiene es sólo de un 5%, y se puede suministrar al ganado como sustituto del agua.

Mediante el tratamiento de estas corrientes, para obtener el producto DDGS se debe llevar a cabo la eliminación del contenido de agua de hasta un 10-12 % de humedad, que es el contenido de humedad requerido para poder vender los sólidos remanentes como subproducto. Usualmente, los DDGS se comercializan con ese contenido de humedad, de forma tal de ahorrar en los costos de transporte para su comercialización.

Para la obtención de DDGS, dos puntos clave a analizar son la cantidad de levaduras y aditivos utilizados, y las condiciones de calor, tiempo y temperatura aplicados. En cualquier caso es la aplicación de calor (forma, tiempo y cantidad), lo que más influye en el valor proteico y energético de los DDGS.

En conclusión, el calor aplicado durante los procesos de fermentación, destilación y secado reducen la solubilidad de la proteína y aumentan su indegradabilidad. Por lo que, dado que las temperaturas y tiempos de operación tanto del reactor como de destilador se encuentran fijos, es en las etapas de secado y evaporación dónde se pueden modificar y, por lo tanto, intentar reducir al máximo posible los tiempos y por sobre todo la temperatura de operación, surgiendo la recomendación de la operación en vacío, para no someter energéticamente aún más a los DDGS.

## 5.6.3. Obtención de DDG

Tras someterse a la etapa de separación de componentes en la columna de destilación, por la corriente del fondo de la torre, se obtiene la denominada corriente de vinazas, compuesta por agua, jugo pesado de la fermentación y los restos insolubles del

maíz utilizado en el proceso para la obtención del bioetanol. La composición detallada de la corriente de vinazas se encuentra en la tabla 5.16.

**Tabla 5.16.** Composición de la corriente de salida de la columna (vinazas pesadas) hacia la centrífuga decantadora.

Componente	Caudales (kg/h)
Etanol	0,023
Agua	239.480,8
Dióxido de carbono	-
Ácido sulfúrico	0,2
Ácido linoleico	2.958,3
Ácido oleico	1.972,2
Ácido palmítico	870,1
Glucosa	1.921,8
Almidón	11.198,5
Proteínas	12.171,6
Levadura	6.081,9
Amilasa	61,6
<b>Total</b>	<b>276.717,0</b>

En tabla 5.17, se muestra la información disponible del caudal de suspensión a tratar.

**Tabla 5.17.** Propiedades de las vinazas pesadas.

Información del caudal que ingresa a la centrífuga	
Caudal	276.717,0 kg/h
Densidad de la fase líquida	958 kg/m <sup>3</sup>
Densidad de los sólidos	1276 kg/m <sup>3</sup>
Densidad de levadura	1100 kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad del líquido <sup>34</sup>	281,9·10 <sup>-6</sup> Pa·s
Concentración de sólidos	0.01 kg sólidos/kg de mezcla
Temperatura	100,1°C

<sup>34</sup> Como propiedades de la fase líquida, se consideraron las del agua pura a 100 °C (temperatura de salida de la torre concentradora), dado que no se contaba con datos de viscosidad de la vinaza pesada.

La primer etapa del tratamiento de la corriente de vinaza consiste en separar el sólido insoluble que arrastra la corriente del resto de componentes, con el menor contenido de humedad posible, para obtener la corriente de pesados denominada DDG.

Para llevar a cabo esta operación, **se decide utilizar una centrífuga decantadora “decanter”**, considerando la alta eficiencia de separación que brinda, debido a que como se explicó previamente, utiliza fuerzas centrífugas que exceden notablemente a las fuerzas gravitatorias y a su amplio empleo en la industria.

La centrífuga decantadora consiste en un recipiente sólido con un transportador de tornillo o espiral. Tanto el recipiente como el transportador giran a alta velocidad, aunque existe una diferencia de velocidad entre los dos, que es responsable de transportar el sedimento a lo largo de la máquina desde el cilindro hasta el extremo de descarga cónica. El recipiente suele ser de forma cónica o combina secciones cónicas y cilíndricas. El lodo se introduce en el acelerador de alimentación a través de una tubería ubicada próxima al eje de la máquina. La alimentación es acelerada previamente a través del contacto con las superficies rotativas a determinada velocidad angular, descargando por gravedad los sólidos por uno de los extremos del equipo y la fase líquida se mueve a través de un canal helicoidal desde donde se descarga.

Como se mencionó, se conoce que mediante el uso de este tipo de equipos, **se obtiene una torta de sólidos con un 28-35%p/p de humedad para lodos digeridos [5.3].**

Para evitar la corrosión y problemas asociados a la misma, el material de construcción suele ser acero inoxidable. Por otro lado, el uso de este material presenta como ventaja que evita problemas de desalineación y ensamblaje, que requieren especial atención al tratarse de un equipo con altas velocidades de rotación.

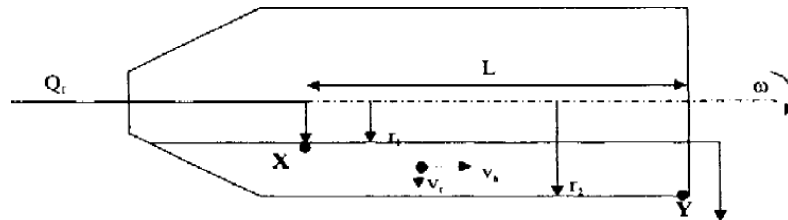


Figura 5.13. Secciones de interés en equipo centrífugo de tornillo.

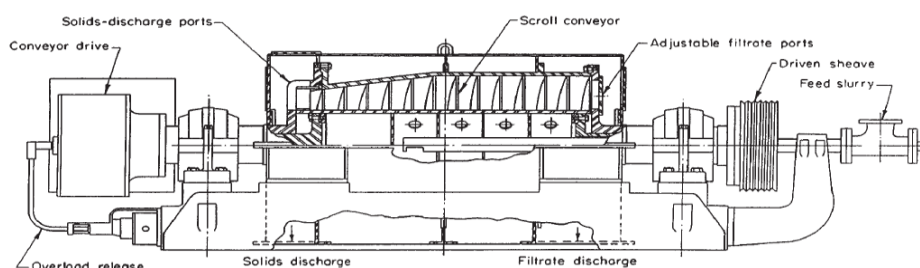


Figura 5.14. Esquema de centrífuga decantadora.

## Parámetros de diseño del equipo de separación

A partir de los cálculos realizados en capítulos anteriores, se visualiza en la tabla 5.16. que el caudal de salida del reactor es de 276.717,0 kg/h. Considerando una densidad promedio de 1110 kg/m<sup>3</sup>, corresponden a 249,3 m<sup>3</sup>/h.

Dado que no se encontraron correlaciones en bibliografía para el diseño de estos equipos, se procedió a comparar con equipos disponibles comercialmente para la aplicación deseada. En este caso, se buscaron equipos de decantación centrífuga para clarificación (Tabla 5.18).

**Tabla 5.18.** Centrífuga seleccionada para tratamiento de vinaza pesada.

Equipo	Capacidad máxima (m <sup>3</sup> /h)	Diámetro carcasa (mm)	Dimensiones LxWxH (mm)	Velocidad de giro (rpm)	Fuerza centrífuga <sup>35</sup>	Potencia consumida (kW)
Flottweg Z8E-4	130	770	6400 x 2000 x 1500	2650	3000·g	215

Los equipos centrífugos se caracterizan recurriendo a la teoría sigma de Ambler, desarrollada en [5.3], que tiene en cuenta las siguientes consideraciones:

- Las partículas a separar son esféricas, homogéneas y sedimentan según la ley de Stokes en un recipiente cilíndrico rotando a velocidad angular  $\omega$  constante.
- Se asume que el fluido gira uniformemente a  $\omega$  dentro del equipo.

Además, Ambler define un parámetro conocido como  $\Sigma$  (sigma) propio de cada equipo centrífugo y que corresponde a la relación entre el caudal de alimentación al equipo y la velocidad de sedimentación:

$$\Sigma = \frac{Qf}{v_{sed}} \quad (5.1)$$

Según Recasens Baxarias [5.4], para una centrífuga decantadora el valor de  $\Sigma$  correspondiente es:

$$\Sigma = \frac{\pi\omega^2}{g} \left[ L_1 \left( \frac{3}{2} R_2^2 + \frac{1}{2} R_1^2 \right) + \left[ L_2 \left( \frac{R_2^2 + 3R_2R_1 + 4R_1^2}{4} \right) \right] \right] \quad (5.2)$$

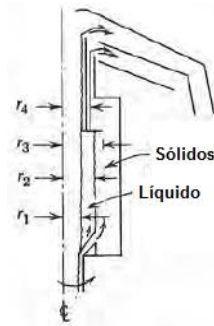
Siendo:

- $L_1$ : Longitud parte cilíndrica.
- $L_2$ : Longitud parte cónica.
- $R_1$ : radio interior del líquido.
- $R_2$ : radio interior de la cesta.

Para este tipo de equipos, la parte cónica suele ser  $\frac{1}{3}$  del total de la longitud aproximadamente.

Si la resistencia de fricción al flujo de los líquidos que salen del recipiente es despreciable, la posición de la interfase líquido-sólido se establece en función de un balance hidrostático y las alturas relativas (distancia radial al eje) de las salidas, de acuerdo a la figura 5.15

<sup>35</sup> La fuerza centrífuga de este tipo de equipos se expresa como el número de veces que este tipo de fuerza supera a la de gravedad (g).



$$\frac{\rho_s}{2} \cdot \omega^2 \cdot (r_2^2 - r_4^2) = \frac{\rho_l}{2} \cdot \omega^2 \cdot (r_2^2 - r_1^2) \quad (5.3)$$

$$r_2 = \sqrt{\frac{r_4^2 - \frac{\rho_l}{\rho_s} \cdot r_1^2}{1 - \frac{\rho_l}{\rho_s}}}$$

Figura 5.15. Esquema de derrames de equipo centrífugo.

Siendo

- $\omega$ : velocidad angular de giro.
- $\rho_s$ : densidad de la fase sólida.
- $\rho_l$ : densidad de la fase líquida.
- $r_1$ : radio hasta la parte superior de la capa líquida (se consideró como el diámetro del tornillo).<sup>36</sup>
- $r_2$ : radio hasta la interfase líquido-sólido.
- $r_3$ : radio hasta el borde exterior del depósito.
- $r_4$ : radio hasta la superficie exterior del sólido (se considera como el diámetro de carcasa).

Sabiendo que el tiempo de residencia debe ser igual tiempo de sedimentación, para que la separación ocurra, se puede hallar el diámetro crítico de partícula. Este parámetro corresponde al diámetro que tiene una partícula que recorre la mitad del espesor de la capa líquida, es decir,  $(r_2 - r_1)/2$ , luego:<sup>37</sup>

$$D_c = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu \cdot Q_f}{\omega^2 \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot V} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad (5.4)$$

- $V$ : volumen de material contenido en la centrífuga =  $\pi \cdot (r_2^2 - r_1^2) \cdot L$
- $Q_f$ : caudal de alimentación

Las partículas de diámetro mayor al crítico son las que se separan de la fase fluida en forma preferencial.

$$v_{sed} = \frac{D_c^2 \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot g}{18 \cdot \mu_l} \quad (5.5)$$

Físicamente, este parámetro representa la capacidad de separación de la centrífuga en consideración, empleando las ecuaciones 5.4 y 5.5 se puede obtener el diámetro crítico

<sup>36</sup> Los valores de  $r_4$  y  $r_1$ , fueron hallados en los planos de la centrífuga Flottweg Z8E.

<sup>37</sup> Una aclaración a considerar, es que el término logarítmico surge de reemplazar  $(r_2 - r_1)/r$  por su valor efectivo, que considera la variación del campo centrífugo con el radio.

que puede separarse a un determinado caudal de operación, y la velocidad de sedimentación de la partícula correspondiente. En este caso, el caudal de ingreso a la centrífuga está limitado por sus condiciones constructivas, por lo que los cálculos se llevarán a cabo en sentido inverso: a partir del diámetro de partícula mínimo que se desea separar se obtendrá la velocidad de sedimentación y con el sigma y la ecuación 5.1 es posible calcular el máximo caudal de trabajo correspondiente al equipo.

Empleando como **diámetro de separación mínimo 100  $\mu\text{m}$**  a modo de precaución para garantizar la separación completa de sólidos, se realizó una recopilación de los valores que permitan dimensionar el equipo de trabajo.

**Tabla 5.19.** Valores obtenidos para dimensionamiento de equipo.

Equipos	$D_p$ ( $\mu\text{m}$ )	$\omega$ (rad/s)	$V_{\text{sed}}$ (m/s)	$\Sigma$ ( $\text{m}^2$ )	$Q_{\text{máx}}$ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
Flottweg Z8E	100	120	$3,2 \cdot 10^{-3}$	88.410	281

Para la clarificación a realizar, utilizando la centrífuga seleccionada, alcanzaría con la operación de un único equipo para lograr tratar la totalidad del caudal de vinazas pesadas.

Una aclaración importante es que si bien la velocidad máxima informada para estos equipos es de 2650 rpm, se debe operar a una velocidad más baja, por las siguientes razones:

- No es conveniente operar un equipo a la máxima velocidad de diseño.
- Operar a una velocidad menor implica un menor consumo de energía.
- Si se utiliza una velocidad muy alta de giro, podría suceder que se separen en su totalidad también células de levadura que deben ser recuperadas posteriormente.

### Resultados de la separación de sólidos solubles

El caudal de sólidos a separar queda definido en 29.452,12 kg/h (se considera la efectiva separación de proteínas, almidón restantes y un 65% de la levadura).

Sin embargo, a la salida del decantador se logra una torta con un contenido de humedad de entre 28-35 %p/p, por lo que tomando la humedad promedio (31,5 %p/p), los caudales de salida quedarían definidos a partir del balance de masa correspondiente, como se muestra en la Tabla 5.20.



**Tabla 5.20.** Corrientes de la decantadora centrífuga.

Corriente	Caudal (kg/h)	Caudal de sólidos (kg/h) <sup>38</sup>	Caudal de líquidos (kg/h)	Composición
Ingreso al decantador centrífugo (vinazas pesadas)	276.717	29.452	247.265	10,6 %p/p sólidos
Descarga de sólidos (DDG)	39.888	27.323,3	12.564,7	68,5 %p/p sólidos
Fase líquida remanente (vinazas livianas)	236.829	2.128,7	234.700,3	0,89 %p/p sólidos

### 5.6.4. Obtención de DDS

Para la obtención de la corriente DDS, se debe tratar en un evaporador la salida de livianos de la centrífuga, **este proceso implicaría la evaporación de aproximadamente 200 toneladas de agua por hora.**

**Tabla 5.21.** Balance global de masa en el evaporador.

Líquido remanente de la centrífuga (Vinazas livianas)		
Caudal (kg/h)		236.829
Composición (kg/h)	Sólidos	2.128,7
	Líquido	234.700,3
Porcentaje de sólidos (%p/p)		0,89

Para llevar a cabo esta operación, se suelen tener en consideración los siguientes aspectos:

- Se recomienda la operación en vacío o a bajas presiones: La reducción de la presión disminuye la temperatura a la que debe llevarse el agua para su evaporación y en consecuencia el consumo energético, solventando los gastos que deben realizarse en el bombeo de generación de vacío.
- Se prefieren los equipos de múltiples etapas: Dado el gran caudal de operación se recomienda emplear un equipo de más de una etapa que para el mismo consumo energético puede evaporar una mayor cantidad de agua unidad de tiempo, cómo se puede observar comparando las fichas técnicas de los dos evaporadores presentados en las tablas 5.22 y 5.23.

<sup>38</sup> Se consideraron como sólidos separables durante la centrifugación la levadura, las proteínas y el almidón, en el caso de la glucosa se la consideró completamente soluble a fines prácticos.

- **Material acero inoxidable:** Debido a la presencia de componentes ácidos (el pH es cercano a 5) se recomienda el empleo de material inoxidable para evitar la corrosión de equipos así como de cañerías y dispositivos necesarios.

**Tabla 5.22.** Ficha técnica evaporador al vacío de múltiple efecto (una etapa).

ENVIDEST MFE-1				
<b>Entrada alimentación (L/día)</b>	15.000	30.000	50.000	60.000
<b>Capacidad nominal (L/h)</b>	625	1.250	2.100	2.500
<b>Consumo energético (kcal)</b>	375.000	750.000	1.250.000	1.500.000
<b>Dimensiones (LxPxH) (cm)</b>	360x300x600	400x300x600	400x320x650	400x320x700

**Tabla 5.23.** Ficha técnica evaporador al vacío de múltiple efecto (tres etapas).

ENVIDEST MFE-3				
<b>Entrada alimentación (L/día)</b>	45.000	90.000	150.000	180.000
<b>Capacidad nominal (L/h)</b>	1.825	3.750	6.250	7.500
<b>Consumo energético (kcal)</b>	375.000	750.000	1.250.000	1.500.000
<b>Dimensiones (LxPxH) (cm)</b>	360x900x600	400x900x600	400x1000x650	400x1000x700

Dado el alto consumo de energía implicado (tal como se observa en las tablas 5.22 y 5.23), así como el alto costo de inversión que representan estos equipos **se decide no tratar la corriente líquida remanente obtenida en la separación centrífuga**. Además, la cantidad de sólidos que contiene no es considerable, sólo del 0,89%.

Se recomienda reciclar parte de la corriente obtenida al fermentador debido a que se trata de un caudal de agua sumamente grande, para esto se requiere una etapa de acondicionamiento (verificación de pH, temperatura, etc.). Otras posibilidades son el empleo para alimentación de ganado, riego, producción de fertilizantes.

## 5.7. Balance global de la planta

Para realizar los balances preliminares de la planta de producción de bioetanol, se asumió que las separaciones y recuperaciones de compuestos en los equipos eran totales.

Los balances se realizaron considerando la capacidad de producción afectada por la eficiencia global del proceso (80%) y simplificando algunas operaciones en un bloque único.

En primer lugar, se presenta un balance global de la planta de producción de bioetanol. Dicho balance fue resuelto conociendo la producción de etanol a obtener y la

cantidad de materias primas necesarias, pero también junto a recomendaciones de bibliografía.

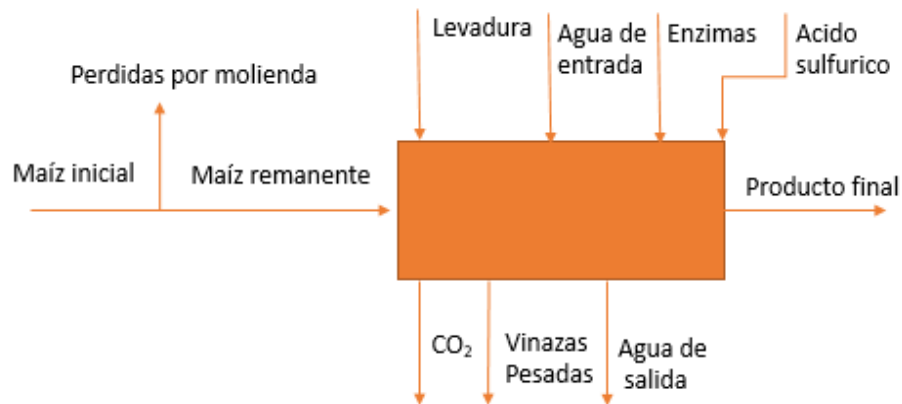


Figura 5.16. Diagrama del balance global de la planta.

Tabla 5.24. Caudal y composición de balance global.

Corriente	Caudal total (kg/h)	Composición (kg/h)
Maíz inicial	96.539,1	Agua: 11.198,5 Almidón: 67.094,7 Proteínas: 12.357 Aceite: 5.888,9
Maíz remanente	95.091	Agua: 11.030,5 Almidón: 66.088,2 Proteínas: 12.171,6 Aceite: 5.800,5
Levadura	979,8	Levadura seca: 163,3 Agua: 816,5
Agua de entrada	230.422,6	Agua de entrada al tanque de almacenamiento: 223.422,6 Agua de entrada al absorbedor: 7.000
Enzima	61,6	
Ácido sulfúrico	1	Acido sulfúrico: 0,2 Agua: 0,8
Vinazas pesadas	276.717	Etanol: 0,023 Agua: 239.480,8 Aceite: 5.800,6 Glucosa: 1.921,8 Almidón: 11.198,5 Levadura: 6.081,9 Amilasa: 61,6
CO <sub>2</sub>	27.320,5	Dióxido de carbono: 26.950 Etanol: 9,63 Agua: 360,83
Producto final (Etanol 99%v/v)	28.432,94	Etanol: 28.208 Agua: 213,4

		Dióxido de carbono: 11.535 Glicerol: 0,0015
<b>Agua de salida</b>	2.188,7	Agua de salida de la columna recuperadora: 2.188,7

Algunas consideraciones generales son:

- La corriente denominada “maíz remanente” corresponde al maíz que efectivamente ingresa al proceso de obtención de bioetanol, ya que existen pérdidas de materia prima durante el soplado y la molienda, tal como se aclaró previamente.
- La cantidad de levadura seca que se necesita, se estimó sabiendo que durante la propagación, se debe hidratarla utilizando 5 partes de agua por 1 de levadura seca.

## 5.8. Balances para cada etapa

### 5.8.1. Clasificación y molienda

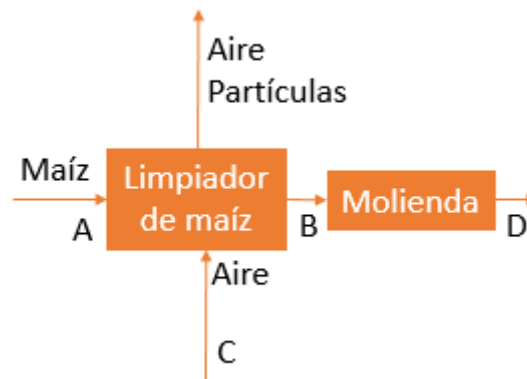


Figura 5.17. Diagrama de limpieza y molienda de maíz.

Tabla 5.25. Caudales y composiciones de balance para limpieza y molienda.

Corriente	Caudal total (kg/h)	Composición (kg/h)	Aclaraciones y consideraciones/suposiciones
<b>A</b>	Maíz: 96.539,1	Agua: 11.198,5 Almidón: 67.094,7 Proteínas: 12.357 Aceite: 5.888,9	-
<b>B</b>	Maíz: 96.056,4	Agua: 11.142,5 Almidón: 66.759,2 Proteínas: 12.295,2 Aceite: 5.859,4	Pérdidas de materia del 0.5%
<b>C</b>	Aire: 10 m <sup>3</sup> /min	-	Aire con bajo porcentaje de humedad.
<b>D</b>	Maíz: 95.091	Agua: 11.030,5 Almidón: 66.088,2 Proteínas: 12.171,6	Pérdidas de materia del 1%

		Aceite: 5.800,5	
--	--	-----------------	--

## 5.8.2. Acondicionamiento

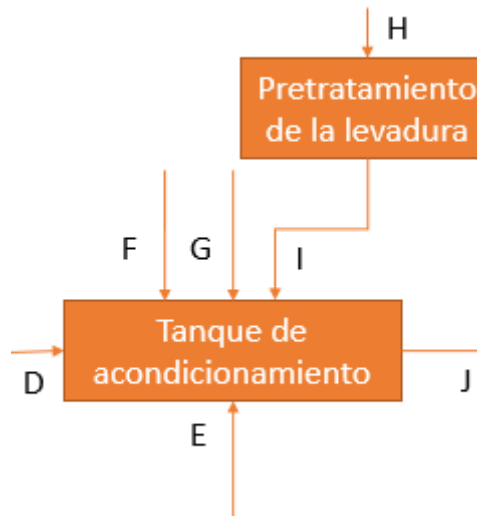


Figura 5.18. Diagrama de la etapa de acondicionamiento.

Durante el pretratamiento de la levadura, se lleva cabo la activación de la levadura seca. Para el balance de este proceso, se considera que la masa global no varía y dado que la cantidad requerida de activador depende de su naturaleza, para este análisis preliminar no se tendrá en cuenta.

Tabla 5.26. Caudales y composiciones del balance en la etapa de acondicionamiento.

Corriente	Caudal total (kg/h)	Composición (kg/h)	Aclaraciones y consideraciones/suposiciones
D	Maíz: 95.091	Agua: 11.030,5 Almidón: 66.088,2 Proteínas: 12.171,6 Aceite: 5.800,5	Pérdidas de materia del 1%
E	223.422,6	Agua	-
F	61,6	Amilasa	Se agrega 0,06 %p/p de amilasa por peso de maíz.
G	1	Ácido sulfúrico: 0,2 Agua: 0,8	Se ingresa una solución al 20% p/p de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> a razón de 1kg/h (en forma aproximada).
H	163,3	Levadura seca	
I	979,8	Levadura: 163,3 Agua: 816,5	Para propagar la levadura se agregan 5 partes de agua por 1 de levadura.
J	327.077,4	Almidón: 66.088,2 Aceite: 5.800,5 Proteínas: 12.171,6 Agua: 235.269,7	Antes de ingresar al reactor.

		Glucosa: 7.522 Ácido sulfúrico: 0,2 Amilasa: 61,6 Levadura: 163,31	
--	--	---	--

### 5.8.3. Sistema de reactores

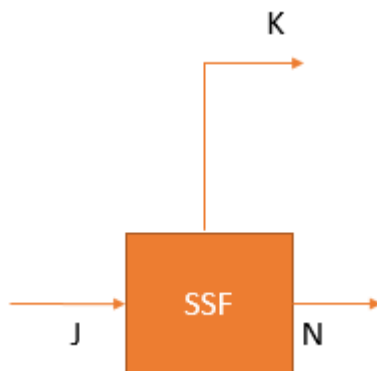


Figura 5.19. Diagrama del sistema de reactores TAC en serie.

Para el balance del sistema de reactores, la entrada J representa la entrada al primer TAC, mientras que la salida N es la salida del último reactor del sistema.

Tabla 5.27. Caudales y composiciones del balance en la serie de reactores.

Corriente	Caudal total (kg/h)	Composición (kg/h)	Aclaraciones y consideraciones/suposiciones
J	327.077,4	Almidón: 66.088,2 Aceite: 5.800,5 Proteínas: 12.171,6 Agua: 235.269,7 Glucosa: 7.522 Ácido sulfúrico: 0,2 Amilasa: 61,6 Levadura: 163,31	Estas corrientes fueron determinadas a través de las concentraciones establecidas por el modelo cinético, en las cantidades necesarias para obtener la producción deseada
K	27.500,8	Etanol: 539,2 Dióxido de carbono: 26.961,6	Se estimó la cantidad de CO <sub>2</sub> por estequiometría. La cantidad de etanol arrastrada es un 2% p/p según datos de bibliografía, y es recuperado completamente en la siguiente etapa.
N	300.190,2	Almidón: 11.198,5 Aceite: 5.800,5 Proteínas: 12.171,6 Agua: 235.269,7 Glucosa: 1.921,8 Ácido sulfúrico: 0,2 Amilasa: 61,6 Levadura: 6.081,9 Etanol: 27.684,3	Valores de almidón, levadura, glucosa y etanol calculados con las concentraciones obtenidas del sistema de ecuaciones diferenciales de 4 TAC en serie. Se considera caudal volumétrico constante.

### 5.8.4. Sistema de purificación de etanol

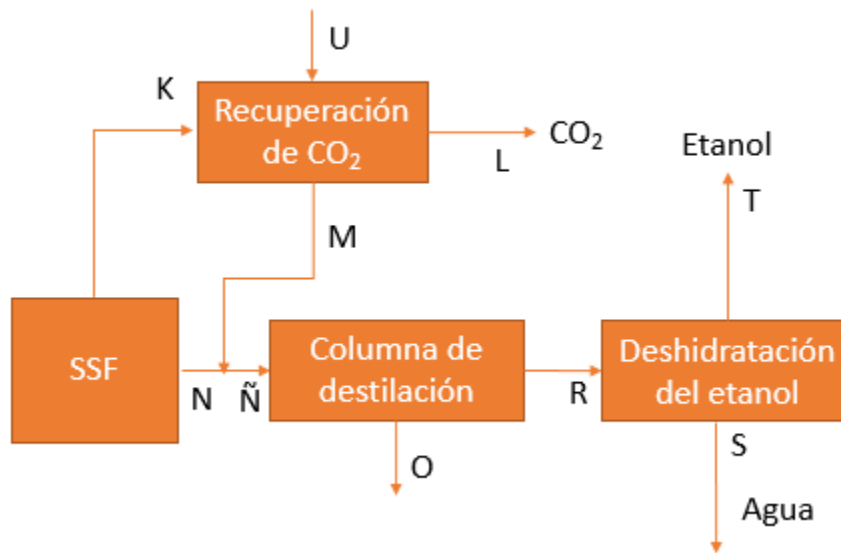


Figura 5.20. Diagrama del proceso de purificación de etanol.

Tabla 5.28. Caudales y composiciones del balance para purificación de etanol.

Corriente	Caudal total (kg/h)	Composición (kg/h)	Aclaraciones y consideraciones/suposiciones
K	27.500,8	Etanol: 539,2 Dióxido de carbono: 26.961,6	Se estimó la cantidad de CO <sub>2</sub> por estequiometría. La cantidad de etanol arrastrada es un 2% p/p según datos de bibliografía, y es recuperado completamente en la siguiente etapa.
U	7.000	Agua	
L	26.990,5	Etanol: 9,6 Dióxido de carbono: 26.950 Agua: 30,83	
M	7.175,3	Etanol: 524,6 Dióxido de carbono: 11,535 Agua: 6.639,2	
N	300.190,2	Almidón: 11.198,5 Aceite: 5.800,5 Proteínas: 12.171,6 Agua: 235.269,7 Glucosa: 1.921,8 Ácido sulfúrico: 0,2 Amilasa: 61,6 Levadura: 6.081,9 Etanol: 27.684,3	Valores de almidón, levadura, glucosa y etanol calculados con las concentraciones obtenidas del sistema de ecuaciones diferenciales de 4 TAC en serie. Se considera caudal volumétrico constante.
Ñ	307.365,5	Almidón: 11.198,5 Aceite: 5.800,5 Proteínas: 12.171,6 Agua: 241.908,9 Glucosa: 1.921,8	

		Ácido sulfúrico: 0,2 Amilasa: 61,6 Levadura: 6.081,9 Etanol: 28.208,9 Dióxido de carbono: 11,5	
<b>O</b>	276.717	Almidón: 11.198,5 Aceite: 5.800,5 Proteínas: 12.171,6 Agua: 239.480,8 Glucosa: 1.921,8 Ácido sulfúrico: 0,2 Amilasa: 61,6 Levadura: 6.081,9 Etanol: 0,0231	
<b>R</b>	30.648,5	Etanol: 28.208,9 Agua: 2.428,1 Dióxido de carbono: 11,5	
<b>T</b>	28.432,94	Etanol: 28.208 Agua: 213,4 Glicerol: 0,0015 Dióxido de carbono: 11,5	
<b>S</b>	2.218,7	Etanol: 0,89 Agua: 2.217,3 Glicerol: 0,5	

### 5.8.5. Tratamiento de sólidos

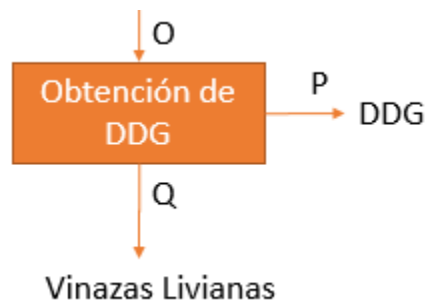


Figura 5.21. Diagrama del tratamiento de sólidos.

Tabla 5.29. Caudales y composiciones del balance para tratamiento de sólidos.

Corriente	Caudal total (kg/h)	Composición (kg/h)	Aclaraciones y consideraciones/suposiciones
<b>O</b>	276.717	Sólidos: 29.452 Líquidos: 247.256	
<b>P</b>	39.888	Sólidos: 27.323,3 Líquidos: 12.564,7	Se consideró que la centrifuga lograba obtener lodos con 31,5%p/p de humedad
<b>Q</b>	236.829	Sólidos: 2.128,7 Líquidos: 234.700,3	



## 5.9. Bibliografía

---

- [5.1] Cardona C.A, Sánchez O.J., Gutiérrez L.F, *Process Synthesis for Ethanol Production*, CRC Press, 1ra Ed., 2010.
- [5.2] Jacques K.A, Lyons T.P, Kensall D.R, *The Alcohol Textbook*, Nottingham University Press, 4ta Edición, 2003.
- [5.3] Records A., Sutherland K., *Decanter Centrifuge Handbook*, Elsevier Advanced Technology, 1ra Edición, 2001.
- [5.4] Recasens Baxarias F., *Procesos de separación de biotecnología industrial*, UPC, 1ra Edición, 2018.
- [5.5] D. Gil Iván, Gómez M. Jorge, Rodríguez Gerardo; *Computers and Chemical Engineering, Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer.*
- [5.6] K. J. Verstrepen, G. Derdelinckx, H. Verachtert, F. R. Delvaux; *Yeast flocculation: what brewers should know*; *Appl Microbiol Biotechnol* (2003) 61:197–205, 25 January 2003.
- [5.7] E.V. Soares; *Flocculation in Saccharomyces cerevisiae: a review*; *Journal of Applied Microbiology* ISSN 1364-5072, 2010.
- [5.8] C. Xue, X.Q. Zhao, F.W. Bai; *Effect of the size of yeast flocs and zinc supplementation on continuous ethanol fermentation performance and Metabolic Flux Distribution Under Very high concentration conditions*; Department of Bioscience and Bioengineering, Dalian University of Technology,
- [5.9] Yu-Lai Jina, R. Alex Speersb; *Flocculation of Saccharomyces cerevisiae*; Department of Food Science, Yangzhou University; Department of Food Science and Technology, Dalhousie University, Canadá.
- [5.10] Smith, Van Ness, Abbott, *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*, Ed.Mc Graw-Hill, 5ta Edición, 1997.
- [5.11] U.S Grain Council, *DDGS Handbook*

## 5.10. Anexo

---

### 5.10.1. Especificaciones de calidad

Según el Artículo 8º de la Ley N° 26.093, el bioetanol deberá cumplir en su composición con las siguientes especificaciones:

**Tabla 5.30.** Especificaciones de calidad de bioetanol en Argentina

Propiedad	Valor	Método
Densidad a 20° C, g/mL, valor máximo	0,7915	ASTM D-4052
Etanol - más C3-C5 AS%vol, valor mínimo	99,00	ASTM D-5501-IRAM 14651
Alcoholes superiores C3-C5%vol, valor máximo	2,00	ASTM D-5501
Metanol, %vol, valor máximo	0,40	ASTM D-5501
Agua, %vol, valor máximo	0,600	ASTM E203
Cobre, mg/kg, valor máximo	0,10	ASTM D-1688
Acidez Total (como Acético) mg/L	30	ASTM D-1613
Azufre, ppm, p/p, valor máximo	10,0	ASTM D-5453
Sulfatos ppm, p/p, valor máximo	4,0	ASTM D 7318/7319/7328
Apariencia	Límpido sin materiales en suspensión	Visual
Conductividad Eléctrica, uS/m, valor máximo	500	ASTM D-1125
Gomas Lavadas mg/L	50	valor máximo ASTM D-381
Benzoato de Denatonio ppm, Valor mínimo	40	Espectofotometría UV

# CAPÍTULO 6

Equipos auxiliares





## 6.1. Resumen ejecutivo

---

En el presente capítulo se define el modo de transporte de sólidos y fluidos, para estos últimos se realizan especificaciones de las cañerías a utilizar y se determinan los equipos adicionales requeridos. Además, se diseña el almacenamiento de materias primas y productos.

El almacenamiento más importante es el de maíz, principal materia prima del proceso. Para el mismo se decidió la utilización de silos, que almacenarán la cantidad de maíz necesaria para 7 días de producción. A su vez, también se estima el volumen del tanque de almacenamiento de etanol para que tenga una capacidad equivalente a la producción de 7 días, resultando su volumen de 249 m<sup>3</sup>.

Por otro lado, se plantea contar con recipientes de abastecimiento de ácido y enzimas al sistema, informando sus dimensiones y material de construcción.

Se diseñaron dos tanques adicionales: uno para la propagación de levadura de 356 L y otro para el acondicionamiento de la mezcla final previa a la entrada a la serie de reactores, con un volumen de 381 m<sup>3</sup>.

Finalmente, se estimaron los requerimientos de bombeo, especificando tipo y características de las bombas a emplear y la potencia necesaria (1149 kW); y de aire comprimido (10 bar) para las válvulas de control.

## 6.2. Resumen de corrientes

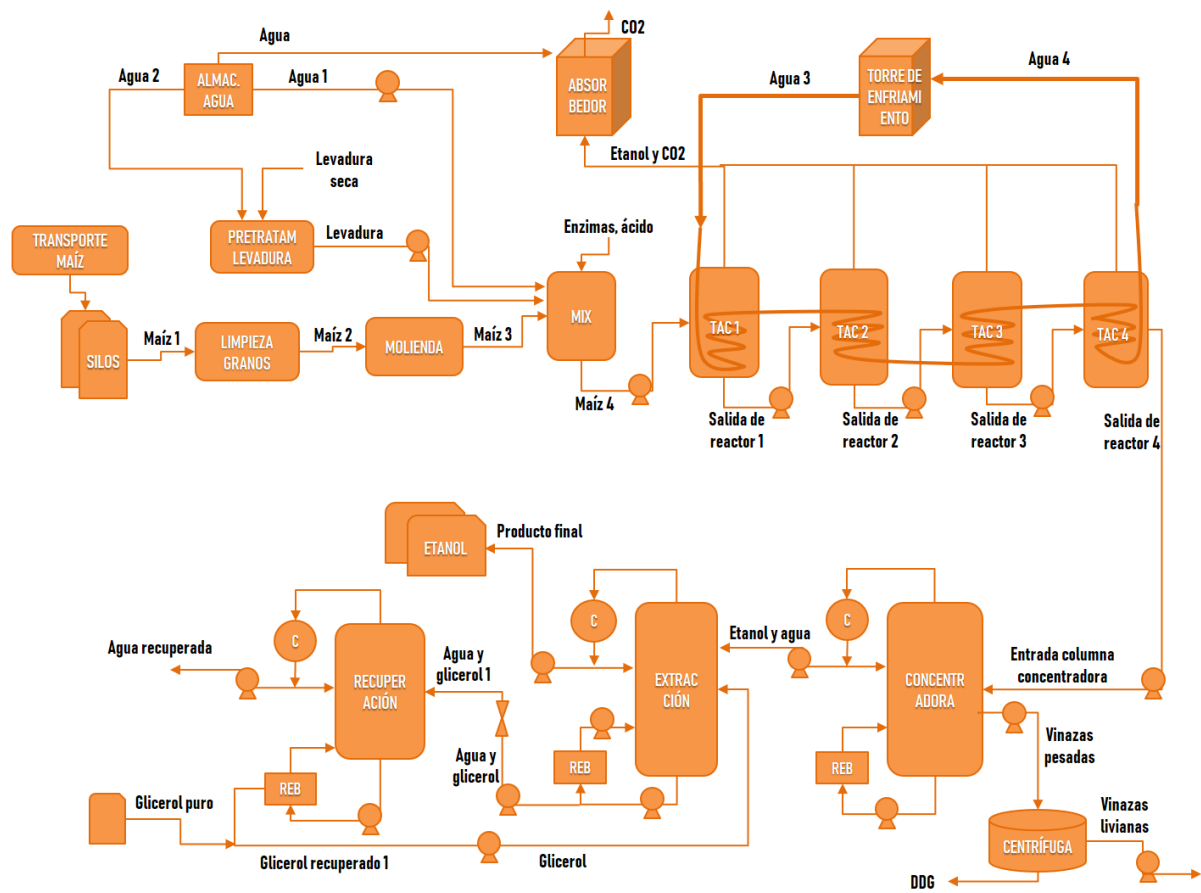


Figura 6. 1. Diagrama de la planta diseñado.

Tabla 6.1. Descripción de las corrientes de la planta.

Corriente	Estado	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Caudal (kg/h)	Procedente
Maíz 1	Sólido	25	101,3	96.539,1	Silos
Maíz 2	Sólido	25	101,3	96.056,4	Limpieza de granos
Maíz 3	Sólido	25	101,3	95.091,1	Molienda de granos
Agua 1	Líquido	25	101,3	223.421,8	Tanque de agua
Maíz 4	Sólido y Líquido	25	101,3	318.512,9	Tanque de acondicionamiento
Levadura seca	Sólido	25	101,3	163,3	Almacenamiento de la levadura
Agua 2	Líquido	25	101,3	816,5	Tanque de agua

<b>Levadura</b>	Sólido y Líquido	25	101,3	979,9	Tanque de pretratamiento de levadura
<b>Enzimas</b>	Sólidos	25	101,3	61,6	Tanque de almacenamiento de enzimas
<b>Ácido sulfúrico<sup>39</sup></b>	Líquido	25	101,3	1	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico
<b>Agua 3</b>	Líquido	41,5	101,3	2.369.160	Entrada torre de enfriamiento
<b>Salida del reactor 1</b>	Sólido y líquido	35	101,3	300.190,2	Primer reactor
<b>Salida del reactor 2</b>	Sólido y líquido	35	101,3	300.190,2	Segundo reactor
<b>Salida del reactor 3</b>	Sólido y líquido	35	101,3	300.190,2	Tercer reactor
<b>Salida del reactor 4</b>	Sólido y líquido	35	101,3	300.190,2 <sup>40</sup>	Cuarto reactor
<b>Agua 4</b>	Líquido	23,5	101,3	2.369.160	Salida torre de enfriamiento
<b>Etanol y CO<sub>2</sub></b>	Gas y líquido	35	101,3	27.500,8	Sistema de reactores
<b>Agua</b>	Líquido	25	101,3	7.000,0	Tanque de agua
<b>CO<sub>2</sub></b>	Gas y líquido	19,93	101,3	27.320,5	Absorbedor
<b>Agua y etanol 1</b>	Líquido	25,22	101,3	7.175,3	Absorbedor
<b>Entrada a columna concentradora</b>	Sólido y líquido	34,59	101,3	307.365,7	Cuarto reactor y absorbedor
<b>Vinazas pesadas</b>	Sólido y Líquido	100,1	101,3	276.717,2	Columna concentradora
<b>Etanol y Agua</b>	Líquido	66,02	101,3	30.648,5	Columna concentradora
<b>Glicerol</b>	Líquido	298,9	101,3	63.947,9	Columna recuperadora

<sup>39</sup> Esta corriente se encuentra al 20 %p/p.

<sup>40</sup> Para el cálculo de las corrientes de salida de los reactores 1, 2, 3 y 4 se supone que el dióxido de carbono ya fue extraído, dada la dificultad de estimar la cantidad de CO<sub>2</sub> formada en cada uno de ellos.

Producto Final	Líquido	64,99	101,3	28.432,9	Columna extractora
Agua y Glicerol	Líquido	185	101,3	66.166,1	Columna extractora
Agua y Glicerol 1	Líquido	172,8	38	66.166,1	-
Agua recuperada	Líquido	74,6	38	2.218,7	Columna recuperadora
Glicerol recuperado	Líquido	239,8	38	63.947,4	Columna recuperadora
Glicerol recuperado 1	Líquido	239,8	38	63.947,9	Mix
Glicerol puro	Líquido	25	101,3	0,5	Tanque de almacenamiento de glicerol
Glicerol recuperado 2	Líquido	239,9	101,3	63.948,6	-
Vinazas livianas	Sólido y Líquido	100,1 <sup>41</sup>	101,3	236.829	Centrífuga decantadora
DDG	Sólido y Líquido	100,1 <sup>42</sup>	101,3	39.888	Centrífuga decantadora

## 6.3. Abastecimiento y almacenamiento de materias primas y productos

### 6.3.1. Maíz

Dado que el maíz llegará a la planta en camiones, en primer lugar **es necesario contar con una balanza para realizar un pesaje de la materia prima a almacenar**. La báscula a utilizar debe elegirse considerando las cargas máximas permitidas para el transporte (16-55 tn), las dimensiones necesarias y la exactitud requerida en el pesaje. Por otro lado, se debe contar con un volcador de granos para proceder al acopio del maíz.

Debido a la gran cantidad de materia prima que es necesaria para el proceso, **el maíz será almacenado en silos**. La capacidad requerida probablemente sea superior a 1000 tn, se debe utilizar silos clase 3, que son aquellos que requieren de cimientos especializados prevenir problemas debidos a la incertidumbre de distribución de cargas y presiones. Por otro lado, los silos deben estar equipados con roscas barredoras de fondo,

<sup>41</sup> Este valor de temperatura se obtiene considerando que no se produce intercambio de calor en el proceso de centrifugación (en la práctica la mezcla se enfriará y este valor será menor).

<sup>42</sup> Este valor de temperatura se obtiene considerando que no se produce intercambio de calor en el proceso de centrifugación (en la práctica la mezcla se enfriará y este valor será menor).



indicadores de nivel máximo, sistema de aireación forzada, para evitar fermentaciones anaerobias y sistema de control continuo de temperatura.

Se tiene como referencia que la empresa Acabio tiene una producción anual de 125.300 m<sup>3</sup> y utiliza 3 silos de 6000 tn de capacidad cada uno.

Según lo determinado previamente, se debe alimentar al proceso con 96.539,15 kg/h de maíz, es decir que, por día debe contarse con 2.316,93 tn de maíz. Por lo tanto, **se decide utilizar 6 silos de 6.000 tn**, ya que la producción planteada es de 250.000 m<sup>3</sup>/año. Es decir, que **se almacenará la cantidad de maíz necesaria para 7 días de producción**. De acuerdo a la capacidad estimada, las dimensiones de cada silo serán de 25,3 m de alto y 16,8 m de diámetro.

### 6.3.2. Levadura

Conociendo que la suspensión de levadura y agua que alimenta al sistema tiene un caudal de 979,86 kg/h y la densidad correspondiente es de 1100 kg/m<sup>3</sup>, deben alimentarse 0,89 m<sup>3</sup>/h de suspensión al proceso. El caudal de levadura seca a emplear es, por lo tanto, de 163,31 kg/h, y es comprada en bolsas selladas, por lo que para su almacenamiento se necesitará un almacén en el interior de la planta en donde guardar la cantidad necesaria para la producción de una semana aproximadamente. Luego, esa levadura seca debe pasarse hacia un tanque, que alimentará al de propagación.

Por lo tanto, **se decide emplear un tanque de abastecimiento de levadura seca de acero inoxidable de 356 L** (posee un 20% de margen de seguridad).

**Tabla 6.2.** Especificaciones del tanque de abastecimiento de levadura seca.

Abastecimiento de levadura seca	
<b>Características de la levadura</b>	Seca, envasada y sellada.
<b>Corriente</b>	Levadura seca: 163,31 kg/h
<b>Tanque</b>	Volumen: 356 L Sin restricciones de material – Cubierto
<b>Condiciones</b>	P atm y T hasta 30 °C Humedad reducida (en la medida de lo posible)

Dado que la levadura es uno de los reactivos a emplear en la producción, debe contarse con un tanque de propagación de la misma para abastecimiento al proceso de la suspensión. Luego, **el volumen del tanque de propagación de levadura corresponde a 30 m<sup>3</sup>**. Las dimensiones de este tanque serán 2,9 m de diámetro y 4,4 m de altura.

**Tabla 6.3.** Especificaciones del tanque de propagación de levadura.

Abastecimiento de suspensión de levadura al proceso	
<b>Características suspensión de levadura</b>	Componentes: agua y levadura seca; Densidad = 1100 kg/m <sup>3</sup> ; Caudal= 0,89 m <sup>3</sup> /h.
<b>Características</b>	Material: Acero inoxidable
<b>Volumen</b>	30 m <sup>3</sup>
<b>Condiciones</b>	T = 35°C; P = 1 atm
<b>Dispositivos adicionales</b>	2 bombas

Si bien el almacenamiento de esta materia prima presenta escasas restricciones, como se observa en la tabla 6.2, ciertas condiciones, como la temperatura y la humedad, deben estar al menos reguladas y se recomienda el almacenaje a cubierto.

### 6.3.3. Agua

En la planta, el agua es necesaria para alimentar a numerosos procesos de la obtención de bioetanol, por lo tanto, el agua a utilizar será de pozo. Se contará con un tanque de abastecimiento y distribución de agua que contendrá la mitad del volumen a utilizar en un día, para el caso en que surja alguna contingencia con el bombeo de agua de pozo. El volumen de agua diario es de 5937,5 m<sup>3</sup>. Por lo tanto, **el volumen del tanque de agua será de 2968,7 m<sup>3</sup>.**

En la tabla 6.4, se observan los caudales de agua circulantes por toda la planta.

**Tabla 6.4.** Listado de caudales de agua circulantes por la planta.

Descripción	Clasificación	Caudal (kg/h)
Agua para el tanque de acondicionamiento	Agua fresca	223.422,6 <sup>43</sup>
Agua para acondicionar la levadura	Agua fresca	816,5
Agua para el absorbedor	Agua fresca	7.000,0
Agua de refrigeración de reactores	Circuito cerrado	396,0
Agua de reposición de la torre de enfriamiento	Agua fresca	112.860,0
Agua de condensadores	Circuito cerrado	356,6

<sup>43</sup> Se le agrega 0,8 kg/h de agua para diluir el ácido sulfúrico.

El requerimiento de agua para el tanque de acondicionamiento es de 223.422,6 kg/h. Para disminuir este consumo, se recircula un porcentaje de vinazas finas y la corriente de agua de salida de la torre de recuperación de glicerol<sup>44</sup> (2.217,3 kg/h). Como se detalla en el Capítulo 8, el porcentaje de vinazas a recircular será del 40% (94.731,6 kg/h), previo acondicionamiento de pH.

### 6.3.4. Glicerol

Dado que se necesita un caudal de glicerol puro de 0,5 kg/h (0.0004 m<sup>3</sup>/h; densidad=1260 kg/m<sup>3</sup> a 20°C), el mismo debe almacenarse como materia prima.

Por día se consumen sólo 0,0096 m<sup>3</sup> de glicerol, por lo tanto, al ser esta cantidad muy baja, se decide almacenar la cantidad necesaria para 30 días de operación. Por lo tanto, **se contará con un recipiente de abastecimiento de glicerol de 0,228 m<sup>3</sup> (288 L).**

Las mayores precauciones que se deben tener en cuenta para su almacenamiento es mantenerlo alejado de agentes oxidantes fuertes y evitar el contacto directo.

### 6.3.5. Ácido sulfúrico

Para alcanzar el pH óptimo de operación, se agregan 0.2 kg/h de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado. Por lo tanto, se necesita de un recipiente de abastecimiento para poder alimentar continuamente al proceso. Conociendo su densidad (1840 kg/m<sup>3</sup> a 20°C), se estima el volumen necesario en 0.0001 m<sup>3</sup>/h (0.10 L/h).

Dado que es un compuesto muy estable, se decide almacenar lo necesario para operar 30 días. Como el ácido sulfúrico a granel, se comercializa en barriles, los mismos serán guardados en el almacén de la planta. Por otro lado, **el tanque de abastecimiento de ácido sulfúrico al proceso será de 72 L.**

### 6.3.6 Etanol

Los principales peligros almacenar etanol son:

- Los vapores, que son ligeramente más pesados que el aire, pueden viajar una distancia considerable hasta una fuente de ignición. Pueden acumularse en espacios confinados, resultando peligrosamente tóxicos e inflamables.
- Los contenedores cerrados pueden romperse violentamente cuando se exponen al fuego o al calentamiento excesivo por un periodo de tiempo suficiente. Durante un incendio puede producir gases tóxicos e irritantes.

A tener en cuenta para su almacenamiento:

- Almacenar lejos de materiales incompatibles (cualquier agente oxidante).
- 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 debe estar conectados a tierra.

---

<sup>44</sup> Es la corriente denominada “Agua” de la columna de recuperación de glicerol en el Capítulo 5.

- Construir alrededor muros de contención que retengan un 110% del volumen total del tanque, para contener los posibles derrames. El suelo y los muros de contención deben ser impermeables. El solo cemento no es impermeable.
- Instalar en el tanque venteaderos de presión y válvula de alivio.
- Idealmente, el orificio respirador del tanque debe contar con un supresor de llama.
- El área debe ser fresca, seca y protegida de la luz directa del sol. El tanque preferiblemente debe quedar en una zona exterior a edificios, de todas formas, debe quedar retirado de áreas de alta circulación de personal, elevadores, edificios, puertas o pasillos.
- El área siempre debe tener excelente ventilación ya que el etanol es muy volátil y se pueden acumular vapores fácilmente en corto tiempo.
- Los muros y los techos de la bodega de almacenamiento, deben ser incombustibles.

ACABIO cuenta con una capacidad de almacenaje de 6.000 m<sup>3</sup> de etanol (correspondientes a la producción de 12 días).

En el presente proyecto, se producen aproximadamente 35 m<sup>3</sup>/día de etanol. Por lo tanto, se decide almacenar la producción correspondiente a 7 días. Para esta estimación, se debió considerar el volumen de desnaturalizante a agregarle al etanol producido (1,5 %v/v). Para la producción de etanol de 7 días, se deben agregar 0,525 m<sup>3</sup>/día de nafta como desnaturalizante. Para esto, **se necesitaría contar con un tanque de almacenamiento de etanol de 249 m<sup>3</sup>**, cuyas dimensiones aproximadas considerando un 20% de seguridad son: 6 m de diámetro y 10,6 m de altura.

### 6.3.7. DDG

Para el almacenamiento de los DDG obtenidos como producto, se propone su descarga hacia contenedores que puedan ser fácilmente transportados por camiones, ya que como contienen un porcentaje de humedad considerable deben ser transportados en un corto lapso de tiempo (aproximadamente 10 días).

### 6.3.8. Enzimas

Según lo analizado en capítulos anteriores, se utilizan enzimas granulares STARGEN 001. En la ficha técnica de este producto, se determina que deben almacenarse en un contenedor refrigerado para evitar la pérdida de actividad. Para el momento de utilizarlas, como el caudal requerido es de 61,57 kg/h (densidad= 1145 kg/m<sup>3</sup>), se decide contar con un tanque que contenga el equivalente de enzimas necesario para un día de producción. De esta forma, la mayor parte del stock de enzimas puede almacenarse refrigerado como se recomienda y se recarga el tanque diariamente. Luego, **debe contarse con un tanque de 1290 L para el abastecimiento de enzimas para uso diario.**

## 6.4. Dispositivos adicionales

---

### 6.4.1. Limpieza de granos

Es necesario considerar que se debe reducir la presencia de impurezas en la materia prima a utilizar, en este caso, maíz. El aspecto más importante al respecto es el hecho de que la presencia de impurezas hace más difícil la conservación del maíz, ya que normalmente son higroscópicas y tienden a humedecer los granos, además de ser un medio favorable para el desarrollo de insectos y microorganismos.

Existen varios sistemas para la limpieza de granos, entre los cuales se destacan:

**Limpieza con ventilador:** consiste en un ventilador que produce un flujo de aire, el que realiza la separación de las impurezas del producto. Esta separación se efectúa a base de las diferencias de la velocidad terminal de las impurezas y de los granos. La limpieza se lleva a cabo haciendo pasar una corriente de aire por los granos; las impurezas más livianas son lanzadas fuera de la máquina por la acción del aire del ventilador. El ventilador está constituido por una caja con forma de caracol, en cuyo interior existe un rotor formado por un conjunto de paletas o aspas dispuestas en círculo, que al ser accionadas en forma manual o mecánica generan una corriente de aire. El producto se coloca en la tolva superior, con una pequeña abertura en la parte inferior, provista de una válvula o compuerta mediante la cual se regula la cantidad de producto que entra a la limpiadora.

**Limpieza con criba cilíndrica rotatoria:** Están constituidas básicamente por dos mallas cilíndricas, colocadas una dentro de otra. La malla interior tiene forma de cono, para que los granos se deslicen cuando se opera el equipo a una velocidad más baja. Durante su funcionamiento, los granos entran por la malla interna que posee orificios más grandes que los granos, lo que permite que el producto pase y se retengan las impurezas mayores. La malla externa posee orificios menores que retienen los granos y permiten el paso de las impurezas menores. Es utilizada, debido a su gran capacidad para limpiar y porque requieren baja potencia para su funcionamiento.

**Limpieza con ventilador y zarandas:** constituyen el sistema más eficiente para la limpieza de los granos. Para separar las impurezas utilizan un ventilador y un conjunto de zarandas. Por lo general, las máquinas con ventilador y zarandas están constituidas por un depósito o alimentador, un sistema de aspiración de polvo (que se encuentra a la entrada o salida del producto) un conjunto de zarandas intercambiables y un dispositivo para producir la vibración u oscilación del conjunto de zarandas.

De los sistemas de limpieza presentados, **se elige realizar la limpieza mediante una criba rotatoria**, ya que permite trabajar con grandes volúmenes de granos, con un bajo consumo energético para su funcionamiento. Si bien el limpiador con aire y zarandas, se presenta como el más eficiente, se considera que no es necesario invertir en un equipo más costoso.

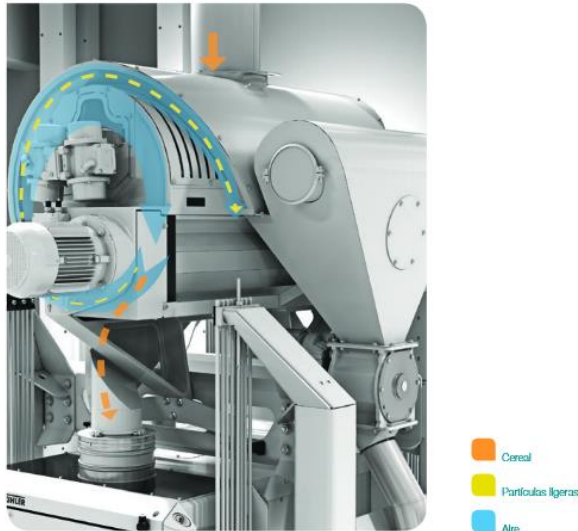


Figura 6.2. Limpiador de granos tipo criba rotatoria.

Tabla 6.5. Datos técnicos de la criba rotatoria.

Criba rotatoria Bühler MTV-100-AC-G	
Capacidad	100 tn/h
Altura	4094 mm
Ancho	2543 mm
Potencia consumida	8,74 kW

### 6.4.2. Molienda de granos

El objetivo de la molienda es dejar expuesto el almidón del grano para aumentar la superficie de exposición al agua y las enzimas que posteriormente se añadirán. Por tanto, teóricamente, cuanto más fina sea la molienda, mayor será la superficie de exposición del almidón. Sin embargo, una molienda muy fina puede derivar en un mayor consumo de potencia en el molino, causar problemas para el correcto bombeo de la mezcla de agua y maíz por aumento de viscosidad, disminuir la eficiencia de separación de sólidos en la centrífuga decantadora, entre otros.

En el Capítulo 3, se definió la utilización de un molino de martillos, alcanzando las partículas un tamaño de  $250\mu\text{m}$ , de forma tal de respetar las condiciones de desarrollo del modelo cinético [6.1]. Realizando una búsqueda bibliográfica, se encontró el siguiente molino de martillos, que resulta de utilidad para el proceso:

Tabla 6.6. Datos técnicos del molino de martillos.

Molino de martillos Chengdu Fu Naite	
Capacidad	100 tn/h
Altura	2630 mm
Ancho	2180 mm
Largo	2050 mm
Potencia consumida	185 kW

### 6.4.3. Tanque acondicionamiento (pre-entrada a reactores)

Tabla 6.7. Especificaciones del tanque de acondicionamiento.

Diseño de tanque de acondicionamiento	
Caudal de operación total	318.512,91 kg/h
Tiempo de residencia	60 min
Volumen y dimensiones (hxD)	380,31 m <sup>3</sup> (10,3 m x 6,8m)
Presión de operación	1 atm
Temperatura	20-25 °C
Materiales	Acero recubierto con pintura epoxi
Dispositivos y accesorios acoplados	Agitador, motor, bombas, indicador de nivel.
Baffles	Sí
Agitación	1 hélice de 3 palas; Di= 2,07 m; N= 12,53 rpm; Po= 0,8; Potencia= 0,28 kW

Para el tanque de acondicionamiento se determinó un tiempo de residencia de 1 hora, de forma tal de garantizar la homogeneidad de la mezcla que ingrese al reactor. Para las dimensiones se tuvo en cuenta la relación recomendada entre altura y diámetro para recipientes que contienen líquidos  $D=2/3 \cdot H$ . Además se consideró 20% de margen de seguridad, ya que no debe estar lleno en su totalidad.

## 6.5. Equipos auxiliares

### 6.5.1 Transporte de materiales

#### Transporte de sólidos

Según lo estimado en capítulos anteriores, la cantidad de maíz crudo a alimentar el proceso es de aproximadamente 100 tn/h. Para el transporte del maíz de los silos hacia el sistema de limpieza, existen varias opciones en el mercado:

**Elevadores a cangilones:** de construcción sólida, requiere mínimo mantenimiento.

**Roscas extractoras:** es el sistema más económico y versátil para la extracción del cereal en silos, tolva, celdas demás. Se puede adaptar la velocidad de rotación para asegurar un correcto tratamiento de los granos.

**Roscas transportadoras:** son un sistema de transporte económico y versátil para el transporte horizontal o de baja inclinación, con funcionamiento seguro y mínimo mantenimiento. Su velocidad de rotación es baja para lograr un correcto tratamiento del grano.

**Transportadoras a cadena:** son sistemas robustos, confiables y durables con funcionamiento sencillo y eficiente. Evita la pérdida de material a transportar asegurando su cuidado y es apto para usos intensivos. Una clara ventaja frente a otros sistemas es su relación dimensión/capacidad la cual permite ahorrar espacio.

**Cintas transportadoras:** es el sistema idóneo para transporte de granos que requieren óptimo cuidado. Se caracteriza por su excelente trato a la semilla y la máxima eficiencia ya que consume poca energía en relación con el volumen transportado.

De acuerdo a esto se selecciona una combinación de sistemas entre transportadoras de cadena y de tornillo sin fin (roscas extractoras), las descripciones de ambos equipos se encuentran en las tablas 6.8. y 6.9.

**Tabla 6.8.** Descripción de la transportador de cadenas.

Transportador de cadenas	
Material de construcción	Acero galvanizado S350GD
Sección transporte	0,281 m <sup>2</sup>
Capacidad mínima	324 tn/h
Recubrimiento	Z-600

### Cálculo de potencia cadena

$$W \text{ (CV)} = Q \cdot (H \cdot 0,012 + V \cdot 0,011) \cdot C$$

- Q = capacidad del sistema en tn/h
- W = potencia en CV
- H = longitud horizontal recorrido por el transportador de cadenas, en m
- V = elevación vertical recorrido por el transportador de cadenas, en m
- C = coeficiente correspondiente al material transportado, en este caso 1,2.

**Tabla 6.9.** Descripción del transportador de tornillo.

Transportador de tornillo	
Material de construcción	Acero galvanizado (450g/m <sup>2</sup> )
Tipo de cuerpo	Totalmente cerrado
Capacidad máxima	400 m <sup>3</sup> /h
Diámetro tornillo sin fin y paso de espira	58 cm

### Cálculo de potencia de tornillo

$$W \text{ (mCV)} = \frac{Q \cdot L \cdot Pe \cdot f}{270\eta} + \frac{Q \cdot Pe \cdot H}{270}$$



donde:

- Q = capacidad del sistema en m<sup>3</sup>/h
- L = longitud del tornillo sin fin
- Pe= peso específico del material transportado, 700 kg/m<sup>3</sup>
- f = factor de valor 1,2
- H = altura vertical recorrida por el tornillo sin fin
- η = rendimiento mecánico, 0,3 por defecto

Las potencias calculadas se obtienen en CV, y fueron convertidas a kW teniendo en cuenta 1 CV= 0.736 kW. Cabe señalar que estos cálculos son estimativos, dado que no tienen en cuenta la velocidad de giro de los motores, entre otras especificaciones a la hora de operar.

**Tabla 6.10.** Transporte de sólidos.

Corriente	Caudal (kg/h)	Transporte	
Maíz 1	96.539,1	Ubicación	Salida de los silos hacia la limpieza
		Capacidad requerida	137,9 m <sup>3</sup> /h
		Tipo de transporte requerido	Combinación tornillo- cadena
		Peso específico material	700 kg/m <sup>3</sup>
		Altura/ Longitud (Tornillo) (m)	10/20
		Altura/Longitud (Cadena) (m)	0/20
		Requerimiento de potencia (tornillo)	32,18 kW
		Requerimiento de potencia (cadena)	20,46 kW
Maíz 2	96.056,45	Ubicación	Salida de la limpieza hacia la molienda
		Capacidad requerida	137,22 m <sup>3</sup> /h
		Tipo de transporte requerido	Tornillo
		Peso específico material	700 kg/m <sup>3</sup>
		Altura/Longitud (tornillo) (m)	0/20
		Requerimiento de potencia (tornillo)	28,46 kW

Maíz 3	95.091,06	<b>Ubicación</b>	Salida de la molienda hacia el tanque de acondicionamiento
		<b>Capacidad requerida</b>	135,84 m <sup>3</sup> /h
		<b>Tipo de transporte requerido</b>	Tornillo
		<b>Peso específico material</b>	700 kg/m <sup>3</sup>
		<b>Altura/Longitud (tornillo) (m)</b>	0/20
		<b>Requerimiento de potencia (tornillo)</b>	28,17 kW
Levadura seca	163,31	<b>Ubicación</b>	Salida del contenedor de levadura seca
		<b>Capacidad requerida</b>	0,15 m <sup>3</sup> /h
		<b>Tipo de transporte requerido</b>	Tornillo
		<b>Peso específico material</b>	1100 kg/m <sup>3</sup>
		<b>Altura/Longitud (tornillo) (m)</b>	10/20
		<b>Requerimiento de potencia (tornillo)</b>	0,055 kW
DDG	39.888	<b>Ubicación</b>	Salida de la centrífuga
		<b>Capacidad requerida</b>	33,24 m <sup>3</sup> /h
		<b>Tipo de transporte requerido</b>	Tornillo
		<b>Peso específico material</b>	1200 kg/m <sup>3</sup>
		<b>Altura/Longitud (tornillo) (m)</b>	5/20
		<b>Requerimiento de potencia (tornillo)</b>	10,27 kW

Las medidas Altura/Longitud se determinaron suponiendo valores superiores a los que posiblemente se requerirán, es decir, adoptando una postura conservadora.

## Transporte de Líquidos

Tabla 6.11. Transporte de líquidos.

Corriente	Caudal (kg/h)	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Diám. nom y espesor	Velocidad (m/s)	Material
Agua 1 <sup>45</sup>	223.422,85	224,1	D=10" esp=9,27	1,428	Acero recubierto con pintura epoxi
Maíz 4	318.512,91	316,928	D=10" esp= 9,27 mm	1,979	Acero inox SCH 40
Agua 2	816,55	0,818	D= 1" esp=3,38 mm	0,833	Acero recubierto con pintura epoxi
Levadura	979,86	0,742	D= 1" esp=3,38 mm	0,756	Acero inox SCH 40
Salida del reactor 1	300.190,4	298,7	D=10" esp= 9,27 mm	1,905	Acero inox SCH 40
Salida del reactor 2	300.190,4	298,7	D=10" esp= 9,27 mm	1,905	Acero inox SCH 40
Salida del reactor 3	300.190,4	298,7	D=10" esp= 9,27 mm	1,905	Acero inox SCH 40
Salida del reactor	300.190,4	298,7	D=10" esp= 9,27 mm	1,905	Acero inox SCH 40
Etanol y CO <sub>2</sub>	27.500,79 <sup>46</sup>	15.802,2	4 de D=11" esp=10,31	17,301	Acero recubierto con pintura epoxi
Agua	7.000	7,014	D= 2 ½" esp=5,16 mm	0,877	Acero recubierto con pintura epoxi
CO <sub>2</sub>	27.320,5	33	D= 18" esp=14,27 mm	29,518	Acero recubierto con pintura epoxi
Agua y etanol 1	7.175,335	7,158	D= 2 ½" esp=5,16 mm	0,895	Acero recubierto con pintura epoxi
Entrada a columna concentradora	307.365,74	306,63	D=10" esp= 9,27 mm	1,956	Acero inox SCH 40
Vinazas pesadas	276.717,17	251,56	D= 10" esp= 9,27 mm	1,605	Acero inox SCH 40
Etanol y Agua	30.648,5585	39,4	D= 5" esp=6,55 mm	1,074	Acero recubierto con pintura epoxi

<sup>45</sup> Incluye la corriente de 1 kg/h de ácido sulfúrico al 0,2 de ácido concentrado y 0,8 de agua.

<sup>46</sup> Esta corriente está constituida por un 98% de CO<sub>2</sub>, por eso su velocidad es elevada.

<b>Glicerol</b>	63.947,945	53,09	D= 5" esp=6,55 mm	1,447	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Producto Final</b>	28.432,96	37,8	D= 5" esp=6,55 mm	1,03	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Agua y Glicerol</b>	66.166,133	74,85	D= 6" esp=7,11 mm	1,386	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Agua y Glicerol 1</b>	66.166,133	6070	D=14" esp=11,13 mm	19,322	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Agua recuperada</b>	2.188,69	59,33	D= 5" esp=6,55 mm	1,617	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Glicerol recuperado</b>	63.947,44	70,83	D= 5" esp=6,55 mm	1,931	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Glicerol recuperado 1</b>	63.947,94	70,83	D= 5" esp=6,55 mm	1,931	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Glicerol puro</b>	0,5	0,0004	D= ¾" esp=2,87 mm	0,0008	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Glicerol recuperado 2</b>	63.948,6	70,83	D= 5" esp=6,55 mm	1,931	Acero recubierto con pintura epoxi
<b>Vinazas livianas</b>	236.829	242,57	D=10" esp= 9,27 mm	1,547	Acero inox SCH 40

## 6.5.2. Bombas

El principal problema para el transporte de los fluidos involucrados reside en la presencia de sólidos suspendidos, por lo tanto, existen dos opciones principales para el transporte de este tipo de fluidos:

**Bombas de cavidad progresiva (o de tornillo excéntrico):** es una bomba de desplazamiento positivo compuesta por un rotor metálico móvil y una fase estacionaria (estator) que está recubierto internamente por elastómero de forma de doble hélice. Al accionarse la bomba, el movimiento entre el rotor y el estator crea cavidades progresivas donde se desplaza el fluido. Este tipo de bombas se caracteriza por operar a baja velocidades y permitir manejar grandes volúmenes de gas, sólidos en suspensión y cortes de agua. Al girar el rotor, estas cavidades se desplazan o progresan, en un movimiento combinado de traslación y rotación lo cual se manifiesta en un movimiento helicoidal de las cavidades desde la succión a la descarga de la bomba.

**Bombas centrífugas con impulsor abierto:** Las bombas centrífugas son aquellas que se caracterizan por transformar la energía mecánica en hidráulica por medio de un elemento móvil denominado impulsor, rodete o turbina, que gira dentro de otro elemento estático denominado cuerpo o carcasa de la bomba. Cuando el impulsor gira, comunica al líquido una velocidad y una presión que se añade a la que tenía a la entrada. En particular, en una bomba centrífuga con impulsor abierto, los álabes desnudos van unidos únicamente al eje de giro y se mueven entre dos paredes laterales fijas pertenecientes a la carcasa. Los impulsores abiertos se utilizan en algunas bombas radiales pequeñas y para el bombeo de líquidos abrasivos.

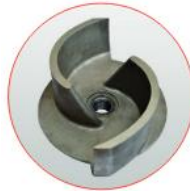


Figura 6.3. Impulsor abierto.

Si bien existen bombas de gran tamaño de ambos tipos, **se decide utilizar bombas centrífugas con impulsor abierto para el bombeo de la mezcla maíz-agua inicial y para el bombeo entre reactores.** La limitación principal para la selección realizada fue la diferencia de costos de adquisición de ambas bombas: la bomba de tornillo presenta un diseño más complejo con mayor cantidad de partes móviles, por lo que su costo es mayor que el de la bomba centrífuga.

**Para las bombas de la mayoría de los equipos auxiliares, se utilizan bombas centrífugas de impulsor cerrado,** ya que los fluidos a bombear no presentan grandes complicaciones por alta viscosidad o sólidos suspendidos.

A continuación, se presentan las especificaciones de las bombas seleccionadas.

## Bombeo del agua al tanque de acondicionamiento

Tal como se detalló previamente, este tanque será alimentado con agua fresca y con agua proveniente de la recirculación de vinazas finas y de la torre recuperadora de glicerol.

Tabla 6.12. Bombeo de agua fresca hacia el tanque de acondicionamiento (Agua 1).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CRE-90-1-1	
Líquido	Agua	Diámetro de aspiración	4"
Temperatura	20 °C	Diámetro de impulsión	4"
Densidad	999,5 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	1 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	126,5 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de tungsteno y silicio
Altura manométrica	9,3 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 9 kW</b>			

**Tabla 6.13.** Bombeo de vinazas hacia el tanque de acondicionamiento.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR-90-1-1	
Líquido	Vinazas	Diámetro de aspiración	4"
Temperatura	20°C	Diámetro de impulsión	4"
Densidad	1030 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	1,3 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	92 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	9,3 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 6 kW</b>			

**Tabla 6.14.** Bombeo de agua de la torre de recuperación de glicerol hacia el tanque de acondicionamiento.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR-3-3	
Líquido	Agua	Diámetro de aspiración	1"
Temperatura	20 °C	Diámetro de impulsión	1"
Densidad	999,5 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	1 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	2,2 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	9,3 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 0,5 kW</b>			

## Bombeo hacia el reactor y entre reactores

**Tabla 6.15.** Bombeo hacia el reactor (Maíz 4).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RCH-400	
Líquido	Mash	Diámetro de aspiración	6"
Temperatura	20 °C	Diámetro de impulsión	6"
Densidad	1067,8 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Acero inoxidable
Viscosidad	-	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	326,62 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de tungsteno y silicio
Altura manométrica	25,9 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/50 Hz
<b>Potencia consumida 50 kW</b>			

**Tabla 6.16.** Bombeo entre reactores (Salida de reactor 1-4).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RCH-400	
Líquido	Mash	Diámetro de aspiración	6"
Temperatura	35 °C	Diámetro de impulsión	6"
Densidad	1064 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Acero inoxidable
Viscosidad	-	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	326,62 kg/h	Material del sello	Carburo de tungsteno y silicio
Altura manométrica	25,9 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/50 Hz
<b>Potencia consumida 50 kW</b>			

## Bombeo en torre concentradora

**Tabla 6.17.** Bombeo de alimentación a entrada de torre concentradora.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RCH-400	
Líquido	Mash + etanol del absorbedor	Diámetro de aspiración	6"
Temperatura	34,6°C	Diámetro de impulsión	6"
Densidad	1064 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Acero inoxidable
Viscosidad	0,82 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	287,5 kg/h	Material del sello	Carburo de tungsteno y silicio
Altura manométrica	6,7 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/50 Hz
<b>Potencia consumida 20 kW</b>			

**Tabla 6.18.** Bombeo de reflujo hacia torre concentradora (Etanol y agua).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR90-1-1	
Líquido	Agua y etanol	Diámetro de aspiración	4"
Temperatura	66,06 °C	Diámetro de impulsión	4"
Densidad	777,92 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	0,52 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	98,5 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	0,6 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 5,5 kW</b>			

**Tabla 6.19.** Bombeo hacia reboiler de torre concentradora y hacia decantadora (Vinazas pesadas).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RCH-400	
Líquido	Vinazas	Diámetro de aspiración	6"
Temperatura	100 °C	Diámetro de impulsión	6"
Densidad	950,2 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Acero inoxidable
Viscosidad	0,29 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	289,6 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	1,2 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 18,6 kW</b>			

## Bombeo en torre extractora

**Tabla 6.20.** Bombeo de alimentación a torre extractora (Etanol y agua).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR32	
Líquido	Etanol (92%)	Diámetro de aspiración	2,5"
Temperatura	66 °C	Diámetro de impulsión	2,5"
Densidad	777,95 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	0,52 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	39,4 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	4,9 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 1,5 kW</b>			

**Tabla 6.21.** Bombeo de reflujo hacia torre extractora.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CMI-4-20	
Líquido	Etanol (99%)	Diámetro de aspiración	1,25"
Temperatura	65 °C	Diámetro de impulsión	1"
Densidad	753,9 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Acero inoxidable
Viscosidad	0,51 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	8,1 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	0,6 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 0,5 kW</b>			

**Tabla 6.22.** Bombeo de ingreso de glicerol a torre extractora (Glicerol).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR45-1	
Líquido	Glicerol (99%)	Diámetro de aspiración	3"
Temperatura	99,95 °C	Diámetro de impulsión	3"
Densidad	1144,3 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	25,8 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	55,8 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	1,2 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 4 kW</b>			

**Tabla 6.23.** Bombeo hacia reboiler de torre extractora.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR-90-1-1	
Líquido	Agua, etanol y glicerol	Diámetro de aspiración	4"
Temperatura	117,9 °C	Diámetro de impulsión	4"
Densidad	836,3 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	3,4 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	101,4 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	0,6 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 5,5 kW</b>			

## Bombeo en torre de recuperación de glicerol

**Tabla 6.24.** Bombeo de alimentación hacia torre de recuperación de glicerol (Agua y glicerol).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR45-1	
Líquido	Glicerol (96%)	Diámetro de aspiración	3"
Temperatura	187,5 °C	Diámetro de impulsión	3"
Densidad	903 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	3,2 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	73,1 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	1,2 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 4 kW</b>			

**Tabla 6.25.** Bombeo de reflujo hacia torre de recuperación de glicerol.



Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR1s-2	
Líquido	Glicerol (99%)	Diámetro de aspiración	1,25"
Temperatura	74,6 °C	Diámetro de impulsión	1,25"
Densidad	1245 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	-	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	0,5 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	1,2 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 0,37 kW</b>			

**Tabla 6.26.** Bombeo hacia reboiler de torre de recuperación de glicerol.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR64-1	
Líquido	Glicerol y agua	Diámetro de aspiración	4"
Temperatura	192 °C	Diámetro de impulsión	4"
Densidad	950 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	3,38 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	74,5 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	0,6 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 5,5 kW</b>			

## Bombeo en torre de absorción

**Tabla 6.27.** Bombeo de etanol recuperado en torre de absorción (Agua y etanol 1).

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR5-4	
Líquido	Etanol (92,7%)	Diámetro de aspiración	3"
Temperatura	19,9 °C	Diámetro de impulsión	3"
Densidad	1002 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	1,02 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	7,16 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	7,3 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 0,6 kW</b>			

**Tabla 6.28.** Bombeo de agua de servicio hacia torre de absorción.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR5-4	
Líquido	Agua	Diámetro de aspiración	3"
Temperatura	25 °C	Diámetro de impulsión	3"
Densidad	1007,3 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
Viscosidad	0,89 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
Caudal	6,95 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
Altura manométrica	7,3 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 0,6 kW</b>			

## Bombeo en torre de enfriamiento

Para el circuito de enfriamiento, el caudal de agua a bombear hacia la torre en enfriamiento es considerablemente alto. Por lo tanto, estas bombas representarán la mayor parte del costo de bombeo de la planta.

Como se desarrolla posteriormente, se utilizará una torre que funcione para enfriar el agua de los serpentines de los reactores y el agua de los condensadores de las torres de destilación. Por lo tanto, se deberá contar con cuatro bombas: una para llevar el agua de salida de los serpentines hacia el ingreso a la torre de enfriamiento y otra para la salida y de la misma manera para el agua de los condensadores. Adicionalmente, se agregarán cuatro bombas: dos para ingresar la mezcla de corrientes a la torre de enfriamiento y dos para la salida. Se deben colocar dos bombas en paralelo para la entrada y la salida, ya que el caudal total de agua es muy alto y no se hallaron bombas.

**Tabla 6.29.** Bombeo de agua de refrigeración de reactores hacia/desde mezcla de corrientes.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Carver ETA-AC	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	13"
<b>Temperatura</b>	23,5/32°C	Diámetro de impulsión	13"
<b>Densidad</b>	950 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,8 cP	Material del impulsor	Fundición
<b>Caudal</b>	1420,5 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	15,7 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 93 kW</b>			

**Tabla 6.30.** Bombeo de agua de condensadores hacia/desde mezcla de corrientes.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Carver ETA-AC	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	13"
<b>Temperatura</b>	23,5/52,5°C	Diámetro de impulsión	13"
<b>Densidad</b>	988,1 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,55 cP	Material del impulsor	Fundición
<b>Caudal</b>	1239 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	15,7 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 93 kW</b>			

**Tabla 6.31.** Bombeo de agua total hacia/desde torre de enfriamiento.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Carver ETA-AC	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	13"
<b>Temperatura</b>	23,5/41,5 °C	Diámetro de impulsión	13"
<b>Densidad</b>	996,2 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,8 cP	Material del impulsor	Fundición
<b>Caudal</b>	1324 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	22,5 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 94 kW</b>			

## Bombeo de agua en serpentines

En el Capítulo 4 se decidió implementar un sistema de refrigeración de reactores con cuatro serpentines. Por lo tanto, se requieren de dos bombas por serpentín, de forma tal de distribuir el agua de la salida de la torre de enfriamiento hacia cada uno y luego, recircularla hacia la torre de enfriamiento (hacia la unión de corrientes).

**Tabla 6.32.** Bombeo de agua de refrigeración del serpentín 1.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RTL-9005	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	8"
<b>Temperatura</b>	23,5/32°C	Diámetro de impulsión	6"
<b>Densidad</b>	950 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,8 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
<b>Caudal</b>	578,7 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	15,7 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 37 kW</b>			

**Tabla 6.33.** Bombeo de agua de refrigeración del serpentín 2.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RTL-9004	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	8"
<b>Temperatura</b>	23,5/32°C	Diámetro de impulsión	6"
<b>Densidad</b>	996 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,8 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
<b>Caudal</b>	434,8 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	15,7 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 19 kW</b>			

**Tabla 6.34.** Bombeo de agua de refrigeración del serpentín 3.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RTL-7004	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	6"
<b>Temperatura</b>	23,5/32°C	Diámetro de impulsión	5"
<b>Densidad</b>	950 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,8 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
<b>Caudal</b>	273,9m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	15,7 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 16 kW</b>			

**Tabla 6.35.** Bombeo de agua de refrigeración del serpentín 4.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RTL-5005	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	5"
<b>Temperatura</b>	23,5/32°C	Diámetro de impulsión	4"
<b>Densidad</b>	996 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,8 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
<b>Caudal</b>	133 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	15,7 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 8 kW</b>			

## Bombeo de agua de condensadores

Para recircular el agua de los condensadores hacia la torre, se unirán estas corrientes con las de agua de los serpentines para homogeneizar su temperatura e ingresarlas efectivamente a la torre.

En el caso del condensador de la primer torre, como esta corriente se recirculará para calentar la mezcla de maíz y agua que ingresa al primer reactor, se debe contar con una bomba para dirigir este caudal hacia un intercambiador y con otra para regresar el agua y dirigirla hacia la torre de enfriamiento.

Por otro lado, en los condensadores de las torres siguientes (extractiva y de recuperación de glicerol), se debe contar con una bomba para dirigir el caudal de salida hacia la corriente total a ingresar a la torre y otra para regresar el agua a la entrada del condensador.

En resumen, en estas operaciones, se utilizarán 7 bombas: 2 desde la torre de recuperación de glicerol, 2 desde la torre extractiva y desde la torre concentradora 3 (2 de ida y vuelta hacia el intercambiador y otra hacia la mezcla de corrientes de condensadores).

**Tabla 6.36.** Bombeo de agua del condensador de la torre concentradora hacia/desde intercambiador para mezcla maíz-agua.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RTL-8005	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	6"
<b>Temperatura</b>	23,5/56°C	Diámetro de impulsión	5"
<b>Densidad</b>	992,4 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,65 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
<b>Caudal</b>	786 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	6 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida: 45 kW</b>			

**Tabla 6.37.** Bombeo de agua del condensador de la torre extractora hacia /desde unión de corrientes de torre de enfriamiento.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Tromba RTL-8005	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	6"
<b>Temperatura</b>	23,5/54,9°C	Diámetro de impulsión	5"
<b>Densidad</b>	992,4 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,65 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
<b>Caudal</b>	409,2 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	0,6 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 22 kW</b>			

**Tabla 6.38.** Bombeo de agua del condensador de la torre de recuperación de glicerol hacia/desde unión de corrientes de torre de enfriamiento.

Condiciones de servicio		Detalles técnicos Grundfos CR32-1-1	
<b>Líquido</b>	Agua	Diámetro de aspiración	2,5"
<b>Temperatura</b>	23,5/ 64,6°C	Diámetro de impulsión	2,5"
<b>Densidad</b>	990,3 kg/m <sup>3</sup>	Material del cuerpo y tapa	Fundición
<b>Viscosidad</b>	0,6 cP	Material del impulsor	Acero inoxidable
<b>Caudal</b>	38,6 m <sup>3</sup> /h	Material del sello	Carburo de silicio y tungsteno
<b>Altura manométrica</b>	2 m.c.a	Motor eléctrico	3x380 V/ 50 Hz
<b>Potencia consumida 1,5 kW</b>			

## Resumen de bombas

Según las selecciones de bombas previamente realizadas, se necesitan las siguientes bombas para el traslado de fluidos en la planta:

**Tabla 6.39.** Resumen de la totalidad de las bombas utilizadas en la planta.

Bomba	Cantidad	Potencia consumida total (kW)
Tromba RCH-400	6	238,6
Tromba RTL-9005	2	74
Tromba RTL-9004	2	38
Tromba RTL-7004	2	32
Tromba RTL-5005	2	16
Tromba RTL-8005	4	134
Grundfos CR90-1-1	3	17
Grundfos CR32	1	1,5
Grundfos CMI-4-20	1	0,5
Grundfos CR45-1	2	8
Grundfos CR5-4	2	1,2
Grundfos CR32-1-1	2	3
Grundfos CR1s-2	1	0,37
Grundfos CR64-1	1	5,5
Grundfos CR-3-3	1	0,5
Grundfos CRE 90-1-1	1	9
Carver ETA-AC	6	570
<b>TOTAL= 1149 kW</b>		

De acuerdo a lo anteriormente detallado, **la potencia total de bombeo de toda la planta es de 1149 kW (1,149 MW).**

### 6.5.3. Válvulas principales

#### Válvula de reducción de presión

La válvula de expansión se utiliza en la corriente “Agua y Glicerol” entre la columna extractora y la columna recuperadora para disminuir la presión de 101,3 kPa a 38 kPa, por lo que la caída de presión a través de esta válvula es 63,1 kPa. Esta corriente posee un caudal de 66.166,133 kg/h.

La válvula que se decide emplear es similar a la presentada en la figura 6.3.



Figura 6.4. Válvula de reducción de presión.

#### Válvulas de control

Si bien las las válvulas de control neumáticas, se aplicarán en varias operaciones de la planta, las más críticas serán las que se encuentran en la serie de reactores. Para la selección de este tipo de válvulas se recurrió a catálogos, registrándose, entre varios datos de interés, la cantidad de aire comprimido que utilizan para su funcionamiento.



Figura 6.5. Válvula de control Spirax Sarco para aplicaciones severas.

Tabla 6.40. Especificaciones de válvula de control para reactores.

Válvula Spirax Sarco para aplicaciones severas	
Tamaño disponible	½"-16"
Tipo de válvula	2 vías
Accionador	Pistón
Material	Acero inoxidable
Alimentación del aire	10 bar (150 psi)

## 6.5.4. Compresor

Otro equipo auxiliar a tener en cuenta es el compresor de aire, dado que en la planta se instalarán diferentes válvulas de control, cuyo funcionamiento se regula con un sistema neumático.

En la industria, unos de los equipos más utilizados son los compresores rotativos de tornillo. Por lo tanto, se buscaron proveedores de este tipo de equipos, sabiendo que las válvulas de control de los reactores necesitan una presión de aire de 10 bar.

**Tabla 6.40.** Especificaciones de compresor.

<b>Electrocompresor Cetec ETR-300</b>	
<b>Presión</b>	10 bar
<b>Caudal de aire comprimido</b>	743 m <sup>3</sup> /min
<b>Dimensiones (largo x ancho x alto)</b>	1,95 m x 1,15 m x 1,73
<b>Potencia consumida</b>	55 kW

## 6.6. Limpieza CIP

Una limpieza correcta es esencial para controlar el crecimiento de organismos indeseados, que pueden reducir los rendimientos o producir productos de fermentación no deseados. El sistema de limpieza in situ (“CIP” o “Clean-in-place”) que es útil para limpiar e higienizar el tanque de propagación de la levadura y todos los fermentadores.

El sistema pone en circulación una solución de NaOH caliente y biocidas especiales a través de todas las tuberías, bombas y depósitos del sistema de fermentación y, a continuación, enjuaga todos los equipos para eliminar la solución limpiadora. Los ciclos de limpieza se realizan conforme a una programación preestablecida, en este caso, durante la parada de planta.

Este sistema de limpieza para los fermentadores consiste básicamente en aspersores a alta presión (100-120 psi) que trabajan automáticamente en diferentes ciclos. El típico ciclo de limpieza del fermentador (descrito en [6.2]), es el siguiente:

1. Pre-enjuague con agua: 10 minutos.
2. Circulación de detergente: 20 minutos.
3. Post-enjuague con agua: 10 minutos.
4. Esterilización: 10 minutos.

El detergente utilizado normalmente es NaOH al 3-5% p/p, mezclada con algún antiespumante, agente humectante y agente de descalcificación. El detergente funciona mejor a altas temperaturas (80-90 °C). El detergente y las aguas de lavado deberán ser extraídos del fermentador para evitar la acumulación, pero en la medida de lo posible deberán ser recirculadas.

Limpiar completamente un sistema de fermentación requiere varios ciclos de limpieza, los cuales incluyen:

- Tuberías de llenado de mezcla (mínimo 3 m/s velocidad del sistema CIP).
- Aspersor CIP del fermentador (presión de 100-120 psi).
- Ciclo de intercambiador de calor externo (1,5 veces el flujo normal de proceso).

- Tuberías de vaciado de producto fermentado (mínimo 3 m/s velocidad del sistema CIP).
- Se debe circular por los reactores una cantidad necesaria de NaOH de 0,4 kg/tn etanol producido, con una concentración del orden del 2-5%.

## 6.7. Bibliografía

---

- [6.1] Białas W., Czerniak A., Szymanowska-Powalowska D.; *Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production*. Acta Biochimica Polonica. (2014) Vol. 61: 153-162.
- [6.2] Álvarez J.A, Salamanca Fresno C., Fernández Portabales R., *Proyecto de viabilidad de una planta de bioetanol con cogeneración*, Escuela de Organización Industrial, 2010.
- [6.3] Carver Pump Company, ETA Series Technical Support Information.
- [6.4] Bombas Grundfos, Catálogos comerciales.
- [6.5] Bombas tromba, Catálogos comerciales.



# CAPÍTULO 7



**Integración  
energética**



## 7.1. Resumen ejecutivo

---

El objetivo de esta sección es maximizar la recuperación de energía dentro del proceso y minimizar las corrientes auxiliares, para lo cual se requiere de un correcto diseño de la red de intercambiadores.

En pos de cumplir con el objetivo planteado, se determinaron las siguientes cuestiones:

- Un circuito cerrado de agua de servicio: para el sistema de refrigeración de reactores y para el agua de los condensadores de las torres de destilación. Ambos funcionan conduciendo el agua utilizada hacia una torre de enfriamiento de tiro forzado y flujo cruzado.
- Se utilizó la corriente de salida del agua de servicio del primer condensador (de la torre concentradora) para calentar la mezcla en el tanque de acondicionamiento, de modo tal, que la mezcla ingrese al primer reactor a la temperatura de operación establecida (35°C).
- A su vez, la corriente de salida del tanque de acondicionamiento (“Maíz 4”), se utiliza para enfriar la corriente de producto final para su posterior almacenamiento.

## 7.2 Análisis PINCH

---

El análisis Pinch se realiza sobre el conjunto de corrientes de operación que necesitan ser enfriadas o calentadas.

El calor que se debe intercambiar en el sistema de reactores no se tiene en cuenta para este análisis debido a la sensibilidad de la cinética de reacción con la temperatura. Es decir que, podrían ocurrir perturbaciones en las corrientes de refrigeración y podrían alcanzarse temperaturas no deseadas en los reactores, modificándose la producción de etanol obtenida. Por lo tanto, se decide no incluirlo en la integración energética y llevar a cabo la refrigeración mediante un sistema independiente.

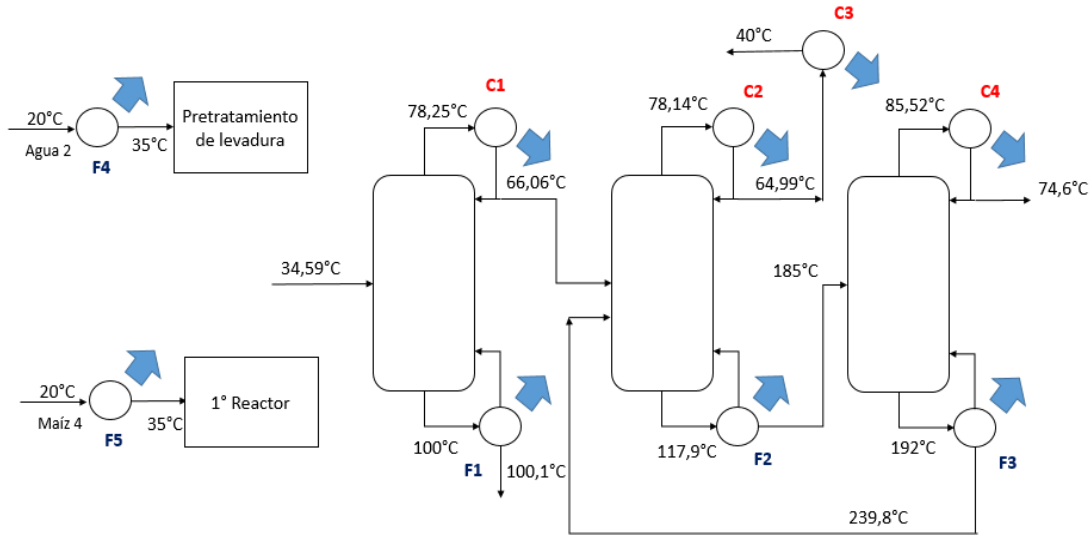


Figura 7.1. Diagrama de la corriente que necesitan intercambiar calor.

A continuación, en la tabla 7.1, se presentan las corrientes de proceso que deben intercambiar calor. Las calientes, que se simbolizan con la letra C, son las corrientes que deben enfriarse; mientras que las frías, se simbolizan con la letra F y son las corrientes que debe calentarse.

Tabla 7.1. Datos de las corrientes que deben intercambiar calor.

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de Salida (°C)	$\Delta H$ (KW)	F.Cp(KW/°C)
C1	78,25	66,06	29.690	2.435,6
C2	78,14	64,99	17.630	1.340,68
C3	64,99	40	675,9	27
C4	85,52	74,6	1.835	168
F1	100	100,1	49.210	492.100
F2	117,9	185	14.960	222,95
F3	193,6	239,8	4.493	97,25
F4	20	35	14,36	0,9573
F5	20	35	5.573,97	371,59

Luego, las corrientes en conjunto se combinan en rangos de temperatura. Estos rangos son aquellos en donde coinciden varias corrientes calientes o frías. Las corrientes calientes se combinan para formar la curva compuesta caliente, y las corrientes frías para formar la curva compuesta fría. En la Tabla 7.2 se muestra cómo quedan distribuidas las corrientes para los distintos intervalos de temperatura.

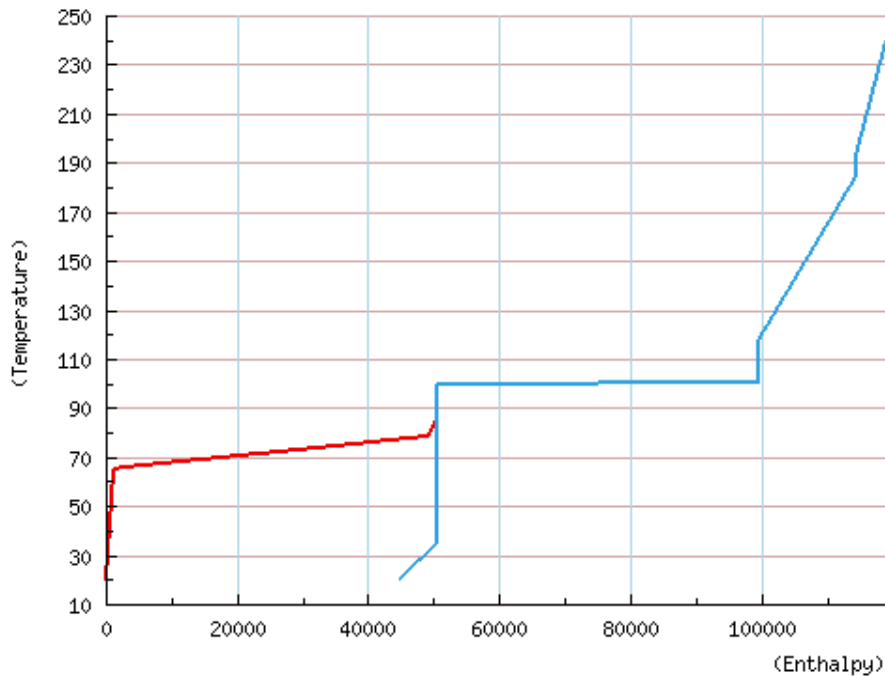
**Tabla 7.2.** Distribución de corrientes en los intervalos de temperatura.

Temperatura (°C)	C	F
20-30		Cpf4+Cpf5
30-35	Cpc3	Cpf4+Cpf5
35-40	Cpc3	
40-64,99	Cpc3	
64,99-66,06	Cpc2	
66,06-74,6	Cpc1	
74,6-78,14	Cpc2+Cpc4	
78,14-78,25	Cpc1+Cpc4	
78,31-85,52	Cpc4	
85,84-100		
100-100,1		Cpf1
100,1-117,9		
117,9-185		Cpf2
185-193,6		
193,6-239,8		Cpf3

Una vez organizadas las corrientes, se procede a aplicar el método Pinch ajustando la distancia mínima de aproximación, conocida como  $DT_{min}$ , pudiendo encontrar un equilibrio entre los requisitos mínimos ideales de utilidad y la superficie total de nuestra red de intercambiadores de calor. A medida que el valor de  $DT_{min}$  se reduce, nuestras necesidades de servicios disminuyen, pero, al mismo tiempo, aumenta el área total requerida de la red de intercambiadores para lograr la transferencia de calor necesaria entre nuestras corrientes de proceso. En la figura 7.2. es posible observar el diagrama resultante, mediante el cual se impone un valor de  $DT_{min}$  de  $10^{\circ}C$ .

El diagrama de la figura 7.2 fue realizado mediante la utilización de un software online<sup>47</sup>, ingresando como datos las entalpías de entradas y salida que se obtienen en Unisim.

<sup>47</sup> Sitio web: <http://www.uic-che.org/pinch/>



**Figura 7.2.** Curvas compuestas con una diferencia de temperatura de 10°C.

Cabe señalar que en el gráfico no es posible visualizar la transferencia de calor latente que ocurre en ciertas corrientes, es decir que las curvas no representan de forma exacta el proceso de transferencia de calor. Sin embargo, los puntos de operación son precisos, por lo que es suficiente para efectuar un análisis cualitativo y extraer conclusiones respecto a factibilidad de integración energética.

En la figura se visualiza que las corriente F4 y F5 podrán ser calentadas con la corriente de C3. El resto de las corrientes requieren del empleo de corrientes auxiliares.

**Tabla 7.3.** Distribución de las corrientes que se utilizarán en cada intercambiador.

Intercambiador	Corriente fría	Corriente caliente
Primer	F4	C3
Segundo	F5	C3
Tercero	F5	Agua de salida del condensador de la columna concentradora

Sin embargo, el calor disponible para intercambiar en C3 no es suficiente, por lo que se decide emplear la corriente de agua a la salida del condensador de la columna concentradora para finalizar la tarea. Esta última corriente iba a ser enfriada en una torre para ser reutilizada, por lo que el proceso antes mencionado que reduce la T de entrada a la torre, es beneficioso.

## 7.3. Diseño de equipos de intercambio

### 7.3.1 Primer intercambiador

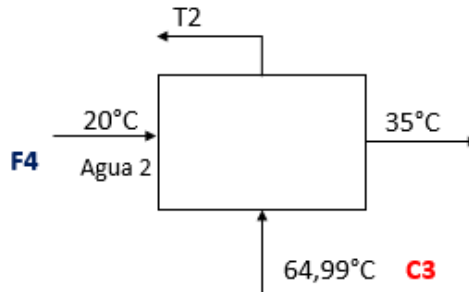


Figura 7.3. Diagrama de primer intercambiador.

Para el diseño de este intercambiador, se propone utilizar la corriente caliente 3 (C3). Sabiendo que el calor que necesita absorber o liberar cada corriente. El mismo es calculado como:

$$Q = W \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (7.1)$$

En donde:

- W : Flujo másico en kg/h.
- CP : Capacidad calorífica promedio (entre la temperatura de entrada y de salida de cada corriente) en kJ/kg°C.
- ΔT : Diferencia entre la temperatura de salida y de entrada de cada corriente.
- λ: Calor de condensación en kJ/kg.

Primero, se calcula la temperatura con la que sale la corriente (T2):

$$14,36 \text{ kW} = 51.696 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 28.432,966 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 3,48 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (64,99^\circ\text{C} - T2)$$

Luego, la temperatura de salida de la corriente C3 (también llamada "Producto Final"):

$$T2 = 64,467^\circ\text{C}$$

A continuación, se procede al cálculo del área necesaria para el intercambio, para ello se implementa:

$$Q = U \cdot A \cdot DMLT \quad (7.2)$$

Donde la diferencia de temperatura media logarítmica se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$DMLT = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}} \quad (7.3)$$

En este caso, es 36,68°C.

De bibliografía [7.1], se busca un coeficiente de transferencia de calor (U) y se toma un U de 800-1600 W/m<sup>2</sup>·K. Tomaremos el caso más conservador que es un U de 800 W/m<sup>2</sup>·K, que es 2880 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Luego, el área necesaria para el intercambio es:

$$A=0,48 \text{ m}^2$$

### 7.3.2. Segundo Intercambiador

Para el diseño de este se utiliza la corriente F5 (“Maíz 4”) para enfriar la corriente C3 (“Producto Final”), ya previamente enfriada en parte por el primer intercambiador.

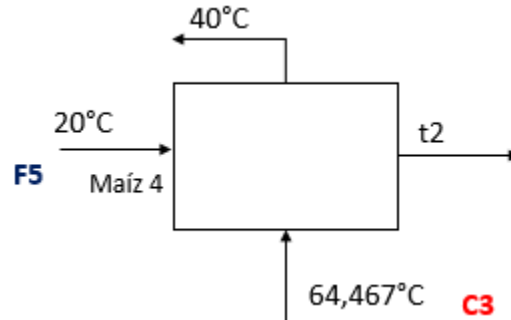


Figura 7.4. Diagrama de segundo intercambiador.

Luego, con la ecuación (7.1), se calcula la temperatura de salida de la corriente F3:

$$675,9 \text{ kW} = 2433240 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 318.512,91 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 4,2 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (t_2 - 20)$$

$$t_2 = 21,81^\circ\text{C}$$

Luego se procede al cálculo del área necesaria para el intercambio, para ello se implementa la ecuación (7.2). Para eso se calcula DMLT, con la ecuación (7.3), en este caso es de 29,9°C.

De bibliografía [7.1] se busca un coeficiente de transferencia de calor (U) y se toma un U de 800-1600 W/m<sup>2</sup>·K. Tomaremos el caso más conservador que es un U de 800 W/m<sup>2</sup>·K, que es 2880 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Luego, el área necesaria es:

$$A= 28,25 \text{ m}^2$$

### 7.3.3. Condensador - Concentradora

Para el diseño de este intercambiador se impone la diferencia mínima de temperatura ( $\Delta T= 10^\circ\text{C}$ ).

En este caso se desea enfriar la corriente que ingresa a 78,25°C a 66,06°C. Se decide utilizar una corriente de agua fría a 23,5°C. Por lo que se calcula el caudal de agua que se necesita para enfriar esta corriente. Sabiendo que:

- $Q = 1,069 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}$
- $C_p = 4,209 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$



$$- \Delta T = 56,06 \text{ }^\circ\text{C} - 23,5 \text{ }^\circ\text{C} = 32,56 \text{ }^\circ\text{C}$$

Se calcula la cantidad de agua necesaria con la ecuación (7.1) por lo que **la cantidad de agua que se necesita es de 780.035,5 kg/h.**

Con la ecuación (7.3) se calcula el DMLT que en nuestro caso es 31,3°C.

De bibliografía se busca un coeficiente de transferencia de calor (U) y se toma un U de 800-1600 W/m<sup>2</sup>·K. Tomaremos el caso más conservador que es un U de 800 W/m<sup>2</sup>·K, que es 2880 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Luego, el área necesaria se obtiene con la ecuación (7.2) es:

$$A = 1.185,9 \text{ m}^2$$

### 7.3.4 Tercer intercambiador

Para calentar el resto de la corriente se va utilizar la corriente de agua de salida del condensador de la columna concentradora. Esta sale a una temperatura de 56,06°C y posee un caudal de 780.035,5 kg/h.

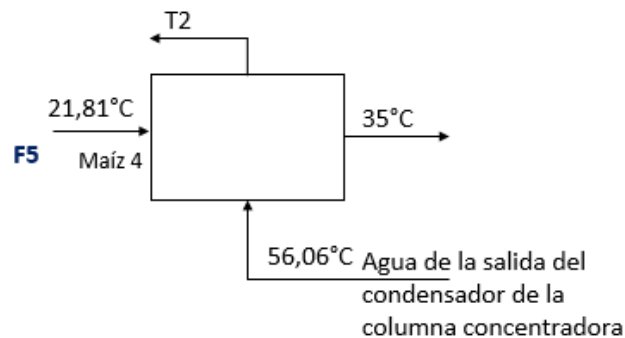


Figura 7.5. Diagrama de tercer intercambiador.

Luego, con la ecuación (7.1), se obtiene el calor a intercambiar:

$$Q = 318.512,91 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 4,2 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (35 - 21)^\circ\text{C}$$

$$Q = 17.644.978,19 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Por lo que se calcula la temperatura de salida de la corriente:

$$17.644.978,2 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 780.035,5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 4,2 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (56,06 - T2)^\circ\text{C}$$

$$T2 = 50,7^\circ\text{C}$$

Luego se procede al cálculo del área necesaria para el intercambio, para ello se implementa la ecuación (7.2). Para eso se calcula DMLT, con la ecuación (7.3), en este caso es de 24,8°C.

De bibliografía se busca un coeficiente de transferencia de calor (U) y se toma un U de 800-1600 J/sm<sup>2</sup>K. Se tomará el caso más conservador que es un U de 800 W/m<sup>2</sup>·K, que es 2880 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Luego, el área necesaria es:

$$A = 247 \text{ m}^2$$

### 7.3.5. Reboiler - Concentradora

Sabemos que para el reboiler se emplea esta ecuación:

$$Q = W \cdot C_p \cdot \Delta T + W \cdot \lambda \quad (7.4)$$

En donde:

- W : Flujo másico en kg/h.
- Cp: Capacidad calorífica promedio (entre la temperatura de entrada y de salida de cada corriente) en kJ/kg°C.
- $\Delta T$  : Diferencia entre la temperatura de salida y de entrada de cada corriente.
- $\lambda$ : Calor de condensación en kJ/kg.

En este caso se desea calentar la corriente 100°C a 100,1°C. Para este equipo se utiliza una corriente auxiliar, proveniente de la caldera. Tal como se detallará posteriormente, se alimentará la caldera con un aceite térmico. Luego, se procede a calcular el caudal de aceite necesario, sabiendo que:

- $Q = 1,774 \cdot 10^8$  kJ/h.
- $C_p = 2.647$  kJ/kg K
- $\Delta T = 335^\circ\text{C} - 110,1^\circ\text{C} = 224,9^\circ\text{C}$

Se calcula, con la ecuación (7.1), la **cantidad de aceite térmico (W) a utilizar es de 297.995,8 kg/h.**

Luego se procede al cálculo del área necesaria para el intercambio, para ello se implementa la ecuación (7.2). Para eso se calcula DMLT, con la ecuación (7.3), en este caso es de 71,44°C.

De bibliografía se busca un coeficiente de transferencia de calor (U) y se toma un U de 350-900 W/m<sup>2</sup>·K, ya que se trata de un aceite liviano. Tomaremos el caso más conservador que es un U de 350 W/m<sup>2</sup>·K, que es 1260 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Luego, el área necesaria es:

$$A = 1.970,8 \text{ m}^2$$

### 7.3.6. Condensador - Extractora

Se desea enfriar la corriente que ingresa a 78,14°C a 64,99°C. Se utiliza una corriente de agua fría a 23,5°C. Por lo que se calcula el caudal de agua que se necesita para enfriar esta corriente. Sabiendo que:

- $Q = 5,386 \cdot 10^7$  kJ/h.
- $C_p = 4,21$  kJ/kg°C
- $\Delta T = 54,99^\circ\text{C} - 23,5^\circ\text{C} = 31,5^\circ\text{C}$

Entonces con la ecuación (7.1) se calcula la **cantidad de agua que se necesita es de 406.138,1 kg/h.**

Luego, con la ecuación (7.3) se calcula DMLT que es igual 31,4°C. Para el coeficiente de transferencia se toma el caso más conservador que es un U de 800 J/sm<sup>2</sup>K, que es 2880 kJ/h·m<sup>2</sup>K. Entonces con la ecuación (7.2) se calcula el área:

$$A = 595,6 \text{ m}^2$$

### 7.3.7. Reboiler - Extractora

En este caso se desea calentar la corriente 117,9°C a 185°C. Para este equipo se utiliza una corriente auxiliar, proveniente de la caldera. Por lo que se utiliza aceite a 335°C. Con estos datos se procede a calcular el caudal de aceite necesario. Sabiendo que:

- $Q = 6,346 \cdot 10^7$  kJ/h.
- $C_p = 2,647$  kJ/kg K
- $\Delta T = 335 \text{ °C} - 195 \text{ °C} = 140 \text{ °C}$

Luego con la ecuación (7.1), se calcula **la cantidad de aceite térmico (W) a utilizar que es de 171.245,07 kg/h.**

Se procede al cálculo del área necesaria para el intercambio, para ello se utiliza la ecuación (7.2). Por lo que se calcula DMLT, con la ecuación (7.3), en este caso es de 109,5°C. Para el coeficiente de transferencia se toma el caso más conservador que es un U de 350 W/m<sup>2</sup>·K, que es 1260 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Luego, el área necesaria es:

$$A = 459,95 \text{ m}^2$$

### 7.3.8. Condensador - Recuperadora

En este caso se desea enfriar la corriente que ingresa a 82,52°C a 74,6°C. Se decide utilizar una corriente de agua fría a 23,5°C. Por lo que se calcula el caudal de agua que se necesita para enfriar esta corriente, contando con los siguientes datos:

- $Q = 6,6 \cdot 10^6$  kJ/h.
- $C_p = 4,2$  kJ/kg°C
- $\Delta T = 64,6 \text{ °C} - 23,5 \text{ °C} = 41,1 \text{ °C}$

Entonces con la ecuación (7.1) se calcula **la cantidad de agua que se necesita es de 38.234,3 kg/h.**

Luego, con la ecuación (7.3) se calcula DMLT que es igual 31,7°C. De bibliografía [7.1], se busca un coeficiente de transferencia de calor (U) y se toma un U = 250-750 W/m<sup>2</sup>·K, ya que en esta torre hay mayor proporción de glicerina, que es un solvente orgánico. Tomaremos el caso más conservador que es un U de 250 W/m<sup>2</sup>·K, que es 900 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Entonces, con la ecuación (7.2) se calcula el área:

$$A = 231,3 \text{ m}^2$$

### 7.3.9. Reboiler - Recuperadora

En este caso se desea calentar la corriente 192°C a 239,8°C. Para este equipo se utiliza una corriente auxiliar, proveniente de la caldera. Por lo que se utiliza aceite a 270°C. Con estos datos, se procede a calcular el caudal de aceite necesario:

- $Q = 1,62 \cdot 10^7$  kJ/h.
- $C_p = 0,665$  Kcal/kg°C = 2,78 kJ/kg°C
- $\Delta T = 335 \text{ °C} - 249,8 \text{ °C} = 85,2 \text{ °C}$

Luego con la ecuación (7.1), se calcula **la cantidad de aceite térmico (W) a utilizar que es de 71.832,6 kg/h.**

Luego se procede al cálculo del área necesaria para el intercambio, para ello se implementa la ecuación (7.2). Por lo que se calcula DMLT, con la ecuación (7.3), en este caso es de 74,95°C. Para el coeficiente de transferencia se toma el caso más conservador que es un U de 350 W/m<sup>2</sup>K, es decir de 1260 kJ/h·m<sup>2</sup>·K.

Luego, el área necesaria es:

$$A=171,54m^2$$

**Tabla 7.5.** Resumen de los condensadores y reboilers del arreglo de destiladores.

	Condensador		Reboilers	
	Caudal de agua (Kg/h)	Área (m <sup>2</sup> )	Caudal de aceite (Kg/h)	Área (m <sup>2</sup> )
<b>Columna concentradora</b>	780.035,5	1.185,9	297.995,8	1.970,8
<b>Columna extractora</b>	406.138,1	595,6	171.245,07	459,95
<b>Columna recuperadora</b>	38.234,3	231,3	71.832,6	171,5
<b>Total</b>	<b>1.224.407,90</b>	<b>2.012,80</b>	<b>541.073,5</b>	<b>2.602,2</b>

**Tabla 7.6.** Resumen de los intercambiadores.

	Área (m <sup>2</sup> )
<b>Primer intercambiador</b>	0,5
<b>Segundo intercambiador</b>	28,2
<b>Tercer intercambiador</b>	247

## 7.4. Diseño de torre de enfriamiento

### 7.4.1. Selección de tipo de equipo

Dado que los caudales de agua circulantes por la planta son considerablemente altos, se plantea la posibilidad de generar circuitos cerrados para evitar su desperdicio. Los principales caudales involucrados son: el de refrigeración del sistema de reactores y los necesarios en los condensadores de las tres torres de destilación.

Se selecciona la utilización de una torre de enfriamiento por sobre un sistema de refrigeración, ya que el mismo sería notoriamente más costoso por la cantidad de equipos

que lo componen y debido a que se debería utilizar fluidos refrigerantes, que usualmente son tóxicos.

Existen principalmente dos clasificaciones para las torres de enfriamiento:

**Torres de circulación natural:** este tipo de torres, se clasifican, a su vez, en torres atmosféricas y en torres de tiro natural. Las torres atmosféricas actualmente, están en desuso.

Una torre de tiro natural es aquella en la que el aire es inducido por una gran chimenea situada sobre el relleno. La diferencia de densidades entre el aire húmedo caliente y el aire atmosférico es el principal motivo por el cual se crea el tiro de aire a través de la torre, junto con la velocidad del viento. Por ambos motivos, las torres de tiro natural han de ser altas y, además, deben tener una sección transversal grande para facilitar el movimiento del aire. Estas torres son muy indicadas para enfriar grandes caudales de agua.

**Torres de tiro mecánico:** se trata de torres compactas, con una sección transversal y una altura de bombeo pequeñas en comparación con las torres de tiro natural. En estas torres se puede controlar de forma precisa la temperatura del agua de salida, y se pueden lograr valores de acercamiento muy pequeños. Si el ventilador se encuentra situado en la entrada de aire, el tiro es forzado. Cuando el ventilador se ubica en la zona de descarga del aire, se habla de tiro inducido.

En las torres de tiro forzado el aire se descarga a baja velocidad por la parte superior de la torre. Estas torres son, casi siempre, de flujo a contracorriente. Son más eficientes que las torres de tiro inducido, puesto que la presión dinámica convertida a estática realiza un trabajo útil. El aire que se mueve es aire frío de mayor densidad que en el caso de tiro inducido. Esto también significa que el equipo mecánico tendrá una duración mayor que en el caso de tiro inducido, ya que el ventilador trabaja con aire frío y no saturado, menos corrosivo que el aire caliente y saturado de la salida. Como inconveniente debe mencionarse la posibilidad de que exista recirculación del aire de salida hacia la zona de baja presión, creada por el ventilador en la entrada de aire.

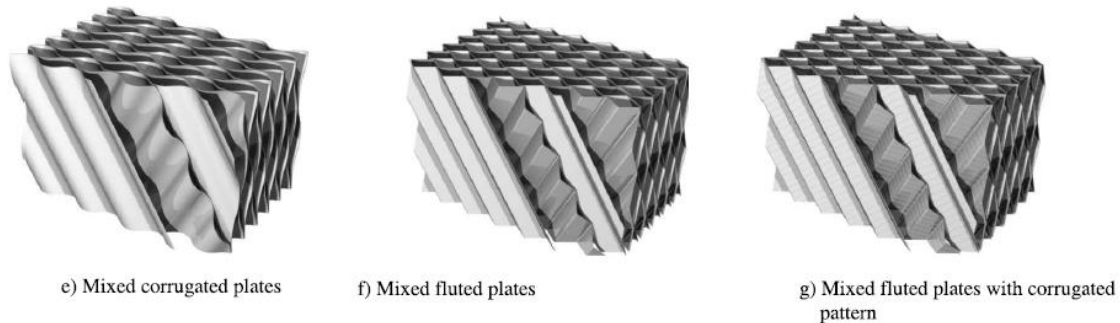
Las torres de tiro inducido pueden ser de flujo a contracorriente o de flujo cruzado. El flujo a contracorriente significa que el aire se mueve verticalmente a través del relleno, de manera que los flujos de agua y de aire tienen la misma dirección pero sentido opuesto. La ventaja que tienen este tipo de torres es que el agua más fría se pone en contacto con el aire más seco, lográndose un máximo rendimiento. En éstas, el aire puede entrar a través de una o más paredes de la torre, con lo cual se consigue reducir en gran medida la altura de la entrada de aire. Además, la elevada velocidad con la que entra el aire hace que exista el riesgo de arrastre de suciedad y cuerpos extraños dentro de la torre. La resistencia del aire que asciende contra el agua que cae se traduce en una gran pérdida de presión estática y en un aumento de la potencia de ventilación en comparación con las torres de flujo cruzado.

En las torres de flujo cruzado, el aire circula en dirección perpendicular respecto al agua que desciende. Estas torres tienen una altura menor que las torres de flujo a contracorriente, ya que la altura total de la torre es prácticamente igual a la del relleno. El mantenimiento de estas torres es menos complicado que en el caso de las torres a

contracorriente, debido a la facilidad con la que se pueden inspeccionar los distintos componentes internos de la torre.

En primer lugar, se considera utilizar una torre de tiro mecánico, ya que la misma involucra como principal mecanismo de transferencia de calor y masa, la convección forzada. Mientras que las torres de tiro natural, sólo involucran convección natural, que presenta menores coeficientes de transferencia que con convección forzada.

Teniendo en cuenta los aspectos anteriores, **se decide utilizar una torre de enfriamiento de tipo tiro mecánico forzado con flujo cruzado** (ventilador en la parte inferior del equipo y relleno para flujo cruzado para evitar incrementar los costos de mantenimiento debido a daños mecánicos).



**Figura 7.6.** Relleno para flujo cruzado.

## 7.4.2. Diseño del equipo

Para realizar el diseño de esta torre de enfriamiento, se cuenta con los siguientes datos:

**Tabla 7.7.** Datos para el diseño de la torre de enfriamiento.<sup>48</sup>

Temperatura de bulbo seco del aire en pergamino	29°C
Humedad relativa	60%
Temperatura del bulbo húmedo	21°C
Entalpía del aire ingresante (HG1)	67,5 kJ/kg aire seco
Coefficiente de transferencia (Ky.a)	5040 kg/h.m <sup>3</sup> (1,4 kg/s.m <sup>3</sup> )
Caudal de agua (L)	733,1 kg/s
Temperatura de entrada del agua (TL2)	41,5°C
Temperatura de salida del agua (TL1)	23,5°C
Cp del agua a temperatura promedio entre entrada y salida	4,175 kJ/kg.K

<sup>48</sup> El coeficiente de transferencia correspondiente al relleno, se halló de bibliografía [7.4].

Luego, se consideran los siguientes balances de masa y energía para una torre rellena:

Balance de masa

$$L + dL + G \cdot Y' = G \cdot (Y' + dY') + L$$

$$dL = G \cdot dY'$$

Balance de energía

$$L \cdot Cp \cdot (TL2 - TL1) = G \cdot (HG2 - HG1)$$

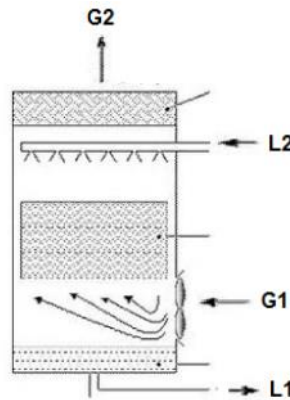


Figura 7.7. Esquema de la torre de enfriamiento.

Las consideraciones realizadas para la resolución de los balances son:

- El aire sale de la torre saturado.
- El calor específico del agua se toma como constante.

Sólo se tiene información del punto de operación “1” (HG1, TL1) y la temperatura TL2, por lo tanto, se procede a hallar la pendiente máxima de la recta de operación ( $L \cdot Cp/G$ ), para poder estimar la cantidad de aire a utilizar en la torre. Treybal [7.2] recomienda utilizar una relación ( $L \cdot Cp/G$ ) que sea 1,25 veces menor a la máxima. Utilizando el diagrama psicrométrico, se halló que la pendiente máxima corresponde a 5,37. Por lo tanto, la cantidad de aire mínima a ingresar es 570 kg/s. Como se recomienda utilizar un 25% más, **la cantidad de aire a ingresar será de 712,5 kg/s.**

Dado que la diferencia de temperaturas de líquido entre la entrada y la salida es mayor a 10 °C, se estima Ntog gráficamente. El valor de Ntog obtenido es de 5,3. Por otro lado, el valor de Htog se determina según:

$$HTOG = \frac{G1'}{Ky \cdot a}$$

G1' corresponde al flujo másico de aire que ingresa a la torre, es decir, que es el caudal másico expresado por unidad de área.

La altura total de la torre de enfriamiento se obtuvo de la expresión siguiente:

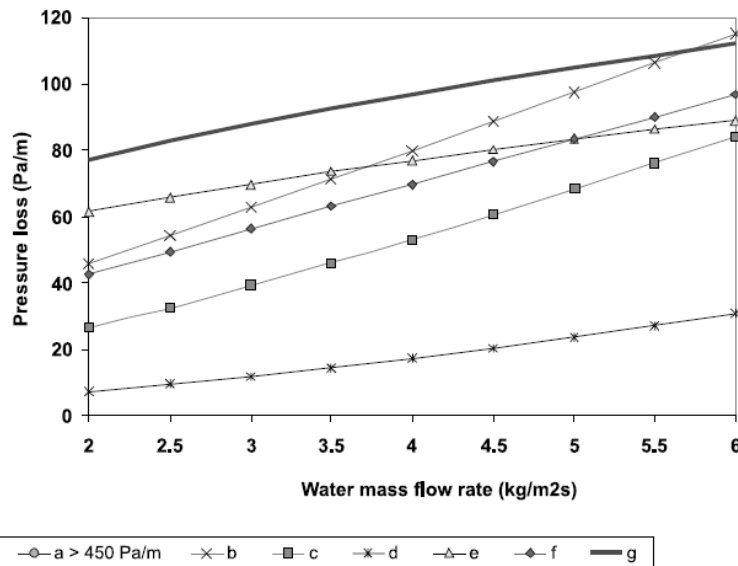
$$Z = HTOG \cdot NTOG$$

Para poder hacer el cálculo de la altura de la torre, fue necesario fijar un área transversal para poder hallar el flujo másico. De catálogos de torres comerciales, se observó que suelen ser de sección cuadrada y que la altura suele ser el doble del ancho y del largo. Por lo tanto, el valor de Htog corresponde a 4,24 y **la altura de la torre a construir es de 22,5 m.**

Por otro lado, debe calcularse el agua de reposición por evaporación de la torre, según:

$$M = 1,1 \cdot Gs' \cdot (Y2' - Y1')$$

Luego, el **caudal de agua de reposición correspondiente es de 31,35 kg/s (112.860 kg/h).**



**Figura 7.8.** Pérdida de carga determinada experimentalmente. [7.3]

Se seleccionó como relleno el señalado como e) en la figura 7.7, ya que como se observa en el gráfico anterior, es el que presenta menor pérdida de carga.

De acuerdo a lo calculado, la pérdida de carga correspondiente es de 1816 Pa y **la potencia que consume el ventilador es de 1177 kW.**



**Tabla 7.8.** Resumen de diseño torre de enfriamiento.

<b>Torre de enfriamiento para sistema de refrigeración de reactores</b>	
<b>Caudal de agua a enfriar</b>	2.639.160 kg/h
<b>Temperatura de entrada del agua</b>	41,5°C
<b>Temperatura de salida del agua</b>	23,5°C
<b>Agua de reposición</b>	112.860 kg/h
<b>Altura de la torre</b>	22,5 m
<b>Potencia consumida por el ventilador</b>	1177 kW

## 7.5. Caldera

### 7.5.1. Selección de fluido calefactor

El sistema más comúnmente usado en la caldera es el de generación de vapor de agua saturado, debido principalmente a la gran capacidad calorífica por unidad de masa que transporta el vapor de agua, junto con los elevados coeficientes de transferencia que genera. Sin embargo, en años recientes ha entrado en auge el reemplazo de las instalaciones de vapor por otras que trabajan con fluidos térmicos. A continuación se incluye una comparación entre ambos sistemas, centrándose en las ventajas que posee el uso de fluidos térmicos de acuerdo a la empresa española Pirobloc, especialista en este tipo de equipos:

Los requisitos para las instalaciones de vapor son más restrictivos que los de fluido térmico:

- Precisan de una sala de calderas exterior a las naves de fabricación, con gruesos muros de protección y amplio espacio alrededor.
- Exigen una descalcificación del agua y existe el riesgo de introducir agua salada en la caldera cuando el descalcificador no actúa correctamente, con la consiguiente corrosión de las paredes del hogar y reducción del poder de transmisión de calor y de vida de la caldera.
- Exigen un tratamiento del pH del agua en su interior para prevenir posibles corrosiones y oxidaciones de las partes en contacto con el agua.
- Se precisa efectuar un control de sales y otros sólidos insolubles que se acumulan, ya que el vapor, al ser menos denso, no los arrastra consigo. Esto ocurre fácilmente si no se establece un adecuado programa de purgas y su correspondiente mantenimiento.
- Posibilidad de que existan “arrastres” de agua cuando la caldera contiene una excesiva parte de sólidos insolubles por exceso de alcalinidad. En estos casos, el título del vapor es excesivamente húmedo y la transmisión de calor es tan

deficiente que se obliga a interrumpir el proceso. También puede originar graves problemas la formación de óxidos en el interior de la caldera, que luego se transmiten a las máquinas con los consiguientes problemas para el producto procesado con este vapor.

En cambio, las calderas de aceite térmico, el fluido no sufre cambio de fase, trabajan a presiones muy bajas pudiendo en cambio llegar a alcanzar temperaturas de servicio normales de 280 a 300 °C. Por otro lado, otra característica importante que las define, es el alto rendimiento global de la instalación que suele oscilar entre el 87 y el 90 %, en función de las temperaturas de trabajo.

Frente a esto, se plantea el empleo de fluido térmico, el cual posee numerosas ventajas:

- No exige ningún tratamiento y su vida útil puede oscilar entre 8 y 10 años aproximadamente, dependiendo de los parámetros de trabajo de la instalación. Por otro lado, al no existir evaporación en el circuito, no requiere de la instalación de un sistema de purgas.
- Además, dado que no trabajan a altas presiones, no es necesaria la construcción de muros de contención, guardar distancias a vecinos y demás normas restrictivas que rigen para el vapor, y pueden emplazarse en cualquier lugar, incluso junto a las máquinas de producción, reduciendo así el área de requerida.
- No existe desgaste en el generador ni en las redes de las tuberías, ya que se trabaja con un líquido lubricante, no corrosivo como el agua.
- No existen arrastres de agua, sales, óxidos, ni otros sólidos insolubles que puedan afectar la transmisión de calor por medio del aceite térmico tratándose, por consiguiente, de instalaciones prácticamente exentas de mantenimiento.
- El calentamiento mediante un fluido térmico permite llegar a niveles de regulación de temperatura en las máquinas de hasta 2°C, algo que con el vapor se dificulta, ya que las diferencias son del orden 10°C en una instalación normal. Esto es un factor muy importante en el ahorro de combustible, ya que permite planificar un promedio de temperatura muy regular, sin temor a que la calidad del producto se vea afectada por los altibajos que sufriría si fuera tratada con vapor. La suma de los factores enumerados da como resultado un ahorro de combustible que podemos cifrar en un mínimo de un 12 a un 18%, según datos brindados por Pirobloc.
- Pueden anular los problemas de preferencias de paso en las instalaciones de vapor, de forma que las máquinas que se hallan más cerca de las calderas reciben todo el caudal de vapor necesario, pero a las más alejadas muchas veces les falta caudal. Con el fluido térmico, y mediante un sistema de válvulas de retención, se asegura cada equipo recibe el caudal de aceite necesario, con la consiguiente estabilidad de temperatura en cada una.
- Imposibilidad de explosión, ya que no hay alta presión en su interior, ni almacenamiento de aceite.

- No existen cavitaciones en la bomba de recirculación del aceite térmico. En cambio sí pueden existir con el vapor cuando el agua de alimentación recuperada de los condensados pasa de 90 °C.

Habiendo analizado las ventajas de este tipo de calderas, se propone el uso de un aceite térmico que llegue a una temperatura de 335°C, ya que se desea utilizar sólo una caldera que alimente a los tres reboilers. Además, no se utiliza vapor saturado, ya que la caldera que se necesita debería trabajar a 137 bar, pero no se encontró disponible en catálogos, por lo que debería diseñarse bajo pedido, incrementado notablemente su costo.

El aceite térmico que se propone utilizar es Dow Downtherm G. El rango de temperaturas de uso recomendadas es de -6°C a 360°C, en la siguiente tabla se encuentran algunas de sus propiedades.

**Tabla 7.9.** Propiedades del aceite térmico Dow Downtherm G.

Aceite térmico Downtherm G	
Temperatura de fusión	Por debajo de los 4°C
Temperatura crítica	548°C
Presión crítica	27,56 bar
Densidad a 335°C	802.8 kg/m <sup>3</sup>
Calor específico a 335°C	2.647 kJ/kg K
Presión de vapor a 335°C	2,35 bar

## 7.4.2. Combustible a utilizar

En los últimos años ha crecido el interés por las fuentes de energías neutras a efectos de CO<sub>2</sub>, es decir, que liberan en su combustión la misma cantidad de CO<sub>2</sub> que la que acumulan durante su crecimiento. Esto ha provocado el empleo de la biomasa como combustible.

En el caso de la de producción de bioetanol a partir de maíz, podrían utilizarse las hojas de esta planta como combustible para la caldera. Sin embargo, un estudio realizado por Berlanga-Labari [7.6] es concluyente en que los residuos de cultivos (como hojas y tallos) presentan un alto contenido de metales alcalinos, azufre y cloro, siendo estos los causantes de la aparición de depósitos y de corrosión en el interior de las calderas.

En la biomasa, los metales alcalinos se encuentran asociados, químicamente a la parte orgánica ó como sales simples; esto significa que se pueden liberar fácilmente a la fase gaseosa durante la combustión. El azufre y el cloro tienen una gran influencia en el comportamiento termodinámico del potasio durante la combustión de la biomasa. A las temperaturas de trabajo de las calderas, el potasio condensa como sulfato, cloruro y silicato formando depósitos. El cloro puede causar corrosión por componentes de la fase gaseosa, por los efectos de los depósitos ó por una combinación de ambos.

Por otro lado, se considera que en la planta diseñada se recibirá el maíz en granos y no entero, por lo que tampoco se tendría disponible los restos del cultivo.

Luego, **se decide utilizar gas natural como combustible para la caldera**. De este modo, se prioriza la integridad mecánica de este equipo clave para el proceso de obtención de bioetanol.

## 7.5. Resumen de consumos de la planta

Tabla 7.10. Resumen de consumo eléctrico de la planta.

Equipos	Consumo (kW)
Bombas	1149
Compresor	55
Ventilador de torre de enfriamiento	1177
Centrífuga decantadora	215
Molino de martillos	185
Transporte de "Maíz 1"	52,6
Transporte de "Maíz 2"	28,5
Transporte de "Maíz 3"	28,2
Transporte de levadura seca	0,05
Transporte de DDG	10,3
Agitación de tanque de acondicionamiento	0,3
Criba rotatoria	8,7
<b>TOTAL= 2909,6 kW</b>	

Como se observa en la tabla 7.10, **el consumo total de potencia estimado de equipos de la planta es de 2,9 MW**. Probablemente, el mismo sea mayor, teniendo en cuenta que, en la mayoría de los casos, la eficiencia real de cada equipo no era conocida.

Por otro lado, a este consumo, debe sumarse el de instalaciones de personal, de luminarias, etc.

Sin embargo, observando este valor estimado, se puede concluir que la planta diseñada se encuentra en el rango de consumo usual para este tipo de proyectos, dado que se conoce que la Acabio consume en total 3,5 MW.

**Tabla 7.11.** Resumen de consumo de agua de la planta.

Corriente	Caudal (kg/h)
Agua para tanque de acondicionamiento	126.473,75
Agua para propagación de levadura	816,55
Agua de servicio para absorbedor	7.000
Agua de reposición de la torre de enfriamiento de agua para reactores	112.860
<b>TOTAL =247.150,3 kg/h</b>	

**Tabla 7.12.** Resumen de consumo de energía térmica de la planta.

Equipo	Calor consumido (kJ/h)
Reboiler de torre concentradora	$1,77 \cdot 10^8$
Reboiler de torre extractora	$6,35 \cdot 10^7$
Reboiler de torre de recuperación de glicerol	$1,62 \cdot 10^7$

## 7.9. Bibliografía

- 
- [7.1] Cao E., *Intercambiadores de calor*.
- [7.2] Treybal R.E., *Operaciones de Transferencia de Masa*, Ed. Mc Graw-Hill, 2da Edición
- [7.3] Kranc S.C, *Optimal spray patterns for counterflow cooling towers with structured packing*, Applied Mathematical Modelling Vol.31, p. 676-686, 2007.
- [7.4] Alean J.D, Gutiérrez G.A, Chejne F., Bastidas M.J, *Simulación de una Torre de Enfriamiento Mecánica Comparada con Curvas Experimentales*, Información Tecnológica–Vol. 20 N°3, pág 13-18, 2009.
- [7.5] Heredia O.S, Comese R.V. , Zubillaga M.S, Chirckes J.D., Graziano A.L, Pagano E., *Caracterización físico química de las aguas superficiales y subterráneas de Pergamino (Bs. As.)*, Universidad de Buenos Aires, Facultad de Agronomía.
- [7.6] Berlanga-Labari C., Fernández Carrasquilla J., *Revisión sobre la corrosión de tubos sobrecalentadores en plantas de biomasa*, Revista de Metalurgia, Vol. 42, pp.299-317, 2006.



# CAPÍTULO 8



**Tratamiento de  
vinazas finas,  
cogeneración y  
economía circular**





## 8.1. Resumen ejecutivo

---

La producción de etanol requiere cantidades considerables de agua de proceso, que finalmente termina formando parte de las vinazas finas junto con los sólidos solubles remanentes. Actualmente, la mayoría de las mejoras aplicadas al proceso, se relacionan con la optimización de la producción de bioetanol, pero no con el tratamiento de los residuos del proceso.

En el presente capítulo, se realiza una revisión de los posibles tratamientos/ usos de las vinazas finas y se selecciona la alternativa óptima, bajo la premisa de introducir al proyecto la noción de “economía circular”.

Mediante el análisis realizado, se propone tratar las vinazas para su descarga a un cuerpo de agua cercano, como es el arroyo Pergamino. Se decide realizar un tratamiento de las vinazas de fácil implementación como son las lagunas facultativas. Según la estimación realizada a partir de datos de bibliografía, se requerirían dos lagunas de 20.519 m<sup>2</sup> de área cada una.

Por otro lado, se propone una ampliación futura de la planta, incorporando un biodigestor para realizar el tratamiento anaeróbico de las vinazas. De este modo, se lograría convertir un efluente en una corriente aprovechable para la generación de biogás y obtención de fertilizantes. De acuerdo a las estimaciones realizadas, se obtendrían 2.197,22 m<sup>3</sup>/h de biogás (con 30% de eficiencia de combustión de metano), que podrían producir 95.869 kWh/día para abastecimiento de energía eléctrica y 159.550,86 kWh/día para el requerimiento de energía térmica.

Por último, se introduce el concepto de cogeneración, mediante la incorporación de una turbina a gas, permitiendo generar la energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de la planta. Además, esta turbina funcionaría en paralelo con la caldera, que se alimenta de los gases de combustión del gas natural, colaborando con la disminución de los costos operativos de la planta.

## 8.2. Justificación y antecedentes

---

Crear una industria de biocombustibles sostenible requiere una evaluación integral que tome en consideración numerosos factores, como la deforestación, los métodos de producción de cultivos, el consumo de energía, agua y recursos y los desechos generados (emisiones y efluentes de la producción).

En la producción de bioetanol, uno de los factores más cuestionados es el alto consumo energético requerido para producir cantidades casi equivalentes de energía, almacenadas en el etanol. Frente a esto se llevó a cabo una revisión de los consumos energéticos involucrados en la producción y con los resultados arrojados por el análisis se efectuó un planteo de alternativas que permitan reducir en el balance de energía de la planta.

Al realizar la evaluación, se destacó el elevado consumo involucrado en la evaporación para la producción de DDGS, encontrando que **es posible ahorrar hasta un 50% de energía calórica al no usar evaporadores para la vinaza liviana [8.25]**. Esta mayor eficiencia energética, determina la conveniencia de sacar el producto en forma húmeda.

Por el contenido de humedad de 65% se requiere de la cercanía de la planta a las zonas ganaderas donde se destina la burlanda húmeda. En términos de costos, el flete juega un papel determinante en el negocio, la relación entre precio de burlanda húmeda y fletes determina el radio máximo de distribución.

Sin embargo, la anulación del proceso de evaporación de las vinazas livianas implica la generación de un efluente con un alto contenido de carga orgánica, lo cual no concilia en el contexto de la producción de energías renovables y que se proyectan como amigables con el medioambiente. En este marco, similares críticas deben realizarse a las emisiones de CO<sub>2</sub> de la planta, tanto a las provenientes de la reacción de fermentación, como a las vinculadas a la quema de combustibles y a la generación de energía eléctrica que se consume.

Frente a lo expuesto, el presente capítulo replantea el proceso productivo con la mirada puesta en el impacto ambiental, no con el objetivo de obtener un valor del mismo, sino de analizar para, a continuación, proponer alternativas y rediseñar todo aquello que contribuya a su reducción.

## 8.3. Economía circular

### 8.3.1. ¿Qué es la economía circular?

La economía circular es un concepto económico que se interrelaciona con la sostenibilidad, y cuyo objetivo es que el valor de los productos, los materiales y los recursos (agua, energía, etc.) se mantenga en la economía durante el mayor tiempo posible, y que se reduzca al mínimo la generación de residuos. Se trata de implementar una **nueva economía, circular -no lineal-**, basada en el principio de «cerrar el ciclo de vida» de los productos, los servicios, los residuos, los materiales, el agua y la energía.

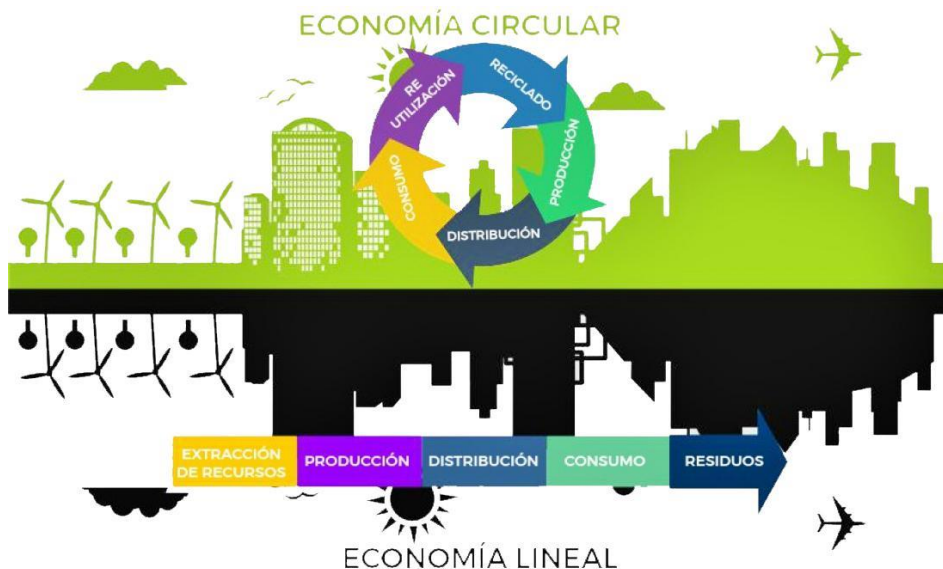


Figura 8.1. Economía circular vs. economía lineal.

### 8.3.2. Aspectos de la economía circular

El sistema lineal de nuestra economía (extracción, fabricación, utilización y eliminación) ha alcanzado sus límites. Se empieza a vislumbrar, en efecto, el agotamiento de una serie de recursos naturales y de los combustibles fósiles. Por lo tanto, la economía circular propone un

nuevo modelo de sociedad que utiliza y optimiza los stocks y los flujos de materiales, energía y residuos y su objetivo es la eficiencia del uso de los recursos.

Los residuos se convierten en recursos. El producto debe ser diseñado para ser deconstruido, así es como la economía circular consigue convertir nuestros residuos en materias primas, paradigma de un sistema de futuro.

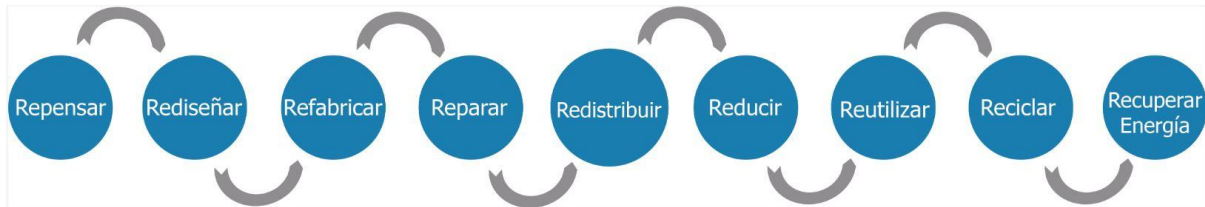


Figura 8.2. Concepto Multi R.

Así, la economía circular descansa en varios principios:

- **La eco-concepción:** considera los impactos medioambientales a lo largo del ciclo de vida de un producto y los integra desde su concepción.
- **La ecología industrial y territorial:** establecimiento de un modo de organización industrial en un mismo territorio caracterizado por una gestión optimizada de los stocks y de los flujos de materiales, energía y servicios.
- **La economía de la “funcionalidad”:** privilegiar el uso frente a la posesión, la venta de un servicio frente a un bien.
- **El segundo uso:** reintroducir en el circuito económico aquellos productos que ya no se corresponden a las necesidades iniciales de los consumidores.
- **La reutilización:** reutilizar ciertos residuos o ciertas partes de los mismos, que todavía pueden funcionar para la elaboración de nuevos productos.
- **La reparación:** encontrar una segunda vida a los productos estropeados.
- **El reciclaje:** aprovechar los materiales que se encuentran en los residuos.
- **La valorización:** aprovechar energéticamente los residuos que no se pueden reciclar.

Por lo tanto, a lo largo del presente capítulo se planteará un análisis que conduzca a la optimización de los recursos, materiales y servicios empleados en la producción de bioetanol, a fin de repensar aquellos procesos que podrían optimizarse, rediseñar para generar de energía y cerrar lo mejor posible el círculo de la gestión de recursos.

## 8.4. Tratamientos aplicables y usos de las vinazas finas

Uno de los mayores **problemas de la producción de bioetanol es la disposición final de las vinazas finas**. Dado que las mismas presentan un alto contenido de materia orgánica, entre otros compuestos; es que no pueden desecharse directamente en un curso de agua. Además, en el presente proyecto, el caudal de vinazas finas remanente de la centrifugación es de 236.829 kg/h (229,9 m<sup>3</sup>/h), por lo que resulta considerable para el proceso.

**Tabla 8.1.** Caudal de vinazas livianas.

Corriente	Caudal (kg/h)	Caudal de sólidos (kg/h) <sup>49</sup>	Caudal de líquidos (kg/h)	Composición
Vinazas finas	236.829	2.128,7	234.700,3	0,89 %p/p sólidos

### 8.4.1. Caracterización de las vinazas finas

Si bien las características químicas y físicas de las vinazas finas, dependen fuertemente del tipo de maíz utilizado y de variables de proceso, se consideraron características extraídas de bibliografía. Además, se debió recurrir a la bibliografía debido a la imposibilidad de realizar la simulación de la columna concentradora con los sólidos presentes en el caldo de fermentación.

De acuerdo a los trabajos de Wilkie [8.2] y Wood [8.3], se recopilaron los siguientes datos.

**Tabla 8.2.** Propiedades y composición de las vinazas livianas.

Propiedades físicas	Porcentaje de humedad		Conductividad térmica			Difusividad térmica		Densidad	
	93,3 %		0,66 W/m <sup>2</sup> ·K			0,12 mm <sup>2</sup> /seg		1030 kg/m <sup>3</sup>	
Composición en porcentajes	Materia seca		Cenizas	Grasa cruda		Fibra detergente natural		Proteína cruda	
	9,73 %		0,90 %	1,20 %		1,80 %		1,23 %	
Composición en g/L	Celobiosa	Glucosa	Xilosa/ galactosa/ manosa	Arabinosa	Ácido succínico	Ácido láctico	Ácido acético	Glicerol	Etanol
	9,61	3,49	2,79	1,29	1,29	4,19	3,22	18,81	2,18
Parámetros importantes para el tratamiento	Relación DQO/mat. prima	Relación DQO/etanol	Azufre (como SO <sub>4</sub> )	DQO	DBO	N total	P total	Relación vinaza/maíz	pH
	0,349 kg/ kg maíz	0,92 kg/L etanol	299 mg/L	56 g/L	37 g/L	650,5 mg/L	699 mg/L	29 L vinaza kg de maíz	3.3-4.0

### 8.4.2. Parámetros de calidad de las descargas límites admisibles

En la Provincia de Buenos Aires, se aplica la Resolución 336/2003 de la Autoridad del Agua, que regula los parámetros de descarga de efluentes de acuerdo al destino final de los mismos. En la tabla 8.3, se muestran los parámetros de calidad a cumplir según esta Resolución.

De acuerdo a los valores de DBO y DQO de las vinazas finas, 35.000 mg/L y 56.000 mg/L, respectivamente (Tabla 8.2); puede observarse que la carga orgánica sobrepasa considerablemente los límites de descarga permitidos por norma, tanto para descarga a cuerpos de agua superficiales, como hacia al suelo. Esta condición trae como principal consecuencia la

<sup>49</sup> Se consideraron como sólidos separables durante la centrifugación la levadura, las proteínas y el almidón, en el caso de la glucosa se la consideró completamente soluble a fines prácticos.

disminución del oxígeno disuelto en el agua, provocando alteraciones en la diversidad del ecosistema, como por ejemplo, la muerte de organismos.

Lo mismo ocurre con el pH (3,3-4,0) y la temperatura de las vinazas (cercana a 100°C); siendo el pH notablemente inferior al permitido y la temperatura muy elevada. Estos hechos alteran las características del agua, impidiendo el desarrollo de determinadas especies.

En cuanto a las cantidades de compuestos inorgánicos (nitrógeno, fósforo y sulfatos), corresponden a 650,5 mg/L, 699 mg/L y 299 mg/L, respectivamente. Nuevamente, no se cumple con lo requerido en la Resolución. La presencia de altas cantidades de nitrógeno y de fósforo causan eutrofización de las aguas receptoras, es decir, la concentración elevada de ciertos nutrientes, que provoca la proliferación de algas. A largo plazo, este efecto causa una disminución del oxígeno disuelto en agua, por generar una capa de algas, que impide el paso de la luz solar y, en consecuencia, realizar la fotosíntesis a ciertas plantas.

**Tabla 8.3.** Parámetros límites de calidad de descarga de efluentes según Resolución 336/03.

Parámetro	Unidad	Límites de descarga			
		Colectora cloacal	Pluvial o cuerpo de agua superficial	Absorción por suelo	Mar abierto
Temperatura	°C	≤45	≤45	≤45	≤45
pH	-	7,0-10	6,5-10	6,5-10	6,5-10
Sólidos sedimentados 10 min	mg/L	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Sólidos sedimentados 2hs	mg/L	≤5	≤1	≤5	≤5
Sulfuros	mg/L	≤2	≤1	≤5	N.E
S.S.E.E	g/L	≤100	≤50	≤50	≤50
Cianuros	g/L	≤0,1	≤0,1	Ausente	≤0,1
Hidrocarburos totales	g/L	≤30	≤30	Ausente	≤30
Cloro libre	g/L	N.E	≤0,5	Ausente	≤0,5
Coliformes fecales	MP/ 100mL	≤20.000	≤2000	≤2.000	≤20.000
DBO	g/L	≤200	≤50	≤200	≤200
DQO	mg/L	≤700	≤250	≤500	≤500
SAAM	mg/L	≤10	≤2	≤2	≤5
Sustancias fenólicas	mg/L	≤2	≤0,5	≤0,1	≤2
Sulfatos	mg/L	≤1.000	N.E	≤1.000	N.E
Carbono orgánico total	mg/L	N.E	N.E	N.E	N.E
Hierro (soluble)	mg/L	≤10	≤2	≤0,1	≤10

<b>Manganeso (soluble)</b>	mg/L	≤0,1	≤0,5	≤0,1	≤10
<b>Zinc</b>	mg/L	≤5	≤2	≤1	≤5
<b>Níquel</b>	mg/L	≤3	≤2	≤1	≤2
<b>Cromo total</b>	mg/L	≤0,2	≤0,2	Ausente	N.E
<b>Cromo hexavalente</b>	mg/L	≤0,2	≤0,2	Ausente	N.E
<b>Cadmio</b>	mg/L	≤0,5	≤0,1	Ausente	≤0,1
<b>Mercurio</b>	mg/L	≤0,02	≤0,005	Ausente	≤0,005
<b>Cobre</b>	mg/L	≤2	≤1	Ausente	≤2
<b>Aluminio</b>	mg/L	≤5	≤2	≤1	≤5
<b>Arsénico</b>	mg/L	≤0,5	≤0,5	≤0,1	≤0,5
<b>Bario</b>	mg/L	≤2	≤2	≤1	≤2
<b>Boro</b>	mg/L	≤2	≤2	≤1	≤2
<b>Cobalto</b>	mg/L	≤2	≤2	≤1	≤2
<b>Selenio</b>	mg/L	≤0,1	≤0,1	Ausente	≤0,1
<b>Plomo</b>	mg/L	≤0,1	≤0,1	Ausente	≤0,1
<b>Plaguicidas organoclorados</b>	mg/L	≤0,5	≤0,05	Ausente	≤0,05
<b>Plaguicidas organofosforados</b>	mg/L	≤0,1	≤0,1	Ausente	≤0,1
<b>Nitrógeno total</b>	mg/L	≤105	≤35	≤105	≤105
<b>Nitrógeno amoniacal</b>	mg/L	≤75	≤25	≤75	≤75
<b>Nitrógeno orgánico</b>	mg/L	≤30	≤10	≤30	≤30
<b>Fósforo total</b>	mg/L	≤10	≤0,1	≤10	≤10

**Tabla 8.4.** Comparación de parámetros de las vinazas (para descarga a cuerpos de agua).

Parámetro	Valor del efluente	Valor límite	Problemas
<b>pH</b>	3,3 - 4,0	6,5-10	Problemas de desarrollo/ muerte de organismos
<b>Temperatura</b>	Cercana a 100 °C	Menor a 45°C	Problemas de desarrollo/ muerte de organismos
<b>DBO/DQO</b>	35.000/56.000 mg/L	50/250 mg/L	Contaminación de cuerpos de agua
<b>Nitrógeno total</b>	650,5 mg/L	35 mg/L	Eutrofización
<b>Sulfatos</b>	299 mg/L	No especificado	Corrosión de conductos de descarga
<b>Fósforo</b>	699 mg/L	0,1 mg/L	Eutrofización

De acuerdo a lo observado, se concluye en la necesidad obligatoria de realizar el tratamiento de las vinazas, dado que se exceden los parámetros permitidos por la Resolución 336/03 en forma considerable.

## 9.4.2. Tratamientos de la vinaza

Frente a la imposibilidad de volcar las vinazas, se detallan a continuación algunos usos y tratamientos usuales hallados en bibliografía:

**Recirculación de vinazas:** una porción de las vinazas finas puede recircularse hacia diferentes etapas del proceso. Según Cardona [8.1], puede recircularse una fracción correspondiente al 25-75%, ya que este uso de las vinazas trae aparejado la contaminación del caldo de fermentación con sustancias indeseables como el ácido láctico (proveniente del metabolismo de ciertas bacterias), minerales y sustratos no utilizados. Esta acumulación de sustancias que inhiben la actividad de las células de levadura. En contraparte, según Wilkie [8.2], la recirculación de la vinaza fina es efectiva solo si no se recicla más del 40-50% del caudal. En el caso de las enzimas la actividad no se vería afectada.

**Evaporación:** mediante evaporación de múltiples efectos, se concentra la vinaza en un jarabe y se produce vapor condensado con un bajo contenido de materia orgánica. Luego, este jarabe suele mezclarse con la corriente de DDG para producir DDGS. El vapor condensado podría utilizarse para recircularlo al proceso, pero debe tenerse en cuenta que puede causar contaminación del caldo de fermentación por contener compuestos orgánicos volátiles, como restos de etanol, ácido acético, etc.

**Separación con membranas:** se utiliza para la concentración de vinazas con el objetivo de recircular el permeado al proceso. Se han obtenido resultados prometedores con ultrafiltración y ósmosis inversa a alta presión. Las concentraciones de sólidos y cenizas en el permeado después de la ósmosis inversa son inferiores a las del agua del grifo, y es por eso que el permeado puede utilizarse como sustituto del agua tecnológica en el proceso de producción de etanol. Vale la pena señalar que el rendimiento de la fermentación no cambia incluso después de una recirculación de 8 veces del permeado. La fracción concentrada puede usarse como forraje en forma no procesada o seca.

**Producción de proteínas de célula única:** un uso potencial de las vinazas es para la producción de este tipo de proteínas a partir de un cultivo aeróbico de bacterias, para remover azúcares y proteínas solubles remanentes y disminuir el DQO.

**Producción de acetato de magnesio y calcio:** se obtienen mediante la fermentación de carbohidratos con la bacteria *Clostridium thermoaceticum*. Su principal uso es para sustituir al NaCl que se usa para fundir el hielo y que suele causar problemas de corrosión.

**Producción potencial de otros bioproductos:** se está estudiando la utilización de vinazas para la producción de algunos bioproductos, como enzimas, kitosano, hormonas para plantas y biopolímeros. Permiten no sólo la obtención de un producto de interés, sino también la reducción de la carga orgánica de la vinaza.

**Producción de algas:** este uso permite reducir la cantidad de nitrógeno y fósforo presentes en las vinazas, mediante el cultivo en este medio de algas (usualmente *Spirulina platensis*). La mezcla remanente es potencialmente utilizable como suplementación para la cría de animales y logra reducir el DQO de las vinazas hasta un 74%. Sin embargo, para el desarrollo de este tipo de algas, el medio debe tener un alto contenido de sodio, lo que provoca, nuevamente, inconvenientes con la disposición final del efluente.

**Remoción de color:** consiste básicamente en la remoción de cualquier sólido que esté suspendido y que pueda causar turbidez en una fuente de agua, mediante el uso de coagulantes y floculantes. Mediante la



remoción de los sólidos, se permite que el efluente descargado permita la penetración de la luz solar en la fuente de agua para el correcto desarrollo de ciertos organismos.

**Digestión anaeróbica:** El metano generado por la digestión de vinaza delgada reemplazará parcialmente combustibles no renovables (a menudo gas natural) como insumos energéticos en el proceso de producción de etanol.

**Fabricación de fertilizante mediante compostaje:** consiste en la mezcla de vinazas con restos de maíz o plantas y estiércol. Presenta un alto tiempo de residencia (35 días), luego se necesitan grandes áreas bajo cubierto. El tiempo de residencia puede incrementarse si la humedad del aire es alta, debido a que disminuye la velocidad de evaporación del agua.

**Fuente de potasio previa a concentración por evaporación:** habiendo llevado a cabo la evaporación de las vinazas finas en un evaporador multi-efecto, se recolecta el jarabe remanente para utilizarlo como fuente de potasio en la recuperación de los suelos. Se la concentra hasta 60 grados Brix para evitar ahorrar en transporte y evitar proliferación de microorganismos.

**Fuente energética vía incineración:** es un proceso complejo que consiste en la evaporación de las vinazas para su posterior secado y uso como combustible en polvo para calderas. Este proceso reduce hasta el 80% del volumen del efluente, según [8.5]. La incineración de las vinazas en polvo debe llevarse a una temperatura menor a 700°C, pues las sales de potasio se funden a temperatura mayor (restricciones de seguridad para manejo de sales fundidas). Cabe aclarar que las calderas deben diseñarse especialmente para este uso, ya que deben poder soportar altos contenidos de cenizas.

**Fertirriego:** es la aplicación directa del efluente como fertilizante para campos destinados a la agricultura. En algunos casos, existe imposibilidad de aplicación según composición de vinaza y tipo de suelo. En general, si se cumplen los parámetros de calidad requeridos, se suelen aplicar 400 m<sup>3</sup>/ha. cada 10/15 días.

**Lagunas de tratamiento:** implican un proceso sencillo que eliminaría parte de la carga orgánica del efluente, debe llevarse a cabo en grandes extensiones de terreno.

**Agua para ganado:** consiste, simplemente, en utilizar las vinazas para la hidratación del ganado. Debido al alto contenido de potasio que puede causar problemas gástricos, se debe diluir con agua.

A continuación, en la tabla 8.5, se presenta una comparación de los usos y tratamientos hallados en bibliografía para facilitar el análisis de los mismos.

**Tabla 8.5.** Comparación de usos y tratamientos de las vinazas livianas .

Uso/Tratamiento	Ventajas	Desventajas
<b>Recirculación de Vinazas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Disminuye el costo de tratamiento de efluentes.</li> <li>- Reduce la cantidad de agua fresca que se necesita en el proceso.</li> <li>- Recirculación del almidón.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sólo un máximo del 50% se puede recircular.</li> <li>- Puede inhibir la actividad de las células de levadura.</li> </ul>
<b>Evaporación</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Producción de los DDGS.</li> <li>-El agua condensada puede recircularse al proceso.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alto consumo energético.</li> </ul>
<b>Separación con membranas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta eficiencia.</li> <li>- Consumen menos energía.</li> <li>- Permeado puede utilizarse como sustituto del agua en el proceso.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Altos costos.</li> <li>- Posible obstrucción de las membranas.</li> </ul>



<b>Producción de acetato de magnesio y calcio</b>	-Aprovechamiento de las vinazas para producir compuestos que pueden ser comercializados.	-Involucra un proceso complejo de obtención
<b>Producción potencial de otros bioproductos</b>	-Producción de productos de interés para su comercialización. -Disminuye carga orgánica del efluente.	-Poco estudiado.
<b>Producción de algas</b>	-Reduce cantidad de nitrógeno y fósforo presentes en el efluente.	-Poco estudiado -Efluente con alto contenido de sodio, por lo que debe ser tratado.
<b>Digestión anaerobia</b>	- Generación de fuente de energía (biogás). -Disminuye carga orgánica del efluente y su volumen.	-Debe purificarse el biogás generado previo a su uso.
<b>Producción de proteínas de célula única</b>	-Uso para alimentación animal -Disminuye carga orgánica del efluente.	-Poco estudiado
<b>Remoción de color</b>	-Elimina sólidos en suspensión	-Es sólo un tratamiento primario del efluente, no elimina su carga orgánica.
<b>Fabricación de fertilizante mediante compostaje</b>	-Permite aprovechar residuos como un producto con uso extendido en la actividad agrícola. -Obtención sencilla.	-Altos tiempos de residencia. -El proceso de obtención ocupa grandes áreas bajo cubierto.
<b>Fuente de potasio previa a concentración por evaporación</b>	-Permite aprovechar la vinaza como un subproducto con uso extendido en la actividad agrícola.	-Gran gasto energético para su obtención.
<b>Fuente energética vía incineración</b>	-Permite convertir casi todo el efluente en combustible para la caldera.	-El proceso de obtención involucra un gasto energético y de equipos.
<b>Fertirriego</b>	-No implica el tratamiento del efluente.	-Puede contaminar los suelos/napas de agua si no cumple los parámetros de descarga legales. -Altos costos de transporte si no hay campos aledaños a la planta. -Debe contarse con gran cantidad de campos para su descarga. -Fuertes olores, incremento de presencia de insectos, putrescibilidad, deficiencia de magnesio.
<b>Lagunas de tratamiento</b>	- Bajo costo. -Implementación sencilla. -Consume poca energía. -Adaptable a carga cambiante.	-Requiere de grandes extensiones de terreno. -No permite obtener un producto de interés para su uso en la planta o comercialización. -Puede emitir olores.
<b>Agua para ganado</b>	-Implementación sencilla	-No permite obtener un producto de interés para su uso en la planta o comercialización. -Altos costos de transporte en caso que el ganado no se encuentre cerca de la planta.

## 8.5. Laguna de tratamiento

Las lagunas son un método de tratamiento de efluentes de implementación sencilla, pues sólo requieren la impermeabilización del suelo. Suelen ocupar grandes extensiones de terreno. Sin embargo, no se considera este factor como limitante para el proyecto, pues si bien el caudal de vinazas es considerable, se redujo en un 40% por el reciclo propuesto. Luego, el caudal a tratar en la laguna será de 142.097,3 kg/h (137,9 m<sup>3</sup>/h).

En función de las características climáticas y operativas, lo que ocurre en una laguna de tratamiento es:

- Los sólidos pesados sedimentan al fondo, donde son descompuestos por bacterias.
- Los materiales livianos que permanecen en suspensión (esencialmente carga contaminante de origen carbonoso) también son descompuestos por bacterias suspendidas.
- Una pequeña fracción de las vinazas entrantes se pierde por evaporación (aunque este mecanismo no implica disminución de la carga contaminante).
- Los nutrientes disueltos (nitrógeno y fósforo) son usados por algas verdes que viven en suspensión en el agua. Estas CO<sub>2</sub> y bicarbonato para construir su masa celular.

Debido a que la cantidad de sólidos en suspensión es baja, no se realizará ningún tratamiento previo para su separación. Además, se decide utilizar una laguna tipo facultativa<sup>50</sup> para evitar depender de un sistema de aireación que consumiría energía. La principal desventaja de este tipo de lagunas reside en la generación de malos olores, pero como la planta estará ubicada fuera de una zona urbana, no se considera que pueda afectar severamente a la población.

### 8.5.1. Caracterización de la laguna

Para un tratamiento correcto, las lagunas deben ser de poca profundidad (1-5 m). Se considerará el mayor valor de este rango, de modo tal de reducir el área a utilizar.

Normalmente, la velocidad de disminución del DBO se modela según una cinética de primer orden y como si fuera un reactor de mezcla completa. Sin embargo, se sabe que esto difiere notablemente de la realidad, ya que el diseño de un sistema de tratamiento de efluentes es altamente sensible a diferentes parámetros como temperatura ambiente, radiación solar, cantidad y tipo de microorganismos, etc. que, en este caso, no pueden conocerse con exactitud. Por lo tanto, se realizan los cálculos correspondientes para obtener un valor aproximado de cuánta superficie se necesitaría para la implementación de la laguna.

Para lagunas facultativas, la expresión cinética correspondiente, según Ramalho [8.26], es:

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{1}{1 + K \cdot t}$$

Donde:

<sup>50</sup> Por laguna facultativa se entiende a aquella que presenta una zona aeróbica en la parte superior (por contacto con el aire y producción de algas) y una zona anaeróbica en el fondo.

So: DBO inicial (35.000 mg/L)  
Se: DBO salida (250 mg/L -requerido por ley-)  
t: tiempo de residencia  
K: constante cinética de remoción de DBO

El tiempo de residencia es la relación entre el volumen de la laguna y el caudal ingresante de vinazas:

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{A \cdot D}{Q}$$

A: área de la laguna  
D: profundidad de la laguna  
Q: caudal de vinazas ingresante (137,9 m<sup>3</sup>/h=3309,6 m<sup>3</sup>/día)

Si bien la cinética es sencilla, el principal inconveniente se encuentra en la estimación de K, que debería obtenerse empíricamente a través de diferentes pruebas a escala piloto. Claramente esto no es posible para el presente trabajo, por lo que se usará un valor de K obtenido del trabajo de Largo Villamizar [8.27] para una planta de producción de alimentos a partir de maíz, ya que es el efluente más similar a las vinazas que se halló en bibliografía. Por lo tanto, el valor de K considerado es de 0,35 días<sup>-1</sup>.

Considerando estos valores, el tiempo de residencia resulta de 463 días. Este valor es demasiado alto e involucraría una laguna excesivamente grande, por lo tanto, se decide probar con dos lagunas en serie. La expresión cinética correspondiente es:

$$\frac{Se}{So} = \frac{1}{(1 + K \cdot t1) \cdot (1 + K \cdot t2)}$$

Se consideró t1=t2. El resultado obtenido fue de 31 días de tiempo de residencia para cada laguna, siendo este valor coherente para este tipo de tratamientos de efluentes.

Por lo tanto, **se implementarán 2 lagunas facultativas, cuyo área total individual es de 20.519 m<sup>2</sup>**, es decir, que deberían destinarse más de 4 hectáreas del predio de la planta para las lagunas.

## 8.6. Tratamiento anaeróbico de vinazas

Si bien el tratamiento anaeróbico de las vinazas permitiría cerrar la economía de la planta de producción de bioetanol, se decide proponerlo como una futura ampliación de la planta, debido a que su complejidad, involucra un análisis cuantitativo que debe desarrollarse detalladamente y escapa al tema principal del presente trabajo. Por lo tanto, se lo desarrollará de manera general para demostrar su viabilidad.

En la Tabla 8.6 se resumen los principales estudios realizados que avalan este tipo de tratamiento y sus principales resultados.

**Tabla 8.6.** Estudios de biogás con vinazas de maíz.

Proceso	Producción de biogás	Ref.
Biorreactor de lecho fluidizado anaeróbico (AFBR) que emplea zeolita como medio portador; T = 37 ° C	AFBR mostró hasta 88% de eliminación de TCO <sub>D</sub> y 78% de eliminación de TSS, a tasa de carga orgánica de 29 kg de DQO / m <sup>3</sup> y un tiempo de residencia de 3,5 días. Las tasas de producción de metano de hasta 40 L / L de destilación se alcanzaron en el estado estacionario.	[8.18]
Ensayos en BMP con ajuste de alcalinidad; T = 35 ° C y 55 ° C.	Los mejores rendimientos en condiciones termófilas con potencial de metano hasta 1 L / gVS. Rendimiento de metano de 58 L / kg de vinaza en condiciones mesofílicas (60 días SRT).	[8.19]
Ensayos de BMP con ajuste de alcalinidad; T = 35 ° C; ISR: 3,67-0,46 g / g. A la velocidad de carga orgánica de 0,46 g / g, la degradación se completó en 15-16 días.	El potencial de metano en condiciones estándar se encontró en el rango de 401-458 mL / g VS agregado, con remociones orgánicas entre 76% y 94% en modo discontinuo.	[8.21]
Prueba por lotes (250 mL); T = 35 ° C; ISR: 0.5-3.0 gVS / gVS; Agitación mecánica.	La vinaza tratada por centrifugación y adición de cal, dio como resultado una producción rápida de altos niveles de biogás (763 ml de biogás/ gVS agregado), bajo el ISR óptimo de 2,0 gVS / gVS.	[8.12]
Pruebas por lotes; T = 35 ° C; ISR : 4-8 g TCO <sub>D</sub> / gVSS	El proceso en dos etapas permitió un aumento del 18.5% en el rendimiento total de energía.	[8.22]
Pruebas en batch (con volumen de operación de 2,8 L); T = 35 ° C	La digestión anaeróbica de la vinaza de maíz fue capaz de mejorar la utilización del contenido general y extraer un mayor rendimiento de biomasa lignocelulósica en comparación con la fermentación de etanol solo.	[8.23]

ISR: Proporción de sustrato/inóculo.

Como se mencionó previamente, las vinazas livianas poseen una concentración alta de materia orgánica que impide su disposición en cursos de aguas. La aplicación de un tratamiento anaeróbico a una mezcla de las vinazas con cultivos de bacterias reduce la carga orgánica, liberando metano.

Potencialmente, con la radicación de operaciones ganaderas en las periferias de las plantas de etanol, se podría cerrar aún más el circuito de energía, dado que sería posible sumar a la corriente de vinazas los desechos de los animales, incrementando la producción de biogás, por lo que la demanda de energía para la industrialización del maíz estaría abastecida por el propio sistema integrado, generando menores costos de producción y eliminando posibles problemas de polución al medio ambiente. Además, se obtiene un lodo remanente de alto contenido de nutrientes, que puede ser aprovechado como fertilizante (utilizándolo en las dosis correctas). Es decir, que **si se cuenta con campos de cultivo aledaños o con explotaciones ganaderas cercanas a la planta, podría evitarse la descarga de residuos de proceso a las fuentes de agua cercanas y a la vez obtener un rédito con la producción de fertilizantes.**

A partir de lo anteriormente detallado, se propone:

- Recircular el 40% de las vinazas finas.
- Realizar una digestión anaeróbica de un 60%, de forma tal de, aplicar un tratamiento biológico al efluente (disminuyendo su carga orgánica) y, por otro lado, obtener un producto de interés para el proceso, como es el biogás, que puede ser utilizado para disminuir los costos de energía de la planta. De esta manera se cerraría el ciclo económico del maíz, empleando los residuos del ganado en la producción de biogás y a continuación la utilización del biofertilizante subproducto de la generación de biogás, se obtiene una recirculación de los nutrientes que la biomasa tomó del suelo para crecer: ciclo cerrado de nutrientes.

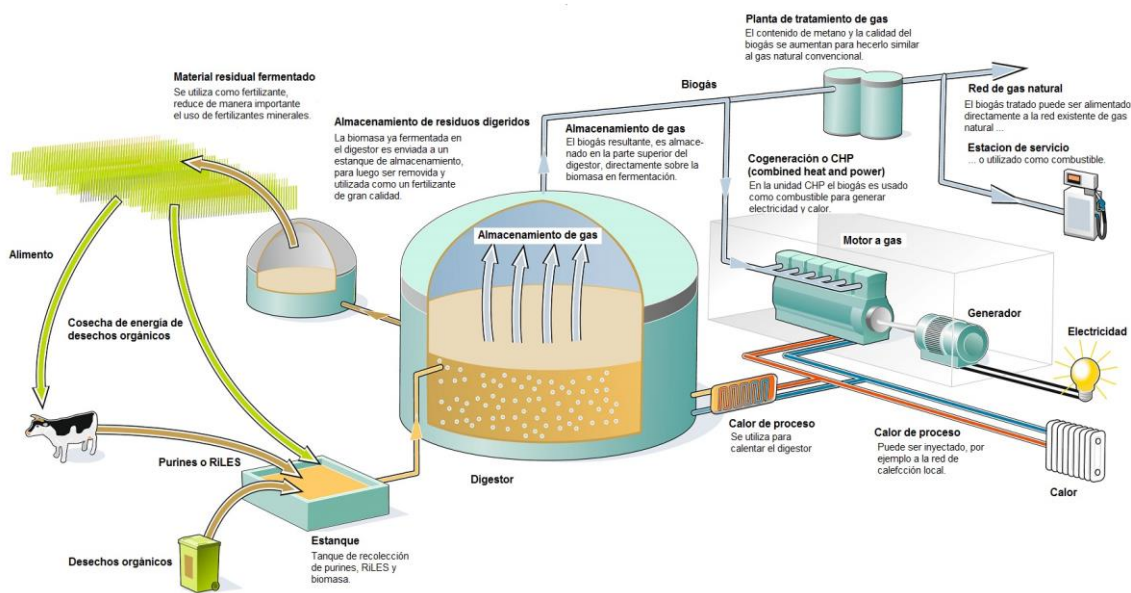
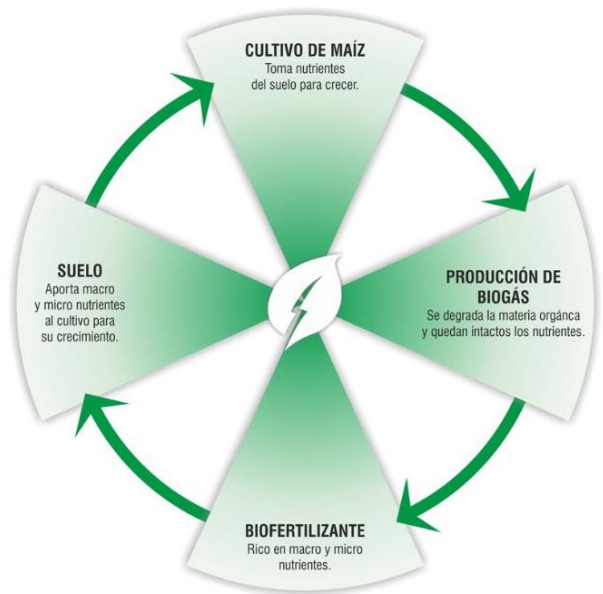


Figura 8.3. Usos del biogás

Los reactores anaeróbicos que se utilizan son de grandes dimensiones y pueden trabajar a temperaturas mesofílicas (20°C a 40°C), o termofílicas (más de 40°C). Generalmente, están conectados a equipos de cogeneración, de forma tal, de alimentar a la planta con el gas generado. Según Wilkie [8.2], la operación anaeróbica produce un 10% menos de lodos que la aeróbica y mediante este proceso se logra reducir hasta un 97% del DQO de las vinazas finas, utilizando un reactor tipo UASB.

## 8.6.1. Etapas intervinientes en la generación de biogás

El biogás es una mezcla constituida fundamentalmente por metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ).

La generación de biogás constituye un proceso vital dentro del ciclo de la materia orgánica en la naturaleza. Las bacterias metanogénicas en efecto constituyen el último eslabón de la cadena de microorganismos encargados de digerir la materia orgánica y devolver al medio los elementos básicos para reiniciar el ciclo.

**Tabla 8.7.** Composición aproximada<sup>51</sup> del biogás.

Componentes	Concentración
Metano	50-70%v/v
Dióxido de carbono	30-50%v/v
Agua	2-7% (saturación)
Ácido sulfhídrico	0-8%v/v
Nitrógeno	0-1%v/v
Oxígeno	0-1%v/v
Hidrógeno	0-2%v/v
Monóxido de carbono	0-1%v/v

**1. Fase de hidrólisis:** las bacterias que intervienen en esta etapa toman la materia orgánica virgen (con largas cadenas de estructuras carbonadas) y las van rompiendo y transformando en cadenas más cortas y simples (ácidos orgánicos) liberando hidrógeno y dióxido de carbono. Este trabajo es llevado a cabo por un complejo de microorganismos de distinto tipo que son en su gran mayoría anaerobios facultativos.

**2. Fase de acidificación:** esta etapa la llevan a cabo las bacterias acetogénicas, que realizan la degradación de los ácidos orgánicos llevándolos al grupo acético  $\text{CH}_3\text{-COOH}$  y liberando como productos hidrógeno y dióxido de carbono.

<sup>51</sup> La composición del biogás depende de varios factores, entre ellos, la materia orgánica que se ingresa al biodigestor.



**3. Fase metanogénica:** Las bacterias intervinientes en esta etapa pertenecen al grupo de las archibacterias. La transformación final cumplida en esta etapa tiene como principal sustrato el acético junto a otros ácidos orgánicos de cadena corta y los productos finales liberados están constituidos por el metano y el dióxido de carbono.

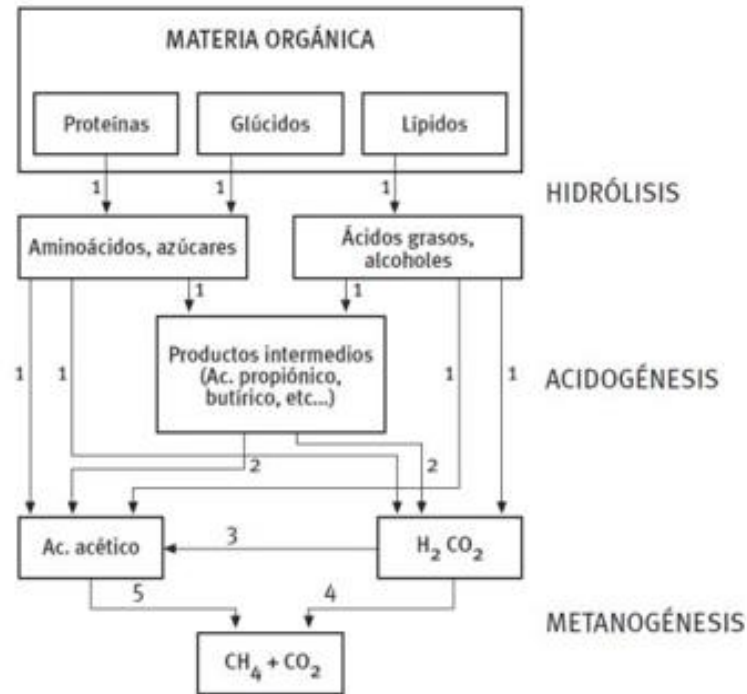


Figura 8.4. Esquema de la digestión anaeróbica.

## 8.6.2. Aspectos cinéticos de la producción de biogás

Tal como se mencionó previamente, los sistemas anaeróbicos pueden ser diseñados para operar en condiciones mesofílicas y/o termofílicas. Las temperaturas más altas aumentan la actividad de las bacterias, duplicándose la misma con un aumento de 10 °C. Por lo tanto, los sistemas con temperaturas termofílicas pueden producir biogás un 25-50% más rápido que los sistemas mesofílicos. Sin embargo, operar a temperaturas termofílicas hace que el sistema sea más susceptible a cambios en el sustrato y a la toxicidad. Luego, se recomienda realizar el tratamiento anaeróbico a temperaturas del rango mesofílico. Además, este rango, al ser más cercano al de temperatura ambiente, facilita el control respecto a la operación a altas temperaturas. En este caso, **se decide operar el reactor de producción de biogás a 35°C**, ya que los modelos cinéticos considerados trabajan a esta temperatura.

Según el trabajo de Alkan [8.12], la alcalinidad del sustrato es un factor importante para la producción de biogás, por lo que **se sugiere trabajar a un pH de 8**, ya que en experiencias anteriores proporcionó alta producción de biogás. Por lo tanto, se debe ajustar el pH mediante el agregado de una base, como podría ser NaOH.

Syaichurrozi [8.9] realizó experiencias para determinar la relación óptima entre el DQO y la cantidad de nitrógeno presente, ya que el nitrógeno es un nutriente fundamental para la construcción de paredes celulares de las bacterias. **La relación DQO/N óptima resulta ser de**

600/7 (85,7). De los datos recopilados en la tabla 8.4, puede observarse que esta relación resulta ser de 86,1; por lo tanto, se considera que no sería necesario el agregado de nitrógeno.

### Estimación del volumen del reactor

En el trabajo de Rahman [8.10], se desarrolla un modelo cinético que permite estimar el tiempo de residencia del reactor. En el mismo, se presenta un modelo de primer orden para estimar la variación de la carga orgánica, según:

$$C = C_0 \cdot e^{-k \cdot t} \quad (8.1)$$

Donde:  $C_0$  corresponde a la carga orgánica inicial de las vinazas,  $C$  a la carga orgánica de salida,  $k$  es la constante específica de velocidad y  $t$  el tiempo de residencia. La expresión correspondiente para  $k$  es:

$$k_{DBO} = 10^{(-1.60765 - 0.00031394 \cdot P + 0.00415 \cdot K - 0.00217 \cdot S)}$$

Donde:  $k_{DBO}$  es la constante para la demanda biológica de oxígeno ( $\text{día}^{-1}$ ),  $P$  es la concentración inicial de fosfato (mg de fosfato/L),  $K$  es la concentración inicial de potasio (mg/L) y  $S$  es la concentración inicial de azufre (mg/L). Luego, con los datos de la vinazas fina se obtiene un  $k_{DBO} = 0,153 \text{ día}^{-1}$ .

Para diseñar el reactor primero se debe decidir un mínimo de remoción de DBO y/o DQO, por lo que se obtiene la concentración final. Sabiendo que la concentración inicial de DBO es de 35.000 mg/L, y usando el  $k$ , se obtiene el tiempo de tratamiento requerido a partir de la ecuación (8.1). Luego se obtiene el siguiente gráfico:

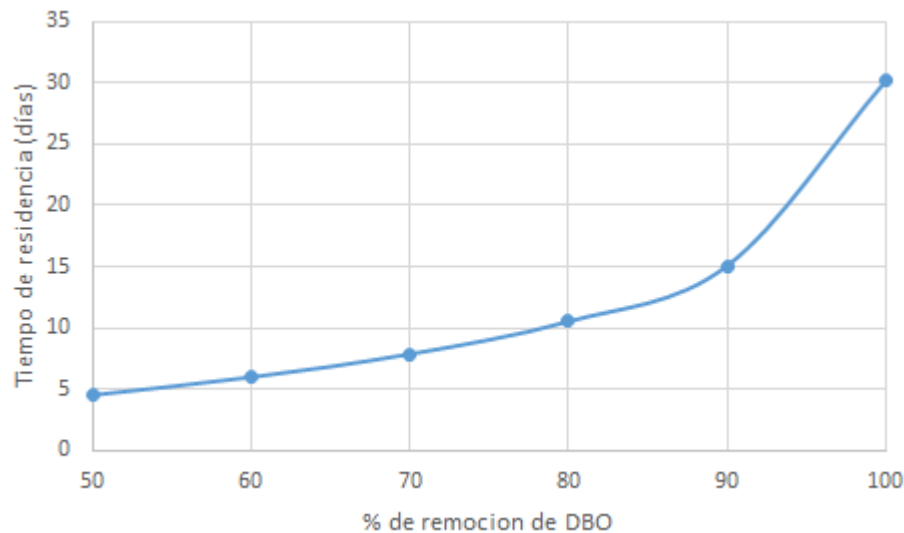


Figura 8.5. Tiempo de residencia en el reactor vs. porcentaje de remoción.

Sabiendo que el caudal a tratar es de 142.097,4 kg/h (137,96  $\text{m}^3/\text{h}$ ) de vinazas, se puede calcular el volumen requerido del reactor, considerando un tiempo de residencia de 5 días. Se elige este valor, dado que el porcentaje de remoción de materia orgánica, si bien es un aspecto



importante, no condiciona el tratamiento a realizar<sup>52</sup> y para porcentajes de remoción altos, el tiempo de residencia se incrementa considerablemente.

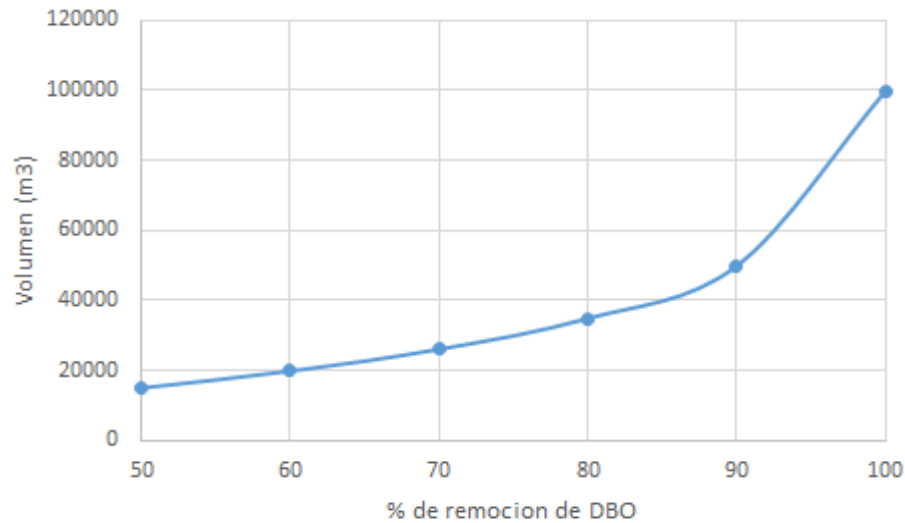


Figura 8.6. Volumen del reactor vs. porcentaje de remoción.

### Estimación de la producción de biogás

Para la estimación de la producción de biogás se decidió utilizar todo el caudal de vinazas finas que no fue recirculado al sistema junto con un 3% de estiércol.

Sabiendo que 0,35 m<sup>3</sup> de biogás se producen por kg DQO eliminado [8.19], se pudo calcular el caudal de biogás a partir de vinazas. Para el estiércol cada tonelada de sólidos volátil que posee se forma 350 m<sup>3</sup> de biogás, según [8.19] en un kilo de estiércol posee 0,785 kg de sólidos volátiles.

Tabla 8.8. Estimación de la producción del biogás.

Estiércol (%)	Caudal total (kg/h)	Caudal total (m <sup>3</sup> /h)	Caudal estiércol (kg/día)	Caudal de biogás (m <sup>3</sup> /h)	Caudal de Biogás (m <sup>3</sup> /día)	Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )
3	146.492,14	142,23	105.474,34	2.197,22	52.733,22	17.067,05

### 8.6.3. Purificación de biogás

Dependiendo de la materia orgánica utilizada, la composición del biogás varía notablemente pudiendo alcanzar los rangos previamente detallados. Los componentes diferentes al metano reducen sus propiedades combustibles, generando, además, problemas de corrosión en los equipos y, en ciertos casos, pueden generar problemas para la salud humana.

La caldera a utilizar para el suministro de vapor a la planta puede operar con biogás, por lo que no es necesario eliminar el CO<sub>2</sub> que se encuentra en gran proporción. Sin embargo, es necesario tratar el biogás obtenido para eliminar el ácido sulfhídrico remanente, que se produce

<sup>52</sup> Debido a que se plantea tratar las vinazas para la producción de biogás, evitando su descarga a cuerpos de agua. Por lo tanto, deja de ser requisito el cumplimiento de la Resolución 336/2003.

como residuo de la descomposición anaeróbica de la materia orgánica. Este compuesto es altamente tóxico y corrosivo, por lo que representa un peligro para los operarios de la planta y, además, puede causar daño mecánico a los equipos.

Luego, el producto recuperado se mezcla con el lodo remanente para utilizarlo como biofertilizante, adecuándolo sus condiciones a las necesarias para el suelo de la región (por ejemplo, puede ser necesario ajustar su pH).

**Tabla 8.9.** Límites de contaminantes para uso de biogás en celdas de combustible para generación eléctrica. [8.24]

Contaminante	Requisito
H <sub>2</sub> S	<4 ppmv
Compuestos halogenados	<4 ppmv
Componentes orgánicos volátiles (excepto metano)	<0,5% olefinas
O <sub>2</sub>	<4%
NH <sub>3</sub>	<0,5%
Nitrógeno	<3,5%
H <sub>2</sub> O	Eliminar humedad y condensados
Bacterias/Sólidos	Eliminar todos los sólidos y bacterias

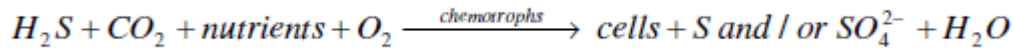
En la tabla 8.10, se recopilaron los métodos de eliminación de ácido sulfhídrico hallados en bibliografía y sus principales aspectos.

**Tabla 8.10.** Métodos de purificación de biogás.

Método	Características
<b>Absorción física</b>	-Purificación mayor al de 98% v/v CH <sub>4</sub> . -Método sencillo. -Remueve H <sub>2</sub> S y CO <sub>2</sub> .
<b>Absorción química</b>	-La eficiencia depende del compuesto utilizado. -Remueve H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> O.
<b>Adsorción en superficie sólida</b>	-Eficiencia mayor al 98%. -Remueve H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O e impurezas -Muy costoso. -Requiere energía. -Alta caída de presión.
<b>Separación por membrana</b>	-Purificación de de 98% v/v CH <sub>4</sub> . -Alta caída de presión. -Remueve H <sub>2</sub> S y CO <sub>2</sub> , de acuerdo al tipo de membrana.
<b>Separación criogénica</b>	-Recupera el gas puro en forma líquida facilitando el transporte -Baja eficiencia. -Muy costoso.
<b>Método de conversión química</b>	-Reduce gases indeseables a trazas, mediante reacciones químicas -Consumo de H <sub>2</sub> .
<b>Procesos de oxidación seca</b>	-Alta eficiencia en la eliminación de H <sub>2</sub> S. -Proceso peligroso.
<b>Separación biológica</b>	-Eficiencia del 99%. -No generan un producto remanente, por lo que no presentan problema de disposición final. -Método sencillo.

En la revisión bibliográfica realizada por Morero [8.16], se destacan los métodos de separación biológica por sobre los demás, debido a los siguientes aspectos:

- Los métodos tipo físico-químicos, si bien son eficientes, presentan altos costos de adquisición y de operación.
- Flexible al aceptar volúmenes variables de biogás y cargas de concentraciones de contaminantes.
- Reducidas y sencillas tareas de mantenimiento.
- Los métodos biológicos no generan un remanente contaminante del tipo "gas de cola", presentando carencia de contaminantes secundarios.
- Presentan menores costos de inversión y operación por el bajo consumo de reactivos.
- Menor consumo energético al poder trabajar a temperatura ambiente.
- Si se utilizan bacterias en forma aeróbica (con una inyección controlada de aire), la reacción involucrada corresponde a:



Por lo tanto, **se concluye en que los métodos de purificación biológica serían los más aptos para esta aplicación**, ya que el biogás se produce con el principal objetivo de contribuir a generar energía para el proceso, por lo que no convendría utilizar un método de eliminación de H<sub>2</sub>S que genere un consumo considerable de energía.

## 8.6.4. Equipos necesarios

### Biodigestores

Dado que el caudal de vinazas a procesar es considerable y, por lo tanto, también lo es el volumen del biodigestor a utilizar, se decide utilizar un reactor continuo tipo mezcla completa. Este tipo de biodigestor presenta una estructura sencilla y admite grandes volúmenes.

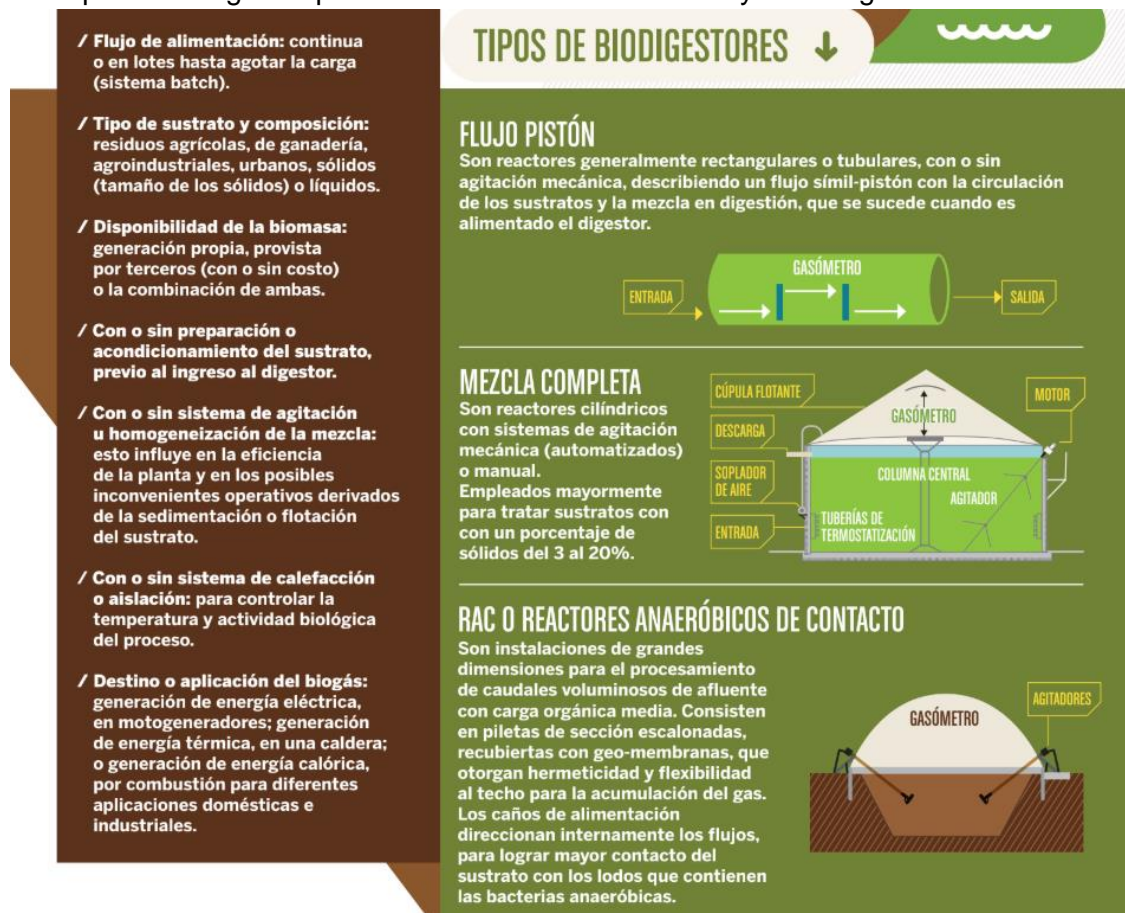


Figura 8.7. Tipos de biodigestores y sus características.

### Tanque de purificación de biogás

Para la purificación biológica del biogás, existen sistemas que permiten que los microorganismos seleccionados, se encuentren inmovilizados o en suspensión, mineralicen los

compuestos a tratar. Los sistemas más utilizados son los biolavadores, biofiltros de lecho fijo (BLF) y biofiltros de lechos escurrido.

Los biolavadores presentan dos etapas de desarrollo: en la primera se realiza un proceso de absorción y en la segunda, que se efectúa con un reactor biológico, la etapa de regeneración. En la etapa de absorción, los contaminantes se extraen mediante la absorción con agua en una torre de aspersión o columna. En la segunda etapa, el líquido recircula al reactor biológico en donde se lleva a cabo la oxidación, por microorganismos que pueden encontrarse libres o inmovilizados. Una vez reducida la concentración del contaminante en el líquido, éste es reciclado al absorbedor.

En los biofiltros el flujo de gas a tratar debe pasar por un "reactor" que contenga un material de soporte fijo y poroso que debe estar humedecido, que es lugar donde se desarrollará la película de microorganismos. El contaminante es transferido desde el gas a esta biopelícula húmeda en donde es transformado eventualmente en  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ , siendo estos compuestos arrastrados a la salida. Para minimizar problemas operativos resultantes de la compactación del relleno, los biofiltros se construyen en sectores con una altura de no más de 1,2 m, con el objetivo de limitar el aumento de presión a través del biofiltro a 10 cm de la columna de agua.

La eficiencia de remoción de partículas, dependerá de varios factores relacionados con el diseño de los biofiltros y las propiedades de los contaminantes presentes en el gas a tratar. La eficiencia de remoción del  $\text{H}_2\text{S}$ , lograda por los biofiltros oscila entre un 90 y un 100%.

Los biofiltros de escurrimiento (biotrickling filters) operan en forma similar a biofiltros, aunque en los de escurrimiento, se introduce una fase líquida enriquecida en nutrientes a las camas de relleno o lechos de soporte, compuestas de material inerte y sintético, o bien, de material natural como rocas volcánicas, suelo. La solución introducida contiene nutrientes inorgánicos esenciales, tales como nitrógeno, fósforo, potasio, sodio, entre otros, y dicha solución puede ser reciclada luego de ser utilizada. Aunque los biofiltros de escurrimiento son más complejos que los filtros convencionales, usualmente son más efectivos, especialmente en el tratamiento de compuestos difíciles de descomponer o compuestos que generan productos secundarios, tales como  $\text{H}_2\text{S}$ . En general, los filtros de escurrimiento se construyen a mayor altura que los biofiltros y son sistemas que presentan un mayor control debido a que la fase líquida introducida se transporta y remueve las celdas muertas y productos solubles e insolubles. Se ha comprobado que ambos tipos de biofiltros son tecnologías efectivas en la remoción de  $\text{H}_2\text{S}$ . Si bien, los biofiltros escurridos no se han empleado a la misma escala industrial que los convencionales, la prospección que presenta ésta tecnología es alentadora.

**Tabla 8.11.** Ventajas y desventajas de los distintos biofiltros.

Biofiltros	Ventajas	Desventajas
<b>Biofiltro de Lecho Fijo</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Altas superficies de contacto gas-líquido.</li> <li>- Fácil arranque y operación.</li> <li>- Bajos costos de inversión.</li> <li>- Soporta periodos sin alimentación</li> <li>- Conveniente para operación intermitente</li> <li>- No produce agua de desecho</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Poco control sobre fenómenos de reacción.</li> <li>- Baja adaptación a altas fluctuaciones de flujo de gas.</li> <li>- Grandes volúmenes de reactor.</li> <li>- No conveniente para tratamiento de contaminantes cuyos subproductos son compuestos ácidos.</li> </ul>
<b>Biolavador</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Mejor control de la reacción.</li> <li>- Posibilidad de evitar acumulación de subproductos.</li> <li>- Equipos compactos.</li> <li>- Baja caída de presión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baja superficie de contacto gas-líquido.</li> <li>- No soporta periodos sin alimentación.</li> <li>- Genera lodo residual.</li> <li>- Arranque completo.</li> <li>- Necesidad de aireación extra.</li> <li>- Altos costos de inversión. operación y mantenimiento.</li> <li>- Necesidad de suministrar nutrientes</li> </ul>
<b>Biofiltro de Lecho Ecurrido</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Control de concentración de sustratos.</li> <li>- Posibilidad de evitar acumulación de subproductos.</li> <li>- Equipos compactos.</li> <li>- Baja caída de presión.</li> <li>- Alta transferencia de oxígeno y del contaminante.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baja superficie de contacto gas-líquido.</li> <li>- Generación de lodos.</li> <li>- No resiste periodos sin alimentación.</li> <li>- Necesidad de suministrar nutrientes.</li> <li>- Arranque complejo.</li> <li>- Altos costos de inversión, operación y mantenimiento.</li> <li>- Taponamiento por biomasa.</li> <li>- Producción de agua de desecho.</li> <li>- No conveniente para tratamiento de contaminantes cuyos subproductos son compuestos ácidos.</li> </ul>

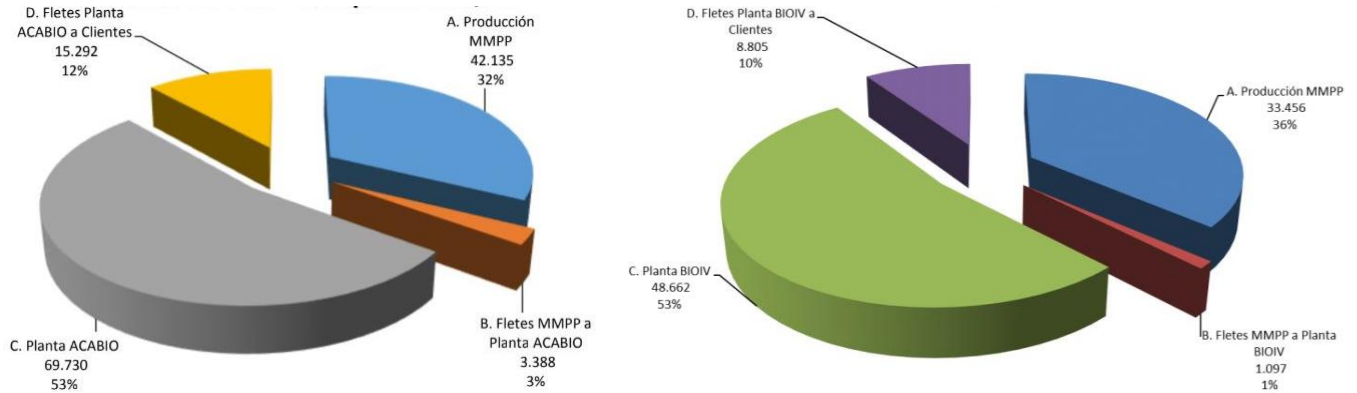
### Intercambiador de calor

Se necesita enfriar las vinazas que se encuentran aproximadamente a 100°C, para que estas ingresen al biodigestor a una temperatura de 35°C, de forma tal de realizar el tratamiento anaeróbico en el rango mesofílico.

## 8.7. Análisis emisiones CO<sub>2</sub>

A la hora de analizar las emisiones de CO<sub>2</sub>, la propuesta consiste en reducir al máximo posible las mismas y plantear rediseños que contribuyan a la tarea.

Para el análisis de estas emisiones se recurrirá a los valores obtenidos por el INTA para la plantas de Bio4 [9.6] y ACABIO [9.8], **teniendo en cuenta la globalidad de las emisiones en la cadena de producción de bioetanol.**



**Fig 8.8.** Emisiones globales en tCO<sub>2</sub> de la cadena de producción de bioetanol para ACABIO (izquierda) y BIOIV (derecha), durante las campañas 2015/16.

Cabe destacar que la diferencia en la cantidad emitida está dada por la dimensión en la producción, es decir, dado que ACABIO tiene una producción mayor a BIO4, emite mayor cantidad. Sin embargo, en la figura 8.8. es posible observar la similitud en los porcentajes que representan las emisiones de cada etapa en la cadena de producción de bioetanol.

### ACABIO

Producto	Produccion	
		Tn
Alcohol etilico anhidro (Bioetanol)		104.674
DDGS		46.926
WDGS		172.212
Aceite vegetal		1.489
CO2		11.157
<b>Total</b>		<b>336.457</b>

### BIO IV

Producto	Produccion	
		Tn
Alcohol etilico anhidro (Bioetanol)		60.558
DDGS		11.150
WDGS		128.606
Jarabe Proteico		7.458
<b>Total</b>		<b>207.773</b>

## 8.7.1. Análisis por sector

### Emisiones producción de maíz



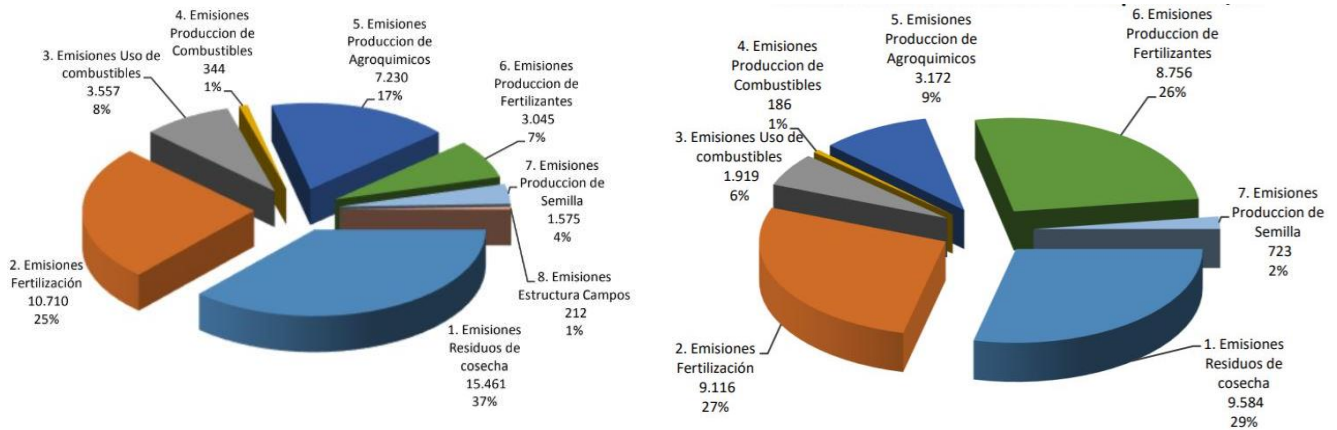


Fig 8.9. Emisiones en tCO<sub>2</sub> en la producción del maíz para ACABIO (izquierda) y BIOIV (derecha), durante las campañas 2015/16.

Si bien en la cadena de producción del maíz hay pocas variables que puedan ser modificadas, es interesante visualizar la distribución de los mismos para una posible intervención a futuro en el cultivo.

### Emisiones planta

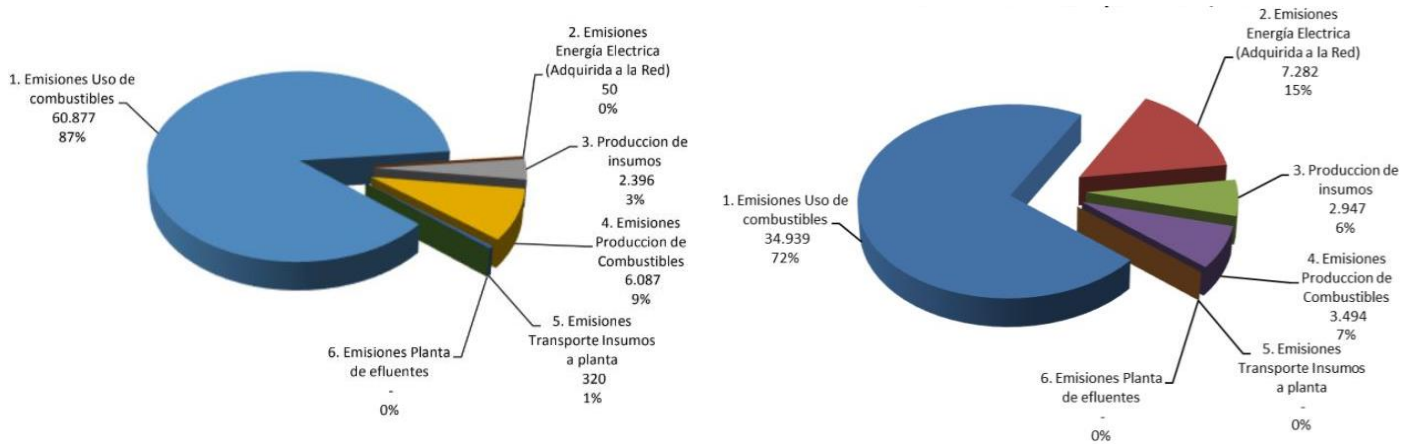


Fig 8.10. Emisiones en tCO<sub>2</sub> en la planta de bioetanol para ACABIO (izquierda) y BIOIV (derecha), durante las campañas 2015/16.

En el marco de lo expuesto por la figura 8.10, **la principal fuente de emisiones que debería reducirse es la que se debe al uso de combustibles**. Cabe señalar que ACABIO no presenta emisiones de energía eléctrica ya que mediante cogeneración producen la electricidad que necesitan para producir. De esta manera, las emisiones estarían incluidas en las que se deben al uso de combustibles

### Emisiones planta purificación CO<sub>2</sub>

Bio4 no aprovecha las emisiones de dióxido de carbono y las libera al ambiente, mientras que ACABIO cuenta con una planta de purificación de CO<sub>2</sub> que para funcionar debe emitir CO<sub>2</sub>.



Luego, se procedió a estimar las emisiones de la planta de purificación del CO<sub>2</sub> proveniente de la fermentación del maíz. Se consideró que la energía eléctrica se genera en ACABIO a partir de la misma planta de co-generación. La planta produjo 11.442 tn CO<sub>2</sub> purificado con una emisión estimada de 1.956 tn CO<sub>2</sub>eq, lo cual da un promedio de 0,17 kgsCO<sub>2</sub>eq/kgCO<sub>2</sub> purificado.

En conclusión, la reducción de emisiones debido a la captura del CO<sub>2</sub> se perfila como una alternativa viable para la reducción de las emisiones hacia el ambiente.

### Emisiones planta biogás

Una última variable a analizar son las emisiones extras generadas en la producción de biogás. En este aspecto, la quema del biogás genera gases de efecto invernadero, pero los GEI generados en su producción son significativamente menores a los que se producen en la obtención de gas natural a partir de combustibles fósiles.

Por otro lado, como el biogás obtenido se emplearía para la generación de energía eléctrica, esto implicaría la atenuación de una segunda variable, dado que la generada a partir de biogás tiene un factor de emisión 0,189 kgCO<sub>2</sub>/kWh contra 0,392 kgCO<sub>2</sub>/kWh de la red [8.14].

### Conclusiones

Ante lo expuesto, y repasando la matriz de emisiones de la planta de bioetanol de la figura 8.10, dado que el 70-90% de los GEI emitidos están vinculados con la quema de combustibles, se concluye que **el mayor impacto en la reducción de las emisiones estaría vinculado a la producción de biogás y a su empleo para la generación de energía eléctrica y térmica.**

## 8.8. Cogeneración

La cogeneración se define con frecuencia como la producción secuencial de energía térmica y eléctrica o la recuperación de energía de bajo nivel para la producción de energía para el proceso. Esta secuencia de producción permite un ahorro de combustible, debido a que tanto los requisitos de calor como los de electricidad, se satisfacen a partir de una sola fuente de combustible común. El calor que, de otra manera, se perdería en la obtención de energía eléctrica, se recupera y se aprovecha para proporcionar los requisitos de calor del proceso (que de otro modo tendría que ser generado con otra fuente de combustible), proporcionando así un ahorro energético significativo. En los últimos años, la cogeneración se volvió un proceso de interés debido al aumento de los precios del gas y del petróleo junto con el deseo de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.

En este caso, el combustible a utilizar sería gas natural, mezclado con el biogás producido en los biodigestores. Este combustible alimentaría a una turbina a gas, que es la responsable de liberar la energía química contenida en el combustible, transformado una parte en energía mecánica que mueve el eje del alternador de un generador, y otra parte en energía térmica que sale por el escape y que se aprovecha como fuente de calor para la caldera.

De este modo, se lograría satisfacer los requerimientos de electricidad sin utilizar la energía de una red externa y producir en paralelo el vapor de servicio necesario para los reboilers de las torres de destilación.

Si se quiere comercializar la energía eléctrica, un transformador debe elevar la tensión al nivel adecuado de la red de distribución local, para que la misma pueda ser subida a la red de distribución de energía eléctrica o ser consumida por una industria vecina.

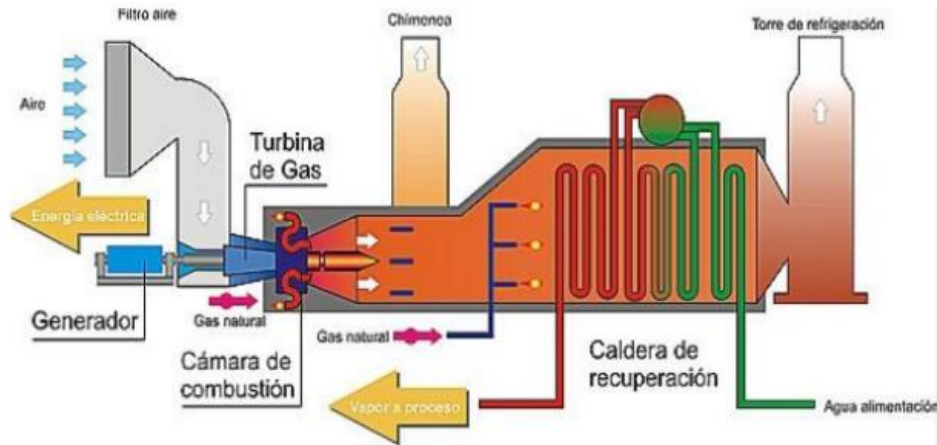


Figura 8.11. Sistema de cogeneración de energía térmica y eléctrica.

### 8.8.1. Demanda de energía

De acuerdo a las estimaciones realizadas en capítulos anteriores, los consumos de energía son los siguientes:

Tabla 8.12. Consumos estimados de la planta.

Parámetro	Valor
Consumo de energía eléctrica	69.816 kWh/día
Consumo de energía térmica	1.713.733 kWh/día
Energía necesaria total	1.783.549 kWh/día

Según lo estimado previamente, la producción de biogás corresponde a 52.733,22 m<sup>3</sup>/día, de donde es posible obtener: 95.868,99 kWh/día de energía eléctrica y 159.550,86 kWh/día de energía térmica. Por lo tanto, **si se utilizara únicamente biogás como fuente combustible, se podría cubrir el 100% de la demanda de energía eléctrica y el 9,3% de la energía térmica.** Sin embargo, al no lograr cubrir el total de la energía térmica necesaria, debería ingresarse un porcentaje de gas natural como combustible, lo cual permitiría cubrir esta demanda y vender la energía eléctrica excedente al sistema de distribución de red. Según los cálculos realizados, se necesitarían 1.554.182,34 kWh/día extras de energía térmica.

### 8.8.2. Turbina de gas

Se realizó una búsqueda en catálogos de turbinas y se seleccionó el siguiente equipo:

**Tabla 8.13.** Turbina de gas para sistema de cogeneración.

Equipo	Siemens SGT-100
Potencia generada	5,05 MW
Frecuencia	50/60 Hz
Temperatura del gas de escape	545 °C
Consumo específico de calor <sup>53</sup>	11.914 kJ/kWh (285.936 kJ/kWh/día)
Caudal gas de escape <sup>54</sup>	19,5 kg/s
Velocidad de la turbina	17.384 rpm
Eficiencia eléctrica	30,2%
Relación de compresión	14:1
Dimensiones (L x W x H)	6,1 m x 2,9 m x 3,6 m

## 8.9. Balance de consumo energético

En la actualidad, el 87,7% de la energía eléctrica generada en Argentina proviene de equipos térmicos que utilizan combustibles fósiles, parte de los cuales son importados desde 2004. Sólo el 6% de la generación proviene de fuentes renovables. Para que el etanol contribuya perceptiblemente a las necesidades de combustible para el transporte, necesitaría tener un balance energético neto positivo. Para evaluar la energía neta del etanol hay que considerar cuatro variables: la cantidad de energía contenida en el producto final del etanol, la cantidad de energía consumida directamente para hacer el etanol, la calidad del etanol resultante comparado con la calidad de la gasolina refinada y la energía consumida indirectamente para hacer la planta de proceso de etanol.

Para realizar un análisis energético sencillo, se compararon las energías involucradas en el proceso.

**Tabla 8.14.** Análisis energético del proceso con cogeneración.

Parámetro	Etanol	Gas natural
Entalpía de combustión	23.670.000 kJ/m <sup>3</sup>	38.598 kJ/m <sup>3</sup>
Caudal	28,5 m <sup>3</sup> /h	6.901,5 m <sup>3</sup> /h
Energía producida	4.497.300 kWh	1.775.893,2 kWh

<sup>53</sup> El consumo específico de calor refiere a la relación entre la energía térmica del combustible y la energía eléctrica de salida. Es una medida de la eficiencia de la turbina.

<sup>54</sup> Este caudal de gas es el que se utilizará para calentar el agua de la caldera.

**Tabla 8.15.** Análisis energético del proceso con cogeneración y alimentación con biogás.

Parámetro	Etanol	Biogás	Gas natural
Entalpía de combustión	23.670.000 kJ/m <sup>3</sup>	22.640 kJ/m <sup>3</sup>	38.598 kJ/m <sup>3</sup>
Caudal	28,5 m <sup>3</sup> /h	2.197,22 m <sup>3</sup> /h	6.529 m <sup>3</sup> /h
Energía producida	4.497.300 kWh	95.868,9 kWh	1.680.024,2 kWh

Tal como se observa en las tablas 8.14 y 8.15, se calculó la energía que se obtendría al quemar todo el etanol producido y la energía liberada al quemar el combustible necesario para el funcionamiento de la planta (corresponde al gas natural necesario y a la suma de los caudales de gas natural y biogás producido, respectivamente). Se determinó que la relación entre la energía de combustión del etanol y la necesaria para el proceso es de 3,18; lo cual significa que **el balance de energía del proceso con cogeneración es positivo**, luego, incorporar este tipo de sistema a la planta trae claros beneficios, ya que disminuye la cantidad de combustible fósil a quemar en un 5,4%.

## 8.10. Bibliografía

- [8.1] Cardona C.A, Sánchez O.J., Gutiérrez L.F, *Process Synthesis for Ethanol Production*, CRC Press, 1ra Ed., 2010.
- [8.2] Wilkie A.C, Riediesel K.J, Owens J.M, *Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks*, *Biomass & Energy*, Vol.19, pp.63-102, 2000.
- [8.3] Wood C., Rosentrater K.A., *Quantification of Physical Properties and Identification of Potentially Valuable Components from Fuel Ethanol Process Streams*, *Cereal Chemistry*, Vol. 90, pp.70-79, 2013.
- [8.4] Economía circular [https://economiecircular.org/wp/?page\\_id=62](https://economiecircular.org/wp/?page_id=62)
- [8.5] Folletos informativos, SEI Contreras Ingeniería.
- [8.6] Carballo S., Manosalva J., Michard N., Vitale J. P., *Análisis de Emisiones Producción de Bioetanol y subproductos*. Estudio realizado por INTA para BIO IV.
- [8.7] Hilbert J.A, *Manual para la Producción de Biogás*, Instituto de Ingeniería Rural,
- [8.8] Carballo S., Manosalva J., Michard N., Vitale J. P., *Análisis de Emisiones Producción de Bioetanol y Coproductos ACABIO Cooperativa Limitada*. Estudio realizado por INTA para ACABIO.
- [8.9] Syaichurrozi I., Siswo Sumardiono B., *Predicting kinetic model of biogas production and biodegradability organic materials: Biogas production from vinasse at variation of COD/N ratio*, *Bioresource Technology*, Vol. 149, pp.390-397, 2013.
- [8.10] Rhaman S., Sabnis M., *Models for organics removal from vinasse from ethanol production*, *Clean Technologies and Environmental Policy*, 2018.
- [8.11] Po-Heng Lee, a Jaeho Bae, a Jeonghwan Kima and Wen-Hsing Chenb, *Mesophilic anaerobic digestion of corn thin stillage: a technical and energetic assessment of the corn-to-ethanol industry integrated with anaerobic digestion*.
- [8.12] Alkan-Ozkaynak A., Karthikeyan K.G; *Anaerobic digestion of thin stillage for energy recovery and water reuse in corn-ethanol plants*, *Bioresource Technology*, Vol.102, pp. 9891-9896, 2011.

- [8.13] Mähner P., Linke B.; *Kinetic study of biogas production from energy crops and animal waste slurry: Effect of organic loading rate and reactor size.*
- [8.14] Bioeléctrica, Energía de origen, <http://www.bioelectrica.com/>
- [8.15] Bio4, Bioetanol Río Cuarto S.A.; <http://www.bio4.com.ar/>
- [8.16] Morero B., *Purificación de biogás con tecnologías de producción limpias*; Unidad de Investigación: Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química; Santa Fe, Argentina (2014).
- [8.17] Cesaro A., Belgiorno V.; *Combined Biogas and Bioethanol Production: Opportunities and Challenges for Industrial Application* (2015).
- [8.18] Sun, Z.-Y.; Yamaji, S.; Cheng, Q.-S.; Yang, L.; Tang, Y.-Q.; Kida, K. Simultaneous decrease in ammonia and hydrogen sulfide inhibition during the thermophilic anaerobic digestion of protein-rich stillage by biogas recirculation and air supply at 60 °C. *Process Biochem.* 2014, 49, 2214–2219.
- [8.19] Acabio, Presentación de proyecto “Campaña Gruesa 2017-2018”.
- [8.20] Zeeman G., Gerbens S., *CH<sub>4</sub> emissions from animal manure*, Good Practice Guidance and Uncertainty Management in National Greenhouse Gas Inventories.
- [8.21] Eskicioglu, C.; Ghorbani, M. *Effect of inoculum/substrate ratio on mesophilic anaerobic digestion of bioethanol plant whole stillage in batch mode.* *Process Biochem.* 2011, 46, 1682–1687.
- [8.22] Nasr, N.; Elbeshbishy, E.; Hafez, H.; Nakhla, G.; Hesham El Naggar, M. Comparative assessment of single-stage and two-stage anaerobic digestion for the treatment of thin stillage. *Bioresour. Technol.* 2012, 111, 122–126.
- [8.23] Wang, Z.; Lv, Z.; Du, J.; Mo, C.; Yang, X.; Tian, S. Combined process for ethanol fermentation at high-solids loading and biogas digestion from unwashed steam-exploded corn stover. *Bioresour. Technol.* 2014, 166, 282–287.
- [8.24] Thorneloe S.A, Trocciola J.C, Preston J.L, Spiegel R.J., *Fuel cell operation on anaerobic digester gas: conceptual design and assessment*, *Journal of Power Sources*, Vol.86(1) pp. 389–399, 2000.
- [8.25] Martín L., Wunderlin F., *Informe de impacto ambiental, Mini planta integrada de procesamiento de maíz para producción de alcohol y alimento proteico para animales de Las Chilcas S.A*; 2016.
- [8.26] Ramalho R.S, *Tratamiento de Aguas Residuales*, Ed.Reverté, 1990.
- [8.27] Largo Villamizar C., Romero Robayo A., *Determinación de los coeficientes cinéticos para el diseño de lagunas de estabilización en la industria alimentaria, caso Productos Ramo S.A*, Trabajo Final de Grado, Facultad de Ingeniería, Universidad Católica de Colombia, 2018.



# CAPÍTULO 9



**Análisis económico**





## 9.1. Resumen ejecutivo

---

En el presente capítulo, se realizó el análisis económico de la planta, cuya capacidad de producción es de 250.000 m<sup>3</sup>/año de bioetanol. Se consideró una vida útil del proyecto de 10 años.

La inversión total a realizar es de US\$ 43.972.703, de la cual US\$ 10.932.810 corresponden a inversión en equipos.

Los costos totales corresponden a 137.483.625 US\$/año, es decir que, producir un 1 m<sup>3</sup> de bioetanol cuesta 549,99 U\$/m<sup>3</sup>.

Para el cálculo de los ingresos por ventas, se consideraron las producciones de bioetanol y de DDG. El precio del bioetanol es de 0,5 U\$/L y para los DDG, 115 U\$/tn. Para una capacidad de producción del 100%, los ingresos por ventas corresponden a U\$ 156.908.638 por año.

Para evaluar la rentabilidad económica, se realizó un cuadro de usos y fuentes, obteniéndose flujos de caja positivos. Habiendo calculado el tiempo de repago, el mismo resulta ser aproximadamente de 3,5 años.

## 9.2. Ingeniería de producción

---

### 9.2.1. Capacidad de la planta

La planta de bioetanol se trata 104.176,68 kg/h de maíz. La capacidad de producción que fue definida en el Capítulo 2, es de 250.000 m<sup>3</sup>/año. Mientras que, la capacidad de diseño de la planta de bioetanol es de 312.500 m<sup>3</sup>/año, es decir de 35,674 m<sup>3</sup>/h.

### 9.2.2. Equipos a utilizar

**Tabla 9.1.** Descripción de los equipos principales a utilizar en la planta.

Equipo	Cantidad
<b>PRETRATAMIENTO</b>	
Balanza para camiones	1
Silos	3
Criba rotatoria	1
Molino de martillos	1
Tornillo transportador	1
Tanque de prop.levadura	1
Tanque preacondicionamiento	1
<b>REACTORES</b>	
Tanques reactores	4
Sistema de agitación	4
Sist.refrigeración (serpientes)	4
Torre de enfriamiento	1
<b>PURIFICACIÓN</b>	
Torre de absorción	1
Torre concentradora	1
Reboiler concentradora	1
Condensador concentradora	1
Torre extractiva	1
Reboiler extractiva	1
Condensador extractiva	1
Torre recuperadora	1
Reboiler recuperadora	1
Condensador recuperadora	1
Centrífugas decantadoras	1
<b>INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>	
Intercambiador 1	1
Intercambiador 2	1
Intercambiador 3	1
<b>CO-GENERACIÓN</b>	
Turbina de gas	1
Caldera	1

### 9.2.3. Layout de la planta

El layout es la disposición de máquinas, equipos, materiales, personal y servicios auxiliares que permite fabricar un producto a un costo suficientemente adecuado.

En el presente proyecto, pueden determinarse las siguientes áreas de trabajo:

- **Recepción y almacenamiento de maíz:** recepción de camiones, pesaje de camiones, descarga de maíz, zona de silos.
- **Producción:** zona de fermentadores, purificación de etanol, tratamiento de vinazas pesadas.
- **Auxiliares de producción:** almacenes, laboratorio, sala de mantenimiento.
- **Cogeneración:** zona de caldera y turbina.
- **Administración:** oficinas, comedor, baños, estacionamientos.

De acuerdo a las áreas de trabajo, el layout de la planta será aproximadamente:

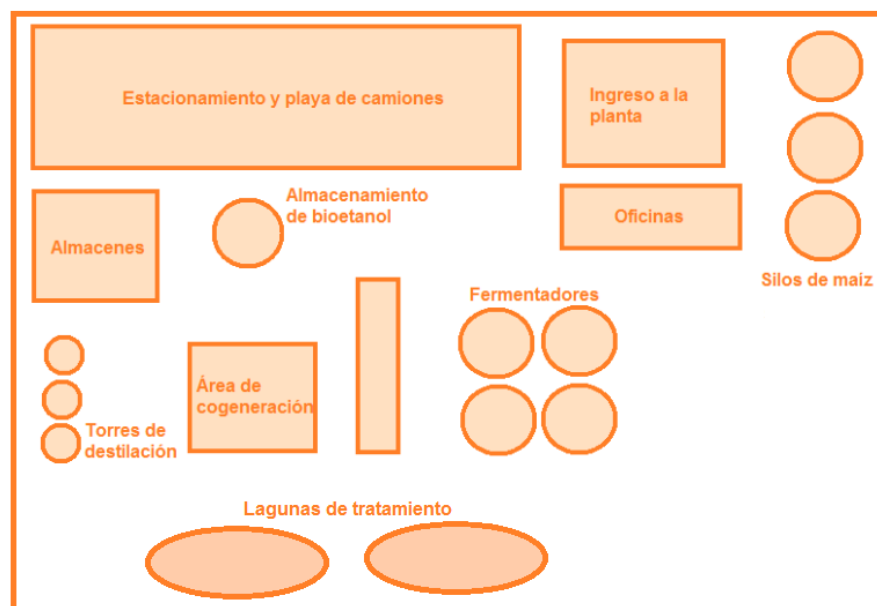


Figura 9.1. Layout propuesto para la planta.

## 9.2.4. Organización de la empresa

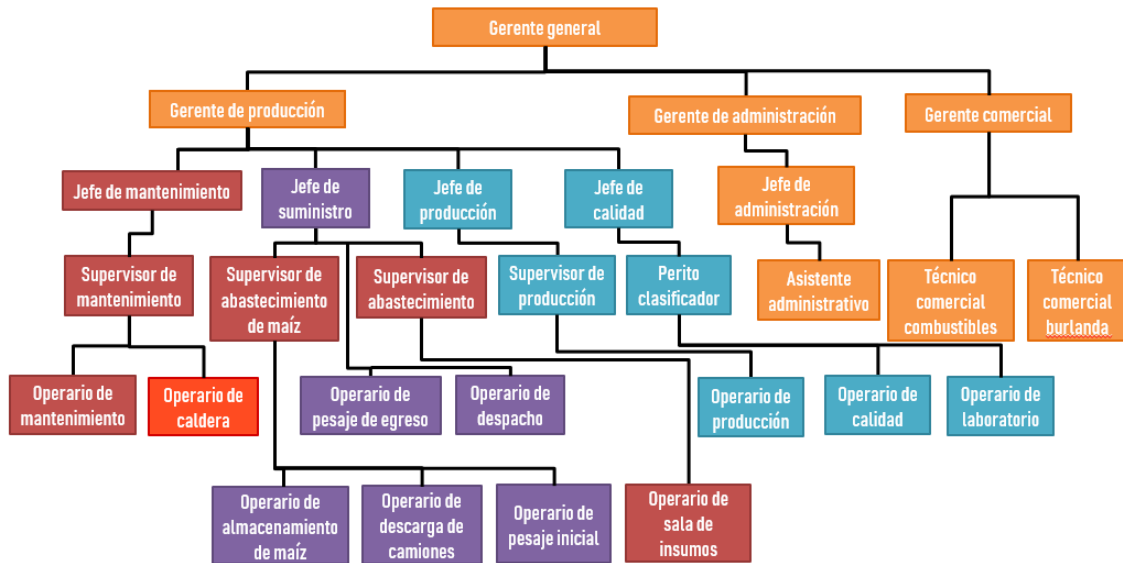


Figura 9.2. Organigrama propuesto para la planta.

De acuerdo al organigrama propuesto, la planta contará con 48 empleados, distribuidos de la siguiente manera:

Tabla 9.2. Distribución de empleados.

Área de trabajo	Cantidad de empleados
Recepción y almacenamiento de maíz	6
Producción	20
Auxiliares de producción	11
Cogeneración	3
Administración	8

Los operarios y jefes de algunas áreas (producción y calidad) trabajarán en 3 turnos, con la siguiente distribución:

Tabla 9.3. Distribución de horarios.

Turno	Horario
1	08-16 hs
2	16-24 hs
3	00-08 hs

## 9.2.5. Superficie de la planta

Para la determinación de la superficie total de la planta, se realizó la suma de las áreas parciales de los principales equipos. Sin embargo, este área no considera instalaciones adicionales (laboratorio, oficinas administrativas, estacionamientos, almacenes, vestuarios de personal, comedor, etc.), ni tampoco separaciones entre equipos. Por lo tanto, se empleó como áreas de referencia las de Acabio y Bio4, estimando como requerimiento 10 hectáreas de terreno.

**Tabla 9.4.** Área ocupada por los principales equipos de la planta.

Equipo	Área estimada (m <sup>2</sup> )
Silos	665,1
Criba rotatoria	10,4
Molino de martillos	4,5
Tanque de preacondicionamiento	37
Reactores	908,0
Torres de destilación	20,91
Centrífugas decantadoras	38,4
Torre de absorción	1,5
Compresor	2,24
Tanque de abastecimiento de levadura	6,6
Tanque de abastecimiento de ácido sulfúrico	0,26
Tanque de abastecimiento de enzimas	0,78
Tanque de almacenamiento de etanol	27,3
Caldera	385,4
Turbina de gas	17,7
Torres de enfriamiento	108
<b>TOTAL = 2234,1 m<sup>2</sup></b>	

## 9.3. Plan de negocios

### 9.3.1. Impacto ambiental y social

La probable localización de la planta industrial, no se encontrará próxima a áreas protegidas o recursos naturales que tengan categoría de patrimonio ambiental o población humana susceptible de ser afectada (guarderías, asilo de ancianos, nidos, colegios, etc.), debido a que se ubicará en zona urbana, marginal. En caso de existir viviendas cerca de la planta industrial se realizará talleres de capacitación en seguridad y riesgos que presentan la planta industrial.

En lo que respecta al plano ambiental, el tránsito hacia otras fuentes de energía es una de las variables que se plantea como solución ante la amenaza del cambio climático. Este proyecto apunta hacia ese camino proponiendo al bioetanol como una de las energías renovables fundamentales para encarar esa transición.

### 9.3.2. Factores críticos de éxito

Los factores críticos de éxito representan condiciones que si se cumplen, garantizan el éxito del emprendimiento. En este caso, se decidió seleccionar los siguientes:

- Disponibilidad de materia prima.
- Focalización en calidad.
- Alcanzar criterios de sustentabilidad.
- Potencial desarrollo local y regional.

### 9.3.3. Análisis FODA y matriz de estrategias

Tabla 9.5. Matriz para análisis FODA.

	Internos	Externos
<b>P o s i t i v o</b>	<p style="text-align: center;"><b>Fortalezas</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- El bioetanol es una fuente de energía renovable.</li> <li>- Emite un 40-80% menos de GEI que los combustibles fósiles, reduce la lluvia ácida, no contamina el agua, reduce los residuos.</li> <li>- Aumenta el octanaje del combustible con un coste pequeño.</li> <li>- Bajos desperdicios, materia prima casi 100% aprovechable.</li> <li>- El maíz no presenta período ‘entre zafras’.</li> </ul>	<p><b>Oportunidades</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Necesidad de reemplazo a nivel de mundial de combustibles fósiles. Incremento de la demanda.</li> <li>- Ley que obliga al corte mínimo de las naftas, con tendencia a aumenta.</li> <li>- Por tratarse de una energía renovable, está exenta del Impuesto a la Transferencia de Combustible (ITC), tasa del 55,8%.</li> <li>- Baja probabilidades de surgir nuevos competidores en el sector.</li> <li>- Mano de obra calificada en la zona.</li> <li>- Argentina tiene una demanda de 10 millones de toneladas de DDGS, podría conformarse una red agroindustrial más fuerte.</li> <li>- Generación de puestos de trabajo</li> </ul>
<b>N e g a t i v o</b>	<p><b>Debilidades</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Uso de un alimento como materia prima.</li> <li>- Inestabilidad de los precios de biocombustible.</li> <li>- Menor rendimiento que la caña de azúcar.</li> <li>- Bajo porcentaje de adaptación de los vehículos.</li> </ul>	<p><b>Amenazas</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Caída del precio del barril de petróleo.</li> <li>- Estancamiento del mercado de automotores.</li> <li>- Cosechas potencialmente arruinadas por temporales.</li> <li>- Posible alza del precio de los alimentos.</li> <li>- Avance tecnológico que no implemente alimento como recurso.</li> </ul>

## 9.4. Estimación de costos de inversión (CapEx)

Para la estimación de los costos de inversión, se utilizará una estimación de clase 4.

**Tabla 9.6.** Características de la estimación de costos Clase 4.

Avance de ingeniería	Precisión esperada	Aplicación
1-15%	Desde: 15-30% Hasta: 20-50%	Estudio de factibilidad (Validación de tecnologías)

La Inversión Fija Total (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. Representa la suma del valor de todos los activos de la planta. Este valor se define como la suma entre la inversión fija y el valor del terreno:

$$IF = IFT + \text{terreno}$$

Para estimar la inversión fija de un proyecto existen distintos métodos: estimación por ley de la potencia, estimación de etapas importantes del proceso y estimación por factores. En este caso, se utilizará la estimación por factores, ya que según el trabajo de Tsagkari [9.1] es altamente recomendado para biorefinerías con el método de Chilton (1949), denominado Método de los Factores, con el cual se puede extrapolar la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso instalados y, de esta forma, estimar la inversión fija con un error del 10-15%. El punto de partida de este método, es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación, lo que se denomina IE. Los otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema, se correlacionan con la inversión en los equipos principales instalados, por lo que la inversión fija se puede estimar a partir de la aplicación de factores experimentales a la inversión básica IE. El cálculo se realiza con la siguiente ecuación:

$$I_F = I_E \cdot \left(1 + \sum f_i\right) \cdot \left(1 + \sum f_{li}\right)$$

Donde:

- IF= inversión fija del sistema completo
- IE= valor de los principales equipos instalados
- fi= factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones.
- fli= factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y supervisión, contingencias.

### 9.4.1. Equipamiento

A continuación, se detalla el costo de los principales equipos de la planta. A su valor, se les adiciona el costo de instalación. El monto de instalación de equipos es función de la complejidad del equipo y del tipo de planta donde se lo instala, variando desde el 20 al 55% del precio de compra del equipo.

En el caso del presente proyecto se realizaron estimaciones en función de la complejidad de cada equipo individualmente, y se sumó un costo por transporte, también dependiente del tamaño y complejidad de traslado involucrado en cada caso.

### Balanza para camiones

Para el caso de la balanza, se halló el costo de un dispositivo que se adecua a nuestros requerimientos disponible en un mercado online [9.5] a U\$S 100.000. Aproximando a un 30% para instalación y traslado:

**Costo total de balanzas = U\$S 130.000**

### Silos de maíz

Se utilizarán 3 silos con un volumen de  $5.656 \text{ m}^3$  (6000 toneladas de maíz). Dado que no se encontró el precio de un silo de esta capacidad, se estimó su costo a partir de los datos de conjunto silos de menor tamaño (1290 tn, U\$S 108.538) y un factor de capacidad de 0,67. Luego:

**Costo total de silos = U\$S 635.000**

### Criba rotatoria

En el pretratamiento de la materia prima uno de los costos de inversión corresponde al equipo de limpieza de granos seleccionado en el capítulo 7, en este caso, no fue posible obtener correlaciones para la estimación, por lo que se recurrió a precio de catálogos, hallando en [10.5] un dispositivo que supera en un 10% la capacidad necesaria, y cuyo costo de con instalación y transporte resultó de:

**Costo de criba rotatoria = U\$S 50.000**

### Molino de martillos

Las dimensiones de este equipo se diseñaron en el capítulo 7, a partir de las mismas se investigó en catálogos y correlaciones para los equipos. Si bien se hallaron equipos de capacidades similares a las requeridas, el tamaño de partícula (factor determinante en la cinética) no alcanzaba los requisitos. En búsquedas a través de mercados online se encontró en [9.5] un equipo que se aproxima a las exigencias con un costo de U\$S 11.000, sumando la instalación y el costo de transporte (afectando por un factor de 60%) se obtuvo:

**Costo molino de martillo = U\$S 17.600**

### Reactores

Para el caso de los reactores, no se encontraron en catálogo tanques de las dimensiones requeridas, por lo que se recurrió al programa de estimación de costos de Mc Graw-Hill [9.2]. Cada tanque posee un costo unitario de U\$S 641.873,0 siendo de acero inoxidable 304, con un volumen de  $5800 \text{ m}^3$ . Como se necesitan 4 de estos reactores, el costo total es de U\$S 2.560.000. Además, se considera un 60% más del precio para el transporte y la instalación de los reactores, lo que generaría un costo final de U\$S 4.100.000 para los 4 tanques ya instalados.

**Costo de los reactores = U\$S 4.100.000**



## Sistema de agitación de reactores

Cada reactor posee un sistema de agitación, con tres impulsores de 5,7 m de diámetro, donde la potencia total consumida es de 79,85 kW. Según el estimador de la consultora Matches, el valor de un sistema de agitación de la potencia requerida es de U\$S 137.200. Considerando los cuatro reactores y 30% de instalación:

**Costo de sistema de agitación= U\$S 713.340**

### Serpentines

**Tabla 9.7.** Características y precios de los serpentines.

	Primero	Segundo	Tercero	Cuarto
Área [m <sup>2</sup> ]	710	572	413	266
Longitud [m] (vueltas)	1342 (43)	1082 (34)	782 (25)	503 (16)
Costo unitario	U\$S 44.313	U\$S 35.728	U\$S 25.822	U\$S 16.609

**Costo total de serpentines= U\$S 122.500**

### Torres de destilación

En total se necesitan 3 torres de destilación en la planta. En el capítulo 6 se diseñó estas torres utilizando la herramienta de Tray Sizing. Empleando el software de estimación de costos disponible en McGraw Hill [9.2], se obtiene ingresando el diámetro de columna y el número de etapas, estos costos incluyen transporte e instalación:

**Tabla 9.8.** Características y precios de las torres de destilación.

Columna de destilación	Número de platos	Altura (m)	Diámetro (m)	Costo (US\$)
Columna concentradora	24	14,63	4,4	1.276.754
Columna extractora	14	8,5	3,05	393.833
Columna recuperadora	3	1,8	1,4	27.755
<b>TOTAL= U\$S 1.698.342</b>				

**Costo de los destiladores = U\$S 1.698.000**

### Columna de absorción

A través de McGraw-Hill [9.2], se obtuvo ingresando material (acero carbono), número de platos y diámetro: US\$ 66.500 (incluye auxiliares e instalación).

**Costo columna de absorción= U\$S 66.500**

## Intercambiadores de calor

A través de Mc Graw-Hill [9.2], se obtienen los siguientes precios unitarios los cuales no incluyen transporte ni instalación:

**Tabla 9.9.** Características y precio de los intercambiadores de calor.

Equipo	Área (m <sup>2</sup> )	Precio (U\$S)
Intercambiador 1 (doble tubo)	0,5	992,0
Intercambiador 2	28,2	8.280,0
Intercambiador 3	247	33.977,0
Condensador 1	1.185,9	59.552,3
Reboiler 1	1.970,8	78.139,3
Condensador 2	595,6	39.365,0
Reboiler 2	459,95	32.637,0
Condensador 3	231,3	20.744,0
Reboiler 3	171,5	16.756,0

Además, se considera un 60% más del precio para el transporte y la instalación de los intercambiadores, lo que generaría un costo final de:

**Costo de intercambiadores de calor = U\$S 464.700**

## Compresor

Utilizando el estimador de precios de la firma de ingeniería estadounidense Matches, se determinó que el valor del compresor es de U\$S 63.000. Considerando un 20% adicional por instalación:

**Costo compresor = U\$S 75.600**

## Centrífuga decantadora

Con el estimador de McGraw-Hill, se obtuvo el costo estimado de la centrífuga seleccionada U\$S 77.476,0. Considerando 30% de instalación:

**Costo de centrífugas = U\$S 100.700**

## Caldera

Para el caso de la caldera se halló en un mercado online [9.5] el precio de un equipo que cumple con los requisitos a US\$ 750.000. Si se considera un 60% más para el transporte y la instalación:

**Costo total de caldera= U\$S 1.200.000**

## Torre de enfriamiento

La torre de enfriamiento se dimensionó en el Capítulo 7, dado que no se encontraron correlaciones precisas para la estimación de costos, se tomó el valor de catálogos, donde se halló un costo de U\$S 50.000 en [9.6] para una torre que se ajusta a las exigencias de la mayor. Sumando un factor del 80% por costos de traslado e instalación:

**Costo total de torres= U\$S 90.000**

## Bombas

Los precios de las bombas a utilizar en el proceso, se obtuvieron de los correspondientes catálogos de Grundfos, Tromba y Carver, estos no contemplan la instalación ni el transporte.

Tabla 9.10. Costos de bombas.

Bomba	Cantidad	Precio unitario	Total (U\$S)
Tromba RCH-400	6	17.593,0	105.558
Tromba RTL-9005	2	12.636,0	25.272
Tromba RTL-9004	2	11.441,0	22.882
Tromba RTL-7004	2	11.101,0	22.202
Tromba RTL-5005	2	8.716,0	17.432
Tromba RTL-8005	4	10.245,0	40.980
Grundfos CR90-1-1	3	4.063,0	12.189
Grundfos CR32	1	2.551,0	2.551
Grundfos CMI-4-20	1	899,2	899,2
Grundfos CR45-1	2	2.902,0	5.804
Grundfos CR5-4	2	994,0	1.988
Grundfos CR32-1-1	2	2001,0	4.002
Grundfos CR1s-2	1	832,0	832
Grundfos CR64-1	1	3.686,0	3.686
Grundfos CR-3-3	1	880,0	880
Grundfos CRE 90-1-1	1	8768,0	8.768
Carver ETA-AC	6	19.469,0	116.814
<b>TOTAL= U\$S 292.739</b>			

Se considera un 20% más para contemplar la instalación y el traslado:

**Costo de bombas = U\$S 417.280**

## Turbina de gas

Para llevar a cabo un aprovechamiento integral de los recursos se decidió realizar cogeneración, a partir del empleo de una turbina de gas que aproveche la energía mecánica del combustible para la generación de energía eléctrica. Mediante el software de McGraw-Hill [9.2], se estimó el costo de la turbina considerando un porcentaje de instalación el 50%:

**Costo de turbina de gas = U\$S 657.000**

## Tanque de acondicionamiento

Previo a la entrada al sistema de reactores debe realizarse el mezclado de las corrientes y el acondicionamiento de las mismas para alcanzar los valores de operación como pH, concentración de enzimas, etc. Este tanque se definió previamente como un TAC para el cual el costo se estimó en U\$S 48.000, mediante el empleo de McGraw [9.2], y para el sistema de agitación se obtuvo U\$S 2.300 (agitador tipo hélice con potencia 0,28 kW). Se consideró un porcentaje de instalación del 30%:

**Costo tanque acondicionamiento= U\$S 65.390**

## Tanque de abastecimiento de agua

Utilizando el software de McGraw-Hill, se estimó el valor de tanque de abastecimiento de agua (U\$S 214.954). Considerando un porcentaje de instalación del 20%:

**Costo tanque de almacenamiento de etanol= U\$S 257.944**

## Tanque de almacenamiento de etanol

Utilizando el software de McGraw-Hill, se estimó el valor de tanque de almacenamiento de etanol (U\$S 40.100). Considerando un porcentaje de instalación del 20%:

**Costo tanque de almacenamiento de etanol= U\$S 48.120**

## Tanque de abastecimiento de levadura seca

Se requiere de un tanque de propagación de la levadura para alimentar al proceso de fermentación. Su volumen se determinó en 355,97 L y el material deberá ser acero inoxidable para evitar contaminación de la levadura. El valor se halló en el sitio web de un proveedor nacional.

**Costo tanque de propagación de levadura= U\$S 602**

## Tanque de abastecimiento de suspensión de levadura

De acuerdo, a lo detallado previamente, este tanque tendrá un volumen de 30 m<sup>3</sup>. Estimando su valor con la herramienta de Mc-Graw Hill:

**Costo de tanque de abastecimiento de levadura = U\$S 20.000**

## Tanque de abastecimiento de glicerol

El volumen estimado para este tanque es de 288 L.

**Costo de tanque de abastecimiento de glicerol= U\$S 465**

### Tanque de abastecimiento de ácido sulfúrico

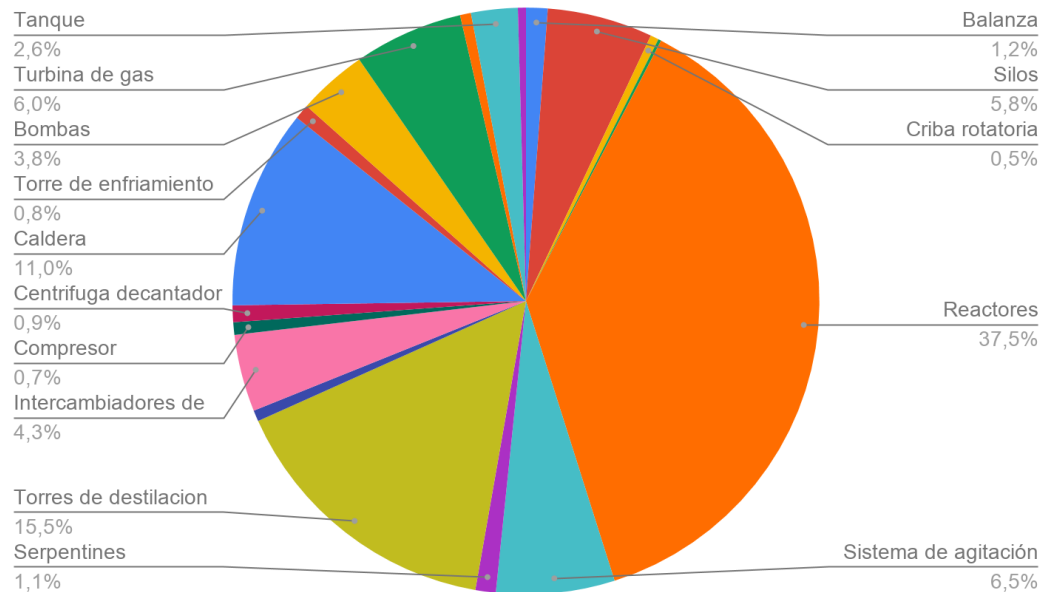
El material de este tanque es acero inoxidable y 72 L

**Costo tanque de abastecimiento de ácido sulfúrico = U\$S 474**

### Tanque de abastecimiento de enzimas

El volumen de este tanque se estimó en 1290 L y su material puede ser acero al carbono.

**Costo tanque de abastecimiento de enzimas = U\$S 1.217**



**Figura 10.1.** Distribución de la inversión en equipos.

### Inversión en equipos e instalación

Finalmente para obtener la inversión en equipos, simplemente se suman los precios de los principales equipos del proceso. Luego,

**IE = U\$S 10.932.810**

Una aclaración importante a realizar es que, de acuerdo a la normativa de la Subsecretaría de Comercio Exterior (Secretaría de Comercio del Ministerio de Producción) Resoluciones 256/2000 y 432/2017, es posible importar bienes integrantes de grandes proyectos de inversión obteniendo descuentos en los derechos de importación. Este beneficio rige para maquinarias de líneas de producción nuevas y para determinadas industrias. Como único requisito, se deben adquirir equipos de fabricación nacional por el 20% del valor total importado. Como la industria de producción de biocombustibles se encuentra contemplada en la normativa, no se incluyen en los precios informados los valores correspondientes a impuestos de importación.

### 9.4.2. Terreno

Se calculó el costo del terreno a través de la estimación del área de la planta previamente detallada. No fue posible hallar el costo del m<sup>2</sup> en el Parque Industrial de Pergamino, sin embargo en el sitio web Agroads, se encontraron costos de hectáreas en la ciudad que cuentan con servicios de electricidad y gas natural. Luego:

Área de la planta= 10 hectáreas  
Costo m<sup>2</sup>= 15.000 US\$/hectárea

**Costo del terreno = U\$S 150.000**

### 9.4.3. Estimación de la inversión fija

En este caso, se utiliza el método de Chilton, denominado Método de los Factores, con el cual se puede extrapolar la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso instalados y, de esta forma, estimar la inversión fija con un error del 10-15%. El punto de partida de este método, es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación, lo que se denomina IE. Los otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema, se correlacionan con la inversión en los equipos principales instalados, por lo que la inversión fija se puede estimar a partir de la aplicación de factores experimentales a la inversión básica IE. El cálculo se realiza con la siguiente ecuación:

$$IF = IE \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli)$$

Dónde:

- IF = inversión fija (sin terreno) del sistema completo.
- IE = valor de los equipos principales instalados.
- fi = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones.
- fli = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y supervisión, contingencias.

Los factores de Inversión Directa (fi) son: tuberías de proceso, instrumentación, edificios de fabricación, plantas de servicios y conexiones entre unidades.

#### Tuberías de proceso

Dentro de los costos de equipamiento, una de las dificultades es la determinación de la inversión en transporte de sólidos, dado que la estimación de sus dimensiones es inaccesible en esta etapa del proyecto. Por este motivo, y sumado a los compuestos utilizados a lo largo de la planta se encuentran tanto en fase gas, líquida como sólida, se decidió seleccionar el factor disponible para tuberías mixtas, el cual varía entre 0.1-0.3 y tomar el valor más alto del mismo, dado que hasta el momento no se incluyó ningún costo relacionado con el transporte.

$$f1 = 0,3$$

#### Instrumentación

Debido a que se requieren operar diferentes lazos de control automático de diferentes variables como temperatura, presión, caudal o nivel, de modo de obtener un producto dentro de

especificación frente a diferentes perturbaciones o cambios en valores deseados, se opta por un tipo de control complejo y centralizado, por lo que se toma el valor mayor del rango.

$$f_2 = 0,15$$

### Edificios de fabricación

Este componente incluye los gastos de mano de obra, materiales y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios (obras civiles, el proceso, oficinas, administración, talleres de mantenimiento) de la planta. Debido a que estos requieren una construcción cerrada, aunque algunos equipos en la planta pueden encontrarse al aire libre, se opta por la construcción de una planta semiabierta.

$$f_3 = 0.4$$

### Plantas de servicios

Los servicios se estima que serán provisto por las empresas proveedoras de los mismos en las zona donde se instalará la planta.

$$f_4 = 0$$

### Conexiones entre unidades

Se considera que las unidades del proceso están separadas ya que, por cuestiones de seguridad y de tamaño, es conveniente separar las diferentes subplantas.

$$f_5 = 0.1$$

La suma de los factores de inversión directa es:

$$\sum f_i = 0.95$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión directa:

$$ID = IE \cdot (1 + \sum f_i) = \text{US\$ } 21.318.977$$

Por otro lado, los factores de inversión indirecta ( $f_{li}$ ) son: ingeniería y construcción, factores de tamaño y contingencias.

### Ingeniería y construcción

Estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante su construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general, confección de planos, etc. Debido a que la planta requiere un meticuloso diseño ingenieril, se considera al proyecto como de ingeniería compleja.

$$f_{l1} = 0.5$$

### Factores de tamaño

Teniendo en cuenta que los equipos son de gran tamaño (como el caso de los reactores principalmente), se considera que la planta a instalar es una unidad comercial grande.

$$f_{l2} = 0.025$$

### Contingencias

Para este rubro se tiene en cuenta sólo un monto para posibles imprevistos que surjan en la operación.

$$f_{l3} = 0.25$$

La suma de los factores de inversión indirecta es:

$$\sum f_{li} = 0.775$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión fija

$$IF = ID \cdot (1 + \sum f_{li}) = \text{US\$ } 37.841.000$$

A este valor sería necesario sumarle la inversión requerida de glicerol y aceite térmico dado que, si bien se operarán ambas líneas en circuito cerrado, es necesario realizar una inversión inicial para ambos reactivos. Se propone que sería necesario adquirir el glicerol y aceite térmico de manera de obtener un volumen equivalente al caudal circulante total en una hora. De este modo, para caudales de 63.821,8 kg/h de glicerol y 541.073,5 kg/h de aceite térmico (densidad=804 kg/m<sup>3</sup>).

A partir de los precios de proveedores encontrados, se considera un costo para el glicerol de 0,72 US\$/kg y un costo para aceite térmico de 2880 US\$/m<sup>3</sup>. Lo que generaría un costo total de aproximadamente US\$ 1.984.000

$$IF = \text{US\$ } 39.825.184$$

Sumando el valor del costo del terreno se obtiene la inversión fija total:

$$IFT = IF + \text{terreno} = \text{US\$ } 39.975.184$$

#### 9.4.4. Estimación del capital de trabajo e inversión total

La inversión en capital de trabajo (IW), también llamado "capital de giro", 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. Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

Existen diversos métodos para la estimación del capital de trabajo. En este caso se estimará como el 10% de la inversión fija total. En general, el 10% es una estimación aproximada para industria químicas. De esta manera, se obtiene el capital de trabajo y, con el mismo, la inversión total.

$$IW = \text{US\$ } 3.997.518$$

La inversión total es definida como la suma de la inversión fija y de la inversión en capital de trabajo:

$$IT = IFT + IW = \text{US\$ } 43.972.703$$

### 9.5. Estimación de costos de operación (OpEx)

Los costos de producción o costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto, operación o una pieza de un equipo de producción.

Se componen de dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción, como el costo de materia prima, y los costos fijos, que son independientes de la producción, cuya estimación se realiza a continuación.



## 9.5.1. Costos variables

### Materias primas

**Tabla 9.11.** Costos de materia prima.

Materia prima	Precio	Cantidad requerida (kg/h)	US\$/h
Maíz	130,5 US\$/tn <sup>55</sup>	96.539,1	12.598,3
Enzimas	15 US\$/kg	61,57	923,5
Levadura	2 US\$/kg	163,31	326,6
Ácido sulfúrico	14 US\$/kg	0,2	2,8
Glicerol	0,72 US\$/kg	0,5	0,4
<b>TOTAL= 13.851,6 U\$/h</b>			

**Costo de materia prima = 121.340.000 US\$/año**

### Envases

Respecto a los envases para almacenamiento del producto, no se consideran, dado que se depositan los productos en los tanques de almacenamiento, y los clientes los recogen con sus propios camiones cisterna.

**Costo de envases = 0 US\$/año**

### Mano de obra y supervisión

Según el Convenio Colectivo de Trabajo de la Federación Sindical Petróleo, Gas y Biocombustibles de noviembre de 2016, se determinaron los salarios básicos de los operarios. Los salarios de supervisores, jefes y gerentes se determinaron a partir de una encuesta realizada en 2018 por la consultora PageGroup.

De acuerdo a lo informado en el sitio del Ministerio de Producción y Trabajo, las cargas sociales que debe pagar el empleador son del 32% + cargas de ART (cotizadas por las empresas aseguradoras). Por lo tanto, se decide considerar un 35% de cargas sociales totales.

Por otro lado, se adicionan los aguinaldos, que se cobran 2 veces al año y corresponden al 50% del sueldo. Es decir, que se debe estimar el monto correspondiente a 13 sueldos por año.

**Tabla 9.12.** Detalle de costo mano de obra.

Cargo	Salario inicial (\$/mes)(U\$/mes)	Cargas sociales + aguinaldos (U\$/año)	Cantidad	Total (U\$/año)
<b>Gerente general</b>	170.000,0 (4594,6)	79.027,12	1	79.027,12

<sup>55</sup> Precio de octubre 2018. Fuente: Bolsa de Comercio de Rosario.

<b>Gerente de producción</b>	125.000,0(3378,4)	58.108,48	1	58.108,48
<b>Gerente de administración</b>	125.000,0 (3378,4)	58.108,48	1	58.108,48
<b>Gerente comercial</b>	125.000,0 (3378,4)	58.108,48	1	58.108,48
<b>Jefe de mantenimiento</b>	72.500,0(1959,4)	33.701,7	1	33.701,7
<b>Jefe de supply</b>	72.500,0 (1959,4)	33.701,7	1	33.701,7
<b>Jefe de producción</b>	72.500,0 (1959,4)	33.701,7	3	101.105,1
<b>Jefe de calidad</b>	72.500,0 (1959,4)	33.701,7	3	101.105,1
<b>Jefe de administración</b>	72.500,0 (1959,4)	33.701,7	1	33.701,7
<b>Supervisor de mantenimiento</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	3	48.813,2
<b>Supervisor abastecimiento de maíz</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	3	48.813,2
<b>Supervisor abastecimiento</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	3	16.271,2
<b>Supervisor de producción</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	3	48.813,6
<b>Perito clasificador</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	1	16.271,2
<b>Asistente administrativo</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	1	16.271,2
<b>Técnico comercial de combustibles</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	1	16.271,2
<b>Técnico comercial de burlanda</b>	35.000,0 (946,0)	16.271,2	1	16.271,2
<b>Operario de mantenimiento</b>	31.448,3 (850,0)	14.620,0	1	14.620,0
<b>Operario de caldera</b>	28.811,6 (778,7)	13.393,6	3	40.180,8
<b>Operador de laboratorio</b>	28.811,6 (778,7)	13.393,6	3	40.180,8
<b>Operario de pesaje inicial</b>	21.196,8(572,8)	9.852,2	1	9.852,2
<b>Operario de descarga de camiones</b>	22.162,80(599,0)	10.302,8	1	30.908,4
<b>Operario de almacenamiento de maíz</b>	21.196,8 (572,8)	9.852,2	1	9.852,2
<b>Operario de sala de insumos</b>	21.196,8 (572,8)	9.852,2	1	9.852,2
<b>Operario de despachantes</b>	22.162,80 (599,0)	10.302,8	1	30.908,4

<b>Operario de pesaje de egreso</b>	21.196,8 (572,8)	9.852,2	1	9.852,2
<b>Operario de producción</b>	31.448,8 (850,0)	14.620,0	3	43.860,0
<b>Operario de calidad</b>	28.881,6 (778,7)	13.393,6	3	40.180,8

**Costo total de mano de obra = 1.064.712 US\$/año**

## Servicios

### Agua

El precio del agua en la provincia de Buenos Aires según [9.7] es de 8 \$/m<sup>3</sup>. El balance de consumo de agua obtenido de capítulos anteriores arrojó un valor de 247.150,3 kg/h. Tomando el valor del dólar a \$37, se obtiene un costo de 53,4 US\$/h.

**Costo de agua = 468.116 US\$/año**

### Electricidad

La electricidad consumida será producida a través de cogeneración mediante el empleo de una turbina de gas, como se detalló en el capítulo anterior. Según los cálculos realizados, el empleo de la misma permitirá generar la energía eléctrica total consumida por las instalaciones, por lo que el costo de este servicio se considerará nulo.

### Gas

El consumo de gas está dado solo por la caldera, de modo que para obtener el consumo de gas se realizará el siguiente esquema de cálculo:

Se determina el calor que debe ser entregado por la caldera para calentar el aceite calefactor ( $C_p = 2,65 \text{ kJ/kg K}$ ), para ello se estima la temperatura de entrada a la caldera y el caudal que ingresa, luego se calcula el calor sensible total ( $W \cdot C_p \cdot \Delta T$ ). Luego, con el poder calorífico del gas natural, se determinan los metros cúbicos por unidad de tiempo del mismo. En capítulos previos se determinó la cantidad de aceite requerido para cada reboiler:

**Tabla 9.13.** Requerimientos de calor para reboilers.

Corriente a calefaccionar	Cantidad de aceite (kg/h)	T entrada (°C)	T salida (°C)	Calor (kJ/h)
<b>Reboiler-concentradora</b>	297.996	110	335	117.680.115
<b>Reboiler-extractora</b>	117.245	195	335	43.497.895
<b>Reboiler-recuperadora</b>	71.833	249,8	335	16.218.455
			<b>Total</b>	<b>177.396.465</b>

Suponiendo una eficiencia de la caldera del 100% y sabiendo que la capacidad calorífica del gas natural es de 9300 kcal/m<sup>3</sup>, se obtiene la cantidad de gas natural a quemar de:

Caudal de gas natural= 4.563 m<sup>3</sup>/h

Tomando como precio del gas natural US\$/m<sup>3</sup> 0,08 se calculó el costo anual de gas natural.

**Costo del gas natural= 3.198.000 US\$/año**

### Mantenimiento

Incluye los costos de materiales, mano de obra y supervisión, empleados en rutinas o reparaciones incidentales, y la revisión de equipos y el establecimiento. Se estima como un 3% de la inversión fija. Los costos de mantenimiento se muestran a continuación.

**Costo de mantenimiento = 1.194.755 US\$/año**

### Suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial, excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen en este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza. Se estima como un 1% de la inversión fija.

**Costo de suministro = 398.252 US\$/año**

### Laboratorio

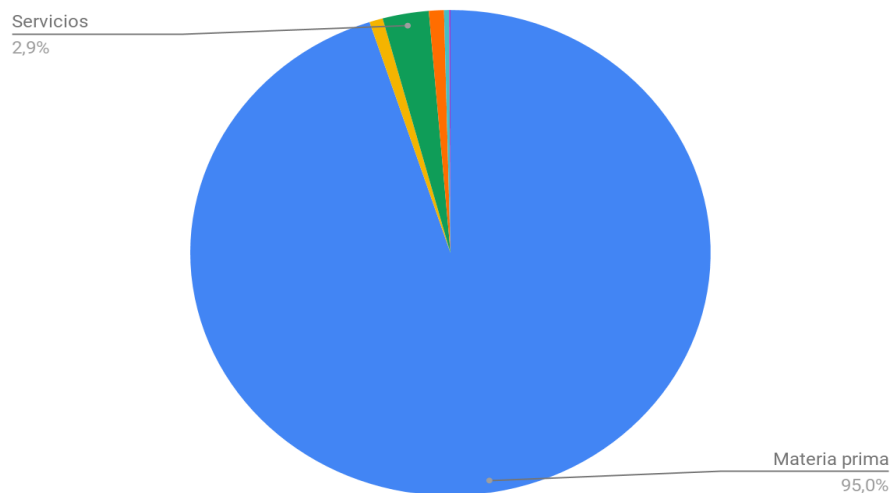
Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Se estima como un 10% de la mano de obra directa, incluyendo las cargas sociales.

**Costo de laboratorio = 106.470 US\$/año**

### Regalías y patentes

Debido a la naturaleza de la planta y de los productos generados, no se considera costo de regalías y patentes.

**Costo de regalías y patentes = 0 US\$/año**



**Figura 9.2.** Distribución de costos variables.

Luego,

**Costos variables totales = 127.770.585 US\$/año**

Si se divide por la producción de 250.000 m<sup>3</sup>/año de etanol:

**Costos variables unitarios = 511 US\$/m<sup>3</sup> etanol**

## 9.5.2. Costos fijos

### Depreciación

La mayoría de los bienes va perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. El costo de depreciación representa esta disminución de valor. Se elige el método de la línea recta, dado que es el método utilizado por el gobierno argentino para los impuestos. Se considera un valor residual de un 10% de la inversión fija.

$$D = 0,1 \times (IF - L) = 3.584.000 \text{ US$/año}$$

**Costo de depreciación = 3.584.000 US\$/año**

### Impuestos

Estos costos implican los impuestos fijos a la propiedad, se considera que en la provincia de Buenos Aires son moderados debido a que la planta se encuentra en un parque industrial, por lo tanto corresponde al 1,5 % de la inversión fija.

**Costo de impuestos = 597.378 US\$/año**

### Seguros

El costo de seguros incluye seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (perdidas parciales o totales), días caídos, entre otros. Se estima como un 1% de la inversión fija.

**Costo de seguros = 398.252 US\$/año**

### Financiación

El proyecto se financia únicamente con capital propio, por lo que no posee costos de financiación.

**Costo de financiación = 0 US\$/año**

### Ventas y distribución

Estos costos involucran los salarios y gastos generales, de oficinas y ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados, gastos de embarque y transporte, etc. Debido a que la planta no contará con gastos de embarque o distribución, ya que los clientes son los encargados de recoger el producto en camiones cisterna, se considera a estos gastos como el 1% de las ventas de bioetanol.

Para obtener las Ventas Totales se considera al precio de venta del Bioetanol 0,5 US\$/L<sup>56</sup> y el precio de venta de los DDG, 115 U\$/tn.

Ventas = 156.908.638 US\$/año  
Luego, los costos de ventas y distribución:

**Costos de venta y distribución = 1.569.086 US\$/año**

### Administración y dirección

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales, tanto de insumos como de servicios. Además, contempla los gastos de dirección de la empresa. Se estima como un 40% del costo de mano de obra directa.

**Costo de administración y dirección = 425.884 US\$/año**

### Investigación y desarrollo

Los gastos de investigación y desarrollo incluyen salarios generales y 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. Se calcula como un 2% del valor de los ingresos por ventas anuales.

**Costo de investigación y desarrollo = 3.138.173 US\$/año**

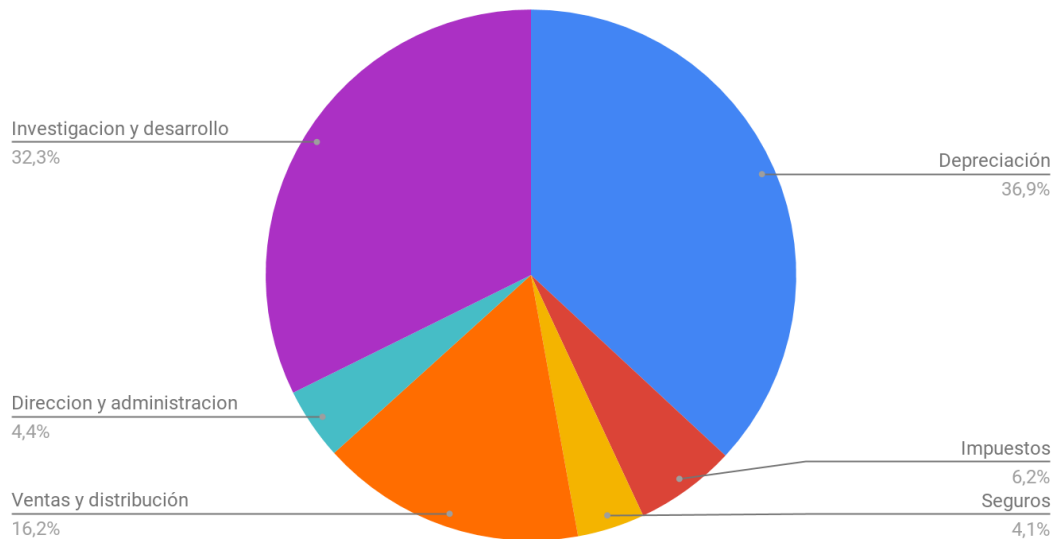


Figura 9.3. Distribución de los costos fijos.

**Costos fijos totales = 9.713.040 US\$/año**

Si se divide por la producción de 250.000 m<sup>3</sup>/año de etanol:

<sup>56</sup> Cotización del dólar: \$37.

**Costos fijos unitarios = 38,8 US\$/m<sup>3</sup>**

### 9.5.3 Costos totales

Los costos de operación totales se obtienen sumando los costos fijos y los costos variables. A continuación, se muestran los costos de operación totales y unitarios, junto con la distribución de costos fijos y variables en el gráfico 9.4.

**Costos totales = 137.483.625 US\$/año**

Si se divide por la producción de 250.000 m<sup>3</sup>/año de etanol:

**Costos totales unitario = 549,99 U\$/m<sup>3</sup>**

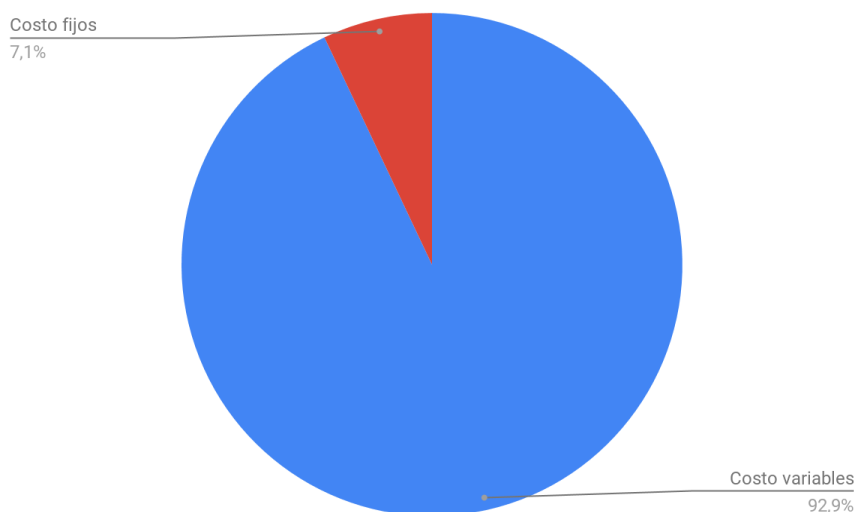


Figura 9.4. Comparación de los costos fijos y variables de la planta.

## 9.6. Análisis de rentabilidad

### 9.6.1. Ingresos por ventas

En un primer lugar, es necesario analizar los precios de venta de cada uno de los productos generados, de modo de poder cuantificar los ingresos.

En el caso del bioetanol, el precio que se utilizó es de 0,5 U\$/L<sup>57</sup> y en el caso del DDG de 115 U\$/tn. Para caudales de 28.432,94 kg/h de etanol y 39.888 kg/h de DDG.

<sup>57</sup>Determinado según Disposición SSRH 87E2018 del Ministerio de Energía de la Nación.

**Tabla 9.14.** Ingresos por ventas según capacidad de producción de la planta.

Capacidad	Ingreso en ventas (U\$S/año)
70%	109.836.047
80%	125.526.911
90%	141.217.774
100%	156.908.638,2

## 9.6.2. Cuadro de usos y fuentes

En la tabla 9.15 se presenta el cuadro de usos y fuentes, el cual engloba el análisis de flujo de caja del presente proyecto. Para su realización se supuso un aumento escalonado en la escala de producción durante los primeros 4 años de operación de la planta, siendo los porcentajes en función de la capacidad de la misma los que se detallaron previamente en la Tabla 9.14.: 70% el primer año, 80% para el segundo, 90% para el tercero y finalmente funcionar al 100% de capacidad a partir del cuarto año.

**Tabla 9.15.** Cuadro de usos y fuentes.

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<u>Fuentes</u>											
Capital propio (IT)	43.972.703										
Financiado	0										
Ventas	0	109.836.047	125.526.911	141.217.774	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638
Total (a)	43.972.703	109.836.047	125.526.911	141.217.774	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638	156.908.638
<u>Usos</u>											
Activo fijo (IFT)	39.975.184										
Activo de trabajo (IW)	3.997.518										
Costos producción	0	99.152.450	111.929.508	124.706.567	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625
Total (b)	43.972.703	99.152.450	111.929.508	124.706.567	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625	137.483.625
BNAI = (a) - (b)	0	10.683.597	13.597.402	16.511.208	19.425.013	19.425.013	19.425.013	19.425.013	19.425.013	19.425.013	19.425.013
Depreciación	0	3.584.267	3.584.267	3.584.267	3.584.267	3.584.267	3.584.267	3.584.267	3.584.267	3.584.267	3.584.267
BN	0	2.284.791	6.508.538	8.402.512	10.296.485	10.296.485	10.296.485	10.296.485	10.296.485	10.296.485	10.296.485
FLUJO DE CAJA	0	5.869.058	10.092.805	11.986.778	13.880.752	13.880.752	13.880.752	13.880.752	13.880.752	13.880.752	13.880.752



## 9.6.4. Análisis de rentabilidad

A la hora de llevar a cabo el análisis económico de un proyecto existen muchos índices que permiten evaluar la rentabilidad del mismo como la tasa de retorno sobre la inversión original, la tasa de retorno sobre la inversión promedio, el valor presente, la tasa interna de retorno y el tiempo de repago. Sin embargo, dado que el proyecto según lo planteado no resultaría rentable, no es posible efectuar tal análisis.

Por esto, se presentan a continuación las definiciones de los distintos factores económicos que se podrían haber calculado, pero no es posible dar valores para el presente proyecto.

### Tasa de retorno sobre la inversión original

Se calcula como el beneficio neto anual (considerado como el valor del Beneficio Neto Promedio), dividido la inversión total inicial, dando como resultado el porcentaje de la tasa de retorno.

$$BNp = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n BN_j$$

Siendo n el número de años de vida útil del proyecto.

$$i_{IO} = \frac{BNp}{IT} = 20 \%$$

### Tasa de retorno sobre la inversión promedio

Se cálculo se basa en considerar la depreciación de los equipos durante su vida útil.

$$Ip = \frac{1}{n} \sum_{k=1}^n VL_k$$

$$i_p = \frac{BN_p}{I_p + IW} = 37 \%$$

### Valor presente

Se compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. El valor presente es igual a la diferencia entre la suma del valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total. Donde i representa a la tasa de rentabilidad mínima aceptable, que se toma un valor de 0,2.

$$VP = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} - IT = 5.132.028 \text{ US\$}$$

### Tasa interna de retorno

Se basa 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 se debería aplicar anualmente al flujo

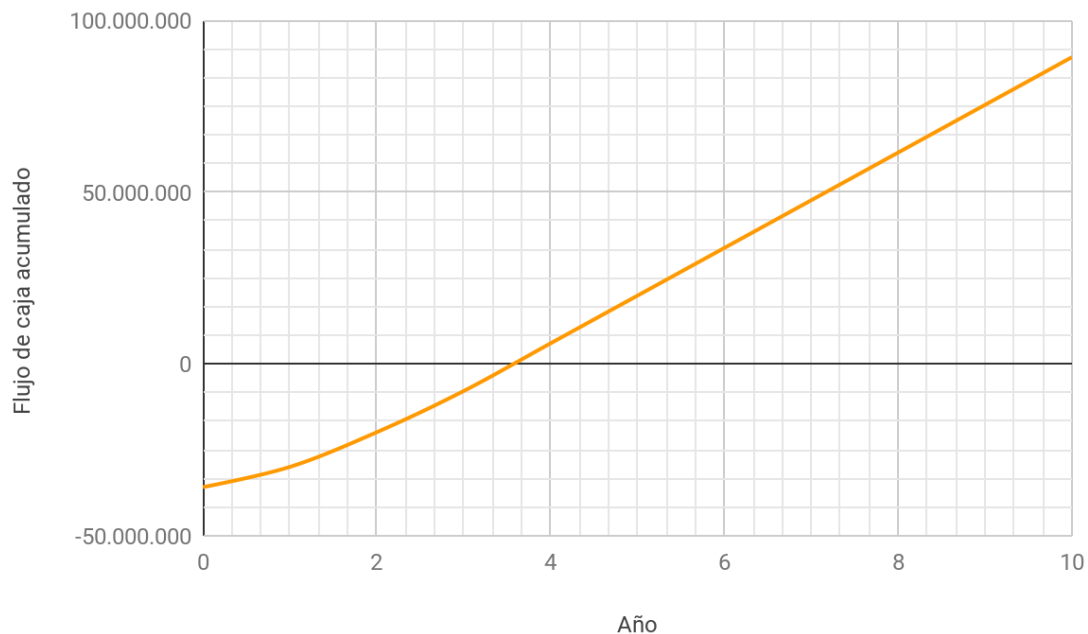
de caja, de manera que la inversión original sea igual a cero. Se obtiene entonces la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión.

$$VP = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} - IT = 0$$

$$TIR = 22,9 \%$$

### Tiempo de repago

El tiempo de repago representa el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para poder recuperar la inversión fija despreciable en forma de flujos de caja del proyecto.



**Figura 9.5.** Gráfico de tiempo de repago.

En el caso de este proyecto, como los flujos de caja varían de un año a otro, se determinó el tiempo de repago de manera gráfica. En la Figura 9.5 puede observarse el gráfico, de donde se concluye que  $nR=3,5$  años aproximadamente.

Para analizar la rentabilidad del proyecto se tienen en cuenta el tiempo de repago y la TIR/valor presente. Por un lado, el tiempo de repago de aproximadamente 3 años y medio (mucho menor a la mitad de la vida útil del proyecto) muestra que el dinero invertido es recuperado rápidamente, lo cual es un indicador de rentabilidad para el proyecto. Sin embargo, este indicador no tiene en cuenta el valor temporal del dinero. Para tenerlo en cuenta, se analiza la TIR y el valor presente: la TIR es mayor que la TRMA (tasa de rentabilidad mínima aceptable, fijada en 20%), lo cual concuerda con un valor presente positivo. Esto significa que al final de la vida útil del proyecto el valor temporal de la suma de los flujos de caja menos la inversión realizada será positivo, lo cual también es un indicador de rentabilidad. A partir de ambos indicadores se puede afirmar que el proyecto en cuestión tiene una alta probabilidad de ser rentable.

### 9.6.3. Propuestas para mejorar la rentabilidad del proyecto

Se analizarán cuáles son las variables que están afectando la economía del proyecto, y plantear alternativas de mejora en la rentabilidad.

Algunas de las posibilidades se plantean a continuación:

- En la distribución de costos variables de la figura 9.2. es posible observar el enorme peso que tiene la materia prima en los mismos. Frente a esto, dado que los costos son los de mercado, y esto no es una variable que se pueda modificar, se plantean dos posibles caminos a seguir. En primer lugar, y el camino más simple, es el del cambio de materia prima. En este caso, se realizó una búsqueda bibliográfica con el objetivo de hallar una materia prima que no modifique el proceso (lo cual implica partir del almidón), pero que aumente la relación de etanol obtenido vs. materia prima consumida. Sin embargo, todas las fuentes halladas presentan al maíz como el candidato número uno en la obtención de etanol a partir de fuentes de almidón, siendo el trigo la fuente que mejor se posiciona en eficiencia para competir con el maíz, pero cuyos precios en el mercado imposibilita cualquier posibilidad de rentabilidad.

En segundo lugar, se podría mejorar la rentabilidad involucrando al proyecto en la producción de maíz, proponiendo una organización análoga a la que posee ACABIO, de forma tal de ser los productores de maíz o poseer una vinculación con los productores que permita el acopio del cereal a un precio menor al del mercado. En el caso de plantearse como objetivo la producción propia de maíz, el análisis requeriría de la modificación global del análisis económico incluyendo los costos de inversión en hectáreas de cultivo, sumado a la modificación de la matriz de los costos variables y fijos de forma tal que se incluya: semillas, riego, fertilizantes, mano de obra del campo, etc.

- Incluir en el análisis la venta de la energía eléctrica excedente de la cogeneración. Para esto se debe realizar un análisis intensivo de los costos en energía eléctrica, los cuales hasta el momento se realizaron de forma estimativa.
- Efectuar el análisis de inversión incluyendo la producción de biogás. Similar a lo que ocurre con la inclusión de la alternativa de producir maíz, este planteo modificaría tanto la inversión como el análisis de costos y ventas. Como puntos a favor, en este caso se esperaría con certeza una modificación significativa en el flujo de caja, alterando favorablemente tanto los costos como las ventas.

Respecto a los costos, el efecto no sería notable, dado que, por un lado no se agregarían nuevos factores (se emplea el caudal de vinazas livianas, y los desechos de animales no introducen gastos) y por otro, se reducirían los operativos debidos al consumo de gas natural, que, como se analizó previamente, no pesan en la matriz de gastos variables. En las ventas, sin embargo, se introduciría una variable importante que es la venta de biofertilizantes líquidos, cuyo volumen de producción es sumamente significativo.

- Por último, realizar la planta de producción de CO<sub>2</sub>. Esta alternativa, al igual que la de la producción de maíz y la de biogás, altera la globalidad del análisis económico. Presentando la ventaja de no involucrar el aumento de costos de producción y aumentar el flujo de ventas.

## 9.7. Cronograma

Los cronogramas consisten en herramientas sencillas y accesibles que permiten fijar los tiempos de ejecución de las fases de un proyecto. Generalmente se realizan durante la última etapa de la planificación del proyecto, cuando ya se han definido los lineamientos principales, como los objetivos que se pretenden alcanzar, los recursos a utilizar y los gastos iniciales. Estos cronogramas se muestran esquemáticamente a partir de diagramas de Gantt.

A continuación se presenta el cronograma de la planta, donde se desarrollan las metas a corto y mediano plazo, de modo de organizar la gestión y realizar una proyección razonable de los tiempos de consecución del proyecto.

**Tabla 9.16.** Cronograma de ejecución del proyecto.

Actividad	Meses															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Ingeniería básica	■	■	■													
Ingeniería de detalle			■	■	■	■										
Adquisición del terreno	■															
Acondicionamiento del terreno		■														
Construcción obra civil		■	■	■	■											
Compra de equipos					■	■										
Recepción de equipos						■	■	■								
Instalación de equipos e interconexiones							■	■	■							
Instalación de servicios industriales								■	■	■						
Compra de mobiliarios									■	■	■					
Instalación de mobiliarios										■	■	■				
Compra de materia prima											■	■	■			
Recepción de materia prima												■	■	■		
Capacitación de personal													■	■	■	
Puesta en marcha															■	■
Inicio de producción																■

## 9.9. Bibliografía

- [9.1] Tsagkari M., Early-Stage Capital Cost Estimation of Biorefinery Processes: A Comparative Study of Heuristic Techniques, ChemSusChem, Vol 9., pp. 2284–2297, 2016.
- [9.2] McGraw Hill Higher Education, software online en: <http://mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>
- [9.3] Remer D. S., Process Equipment Cost Scale-Up, HMC Faculty Scholarship, 1993.
- [9.4] Agroads, <https://www.agroads.com.ar/detalle.asp?clasi=606331>
- [9.5] Sitio web de Alibaba <https://www.alibaba.com>
- [9.6] <https://www.samcotech.com/cost-cooling-tower-water-treatment-system/>
- [9.7] Cuadro Tarifario, ABSA Aguas bonaerenses S.A; 11 de Abril 2018; <https://www.aguasbonaerenses.com.ar/au-cyt-f-cuadro-tarifario.php>

## 9.10. Anexo

### Aplicación del Método de los Factores

Tabla 9.17. Factores para estimación de inversión fija.

Valor del equipo instalado en el proceso	IE
<b>Factores experimentales como fracción de IE</b>	
<b>Tuberías de proceso</b>	<b>f1</b>
Proceso de sólidos	0.07-0.10
Proceso mixto	0.10-0.30
Proceso de fluidos	0.30-0.60
<b>Instrumentación</b>	<b>f2</b>
Control poco automatizado	0.02-0.05
Control parcialmente automatizado	0.05-0.10
Control complejo, centralizado	0.10-0.15
<b>Edificios de fabricación</b>	<b>f3</b>
Construcción abierta	0.05-0.20
Construcción semiabierta	0.20-0.60
Construcción cerrada	0.60-1.00
<b>Plantas de servicios</b>	<b>f4</b>
Escasa adición a las existentes	0.00-0.05
Adición considerable a las existentes	0.05-0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25-1.00
<b>Conexiones entre unidades</b>	<b>f5</b>
Entre unidades de servicios	0.00-0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05-0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15-0.25
<b>Inversión directa</b>	<b>IE·(1+∑fi)</b>

Factores experimentales como fracción de IE

<b>Ingeniería y construcción</b> Ingeniería inmediata Ingeniería compleja	<b>f1</b> 0.20-0.35 0.35-0.50
<b>Factores de tamaño</b> Unidad comercial grande Unidad comercial pequeña Unidad experimental	<b>f2</b> 0.00-0.05 0.05-0.15 0.15-0.35
<b>Contingencias</b> De la compañía Variaciones imprevistas Procesos exploratorios	<b>f3</b> 0.10-0.20 0.20-0.30 0.30-0.50
<b>Factor de inversión directa</b>	<b>fI = <math>\sum f_{li} + 1</math></b>
<b>Inversión fija</b>	<b>IF = IE · (1 + <math>\sum f_i</math>) + fI</b>

## Convenio colectivo de trabajo Biocombustibles

A continuación, se detallan algunos aspectos importantes, que fueron considerados en la estimación del costo de mano de obra:

### 1) Categorías profesionales

Los trabajadores encuadrados en este Convenio prestarán servicios en las categorías profesionales descritas a continuación:

- I) Personal de Maestranza
- II) Portero - Balancero
- III) Operador de Carga y Descarga de Camiones
- IV) Operador de Servicios.
- V) Oficial de Mantenimiento
- VI) Operador de Laboratorio.
- VII) Operador de Campo.
- VIII) Panelista

Las descripciones de tareas antes citadas son:

**Personal Maestranza (I):** Limpieza del establecimiento en general, mantenimiento de parques y jardines, mantenimiento Edificio.

**Portero-Balancero (II):** Control de entrada y salida de productos y personal, medición de tanques de almacenamiento e informes de stocks de tanques. Efectúa pesaje de camiones, emite remitos de entrada y salida de productos y transmisión de datos. Realiza rondas de vigilancia y seguridad de accesos, instalaciones y anomalías de planta, las que deberá informar al Operador Principal, durante la nocturnidad y mientras no existe personal en planta. Mantenimiento e higiene de vehículo de administración los días sábado o domingo.

**Operador de Carga y Descarga (III):** Movimiento en general productos; Bajo la dirección de un Supervisor, efectúa la carga y descarga de camiones, pesaje de camiones y la toma de muestras de mercadería entrante y saliente, realiza la higiene y limpieza del sector de carga y descarga.

**Operador de Servicios (IV):** Control de caldera y tratamiento de agua, pañol, control de red de incendio, control de planta de efluentes y torres de enfriamiento, control de compresores, controla ablandamiento de agua. Realiza y mantiene la limpieza e higiene del área según las rutinas establecidas y en caso de derrames.

**Oficial de Mantenimiento (V):** Gestión de mantenimiento en general, mecánico eléctrico, soldaduras, mantenimiento correctivo, preventivo y predictivo, limpieza de equipos y derrames mayores del sector.

**Operador de Laboratorio (VI):** Extracción de muestras y control de calidad en el ingreso o egreso de materias primas o productos terminados, control de proceso, en laboratorio y en planta, desarrollo y modificación de procesos. En supuesto de exceso de trabajo del mismo puede requerir ayuda del personal de carga y descarga.

**Operador de Campo (VII):** Gestión de Producción: Dirige y ejecuta el movimientos general de productos del área, controla todos los procesos de planta y operativos de campo del sector de Biodiesel y refinería de aceite. Realiza tomas de muestras y análisis básicos en campo y sala de control. Realiza y mantiene la limpieza e higiene del área según las rutinas establecidas y en caso de derrames. Bajo la coordinación y Supervisión del Jefe de Mantenimiento, organiza el mantenimiento predictivo- preventivo, con los otros Operadores, Operadores de Servicio y Personal de Maestranza y carga y descarga.

**Panelista (VIII):** Intervención y control de todos los procesos de planta y operativos de campo. Coordina, ejecuta y coadyuva con el Operador de Campo y el Supervisor del sector, cualquier tarea necesaria para el funcionamiento normal de la planta, como así también toma de conocimiento de los procesos de carga y descarga, para la coordinación del stock y manejo de materias primas y productos terminados. Bajo la coordinación y Supervisión del Jefe de Mantenimiento, organiza el mantenimiento predictivo-preventivo, con los Operadores de Campo, Operadores de Servicio y Personal de Maestranza y de carga y descarga.

## 2) Adicionales por turno

**Turno A:** Es la remuneración adicional para los trabajadores que presten servicios y que rotan entre sí semanalmente en forma ininterrumpida y durante las veinticuatro (24) horas del día, equivalente a una suma igual al treinta por ciento (30%) calculado sobre el Salario Básico de la categoría del trabajador, más el adicional por antigüedad que correspondiere.

**Turno B:** es la remuneración adicional para los trabajadores que presten servicios en turnos rotativos, rotando entre sí semanalmente en forma ininterrumpida y en lapsos de dieciséis (16) horas diurnas, interrumpiendo sus tareas en el horario de 22:00 horas a 06:00 horas, equivalente a una suma igual al quince por ciento (15%) calculado sobre el salario Básico de la categoría del trabajador, más el adicional por antigüedad que correspondiere.

## Cargas sociales

**Tabla 9.18.** Aportes y contribuciones informadas por el Ministerio de Producción y Trabajo.

Contribuciones	Empleador	Trabajador
<b>Jubilación</b>	16%	11%
<b>PAMI</b>	2%	3%
<b>Obra Social</b>	5%	3%
<b>Asignaciones familiares</b>	7,5%	-
<b>Fondo Nacional de Empleo</b>	1,5%	-
<b>Seguro de Vida Obligatorio</b>	0,03%	-
<b>ART</b>	(lo que cotice ART)	-

## Precio de adquisición de bioetanol de maíz

La Resolución E 415/2017 (31/10/2017) establece el procedimiento para determinar el precio de adquisición del bioetanol. Para el caso de utilización de maíz como materia prima, determina el precio considerando los costos más la rentabilidad para producir un litro de bioetanol. Para ello, plantea la utilización de la siguiente fórmula:

Fórmula de precio = (COSTO DEL MAÍZ + COSTO DE MANO DE OBRA + COSTO DE COMBUSTIBLES + COSTO DE ELECTRICIDAD + OTROS CONCEPTOS)

- Costo del Maíz: precio FAS teórico promedio del mes anterior a la publicación del precio del bioetanol, para la tonelada de maíz que surja de la página web del Ministerio de Agroindustria, multiplicado por un consumo específico de maíz establecido en CERO CON VEINTIÚN DIEZ MILÉSIMAS (0,0021 ton). Dicho consumo específico contempla el aporte de los subproductos derivados del proceso productivo.
- Costo de Mano de Obra: PESOS CERO CON CUATROCIENTOS NOVENTA Y NUEVE MILÉSIMAS (\$ 0,499) correspondiente al mes de Octubre de 2017, actualizable de acuerdo al promedio de la variación del salario remunerativo establecido en los Convenios Colectivos de Trabajo en los cuales se encuadren las plantas que producen Bioetanol a partir de maíz y/o a la documentación que requiera el Ministerio de Energía y Minería a los efectos de verificar dicho valor.
- Costo del Combustible: el promedio simple de las tarifas finales correspondientes a las provincias de Córdoba, La Rioja y Catamarca para usuarios del SERVICIO GENERAL P3 de más de 9.000 m<sup>3</sup>/día según el anexo II-1 de la Resolución N° 4.359 de fecha 30 de marzo de 2017 del ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS (ENARGAS) o el que en el futuro lo modifique o sustituya; multiplicado por un consumo específico de gas natural establecido en CERO CON DOSCIENTOS TREINTA Y UN METROS CÚBICOS (0,231 m<sup>3</sup>); y multiplicado a su vez por el factor de uso de otros combustibles establecido en UNO CON TREINTA Y SEIS (1,36)
- Costo de Electricidad: último precio Monómico Medio Mensual publicado por el ORGANISMO ENCARGADO DEL DESPACHO (OED) en su página web, multiplicado por un consumo establecido en CERO CON TREINTA Y UN KILOVATIOS HORA (0,31 KWh).



- Otros conceptos: PESOS TRES CON NOVECIENTOS SESENTA Y TRES MILÉSIMAS (\$ 3,963) actualizable de acuerdo a la última variación mensual acumulada del Nivel General del ÍNDICE DE PRECIOS INTERNOS AL POR MAYOR (IPIM) publicada por el INSTITUTO NACIONAL DE ESTADÍSTICA Y CENSOS (INDEC), organismo descentralizado en la órbita del MINISTERIO DE HACIENDA en concepto del resto de costos, el recupero de la inversión, el pago de los impuestos correspondientes y la rentabilidad considerada. . Para ello se ha establecido como base el correspondiente al mes de agosto de 2017.

**Tabla 9.19.** Precios dispuestos del bioetanol en conformidad con la disposición SSRH 87E2018 del Ministerio de Energía de la Nación.

Período	Precio del bioetanol a base de maíz (\$/L)
10-2018	18,318
09-2018	17,216
08-2018	16,234
07-2018	15,919
06-2018	15,162
14-05-2018 al 31-05-2018	14,098

Principalmente, se procura vender a las mezcladoras que están ubicadas en la ciudad de Junín.

Las plantas en esta ciudad se encuentran en la intersección de la Ruta Nacional 7 y la 188, planta perteneciente a YPF S.A y REFIPAMPA S.A ubicada en RN 7 kilómetro 262,7, ambas a 105 kilómetros del emplazamiento elegido.



## Conclusión general

---

Para lograr el objetivo del trabajo, que consistía en el diseño de una planta de producción de bioetanol utilizando maíz como materia prima, se comenzó con una revisión del mercado actual del bioetanol a nivel nacional, regional y mundial. Uno de los principales aspectos del análisis realizado, es que el bioetanol es un producto con creciente demanda en la República Argentina y en Sudamérica, debido al aumento en el corte obligatorio de naftas; por lo tanto, representa una oportunidad de negocio más que interesante, aun teniendo competidores fuertes en la región como Brasil. Además, en Argentina existe un régimen de fomento a la producción de biocombustibles, que colabora con el crecimiento sostenido de este tipo de industrias.

En cuanto a la materia prima a utilizar, es importante destacar que Argentina es uno de los principales productores mundiales de maíz, por lo cual el mismo presenta una alta disponibilidad. Si bien se cuenta con la desventaja de que el maíz contiene con azúcares complejos que no pueden fermentar directamente, hoy en día se han desarrollado alternativas al proceso de obtención de bioetanol convencional, que permiten sortear este inconveniente a través de la utilización de enzimas modificadas, como la utilizada en este trabajo. Además, el maíz es un cultivo que continúa en investigación, por lo que es de esperar que en un futuro puedan obtenerse variedades con mayor contenido de almidón, permitiendo una optimización de la producción de bioetanol.

Respecto a los resultados obtenidos a partir del proceso propuesto, se realizó una comparación entre el rendimiento de bioetanol por tonelada de materia prima, resultando muy similar a los datos de bibliografía recopilados: el rendimiento para la planta diseñada es de 0,29 m<sup>3</sup> de etanol/tn de maíz; mientras que el teórico es de 0,35 m<sup>3</sup> de etanol/ tn de maíz.

Por otro lado, el empleo de maíz tiene desventajas importantes. En primer lugar, el gran consumo de energía necesario, el cual se considera superior al del proceso a partir de caña, por ejemplo. Este es un tema de debate, dado que pone en duda la justificación del proyecto. Frente a esto se plantea no realizar el proceso tradicional, sino una SSF. Sin embargo, se sabe que uno de los principales consumos de energía no está vinculado a la producción de etanol sino del subproducto DDGS. Por esto, en el presente proyecto se decide efectuar la producción únicamente de DDG, lo que elimina la necesidad de evaporadores. Esta determinación según datos bibliográficos reduciría en un 50% el consumo de energía, pero plantea una problemática importante: el tratamiento de las vinazas livianas.

Se analizaron detalladamente todas las alternativas posibles para el tratamiento de las vinazas, llevando a cabo un balance de ventajas y desventajas de las mismas, para finalmente elegir la producción de biogás como ampliación a futuro del presente proyecto. Sin embargo, en la mayoría de las alternativas expuestas, incluido el biogás, no es posible mejorar una de las principales desventajas que es el alto consumo de agua. Esta desventaja es de suma importancia ya que se considera incompatible con un proyecto de energías renovables. Es por esto, que para el inicio del proyecto se decide el empleo de lagunas para el tratamiento de las vinazas livianas como efluente.

Respecto al plano económico, a pesar de que la inversión a realizar es alta, como también lo son los costos de operación, fue posible optimizar la utilización de recursos, mediante la integración energética, la generación de circuitos cerrados de agua para el intercambio de calor y la implementación de una turbina de generación eléctrica. Estos aspectos se considera que repercuten favorablemente en el análisis económico y son fundamentales en la rentabilidad final obtenida.

Es importante señalar que a pesar de resultar rentable, el tiempo de recuperación es alto para un sector de la industria que está en pleno avance tecnológico. No obstante, posee múltiples opciones de mejora, entre las cuales se destaca la inclusión de la planta de tratamiento de dióxido de carbono.

Teniendo en cuenta los factores previamente mencionados, se recomienda la realización del proyecto debido a que se considera a la producción de bioetanol como una de las alternativas principales para la transición hacia el desarrollo sostenible.



