

Universidad Nacional de Mar del Plata  
FACULTAD DE INGENIERÍA

**TRABAJO FINAL 2018**

# DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL



**Di Carlo, Solange Marion**  
**Puyol, Fabio Valentín**  
**Vazquez Wehrhahne, Rocio Belen**



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/).

## Índice

<b>Capítulo 1: Estudio de mercado e información general sobre bioetanol</b>	<b>8</b>
1.1. Contexto. Situación actual	8
1.2. Estado de la industria	9
1.3. Ventajas y desventajas de emplear biomasa.	10
1.4. Descripción del proceso productivo	12
1.4.1. Molienda en húmedo	13
1.4.2. Molienda en seco	15
1.4.3. Molienda en seco modificada	16
1.5. Datos macro. Comparación entre distintos tipos de molienda	17
1.6. Marco legal	18
1.7. Productos y subproductos	19
1.7.1. Molienda húmeda	19
1.7.2. Molienda seca y seca modificada	20
1.8. Potenciales clientes nacionales y extranjeros	21
1.9. Principales competidores de los productos y sub-productos	22
1.10. Precios y disponibilidad de materia prima	24
1.11. Consumo anual en Argentina y el exterior	27
1.12. Precios en el mercado interno interno y externo de bioetanol.	28
1.13. Capacidad de producción instalada	29
1.14. Ubicación de la planta	30
1.15. Justificación preliminar del proyecto	31
1.16. Resumen ejecutivo. Capítulo 1	31
<b>Capítulo 2: Análisis de la reacción química</b>	<b>38</b>
2.1. Modelo cinético	38
2.1.1. Conclusiones del gráfico	44
2.2. Tratamiento de la materia prima	45
2.2.1. Limpieza	45
2.2.2. Acondicionamiento	45
2.2.3. Desgerminación	46
2.2.4. Licuefacción	46
2.3. Separación intermediarios de reacción	46
2.4. Equilibrio de fases	46
2.5. Separación	46
2.6. Estructura preliminar de reactores	47
2.7. Purificación	48
2.7.1. Purificación del etanol gaseoso	48
2.7.2. Purificación de azeótropo (etanol-agua)	48
2.8. Etapas de reacción	48
2.9. Catalizador	49
2.9.1. $\alpha$ -amilasa	49
2.9.2. Glucoamilasa	50

2.9.3. Levadura	50
2.10. Conversión óptima	51
2.11. Formación de intermediarios y subproductos	51
2.11.1. Intermediarios	51
2.11.2. Subproductos	52
2.12. Selectividad	53
2.13. Condiciones de operación	53
2.13.1. Acidez del sustrato	53
2.13.2. Temperatura	54
2.13.3. Contacto con el aire	54
2.13.4. Concentración de etanol resultante	54
2.13.5. Presión	54
2.13.6. Concentración de azúcares	55
2.13.7. Ritmo de crecimiento de las cepas	55
2.14. Análisis termodinámico	55
2.14.1. Espontaneidad y calor de reacción	55
2.14.2. Aclaraciones	57
2.14.3. Comparación cualitativa con alternativas de producción	57
2. 15. Resumen ejecutivo. Capítulo 2	58
<b>Capítulo 3. Análisis de pre-post tratamientos y separaciones</b>	<b>63</b>
3.1. Pretratamiento	63
3.1.1. Limpieza	63
3.1.2. Acondicionamiento	63
3.1.3. Molienda	64
Molinos de piedra:	64
Molinos de disco:	64
Molinos de martillo:	64
Molinos de rodillo:	64
Molino de bolas	65
3.2. Post-tratamiento	65
3.2.1. Recuperación de etanol en corriente gaseosa:	65
3.2.2. Separación de etanol de la corriente de salida del reactor	66
3.2.2.1. Destilación con sales	66
3.2.2.2. Tamices moleculares	68
3.2.2.3. Sistema de destilación por pervaporación (membranas)	70
3.2.2.4. Destilación azeotrópica/extractiva con benceno	72
3.2.2.5. Destilación azeotrópica/extractiva con etilenglicol	75
3.2.2.6. Destilación a vacío	77
3.2.2.7. Comparación de métodos de separación líquido/líquido	78
3.2.3 Tratamiento del mosto	80
3.3. Resumen Ejecutivo del Capítulo 3	80
<b>Capítulo 4. Balances de masa generales en la planta de bioetanol.</b>	<b>82</b>

4.1. Equipos principales para el proyecto	82
4.2. Reciclos principales	82
4.3. Sistema de separación extractiva con etilenglicol	83
4.4. Esquema del Balance general de masa:	85
4.5. Coeficientes de seguridad. Producción nominal e instantánea	85
4.6. Balance global de Masa:	86
4.6.1. Resultados cinéticos	87
4.6.2. Balance de materia en el reactor	90
4.6.3. Requerimiento de agua	91
4.6.4. Subproductos	91
4.7. Resumen de corrientes	93
4.8. Resumen Ejecutivo del Capítulo 4	96
<b>Capítulo 5. Diseño de reactores</b>	<b>98</b>
5.1. Análisis preliminar del sistema: cantidad y tipo de reactores a utilizar.	98
5.2. Diseño del sistema de control	101
5.2.1 Limitaciones operativas	101
5.2.2. Sistema de control general	102
5.2.2.1 Control de temperatura	103
5.2.2.2 Control de concentración de oxígeno	104
5.2.2.3. Control de pH	105
5.2.2.4. Control de nivel	105
5.2.3. Sistema de agitación	105
5.2.4. Sistema de enfriamiento	110
5.3 Resumen ejecutivo	113
<b>Capítulo 6. Sistemas de destilación</b>	<b>116</b>
6.1. Selección del tipo de torre a operar	116
6.2. Sistemas propuestos	117
6.2.1 Primer propuesta	117
6.2.2. Segunda propuesta	122
6.2.3. Tercer propuesta	124
6.2.4. Cuarta propuesta	128
6.3 Propuesta concluyente	131
6.4 Resumen ejecutivo	132
<b>Capítulo 7. Equipos principales y auxiliares. Transporte.</b>	<b>133</b>
7.1 Transporte de materiales	133
7.2 Equipos	140
7.2.1 Centrífuga	140
7.2.2 Evaporador	140
7.2.3 Caldera	144
7.2.3.1 Características	144
7.2.3.2 Requerimiento de vapor.	145
7.2.3.3. Potencia requerida en el equipo	145

7.2.3.4. Biomasa requerida a quemar	145
7.2.4. Torre de enfriamiento	145
7.2.4.1 Cálculo de NtoG	149
7.2.4.2 Ventilador	150
7.2.5 Torre de intercambio iónico	150
7.2.6. Intercambiadores de calor.	152
7.2.6.1. Intercambiador del producto	152
7.2.6.2. Intercambiador para el recicló de agua de los evaporadores	154
7.3 Bombas	157
7.3.1 Bomba de ingreso de agua al primer reactor:	158
7.3.2. Bombas para desplazamiento de corrientes de proceso entre reactores.	158
7.3.2.1 Bomba, salida del primer reactor:	159
7.3.2.2 . Bomba, salida del segundo reactor:	160
7.3.2.3 Bomba, salida del tercer reactor:	160
7.3.3. Bomba de recicló de etilenglicol	160
7.3.4 Bomba de recirculado de agua desde la tercer torre de destilación hacia nodo (mezcla con corriente fresca)	161
7.3.5 Bomba, salida del tercer evaporador	162
7.3.6 Bomba para desplazar agua hacia la torre de enfriamiento	162
7.4 Depósitos	163
7.4.1 Depósito de subproductos WDGS y jarabe	163
7.4.2 Depósito de etanol.	163
7.4.3 Depósito de grano útil	163
7.5. Resumen ejecutivo capítulo 7	164
<b>Capítulo 8. Integración energética</b>	<b>166</b>
8.1 Potencia de equipos auxiliares	166
8.2 Análisis PINCH	166
8.3 Cogeneración	168
8.4 Balance energético de la planta	170
8.5 Dióxido de carbono	170
8.6 Resumen Ejecutivo capítulo 8	172
<b>Capítulo 9. Diseño de sistema de reactores TAD</b>	<b>174</b>
9.1 Introducción al tema flotante	174
9.2 Propuesta de reactores TAD	175
9.3 Dimensionamiento	178
9.3.1 Volumen de cada reactor TAD	178
9.3.2 Volumen del tanque de almacenamiento de maíz molido previo al ingreso del reactor.	179
9.4. Balances de masa y resultados obtenidos.	179
9.5 Diseño de sistema de control	183
9.6 Requerimiento energético de agitación	184
9.7 Diferencias TAC/TAD	187
9.8 Resumen ejecutivo capítulo 9	188

<b>Capítulo 10. Análisis económico del proyecto.</b>	<b>190</b>
10.1. Equipos principales	190
10.1.1 Desgranadora	190
10.1.2. Clasificador	190
10.1.3. Molino	190
10.1.4. Destiladores	192
10.1.4.1 Primer destilador	192
10.1.4.2. Segundo destilador	193
10.1.4.3 Tercer destilador	193
10.1.5 Centrífuga	194
10.1.6. Evaporador	195
10.1.7 Caldera	196
10.1.8 Torre de enfriamiento	196
10.1.9 Ventiladores.	197
10.1.10 Torre de intercambio iónico	198
10.1.11. Intercambiadores de calor	198
10.1.11.1 Intercambiador para el producto	198
10.1.11.2 Intercambiador para reciclo de agua	199
10.1.11.2.1 Primer efecto	199
10.1.11.2.2 Segundo efecto	200
10.1.11.2.3 Tercer efecto	201
10.1.12 Bombas	202
10.1.12.1 Bomba de ingreso de agua al primer reactor	202
10.1.12.2 Bomba para desplazar las corrientes entre reactores	203
10.1.12.3 Bomba de reciclo del solvente	204
10.1.12.4 Bomba de recirculado de agua desde la tercer torre de destilación	205
10.1.12.5 Bomba para el tercer evaporador	206
10.1.12.6 Bomba para desplazar agua hacia la torre de enfriamiento	207
10.1.14 Depósitos	208
10.1.14.1 Depósito de grano útil	209
10.1.14.2 Depósito de WDGS	210
10.1.14.3 Depósito de jarabe	210
10.1.14.4 Depósito de etanol	211
10.1.15 Reactores	212
10.1.16 Agitadores	214
10.1.17 Turbina	214
10.2 Inversión	215
10.2.1 Costo FOB	215
10.2.2 Inversión fija	216
10.2.2.1 Factores de la inversión directa	217
10.2.2.2 Factores de la inversión indirecta:	217
10.2.3 Inversión fija total	218
10.2.4 Inversión en capital de trabajo	218

10.3 Costos de producción	219
10.3.1 Costos Variables	220
10.3.1.1 Materia prima	220
10.3.1.2 Empaques	220
10.3.1.3 Mano de obra	220
10.3.1.4 Costo de supervision	221
10.3.1.5 Servicios	221
10.3.1.5.1 Electricidad	222
10.3.1.5.2 Gas	222
10.3.1.5.3 Agua	222
10.3.1.6 Mantenimiento	222
10.3.1.7 Suministros	222
10.3.1.8 Laboratorio	223
10.3.1.9 Regalias y patentes	223
10.3.2 Costos fijos	224
10.3.2.1 Depreciación	224
10.3.2.2 Impuestos	225
10.3.2.3 Financiación	225
10.3.2.4 Ventas y distribución	225
10.3.2.5 Costos de dirección y administración	225
10.3.2.6 Investigación y desarrollo	225
10.4 Beneficio Bruto. Beneficio neto.	227
10.5 Rentabilidad	228
10.6 Análisis de sensibilidad	230
10.6.1 Análisis de sensibilidad con precio de materia prima	230
10.6.2 Análisis de sensibilidad con recirculado de levaduras	231
10.7 Planilla de obra de fábrica	233
10.8 Resumen ejecutivo capítulo 10	233
<b>Bibliografía</b>	<b>236</b>
Capítulo 1	236
Capítulo 2	237
Capítulo 3	239
Capítulo 4	240
Capítulo 5	242
Capítulo 6	243
Capítulo 7	244
Capítulo 8	246
Capítulo 9	248
Capítulo 10	249



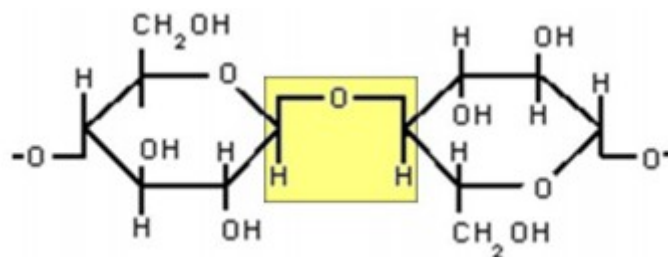
## Capítulo 1: Estudio de mercado e información general sobre bioetanol

### 1.1. Contexto. Situación actual

Hoy en día, el mundo se encuentra ante un grave problema, el cual es el consumo de recursos no renovables, tales como los combustibles de origen fósil, lo cual genera problemáticas a largo plazo.

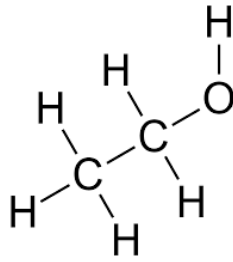
Con el avance de la tecnología actual, se han desarrollado diversas fuentes renovables de energías, como lo es la energía eólica, solar, etc., además de desarrollar reemplazos de compuestos como el petróleo, entre los cuales se halla el objetivo de este proyecto, el bioetanol. El mismo busca la realización de producción de bioetanol a gran escala, a modo de poder solventar la demanda actual, además de poder desarrollar un proyecto que genere ganancias y sea solvente en su periodo de funcionamiento.

El bioetanol, es etanol, sólo que fue obtenido a partir de biomasa, la cual es masa enteramente proveniente de origen natural, que es procesada y se fermenta de manera que los azúcares propios de la materia prima empleada se rompan ante la presencia de bacterias presentes en levadura, que luego por destilación se refina en bioetanol de alta pureza, producido mediante la fermentación alcohólica de diversos hidratos de carbono provenientes de la materia orgánica



**Figura N°1.1-** Moléculas de almidón constituidas por puentes glucosídicos que mantienen unidas dos moléculas de glucosa deshidratadas. La hidrólisis consiste en la ruptura de los puentes glucosídicos. En la hidrólisis cada molécula de glucosa gana una molécula de agua.

En contraste con el almidón, se presenta la estructura del producto final deseado, en la figura N° 2:



**Figura N°1.2** - Molécula de Etanol<sup>1</sup>

## **1.2. Estado de la industria**

Actualmente, el bioetanol se encuentra como el biocombustible de mayor producción. El mercado se encuentra dominado por productores como Brasil, a partir de caña de azúcar y EEUU, a partir de almidón de maíz; pero también es obtenido a partir de otros cultivos como la remolacha y el cereal, o reciclado de residuos forestales, por su alto contenido de celulosa, aunque debido a esto, requiere un tratamiento previo de hidrólisis.

En la industria se emplean dos mezclas comunes, la E10 y la E5, las cuales contienen un contenido de etanol del 10% y 5%, respectivamente; en tales proporciones no es necesario modificar a los motores actuales<sup>2</sup>.

En la tabla N°1 que se presenta a continuación, se presentan las cantidades producidas de bioetanol para los principales países productores.

**Tabla N°1.1** - Cantidades producidas bioetanol de principales países productores.

Producción anual de etanol por país (2014-2016) Mayores países productores (millones de litros, todos los grados de etanol)				
Clasificación mundial	País	2016	2015	2014
1	Estados Unidos	58.030	56.047	54.131
2	Brasil	27.615	26.850	23.432
3	China	3.199	3.078	2.442
4	India	852	799	587
5	Canadá	1.650	1.650	1.931
6	Tailandia	1.219	1.264	1.173
7	Argentina	999	799	606

### 1.3. Ventajas y desventajas de emplear biomasa.

Estos cultivos energéticos tienen su lado bueno y su lado malo, algunas de sus ventajas y desventajas son:

#### Ventajas<sup>3</sup>

- El bioetanol es una fuente de combustible renovable y doméstico.
- Reduce dependencia del petróleo del extranjero.
- Es una fuente más limpia de combustible porque emite un 40-80% menos de gases invernaderos que los combustibles fósiles, contribuye a reducir la lluvia ácida, mejora la calidad del aire en zonas urbanas, no contamina el agua y reduce los residuos.
- Aumenta el octanaje del combustible con un coste pequeño.
- Fácil de producir y almacenar.
- En términos energéticos la energía que se debe invertir en el cultivo más la energía del proceso industrial resultan prácticamente igual a la energía que

se recupera en el bioetanol con lo que el balance del proceso es prácticamente nulo.

- Los residuos de la destilación, ricos en proteínas y fácilmente digeribles, aportan una cantidad extra de energía si se utilizan como pienso para el ganado.
- Revitalizan las economías rurales, y generan empleo al favorecer la puesta en marcha de un nuevo sector en el ámbito agrícola.
- Se podrían reducir los excedentes agrícolas que se han registrado en las últimas décadas, ya que el exceso que previamente no se utilizaba y era descartado ahora podría aprovecharse utilizándolo para el proceso de obtención del bioetanol.
- Si bien el maíz requiere de suelos con buena capacidad de filtración para que la producción sea óptima, esta materia prima se adapta a diversos tipos de suelos, donde otros cultivos más sensibles no podrían (ej: frutas).
- Se mejora la competitividad al no tener que importar fuentes de energía tradicionales.
- La tecnología necesaria para su elaboración no es complicada, haciendo que cualquier país del mundo pueda desarrollarla y aprovecharla.
- El Bioetanol se quema de manera más limpia que el petróleo en el aire, produciendo menos carbono (hollín) y menor cantidad de monóxido de carbono.
- El etanol actúa como un anticongelante en los motores, mejorando notablemente el arranque del motor en frío lo que a su vez previene el congelamiento.

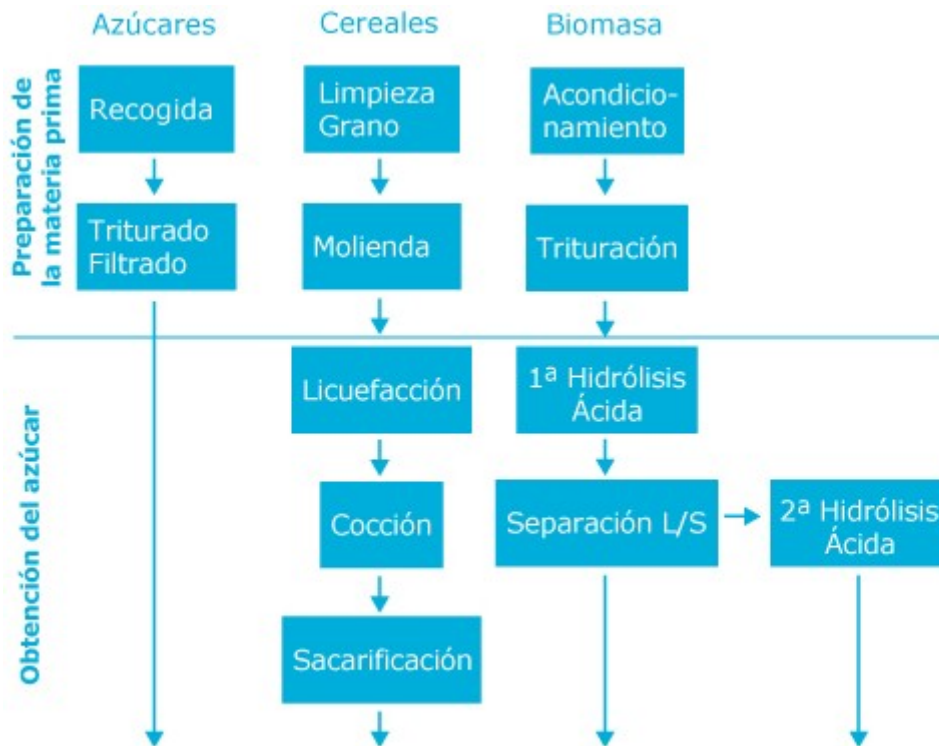
### **Desventajas**

- Para poder utilizar el bioetanol como combustible puro (E100) se necesita llevar a cabo varias modificaciones dentro del motor, de manera tal de no alterar significativamente el consumo. Estas son:
  - Aumentar la relación de compresión.
  - Variar la mezcla de Combustible/aire.
  - Bujías resistentes a mayores temperaturas y presiones.

- Conductos resistentes al ataque de alcoholes.
- Se debe agregar un mecanismo que facilite el arranque en frío.
- Entra en competencia el consumo de las materias primas como alimento.
- Las emisiones de CO<sub>2</sub> que se producen en el cultivo más las que se producen en el proceso industrial resultan ligeramente superiores a las de la gasolina sin el agregado de bioetanol, con lo cual el balance de emisiones de CO<sub>2</sub> resulta negativo.
- El costo de producción de los biocombustibles casi dobla al de la gasolina o gasóleo (sin aplicar impuestos). Por ello, no son competitivos sin ayudas públicas.
- Se necesitan grandes espacios de cultivo, dado que del total de la plantación sólo se consigue un 7% de combustible. En España, por ejemplo, habría que cultivar un tercio de todo el territorio para abastecer sólo la demanda interna de combustible.
- Al emplear como principal materia maíz se potencia los monocultivos intensivos, aumentando el uso de pesticidas y herbicidas.

#### **1.4. Descripción del proceso productivo**

Es posible conseguir el bioetanol a partir de materias primas de diferentes procedencias, a continuación, en la figura N°3, se presenta en forma comparativa, las etapas para la obtención del azúcar:



**Figura N°1.3** - Etapas de obtención de azúcar intervinientes, acorde a la materia prima empleada.

Aunque es posible obtener los azúcares principales para el proceso a partir de un triturado simple partiendo de la caña de azúcar, ya hay plantas activas productoras de bioetanol a partir de esta materia prima, las cuales no alcanzan a producir suficiente para abastecer el requerimiento actual, por ello, se busca encontrar otras materias primas alternativas para evitar el monopolio de la caña de azúcar; por otra parte, la producción a partir de la biomasa (que generalmente es a partir de compuestos con alta concentración de celulosa en la pasta, como árboles y residuos forestales) resulta provechoso, ya que se recicla un residuo como materia prima, pero requiere un mayor tratamiento previo para alcanzar los azúcares necesarios, lo que aumenta los costos operativos.

#### **1.4.1. Molienda en húmedo**

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

Maceración del grano: El grano se remoja en tanques por 30-50 horas<sup>3\*</sup> a

temperaturas de 49-54°C en agua que contiene dióxido de azufre, este ayuda a separar el almidón y la proteína soluble y permite prevenir el crecimiento de microorganismos no deseados manteniendo el pH cerca de 4. En el agua de remojo se disuelve un porcentaje de materia seca utilizable en la alimentación de ganados.

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

Molienda fina: El material restante se muele, se escurre (con presión) y se deseca para su utilización como alimento animal.

Separación del gluten y almidón: La mezcla almidón-proteínas (gluten) se separa mediante centrifugas continuas. El gluten con un 60 -70% de proteína es centrifugado y secado. Este es utilizado como alimento para animales. El almidón es purificado por re-centrifugación para reducir el contenido de proteínas. Este puede ser enviado a la etapa de hidrólisis o secado y modificado químicamente para su venta.

Licuefacción: El almidón se mezcla con agua de proceso y enzimas (alfa-amilasa), y es calentado para permitir la licuefacción a 83°C. Posteriormente se agregan componentes químicos (nutrientes y regulación de pH) y se esteriliza a 110 °C.

Sacarificación: La solución es enfriada a 60°C tras el agregado de otra enzima (glucoamilasa) que convierte las moléculas de almidón en azúcares simples.

Fermentación: El mosto enfriado a 45°C se le adiciona levadura (*Saccharomyces cerevisiae*). Esta mezcla es fermentada por 2 días donde los azúcares simples son convertidos en etanol y dióxido de carbono.

Recuperación de la levadura: El producto de la fermentación se pasa a través de una centrífuga donde se separa la levadura del resto. Esta es concentrada y tratada con ácido para eliminar las bacterias con el objetivo de ser reutilizada.

Destilación: El puré fermentado, ahora llamado cerveza, contendrá etanol -en cantidades cercanas al 1%- y agua, así como todos los sólidos no fermentables del maíz y de la levadura. El puré entonces será bombeado a un flujo continuo, en el sistema de la columna de destilación, donde la cerveza se hierve, separándose el alcohol etílico de los sólidos y del agua. El alcohol dejará la columna de destilación,

y el puré de residuo, llamado stillage, será transferido de la base de la columna para su procesamiento como subproducto.

Deshidratación: El alcohol pasa a través de un sistema que le quita el agua restante. El alcohol puro, sin el agua, se lo denomina alcohol anhidro.

Se presenta una figura simplificada del proceso de molienda húmeda, a continuación.

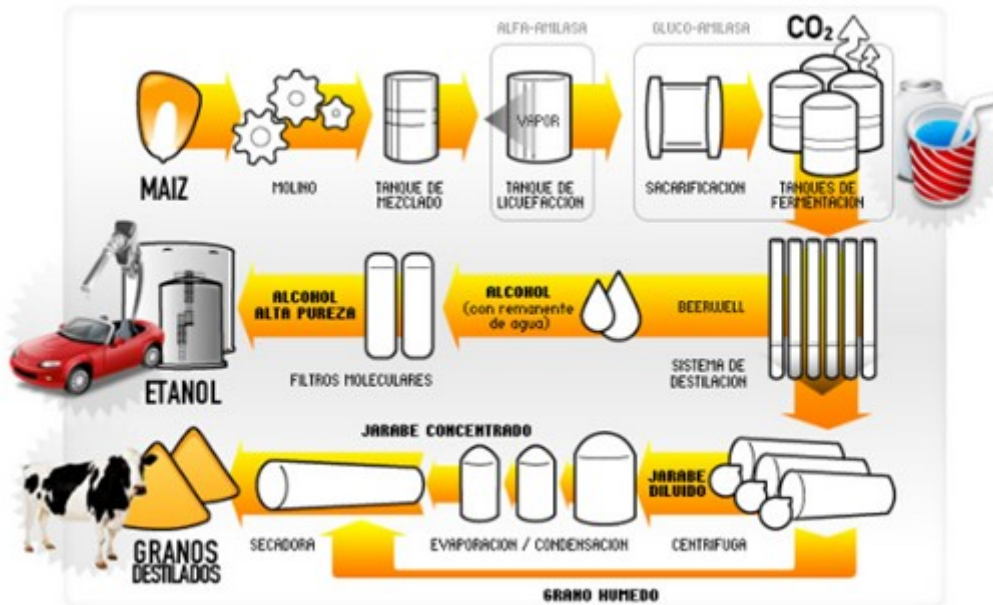


Figura N°1.4 - Molienda húmeda

#### 1.4.2. Molienda en seco

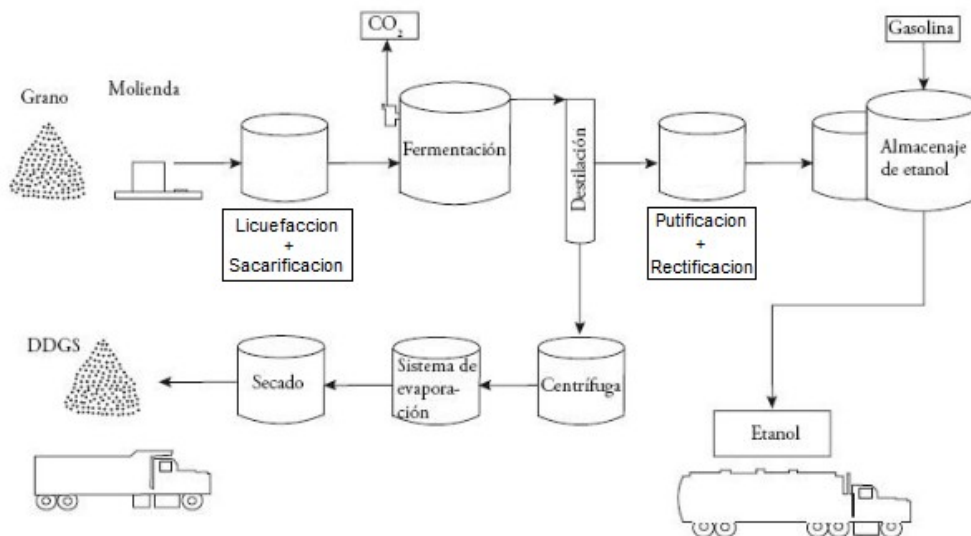
Recepción y limpieza : Similar a lo explicado en el proceso anterior.

Molienda: Se utiliza un molino de bolas con el propósito de romper el grano facilitando la penetración del agua en la etapa de cocción.

Licuefacción, sacarificación y fermentación(SSF): Son semejantes a las correspondientes en la molienda húmeda, diferenciándose en que el total de los componentes del grano son utilizados en estas etapas.

Destilación: Se carga el mosto fermentado en la columna donde se separa el material sólido depositado en el fondo, continuando las etapas de concentración, purificación y rectificación, coincidiendo estas con las de la molienda en húmedo. Finalmente se procede al almacenamiento.





DDGS: dried distiller grains with solubles ♦ granos secos de destilería con solubles.

**Figura N°1.5 - Molienda en seco**

En este esquema se incluye el tratamiento para reducir el contenido de humedad de las WDGS, sin embargo, en este proyecto, se venden WDGS, en lugar de tratarlas para reducir su contenido de humedad, abaratando costo de equipos de procesamiento, si bien el precio de venta de WDGS es menor al DGS

### **1.4.3. Molienda en seco modificada**

Se introduce mejoras al proceso para el aprovechamiento de las diferentes partes del grano, donde el germen y las fibras se separan en el proceso de molienda, y el resto del grano es enviado a fermentar, dando mayor valor agregado a los co-productos que la molienda en seco tradicional.

## **1.5. Datos macro. Comparación entre distintos tipos de molienda**

Se promedia una producción de 420 litros de bioetanol por tonelada de maíz, pero el factor más influyente en la obtención del producto final depende esencialmente del proceso empleado para dicha producción. En algunas fuentes se especifica para los distintos procesos productivos.

A continuación se expresan las cantidades obtenidas aproximadas por tonelada de maíz.

- Molienda húmeda

**Tabla N°1.2** - Principales productos de molienda húmeda

Productos	1 Tn de Maíz
Etanol	372,58 l
Gluten Feed	241,08 kg
Gluten Meal	46,43 kg
Aceite de maíz	26,79 kg
Dióxido de Carbono	303,58 kg

- Molienda seca

**Tabla N°1.3** - Principales productos de molienda seca

Productos	1 Tn de maíz
Etanol	405,27 l
DDGS	321,44 kg
Dióxido de Carbono	321,44 kg

- Molienda seca modificada. Se presenta una tabla para distintos tipos de procesos específicos, los cuales son Quick Germ, Quick Germ-Quick Fiber y Proceso Enzimático de Molienda en Seco.

**Tabla N°1.4** - Coproductos para distintos procesos modificados.

Coproductos	QG	QGQF	E- Mill
Germen (%)	6,1	7,7	8,1
Fibra del pericarpio (%)		9,1	10,2
Fibra del endospermo (%)			4,6
Etanol (l / Kg)	0,324	0,323	0,334
DDGS (% proteína)	36	49	58

La mayor producción de etanol se obtiene en la molienda en seco convencional (405,27 l/tn) seguida por la molienda en húmedo (372,53 l/ tn) y por último la molienda modificada (334 l/tn), esta disminución se debe a la pérdida de almidón durante la recuperación de subproductos. Con respecto a la capacidad de fermentación, se puede decir, que es mayor en la molienda húmeda, debido a que se fermenta el almidón, continuada por la molienda modificada, donde se fermenta

el almidón y el gluten y la molienda en seco que procesa el grano entero. Los tiempos de fermentación disminuyen a medida que se extrae material no fermentable. En la molienda húmeda se obtiene la mayor cantidad de coproductos (germen, fibra, gluten, almidón y dióxido de carbono), teniendo como ventaja que una parte del almidón se puede destinar a la producción de etanol y el resto ser comercializado como tal. En la molienda seca se obtiene la menor cantidad de coproducto (DDGS y dióxido de carbono) por lo cual, se han desarrollado nuevos procesos con el objetivo de recuperar más cantidad (germen y fibra) y mayor valor de coproductos durante la producción de etanol. La molienda en seco es la que tiene menor requerimiento de capital tanto en el momento de construir como de operar la planta, en cambio la molienda en húmedo es un proceso de capital intensivo debido a la tecnología aplicada, a los grandes volúmenes procesados de grano, entre otros. En los procesos de molienda modificada, es evidente que a medida que se extrae mayor cantidad de coproductos, mayor es el requerimiento de capital tanto para construir como para operar la planta.

## **1.6. Marco legal**

A partir del año 2008, el poder judicial de la República Argentina aprobó la ley N° 26.093, la cual establece un régimen regulatorio para los biocombustibles junto con el corte requerido para los combustibles fósiles consumidos en la nación, siendo 5% de bioetanol para las naftas y 5% de biodiesel en el gasoil, como mínimo. A partir del año 2010, la cota mínima impuesta para el bioetanol ascendió al 10%. En Argentina, rige la obligatoriedad de que la nafta comercializada al público contenga una mezcla de un 12% de bioetanol.

En la resolución 1294/2008 la misma secretaría afecta a la ley 26.334, la cual establece precios para la venta de bioetanol general, como así también, el volumen de producción y uso sustentable de biocombustibles que beneficia principalmente a pequeños productores con beneficios estatales para que su producción pueda equiparar a las grandes empresas.

En el año 2012 se aprobó la resolución 1675, la cual establece volúmenes anuales de bioetanol a distintas empresas a fin de incrementar la participación del etanol en la mezcla final con combustibles fósiles y en caso de incumplimiento de

los plazos establecidos, dan lugar a sanciones establecidas en la ley 26.093 por las autoridades, inhabilitando la actividad de la empresa infractora y aplicando multas de cargo variable acorde a la infracción, al igual que la inhabilitación para reinscribirse nuevamente en el registro de productores.

## **1.7. Productos y subproductos**

### **1.7.1. Molienda húmeda**

Germen: se obtiene en menor cantidad y es el co-producto más valioso. Se utiliza en la producción de aceite de maíz. El residuo de la extracción, al tener una proporción de aceite incluida, se utiliza como componente de alimentación animal adicionada al gluten feed o como harina de germen de maíz.

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

Gluten Feed: (alimento de gluten) es un producto de proteína intermedio rico en fibra altamente digerible. Contiene proteína, grasa, fibra, y en menor proporción vitaminas y aminoácidos. Puede adicionarse licor de remojo y harina de germen de maíz. Este producto se vende tanto húmedo como desecado. En el producto seco se mezclan el salvado, los elementos extractivos del maíz y la harina de germen, se secan, se muelen y se peletizan para facilitar el manejo. El alimento de gluten de maíz húmedo se prensa hasta un 35% de materia seca, antes de que se agregue el licor de remojo. Estos se utilizan para alimentación de ganado, aves, cerdos y mascotas.

Licor de Remojo: se conoce también como elementos extractivos fermentados de maíz condensados. Este contiene disuelto un 6% de materia seca que se concentra hasta un 50%, para luego ser combinado con el alimento de gluten de maíz o vendido como aglutinante de pellets.

Dióxido de Carbono: en la actualidad se captura sólo un tercio de la producción. En general son las plantas de mayor capacidad de producción las que lo aprovechan comercialmente, ya que normalmente no se justifica en fábricas menores la inversión requerida, a menos que existan condiciones especiales de

comercialización. El anhídrido carbónico se utiliza para carbonatación de bebidas (previa desodorización), para la extinción y prevención de fuego.

### **1.7.2. Molienda seca y seca modificada**

Además del anhídrido carbónico, los residuos procedentes de la separación del mosto con el etanol, se bombea a los decantadores de centrifugación donde se separan la mayor parte de los sólidos en suspensión en forma de una torta denominados granos de destilados húmedos (WDG) y un líquido llamado destilado de maíz. Una fracción de estos residuos de la conversión de almidón y el resto se concentra en evaporadores para formar un jarabe espeso (CDS) que es utilizado para alimentación de ganado.

Los granos destilados húmedos (WDG) contienen aproximadamente el 65% de humedad, residuos no fermentados de los granos originales, levaduras y nutrientes solubles. El cual puede ser vendido como tal o desecarlo hasta un contenido de 10% de humedad (DDG). Si se agrega el jarabe (CDS) a los granos de destilería húmedos (WDG) y si luego se secan, el producto resultante se refiere como granos de destilería desecados con solubles (DDGS) el cual es una fuente importante para la alimentación de ganado, cerdos y aves de corral. De no secarlo, se obtienen WDGS.

Como se mencionó previamente, no se realiza en este proyecto un post-tratamiento luego de obtener las WDGS.

### **1.8. Potenciales clientes nacionales y extranjeros**

Las refinerías petrolíferas existentes en 2012 no alcanzaban para abastecer totalmente el mercado interno de Argentina, especialmente en épocas de alta demanda como las de vacaciones. De las 9 existentes entonces sólo tres tenían un nivel de producción y abastecimiento apropiado, mientras las restantes estaban en riesgo de desaparición.

A fines del año 2014 estaban en operación sólo las siguientes 9 refinerías:

1. Refinería de Bahía Blanca. Bahía Blanca, pcia. de Buenos Aires. Petrobras. 32.000 bpd en 2012.

2. Refinería Campana. Campana, pcia. de Buenos Aires. Axion Energy (ex ESSO). 90.000 bpd en 2012.
3. Refinería de Campo Durán. Campo Durán, pcia. de Salta. REFINOR (28,5% Petrobras). 30.000 bpd en 2012.
4. Refinería de Dock Sud. Ciudad de Buenos Aires. SHELL - DAPSA. 110.000 bpd en 2012.
5. Refinería de La Plata. Ensenada, pcia. de Buenos Aires. YPF. 198.000 bpd en 2012. No produce desde que se destruyó la unidad de coke durante las inundaciones del comienzo del 2013 en la zona
6. Refinería de Luján de Cuyo. Luján de Cuyo, pcia. de Mendoza. YPF. 126.000 bpd en 2012.
7. Refinería de Plaza Huincul. Plaza Huincul, pcia. de Neuquén. Petrolera Argentina. 26.000 bpd en 2012; capacidad de producción: 550 m<sup>3</sup>/d; capacidad de almacenaje: 16.000 m<sup>3</sup>. Inicio 1919.
8. Refinería de San Lorenzo. San Lorenzo, pcia. de Santa Fe. Cristóbal López. 30.000 bpd en 2012. Inicio 1938.
9. M&C Petrol. Catriel, pcia. de Río Negro. Inició en 2013.

Siendo bdp: barriles de petróleo por día.

Los principales importadores de etanol son EEUU, Japón, Alemania, Holanda, El salvador, Reino Unido, Suecia, Corea del Sur, Bélgica y Jamaica, lo que significa una gran cantidad de potenciales consumidores del producto a producir.

### **1.9. Principales competidores de los productos y sub-productos**

Los principales productores y exportadores son Brasil y Estados Unidos, seguidos por la Unión Europea y China.

Brasil es el segundo productor de bioetanol del mundo, con 33,2%, detrás de Estados Unidos, que alcanza 54,7% de la producción mundial, según datos de 2009. Colombia figura en el décimo lugar de países productores, con 0,4%.

Brasil, Argentina y Colombia son los únicos países latinoamericanos que figuran entre los principales productores de bioetanol y biodiesel del mundo, según un estudio sobre biocombustibles elaborado por la Comisión Económica para

América Latina y el Caribe (CEPAL).

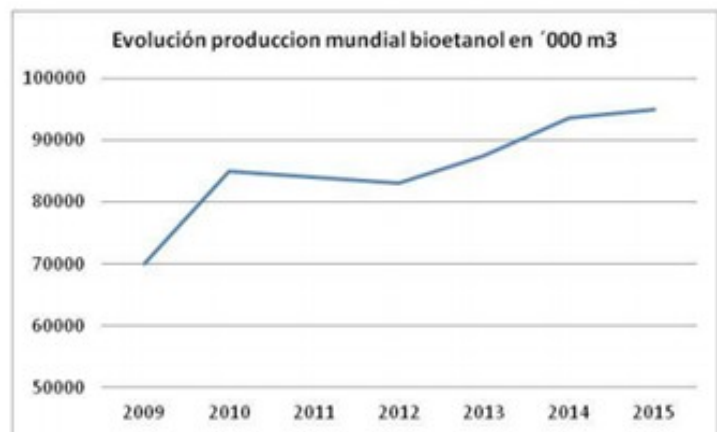
Se listan los principales países:

Países productores de Bioetanol

- Brasil
- EEUU
- China
- Francia
- Rusia
- India
- Nigeria

USA y Brasil representan el 85% de la producción mundial estimada de bioetanol para el año 2015, encontrándose la Argentina en un séptimo lugar.

	<b>2015</b>
<b>U.S.A.</b>	54.500
<b>Brasil</b>	27.000
<b>EU</b>	5.100
<b>China</b>	2.800
<b>Canada</b>	1.800
<b>Tailandia</b>	1.200
<b>Argentina</b>	800
<b>India</b>	600
<b>Colombia</b>	450
<b>Australia</b>	220
<b>Paraguay</b>	200
<b>Filipinas</b>	160
<b>Peru</b>	130
<b>Guatemala</b>	15
<b>Pakistan</b>	10
<b>Sudafrica</b>	5
<b>Japon</b>	5
<b>Korea del Sur</b>	5
<b>TOTAL</b>	<b>95.000</b>



**Figura N°1.6** - Tendencia de producción de bioetanol.

Se observa la creciente necesidad de producir mayores cantidades del producto de interés a generar en la planta propuesta en este proyecto, a modo de tendencia.

**Tabla N°1.5** - Capacidad de producción teórica de las plantas industriales de bioetanol en Argentina<sup>4</sup>

Plantas/Empresas	Capacidad producción de etanol m <sup>3</sup> /año
<b>Plantas que utilizan maíz</b>	
Promaíz (Alejandro Roca, pcia Cba) Bunge y Aceitera Gral Deheza	145.000
ACA Bio (Villa María. Pcia Córdoba)	145.000
Diaser (Provincia de San Luis)	82.500
BIO 4 (Río Cuarto- Provincia de Córdoba)	82.000
Vicentín (Avellaneda. Provincia de Santa Fe)	60.000
<b>Total Capacidad de producción Argentina usando maíz</b>	<b>514.500</b>
<b>Plantas que utilizan caña de azúcar</b>	
Compañía Bioenergética La Florida SA - La Florida- Tucumán	150.000
Bio Ledesma SA - Libertador San Martín- Ledesma- Jujuy	64.000
Alconoa SRL El Tabacal Orán (Salta)	51.000
Bionergía La Corona SA - Concepción- Tucumán	44.550
Bionergía Santa Rosa - León Rouges (Tucumán)	40.000
Biotrinidad SA - Villa Trinidad- Tucumán	30.000
Energías Ecológicas del Tucumán- Santa Bárbara- Tucumán	25.100
Río Grande- La Mendieta- Jujuy	29.700
Bio San Isidro SA - Campo Santo- Salta	16.500
<b>Total Capacidad de producción Argentina usando caña de azúcar</b>	<b>450.850</b>
<b>Total de capacidad de producción Argentina</b>	<b>965.350</b>

Fuente: J.J Hinrichsen, MINAGRI, FADA y relevamiento realizado por la Bolsa de Comercio de Rosario.

La capacidad instalada de la industria argentina de bioetanol es del orden de 1,2 millones de m<sup>3</sup> anuales, computando algunas aplicaciones de planta en curso.

El grado de utilización de la capacidad instalada oscilaría en el 70% en la actualidad, lo que produce una exportación de 0,36 millones de m<sup>3</sup> anuales.

### 1.10. Precios y disponibilidad de materia prima

- Maiz

Los lugares en los cuales se cultiva el maíz son: Norte y sudeste de Bs. As, sur de Santa Fe y Córdoba y Norte de la Pampa.

La distribución del área cultivada con maíz, por provincia se muestra en la tabla N°6:



**Tabla N°1.6** - Campaña de maíz 2017/2018 en Argentina<sup>5</sup>.

## Campaña de Maíz 2017/18

GEA - Guía Estratégica para el Agro, BCR


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

Aclaración: la sumatoria de cada variable provincial puede no coincidir con el total por efecto del redondeo de cifras.

siendo qq: quintal. Un quintal equivale a 100 kilogramos.

La superficie sembrada de maíz prevista en el año 2017/18 fue de 6,43 millones de hectáreas. Se estiman 5,36 Mha de superficie destinada a grano comercial en Argentina.

**Tabla N°1.7** - Área sembrada y disponibilidad de materia prima aproximada<sup>6</sup>.

 MAÍZ	2017/18	<b>6,43</b> MILLONES HA	RINDE	<b>64,4</b> QQ/HA	PRODUCCIÓN	<b>35,0</b> MILLONES TN
	2016/17	<b>5,8</b> MILLONES HA	RINDE	<b>79,2</b> QQ/HA	PRODUCCIÓN	<b>38,0</b> MILLONES TN

A modo de referencia, sin variantes se cotizó el maíz de la campaña 2016/2017, en US\$ 165 para la zona del Gran Rosario; en US\$ 162 para Bahía Blanca, y en US\$ 155 para Necochea. En el Mercado a Término de Buenos Aires

(Matba), las posiciones en el mercado para los meses de julio y septiembre del maíz sumaron US\$ 1 y 0,50, mientras que sus ajustes resultaron de 188 y de 185 dólares por tonelada.

- Caña de azúcar

La caña de azúcar es un cultivo de fuerte identidad cultural y una producción clave de la economía regional de Tucumán, Salta y Jujuy –con una participación del 98% sobre el total de la producción nacional– y, en menor medida, en Santa Fe y Misiones.

En las últimas tres campañas, el sector alcanzó una producción promedio de 2.1 millones de toneladas de azúcar y cerca de 380 millones de litros de alcohol destinado a biocombustibles, sobre una molienda de 20 millones de toneladas de caña.

Según la estimación del INTA sobre techos productivos sustentables de las cadenas agroalimentarias y agroindustriales; se logró un crecimiento del 10% de la producción en el año 2016 y de un 33% en el año 2020<sup>7</sup>.

Para que esto se cumpla, se deben tener en cuenta las condiciones climáticas, la inversión en infraestructura y que las zonas de Chaco, Formosa, Corrientes y Misiones se sumen a la actividad sucro alcoholera. Actualmente, en nuestro país, hay 365 mil hectáreas de cañaverales cuya producción se destina a 23 ingenios que elaboran azúcar y 16 destilerías –que obtienen alcohol destinado a mezclas con naftas–.

Productores cañeros y autoridades del Instituto de Fomento Agropecuario e Industrial (IFAI) acordaron el nuevo precio de la caña de azúcar para la zafra 2017: US\$ 27 la tonelada del producto convencional y US\$ 29.7 para la tonelada de la caña orgánica.<sup>8</sup>

- Remolacha

No se encuentran en Argentina plantas productoras de bioetanol a base de remolacha en la actualidad, con lo cual los principales competidores se encuentran en países extranjeros. El precio promedio subió de US\$ 126 a US\$ 132/ton.

- Vino

Un método alternativo para la obtención de bioetanol es a partir de vino. Sin embargo, es bastante novedoso y se está desarrollando y perfeccionando en países de Europa, específicamente en aquellos lugares donde hay excedente de dicha materia prima, tales como Grecia y Francia; pero no se ha logrado un gran rendimiento aún, por lo cual debe estar subvencionado por el estado para que sea rentable la producción a escala industrial, por requerir, justamente de una materia prima costosa.

### **1.11. Consumo anual en Argentina y el exterior**

- Argentina

El 1° semestre del 2016 mostró un panorama alentador para el sector productor de bioetanol a partir de maíz. Empezó a ver una mejora de su situación, frente al producido a partir de la caña de azúcar. La producción subió casi 12% en el 1er. cuatrimestre ante la suba del precio del etanol fijado oficialmente y la reducción de costos que significa el ingreso de la cosecha.

En los primeros cuatro meses del año 2017 la producción de bioetanol en Argentina resultó de 203.724 tn, cifra equivalente a 257,4 millones de litros. El crecimiento respecto del mismo período del año anterior ascendió al 11,8%.

En la actualidad, toda la producción se destina a atender el mercado interno, favorecido este año con un incremento en el corte obligatorio que lo llevó del 10 al 12%, como se mencionó con anterioridad.

Si pensamos en un consumo de naftas cercano a 8,5 millones de m<sup>3</sup> –casi 200 litros hab/año- habría potencial para que la producción de este biocombustible siga aumentando en el mediano plazo.

**Tabla N°1.8** - Producción y consumo en Argentina de bioetanol <sup>9</sup>

	Datos en millones de litros.									
	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017 (est.)
Stock Inicial			20	25	28	38	35	43	54	44
Producción		23	125	173	250	472	671	815	880	1.040
Importaciones										
Exportaciones										
Consumo doméstico		3	120	170	240	475	663	804	890	1.040
Stock Final		20	25	28	38	35	43	54	44	44

- Exterior

Se presentan valores de referencia de años anteriores, asociado a importaciones de bioetanol.

**Tabla N°1.9** - Importadores de bioetanol (en millones de litros)<sup>10</sup>

	2004	2005	2006
Estados Unidos	920 021	820 607	2 740 249
Japón	494 592	509 160	502 323
Alemania	288 306	341 165	429 785
Holanda	187 346	337 305	422 122
El Salvador	40 490	118 464	342 292
Reino Unido	242 132	307 270	297 886
Suecia	96 929	165 585	257 398
Corea del Sur	238 486	241 695	252 050
Bélgica	164 121	157 426	213 698
Jamaica	152 371	128 875	198 382
Total mundial	4 615 735	5 348 200	7 285 413

### 1.12. Precios en el mercado interno y externo de bioetanol.

- Argentina

Hoy en día, por la norma 1294/2008 que afecta a la Ley 26334 se establece un régimen de precio para el bioetanol respecto a la cantidad de gasoil donde la formulación es determinado en base a fórmula de precio que considera costos más rentabilidad. Esta fórmula surge de un Proyecto Tipo utilizado por Secretaría de Energía y contempla la cantidad que es necesaria de cada componente del costo para producir un litro de bioetanol y la rentabilidad del mismo:

Precio = ((litros de gas oil \* precio promedio del litro de gasoil o del producto que lo sustituya en el futuro) + (horas hombre \* valor de la hora hombre) + (metros

cúbicos de gas natural \* precio del gas natural) + (valor de los demás componentes del costo)) \* (1 + factor de correlación).

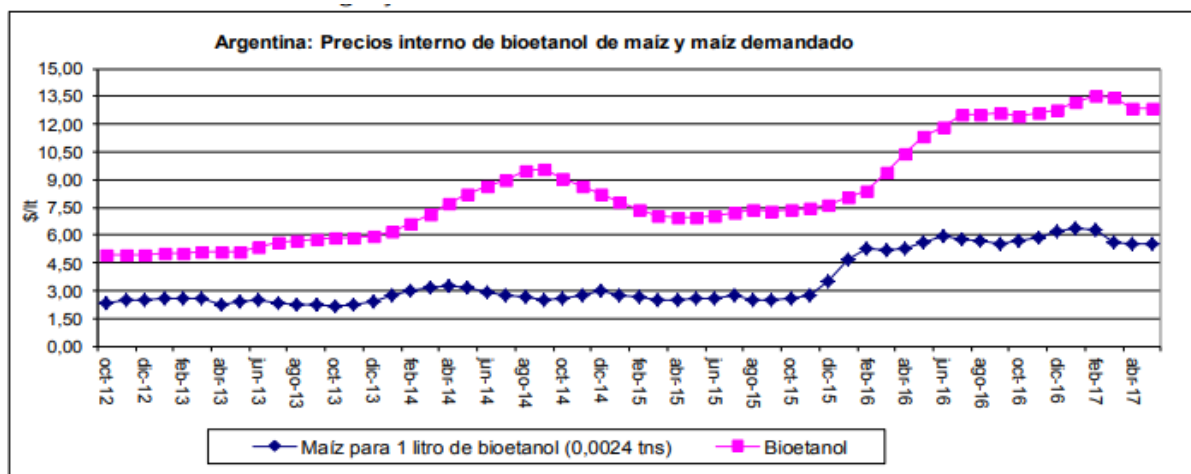
A continuación se presentan los precios del bioetanol a base de caña de azúcar y de maíz a modo de referencia.

**Tabla N°1.10** - Precios de Bioetanol Vigentes desde 21/11/2017 hasta el 31/03/2018 en Argentina

PRECIOS DE BIOETANOL SEGÚN RES. MEYM 449-E2017 [ \$ / L ]	
BIOETANOL A BASE DE CAÑA	BIOETANOL A BASE DE MAIZ
15,608	12,193

Actualmente el precio vigente del etanol es 17,216 \$/litro (0,46 US\$/litro).

A continuación se presenta un gráfico comparativo, de los precios de maíz y bioetanol demandado en los últimos años.



**Figura N°7** - Precios comparativos de maíz y bioetanol.<sup>11</sup>

- Precio del exterior

**Tabla N°1.11** - Cotizaciones mensuales de granos, aceites, biocombustible y combustibles fósiles (2017)<sup>11</sup>

BIOETANOL								
Argentina Mercado Interno		Brasil Mercado interno (dic-16)				EE.UU		Brasil FOB (US\$/lt)
Base caña (\$/lt)	Base maíz (\$/lt)	Hidratado (R\$/lt)	Hidratado (US\$/lt)	Anhidro (R\$/lt)	Anhidro (US\$/lt)	US\$/Galón	US\$/lt	(abr.17)
15,305	12,848	1,52	0,47	1,66	0,51	1,59	0,42	0,59

### 1.13. Capacidad de producción instalada

Tabla N°1.12 - Capacidad de producción instalada. <sup>9</sup>

Capacidad de Producción teórica de etanol según USDA (en millones de litros por año)										
Número de fábricas	3	9	9	11	12	14	14	17	17	
Capacidad total	120	215	355	600	680	880	950	1.250	1.250	
Uso de la capacidad	19%	58%	49%	42%	69%	76%	86%	70%	83%	
Subproductos obtenidos en el proceso industrial del maíz para etanol (en miles de toneladas)										
Granos destilados					18	130	285	370	340	400
maíz solubles (DGS)										
Materia prima utilizada para la producción de etanol (en miles de toneladas)										
Granos (maíz)					58	420	920	1.200	1.100	1.300
Caña de Azúcar	90	470	650	880	1.170	1.150	1.300	1.700	2.000	

Se aclara que dichos valores corresponden al periodo 2008-2017 en Argentina.

CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN	m3/día	m3/año
BIOENERGIA LA CORONA	120	39.600
ALCONOA-TABACAL-	300	99.000
COMPAÑIA BIOENERGETICA LA FLORIDA	400	132.000
COMPAÑIA BIOENERGIA SANTA ROSA	120	39.600
BIO SAN ISIDRO	50	16.500
BIOTRINIDAD	160	52.800
RIO GRANDE ENERGIA	90	29.700
BIO LEDESMA	300	99.000
ENERGIAS ECOLOGICAS DE TUCUMAN - GRUPO COLOMBRES-	100	33.000
VICENTÍN	180	60.000
BIO IV	250	82.500
PROMAIZ S.A.	440	145.000

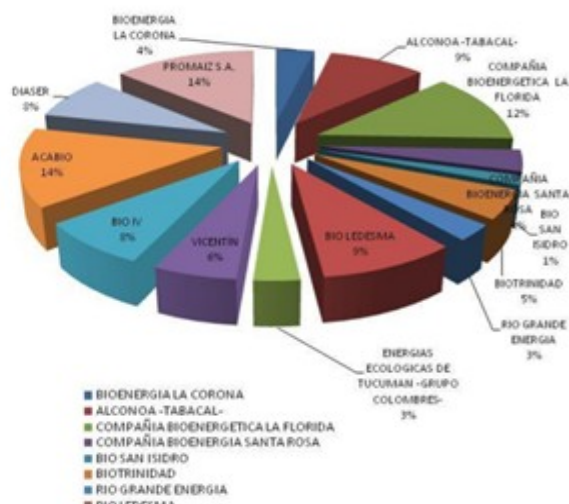


Figura N°1.8 - Capacidad de producción instalada de bioetanol anhidro<sup>12</sup>

### 1.14. Ubicación de la planta

Se considera para la ubicación de la planta la cercanía de la materia prima,

de los posibles clientes y de los competidores. Se determina que la mejor locación es la provincia de Buenos Aires ya que presenta uno de los mayores porcentajes de terreno disponible para la siembra de maíz y la consiguiente producción; además, este lugar nos facilita la cercanía de 4 refinерías, pudiendo ser estas posibles compradores del producto. Se contempla un beneficio adicional que es la ausencia de competidores en la zona.

### **1.15. Justificación preliminar del proyecto**

El creciente interés por el desarrollo de combustibles renovables y amigables con el medio ambiente, como el bioetanol, encuentra su origen en la convergencia de tres grandes preocupaciones: el calentamiento global, los elevados precios del petróleo y las bajas rentas de los agricultores en todo el mundo.

Cinco variables clave impulsan la inversión en bioenergía:

- El precio de los combustibles fósiles (el principal sustituto).
- El precio del carbón.
- El costo de la tecnología de conversión.
- Disponibilidad de la materia prima.
- Las políticas públicas.

Dadas las tendencias de estas variables clave, la perspectiva a largo plazo para la bioenergía es positiva.

- En cuanto a los beneficios medioambientales, se encuentran:

Es biodegradable, renovable, reduce las emisiones de CO<sub>2</sub> y otros gases de efecto invernadero y favorece la combustión, ya que el combustible se quema en su totalidad y no se expulsan restos contaminantes en forma gaseosa.

- Beneficios Económicos: Fácil de producir y almacenar. La rentabilidad del proyecto se analiza en una etapa posterior (capítulo 10).

En este proyecto se decide realizar el diseño para una planta con una capacidad de producción de 200.000 m<sup>3</sup>/año. Dicha estimación se asocia a que existen otras plantas de capacidad menor y mayor, variando entre 100.000 m<sup>3</sup> para

el caso de las más pequeñas, y 500.000 m<sup>3</sup> para las más grandes. De esta manera se tiene una planta de producción intermedia, que puede abastecer la demanda del mercado interno y puede adaptarse a pequeñas fluctuaciones en la demanda. \_\_\_

### **1.16. Resumen ejecutivo. Capítulo 1**

- Estado de la industria

El bioetanol es uno de los combustibles de mayor producción; se puede obtener de diversas materias primas. Típicamente se presentan dos mezclas de este producto, E10 y E5, las cuales contienen 10% y 5% de etanol en las naftas.

Entre los principales países productores se destacan EE.UU y Brasil, en tanto que Argentina ofrece un mercado competitivo a mucha menor escala, dado que su capacidad instalada es inferior y además destina la mayor parte de lo producido al mercado interno.

Las ventajas de emplear este producto radica en ser un combustible renovable, el cual emite menos gases invernaderos que los combustibles fósiles y proporciona un mayor octanaje con un coste relativamente pequeño. El balance energético resulta prácticamente nulo, dado que la energía a invertir en el cultivo y el proceso es similar al recuperado en el bioetanol. Además, el proceso productivo no requiere de tecnología compleja. En contrapartida, no es posible el funcionamiento de los motores empleando 100% de bioetanol, dado que requieren grandes modificaciones. Además las materias primas de las que se parte son alimentos que requieren de grandes espacios de cultivo, en relación a las cantidades del producto obtenido. En cuanto al balance de anhídrido carbónico que se produce en el cultivo y la producción, es algo mayor a la gasolina que sustituye el bioetanol, siendo los gastos de producción muy superiores al de otras gasolinas.

- Procesos productivos

A continuación se presentan tres posibles procesos productivos que emplean maíz como materia prima.

- Molienda en húmedo: Se realiza la recepción y limpieza de la materia prima.



A continuación se lleva a cabo la maceración del grano ayudando a separar almidón y proteínas solubles, además de mantener el pH cercano a 4. A esta etapa le prosigue la molienda gruesa, la cual permite separar el germen del resto del grano y se deseca, seguido de una molienda fina para separar el almidón y proteínas de la fibra. Llegada esta etapa, el gluten conteniendo alto porcentaje de proteínas se centrifuga y seca. Además se purifica el almidón. Luego, se realiza la licuefacción (aquí el agua de proceso con el almidón y las enzimas se calienta), luego se agregan nutrientes y regulador de pH. El proceso continúa con la sacarificación, donde se enfría la solución y se agrega la glucoamilasa, transformando el almidón en azúcares simples. Posteriormente se realiza la fermentación, adicionando levadura al mosto y transformando los azúcares en CO<sub>2</sub> y etanol. Finalmente se realiza la destilación donde se separa el alcohol etílico del agua y los sólidos. Dicho alcohol puede someterse a posterior deshidratación.

- Molienda en seco: Al igual que en la molienda húmeda, se realiza la recepción y posterior limpieza del grano, seguido de la molienda para facilitar la penetración del agua en la cocción. Las etapas de licuefacción, sacarificación y fermentación son similares al proceso descrito anteriormente, exceptuando que el total de los componentes del grano es utilizado. Se prosigue con la destilación, concentrado, purificación y rectificación para posterior almacenamiento.

- Una variante es la molienda en seco modificada, la cual introduce mejoras para aprovechar el germen y fibras. El resto del grano se fermenta, obteniendo mayor valor agregado que la molienda en seco tradicional.

- Datos Macro

En cuanto a la investigación de datos macro se producen 420 litros de bioetanol por tonelada de maíz.

La mayor producción de bioetanol se obtiene de la molienda en seco, seguido de la molienda en húmedo -la cual genera la mayor cantidad de coproductos, pudiendo comercializar el almidón que no es utilizado- y por último la enzimática, debido a la pérdida de almidón durante la recuperación de los subproductos. Se destaca que la molienda en seco requiere menos capital para la construcción y operación de la planta mientras que la húmeda requiere capital intensivo.

- Marco legal

En el año 2008 la República Argentina aprobó la ley 26093, la cual establece un régimen regulatorio para biocombustibles junto al corte requerido para los combustibles fósiles, siendo un 5% de bioetanol. A partir del año 2010, dicha cota ascendió al 10%. En la resolución 1294/2008 se afecta la ley 26334 la cual establece precios para la venta de bioetanol y determina beneficios estatales a pequeños productores. En el año 2012 se aprobó la resolución 1675, que establece volúmenes anuales de bioetanol, con el fin de aumentar la cantidad de etanol en los combustibles y sanciones a las empresas que no lo cumplan. Asimismo, la Secretaría establece normativas para los proyectos de bioetanol, incluyendo el plazo estimado de construcción y las formas de financiar el capital de trabajo y la inversión.

- Productos y subproductos

Molienda húmeda

- Germen: Se obtiene en menor cantidad y es el coproducto más valioso, empleado en los aceites a base de maíz.
- Gluten meal (harina de gluten): de alto contenido proteico
- Gluten feed (alimento de gluten): producto intermedio rico en fibra. Suele emplearse como alimento de ganado.
- Licor de remojo: se concentra la materia seca para producir aglutinante de pellets a combinar con gluten de maíz.
- Anhídrido carbónico: Se emplea en carbonatación de bebidas.

Molienda seca/ seca modificada

- Anhídrido carbónico: Se emplea en carbonatación de bebidas.
- Destilado de Maíz
- Jarabe (CDS, empleado para mejorar el alimento de ganado)
- WDGS (granos destilados húmedos)

- Potenciales clientes nacionales y extranjeros

### Argentina

Se presentan 9 refinerías en el proyecto, con su respectiva ubicación, de las cuales 4 de ellas tienen locación en la Provincia de Bs.As; las restantes se encuentran en Santa Fe, Salta, Neuquén, Río Negro y Mendoza.

### Clientes extranjeros

Los principales importadores son EE.UU, Japón, Alemania, Holanda, Reino Unido, Suecia, Corea del Sur y Bélgica.

- Competidores de productos y subproductos

Los principales productores y exportadores son EE.UU y Brasil - concentrando el 85 % de la producción mundial- seguidos de la Unión Europea y China.

En Argentina se cuenta con 5 plantas que realizan el mismo producto empleando maíz como materia prima: PROMAÍZ, ACA BIO, Diaser, BIO-4 y Vicentin (de mayor producción nacional). Otras 9 plantas emplean caña de azúcar.

- Precios y disponibilidad de materia prima

### Maíz

Se cuenta con 6,43 millones de hectáreas disponibles para la siembra. El maíz se cultiva principalmente en el norte y sureste de la Provincia de Buenos Aires, sur de Santa Fe, sur de Córdoba y norte de La Pampa. Se estima un valor aproximado de U\$S 188 por tonelada de maíz.

### Caña de azúcar

Las hectáreas se distribuyen en Tucumán, Salta y Jujuy. Actualmente se dispone de 365 mil hectáreas de cañaverales. Su producción promedio es de 2,1 millones de toneladas de azúcar. Dicha producción está en aumento. El precio es \$1.000 la tonelada de producto comercial y \$1.100 para la caña orgánica.

### Remolacha

No se encuentran plantas de bioetanol en Argentina que empleen dicha materia prima aún, ni productores locales de la materia prima. Se estima un precio de 132 U\$/ton.

- Consumo anual en Argentina y el exterior

Hubo un crecimiento en el sector productor de bioetanol a base de maíz en Argentina, presentando mejoras respecto de la caña de azúcar. En la actualidad toda la producción se destina al mercado interno, favorecido por el incremento obligatorio del 10 al 12%, con lo cual se esperan demandas crecientes.

Como se hizo mención, con anterioridad, el principal país importador es EE.UU.

- Precios en mercado interno y externo

El mercado interno se rige en base a la normativa vigente, para lo cual la Secretaría de Energía define el valor en base a una formulación que contempla la cantidad de dinero necesaria para producir un litro de producto y la rentabilidad del mismo .

Se estima un valor de 12,193 \$/litro para el maíz y de 15,608 \$/litro para la caña de azúcar. Actualmente el precio del etanol es 17,216 \$/litro para el maíz (0,46 US\$ /litro)

- Capacidad de producción instalada

La capacidad instalada entre todas las plantas del país en base a caña de azúcar y maíz es de aproximadamente 1,2 millones de metros cúbicos anuales, siendo ligeramente mayor la producción a base maíz.

- Locación de la planta

Se considera para la ubicación de la planta la cercanía de la materia prima, de los posibles clientes y de los competidores. Se determina que la mejor locación es la provincia de Buenos Aires ya que presenta unos de los mayores porcentaje de terreno disponible para la siembra de maíz y la consiguiente producción; además, este lugar nos facilita la cercanía de 4 refinерías, pudiendo ser estas posibles compradores del producto. Se contempla un beneficio adicional que es la ausencia de competidores en la zona.

- Justificación preliminar del proyecto

Además de las ventajas ya mencionadas, se encuentran beneficios económicos -facilidad de producir y almacenar - y ambientales. Nuevamente se hace uso de la tabla mencionada con anterioridad en el desarrollo del capítulo:

**Tabla N°1.12.** Capacidad de producción instalada <sup>9</sup>.

<b>Capacidad de Producción teórica de etanol según USDA (en millones de litros por año)</b>									
Número de fábricas	3	9	9	11	12	14	14	17	17
Capacidad total	120	215	355	600	680	880	950	1.250	1.250
Uso de la capacidad	19%	58%	49%	42%	69%	76%	86%	70%	83%
<b>Subproductos obtenidos en el proceso industrial del maíz para etanol (en miles de toneladas)</b>									
Granos destilados				18	130	285	370	340	400
maíz solubles (DGS)									
<b>Materia prima utilizada para la producción de etanol (en miles de toneladas)</b>									
Granos (maíz)				58	420	920	1.200	1.100	1.300
Caña de Azúcar	90	470	650	880	1.170	1.150	1.300	1.700	2.000

Se aclara que dichos valores corresponden al periodo 2008-2017 en Argentina.

Puede observarse la tendencia al creciente aumento del número de plantas, al igual que la capacidad total en conjunto al porcentaje del uso de su capacidad.

## **Capítulo 2: Análisis de la reacción química**

En el presente capítulo, se procede a evaluar la cinética química de las reacciones, sus parámetros y aspectos termodinámicos involucrados en la producción de bioetanol empleando como materia prima el maíz.

### **2.1. Modelo cinético**

Gracias a los estudios realizados previamente por *Wojciech Białas, Adrian Czerniak and Daria Szymanowska-Powałowska (2013)*<sup>1</sup>, se emplea el modelo cinético propuesto.

Este modelo se basa en el proceso de sacarificación-fermentación simultánea, el cual permite aumentar la eficiencia de la fermentación porque al mismo tiempo que se producen los azúcares que alimentan a las levaduras, dichos azúcares son consumidos anaeróbicamente, ya que las grandes concentraciones de glucosa actúan como tóxicos, aún más que la presencia de etanol en el medio. Esta forma de operar, además de aminorar el número de reactores requeridos para el proceso total, conlleva a un gasto menor de equipamiento y proceso.

Este modelo cinético se fundamenta en los modelos cinéticos de Michaelis Menten -en el proceso de hidrólisis enzimática- y su análogo para la fermentación, siendo el modelo de Monod, para el crecimiento de células bacterianas.

Se encuentra que son requeridas constantes propias de la reacción que contemplan efectos de inhibición y saturación, actuando como resistencias y constantes propias del ajuste del modelo, las cuales no tienen interpretación física, pero contribuyen matemáticamente a modelar correctamente la reacción, aunque no toma en cuenta la muerte de levaduras en el medio.

El proceso experimental que permite obtener los parámetros del modelo consiste en el empleo de Erlenmeyers de 250 ml, conteniendo 200 ml de medio de fermentación. Se coloca en el mismo una cantidad de agua destilada con harina de maíz, y se añaden soluciones de ácido sulfúrico e hidróxido de sodio para controlar el pH de la reacción. En todos los casos el medio se suplementa con proteasa ácida CG-106 (enzima) y cloranfenicol. La fermentación se inicia con la adición de levadura destilada por secado en frío de marca Ethanol Red. A continuación se presentan los resultados del modelado cinético.

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

**Ecuación 2.1.** Velocidad de reacción del almidón

$$\frac{dSt(t)}{dt} = -R_{St}$$

**Ecuación 2.2.** Variación temporal de la concentración de almidón

$$\frac{dGlu(t)}{dt} = 1.111 \cdot (R_{St})$$

**Ecuación 2.3.** Generación temporal de la concentración de glucosa.

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

**Ecuación 2.4.** Variación temporal de la concentración de células bacterianas

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

**Ecuación 2.5.** Velocidad específica de crecimiento de los cultivos bacterianos

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

**Ecuación 2.6.** Variación temporal de la concentración de etanol

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

**Ecuación 2.7.** Tasa de producción de etanol

$$\frac{dGlu(t)}{dt} = R_{Glu}(\text{formation}) - R_{Glu}(\text{utilization})$$

**Ecuación 2.8.** Variación total temporal de la concentración de glucosa

$$R_{Glu}(\text{formation}) = 1.111 \cdot (R_{St})$$

$$R_{Glu}(\text{utilization}) = \frac{1}{Y_{X/S}} \cdot \frac{dX(t)}{dt} + \frac{1}{Y_{P/S}} \cdot \frac{dEt(t)}{dt}$$

**Ecuación 2.9.** Velocidades de formación y consumo de glucosa

Donde:

- $k_{st}$ : Constante de velocidad de reacción de hidrólisis del almidón [ $\text{kg}_{\text{almidón}}/\text{U} \cdot \text{h}$ ]
- $Enz$ : Concentración de enzima [ $\text{U}/\text{m}^3$ ]
- $St$ : Concentración de almidón [ $\text{kg}_{\text{almidón}}/\text{m}^3$ ]
- $K_m$ : Constante de Michaelis-Menten [ $\text{kg}_{\text{almidón}}/\text{m}^3$ ]
- $Glu$ : Concentración de glucosa [ $\text{kg}_{\text{glucosa}}/\text{m}^3$ ]
- $K_{Glu}$ : Constante de inhibición de glucosa [ $\text{kg}_{\text{glucosa}}/\text{m}^3$ ]
- $K_{St}$ : Constante de inhibición de almidón [ $\text{kg}_{\text{almidón}}/\text{m}^3$ ]
- $\mu$ : Velocidad de crecimiento específica del modelo [ $1/\text{h}$ ]



- $\mu_{\max}$ : Máxima velocidad de crecimiento específico [1/h]
- $K_S$ : Constante basada del modelo de Monod [ $\text{kg}_{\text{glucosa}}/\text{m}^3$ ]
- $q_p$ : Tasa de producción de etanol [1/h]
- $K_{s1}$ : Constante matemática del modelo [ $\text{kg}_{\text{glucosa}}/\text{m}^3$ ]
- $K_{ps1}$ : Constante matemática del modelo [ $\text{kg}_{\text{etanol}}/\text{m}^3$ ]
- $K_{pi}$ : Constante matemática del modelo [ $\text{kg}_{\text{etanol}}/\text{m}^3$ ]

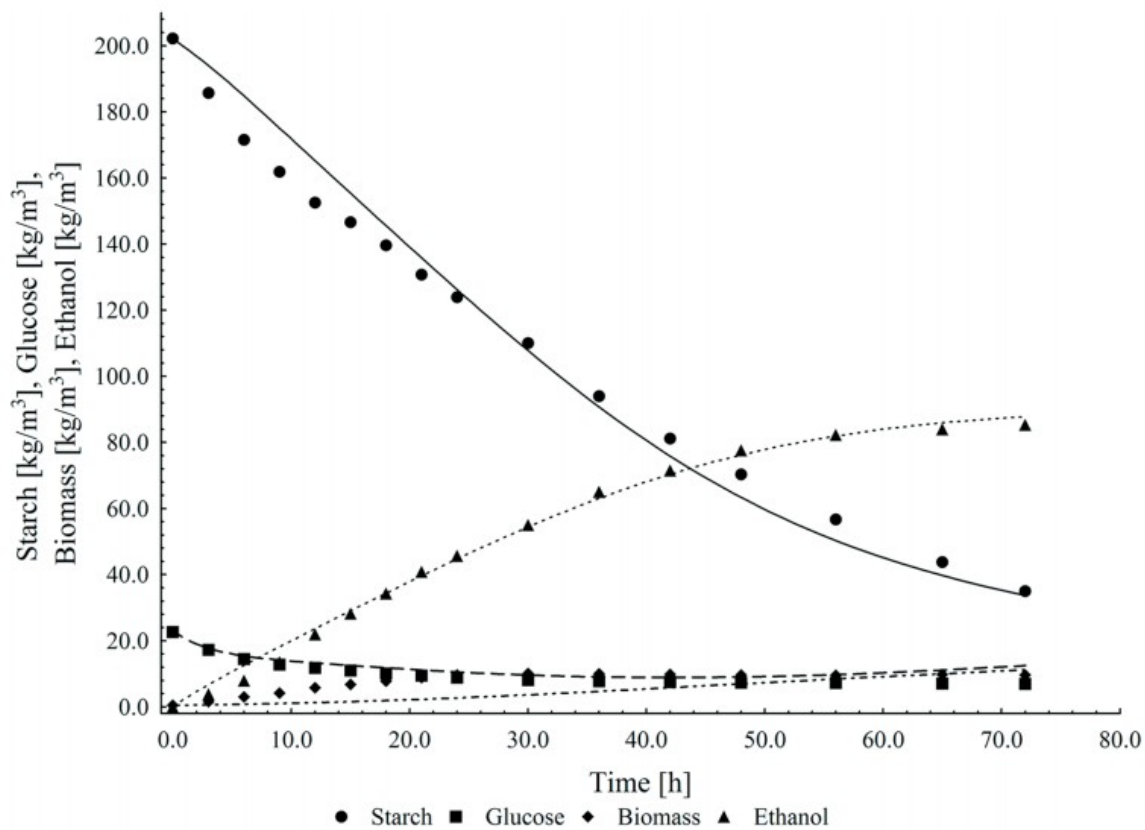
A partir de experiencias, se encuentran los parámetros del modelo, presentados en la siguiente tabla, y se comparan con los valores reales de reacción gráficamente:

**Table 6. The SSF initial and estimated kinetic parameters**

No.	Parameters	Value	Unit
<b>Initial</b>			
1	$St_0$	202.34	$\text{kg}/\text{m}^3$
2	$Glu_0$	23.03	$\text{kg}/\text{m}^3$
3	$X_0$	0.5	$\text{kg}/\text{m}^3$
4	$Et_0$	0.0	$\text{kg}/\text{m}^3$
5	Enz	262612.5	$\text{U}/\text{m}^3$
<b>Estimated</b>			
1	$K_m$	26.998	$\text{kg}/\text{m}^3$
2	$k_{st}$	0.000333	$\text{kg}/\text{U}\cdot\text{h}$
3	$K_{st}$	999.98	$\text{kg}/\text{m}^3$
4	$K_{Glu}$	0.0857	$\text{kg}/\text{m}^3$
5	$\mu_{\max}$	0.6057	$\text{h}^{-1}$
6	$K_S$	70.237	$\text{kg}/\text{m}^3$
7	$q_{p\max}$	4.9951	$\text{h}^{-1}$
8	$Et_{\max}$	90.007	$\text{kg}/\text{m}^3$
9	$K_{s1}$	0.00633	$\text{kg}/\text{m}^3$
10	$K_{ps1}$	0.00046	$\text{kg}/\text{m}^3$
11	$K_{pi}$	14.687	$\text{kg}/\text{m}^3$
12	$Y_{p/s}$	0.4759	$\text{kg}/\text{kg}$
13	$Y_{x/s}$	0.8133	$\text{kg}/\text{kg}$

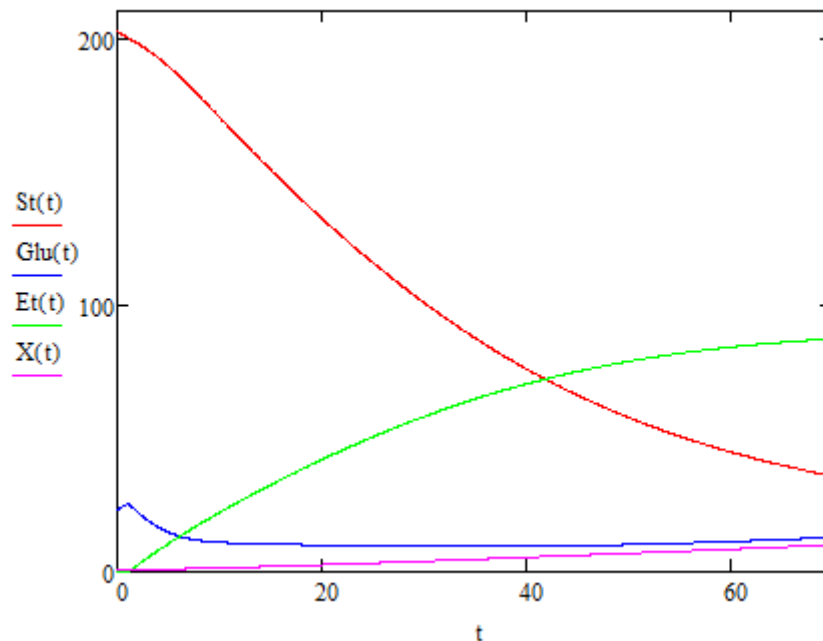
**Tabla 2.1.** Datos cinéticos hallados experimentalmente para diseñar el modelo.

A continuación se muestran los valores predichos con el modelo matemático propuesto.



**Gráfico 2.1.** Datos obtenidos experimentalmente vs predicción matemática.

Luego se verifica empleando la herramienta matemática Mathcad que los resultados son fehacientes.



**Gráfico 2.2.** Progresión de concentraciones con parámetros cinéticos para el modelo.

### 2.1.1. Conclusiones del gráfico

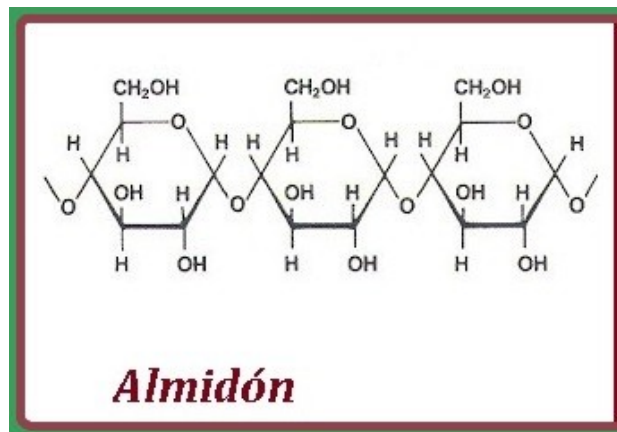
Como puede observarse, el reactivo (almidón), disminuye continuamente su concentración en el medio a medida que progresa la reacción, ya que la hidrólisis no es un proceso reversible. El modelo prevé que una gran cantidad de glucosa puede retrasar la velocidad de reacción del almidón, ya que es la resistencia controlante respecto de la acumulación de sustrato en el medio ( $K_{glu}=0.0877 \text{ kg/m}^3$  y  $K_{st}=999,98 \text{ kg/m}^3$ )

De observar el comportamiento de la glucosa puede determinarse que hay dos cambios del mecanismo controlante en el proceso. En los primeros tiempos, la glucosa aumenta su concentración, ya que es generada en el proceso de hidrólisis; luego, a mayores tiempos comienza a competir con la reacción de fermentación, la cual consume dicha especie, y su crecimiento decae rápidamente, hasta alcanzar un tiempo determinado, donde comienzan nuevamente a generarse más glucosa de la que es consumida y se estabiliza.

El producto de interés en todo momento se genera y su producción, como es de esperar, aumenta en el tiempo, en tanto que la levadura se alimenta de la glucosa, reproduciéndose en el medio y luego alcanza un valor estacionario debido a la falta de exceso de glucosa en el medio, lo cual inhibe la reproducción acelerada del organismo en el medio. Este modelo no contempla el estado final de las

bacterias, asociada a la muerte, pero no influye al análisis del proceso, ya que se trata de un proyecto con producción continua, motivo por el cual se prevé que las bacterias tendrán un tiempo de residencia en el equipo, y luego estas son obtenidas en las WDGS como componente del subproducto, dando un alto contenido proteico.

Además, en el modelo matemático se estima la ruptura del almidón como molécula hasta una forma final como azúcares monosacáridos (en nuestro caso, glucosa), la cual funciona como único alimento para las bacterias. El proceso comienza con el almidón, el cual rompe sus cadenas carbonadas por ataque de las alfa-amilasas, dando lugar a maltosa (un disacárido) y glucosa, pero debido a que la maltosa no funciona como alimento, por medio de la glucoamilasa es reducida a su vez a glucosa. Dicha estimación no se desvía de la idealidad, ya que el proceso de fermentación consume principalmente la glucosa, lo que beneficia la ruptura de la maltosa del medio.



*Figura N°2.1.* Molécula de almidón

## 2.2. Tratamiento de la materia prima

Dado que el modelo impuesto no establece restricción en el tratamiento previo de la materia prima, se puede optar por ambos tipos de molienda: húmeda o seca. Se decide en este proyecto, llevar a cabo la molienda en seco, ya que su producción es mayor que en el primer caso presentado y además requiere de un menor capital y menos equipos para llevarlo a cabo, aunque en su defecto se tienen menos subproductos para comercializar.

El proceso consta de:

### **2.2.1. Limpieza**

Esta etapa tiene por objeto la limpieza de la mazorca entera, para luego pasar a las desgranadoras, y obtener el total de granos y los cañotes para su posterior uso. Luego, se pasa por una clasificadora de aire, para separar el grano partido del grano útil, el cual tiene altas concentraciones de almidón, listo para su acondicionamiento.

### **2.2.2. Acondicionamiento**

En ésta etapa se lleva al grano a condiciones óptimas para lograr una buena separación posterior del endosperma, germen y salvado. Se consideró en posteriores análisis que para dicho proceso, es despreciable la cantidad de agua a utilizar, ya que solo se pretende humedecer el grano para facilitar su ablandamiento y posterior separación de componente.

### **2.2.3. Desgerminación**

En ésta etapa se logra la fractura del grano y el desprendimiento del germen y la totalidad del salvado. Es donde está la clave de la molienda, ya que del ajuste de la desgerminadora obtendremos las cantidades y tipos de productos finales.

Esta etapa se realiza en el molino de bolas previo a su molienda.

### **2.2.4. Licuefacción**

La licuefacción consiste en la hidrólisis parcial del almidón a dextrinas y es usualmente llevado a cabo en un tiempo de 2 h, se utiliza la enzima  $\alpha$ -amilasa que se caracteriza por su termo-estabilidad.

Cabe aclarar que en este proyecto esta última etapa no es parte del tratamiento de la materia prima sino que es parte del proceso, ya que se utiliza una enzima que es capaz de realizar tanto la licuefacción y la sacarificación-fermentación en simultáneo.

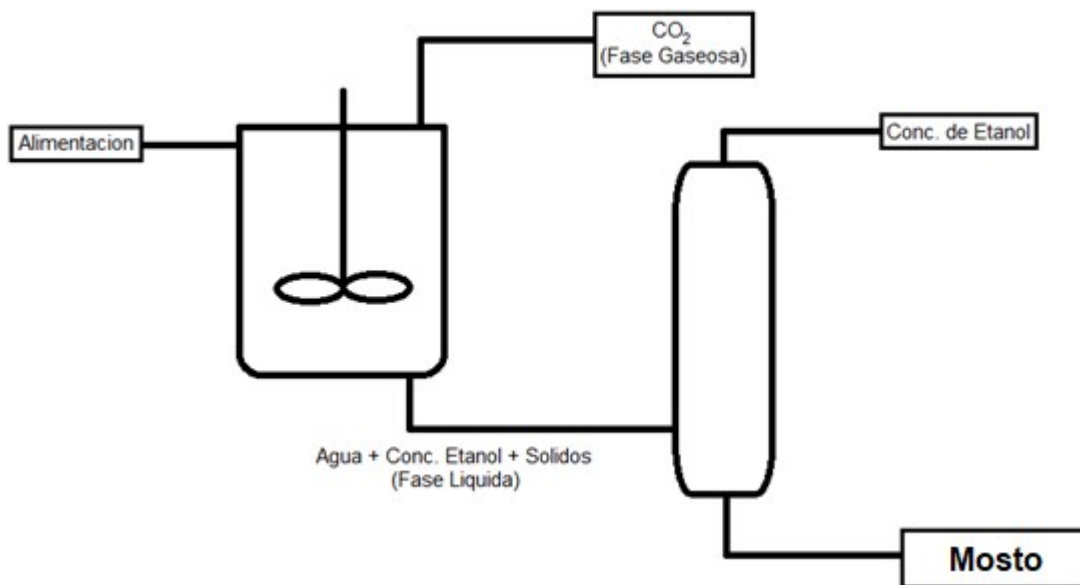
## **2.3. Separación intermediarios de reacción**

Al emplearse un método donde se hace una etapa combinada, todos los intermediarios de reacción se consumen al mismo tiempo que son producidos, por lo que no es necesarios separarlos del medio.

## 2.4. Equilibrio de fases

El reactor trabaja en equilibrio de tres fases; por la alimentación ingresa una mezcla sólido-líquido, donde el almidón reside tanto disuelto en el agua del medio, como en los restos de grano, que luego es hidrolizado en azúcares que se disuelven en la fase líquida. En la fermentación, se libera dióxido de carbono, el cual se disuelve, una parte en el líquido y otra parte se libera en fase gaseosa, arrastrando algo de etanol en la corriente gaseosa, y otra está disuelta en el líquido.

## 2.5. Separación



*Diagrama N°2.1.* Esquema de separación simplificado

El proceso de obtención de etanol consta de una separación física propia de las fases en equilibrio, donde la menor porción del etanol se encuentra difundido en la fase gaseosa, la cual se asume despreciable. El etanol contenido en la fase líquida se obtiene mediante un proceso de destilación principal, donde el concentrado de etanol es obtenido por cabeza como producto azeotrópico en conjunto con agua, para luego ser llevado a purificación para obtenerlo más concentrado en etanol (99% volumen en volumen).

## 2.6. Estructura preliminar de reactores



**Diagrama 2.2.** Proceso de SSF simplificado<sup>2</sup>

Nuevamente se aclara que el proceso de licuefacción, sacarificación y fermentación no son procesos que ocurren separados, sino en simultáneo.

## **2.7. Purificación**

### **2.7.1. Purificación del etanol gaseoso**

Se hace pasar el etanol disuelto en el CO<sub>2</sub> por una columna de absorción de gas de pared húmeda, donde se retiene el etanol gaseoso por medio de un flujo de agua fría, de donde se obtiene el dióxido de carbono libre de etanol y una corriente de agua con etanol disuelto, que se lleva luego a destilar.

En este proyecto esta etapa no se analiza, ya que no se considera parte de los objetivos del proyecto.

### **2.7.2. Purificación de azeótropo (etanol-agua)**

En el primer destilador se obtiene una mezcla azeotrópica de etanol y agua, el cual se separa del agua en la segunda torre por acción de etilenglicol, que forma un azeótropo que destila a mayor temperatura que el etanol, por lo que se obtiene la mezcla etilenglicol y agua por cola y el etanol casi puro por cabeza (99% volumen en volumen).

Se debe considerar que para la deshidratación de la mezcla azeotrópica etanol-agua se usa ampliamente esta tecnología, con otros agentes tales como benceno, pentano y dietil-éter. Sin embargo su alto costo de capital, sus altos

requerimientos energéticos, su gran sensibilidad a impurezas en la alimentación y el uso de químicos tóxicos como lo es para el caso del benceno, ha causado su eliminación en las plantas modernas de etanol y su reemplazo en las ya existentes.

## 2.8. Etapas de reacción

En este proceso predomina una única reacción principal, la cual se trata como un proceso combinado denominado Sacarificación-Fermentación<sup>3</sup> simultáneas, y a su vez en esta etapa ocurre el proceso de licuefacción.

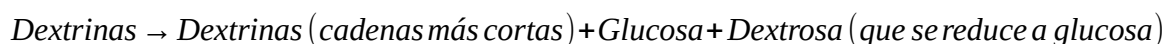
En esta etapa, ingresa el almidón y se convierte en dextrina por el proceso de licuefacción, y luego, gracias a la sacarificación, se degradan las cadenas de las dextrinas a dextrinas más simples, dextrosa -siendo un disacárido, que se descompone luego a un monosacárido- y glucosa, el cual, a su vez se fermenta por acción microbiana de la levadura, del cual, como el proceso se realiza de manera anaeróbica, se obtiene etanol y dióxido de carbono.

Al tratarse de un proceso en simultáneo, hay una única etapa de reacción general, compuesta de dos sub-etapas.

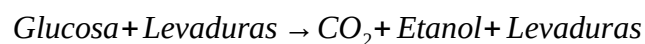


**Ecuación 2.10.** Reacción de licuefacción

Siendo GP. el grado de polimerización, el cual se estima a modo de simplificación igual a



**Ecuación 2.11.** Reacción de Sacarificación



**Ecuación 2.12.** Reacción de Fermentación

## 2.9. Catalizador

### 2.9.1. $\alpha$ -amilasa

La  $\alpha$ -amilasa<sup>4</sup> se emplea en el proceso de licuefacción; la misma permite transformar el almidón en dextrinas (almidones de cadena más corta)



La  $\alpha$ -amilasa (alfa-amilasa) es una enzima que cataliza la hidrólisis de los enlaces alfa-glucosídicos, de los polisacáridos alfa glucosídicos de alto peso molecular, tales como el almidón y el glucógeno, liberando glucosa y maltosa.

Es una enzima glicoproteica, hidrolizante de polisacáridos. Hidroliza ligaciones alfa-1,4-glicosídicas de moléculas de almidón, glucógeno y otros alfa 1,4-glucanos, liberando primariamente oligosacáridos de 6 -7 unidades de glucosa y posteriormente azúcares reductores.

### **2.9.2. Glucoamilasa**

La *glucoamilasa*<sup>5</sup> se emplea en el proceso de sacarificación o hidrólisis principal, ayudando a transformar las dextrinas en dextrinas de cadena más corta, glucosa y dextrosa (que luego se va a transformar en glucosa).

La *glucoamilasa* (también conocida como amiloglucosidasa) es un tipo de enzima digestiva que parte o desprende una molécula de glucosa libre de las cadenas formadas a partir de azúcares complejos que forman el almidón o de un azúcar más simple como la maltosa. La glucosa liberada puede utilizarse como fuente de energía para el organismo.

La *glucoamilasa* se describe aparte de la amilasa que digiere el almidón quitando las moléculas de glucosa libres del final de las cadenas de almidón en vez de simplemente romper estas largas cadenas para formar cadenas más pequeñas.

Estas enzimas se utilizarían por separado cuando el proceso de licuefacción y el de sacarificación-fermentación ocurre en etapas de proceso diferentes. En este proyecto se emplea una enzima que permite realizar estas etapas en conjunto, la cual se compone de cultivos especiales de dichas enzimas, denominada STARGEN 002<sup>6</sup>, compuesta por *Aspergillus kawachi alphaamylase* expresada en *Trichoderma reesei* y gluco-amylase de *Trichoderma reesei*, las cuales hidrolizan completamente al almidón hasta glucosa.

### **2.9.3. Levadura**

La levadura (*saccharomyces cerevisiae*)<sup>7</sup> en sí misma, se emplea en el proceso de fermentación, para obtener de los azúcares simples el alcohol.

La *levadura de cerveza* (*Saccharo* azúcar, *myces* hongo y *cerevisiae*

cerveza) es un hongo unicelular que obtiene la energía a partir de la glucosa y tiene una elevada capacidad fermentativa. Puede aislarse con facilidad en plantas y tierra.

La levadura, además de ser el elemento que cataliza la reacción, constituye un producto inevitable de la misma, pudiéndose disminuir su reproducción, pero no eliminarla totalmente.

## **2.10. Conversión óptima**

A partir de experiencias realizadas en estudios bibliográficos, para el proceso cinético, se observa que la conversión óptima obtenida a la temperatura de 45°C, pH igual a 5, con una dosis de enzimas de 2,05 ml/kg, brinda rendimientos de reacción de 87,5% respecto al almidón, y un consumo de azúcares y rendimiento de reacción de fermentación cercano a 100% respecto al etanol<sup>8</sup>.

En el modelo cinético, la reacción analizada se realizó con los parámetros constantes y en un tiempo de reacción para la SSF de 75 horas máximo, donde las concentraciones finales llegaron a un estado estacionario, antes que inicie el proceso de muerte celular.

## **2.11. Formación de intermediarios y subproductos**

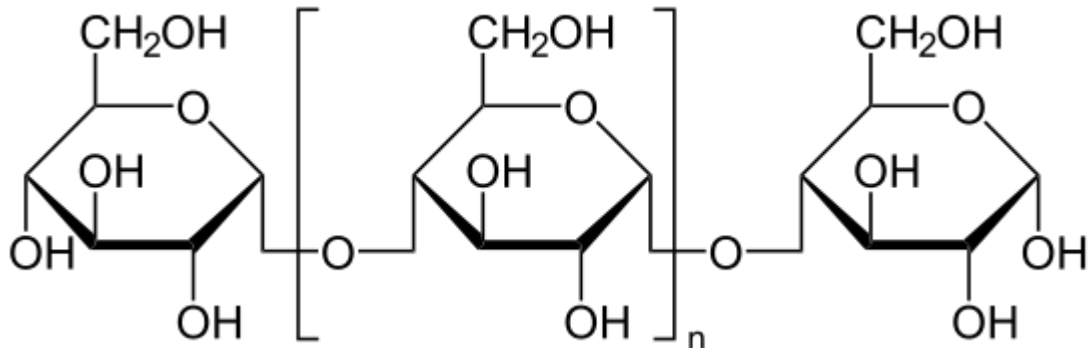
### **2.11.1. Intermediarios**

Entre todos los intermediarios de reacción, se destacan las dextrinas<sup>9</sup> y la maltosa.

Las dextrinas<sup>10</sup> son un grupo de oligosacáridos de poco peso molecular producidas por la hidrólisis del almidón. Las dextrinas son productos de la degradación parcial del almidón, obtenidas por medio de temperatura y/o catalizadores, en un mecanismo de conversión que involucra procesos de ruptura hidrolítica, reorganización de moléculas y repolimerización. La dextrina tiene la misma fórmula empírica del almidón original  $[C_6H_{10}O_5]_n$ , donde en el almidón el valor de n es grande comparado con el de las dextrinas, en las cuales dicho valor decrece progresivamente con la degradación del almidón. La dextrina es considerada químicamente un polímero intermedio entre el almidón y la dextrosa, se presenta como un sólido amorfo color crema hasta marrón, soluble en agua fría e insoluble en

alcohol.

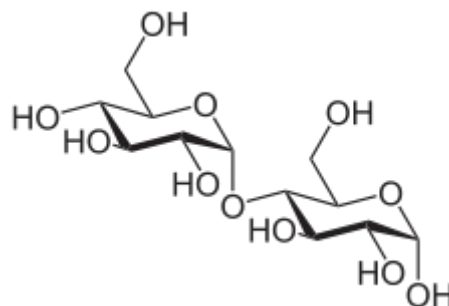
Luego, este componente es hidrolizado nuevamente para ser degradado a su vez a glucosa, maltosa y oligosacáridos (dextrinas cortas).



**Figura 2.2.** Molécula de dextrina

La maltosa<sup>11</sup> es un disacárido formado por dos glucosas unidas por un enlace glucosídico  $\alpha(1\rightarrow4)$ . Se conoce también como maltobiosa y como azúcar de malta, ya que aparece en los granos de cebada germinados. Se encuentra en alimentos como la cerveza y otros, y se puede obtener mediante la hidrólisis del almidón y del glucógeno.

Su fórmula es  $C_{12}H_{22}O_{11}$ . El enlace entre las dos moléculas de glucosa se establece entre el oxígeno del carbono anomérico (proveniente de  $-OH$ ) de una glucosa y el oxígeno unido al cuarto carbono de la otra. Este, al ser un disacárido, puede ser a su vez degradado a un monosacárido, de modo que puede ser fermentado por las levaduras.



**Figura 2.3.** Molécula de maltosa

### **2.11.2. Subproductos**

Entre los principales subproductos se encuentran:

- Granos destilados húmedos (WDGS)<sup>12</sup>
- Dióxido de Carbono ( se aclara que no es tenido en cuenta en el análisis económico y tampoco se considera la planta para el tratamiento del mismo en este proyecto)
- Grano partido
- Salvado (pericarpio) y germen

### **2.12. Selectividad**

Al momento del análisis preliminar de la reacción global, al tratarse de una reacción donde la hidrólisis de la materia prima se realiza al mismo tiempo que se consumen sus productos intermedios, se estima que el proceso de sacarificación tendrá una alta tendencia a descomponer totalmente el almidón a glucosa, y al ser irreversible y sin reacciones secundarias/paralelo, la selectividad de la sacarificación es irrelevante, ya que no hay productos en competencia.

Para el proceso de fermentación, al ser una reacción biológica, solo entra en competencia la formación de etanol con la respiración microbiana en caso que se trabaje aeróbicamente, donde la glucosa es totalmente degradada a dióxido de carbono y agua, pero como una de las condiciones de trabajo consiste en un reactor cerrado, no sucede esta reacción secundaria, por lo que la selectividad tiende a la formación de etanol.

### **2.13. Condiciones de operación**

#### **2.13.1. Acidez del substrato**

El pH es un factor limitante en el proceso de la fermentación ya que las levaduras se encuentran afectadas claramente por el ambiente, bien sea alcalino o ácido. Por regla general el funcionamiento de las levaduras está en un rango que se encuentra aproximadamente entre 3.5 y 5.5. Los procesos industriales procuran mantener los niveles óptimos de acidez durante la fermentación usualmente

mediante el empleo de disoluciones tampón/buffer. En los estudios cinéticos, se observan que pequeñas variaciones dentro de este rango de pH no generan grandes alteraciones en la reacción.

### **2.13.2. Temperatura**

El proceso de fermentación es exotérmico, y las levaduras tienen un régimen de funcionamiento en un rango de temperatura óptimo; se debe entender además que las levaduras son seres mesófilos. Si se expone cualquier levadura a una temperatura cercana o superior a 55°C por un tiempo de 5 minutos se produce su muerte.

### **2.13.3. Contacto con el aire**

Si se mantiene la concentración de oxígeno inicial, la reacción de fermentación resulta afectada (Efecto Pasteur), dado que prevalece la respiración celular. Esta es la razón por la que los recipientes fermentadores se cierran herméticamente y se controlan sus niveles de oxígeno a medida que avanza la reacción de manera más fácil.

### **2.13.4. Concentración de etanol resultante**

Una de las principales limitaciones del proceso, es la resistencia de las levaduras a las concentraciones de etanol (alcohol) que se llegan a producir durante la fermentación, algunos microorganismos como el *saccharomyces cerevisiae* pueden llegar a soportar hasta el 20% de concentración en volumen. En ingeniería bioquímica estos crecimientos se definen y se modelizan con las ecuaciones de crecimiento celular dadas por las ecuaciones de Tessier, Moser y de la ecuación de Monod.

### **2.13.5. Presión**

De casos similares asociados a otras plantas puestas en marcha, se evidencia que no hay problemas de presión. En general, las condiciones son cercanas a la atmosférica.

### **2.13.6. Concentración de azúcares**

La concentración excesiva de hidratos de carbono en forma de monosacáridos y disacáridos puede detener la actividad bacteriana. De la misma

forma la baja concentración puede frenar el proceso. Las concentraciones límite dependen del tipo de azúcar, así como de la levadura responsable de la fermentación. Las concentraciones de azúcares afectan a los procesos de ósmosis dentro de la membrana celular.

### **2.13.7. Ritmo de crecimiento de las cepas**

Durante la fermentación las cepas crecen en número debido a las condiciones favorables que se presentan en el medio, esto hace que se incremente la concentración de levaduras.<sup>1</sup>

## **2.14. Análisis termodinámico**

### **2.14.1. Espontaneidad y calor de reacción**

Al ser una reacción biológica, se conoce que su energía libre de Gibbs ( $\Delta G$ ) es negativo, si bien no se encontraron valores en bibliografía, se destaca que es de público conocimiento su espontaneidad.

Según diversos análisis de las cadenas alifáticas del almidón de las diferentes especies de maíz, se encuentra que para el maíz común, el grado de polimerización promedio de las cadenas de almidón es de 21.

A partir de estos datos, se puede hallar el calor de formación<sup>13</sup> de la molécula como:

$$\Delta H_{\text{Almidon}}: \Delta H_{\text{Formacion de glucosa}} * (\text{Grado de Polimerización} * PM_{\text{Almidon}})$$

$$\Delta H_{\text{Almidon}}: -5,9871 \frac{\text{kJ}}{\text{gr}} * (21 * 162 \frac{\text{gr}}{\text{mol}}) = -20368,20 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

De datos tabulados, los calores de formación en condiciones estándar de temperatura y presión, son:

$$\Delta H_{\text{CO}_2}: -393,52 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{\text{Etanol}}: -277,6 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{\text{Glucosa}}: -1.268 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{H_2O}: -285,85 \frac{kJ}{mol}$$

Como la reacción ocurre a 45°C, se debe hallar las capacidades caloríficas:

$$Cp_{Almidon}: 1,22 \frac{kJ}{kg * ^\circ C}$$

$$Cp_{CO_2}: 0,8504 \frac{kJ}{kg * ^\circ C}$$

$$Cp_{Etanol}: 2,248 \frac{kJ}{kg * ^\circ C}$$

$$Cp_{Glucosa}: 0,64 \frac{kJ}{kg * ^\circ C}$$

$$Cp_{H_2O}: 4,18 \frac{kJ}{kg * ^\circ C}$$

Para 45°C, se recalculan las entalpías como  $\Delta H_{45^\circ C} = \Delta H_{25^\circ C} + Cp * PM * \Delta T$ , con  $\Delta T = (45^\circ C - 25^\circ C)$ . Se asume 45°C, como temperatura óptima del proceso de fermentación y 25°C es la temperatura de referencia.

$$\Delta H_{Almidon}: -20.285,19 \frac{kJ}{mol}$$

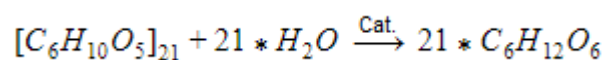
$$\Delta H_{CO_2}: -392,77 \frac{kJ}{mol}$$

$$\Delta H_{Etanol}: -275,53 \frac{kJ}{mol}$$

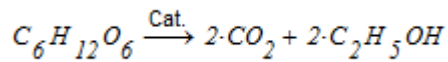
$$\Delta H_{Glucosa}: -1.265,70 \frac{kJ}{mol}$$

$$\Delta H_{H_2O}: -284,35 \frac{kJ}{mol}$$

Para el balance de energía que se presenta a continuación, se estima que el único producto de la hidrolización del almidón es la glucosa (se desestiman las dextrinas intermediarias), y que en la fermentación la glucosa se consume por las bacterias en su totalidad.



$$\Delta H_{Reaccion\ hidrólisis} = 21 * \Delta H_{Glucosa} - (\Delta H_{Almidon} + 21 * \Delta H_{H_2O}) = -433,87 \frac{kcal}{mol} = -323,18 \frac{kJ}{mol}$$



$$\Delta H_{\text{Reaccion fermentación}} = 2 \cdot \Delta H_{CO_2} + 2 \cdot \Delta H_{\text{Etanol}} - \Delta H_{\text{Glucosa}} = -16,94 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} = -70,9 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

La entalpía del proceso global resulta de la suma de ambos procesos:

$$\Delta H_{\text{Reaccion global}} = \Delta H_{\text{Reaccion hidrólisis}} + 21 \cdot \Delta H_{\text{Reaccion fermentación}} = -433,87 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} = -1.812 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

### **2.14.2. Aclaraciones**

Al ser un proceso biológico, irreversible, no hay limitaciones termodinámicas encontradas. Sin embargo, se deben cuidar los parámetros físicos como pH y temperatura, que establecen limitaciones ya mencionadas previamente.

### **2.14.3. Comparación cualitativa con alternativas de producción**

Comparación respecto a la producción de etanol a partir de etileno:

Este proceso se basa en la ruptura del doble enlace de la molécula de etileno por ataque ácido del  $H_2SO_4$ , el cual da como producto sulfato de etilo y sulfato ácido de etilo, por medio del burbujeo de etileno en una solución 98% de ácido sulfúrico.

Luego, la solución resultante se hidroliza por el agregado de agua, el cual desplaza el sulfato y da como resultado etanol, agua de exceso y ácido sulfúrico regenerado, los cuales se separan por destilación, obteniendo por cabeza una mezcla de etanol-agua, y por cola ácido sulfúrico completamente regenerado.

Este mecanismo de reacción requiere el trabajo con materiales peligrosos y corrosivos ( $H_2SO_4$ ) que a su vez, al diluirse en agua, el  $\Delta H$  de mezclado de la solución es altamente exotérmica, por lo que acarrea problemas térmicos. Además, el etileno es obtenido a partir de etano o naftas, lo que genera problemas ambientales, al tratarse de combustibles fósiles.



## 2. 15. Resumen ejecutivo. Capítulo 2

- Modelo Cinético

Gracias a los estudios realizados previamente por *Wojciech Białas, Adrian Czerniak and Daria Szymanowska-Powalowska (2013)*, se emplea el modelo cinético propuesto. Este engloba la variación de los diferentes reactivos, intermediarios y productos del sistema, aunque en el modelo elegido no toma en cuenta la etapa de muerte de las levaduras en el reactor. Este modelo se basa en el proceso de sacarificación-fermentación simultánea, el cual permite aumentar la eficiencia de la fermentación porque al mismo tiempo que se producen los azúcares que alimentan a las levaduras, dichos azúcares son consumidos anaeróbicamente, ya que las grandes concentraciones de glucosa actúan como tóxicos, aún más que la presencia de etanol en el medio.

Este modelo cinético se fundamenta en los modelos cinéticos de Michaelis Menten -en el proceso de hidrólisis enzimática- y su análogo para la fermentación, siendo el modelo de Monod, para el crecimiento de células bacterianas.

Por comparación entre los gráficos de datos experimentales con la predicción del modelo propuesto, se verificó que este se adapta lo suficiente al comportamiento real del sistema real.

- Tratamiento de la materia prima

En esta etapa se procede a mencionar los procesos previos a la etapa donde ocurre la reacción principal (SSF), siendo estos el desgranado de la mazorca y la limpieza del grano de elementos tales como la tierra, metales, piedra, etc; luego se acondiciona el grano para que en la etapa siguiente, la desgerminación/molienda, se logre una buena separación del endosperma, el germen y el salvado.

- Separación de intermediarios de reacción

Debido a que se seleccionó a la SSF como proceso principal para la

obtención del bioetanol, todos los intermediarios de reacción se encuentran disueltos en el mismo sistema de reacción en todo momento, sin necesidad de ser separados de las fases reactantes.

- Equilibrio de fases

El sistema que consta el proyecto es trifásico, compuesto por una fase líquido-sólido que ingresa al reactor, obteniendo luego como productos una fase gaseosa, compuesta principalmente por CO<sub>2</sub> y etanol en menor medida (el cual se desprecia), una fase sólida, con los restos de granos sin reaccionar, y una fase líquida, compuesta por etanol concentrado, agua y enzimas del sistema.

- Separación del etanol

La separación del etanol de la fase líquida es mediante una destilación para obtener el etanol azeotrópico por cabeza y mosto por cola.

- Purificación

La purificación del etanol consta de una torre de destilación, al cual ingresa etanol azeotrópico, para dar finalmente etanol puro, mediante la formación de un segundo azeótropo con el agregado de componentes extractores, tales como el ciclohexano, benceno, etc, los cuales forman un sistema agua-extractor, que destila a una temperatura diferente que el etanol.

- Etapas de reacción

Se destaca una única reacción como principal, el cual es la sacarificación y fermentación en simultáneo, que consta en degradar todos los componentes oligosacáridos y disacáridos que ingresan al reactor, por medio de la sacarificación, a un monosacárido, el cual es fermentado por la presencia de levaduras, de manera anaeróbica, para obtener etanol y dióxido de carbono como productos de reacción.

- Catalizador

Se emplearon como catalizadores la  $\alpha$ -amilasa, la cual es la encargada de atacar las uniones moleculares del almidón de maíz original, dando como resultado

la formación de dextrinas, las cuales poseen una estructura similar a la del almidón, pero de una cadena carbonada más corta. Luego interviene la glucoamilasa, la cual ataca nuevamente las uniones de las dextrinas para formar dextrinas de cadenas más cortas, glucosa y maltosa, la cual es un disacárido que se degrada en una segunda etapa a glucosa por una segunda etapa de hidrolización.

Otro catalizador de reacción que se toma en cuenta es la levadura: se emplea la *saccharomyces cerevisiae*, la cual trabaja a velocidad óptima en las condiciones impuestas por el modelo, y debido a que no se consume durante la reacción pero es precursor del mismo, actúa tanto como reactivo como catalizador, aumentando su concentración a medida que pasa el tiempo de reacción.

- Conversión óptima

Por los resultados observados en bibliografía de experiencias previas, se obtuvieron las condiciones temperatura ( $T_{\text{reactor}}=45^{\circ}\text{C}$ ), pH (pH=5) y concentración de enzima (2,05 ml/kg) donde el rendimiento de la reacción es óptima (87,5%), y por resultados de los análisis de producción final, el consumo de glucosa y fermentación de la levadura es aproximadamente de uno.

- Formación de intermediarios y subproductos

Los intermediarios de reacción son las dextrinas hidrolizadas a partir del almidón, y la maltosa, obtenida a partir de las dextrina.

Los subproductos son en su mayoría granos de destilerías (WDG), a los cuales se les varía su concentración de humedad, empleados principalmente en el rubro de las cervecerías y alimentación de ganado, y jarabe de maíz concentrados, los cuales constan de proteínas y minerales, que pueden venderse por separado o mezclarlos con los granos de destilerías, para poder enriquecer el subproducto previo a su venta como alimento de ganado. Nuevamente, se aclara que el dióxido de carbono, si bien puede ofrecer una mayor rentabilidad al proyecto, no es analizada en este trabajo.

- Selectividad

Tanto el proceso de licuefacción y de SSF son reacciones irreversibles, en donde los reactivos son degradados a glucosa por medio de hidrólisis sucesivas, por

lo que no hay reacciones secundarias, y al trabajar en un medio anaeróbico, el trabajo bacteriano da como únicos productos de reacción al dióxido de carbono y al etanol.

- Condiciones de operación

Acidez: Se trabaja con un pH entre 3,5 y 5,5.

Temperatura: Se debe trabajar a una temperatura menor a los 55°C.

Contacto con el aire: Se trabaja en ausencia de oxígeno.

Presión: No se halló ningún estudio donde la presión sea un factor preponderante en la reacción.

Concentración de azúcares: Se halló que la gran concentración de azúcares en el medio de reacción actúa como un inhibidor de reacción, ya que se produce el fenómeno de ósmosis, el cual produce la muerte de las células por deshidratación.

Ritmo de crecimiento de las cepas: la fermentación favorece el crecimiento de las levaduras.

- Espontaneidad y calor de reacción

Por medio de cálculos de los calores involucrados en las reacciones en serie del sistema, se pudo estimar que la reacción global será exotérmica, por lo que es posible que en el reactor sea necesario un sistema de enfriamiento para mantener la temperatura en el margen de trabajo.

En cambio, para el análisis de espontaneidad de reacción, al tratarse de un proceso biológico, el proceso es espontáneo en el rango de temperaturas en el que la bacteria se encuentra activa (0°C-55°C).

- Comparar cualitativamente con alternativas de producción:

Se compara los requisitos de reacción para la obtención de etanol proveniente de biomasa con aquellos provenientes de compuestos fósiles, a partir de etileno y ácido sulfúrico, obteniendo una gran producción de etanol, en conjunto de una buena conversión del reactivo, pero se trabaja con reactivos nocivos y tóxicos, además que el sistema es altamente exotérmico, por lo que es un proceso riesgoso.



## **Capítulo 3. Análisis de pre-post tratamientos y separaciones**

En este capítulo se analizan los tratamientos previos y posteriores al proceso principal a considerar en la planta, de modo que se obtenga como resultado al producto purificado, libre de impurezas y reactivos sin reaccionar.

### **3.1. Pretratamiento**

#### **3.1.1. Limpieza**

Se recibe la mazorca entera, la cual se descarga de forma manual a las máquinas desgranadoras. De allí se obtiene la totalidad de los granos. A los mismos se los transporta a una zaranda, compuesta por cribas, para eliminar las impurezas de menor tamaño, que son descartadas.

El resto se lleva un clasificador de aire y luego a un molino integrado; el clasificador se dispone de forma completamente vertical y recircula el aire de abajo hacia arriba. La alimentación en forma de grano, cae en la cámara de aire y en contraflujo aquellos que son más ligeros suben. En la parte vertical de la cámara, el grano pierde presión y regresa, mientras que la fracción liviana sale por arriba (impurezas ligeras).

De la zaranda se separan las impurezas, que se venden como alimento para ganado, el cual tiene bajo contenido de almidón, por lo que no son útiles para nuestro proceso. En cambio, ambos desperdicios, en conjunto, se pueden vender como subproducto.

El grano de interés es enviado a silos para su almacenamiento y posterior uso.

#### **3.1.2. Acondicionamiento**

El grano puro, sin impurezas es acondicionado para separar la punta, el pericarpio y el germen de maíz. De no separarse dichos partes del grano, se pierde el valor del salvado y el germen, ya que su precio es mayor a los obtenidos al final de la destilación, además de no aportar una carga de azúcar útil a las levaduras.

El maíz desgerminado pasa por un sistema de molienda.<sup>1</sup>

#### **3.1.3. Molienda**

Existen distintos tipos de molienda.<sup>2</sup>

- Molinos de piedra:

Consiste en una base de piedra circular encima de la cual gira una segunda piedra. El grano es alimentado por el centro de la piedra superior y es molido, a medida que, por acción de la rotación, se desplaza entre las piedras hacia los extremos. Los molinos de piedra pueden funcionar por medio de energía hidráulica, por motores diesel o eléctricos. Estos producen harinas gruesas y finas.

- Molinos de disco:

Son una adaptación de las piedras de moler tradicionales y muelen los granos por fricción. Dos platos de metal son montados en un eje horizontal. De estos platos uno o dos rotan, y el grano se muele entre ellos. Este tipo de molino resulta muy efectivo para granos húmedos tales como el maíz.

- Molinos de martillo:

Consisten en una cámara circular en la cual se instalan martillos fijos o giratorios que rotan a alta velocidad moliendo el grano. En la parte inferior se encuentra una malla removible que determina el tamaño de partícula de la harina. Se usan normalmente mallas con agujeros de 1 mm para harinas de consumo humano y de 3 mm para la alimentación animal. Los molinos de martillos no resultan apropiados para la molienda húmeda.

- Molinos de rodillo:

Consisten en un par de rodillos que giran en sentido opuesto. Las grandes molineras de trigo utilizan este tipo de molinos. Los dos rodillos funcionan generalmente con velocidades distintas: la velocidad del más rápido es  $2\frac{1}{2}$  mayor que la del más lento. Entonces además de la acción de compresión al pasar una partícula suficientemente grande por el estrecho espacio entre los dos rodillos, hay una acción de corte a causa de la velocidad diferencial. Los molinos de rodillo por lo general operan en serie, cada molino produce una harina más fina. Los primeros se llaman rodillos de fragmentación y los últimos rodillos de reducción.

- Molino de bolas

Es un tipo del molino utilizado para moler y mezclar materiales por uso en

procesos de adobado de minerales, pinturas, pirotecnia, cerámicos y sinterización de láser selectivo. Funciona por el principio de impacto y atrición: la reducción de medida se obtiene por impacto al caer las bolas desde arriba del cilindro.

Un molino de bolas consiste de un recipiente cilíndrico vacío que gira sobre su eje. El eje del cilindro puede ser tanto horizontal como tener un ángulo pequeño con la horizontal. Es parcialmente llenado con bolas, las cuales pueden ser hechas de acero (acero cromado), acero inoxidable, cerámico, o goma. La superficie interior del cilindro es normalmente forrado con un material resistente a la abrasión como el acero de manganeso o goma, aunque presentan menores desgastes los forrados en goma. La longitud del molino es aproximadamente igual a su diámetro.

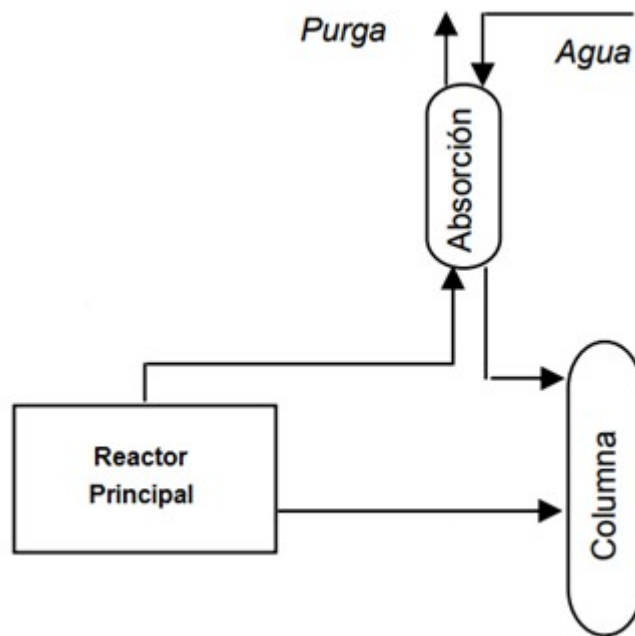
Se descarta el molino de piedra ya que resulta un método anticuado y poco útil, debido a las cantidades que se necesitan procesar, por este último motivo se descarta también la molienda de disco. La molienda de rodillo dificulta la obtención de harinas más finas, requiriendo de más equipos en serie, para aportar mayor eficiencia al proceso, lo cual encarece el costo. Para el proyecto, se utiliza un molino de bolas debido a que este equipo maneja el caudal requerido y brinda una calidad de producto acorde a la necesaria.

## **3.2. Post-tratamiento**

### ***3.2.1. Recuperación de etanol en corriente gaseosa:***

La recuperación se realiza a partir de torres de absorción de paredes húmedas, donde una película delgada de líquido que desciende por el interior de un tubo vertical, con el gas que fluye a contracorriente o a corriente paralela, constituye una torre de paredes mojadas. Industrialmente se han utilizado como absorbedores para gases con gran solubilidad en agua respecto a su solubilidad en fase gas, en donde la absorción va acompañada por una gran evolución de calor. En este caso, la torre de paredes mojadas está rodeada por agua fría que fluye rápidamente. La caída de presión del gas en estas torres es probablemente menor que en cualquier otro aparato de contacto gas-líquido.





**Figura 3.1.** Esquema de absorción por pared húmeda.

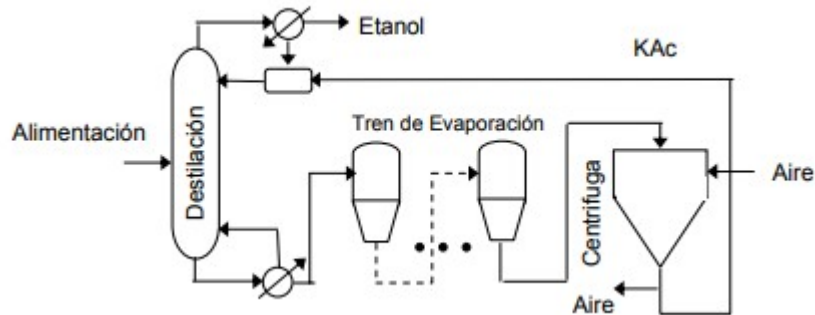
Se desprecia dicho tratamiento ya que se asume que la concentración de etanol en la corriente gaseosa es prácticamente despreciable.

### **3.2.2. Separación de etanol de la corriente de salida del reactor**

Ahora, se va a ver los diferentes métodos de separar al etanol de la corriente de líquido a la salida del reactor.<sup>3</sup>

#### **3.2.2.1. Destilación con sales**

La destilación extractiva con sales<sup>4,5</sup> es similar a la destilación extractiva con agentes líquidos; la sal (componente no volátil) es alimentada por el tope de la columna preferiblemente disuelta en la corriente de reflujo, fluye a lo largo de esta y es completamente removida en los fondos, haciéndose más fuerte su efecto en la sección de rectificación que en la de agotamiento. La sal es posteriormente reconcentrada para ser recirculada al proceso, la técnica de recuperación consiste generalmente en un tren de evaporadores para concentrar la solución salina y un secador spray para completar la purificación de la sal. Entre las sales estudiadas para la deshidratación de etanol se encuentran el cloruro de sodio (NaCl), el cloruro de potasio (KCl), el cloruro de calcio (CaCl<sub>2</sub>), el yoduro de potasio (KI) y el acetato de potasio.



**Figura 3.2.** Esquema de destilación por sales.

Equipos a usar en este proceso:

- Una torre de destilación
- Un secador por atomización
- Un evaporador y un depurador
- Un calentador, un condensador, un compresor y dos bombas centrífugas

### Ventajas

- Producción de etanol anhidro libre completamente del agente de separación, gracias a la baja solubilidad que presenta la sal iónica en el destilado.
- Las sales iónicas comúnmente usadas son degradables en medios acuosos, lo cual minimiza el impacto ambiental de los efluentes.

### Desventajas

- Presenta poco desarrollo industrial.
- Se necesitan nuevos modelos termodinámicos para establecer o predecir el equilibrio de fases involucrado (solución iónica-vapor). Esta limitación conduce a carecer de la información clave para el diseño y simulación de esta operación.
- Aumenta corrosión interna de los equipos y tuberías. El uso del acero inoxidable o materiales similares disminuye esta limitación, pero aumenta el capital requerido para invertir en esta operación.
- Suelen resultar métodos extremadamente costosos.

### 3.2.2.2. Tamices moleculares

Los tamices moleculares son sustancias granulares, duras, esféricas o cilíndricas fabricadas a partir de materiales tales como potasio y aluminosilicatos. Se clasifican de acuerdo al diámetro nominal del poro interno, que provee el acceso al volumen intersticial libre encontrado en la estructura microcristalina. Para la deshidratación de etanol se utiliza un tamiz tipo 3 Å, lo que significa que el diámetro medio de los caminos intersticiales es de 3 Å, esto debido a que la molécula de agua tiene un diámetro medio menor a este valor, mientras que la del etanol es mayor. Además, las moléculas de agua pueden ser adsorbidas sobre la superficie interna de los poros del tamiz. Estas razones son las que hacen útiles los tamices moleculares para la separación de la mezcla etanol-agua.

Este proceso puede realizarse para mezclas etanol-agua tanto en fase vapor como en la fase líquida; en esta última se requiere aplicar gas caliente para regenerar el tamiz desplazando al agua de este, sin embargo, el tamiz se deteriora rápidamente (vida media 6 meses) por el choque térmico.

La integración de este sistema con la tecnología PSA (oscilación de presión, adsorción de purga de vacío) consta de dos lechos de deshidratación, mientras uno opera a presión produciendo etanol anhidro, el otro es regenerado con el reciclo de una porción de etanol anhidro sobrecalentado y presiones de vacío; de esta manera el tiempo de vida medio se prolonga a varios años.

Equipos requeridos por el proceso de tamices moleculares:

- Dos columnas con material desecante; una para el proceso de adsorción y otro para el sistema de regeneración.
- Condensador para los vapores de etanol y solución alcohólica, además el tanque de condensado para ambos casos.
- Una bomba para transportar el alcohol y otra para la solución alcohólica.
- Tanques de almacenamiento para el etanol líquido.

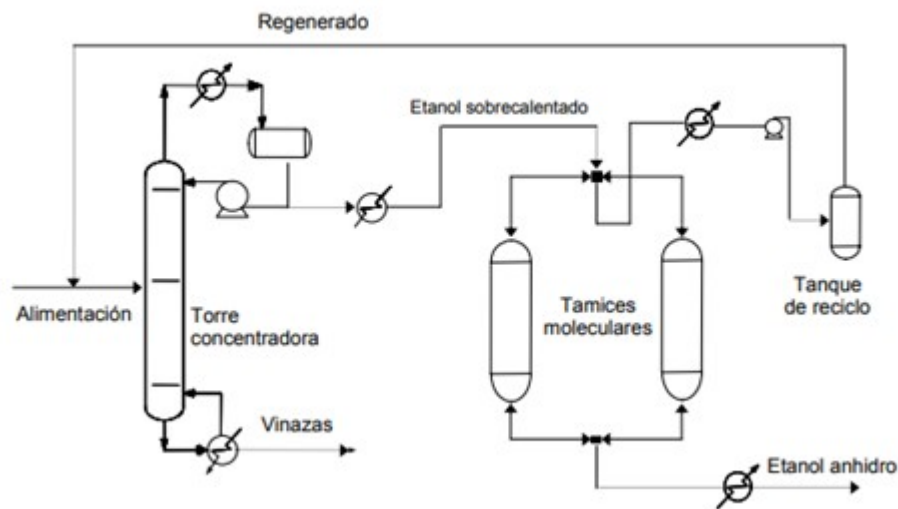
#### Ventajas

- Presentan consumos energéticos bajos.
- No involucran otras sustancias ajenas al proceso como arrastradores que al final quedan como trazas en el producto obtenido, siendo un proceso más

limpio y amigable con el medio ambiente.

### Desventajas

- Presentan un alto costo de capital.
- Requiere de una alta automatización.
- Posee una vida promedio de cuatro años (al hacer el recirculado con etanol puro para regenerar el lecho).



**Figura 3.3.** Esquema de tamices moleculares.

Se encontró además una funcionalidad cinética para los tamices moleculares para zeolitas de 3Å, por experimentos de Guan y Hu, donde se obtiene los siguientes términos:

$$q = \frac{10k \left( \frac{P}{1,1085 \times 10^{-4} T} \right)^{1/n}}{1 + k \left( \frac{P}{1,1085 \times 10^{-4} T} \right)^{1/n}}$$

Donde “q” es la cantidad de agua adsorbida (en mol/kg de adsorbente), “P” es la presión de vapor del agua (en bar) y “T” es la temperatura (en K).

Luego, los valores de k y n se calculan con ayuda de las siguientes expresiones:

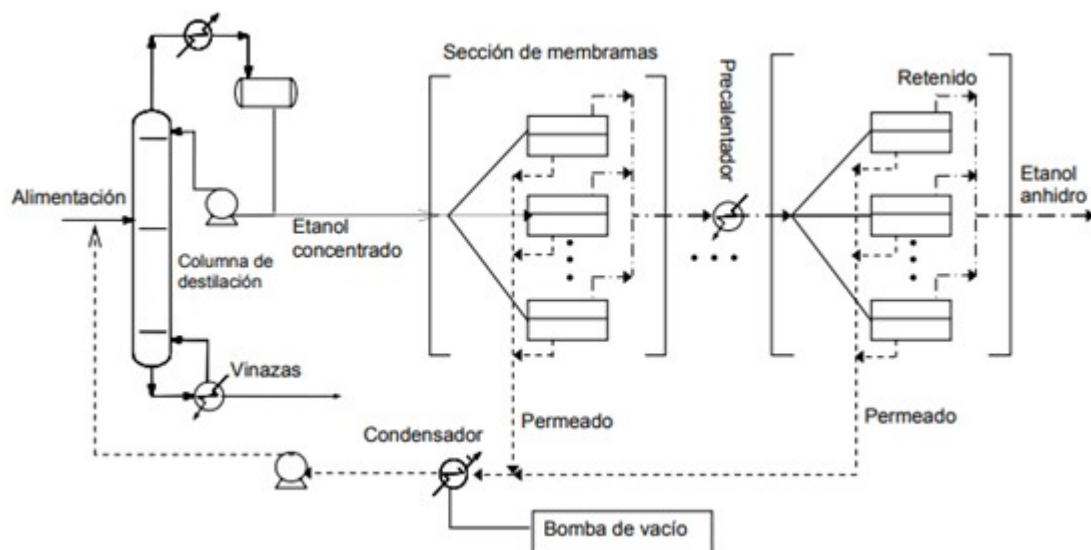
$$k = 8 \times 10^{-7} \exp\left(\frac{6014}{T}\right)$$

$$n = 4,223 - \left(\frac{1050,7}{T}\right)$$

### 3.2.2.3. Sistema de destilación por pervaporación (membranas)

Para la deshidratación de etanol los procesos híbridos son las tecnologías más prometedoras, especialmente el sistema destilación-pervaporación.<sup>6</sup> Este sistema consiste en una columna de destilación para llevar la mezcla a su punto azeotrópico y una unidad de pervaporación para deshidratar el etanol.

El producto de tope de la columna se bombea a la primera sección del tren de membranas, en cada sección el producto retenido (corriente de etanol) es recolectado y llevado a un intercambiador de calor para recalentarlo y enviarlo a la siguiente sección. Del lado del permeado opera un sistema de vacío, el permeado retirado puede ser recirculado a la columna de destilación en su totalidad o parcialmente.



**Figura 3.4.** Esquema de destilación por pervaporación.

#### Ventajas

- La selectividad en la separación del etanol es alta e independiente del

equilibrio de fases termodinámico, restricciones físicas presente en las otras operaciones, lo cual permite variar los parámetros de operación según las necesidades del proceso.

- No se necesita de procesos auxiliares para la recuperación del agente de separación.
- Mínimo impacto ambiental, puesto a que no usa solventes ni sales orgánicas.

#### Desventajas

- Se necesita membranas de alta selectividad lo cual eleva el costo de las unidades de pervaporación o conlleva a buscar constantemente nuevos tipos de membrana.
- Sus costos operativos son mayores a las demás operaciones ya que se necesitan alcanzar bajas temperaturas para lograr la condensación del permeado y los flujos efluentes de la unidad suelen ser bajos, limitando la producción del etanol anhidro.
- Las membranas poseen un tiempo de vida útil de 3 a 5 años.

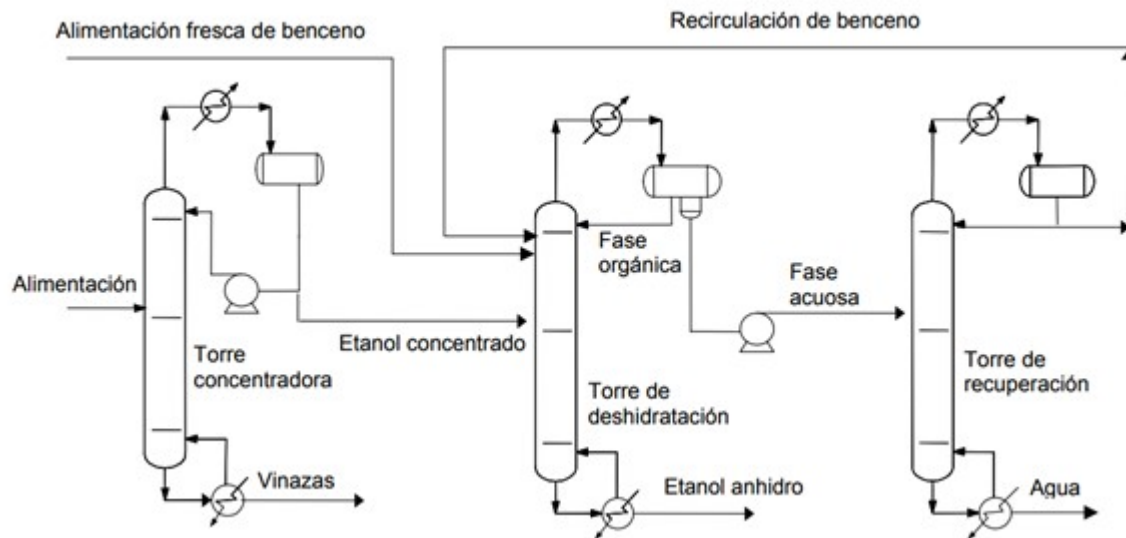
#### 3.2.2.4. Destilación azeotrópica/extractiva con benceno

Una de las técnicas en la industria para separar la mezcla azeotrópica etanol-agua es la destilación extractiva, que puede llevarse a cabo con agentes de separación líquidos como glicerol, glicerol, furfural, etilenglicol y tolueno, o agentes de separación sólidos como sales solubles. En estos sistemas, se rompe el azeótropo agua-etanol, por un segundo azeótropo agua-benceno que destila a 69,3°C.

La destilación extractiva convencional con solventes líquidos requiere como mínimo una secuencia de tres pasos. El primer paso consta de una destilación para llevar el etanol hasta una concentración cerca de su punto azeotrópico, en el segundo se realiza la destilación extractiva obteniéndose etanol anhidro como destilado y el tercero comprende la recuperación del solvente por destilación para ser recirculado al proceso.

Para la deshidratación de la mezcla azeotrópica etanol-agua se usa ampliamente esta tecnología. Sin embargo su alto costo de capital, sus altos

requerimientos energéticos, su gran sensibilidad a impurezas y el uso de químicos tóxicos como el benceno, ha causado su eliminación en las plantas modernas de etanol y reemplazo en las existentes.



**Figura 3.5.** Esquema de destilación extractiva.

El caldo proveniente del reactor principal donde ocurre la SSF (sacarificación-fermentación simultáneas) con etanol disuelto alimenta la primer columna donde se concentra hasta un 93% v/v, este destilado es luego llevado a la columna de deshidratación donde se obtiene por fondos etanol anhidro. El producto por el tope de la columna, con una composición cercana a la del azeótropo ternario, es condensado en dos fases líquidas, la fase orgánica, rica en el agente separador se devuelve a la torre como reflujo, donde se obtiene benceno y la mayor parte del etanol restante como destilado, para ser recirculados a la columna de deshidratación, la cual a su vez debe contar con una corriente de alimentación fresca de benceno.

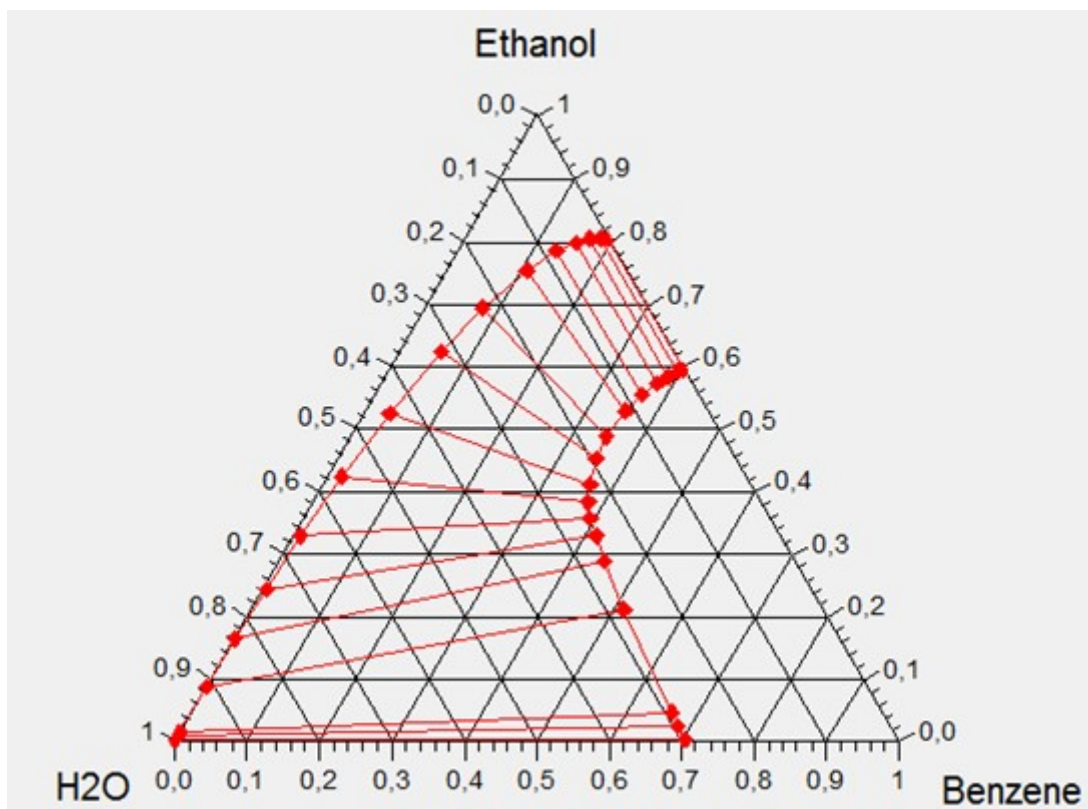
### Ventajas

- El sistema de recuperación del solvente trabaja independientemente de la operación de la columna extractiva (por ello puede servir a varias columnas extractivas simultáneamente).

### Desventajas

- Es complicada la selección del solvente para una determinada mezcla, ya que se debe hallar un compuesto con una estructura química afín, con una alta solubilidad en la mezcla, con una alta selectividad en la solvencia con respecto al componente clave y otros factores adicionales
- La relación de reflujo del destilado en la columna extractiva puede presentar límites mínimos o máximos, los cuales disminuyen el grado de separación del compuesto clave de la mezcla alimentado y conlleva a establecer un rango fijo para esta relación.
- El solvente es inflamable en condiciones ambientales (es tóxico y es cancerígeno).

En el presente diagrama se puede observar que existe una zona de equilibrio entre los tres componentes. Por encima de dicha curva se encuentra la zona asociada al líquido y por debajo de la misma, la zona de vapor. Entre ambas se obtendrá una mezcla líquido-vapor de los componentes.

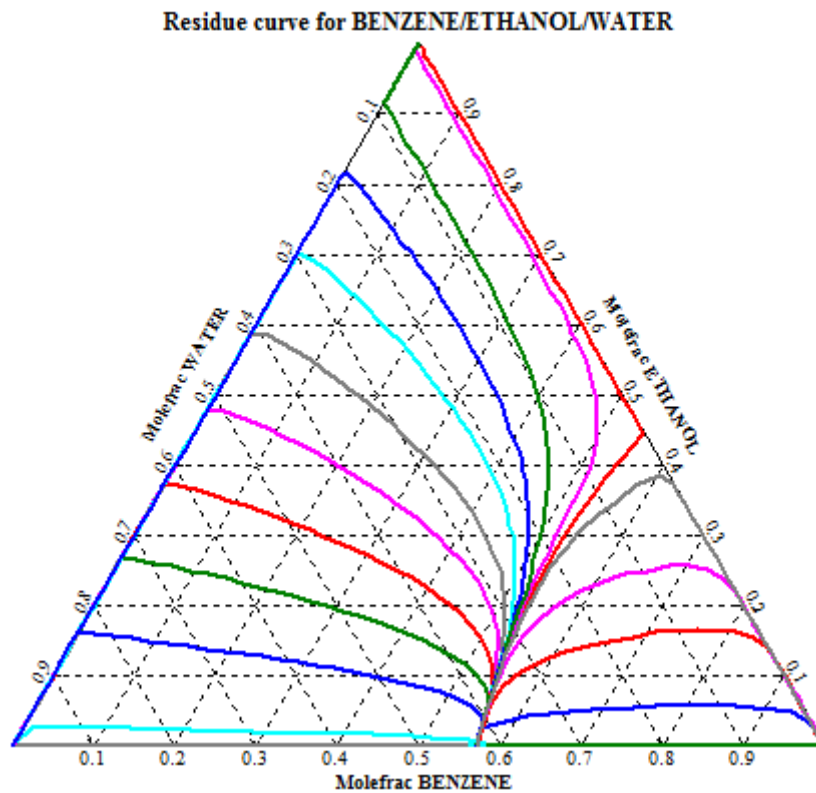




**Gráfico 3.1.** Diagrama ternario del equilibrio Etanol-Agua-Benceno a 1 atm y 69°C

Conociendo el sistema de componentes en la destilación, se emplea la herramienta Thermo-WorkBench de Unisim, para obtener el diagrama de fases del sistema ternario.

Este diagrama se complementa con la curva de residuos para obtener mayor información.



**Gráfico 3.2.** Curvas de residuo para un sistema Agua-Benceno-Etanol

Este gráfico se obtiene a partir de la herramienta Aspen, para obtener las curvas de residuos para el sistema Agua-Benceno-Etanol.

En el esquema de las curvas de residuo, puede verse con facilidad que a medida que avanza la destilación, a través de los distintos platos, podrá obtenerse etanol puro en fase líquida -correspondiente a un equipo de destilación teórico de infinitos platos- y el azeótropo agua-benceno en fase vapor, partiendo del punto de operación de la alimentación, y de allí se puede obtener la composición de la cabeza y la cola de la torre, donde, a medida que se mejora la separación de componentes, se debe aplicar más calor en la torre.

### 3.2.2.5. Destilación azeotrópica/extractiva con etilenglicol

En este tipo de destilación<sup>7</sup> se agrega una tercera sustancia denominada agente extractivo o disolvente, la cual modifica la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla etanol-agua, permitiendo de esta forma la separación. El disolvente agregado debe ser de baja volatilidad y debe tener un alto punto de ebullición para que su separación en la segunda torre de destilación en donde se recupera, sea mucho más fácil. Se ha indicado que bajo condiciones de operación específicas, la destilación extractiva puede ser competitiva energéticamente con la extracción con benceno. De hecho en un trabajo previo que implicó la simulación de la deshidratación de las mezclas de etanol-agua procedentes de caldos de fermentación por destilación extractiva y azeotrópica, se comprobó la posibilidad de tener menores costos energéticos en la destilación extractiva con etilenglicol.

La diferencia con la destilación extractiva con benceno es que en este caso se obtiene el producto por cabeza.

#### Ventajas:

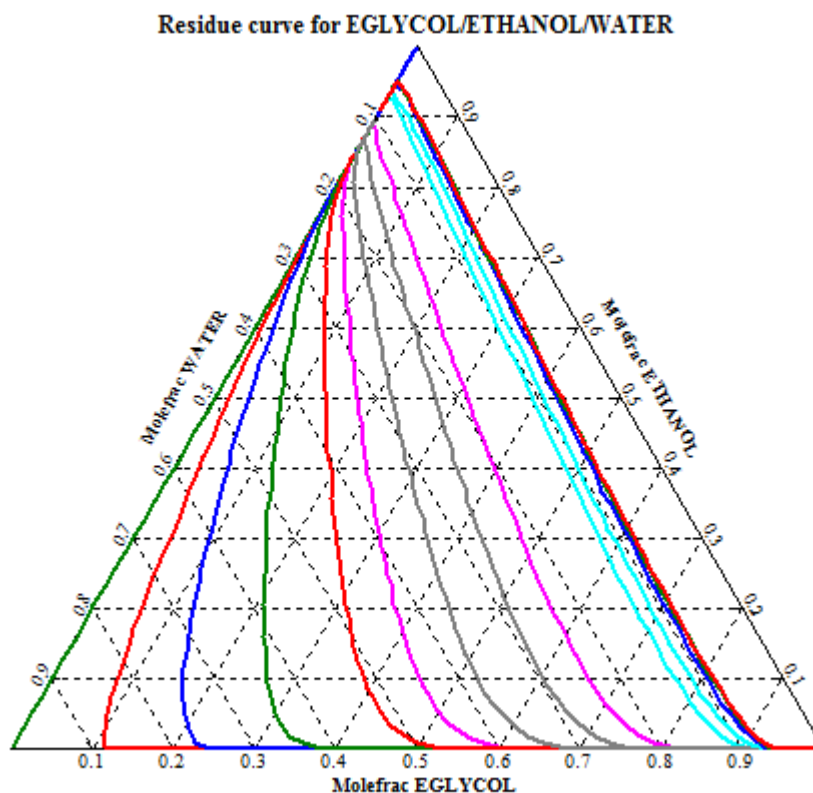
- Se logra un gran rendimiento, con costos de operación medio.

#### Desventajas:

- Se debe trabajar a baja presión en la columna de destilación donde se rompe el azeótropo, ya que el etilenglicol es explosivo a temperaturas mayores de 80°C.
- Hay pequeñas impurezas en la corriente de salida del producto, lo que deben ser purificadas para ciertos usos específicos.

Al trabajarse en un sistema donde el etanol se ve desplazado de la fase de etilenglicol-agua, no se forma un sistema ternario donde el etanol se encuentra disuelto en ambos solventes.

Este comportamiento también se representa en las curvas de residuo:



**Gráfico 3.** Curvas de residuo para el sistema Etanol-Agua-Etilenglicol

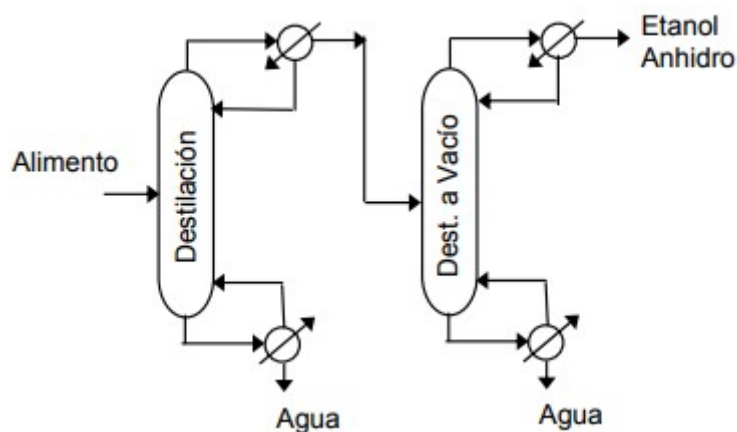
Este gráfico se obtiene a partir de la herramienta Aspen, para obtener las curvas de residuos para el sistema Etanol-Agua-Etilenglicol.

De lo cuales se obtiene por cabeza, para los casos de una columna de destilación de platos infinitos, un flujo de etanol puro, y por cola una mezcla de etilenglicol-agua a recuperar.

### 3.2.2.6. Destilación a vacío

Por debajo de los 6 kPa, el azeótropo agua-etanol desaparece y la separación de los componentes se hace teóricamente posible. El sistema para obtener etanol anhidro por destilación a vacío consta de dos columnas consecutivas, en la primera se alimenta la solución diluida para llevarla hasta una composición cercana a la azeotrópica, el producto de esta columna es llevado a la segunda, que opera a vacío, para deshidratar el etanol y obtener una composición por encima del 99% en volumen.

Para obtener un producto de alta pureza es necesario utilizar columnas de deshidratación con un gran número de etapas (por encima de 40) y con altas relaciones de reflujo, generando así elevados consumos energéticos y altos costos de capital (diámetros grandes).



**Figura 3.6.** Esquema de destilación a vacío

### 3.2.2.7. Comparación de métodos de separación líquido/líquido

Por estudios de mercado realizados se encontró para un mismo promedio de caudal ingresante de etanol-agua la tabla que se presenta a continuación:

**Tabla 3.1.** Requerimientos caloríficos de los distintos métodos de separación

<b>Tecnología</b>	<b>kcal/kg de etanol</b>
<b>Destilación a vacío</b>	3.682,7
<b>Destilación azeotrópica</b>	2.958,6
<b>Destilación extractiva</b>	2.555,3
<b>Tamices moleculares</b>	2.325,5

**Tabla 3.2.** Diagrama simplificado de los costos de cada método de separación

<b>Resultados</b>	<b>Unidades</b>	<b>Destilación a vacío</b>	<b>Destilación azeotrópica</b>	<b>Destilación extractiva</b>	<b>Tamices moleculares</b>
Producción	kg/año	141.560.084	142.609.349	141.897.940	142.726.998
Costos totales de capital	US\$	14.156.063	9.547.963	9.525.920	12.809.706
Costos totales de operación	US\$/año	11.539.808	8.943.642	8.023.714	7.730.563
Fluidos de servicios	US\$/año	9.063.508	7.113.850	6.266.715	5.821.429
Mano de obra	US\$/año	600.000	600.000	600.000	600.000
Costos de	US\$/año	381.000	78.200	75.100	191.000
Otros	US\$/año	1.495.300	1.151.592	1.081.899	1.118.134
Costos unitarios de capital	US\$/kg	0,1000	0,0670	0,0671	0,0897
Costos unitarios de operación	US\$/kg	0,0815	0,0627	0,0565	0,0542

**Tabla 3.3.** Composición de salida para cada método de separación

	Destilación a vacío	Destilación azeotrópica	Destilación extractiva	Tamices moleculares
Flujo másico (kg/h)	17826,2	17737,2	17840,9	17695,0
Etanol, %	99,294	99,558	99,529	99,480
Agua, %	0,705	0,341	0,391	0,520
Benceno, %	-	0,101	-	-
Etilenglicol, %	-	-	0,080	-

En este proyecto se va a trabajar con un sistema de destilación extractivo con etilenglicol, ya que se concluye que los gastos totales de las operaciones son similares entre los diferentes procesos, y los componentes se separan de una mejor manera, obteniéndose una corriente de etanol más pura con menor exigencia de equipos asociado al calor requerido y las temperaturas necesarias. En cambio, en la destilación con benceno, al obtenerse un azeótropo por cabeza, la recuperación de dicho compuesto se ve afectada al momento de realizar el reciclo.

A su vez, los tamices moleculares son descartados dado que no se recaudó suficiente información del comportamiento del sistema, por lo que no se puede ser concluyente con esta opción.

En la destilación al vacío, se requiere altas cantidades de energía para trabajar a bajas presiones, por lo cual no se considera una opción tan conveniente.

En la destilación con sales, al trabajarse con componentes abrasivos al metal, con capacidad de formar incrustaciones a lo largo de la columna, se requiere control y limpieza continua de los equipos, por lo que se incrementan los gastos de proceso.

### **3.2.3 Tratamiento del mosto**

A la salida de la primer torre de destilación se obtiene como subproducto mosto. Del mismo se puede obtener una mayor utilidad, si se lo trata mediante una centrífuga, la cual separa la parte líquida, denominada destilado de maíz, de la parte sólida, denominada granos destilados, WDG. La parte líquida, debe concentrarse en un evaporador para obtener un jarabe, el cual puede venderse como subproducto o mezclarse con las WDG para obtener WDGS, un producto que sirve como alimento de ganado.

### 3.3. Resumen Ejecutivo del Capítulo 3

Se describen los tratamientos previos y post-tratamientos que se aplicarán luego de analizar las diferentes posibilidades desarrolladas en el capítulo.

Respecto al pretratamiento, se recurre a la limpieza, en la cual se recibe la mazorca entera, la cual se descarga de forma manual a las máquinas desgranadoras. De allí se obtiene la totalidad de los granos. A los mismos se los transporta a una zaranda, compuesta por cribas, para eliminar las impurezas de menor tamaño, que son descartadas.

El resto se lleva a un clasificador de aire, el cual cuenta con un molino integrado; de la zaranda se separan las impurezas, que se venden como alimento para ganado, el cual tiene bajo contenido de almidón, por lo que no son útiles para nuestro proceso. En cambio, ambos desperdicios en conjunto, se pueden vender como subproducto.

El grano de interés es enviado a silos para su almacenamiento y posterior uso.

El grano puro, sin impurezas es acondicionado para separar la punta, el pericarpio y el germen de maíz, para evitar pérdidas de productos de valor.

El maíz desgerminado pasa por un sistema de molienda. Se emplea en este caso un molino de bolas.

El post-tratamiento se basa en la purificación de etanol a la salida del reactor. Se recurre a la destilación azeotrópica/extractiva con etilenglicol.

En este tipo de destilación se agrega una tercera sustancia denominada agente extractivo o disolvente, la cual modifica la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla etanol-agua permitiendo de esta forma la separación. El disolvente agregado debe ser de baja volatilidad y tener un alto punto de ebullición para que su separación en la segunda torre de destilación en donde se recupera sea más fácil. En este caso, luego de comparar los distintos solventes, como se desarrolla en el capítulo se decide emplear etilenglicol.

En cuanto al tratamiento del mosto que se obtiene de la primer torre de destilación, se puede obtener una mayor utilidad, si se lo trata mediante una centrífuga, la cual separa la parte líquida, denominada destilado de maíz, de la parte sólida, denominada granos destilados, WDG. La parte líquida, debe concentrarse en un evaporador para obtener un jarabe, el cual puede venderse como subproducto o mezclarse con las WDG para obtener WDGS, un producto que sirve como alimento de ganado.

## **Capítulo 4. Balances de masa generales en la planta de bioetanol.**

En el presente capítulo se presentan los balances de masa generales de la planta de bioetanol.

### **4.1. Equipos principales para el proyecto**

- Desgranadora
- Clasificador de aire
- Molino de bolas integrado con desgerminador
- Reactores TAC (licuefacción y sacarificación-fermentación) = 4 (todo el proceso es llevado a cabo en forma conjunta, es decir, no se emplean unidades independientes para ambos procesos, como se detalla con posterioridad)
- Centrífuga
- Evaporador

La conversión aproximada de etanol se puede calcular respecto a los resultados de la cinética química partiendo de las concentraciones del paper<sup>1</sup>, adaptando la cinética planteada en el Capítulo 2 (reactores tipo TAD) para un sistema de reactores TAC.

Por los análisis previos de estudios experimentales y por los datos estudiados de los mismos, se sabe que existen dos procesos principales, uno de ellos es la licuefacción, y el otro sacarificación-fermentación (SSF). Se aclara que se emplea la enzima STARGEN 002; esta es una enzima que permite realizar la rupturas del almidón a dextrinas y convertirlas en glucosa en simultáneo, la cual se compone de cultivos especiales de dichas enzimas compuesta por *Aspergillus kawachi alpha-amylase* expresada en *Trichoderma reesei* y *gluco-amylase* de *Trichoderma reesei*, que hidrolizan completamente al almidón hasta glucosa.

### **4.2. Reciclos principales**

El sistema propuesto consiste en el recirculado de etilenglicol, solvente extractivo, recuperado de la torre recuperadora (tercera).



Por otro lado, se podría considerar un segundo reciclo, el cual considera la recuperación de las levaduras a la salida del reactor, previo al ingreso al destilador. De este modo, se evita que las mismas sean sometidas a temperaturas elevadas que puedan generar su muerte y por consiguiente ya no cumplan su efecto si se recirculan al reactor. Este supuesto implica colocar una centrífuga entre ambos equipos principales (reactor y destilador).

En este proyecto se propone, en lugar de recircular las levaduras, permitir que ingresen al destilador, aprovechando todo el producto de salida y evita tener menos costo en equipos. De este modo, se obtiene el mosto a la salida del destilado, del cual se pueden separar WDG -los cuales contienen principalmente proteínas, aceites, fibras, minerales, vitaminas y agua- y destilado de maíz- fracción líquida que contiene principalmente levaduras, además de almidón, glucosa y agua- empleando una centrífuga. El destilado de maíz puede concentrarse en evaporadores, de modo de obtener un jarabe concentrado, el cual en conjunto con WDG genera WDGS (burlanda de maíz húmedo con jarabe, producto de interés comercial).

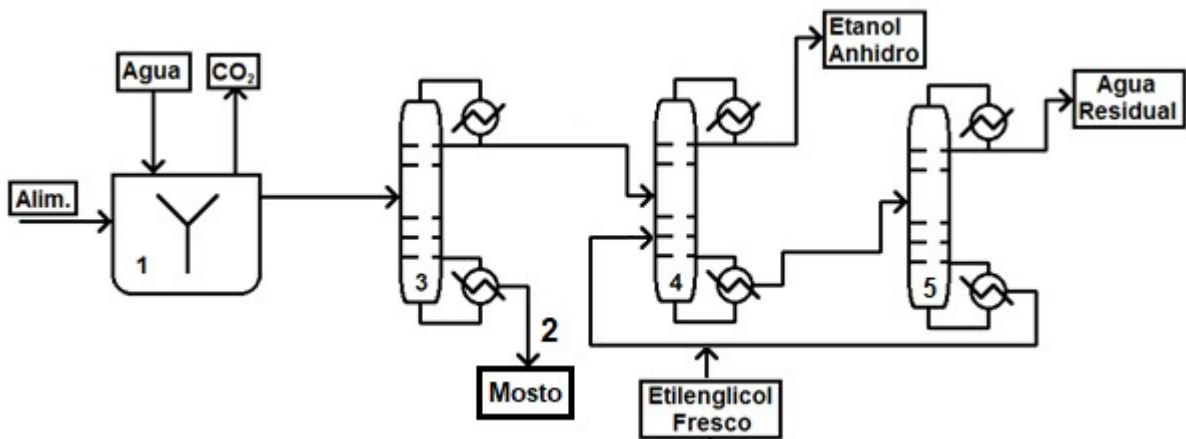
Se sabe que el no recircular las levaduras, se incurre en un costo elevado, ya que permanentemente debe ingresarse tal materia prima al reactor, en contrapartida, la opción propuesta permite obtener subproducto de venta comercial, lo cual genera ingresos extra. Ambas posibilidades se contrastan en el capítulo correspondiente a inversión y análisis de rentabilidad.

#### **4.3. Sistema de separación extractiva con etilenglicol**

Columnas concentradora = 1

Columna extractiva = 1

Columna recuperadora = 1



**Figura 4.1.** Esquema simplificado de destilación.

En los reactores (1) se realiza la sacarificación y fermentación simultánea, obteniendo una corriente de dióxido de carbono y el fermentado propio de la reacción, conteniendo levaduras, agua, glucosa y almidón.

La corriente de dióxido de carbono se extrae por el tope del reactor. A la temperatura de trabajo, la masa de etanol perdida en forma gaseosa se desprecia en las consideraciones realizadas en este proyecto.

En la columna concentradora (3), se obtiene una mezcla de etanol y agua por tope y mosto por los fondos de la misma.

En la columna extractiva (4), se alimenta con una corriente de etilenglicol, para romper el azeótropo agua-etanol, destilando por cabeza etanol anhidro, y una mezcla a recuperar de etilenglicol y agua por cola. En la columna recuperadora (5), se trata esta última corriente obteniendo agua residual por cabeza y etilenglicol por cola, el cual se recircula de nuevo a la columna (4), renovando dicha corriente con una fracción de etilenglicol fresco.

Para evitar la posible descomposición del etilenglicol debido a su alta temperatura de ebullición, la columna de recuperación se opera a 0,15 atm de tal manera que la temperatura de los fondos no alcance los 150°C, temperatura a la cual se puede degradar el solvente<sup>2</sup> (el punto de autoignición del solvente es a 398°C, en tanto que el punto de inflamabilidad es a 111°C).

#### **4.4. Esquema del Balance general de masa:**

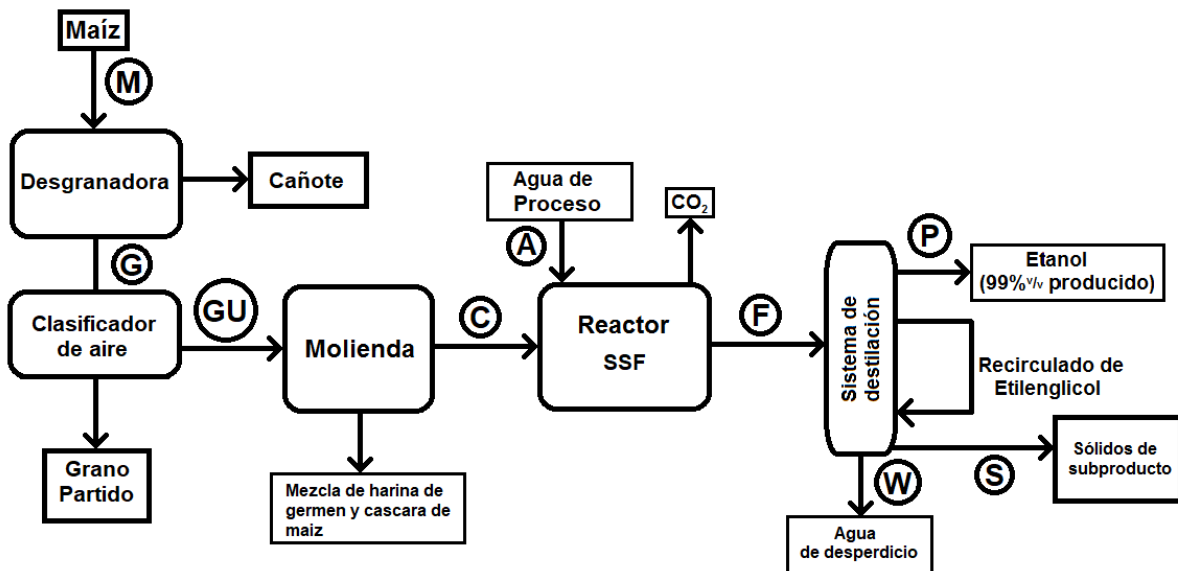


Figura 4.2 Esquema del balance de masa general

#### 4.5. Coeficientes de seguridad. Producción nominal e instantánea

Producción nominal estimada de la planta = 200.000 m<sup>3</sup> etanol/año

En base a los resultados deseados para la producción nominal, debe definirse una producción instantánea, la cual estima una sobreproducción que previene posibles fallas o accidentes durante el tiempo de vida del proyecto.

La capacidad nominal se estima, considerando la efectividad global del proceso respecto de la capacidad instantánea de producción de la planta, lo que salvaguarda posibles pérdidas del proyecto durante su trabajo. Dicha efectividad contempla:

- Disponibilidad: Se contemplan las paradas de mantenimiento programadas, imprevistas y factores externos (falta de materia prima, corte de suministros como agua o energía). Para el proyecto se estima el valor de referencia en 95% en base a la bibliografía hallada<sup>3</sup> y en base al material aportado por la cátedra.
- Porcentaje de producto conforme: Aquí se contempla que las materias primas no tengan la calidad requerida, posibles desvíos del proceso y fallas en equipos. Se estima para el proyecto un valor del 99%.
- Performance: Se considera disponibilidad de materias primas, desvíos del proceso, fallas en equipos, capacitación del personal -dado que en general, hay una cierta curva de aprendizaje, más aún cuando la planta recién

comienza a operar y ningún operario cuenta con la habilidad que aporta la practicidad. Nuevamente, el factor es tomado de bibliografía, dando un valor de 85%.

Por lo cual la efectividad general del proceso resulta de la productoria de los 3 factores, resultando en un valor de 80%.

Los cálculos de las corrientes fueron hechos en base a un tiempo de trabajo de 365 días al año, donde los días perdidos se encuentran contemplados en la producción instantánea.

Producción Instantánea de etanol estimada = 250.000 m<sup>3</sup>/año = 28,54 m<sup>3</sup>/hr.

Los cálculos se establecen considerando la producción instantánea.

Conociendo la densidad del etanol<sup>4</sup> puro (789 kg/m<sup>3</sup>), se estima la densidad del producto destilado que se desea obtener:

$$\text{Densidad\_destilado} := \frac{99\text{mL} \cdot \left(789 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) + 1\text{mL} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{100\text{mL}} = 791.11 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Densidad de destilado = 791,11 kg/m<sup>3</sup> (la misma se estima de su composición a la salida del destilador de 1% v/v de agua y 99% v/v de etanol)

Producción másica de etanol = Producción estimada \* Densidad de destilado  
= 22.577 kg destilado/hr

#### 4.6. Balance global de Masa:

Debido a la falta de información en bibliografía respecto a la composición del mosto a la salida del primer destilador, se realiza una primera aproximación, para poder resolver los balances de masa. La misma consiste en estimar el caudal del sistema de reactores de SSF respecto a la cinética del capítulo 2 adaptada a un sistema de reactores tipo TAC, empleando como valores semilla las concentraciones originales del paper<sup>1</sup>. Dicha estimación se somete a un sistema iterativo, hasta que el resultado obtenido de concentraciones de producto al final del sistema de destilaciones, -empleando la herramienta Unisim para simular el sistema a emplear- al ser contrastado con las condiciones deseadas (las cuales son cantidad y concentraciones de producto principal que se desea obtener) sea corroborado. Logrado dicho objetivo, se establecen estos parámetros como la

condiciones de trabajo para el proyecto.

#### **4.6.1. Resultados cinéticos**

Se estima un caudal Q de ingreso al reactor = 260 m<sup>3</sup>/hr, empleando como concentraciones iniciales valores del paper<sup>1</sup> mencionado con anterioridad:

- Concentración inicial etanol = 0 kg/m<sup>3</sup>
- Concentración inicial almidón = 202,34 kg/m<sup>3</sup>
- Concentración inicial glucosa = 23,03 kg/m<sup>3</sup>
- Concentración inicial levadura = 0,5 kg/m<sup>3</sup>

Mediante la cinética, adaptada para reactores tipo TAC, la cual se presenta en el capítulo siguiente, se halla que:

- Concentración de salida etanol = 86,805 kg/m<sup>3</sup>
- Concentración de salida almidón = 32,664 kg/m<sup>3</sup>
- Concentración de salida glucosa = 5,84 kg/m<sup>3</sup>
- Concentración de salida levadura = 19,45 kg/m<sup>3</sup>

Con dichas condiciones se pueden encontrar los flujos que ingresan al sistema de destilación, multiplicando las concentraciones por el caudal volumétrico estimado:

- Caudal másico etanol = 22.569,3 kg/hr
- Caudal másico almidón = 8.492,64 kg/hr
- Caudal másico glucosa = 1.518,4 kg/hr
- Caudal másico levadura = 5.057 kg/hr

Conociendo las densidades de los compuestos que integran el caudal, se puede hallar el caudal de agua a la salida del reactor, como:

$$\text{Caudal másico de Agua} = \rho_{\text{Agua}} * \left( Q_{\text{Real}} - \sum \frac{\text{Caudal másico}_i}{\rho_i} \right)$$

Donde las densidad empleadas son:

- $\rho_{\text{Etanol}}^4 = 789 \text{ kg/m}^3$
- $\rho_{\text{Almidon}}^5 = 1.500 \text{ kg/m}^3$

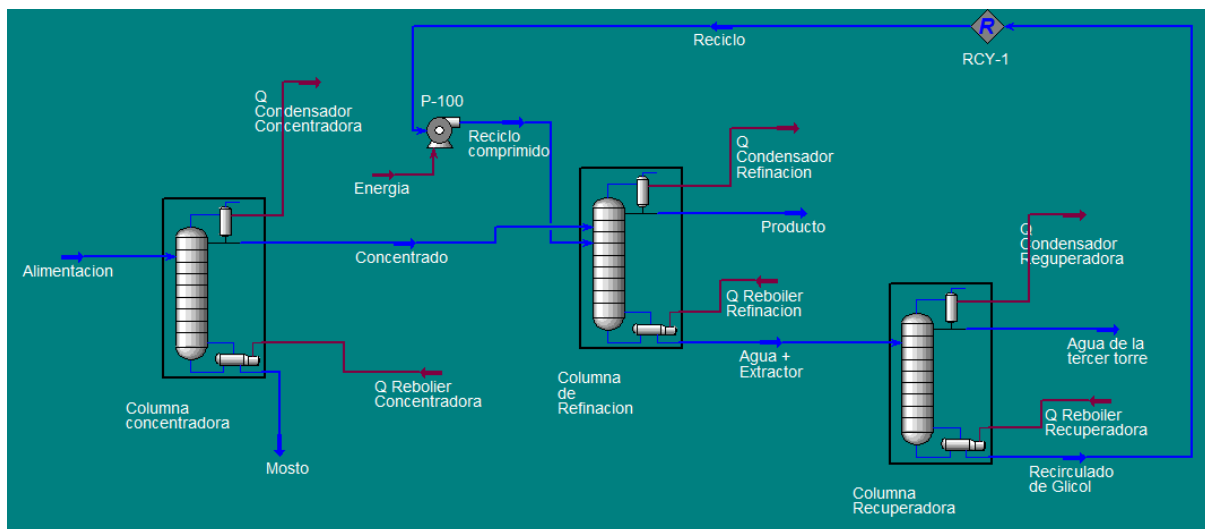
- $\rho_{\text{Glucosa}} = 1540 \text{ kg/m}^3$
- $\rho_{\text{Levadura}} = 1000 \text{ kg/m}^3$

La densidad de las levaduras se estimó similar a la densidad del agua al no disponer de datos bibliográficos.

Entonces:

- Caudal másico de agua = 219.690,323 kg/hr

Dichos datos se emplean en la simulación con la herramienta Unisim, para el sistema de destilación propuesto, cuya estructura preliminar se presenta a continuación:



**Figura 4.3** Sistema de simulación. soporte UNISIM.

Con este sistema se halla:

- Mosto:
  - Caudal total = 225.292,4 kg/hr
  - Caudal etanol en mosto = 144,7 kg/hr
  - Caudal agua en mosto = 210.079,6 kg/hr
  - Caudal glucosa en mosto = 1.518,4 kg/hr
  - Caudal levaduras en mosto = 5057 kg/hr
  - Caudal almidón en mosto = 8.492,6 kg/hr

- Agua de desperdicio en la tercer torre:

Caudal total = 9.316,9 kg/hr

- Producto:

Caudal total = 22.720,0 kg/hr

Caudal etanol en producto = 22425 kg/hr

Caudal agua en producto = 295 kg/hr

Como el caudal de producto calculado cumple los requerimientos impuestos por el proyecto en cuanto a caudal y concentración (98,7% peso en peso), se comprueba que la estimación inicial en el modelo cinético es correcto.

Haciendo una comparación de los valores entre las entradas y las salidas al destilador, se halla el error cometido en los balances:

$$\Sigma Entrada = Q_{almidon} + Q_{glucosa} + Q_{etanol} + Q_{levadura} + Q_{agua}$$

$$\Sigma Salida = Q_{agua\ de\ tercer\ torre} + Q_{producto} + Q_{mosto}$$

$$Error = \Sigma Entrada - \Sigma Salida = -1,708\ kg/hr$$

$$\%Error = \frac{Error}{Entrada} * 100\% = 0,000667\%$$

Al emplear como soporte para resolver los balances dos herramientas matemáticas diferentes, puede asociarse el error al pasaje de valores con decimales truncados entre uno y otro.

#### **4.6.2. Balance de materia en el reactor**

Establecidos los parámetros de operación de los reactores, se pueden encontrar las cantidades necesarias de materia prima para el proyecto, a partir de los requisitos de agua y almidón en la SSF.

Se halla mediante bibliografía<sup>7,8</sup> que el contenido promedio de almidón y glucosa en el maíz corresponden al 71,3% (calculado a partir del porcentaje que representa el almidón en la porción seca del grano) del peso total del grano en masa, por lo que:

$$\text{Masa de maíz útil requerido} = \frac{\text{Masa almidón} + \text{Masa Glucosa}}{0,713} = 82.189,525 \text{ kg/hr}$$

A partir de la masa de maíz tratada puede hallarse diversos parámetros<sup>7,8</sup>, al conocer la composición del maíz promedio:

- Humedad del maíz = 14%
- Germen de maíz = 9,55%
- Fibra de maíz = 4,56%
- Nutrientes no solubles = 0,6%
- Almidón/Glucosa de maíz = 71,3%

Por lo que, las masas de cada componente es:

- Humedad del maíz = 11.506,5 kg/hr
- Germen de maíz = 7.845,8 kg/hr
- Fibra de maíz = 3.746,1 kg/hr
- Nutrientes no solubles = 494,7 kg/hr
- Almidón/Glucosa de maíz = 58.596,2 kg/hr

Se plantea la compra del insumo sin tratar, por lo que se debe calcular la masa real del producto crudo, en nuestro caso es el maíz sin desgranar.

En promedio, un grano de maíz pesa<sup>9</sup> 0,337 gr/grano, siendo solo el 93%<sup>10</sup> +/-1% del total de granos un grano útil, teniendo un 7% de los granos denominado grano partido, el cual no es útil al proceso de fermentado, debido a su bajo contenido de almidón, pero se emplea como subproducto, en este caso, alimento de ganado. Con dichos datos se halla que:

$$\text{Masa de grano total} = \frac{\text{Masa de grano útil}}{0,93} = \frac{82.189,525 \text{ kg/hr}}{0,93} = 88.375,8 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Total de granos} = \frac{\text{Masa de grano total}}{0,337 \frac{\text{gr}}{\text{grano}}} = \frac{88.375,8 \text{ kg/hr}}{0,000337 \frac{\text{kg}}{\text{grano}}} = 2,622 * 10^8 \text{ granos/hr}$$

Además, una mazorca en promedio contiene un total de 506 granos<sup>11</sup>, donde



cada mazorca pesa 200 gramos/mazorca<sup>12</sup>.

$$\text{Masa de Mazorcas} = \frac{\text{Total de Granos}}{506 \frac{\text{granos}}{\text{mazorca}}} * 0,2 \frac{\text{kg}}{\text{mazorca}} = 103.653,2 \text{ kg/hr}$$

Al conocer la masa de grano y la masa de mazorca, se puede hallar la masa de cañote de maíz, el cual funciona como combustible para diversos procesos:

$$\text{Masa cañote} = \text{Masa de Mazorcas} - \text{Masa de granos total} = 15.277,459 \text{ kg/hr}$$

#### **4.6.3. Requerimiento de agua**

Se debe verificar si el caudal de agua que entra al reactor se satisface con la entrada de agua propia del maíz:

$$\text{Agua requerida del proceso} = \text{Caudal másico de agua del reactor} - \text{Humedad del maíz}$$

$$\text{Agua requerida del proceso} = 208.183,789 \text{ kg/hr}$$

Como puede observarse se requiere caudal de agua adicional para llevar a cabo el proceso.

#### **4.6.4. Subproductos**

- Dióxido de carbono:

Se realiza el balance de masa del reactor para conocer la cantidad de dióxido de carbono que fue generado durante la fermentación:

$$\text{Masa } CO_2 = \text{Caudales de entrada al reactor} - \text{Caudales de salida del reactor}$$

$$\text{Masa de } CO_2 \text{ producido} = 21.088,86 \text{ kg/hr}$$

- Burlanda de maíz húmeda (DWG)

La burlanda de maíz húmeda (DWG) se calcula a partir del contenido de humedad<sup>13</sup> propio del producto, siendo del 65% de la masa el contenido de agua y 35% los nutrientes no solubles provenientes del maíz:

$$\text{Masa de maíz DWG} = \frac{\text{Masa de Nutrientes no solubles}}{0,35} = 1.413,66 \text{ kg/hr}$$

El contenido de etanol en DWG se asume despreciable.

Este subproducto es obtenido de la centrifuga, obteniendo otra corriente adicional, la cual contiene los destilados de maíz como sobrante del mosto:

$$\text{Destilado de maíz} = \text{Mosto} + \text{Nutrientes no solubles} - \text{WDG} = 224.373,5 \text{ kg/hr}$$

Y sus fracciones correspondientes son:

- Levaduras en destilados de maíz = 2.25%
  - Agua en destilado de maíz = 93,22%
  - Almidón en destilados de maíz = 3,78%
  - Glucosa en destilados de maíz = 0,67%
  - Etanol en destilados de maíz = 0,065%
- Jarabe

El líquido obtenido de la centrífuga, denominado destilados de maíz, pasa a través de un evaporador para eliminar la humedad adicional, lo que resulta en solubles de destilería condensados (jarabe), que contienen aproximadamente 30% de materia seca<sup>14</sup>, consistiendo de una mezcla de glucosa, almidón y levaduras que han sufrido efectos térmicos, por lo que:

$$\text{Materia seca en jarabe} = \text{Almidón} + \text{Glucosa} + \text{Levaduras} = 15.068 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa de jarabe} = \frac{\text{Materia seca en jarabe}}{0,30} = 50.226,8 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua en jarabe} = \text{Masa de jarabe} - \text{Materia seca en jarabe} = 35.158,76 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua a eliminar} = \text{Agua en Destilados de maíz} - \text{Agua en jarabe} = 174.146 \text{ kg/hr}$$

Se supone que todo el etanol sobrante se elimina de manera gaseosa en el evaporador.

#### 4.7. Resumen de corrientes

**Tabla 4.1.** Balance total del sistema

Balance Total		Unidad
Entradas	<b>311.967</b>	Kg/hr
Entrada de Mazorca	103.653	Kg/hr
Entrada de Agua de Proceso	208.184	Kg/hr
Levaduras	130	Kg/hr
Salidas	<b>311.968</b>	Kg/hr
Salida de Jarabe	50.227	Kg/hr
Salida CO2	21.089	Kg/hr
Salida de Subproducto Sólidos	11.592	Kg/hr
Salida Producto Destilado	22.720	Kg/hr
Salida Agua de desperdicios	9.317	Kg/hr
Cañote de maíz para caldera	15.277	Kg/hr
Salida de Grano Sucio	6.186	Kg/hr
Salida WDG	1.414	Kg/hr
Salda agua evaporada	174.146	Kg/hr

**Tabla 4.2.** Balance de masa de la desgranadora

Desgranadora		Unidad	Fracción másica
Entrada de Mazorca	103.653	Kg/hr	
Granos totales	88.376	Kg/hr	0,85
Cañote de maíz	15.277	Kg/hr	0,15
Granos a clasificar	88.376	Kg/hr	
Cañote de maíz para caldera	15.277	Kg/hr	

**Tabla 4.3.** Balance de masa del clasificador de aire

Clasificador de Aire		Unidad	Fracción másica
Entrada Grano sucio	88.376	Kg/hr	
Grano útil	82.190	Kg/hr	0,93
Grano partido	6.186	Kg/hr	0,07
Grano Partido	6.186	Kg/hr	
Grano Limpio	82.190	Kg/hr	

**Tabla 4.4.** Balance de masa del molino

Molienda		Unidad	Fracción másica
M = Maíz de Materia Prima	82.190	Kg/hr	
Nutrientes para DGS	495	Kg/hr	0,01
Almidón de maíz	52.608	Kg/hr	0,64
Fibra	3.746	Kg/hr	0,05
Germen	7.846	Kg/hr	0,10
Agua de maíz	11.507	Kg/hr	0,14

Glucosa de maíz	5.988	Kg/hr	0,07
C = Entrada Reactor desde molienda	70.598	Kg/hr	
Agua de maíz	11.507	Kg/hr	0,16
Almidón de maíz	52.608	Kg/hr	0,75
Nutrientes para DGS	495	Kg/hr	0,01
Glucosa de maíz	5.988	Kg/hr	0,08
Subproductos sólidos	11.592	Kg/hr	
Fibra	3.746	Kg/hr	0,32
Germen	7.846	Kg/hr	0,68

**Tabla 4.5.** Balance de masa del sistema de reactores TAC

Reactores TAC		Unidad	Fracción másica
A = Entrada de Agua de Proceso	208.184	Kg/hr	
C = Entrada Reactor desde molienda	70.598	Kg/hr	
Agua de maiz	11.507	Kg/hr	0,16
Almidon del maiz	52.608	Kg/hr	0,75
Nutrientes para DGS	495	Kg/hr	0,01
Glucosa de Maiz	5.988	Kg/hr	0,08
Levaduras	130	Kg/hr	1
CO2 producido	21.089	Kg/hr	1
F = Entrada Destilador	257.822	Kg/hr total	
Entrada Etanol	22.569	Kg/hr	0,09
Entrada Agua	219.690	Kg/hr	0,85
Entrada Levaduras	5.057	Kg/hr	0,02
Entrada Glucosa	1.518	Kg/hr	0,01
Entrada Almidon	8.493	Kg/hr	0,03
Nutrientes para DGS	495	Kg/hr	0,00

**Tabla 4.6.** Balance de masa del sistema de destilación

Destilador		Unidad	Fracción másica
F = Entrada Destilador	257.822	Kg/hr total	
Entrada Etanol	22.569	Kg/hr	0,09
Entrada Agua	219.690	Kg/hr	0,85
Entrada Levaduras	5.057	Kg/hr	0,02
Entrada Glucosa	1.518	Kg/hr	0,01
Entrada Almidon	8.493	Kg/hr	0,03
Nutrientes para DGS	495	Kg/hr	0,00

P = Destilado	22.720	Kg/hr Total	
Destilado Etanol	22.425	Kg/hr	0,99
Destilado Agua	295	Kg/hr	0,01
W = Agua Tercer Torre	9.317	Kg/hr Total	
Salida Agua	9.317	Kg/hr	1,00
S = Mosto	225.787	Kg/hr Total	
Etanol en Mosto	145	Kg/hr	0,00
Agua en Mosto	210.080	Kg/hr	0,93
Levadura en Mosto	5.057	Kg/hr	0,02
Glucosa en Mosto	1.518	Kg/hr	0,01
Almidon en Mosto	8.493	Kg/hr	0,04
Nutrientes para DGS	495	Kg/hr	0,00

**Tabla 4.7.** Balance de masa de la centrífuga

Centrífuga		Unidad	Fracción másica
S = Mosto	225.787	Kg/hr Total	
Etanol en Mosto	145	Kg/hr	0,00
Agua en Mosto	210.080	Kg/hr	0,93
Levadura en Mosto	5.057	Kg/hr	0,02
Glucosa en Mosto	1518,4	Kg/hr	0,01
Almidón en Mosto	8.493	Kg/hr	0,04
Nutrientes en Mosto	495	Kg/hr	0,00
WDG	1.414	Kg/hr Total	
Nutrientes para DGS	495	Kg/hr	0,35
Humedad de WDG	919	Kg/hr	0,65
Destilados de maíz	224.374	Kg/hr Total	
Levadura en Destilados	5.057	Kg/hr	0,02
Glucosa en Destilados	1518,4	Kg/hr	0,01
Almidón en Destilados	8.493	Kg/hr	0,04
Etanol en Destilados	145	Kg/hr	0,00
Agua en Destilados	209.161	Kg/hr	0,93

**Tabla 4.8.** Balance de masa del evaporador

Evaporador		Unidad	Fracción másica
Destilados de maíz	224.374	Kg/hr Total	
Levadura en Destilados	5.057	Kg/hr	0,02
Glucosa en Destilados	1518,4	Kg/hr	0,01
Almidón en Destilados	8.493	Kg/hr	0,04
Etanol en Destilados	145	Kg/hr	0,00
Agua en Destilados	209.161	Kg/hr	0,93

Jarabe concentrado	50.227	Kg/hr Total	
Levadura en Mosto	5.057	Kg/hr	0,10
Glucosa en Mosto	1518,4	Kg/hr	0,03
Almidón en Mosto	8.493	Kg/hr	0,17
Agua en Mosto	35.159	Kg/hr	0,70
Agua/Etanol evaporado	174.146	Kg/hr Total	

#### 4.8. Resumen Ejecutivo del Capítulo 4

A continuación se realiza una breve descripción de los contenidos del capítulo asociado al balance de masa. Los cálculos en detalle y las restantes especificaciones se encuentran en el desarrollo del capítulo correspondiente.

##### Equipos principales para el proyecto:

- Desgranadora
- Molino de bolas integrado con clasificador/ desgerminador.
- Reactores TAC (licuefacción-SSF) = 4 (todo el proceso es llevado a cabo en forma conjunta, es decir, no se emplean unidades independientes para ambos procesos, como se detalla con posterioridad)
- Centrífuga
- Evaporador

Dada la cinética analizada y las reacciones de interés desacarificación-fermentación (SSF), se prevé, como se muestra en el capítulo siguiente, que se requieren 4 reactores en serie tipo TAC.

Además, nuestro sistema cuenta con una desgranadora, ya que para el proyecto se parte de la mazorca entera. Luego, el grano es separado en grano útil y grano partido en el clasificador de aire, para ser vendido como subproducto. El grano útil se lleva a un molino, el cual se encuentra integrado con desgerminador, de forma de moler y separar el germen y la fibra del grano, los cuales no son útiles en el proceso de fermentado y puede venderse por separado.

Producción instantánea = 250.000 m<sup>3</sup>/año

Producción nominal = 200.000 m<sup>3</sup>/año

A continuación se presenta el balance total del sistema:

**Tabla 4.8.** Balance total del sistema

Balance Total		Unidad
Entradas	<b>311.967</b>	Kg/hr
Entrada de Mazorca	103.653	Kg/hr
Entrada de Agua de Proceso	208.184	Kg/hr
Levaduras	130	Kg/hr
Salidas	<b>311.968</b>	Kg/hr
Salida de Jarabe	50.227	Kg/hr
Salida CO2	21.089	Kg/hr
Salida de Subproducto Sólidos	11.592	Kg/hr
Salida Producto Destilado	22.720	Kg/hr
Salida Agua de desperdicios	9.317	Kg/hr
Cañote de maíz para caldera	15.277	Kg/hr
Salida de Grano Sucio	6.186	Kg/hr
Salida WDG	1.414	Kg/hr
Salda agua evaporada	174.146	Kg/hr

## Capítulo 5. Diseño de reactores

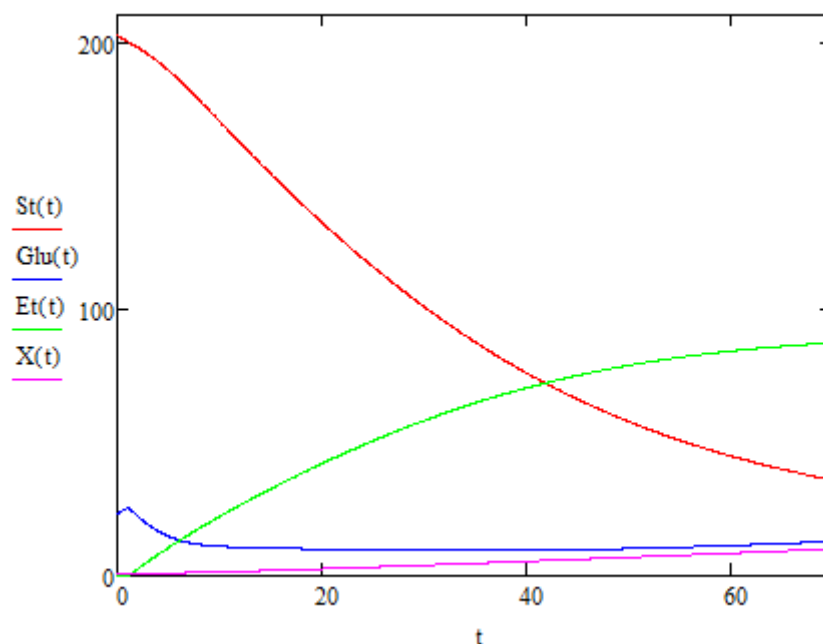
### **5.1. Análisis preliminar del sistema: cantidad y tipo de reactores a utilizar.**

A partir de los datos obtenidos en el capítulo 4, de los balances de masa, pueden calcularse los requerimientos volumétricos de los reactores, así como el número total de reactores necesarios para cada etapa del proceso.

Como previamente se estipuló, el tiempo de fermentación-sacarificación (SSF), se estima un tiempo de residencia de al menos 70 horas. Sin embargo, respecto a los estudios realizados en el paper<sup>1</sup>, se trabaja con un conjunto de enzimas que permiten realizar una Sacarificación-Fermentación en simultáneo, con un tiempo necesario de aproximadamente 60 hs.

Estas consideraciones tentativas fueron tenidas en cuenta al momento de contrastar con el modelo de reactores propuestos.

Si se recuerda el modelo cinético obtenido del paper, se sabe que el mismo se obtuvo bajo experiencias de laboratorio, simulando un reactor del tipo TAD. El modelo cinético se puede adaptar a reactores que operen en forma continua y de este modo se pueden estimar las concentraciones de salida que se esperan para cada uno de los reactores.



**Gráfico 5.1.** Progresión de concentraciones con parámetros cinéticos para el modelo TAD.



Si bien existen plantas de etanol operando en forma Batch, tal es el caso de la empresa BIO4, se recuerda que a grandes rasgos suele resultar más costoso, debido a que se requiere una mayor cantidad de reactores que si se opera de forma continua, encareciendo los costos de inversión. Además introduce un problema adicional, que son los gastos operativos considerados y asociados a paradas de planta, limpieza de reactores, carga y descarga de los mismos. Por tal motivo se decide operar con reactores tipo TAC.

En el sistema de reactores, el almidón ingresa sin tratar de la molienda, al cual se le agregan enzimas de modo tal que rompan las uniones de las moléculas de almidón más extensas para formar dextrinas, las cuales son cadenas almidonadas más cortas. Cabe recalcar que el agregado de enzimas debido a que sus concentraciones no necesariamente son elevadas, no afectan el caudal de salida de manera significativa.

De los balances de masa del capítulo previo, se sabe que se trata una corriente de entrada y salida al reactor de 260 m<sup>3</sup>/hr.

En la SSF, la corriente de salida contiene etanol, agua y nutrientes del grano, incluyendo en dicha corriente las levaduras y el almidón que no reaccionó dentro del reactor.

Se realizan simulaciones con la herramienta MATHCAD empleando el modelo cinético propuesto, previamente adaptado a una forma continua de operación. Para ellos los balances en función del tiempo se reemplazan por corrientes de entrada y salida. A continuación se muestra algunas de las aproximaciones realizadas con las siguientes ecuaciones :

$$R_{St} = \frac{k_{st} * Enz * St_{salida}}{K_m * \left(1 + \frac{Glu_{salida}}{K_{Glu}}\right) + \frac{St_{salida}^2}{K_{St}} + St_{salida}}$$

**Ecuación 5.1.**

$$Q * (St_{entrada} - St_{salida}) = R_{St} * V_{reactor}$$

**Ecuación 5.2.**

$$Q * (Glu_{salida} - Glu_{entrada}) = 1,111 * R_{St} * V_{reactor}$$

**Ecuación 5.3.**

$$Q * (Levaduras_{salida} - Levaduras_{entrada}) = \mu * Levaduras_{salida} * V_{reactor}$$

**Ecuación 5.4.**

$$\mu = \frac{\mu_{\max} * Glu_{\text{salida}} * St_{\text{salida}}}{K + Glu_{\text{salida}} * St_{\text{entrada}}}$$

**Ecuación 5.5.**

$$Q * (Et_{\text{salida}} - Et_{\text{entrada}}) = q_p * Levaduras_{\text{salida}} * V_{\text{reactor}}$$

**Ecuación 5.6.**

$$q_p = \frac{q_{p \max} * Glu_{\text{salida}} * Et_{\text{salida}} * \left(1 - \frac{Et_{\text{salida}}}{Et_{\max}}\right)}{\left(K_{iS} + Glu_{\text{salida}}\right) * \left(K_{iPS} + Et_{\text{salida}} + \frac{Et_{\text{salida}}^2}{K_{pi}}\right)}$$

**Ecuación 5.7.**

$$Q * (Glu_{\text{salida}} - Glu_{\text{entrada}}) = (R_{Glu(\text{formación})} - R_{Glu(\text{consumo})}) * V_{\text{reactor}}$$

**Ecuación 5.8.**

$$R_{Glu(\text{formación})} = 1,111 * R_{St}$$

**Ecuación 5.9.**

$$R_{Glu(\text{consumo})} = \frac{\left[\frac{1}{Y_{X/S}} * (Levaduras_{\text{salida}} - Levaduras_{\text{entrada}}) + \frac{1}{Y_{P/S}} * (Et_{\text{salida}} - Et_{\text{entrada}})\right] * Q}{V_{\text{reactor}}}$$

**Ecuación 5.10.**

Se prueban diversas disposiciones de TAC's en serie, buscando llegar a una concentración de etanol cercana a los 90 kg/m<sup>3</sup>, sin alcanzar dicho límite ya que a partir de ese momento comienza la muerte celular por envenenamiento con etanol, además de que requiere volúmenes de reactor más grandes para alcanzar pequeñas mejoras en la concentración de salida del producto, ya que se llegará en cierto punto de operación a velocidades de reacción muy bajas.

A continuación se presentan algunos valores aproximados, simulados con el modelo cinético para distintas capacidades y cantidades de los mismos.

**Tabla 5.1.** Comparación entre diferentes disposiciones de reactores

Número de Reactores	Volumen por reactor (m <sup>3</sup> )	Volumen total (m <sup>3</sup> )	Concentración de etanol a la salida del sistema de reactores (kg/m <sup>3</sup> )
1	16.000	16.000	77,272

2	8.000	16.000	83,74
3	5.000	15.000	84,702
4	4.000	16.000	86,805

La decisión más óptima considerada fue emplear 4 reactores de 4000 m<sup>3</sup> cada uno, lo cual genera una concentración de 86,805 kg/m<sup>3</sup>, y respecto de la opción con tres reactores de 5.000 m<sup>3</sup>, apenas incrementa el volumen total en 1000 m<sup>3</sup>, además que con esta configuración se llega a los requisitos de producción para los caudales impuestos de producto a la salida de los reactores (en todas las estimaciones cinéticas se empleó como base de cálculo un caudal constante de 260 m<sup>3</sup>/hr y 60 horas de residencia aproximadamente, para que tengan una base de carácter comparativo). Si bien económicamente la opción más viable es emplear tres reactores, con los volúmenes simulados no se logran las concentraciones de salida de etanol mínimas en el reactor que garanticen satisfacer las cantidades de producto y concentración a la salida del sistema de destilación en simultáneo, los cuales fueron impuestas en la planta con anterioridad.

Al volumen obtenido de 4.000 m<sup>3</sup> se le adiciona un 10% para permitir el desplazamiento de los gases dentro del reactor, dando un volumen del reactor real de 4.400 m<sup>3</sup>.

## **5.2. Diseño del sistema de control**

### **5.2.1 Limitaciones operativas**

En el sistema de TAC's de SSF, el proceso de fermentación es exotérmico, y las levaduras tienen un régimen de funcionamiento en cierto rango de temperatura óptimo; se debe entender además que las levaduras son seres mesófilos. Si se expone cualquier levadura a una temperatura cercana o superior a 55 °C por un tiempo mayor a 5 minutos se produce su muerte. Además se encontró que las condiciones óptimas<sup>1</sup> de operación rondan los 45°C, variable que desea controlarse y mantenerse cercana a dicho valor.

Con respecto a la presión, de casos similares asociados a otras plantas puestas en marcha, se evidencia que no hay problemas de presión; en general, las

condiciones son cercanas a la atmosférica. Se decide operar el sistema de reactores en condiciones ambientales y dicha variable no es necesario que sea controlada.

Además, en el proceso SSF, se controla la acidez del substrato. El pH es un factor limitante en el proceso de la fermentación ya que las levaduras se encuentran afectadas claramente por el ambiente, bien sea alcalino o ácido. Por regla general el funcionamiento de las levaduras está en un rango de pH aproximadamente entre 3.5 a 5.5. Los procesos industriales procuran mantener los niveles óptimos de acidez durante la fermentación usualmente mediante el empleo de disoluciones tampón/buffer. En los estudios cinéticos, se ve que pequeñas variaciones dentro de este rango de pH no generan grandes alteraciones en la reacción.

### 5.2.2. Sistema de control general

A continuación se muestra un esquema del sistema de control propuesto.

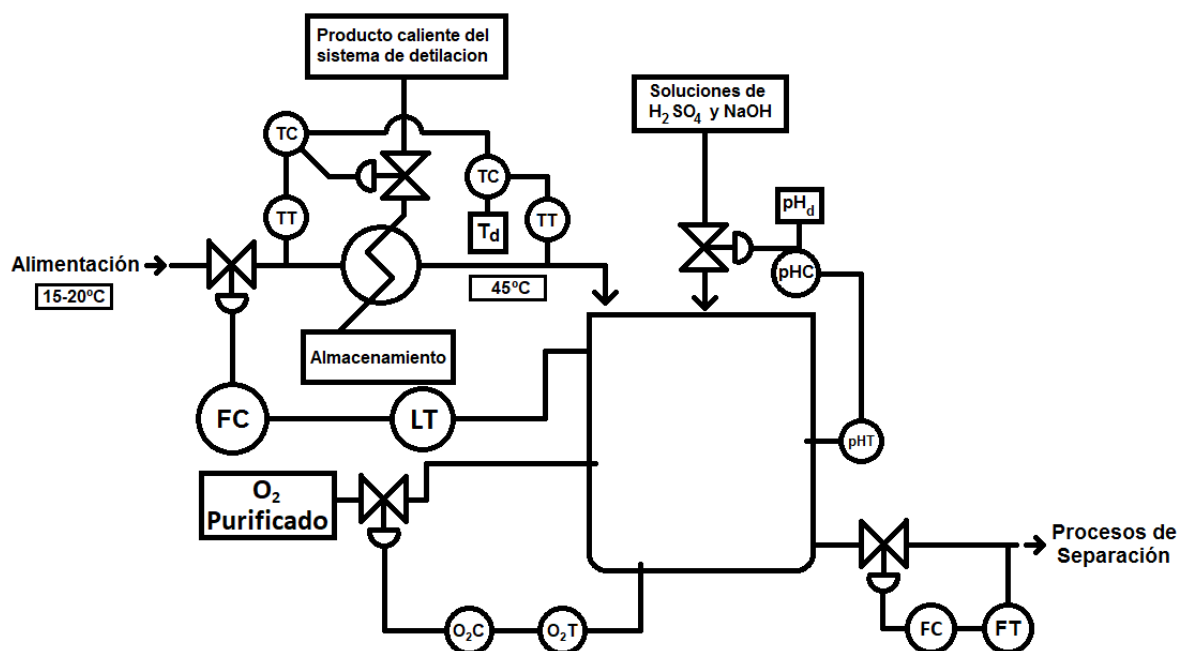
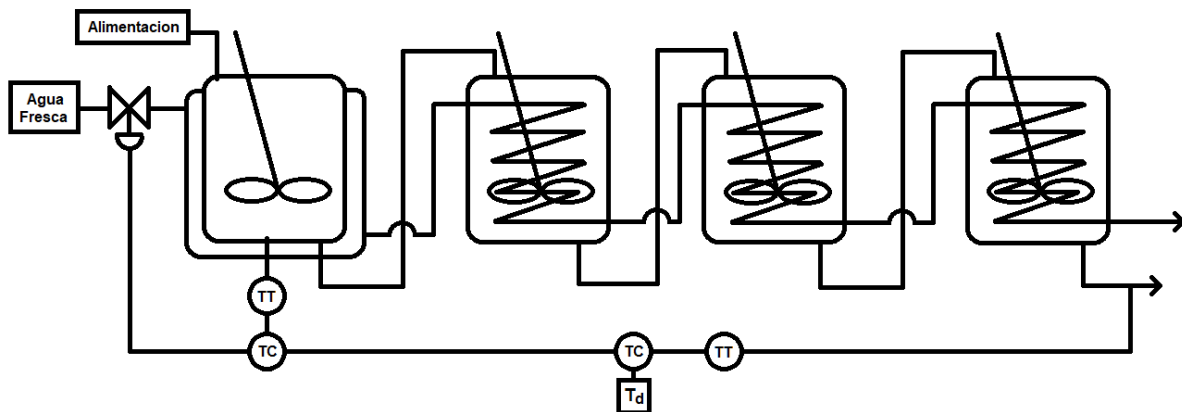


Figura 5.1. Sistema de control para el primer reactor.



**Figura 5.2.** Sistema de control de temperatura para el sistema de reactores.

Se detalla la explicación de la figura presentada con anterioridad:

### 5.2.2.1 Control de temperatura

Se considera que el agua necesaria a ingresar en el primer reactor será agua corriente, por lo cual se estipula un rango de temperaturas en las cuales podría ingresar, estimando el peor caso en el invierno cuya temperatura es aproximadamente 15°C y en los meses más cálidos se estima que la misma será de 20°C. Conociendo dichas temperaturas y sabiendo que el óptimo de operación es 45°C se pretende realizar un tratamiento para precalentar el agua que ingresa al reactor, por tal motivo se emplea un intercambiador de calor, para aproximar dicha corriente de agua a la temperatura óptima; sin embargo la reacción es exotérmica, por lo cual a posteriori se explica el empleo de camisas y serpentines de refrigeración. Este intercambiador emplea como corriente auxiliar producto condensado proveniente del segundo condensador del sistema de destilación. Esta última se encuentra a una temperatura de 78,17°C (valor obtenido de simulaciones en UNISIM) de este modo, antes de ser enviada al tanque de almacenamiento, parte de su calor será removido para poder completar el requerimiento de temperatura del agua que ingresa al primer reactor.

Dado que la corriente del producto puede elevar la temperatura a un valor mayor al deseado, se emplea un sistema de avanzación con retroalimentación, para evitar que el agua que ingresa al reactor supere los 45°C. El control propuesto consiste en sensar la temperatura a la entrada del intercambiador de modo de anticipar cualquier perturbación de la misma, y a su vez debe medirse la

temperatura a la salida del equipo, a causa de perturbaciones posibles en el fluido de calentamiento, el cual también puede elevar la temperatura más allá de la deseada del medio óptimo en el que se desarrolla la reacción.

Dado que la evolución de la reacción es exotérmica, se emplea en el primer reactor, una camisa refrigerante para evitar que la temperatura supere el óptimo de 45°C, mientras que en el resto de los reactores se emplea un serpentín. Se recuerda que, además no debe sobrepasar los 55°C, momento en que ocurre la muerte celular.

#### 5.2.2.2 Control de concentración de oxígeno

El control presentado actúa brindando oxígeno en el primer reactor, en caso de que las cantidades presentes inicialmente no sean suficientes impidiendo el crecimiento de las levaduras. Para ello se emplea un medidor de oxígeno disuelto en el fluido de proceso, el cual envía una señal a la válvula que suministra aire purificado, tratado previamente con un filtro para evitar posibles contaminaciones. En este reactor se debe optimizar principalmente la velocidad de generación de cultivos, si se tiene un exceso de oxígeno, las levaduras se reproducen a gran velocidad y consumen gran cantidad de almidón, con lo cual generan un exceso de CO<sub>2</sub> y agua, sin producir etanol; en tanto que si la cantidad de oxígeno es muy baja, se tiene menor reproducción de bacterias, generando una menor producción de etanol, respecto a la óptima.

El instrumento consiste en un medidor y una sonda polarográfica tipo Clark. La sonda es la parte más importante del sistema y la más delicada. La misma consta de un ánodo de plata revestido con un alambre de platino, que funciona como cátodo. Esto es insertado en una cubierta protectora llena de una solución electrolítica de cloruro potásico. La cubierta tiene en su extremo una membrana de teflón, un material permeable al gas que permite el paso del oxígeno presente en la solución, pero no el paso de la solución en sí<sup>2</sup>.

Mediante la aplicación de un potencial de 790 mV, el oxígeno presente en la célula se reduce a iones de hidróxido en el cátodo, y se deposita cloruro de plata en el ánodo. Esta reacción provoca un flujo de corriente con intensidad proporcional a la cantidad de oxígeno presente en la muestra. El medidor convierte la medición del flujo de corriente en la concentración correspondiente de oxígeno disuelto, debido a

que el nivel de oxígeno a lo largo de la fermentación puede llegar a ser 1.2μM.

#### 5.2.2.3. Control de pH

Otra variable a analizar en los cuatro reactores es el pH<sup>3</sup>. Se selecciona un sensor con esmalte. La ventaja principal de este tipo de sensores es su robustez. Los mismos presentan ciclos de calibración especialmente largos y requieren menos mantenimiento. Dependiendo del valor medido y la señal que ingresa dentro del controlador, el cual actúa sobre un juego de soluciones ácida (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) y básica (NaOH), ambas diluidas, de modo de mantener el pH en el rango de trabajo durante el proceso de SSF.

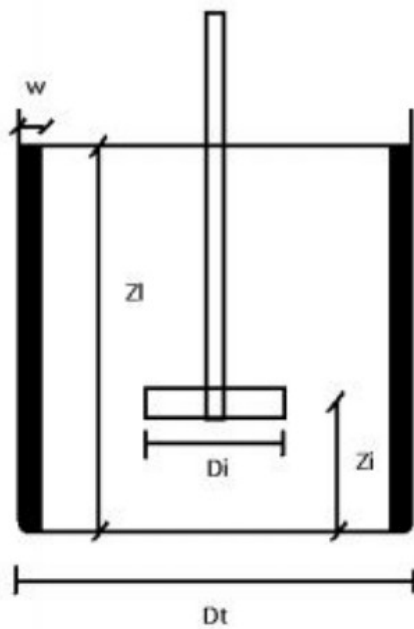
#### 5.2.2.4. Control de nivel

Para evitar una sobrecarga en los reactores, se mide el nivel de líquido constantemente, el cual transmite la señal de salida a un controlador de caudal que ingresa a cada reactor, lo que evita un desborde si se llegase a generar obstrucciones a la salida, impidiendo acumulación del fluido. Este control se realiza mediante un flotador, el cual envía una señal de corte ante la sobrecarga del líquido.

### **5.2.3. Sistema de agitación**

Se asume el tamaño de cada reactor, acorde a lo estipulado con anterioridad (4000 m<sup>3</sup>), sin embargo, se considera un 10% de volumen adicional al simulado para cada reactor, contemplando que dicho espacio se debe a la formación de gases propios de la reacción.

Se puede dimensionar los diámetros y alturas correspondientes para cada reactor con sus propiedades, por relaciones bibliográficas<sup>4</sup>. A continuación se presenta la nomenclatura empleada:



$D_i$ : diámetro del rodete

$D_t$ : Diámetro del depósito

$w$ : ancho de las hojas del baffle

$Z_i$ : altura a la que está el rodete por sobre el fondo del depósito

$Z_i$ : altura del nivel de líquido en el depósito

**Figura 5.3.** Nomenclatura del reactor









**Tabla N°5.2.** Relaciones bibliográficas encontradas para diseño de agitadores.

Se aclara que el sistema de reactores a emplear no presenta baffles.

Existen tres tipos de agitadores: de pala, de turbina y de hélice. Este último es descartado, debido a que suele emplearse a velocidades de giro elevadas (110-1750 rpm), lo cual puede provocar muerte celular ya que produce grandes esfuerzos de cortes. Las palas en general se pueden emplear en rangos de 20-150 rpm y las turbinas entre 30 y 500 rpm. De las últimas dos opciones, se opta por un agitador tipo turbina axial, debido al flujo que se desea obtener, además de que las palas en promedio tienen un diámetro<sup>5</sup> entre 50 a 80% del diámetro del tanque, lo que genera un alto gasto de energía eléctrica.

**Tabla 5.2.** Relaciones geométricas para distintos agitadores.



Tipo de rodete	$\frac{D_1}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_2}{D_i}$	Hojas cort.		N.º	Ref.	Tipo de rodete	$\frac{D_2}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_2}{D_i}$	Hojas cort.		N.º	Ref.
				N.º	w/D <sub>i</sub>							N.º	w/D <sub>i</sub>		
Turbina de 6 palas planas  $0,25 D_i$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,17	1	7	Dos paletas  $0,25 D_i$	4,35	4,3	0,29	3	0,11	8	3
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	2	7	Cuatro paletas. Ver n.º 8	3	3	0,5	0		16	2
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,04	4	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	3,2	0,33	0		20	4
Igual que en el n.º 1; $a = 1, b = 40$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		14*	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	10	7
Turbina de 6 palas curvadas Tam. de pala como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	3	7	Dos paletas. Ver n.º 8 Ancho de paleta = $0,13 D_i$	1,1	0,5	0,19	0		29	10
Turbina 6 palas forma flecha Tam. de pala como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	5	7	Dos paletas. Ver n.º 8 Ancho de paleta = $0,17 D_i$	1,1	0,4	0,10	0		29	10
Turbina radial con anillo deflector 				0		7	9	Hélice de 3 palas Paso de la hélice = $2 D_i$ 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	15	7
Turbina cerrada, de 6 palas. Anillo deflector de 20 hojas	2,4	0,74	0,9	0		11	6	Igual que el n.º 15; $a = 1,7, b = 18$	3,3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		21*	7
Semejante, mas no idéntica a la n.º 11	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		12	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = $1,33 D_i$	16			3	0,06	18	5
Igual que la 12, pero sin anillo deflector.	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	13	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = $1,09 D_i$	9,6			3	0,06	23	5
Turbina axil de 8 palas con ángulo de 45°. Ver. n.º 17	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	9	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = $1,05 D_i, a = 2,3, b = 18$	2,7	2,7-3,9	0,75-1,3	0		27*	7
Turbina axil 4 palas con ángulo de 60° 	3	3	0,50	0		17	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = $1,04 D_i, a = 0, b = 18$	4,5	2,7-3,9	0,75-1,3	0		25*	7
Turbina axil de 4 palas con ángulo de 45°. Ver n.º 17.	5,2	5,2	0,87	0		19	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = $D_i$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	24	7
Igual que la n.º 19	2,4-3,0	2,4-3,0	0,4-0,5	0		22	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = $D_i; a = 2,1, b = 18$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		26*	7
Disco con 16 paletas  $0,1 D_i$ $0,35 D_i$	2,5	2,5	0,75	4	0,25	6	1	Igual que el n.º 15, pero con paso = $D_i$	3,8	3,5	1,0	0		28	8

Con la tabla 5.2 presentada se hallan las relaciones necesarias que debe cumplir el agitador elegido.

$$\text{Diámetro de tanque/Diámetro de impulsor} = 5,2$$

**Ecuación 5.11.**

$$\text{Altura de Líquido/Diámetro de impulsor} = 5,2$$

**Ecuación 5.12.**

$$\text{Volumen de Líquido} = \pi * \text{Altura de Líquido} * (\text{Diámetro de Tanque})^2 / 4 = 4.000 \text{m}^3$$

**Ecuación 5.13.**

$$\text{Volumen de Tanque} = \pi * \text{Altura de Tanque} * (\text{Diámetro de Tanque})^2 / 4 = 4.400 \text{m}^3$$

**Ecuación 5.14.**

Resolviendo estas relaciones de la Ecuación 5.11 y Ecuación 5.12, se halla que  $D_T = H_L$ , y reemplazando en la Ecuación 5.13 se halla que el  $D_T = H_L = 17,2$  metros. Conociendo el diámetro del tanque en la Ecuación 5.14 se obtiene  $H_T = 18,9$  metros.

De la ecuación Ecuación 5.11, se halla que  $D_i = 3,3$  metros. Pero debido a que el largo del del agitador produce un gasto energético muy alto, se procede a colocar dos agitadores de 1,5 metros cada uno.

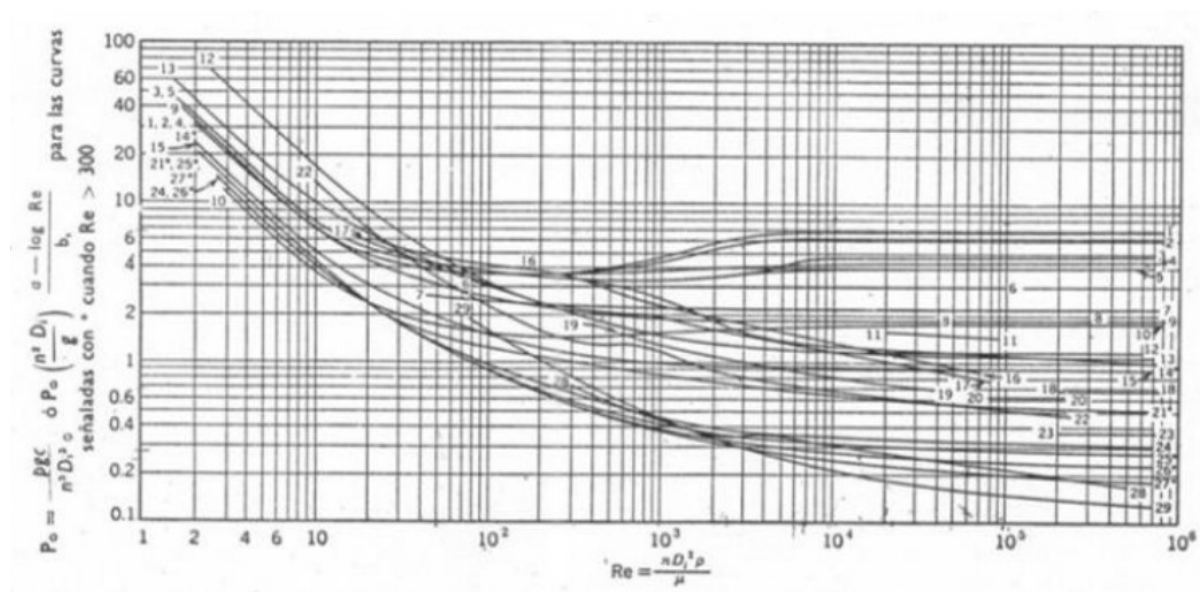
De información suministrada anteriormente<sup>4</sup>, se sabe que la turbina gira a una velocidad de 30 rpm, de manera tal que no se generen fuerzas de corte tal que puedan producir el deterioro o muerte de las células del medio.

Para conocer la potencia debe calcularse el Reynolds. El mismo se estima aproximando la densidad y la viscosidad del sistema como la del agua. En tanto que para esta última propiedad, se considera un 25% adicional al valor del agua obtenido de bibliografía, debido a los sólidos en suspensión ( $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$  y  $\mu = 1.25 \cdot 10^{-3} \text{ kg/seg} \cdot \text{m}$ ).

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

**Ecuación 5.15.**

El valor obtenido de Reynolds es  $5,64 \cdot 10^6$ . Con dicho valor se ingresa a la curva 19 del gráfico 5.1, correspondiente a turbina axial de 4 palas con ángulo de  $45^\circ$ , con lo cual se halla el valor del número de Po, siendo 0,6.



**Gráfico 5.1.** Relación gráfica entre Po vs Re

La energía consumida por agitación para cada reactor para el proceso de SSF se puede calcular mediante la ecuación 5.15 para cada agitador, siendo N y d la cantidad de rpm y el diámetro del agitador, respectivamente:

$$-W = Po * \rho * N^3 * d^5$$

**Ecuación 5.15.** Cálculo de la potencia de un motor eléctrico

Luego, la potencia para el agitador tipo turbina se debe corregir, debido a que el número de Po cambia su valor al no respetarse las relaciones originales mostradas en la tabla 5.2, ya que para reducir gastos de agitación, se propone utilizar dos agitadores por reactor, siendo cada uno de ellos de diámetro  $D_i=1,5$  metros en lugar de un único agitador de  $D_i= 3,3$  metros. Al emplear dos agitadores centrados, uno de ellos se encuentra a  $Z_{i \text{ superior}} = 2*Z_{i \text{ inferior}} = 2*1,305 \text{ metros} = 2,61$  metros.

A continuación se presenta la expresión empleada para la corrección.

$$P_{o_{real}} = P_{o_{Original}} * \sqrt{\square}$$

**Ecuación 5.16.**

Reemplazando en la Ecuación 5.16 los valores del reactor diseñado en el proyecto en el numerador y las relaciones originales de bibliografía en el denominador, se obtiene el  $P_{o_{Real \text{ inferior}}} = 1,324$  para el agitador inferior, y el  $P_{o_{Real \text{ superior}}} = 1,827$  para el superior ( $Z_{i \text{ superior}} = 2*Z_{i \text{ inferior}}$ ).

Entonces, reemplazando todos los valores en la ecuación 5.15, se obtiene que la potencia del agitador inferior es  $P_{\text{inferior}} = 311,6 \text{ kW}$ . Debido a que dicho valor es el gasto mínimo para un motor, se multiplica por un factor de efectividad, que acorde a bibliografía<sup>6</sup>, se estima en 70% para la mayoría de motores, por lo que la potencia real es de  $P_{\text{inferior real}} = (P_{\text{ideal}})/(0.7) = 445,21 \text{ kW}$ .

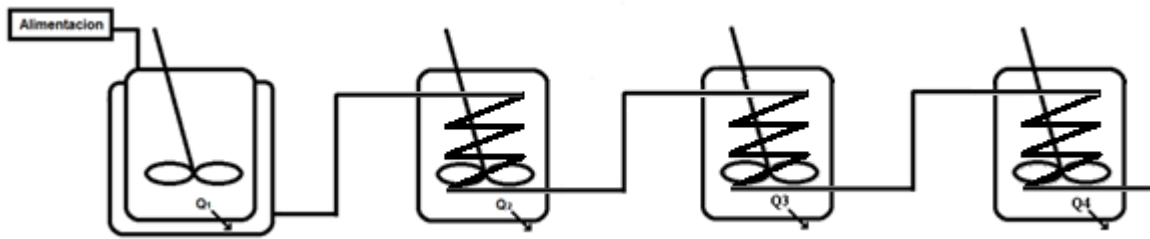
De igual manera, se halla el gasto del agitador superior, por lo que se obtiene una potencia  $P_{\text{superior}} = 440,73 \text{ kW}$ , y al ajustar su potencia por el factor de efectividad, se obtiene que su gasto de potencia es  $P_{\text{superior real}} = 629,6 \text{ kW}$

De ambos valores, se puede hallar el gasto total de cada reactor como la suma de ambas potencias,  $P_{\text{Reactor}} = 1074,8 \text{ kW} (1441,4 \text{ HP})$ .

#### **5.2.4. Sistema de enfriamiento**

Se propone emplear un sistema de enfriamiento con camisa para el primer reactor y para los otros tres, en función del área de intercambio requerido se propone utilizar serpentines. A continuación se detallan los valores de relevancia

para la toma de decisiones.



**Figura 5.4.** Esquema de sistema de enfriamiento.

Se listan las propiedades de las componentes requeridas y los datos necesarios para evaluar la cantidad de agua necesaria en el sistema de enfriamiento y conocer las temperaturas de salida de cada corriente.

$U$ =coeficiente global de transferencia de calor =1275 W/m<sup>2</sup> (referencia bibliográfica<sup>7</sup>)

$C_{p,\text{almidón}}^8 = 1220 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$

$C_{p,\text{agua}}^9 = 4180 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$

$C_{p,\text{sólidos}}^{10} = 3,23 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}$

$C_{p,\text{etanol}}^{11} = 2428 \text{ J/Kg } ^\circ\text{C}$

El  $C_p$  promedio es la capacidad calorífica media de los componentes en las corrientes para la entrada y para la salida de cada reactor; estas se estiman considerando las fracciones másicas de cada componente en las mismas. Los resultados se informan en la tabla 5.3 junto con los valores obtenidos de los balances de energía, los cuales permiten determinar el área de intercambio requerida y las temperaturas de dichas corrientes a la salida de cada reactor.

Para ello se presentan los balances empleados.

$$-Q = (C_p * F * T)_{\text{Entrada}} - (C_p * F * T)_{\text{Salida}} + (-\Delta H) * (F_{\text{almidón}}_{\text{Entrada}} - F_{\text{almidón}}_{\text{Salida}})$$

**Ecuación 5.17.** Balance de calor en reactor TAC

Con la Ecuación 5.17 se calcula el calor necesario a remover del sistema, ya que como se sabe la reacción es exotérmica. Para ello se impuso la temperatura de entrada al primer reactor en 28°C (la cual como se explica en capítulos siguientes proviene de recircular la corriente de una torre de enfriamiento). Además como se

observa en la figura 5.4, el caudal de agua a emplear se utilizará de forma tal que se irá calentando al pasar por los sucesivos reactores. El caudal másico de cada reactor se considera, sabiendo las concentraciones de salida de cada uno de ellos y el caudal de operación (260 m<sup>3</sup>/hr). Por otro lado el  $\Delta H$  de la reacción fue obtenido en el capítulo 2, sección 14 del análisis termodinámico, siendo este valor 1.812 kJ/mol. Para el primer reactor se determina el calor a intercambiar (Ecuación 5.17) y con la Ecuación 5.18, la cual se muestra a continuación, se determina el área de intercambio.

$$\text{Área de intercambio de calor} = \frac{Q}{U * (T_{\text{Sistema}} - T_{\text{Camisa}})}$$

**Ecuación 5.18.** Cálculo del área de intercambio de calor para los reactores

Se propone una temperatura de agua de salida de la camisa (primer reactor) de 36°C. Luego, se calcula el flujo de agua requerido en la camisa mediante la Ecuación 5.19, siendo:

$$\text{Flujo de agua de enfriamiento} = \frac{Q}{Cp_{\text{Agua}} * (T_{\text{Salida}} - T_{\text{Entrada}}) * \rho_{\text{Agua}}}$$

**Ecuación 5.19.** Balance de energía para agua de enfriamiento

El caudal de agua de refrigeración es 240,7 m<sup>3</sup>/hr.

Para los reactores siguientes se determina nuevamente con la ecuación 5.17 el calor necesario a intercambiar. Además se mantiene el caudal de agua calculado en el primer reactor y se determina la temperatura de salida de dicha corriente, mediante la Ecuación 5.20

$$T_{\text{Salida}} = \frac{Q}{Cp_{\text{Agua}} * \text{Flujo de agua de enfriamiento} * \rho_{\text{Agua}}} + T_{\text{Entrada}}$$

**Ecuación 5.20.** Balance de energía para el caudal de enfriamiento

Nuevamente se estima el área de intercambio requerido conociendo el caudal establecido.

Se presentan los resultados resumidos en la tabla siguiente:

**Tabla 5.3.** Resultados de balances para camisa en cada reactor

	Cp promedio entrada (J/kg)	Cp promedio salida (J/kg)	Temperatura entrada de agua en camisa (°C)	Temperatura salida de agua en camisa(°C)	Área de intercambio requerida (m <sup>2</sup> )

Reactor 1	3.618,43	3.674,214	28	36	195,2
Reactor 2	3.674,214	3.774,76	36	37,4	42,6
Reactor 3	3.774,76	3.849,375	37,4	38,4	30,8
Reactor 4	3.849,375	3.903,656	38,4	38,8	15,6

El área máxima de camisa que se puede obtener es la dada por el diámetro del tanque y la altura del líquido, siendo:

$$A_{m\acute{a}xima} = \pi * D_t^2 * H_l = 929,4 m^2$$

Se puede verificar que las áreas de camisas calculadas son menores a la máxima, siendo así posible utilizarlas.

Como se observa de los reactores 2, 3 y 4 el área de intercambio es muy pequeña respecto al tamaño del reactor, con lo cual para estos últimos se propone emplear serpentines.

Se detalla las dimensiones de los serpentines:

Con el caudal impuesto previamente y considerando la velocidad sugerida del agua 1 m/s, se obtiene el área de flujo, mediante la Ecuación 5.21

$$\text{Área de flujo} = \frac{\text{Caudal de enfriamiento}}{\text{Velocidad sugerida}}$$

**Ecuación 5.21.**

Luego, se determina el diámetro de los serpentines, empleando la Ecuación 5.22

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\quad}$$

**Ecuación 5.22.**

El diámetro obtenido de los serpentines es 0.29 metros (11.5 ").

Luego se determina el largo de cada serpentín en función de dichos diámetros, Ecuación 5.23.

$$\text{Largo} = \frac{\text{Área de Intercambio}}{\pi * \text{Diámetro}}$$

**Ecuación 5.23.**

**Tabla 5.4 . Dimensiones de serpentines**

	Área de intercambio (m <sup>2</sup> )	Largo del serpentín (m)
Reactor 2	42,6	46,7

Reactor 3	30,8	33,8
Reactor 4	15,6	17,1

Para los cálculos se desestimó el calor de agitación.

### 5.3 Resumen ejecutivo

En este proyecto, se establece el diseño de los reactores donde se propone emplear cuatro reactores operando de forma TAC, de 4000 m<sup>3</sup> cada uno, debido a que con una menor cantidad de reactores no se logran los requerimientos de composición y caudal mínimo propuestos para satisfacer la producción a la salida del sistema de destilación. Los cálculos en detalle que se realizan, se muestran en el capítulo, donde pueden observarse distintas combinaciones de tamaño y cantidades de reactores.

Por otro lado, se establece el sistema de control característico. En el mismo se desea controlar el pH, la temperatura y el nivel de los reactores. La concentración de oxígeno solo se controla en el primero.

Este sistema consta de un control simple de pH con un sensor esmaltado, el cual envía una señal al controlador, que dependiendo de la acidez del sistema suministra agregados de soluciones de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y NaOH diluidas al sistema. La temperatura se controla mediante un sistema por cascada, midiendo la temperatura a la entrada del primer reactor y la salida del último reactor, el cual envía la señal para abrir o cerrar la válvula de alimentación del flujo de enfriamiento de las camisas y los serpentines. También se controla la temperatura de la alimentación con un sistema de avanzación con retroalimentación, que permite sensar la temperatura del fluido a la entrada y a la salida del intercambiador de calor. También, se debe controlar el nivel de los reactores evitando un desborde del mismo ante posibles obstrucciones. El control presentado actúa brindando oxígeno en el primer reactor, en caso de que las cantidades presentes inicialmente no sean suficientes impidiendo el crecimiento de las levaduras.

Se diseña el sistema de agitación, para el cual se decide emplear agitadores tipo turbina axial de 4 palas. Acorde a relaciones bibliográficas se establece el

dimensionamiento de los agitadores y se determina el número de  $P_o$ , en función de propiedades de fluidos y el número adimensional de Reynolds. Al realizar dichos cálculos y estimar la potencia de agitación; se encuentra que el gasto es menor si se emplean dos agitadores de menor tamaño que uno solo de gran tamaño, con lo cual se tienen dos agitadores por reactor. Se obtiene que se requiere una potencia para el agitador inferior de 445,21 kW y 629,6 kW para el superior

De ambos valores, se puede hallar el gasto total de cada reactor como la suma de ambas potencias,  $P_{\text{Reactor}} = 1074,8 \text{ kW}$  (1441,4 HP).

Para el sistema de refrigeración se propone lo siguiente: en el primer reactor como dicha área es comparable con el área del reactor se utiliza una camisa y en los tres reactores siguientes, donde el área requerida es pequeña respecto a la del reactor, se decide emplear serpentines. Con los balances de calor se establecen las áreas de intercambio necesarias para cada reactor:

$$\text{Área 1} = 195,2 \text{ m}^2$$

$$\text{Área 2} = 42,6 \text{ m}^2$$

$$\text{Área 3} = 30,8 \text{ m}^2$$

$$\text{Área 4} = 15,6 \text{ m}^2$$

Además se determina el flujo de agua refrigerante requerida en el sistema, siendo la misma  $240,7 \text{ m}^3/\text{hr}$ . En los serpentines restantes se determina el diámetro de los mismos (0,29 m) y el largo de cada uno de ellos dependiendo de los requerimientos energéticos:

$$\text{Longitud en reactor 2} = 46,7 \text{ m}$$

$$\text{Longitud en reactor 3} = 33,8 \text{ m}$$

$$\text{Longitud en reactor 4} = 17,1 \text{ m}$$

Para el cálculo del tamaño de estos se comparó el área de intercambio con el área máxima de intercambio en el reactor. Para dicho cálculo se utilizó el área de flujo y así calcular el largo del serpentín.



## **Capítulo 6. Sistemas de destilación**

### **6.1. Selección del tipo de torre a operar**

Como se analizó previamente en los capítulos pasados, a la corriente obtenida del sistema de reactores se la debe someter a un proceso de purificación, de tal modo que se obtenga como producto final bioetanol con un contenido de agua menor al 1% volumen en volumen (el cual se traduce 98,7% de etanol masa en masa), lo cual permite su uso como aditivo en combustibles fósiles. Para tal fin, se emplea un sistema de equipos de destilación.

Al momento de seleccionar los mismos, se tuvo en cuenta que la inversión suele ser proporcional a su tamaño. En primer instancia, debió seleccionarse si serían torres rellenas o de platos. Por tal motivo, se consideró que las columnas rellenas se ven favorecidas cuando son pequeñas (esto es diámetros menores a 0,6 metros), medios corrosivos, destilaciones críticas en vacío donde son imprescindibles caídas de presión bajas, bajas retenciones de líquido (si el material es térmicamente inestable) y líquidos que forman espumas (dado que en columnas rellenas la agitación es menor). Por otro lado, las columnas de platos se ven favorecidas cuando se presentan caudales variables de vapor o de líquido, presiones superiores a la atmosférica, bajas velocidades de líquido, gran número de etapas o de diámetro, elevados tiempos de residencia del líquido, posible ensuciamiento (estas últimas son más fáciles de limpiar) y cuando hay esfuerzos térmicos o mecánicos, ya que en el primer tipo de torre mencionado, esta condición podría provocar la rotura del relleno.

Acorde a lo estudiado anteriormente, se deciden torres de platos porque si bien en las simulaciones que se presentan a continuación se emplean presiones bajas, no se utilizan fluidos espumantes y de las simulaciones se verifica que en todos los casos, los diámetros son mayores a 0,6 metros, lo cual corrobora la decisión de emplear los mismos<sup>1</sup>.

Respecto a la selección de presiones de trabajo se considera información de bibliografía obtenida del paper<sup>2</sup>, donde se enuncia que se debe trabajar a una presión menor a 0,3 atm las columnas que tengan el solvente, de modo tal de garantizar que en los fondos no se alcance la temperatura de degradación del

1 Apuntes de cátedra Transferencia de Masa.

etilenglicol (150°C)

Cuando las reacciones secundarias no son significativas y, si se dispone de un medio de calefacción adecuado, las separaciones se realizan a presiones iguales o superiores a la atmosférica. Para separaciones a vacío, es deseable que la presión sea lo más alta posible: se fija aquella presión lo más alta posible que dé una temperatura de burbuja lo suficientemente baja como para evitar la degradación de los productos de colas y para permitir el funcionamiento adecuado de la caldera con el agente de calefacción disponible.

## 6.2. Sistemas propuestos

En función de dicho análisis y los requerimientos establecidos por el proyecto, se decidió llevar a cabo las siguientes configuraciones, las cuales se simularon a partir de la herramienta de cálculo Unisim 390.1. En todos los casos la corriente que ingresa al primer destilador contiene sólidos, por ese motivo se ingresa la alimentación en el último plato.

En el siguiente esquema se puede observar la primer configuración propuesta:

### 6.2.1 Primer propuesta

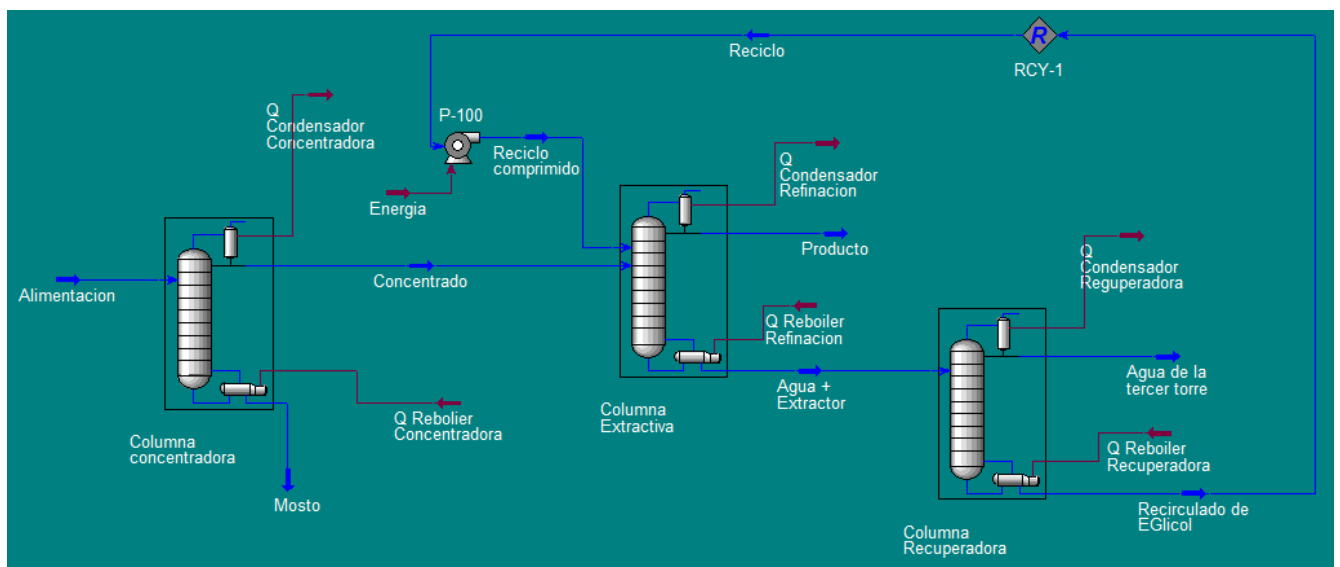


Figura 6.1 Primer propuesta del sistema de destilación.

Este esquema está compuesto por una torre concentradora, la cual se

encuentra alimentada por la corriente que se obtiene del sistema de reactores, con la cual se busca llegar a la concentración de etanol lo más cercana a la concentración del azeótropo de agua y etanol, para luego, ser llevado el destilado a la torre extractiva, que a su vez se alimenta con una corriente de etilenglicol, empleada en este caso como solvente extractor, de modo que se pueda romper dicho azeótropo y obtener por cabeza un producto deshidratado (producto deseado) y por cola una mezcla de agua más etilenglicol.

Para reducir costos operativos y mejorar la eficiencia en el proceso de extracción con etilenglicol, el producto por cola de la segunda torre se destila en una columna recuperadora, con la cual se puede separar gran parte del agua arrastrada por el solvente, y recircular una corriente con solvente a la columna extractiva.

Se destaca que en todas las simulaciones realizadas se verifica que la temperatura de etilenglicol en el rehervidor no supera los 150°C.

Se presentan los parámetros fijados en cada destilador.

#### Destilador 1

- Relación de reflujo=5 (El reflujo para el cual el UNISIM deja de converger es 0,7, el máximo permitido es 10 veces dicho valor)
- Fracción másica de etanol, concentrado en tope=0,7
- Número de platos= 30

#### Destilador 2

- Relación de reflujo= 3
- Fracción másica de etanol, en producto= 0,987
- Número de platos= 30
- Plato óptimo de alimentación del concentrado= 18
- Plato óptimo de alimentación de reciclo= 2

#### Destilador 3

- Relación de reflujo= 3
- Fracción másica de salida de etilenglicol= 1

- Número de platos= 12
- Plato óptimo de alimentación= 10

En todos los casos aumentar el reflujo genera un destilado de mayor concentración en fracción másica del producto deseado. Sin embargo se debe considerar un compromiso con el gasto energético involucrado. Cuanto mayor sea el reflujo hacia la torre de destilación y buscando una cantidad deseada de destilado, el balance de masas en el nodo superior o condensador, muestra que mayor es la cantidad de flujo másico a condensar.

Respecto al plato óptimo de alimentación, en la segunda columna se puede evidenciar que se deben seleccionar dos platos de alimentación. Si el extractor se ingresa en un plato superior al concentrado se logran purezas más elevadas que si se lo hace ingresando las corrientes al revés, lo cual empeora el contacto entre el etilenglicol y el azeótropo, resultando en una extracción más pobre.

Respecto a la cantidad de platos, se considera que cuanto mayor es la misma, más fácil es lograr una separación óptima en el destilado, es decir, un producto más enriquecido en etanol, sin embargo, se ven involucrados gastos de construcción en los equipos mayores, que de todas formas son considerados costos fijos de inversión, es decir que se realizan por única vez.

De acuerdo a la selección realizada previamente, se muestran los valores absolutos de los calores puestos en juego en el condensador y el reboiler para los tres destiladores:

**Tabla N°6.1.** Calor considerado en condensador y reboiler

Torre de destilación	Calor en condensador (KJ/hr)	Calor en reboiler (KJ/hr)
Columna concentradora	$2,431 \cdot 10^8$	$2,992 \cdot 10^8$
Columna extractiva	$7,728 \cdot 10^7$	$7,749 \cdot 10^7$
Columna recuperadora	$8,665 \cdot 10^7$	$8,515 \cdot 10^7$

A continuación se presentan las temperaturas de las torres de destilación. La operación se lleva a cabo a presión constante.

**Tabla N°6.2.** Presiones y temperaturas en los extremos del destilador

Torre de destilación	Presión constante (atm)	Rango de temperaturas (°C)
Columna concentradora	1	80,5-99,9
Columna extractiva	1	78,2-133,4
Columna recuperadora	0,15	52,8-140

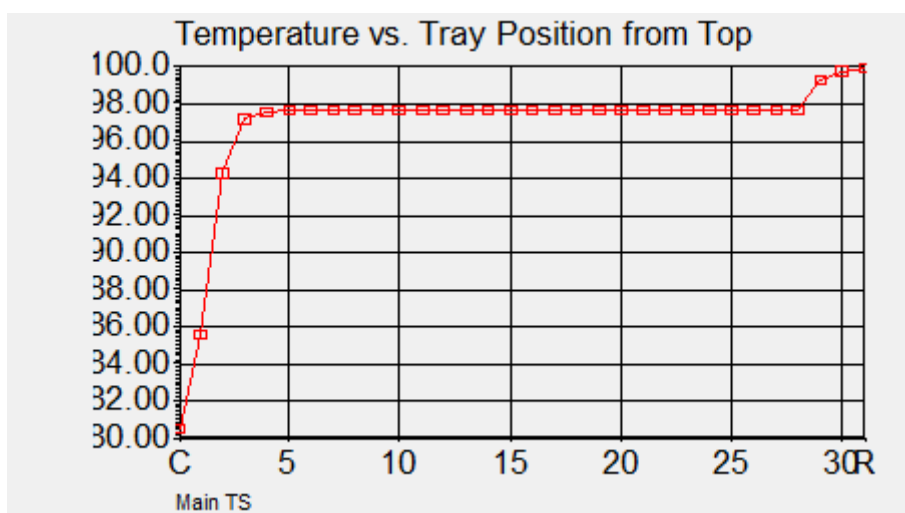


Figura 6.2. Perfil de temperatura. Destilador 1

Si bien puede observarse que entre los platos 5 y 25 hay una zona de poco cambio de temperatura, lo cual podría asumirse como una torre sobredimensionada, dicha cantidad de platos es necesaria debido a que cuanto menos se utilicen en el diseño, se pierde mayor cantidad de etanol por cola, de manera significativa, variando su valor en cientos de kilos por cada plato quitado.

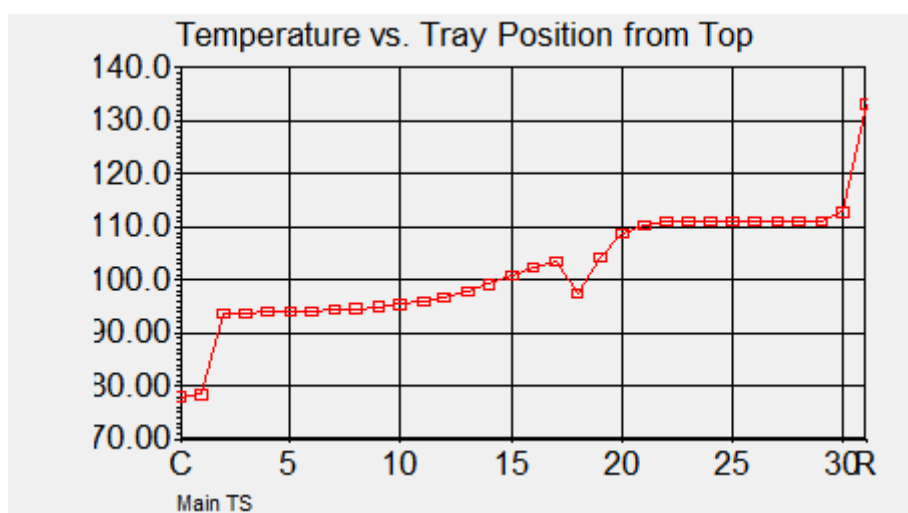
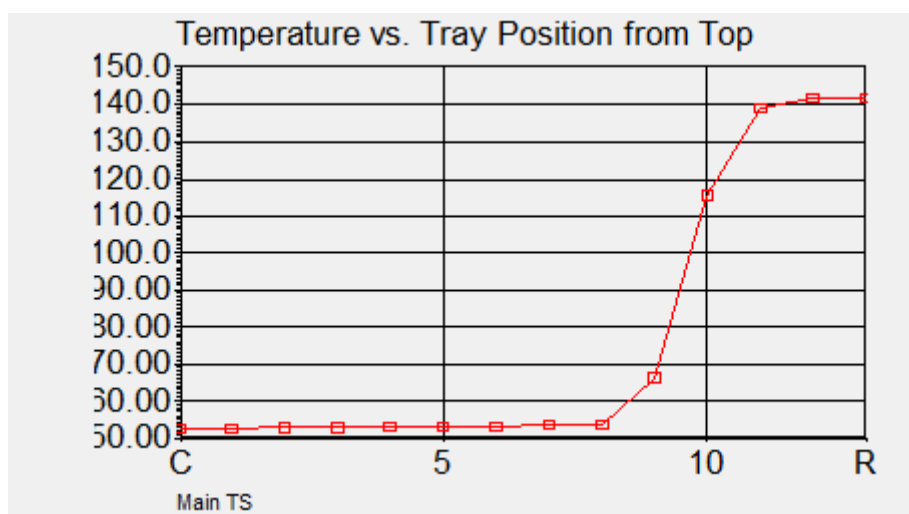


Figura 6.3. Perfil de temperatura. Destilador 2

En los primeros platos se lleva a cabo la alimentación del reciclo de solvente a 142°C, motivo por el cual se evidencia un aumento brusco de temperatura, respecto a los platos siguiente hacia el condensador.

Entre el plato 15 y 20 se observa una disminución de la temperatura debido a que en dicha zona se procede a la alimentación del azeótropo a 80,53 °C.



**Figura 6.4.** Perfil de temperatura. Destilador 3

En este último gráfico no se ve de forma apreciable el cambio de temperatura en los platos superiores (iniciales del gráfico), sin embargo al analizar en profundidad dicha zona se encuentra que la temperatura varía de 58,6 °C por encima del plato de alimentación hasta 52,2°C (condensador).

Además se muestran las condiciones de cada flujo y las cantidades, simulados en cada torre:

**Tabla 6.3.** Destilador 1. Corrientes y condiciones de proceso

Corriente	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/hr)	Composición (fracciones másicas)
Alimentación	45	$2,573 \cdot 10^5$	W <sub>et</sub> = 0,09 ; W <sub>agua</sub> =0,85 W <sub>sólidos</sub> =0,06
Cola	99,9	$2,253 \cdot 10^5$	W <sub>agua</sub> =0,93 ; W <sub>etanol</sub> =0,006 W <sub>sólidos</sub> =0,064
Tope (Concentrado)	80,5	$3,2 \cdot 10^4$	W <sub>agua</sub> =0,3 ; W <sub>etanol</sub> =0,7

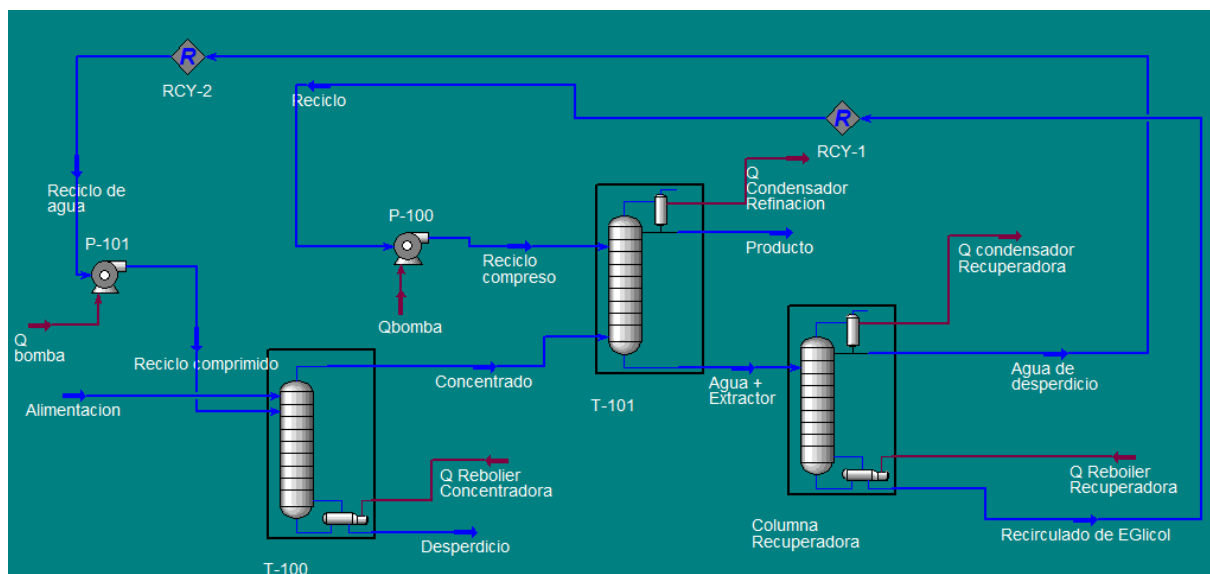
**Tabla 6.4.** Destilador 2. Corrientes y condiciones de proceso

Corriente	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/hr)	Composición (fracciones másicas)
Concentrado	80,5	$3,2 \cdot 10^4$	Wetanol = 0,7 ; Wagua=0,3
Reciclo etilenglicol	142	$6 \cdot 10^4$	W etilenglicol=1
Producto	78,2	$2,27 \cdot 10^4$	Wetanol=0,987; Wagua=0,013
Agua + extractor	133,4	$6,93 \cdot 10^4$	Wagua=0,134 ; Wetilenglicol=0,866

**Tabla 6.5.** Destilador 3. Corrientes y condiciones de proceso

Corriente	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/hr)	Composición (fracciones másicas)
Agua + extractor	133,4	$6,931 \cdot 10^4$	Wagua=0,134 ; Wetilenglicol=0,866
Reciclo etilenglicol	142	$6 \cdot 10^4$	W etilenglicol=1
Agua de tercer torre	52,8	9310	Wagua=1

### 6.2.2. Segunda propuesta



**Figura 6.5.** Segundo sistema de destilación propuesto.

Por motivos operacionales, se propone la posibilidad de remover

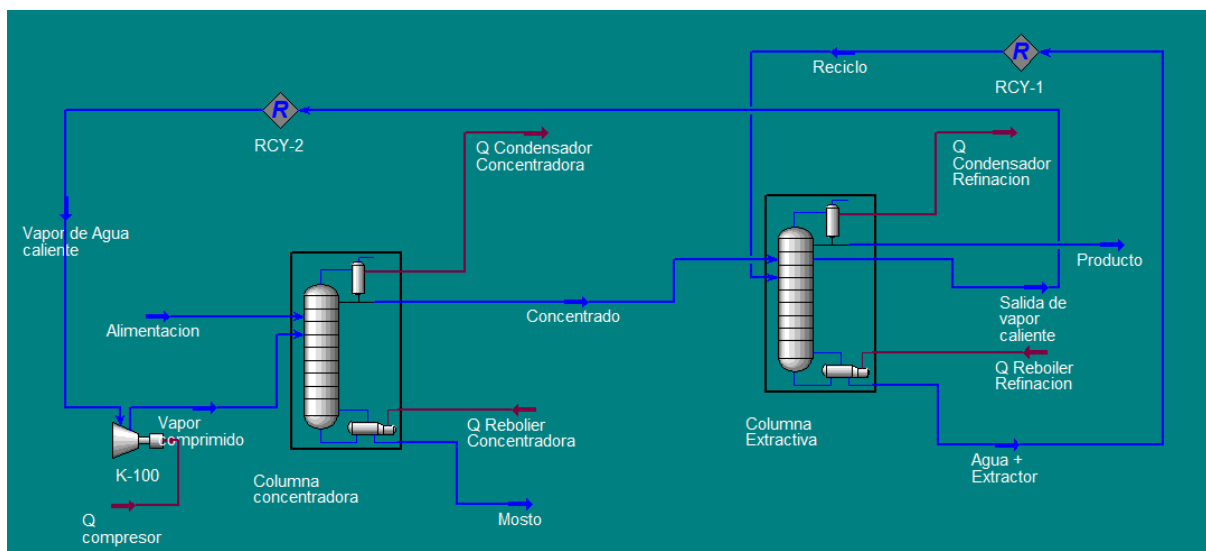
condensadores y hervidores del sistema de destilación, de modo que el gasto operacional por su empleo sea evitado, al requerir demasiados cambios de estado, que puedan ser obviados entre equipos.

Se propone eliminar el condensador de la primer torre de destilación, quedando únicamente el hervidor en este equipo, donde se busca que el mismo vapor generado entre a la segunda torre, donde se ingresa la corriente de solvente, con la diferencia también que la segunda torre no tiene un hervidor, por lo que el consumo de energía es reducido en dos torres, teóricamente, al retirar dos equipos que proporcionan un cambio de estado.

Para mejorar el proceso de separación entre el etanol y el agua en la primer torre, se propone recircular el agua de desperdicio de la tercer torre, a fin de lavar los vapores ascendentes.

Dada la naturaleza del equipo a emplear, es decir un hervidor para el caso del primer destilador, se debería suministrar la corriente de alimentación por la zona superior del equipo, única opción viable para UNISIM, sin embargo, se recuerda que la misma contiene sólidos; ya que en este proyecto no se propone el empleo de una centrífuga para separar los mismos, previo al ingreso del destilador, la simulación no es viable, acorde a la propuesta realizada en capítulos anteriores y se descarta.

### 6.2.3. Tercer propuesta





**Figura 6.6.** Tercer sistema de destilación propuesto.

Al igual que en la propuesta anterior, se quiere analizar la posibilidad de ahorrar costos materiales en la compra de equipos, por lo que este modelo se basa en un sistema de destilación compuesto solo por dos torres de destilación, donde la primera funciona como una torre concentradora, mientras que la segunda es alimentada por la corriente concentrada que se obtiene de la primera y una corriente conteniendo solvente, y de esta se obtienen tres corrientes de salida, el producto purificado a la salida del condensador, una corriente del solvente para su recirculación, y una corriente de vapor, compuesta en su mayoría de agua, la cual se recircula a la primer torre, y a su vez, pueda emplearse como una corriente auxiliar que precaliente la mezcla en la etapa de concentración.

Como puede verse en la Figura 6.6, consta de dos reciclos. El primero consiste en reutilizar el solvente en la misma torre, donde por los fondos se obtiene una corriente más concentrada en solvente. El segundo consta de una salida de vapor en los platos inferiores (mayor concentración en agua) para reducir los gastos energéticos en el reboiler de la primer torre.

Se fijaron los siguientes parámetros para realizar la simulación:

#### Destilador 1

Se aclara que la alimentación, al igual que en el caso 1, se ingresa por el plato inferior.

- Fracción másica de etanol, concentrado en tope=0,7
- Relación de reflujo=5
- Número de platos= 30
- Plato óptimo de alimentación de vapor = 27

#### Destilador 2

- Fracción másica de etilenglicol por cola = 0,995
- Fracción másica de etanol, concentrado en tope=0,987
- Relación de reflujo=3,5
- Número de platos=50
- Plato óptimo de alimentación= 35
- Plato de ingreso del extractor= 2

- Plato de extracción de corriente de vapor= 45

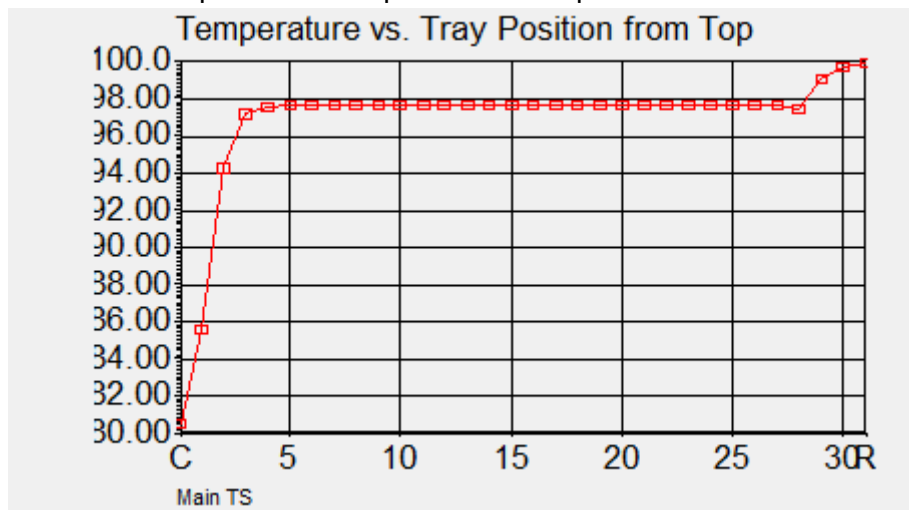
**Tabla N°6.6.** Calor considerado en condensador y reboiler

Equipos	Calor en condensador (KJ/hr)	Calor en reboiler (KJ/hr)
Columna concentradora	$2,424.10^8$	$2,744.10^8$
Columna extractiva	$9,542.10^7$	$1,127.10^8$

**Tabla N°6.7.** Presiones y temperaturas en los extremos del destilador

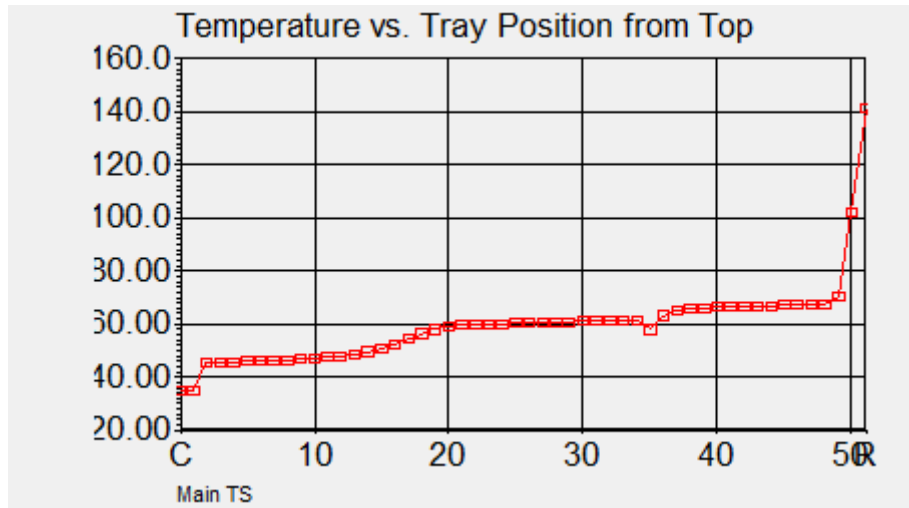
Torre de destilación	Presión constante(atm)	Rango de temperaturas (°C)
Columna concentradora	1	80,5-99,9
Columna extractiva	0,2	35,2-141,9

A continuación se presentan los perfiles de temperatura:



**Figura 6.7.** Perfil de temperatura. Destilador 1

Si se emplean menos platos, se obtiene una cantidad de etanol cada vez mayor en el mosto, respecto al caso presentado en la figura.



**Figura 6.8.** Perfil de temperaturas. Destilador 2

Aunque que en los gráficos se vea una zona donde las corrientes no varían sus temperaturas, dichos platos son necesarios debido a que tanto la separación entre el etanol y el agua por acción del etilenglicol, como la separación entre el extractor y el agua suceden en una misma torre.

Se presentan los resultados obtenidos de la simulación:

**Tabla 6.8.** Destilador 1. Corrientes y condiciones de proceso

Corrientes	Temperatura (°C)	Flujo másico(kg/hr)	Composición másica
Alimentación	45	257.327	Wetanol= 0,09 ; Wagua=0,85 W sólidos=0,06
Cola	99,8	234.803	Wetanol=0,0009 W sólidos=0,066 Wagua=0,934
Concentrado	80,5	31.939	Wetanol=0,7 Wagua=0,3
Vapor comprimido	281,7	9.415	Wagua=0,997 Wetilenglicol=0,003

**Tabla 6.9.** Destilador 2. Corrientes y condiciones de proceso

Corrientes	Temperatura (°C)	Flujo másico(kg/hr)	Composición másica
Reciclo	141,9	55.757	Wetilenglicol=0,995

			Wagua=0,005
Producto	35,2	22.652	W etanol=0,987 Wagua=0,013
Concentrado	80,5	31.940	Wetanol=0,7 Wagua=0,3
Vapor comprimido	67,21	9.415	Wagua=0,987 Wetilenglicol=0,013
Agua + solvente	141,9	55.628	Wetilenglicol=0,995 Wagua=0,005

La pequeña diferencia de 2 kg entre la entrada y salida se debe al redondeo de los números decimales al entero más próximo.

Esta opción, aunque llega a los valores de caudal y concentraciones requeridas por el proyecto, se debe descartar, debido a que el tamaño del segundo equipo (50 platos) lo hace muy costoso frente a los otros equipos, además de producir trazas de etilenglicol a la salida del mosto, el cual puede producir efectos adversos en los subproductos del mismo.

#### 6.2.4. Cuarta propuesta

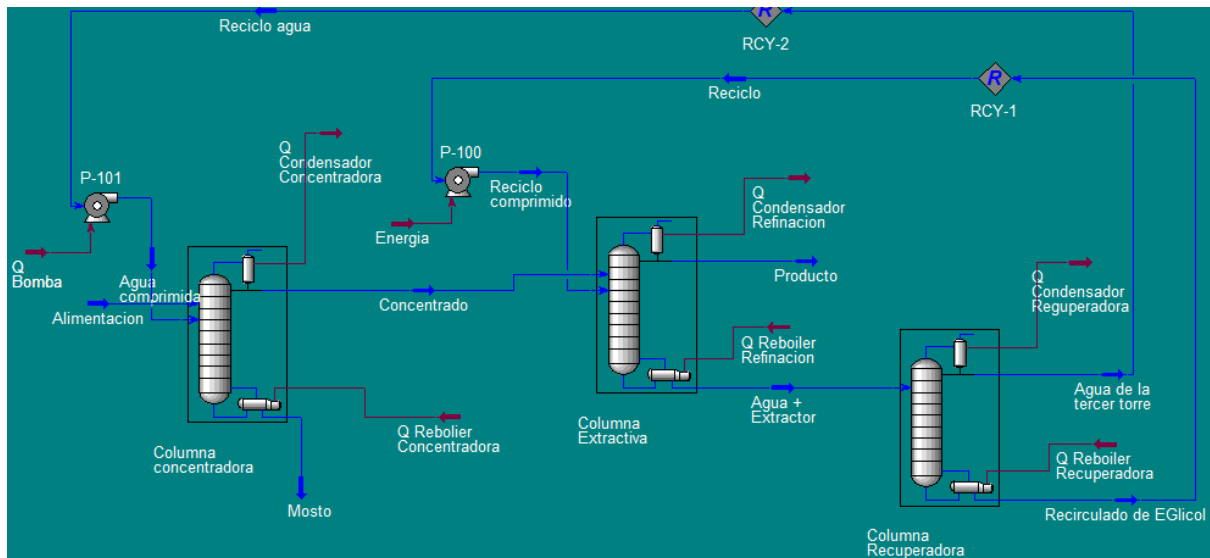


Figura 6.9. Cuarto sistema de destilación propuesto.

En esta propuesta se observa que a diferencia del primer caso explicado, se reutiliza la corriente de agua que se obtiene del tercer destilador, volviendo a

ingresarla al primero, de manera que se aproveche su calor y mejore la separación entre el etanol y el agua.

Se presentan las variables fijadas para resolver el sistema de destilación: Nuevamente la alimentación se ingresa por la zona inferior.

Destilador 1

- Relación de reflujo=5
- Composición másica de etanol= 0,7
- Número de platos=30
- Plato óptimo de ingreso de agua=15

Destilador 2

- Relación de reflujo= 3
- Fracción másica de etanol, en producto= 0,987
- Número de platos= 30
- Plato óptimo de alimentación del concentrado= 18
- Plato óptimo de alimentación de reciclo= 2

Destilador 3

- Relación de reflujo= 3
- Fracción másica de salida de etilenglicol= 1
- Número de platos= 12
- Plato óptimo de alimentación= 10

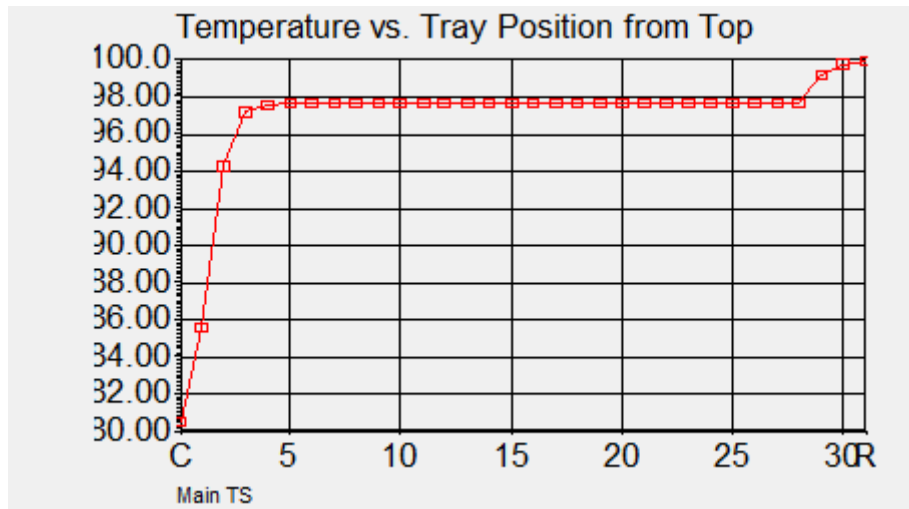
**Tabla N°6.10.** Calor considerado en condensador y reboiler

Torre de destilación	Calor en condensador (KJ/hr)	Calor en reboiler (KJ/hr)
Columna concentradora	$2,43 \cdot 10^8$	$3 \cdot 10^8$
Columna extractiva	$7,72 \cdot 10^7$	$7,74 \cdot 10^7$
Columna recuperadora	$8,66 \cdot 10^7$	$8,51 \cdot 10^7$

**Tabla N°6.11.** Presiones y temperaturas en los extremos del destilador

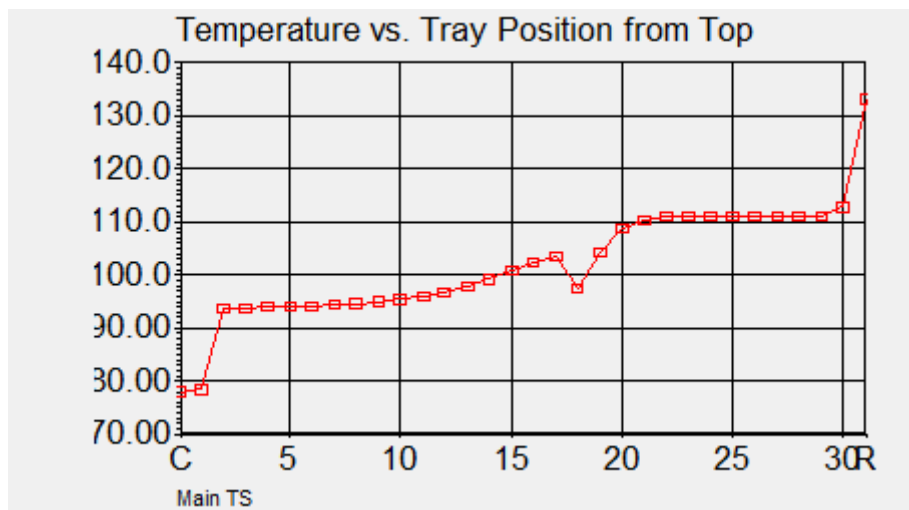
Torre de destilación	Presión constante (atm)	Rango de temperaturas (°C)
Columna concentradora	1	80,5-99,9

Columna extractiva	1	78,2-133,4
Columna recuperadora	0,15	52,8-140

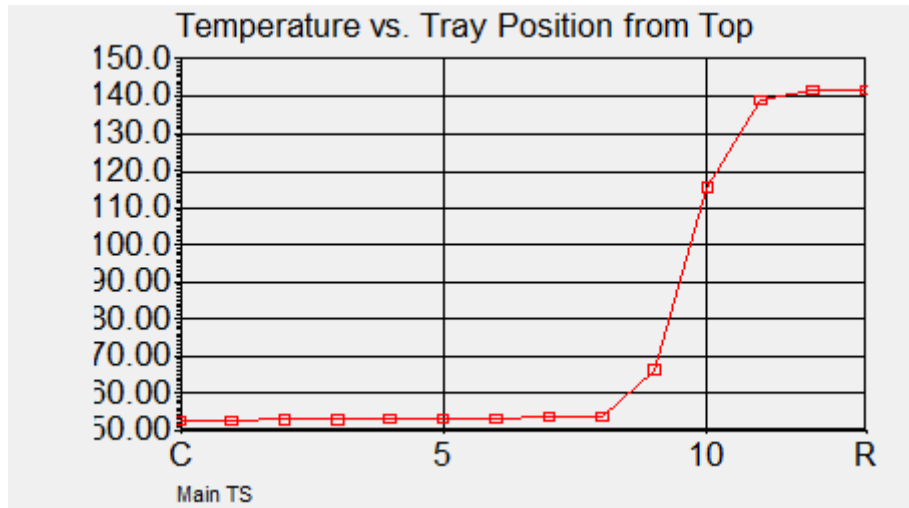


**Figura 6.10.** Perfil de temperatura. Destilador 1

Al igual que en el caso base, si bien se ve una zona de temperatura casi constante, se requiere de la misma para evitar una cantidad significativa de producto por cola (cientos de kilos).



**Figura 6.11.** Perfil de temperatura. Destilador 2



**Figura 6.12.** Perfil de temperatura. Destilador 3

**Tabla 6.12.** Destilador 1. Corrientes y condiciones de proceso

Corriente	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/hr)	Composición (fracciones másicas)
Alimentación	45	257.328	W <sub>et</sub> = 0,09 ; W <sub>agua</sub> =0,85 W <sub>sólidos</sub> =0,06
Cola	99,9	234.623	W <sub>agua</sub> =0,935 W <sub>etanol</sub> =0,0007 W <sub>sólidos</sub> =0,064
Tope (Concentrado)	80,5	32.012	W <sub>agua</sub> =0,3 ; W <sub>etanol</sub> =0,7
Agua comprimida	52,8	9.307	W <sub>agua</sub> =1

**Tabla 6.13.** Destilador 2. Corrientes y condiciones de proceso

Corriente	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/hr)	Composición (fracciones másicas)
Concentrado	80,5	32.012	W <sub>agua</sub> =0,3 ; W <sub>etanol</sub> =0,7
Reciclo etilenglicol	142	60.000	W <sub>etilenglicol</sub> =1
Producto	78,2	22.704	W <sub>etanol</sub> =0,987; W <sub>agua</sub> =0,013
Agua + extractor	133,4	69.308	W <sub>agua</sub> =0,134 ; W <sub>etilenglicol</sub> =0,866

**Tabla 6.14.** Destilador 3. Corrientes y condiciones de proceso

Corriente	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/hr)	Composición (fracciones másicas)
Agua + extractor	133,4	69.310	W <sub>agua</sub> =0,134 ; W <sub>etilenglicol</sub> =0,866
Reciclo etilenglicol	142	60.000	W etilenglicol=1
Agua de tercer torre	52,8	9.310	W <sub>agua</sub> =1

### 6.3 Propuesta concluyente

A fin de los resultados arrojados de los sistemas simulados a partir de la herramienta Unisim, se puede concluir que la propuesta más rentable es la primera, la cual consta de un sistema de tres destiladores con un único reciclo de etilenglicol, el cual nos permite obtener el caudal de producto necesario para el proyecto, con las concentraciones deseadas. Comparando el sistema elegido con las diferentes propuestas, se deduce que respecto de la tercer propuesta, aunque se obtiene el producto deseado, el costo estructural del equipo puede incurrir en una mayor inversión ya que se requiere una gran cantidad de platos, si bien se emplea un destilador menos. Además, hay un mayor gasto energético debido al recirculado del vapor, el cual debe comprimirse de 0,15 atm a presión atmosférica.

Al comparar la primer propuesta con la cuarta, aunque los requisitos energéticos de ambos sistemas son similares, la salida de agua de la tercer torre en la primer propuesta se puede emplear en el reactor de Sacarificación-Fermentación. En cambio, el recirculado propuesto para el último caso no optimiza la separación en demasía al sistema original, además que se debe comprimir mediante una bomba previo a su recirculado.

### 6.4 Resumen ejecutivo

El sistema de destilación empleado en el proyecto consta de tres columnas en serie. De la primer columna se obtiene un producto por cabeza con una fracción de 0,7 en masa de etanol y 0,3 en masa de agua, el cual se concentra en la segunda torre. En cambio por cola del primer destilador se obtiene mosto. En este



equipo se opera en condiciones atmosféricas, al igual que se lo hace con el segundo destilador.

La segunda torre funciona como una columna extractiva, en donde el concentrado de etanol con agua se separa con un flujo de etilenglicol en una corriente por cabeza, con una fracción de 0,987 en masa de etanol y 0,013 de agua.

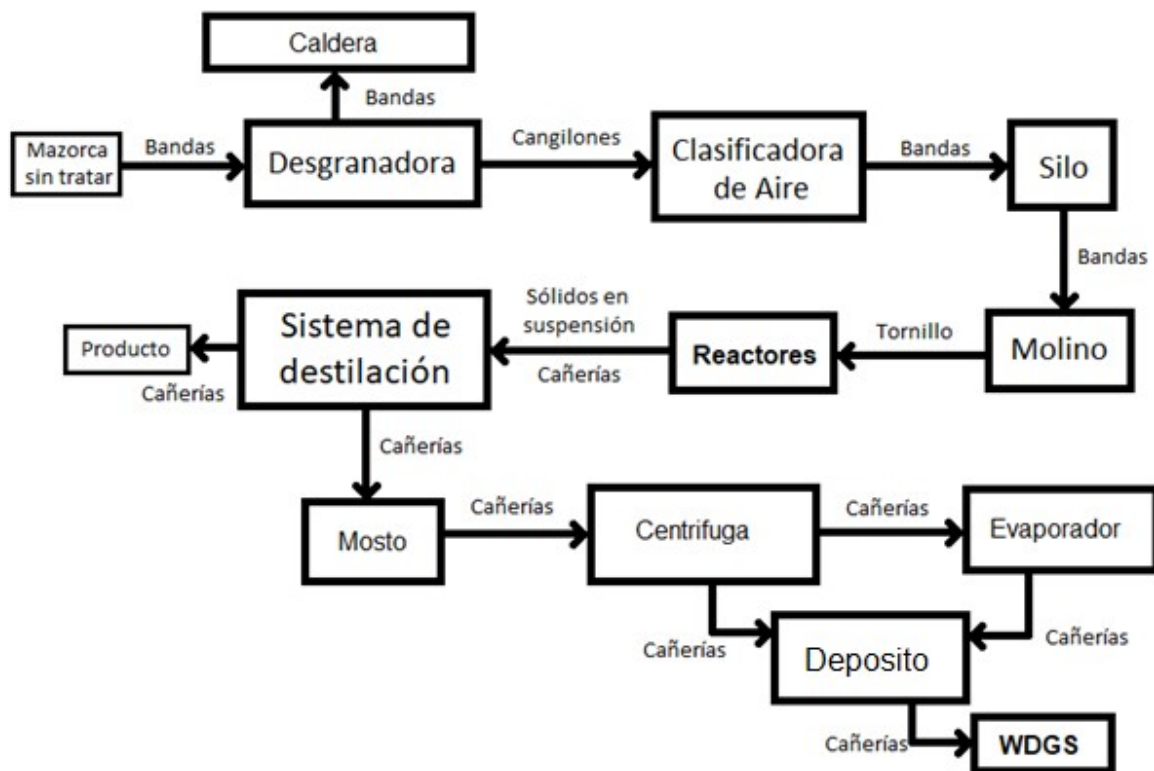
Por fondos, el agua residual en conjunto con el etilenglicol se transporta hacia la tercer torre, en donde se trabaja a 0,15 atm, para separar el etilenglicol del agua, sin llegar a 150 °C, temperatura en la cual el solvente se degrada. De dicho equipo se obtiene el solvente deshidratado por cola, el cual se recircula nuevamente hacia la segunda torre, y por cabeza agua que se emplea en el sistema de reactores.

El esquema empleado para esta propuesta se encuentra en la figura 6.1. Los valores obtenidos de las simulaciones se encuentran en las tablas 6.3, 6.4 y 6.5 respectivamente, en el capítulo correspondiente.

## Capítulo 7. Equipos principales y auxiliares. Transporte.

En el siguiente capítulo se analizan los equipos auxiliares y se integra energéticamente todo el sistema de modo de hacerlo lo más eficiente posible.

Se presentan las operaciones generales a realizar en la planta.



*Figura 7.1.* Operaciones generales en el sistema

### 7.1 Transporte de materiales

Se comenzará el proceso con la recepción y tratamiento de materia prima. Se decide emplear la mazorca de maíz en lugar de sólo el grano, ya que de esa manera puede aprovecharse el resto de los sólidos que acompañan el choclo para alimentar a la caldera, que como se detalla con posterioridad, es alimentada con biomasa.

Además obtener la materia sin desgranar previamente, resulta más económico que adquirir el grano. Con tal fin, se emplea una desgranadora. Se

selecciona un equipo de la serie AEC de Shellers de producción estándar de la industria<sup>1</sup>. La capacidad estipulada para dichos equipos es de aproximadamente 50 tn/hr, en tanto que en nuestra planta se tiene un ingreso de mazorca de aproximadamente 100 tn/hr, con lo cual se requieren dos equipos como el mencionado anteriormente. El consumo de cada equipo es de 40 HP.

El maíz descascarado sale por la parte inferior de la desgranadora y las mazorcas salen de la puerta de descarga, siendo transportados por bandas hacia la caldera, como fuente combustible, ya que como se detalla posteriormente se emplea una caldera alimentada con biomasa.

Luego, el maíz desgranado es transportado, a través de cangilones, hacia un clasificador<sup>2</sup> de aire, el mismo cuenta con tamizadores, lo que permite la eliminación de polvos y finos. Cada uno de ellos requiere 177 HP. Este equipo debe tratar una corriente de 88 tn/hr, saliendo del mismo 82 tn de grano útil/hr

La capacidad del clasificador encontrado es de 50 tn/hr, con lo cual se proponen dos clasificadores. Una zaranda comienza por cribas a eliminar las impurezas de menor tamaño, que son descartadas. El resto se lleva a la cámara de aire, esta es completamente vertical y recircula el aire de abajo hacia arriba. El grano se alimenta, cae en la cámara de aire y en contraflujo todos los granos ligeros suben. En la parte vertical de la cámara, el grano pierde presión y regresa, mientras que la fracción liviana sale por arriba (impurezas ligeras).

De la zaranda integrada en el equipo salen las impurezas (quebrado), que se venden como alimento para ganado.

A continuación el producto que contiene la materia prima necesaria para la reacción es enviado a través de bandas transportadoras, con una inclinación ligeramente ascendente hacia un silo.

Los silos<sup>3</sup> empleados en este caso, serán dos, de 6900 toneladas cada uno, pensados de modo tal de tener una capacidad de materia prima equivalente a una semana de producción continua, entre ambos.

Desde allí se transporta el material utilizando bandas, hacia el respectivo molino.

La capacidad de dicho molino es de 84 tn/hr y se requiere tratar 82 tn/hr, con lo cual un equipo es suficiente. Se estima que dicho equipo consume 375 HP, siendo necesario uno sólo, ya que el catálogo encontrado<sup>4</sup> muestra que su

capacidad de producción es suficiente para abastecer los requerimientos de la planta.

El grano triturado que se obtiene del molino, se envía mediante un tornillo rotatorio hacia el sistema de reactores. Se decide emplear este sistema de transporte de material, dado que su velocidad de desplazamiento es baja, evitando pérdidas innecesarias de material hacia el reactor, siendo un movimiento inclinado y ascendente para garantizar la alimentación del reactor por la zona superior.

A continuación se detallan las corrientes con sus respectivas temperaturas y presiones. Las corrientes que transportan sólidos no se detallan, pues estas se encuentran a temperatura y presión ambiente.

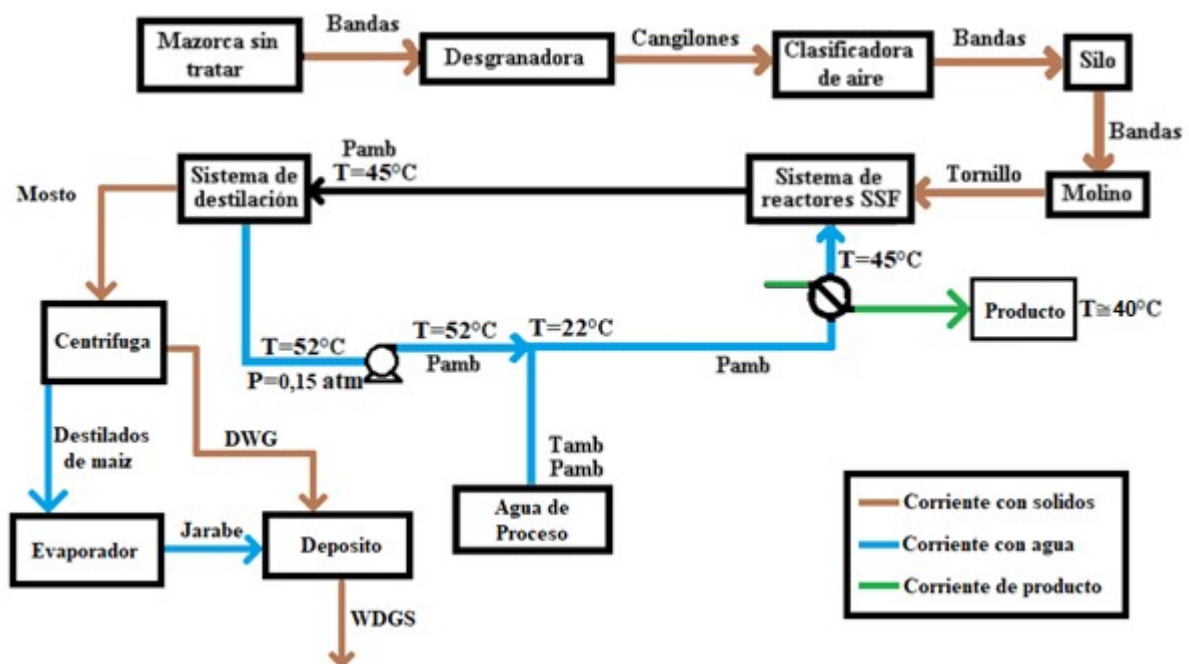
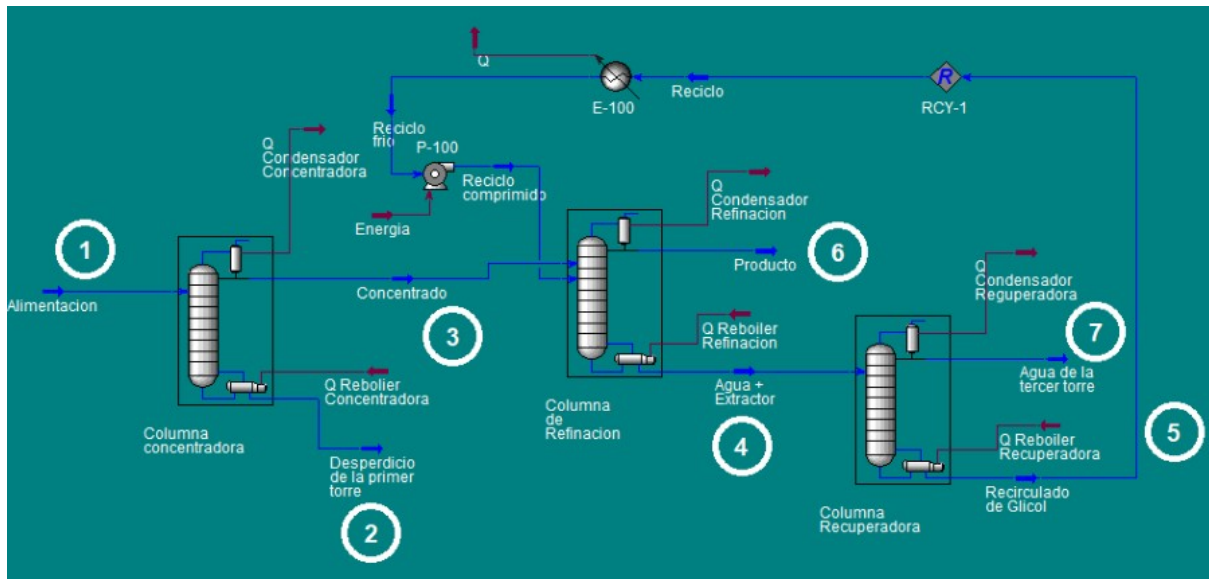


Figura 7.2. Esquema de transporte de los materiales en el sistema

Luego de la reacción se obtiene un fluido con partículas en suspensión, empleando un sistema de cañerías para transportar el producto hacia el sistema de destilación. Dado que el resto del proceso requiere tratamiento de material en estado líquido, se decide detallar los diámetros de trabajo del sistema de destilación en la tabla 7.1. En función de los caudales de operación y la velocidad sugerida para el fluido en estado líquido (1 m/s) y para el vapor<sup>5</sup>(10.000ft/min) se obtiene el área de cañerías, y con estas se llega al diámetro interno. Luego se busca el diámetro comercialmente disponible más próximo.



**Figura 7.3.** Esquema de destilación del proyecto

**Tabla 7.1.** Diámetros de las conexiones del sistema

Etapa del proceso	Diámetro externos (in)	Diámetro interno(in)	Material de cañería
Entrada de agua al reactor	11,969	10,7	Polipropileno <sup>6</sup>
Salida del reactor al destilador (N°1)	17,953	15,4	Acero Inoxidable <sup>7</sup>
Salida con mosto (N°2)	14	12,2	Acero Inoxidable
Diámetro N°3	5,079	4,4	Acero al carbono
Diámetro N°4	6,26	5,8	Acero al carbono
Diámetro N°5	6	5,4	Acero al carbono
Salida de producto etanol (N° 6)	4.5	4	Acero al carbono <sup>8</sup>
Diámetro N° 7	2,953	2,2	Polipropileno
Entrada de agua de reposición al nodo N° 8	4,5	3,5	Polipropileno
Tubos (sin costura) para transporte de vapor para 1er	28	26,4	Acero al carbono <sup>9</sup>

hervidor			
Tubos (sin costura) para transporte de vapor para 2do hervidor	16	13,447	Acero al carbono
Tubos (sin costura) para transporte de vapor para 3er hervidor	16	14,1	Acero al carbono

En la siguiente tabla se muestra las temperaturas y presiones correspondientes a cada corriente:

**Tabla 7.2.** Presiones y temperaturas de los fluidos del sistema

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (KPa)
1	45	101,3
2	99,9	101,3
3	80,53	101,3
4	133,4	101,3
5	142	15
6	78,17	101,3
7	52,83	15
Vapor de servicio	142	382,31

En la figura 7.4 se acompaña una descripción detallada de las cañerías restantes y conexiones entre distintos equipos, referenciados para indicar los diámetros correspondientes.

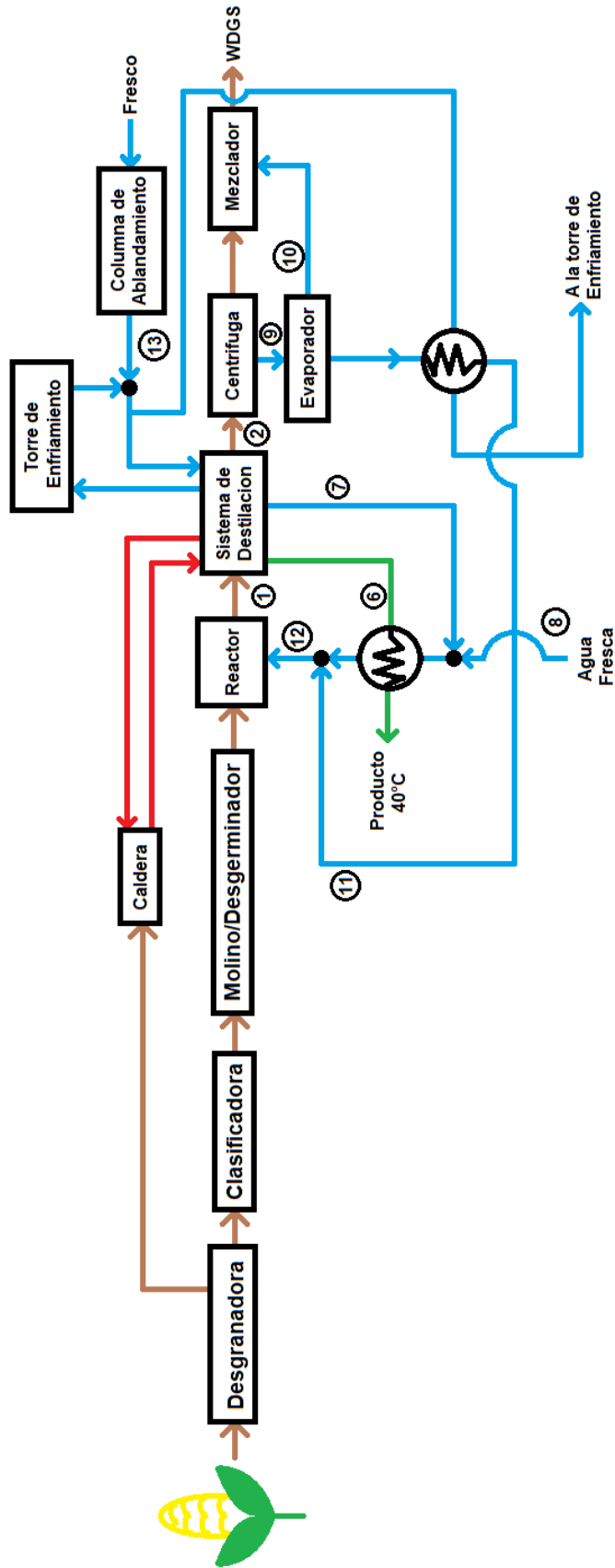


Figura 7.4. Layout de la planta

**Tabla N°7.3.** Diámetros y cañerías de procesos restantes

Etapa del proceso	Diámetro externos (in)	Diámetro interno(in)	Material de cañería
Salida del reactor al destilador (N°1)	17,9	15,4	Acero Inoxidable
Salida de producto etanol (N° 6)	4,5	4	Acero al carbono
Diámetro N° 7	2,9	2,2	Polipropileno
Entrada de agua de reposición al nodo N° 8	4,5	3,5	Polipropileno
Diámetro N° 9	12,8	10,9	Acero Inoxidable
Diámetro N° 10	5,5	5	Acero Inoxidable
Diámetro N° 11	11,6	9,8	Polipropileno
Diámetro N° 12	13	11	Polipropileno
Diámetro N° 13	8,9	7,2	Polipropileno

Se aclara que en la mayoría de los casos se asume una velocidad de fluido aproximada en 1 m/s obtenida de tablas de velocidades sugeridas para fluidos de baja viscosidad, sin embargo para la corrientes que contienen sólidos se asume un valor ligeramente inferior de 0,8 m/seg.

La cañería correspondiente a la salida del reactor hacia el destilador, se propone de acero inoxidable, debido a que se está en presencia de material sensible a contaminantes biológicos. Sin embargo es más costosa que otros materiales, por lo tanto para el sistema de destilación se propone operar con cañerías de acero al carbono.

Respecto al diámetro de la cañería que transporta el vapor se calcula con una velocidad sugerida de 51 m/seg para dicho fluido, la cual es mucho mayor comparada con los otros fluidos. Se emplean tuberías sin costura, para evitar posibles fracturas en el tubo por las altas presiones de trabajo, el cual es construido en acero por su resistencia a altas temperaturas y presiones.



## 7.2 Equipos

### 7.2.1 Centrífuga

Para la elección de la centrífuga, se considera el caudal a la salida del primer destilador, el cual es el mosto, que se obtuvo en el capítulo 4. Se halla que el caudal del mismo es de 225.787 kg/hr, lo que equivale a 222 m<sup>3</sup>/hr, por lo que se decidió buscar en catálogos equipos que permitan suplir las demandas, encontrándose que debe trabajarse con dos centrífugas<sup>10</sup> en paralelo, las cuales tienen una capacidad máxima cada una de 130 m<sup>3</sup>/hr. El consumo de cada una de ellas es de 290 HP.

### 7.2.2 Evaporador

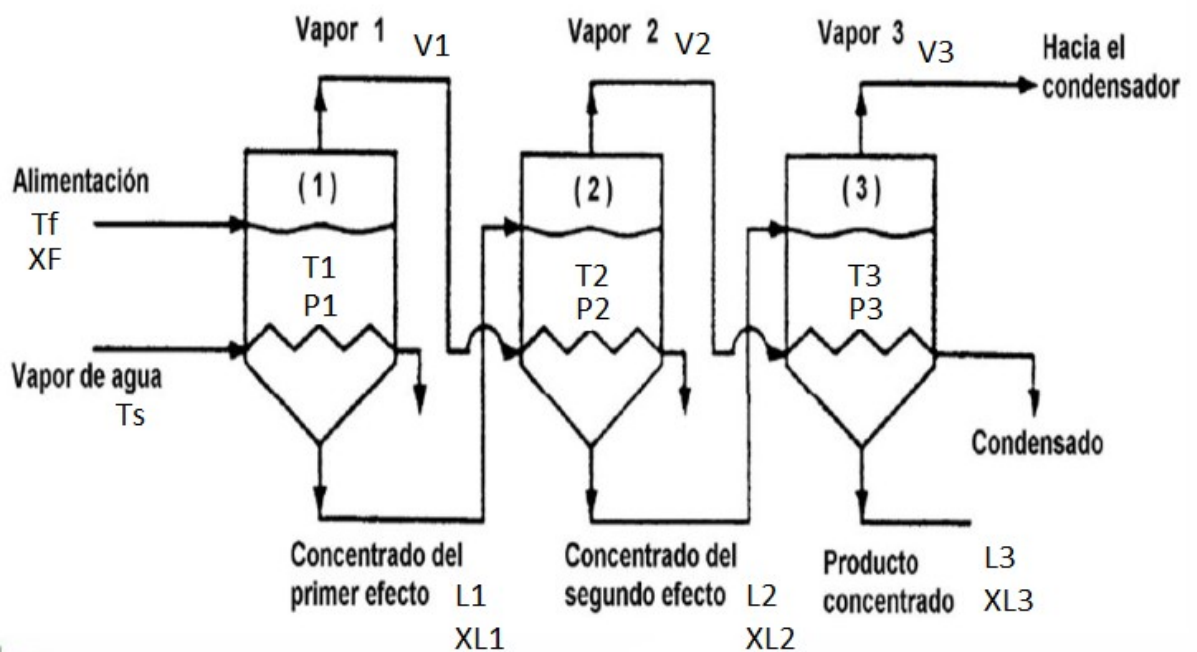


Figura 7.4. Esquema de evaporadores de triple efecto

Al no disponer de catálogos con equipos prediseñados que cumplan con los requisitos necesarios de la planta para tratar el destilado de maíz obtenido de la centrífuga, en esta sección se recurre a diseñar teóricamente el equipo, mediante el planteo de los balances de materia y energía necesarios, empleando las corrientes que aparecen en la figura 7.4:

$$F = L3 + V1 + V2 + V3$$

**Ecuación 7.1.** Balance general de masa

$$F * xF = L 3 * xL 3$$

**Ecuación 7.2.** Balance por componente

Para cada evaporador se plantea :

$$F = L 1 + V 1$$

**Ecuación 7.3.** Balance general para el primer evaporador

$$F * xF = L 1 * xL 1$$

**Ecuación 7.4.** Balance por componente para el primer evaporador

$$F * HF + S * \lambda S = L 1 * HL 1 + V 1 * HV 1$$

**Ecuación 7.5.** Balance de energía para el primer evaporador

$$Q 1 = U 1 * A 1 * (T S - T 1)$$

**Ecuación 7.6.** Balance de energía para el serpentín del primer evaporador

$$Q 1 = \lambda 1 * V 1$$

**Ecuación 7.7.** Balance de consumo de calor

De igual manera se deben plantear los balances para el resto de los evaporadores.

Las entalpías de cambio de estado de las ecuaciones fueron halladas a partir de tablas bibliográficas<sup>11</sup> para cada presión de trabajo.

Las entalpías para cada una de las corrientes se calcularon a partir de la ecuación 7.8.:

$$H_i = Cp_{Sólido} * x_i * (T_i - T_{Ref}) + Cp_{Agua} * (1 - x_i) * (T_i - T_{Ref})$$

**Ecuación 7.8.** Entalpía en líquidos

Siendo el  $Cp_{Agua} = 4,186 \text{ J/gr.K}$ , y  $Cp_{Sólidos} = 2,213 \text{ J/gr.K}$ , este último obtenido como promedio entre la glucosa, almidón y levaduras. Dichos valores ya se han referenciado con anterioridad, en la selección de balances correspondientes.

En las ecuaciones el subíndice "i" corresponde a las corrientes de los distintos efectos. En caso de ser una corriente de vapor, a su entalpía correspondiente se le debe adicionar la del cambio de estado, debido a que como primera aproximación se estima que las corrientes de vapor se obtienen saturadas a

la salida del evaporador. Como temperatura de referencia se emplea el valor de referencia estipulado en las tablas (0°C).

Los valores de los coeficientes de transferencia para cada evaporador fueron estimados a partir de bibliografía<sup>12</sup> sabiendo que el límite inferior es 1.500 J/s m<sup>2</sup> K y el límite superior es 4.000 J/s m<sup>2</sup> K.

El primer evaporador se alimenta con el vapor obtenido de la caldera, el cual ingresa saturado con una temperatura de 142°C y 3,8 atm. Se conoce la alimentación, F=224.374 kg/hr, xF=0,067 y Tf(alimentación) =95°C, con lo cual su entalpía es conocida. Además se conoce el requerimiento de la salida del último efecto, siendo el mismo L3= 50.227 kg/hr y xL3=0,3.

A continuación se explica la forma de iterar; se fija una presión en el primer evaporador de 1 atm, con dicha presión se ingresa a las tablas de vapor saturado mencionadas anteriormente y se determina la temperatura de saturación correspondiente (T1) y la entalpía de vapor. La entalpía del líquido se obtiene con la Ecuación 7.8.

Se propone la temperatura T2, sabiendo que debe ser mayor a T3 y menor a T1. Se calculan las entalpías restantes asociadas a dicha corriente. Además se busca que todas las áreas sean iguales.

Luego se propone x2 y x1, composiciones intermedias y se encuentran los caudales de las corrientes. Se ingresa a la Ecuación 7.5, estimando una corriente S de vapor se verifica de manera iterativa hasta que todas las ecuaciones del sistema respeten la igualdad. Para resolver dichos balances se utiliza la herramienta computacional Excel.

Se propuso para las iteraciones que no había incremento del punto ebulloscópico por efecto de la concentración de soluto significativo, luego se ingresó al gráfico<sup>13</sup> correspondiente a glucosa y se verifica con las composiciones expresadas en grados Brix para todos los casos, que no se generaba un aumento de temperatura superior a los 1,1°C, con lo cual se asume que la suposición realizada fue correcta.

A continuación se muestran los resultados listados, siendo las presiones de los evaporadores las siguientes:

Primer efecto= 1 atm ; U = 2.271,3 W/m<sup>2</sup>\*K

Segundo efecto= 0,25 atm ; U =2.697,2 W/m<sup>2</sup>\*K

Tercer efecto<sup>14</sup>= 0,05 atm ; U = 3.690,9 W/m<sup>2</sup>\*K

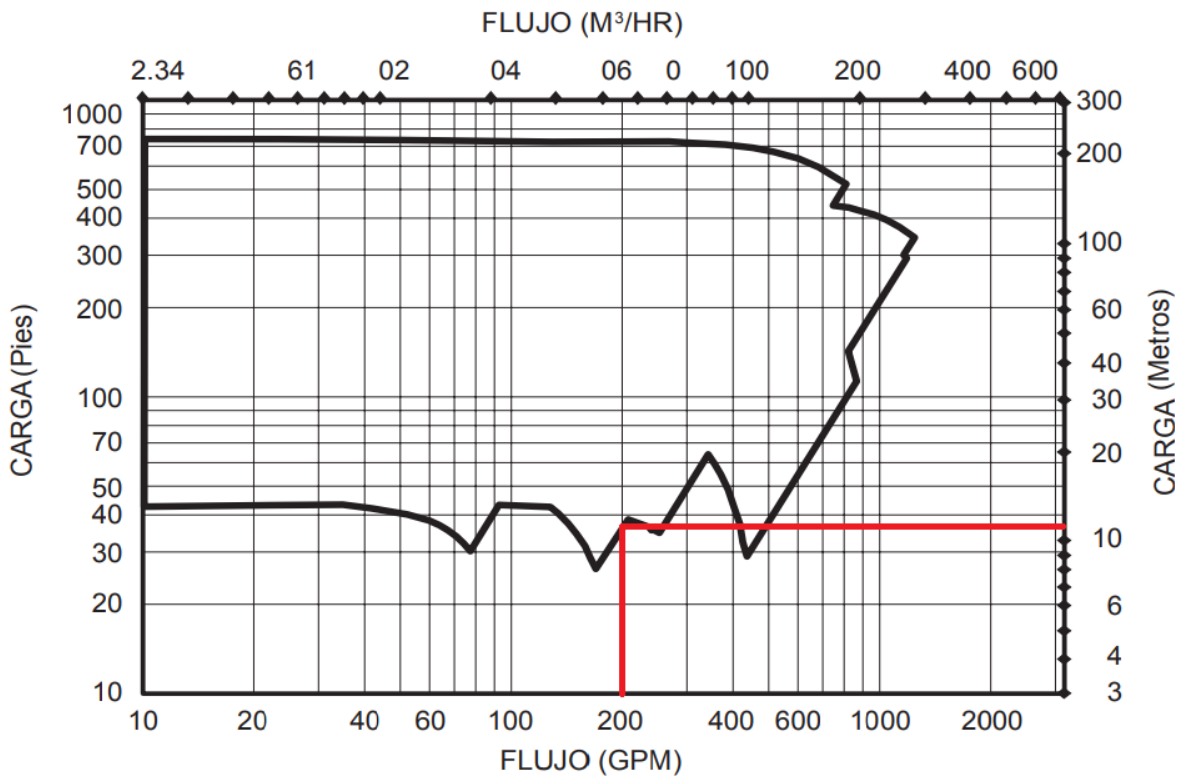
**Tabla 7.4.** Corrientes líquidas en los evaporadores.

Corrientes	Caudal másico (kg/hr)	x (fracción másica)	Temperatura (°C)	Entalpías (KJ/kg)
F	224.374	0,067	95	383,6
L1	167.549,7	0,09	100	398,8
L2	108.179,8	0,14	68,3	265,1
L3	50.227	0,3	43,2	153

**Tabla 7.5.** Corrientes de vapor en los evaporadores.

Corrientes de vapor	Caudal másico (kg/hr)	$\lambda$ vaporización (kJ/kg)	Temperatura (°C)	Entalpías del vapor (KJ/kg)
S	66.934,5	2144	140	2733,1
V1	56.824,3	2.256,9	100	2.676
V2	59.369,9	2.338,9	68,3	2.623,5
V3	57.952,8	2.399,9	43,2	2.579

Para calcular el gasto eléctrico del evaporador se realiza en base al caudal de fluido que se transporta a la salida del tercer evaporador L3=50.227 kg/hr, siendo 47 m<sup>3</sup>/hr (206 gal/min) con una densidad de 1100,9 kg/m<sup>3</sup>, el cual debe recuperar una presión desde 0,05 atm hasta 1 atm, por lo que la altura relativa que debe recuperar la bomba es de 8,9 metros.



**Figura 7.5.**Bomba para L3.

La potencia de la bomba en este caso es de 1,64 HP

### 7.2.3 Caldera

Los requerimientos energéticos en términos de vapor saturado requeridos por los procesos se llevarán a cabo mediante el empleo de una caldera<sup>15</sup>.

#### 7.2.3.1 Características

- Acuotubular
- Alimentación de biomasa: Carbón blando, carbón antracita, carbón magra, lignito, lodo, coque de petróleo, virutas de madera, biomasa (bagazo, paja, cáscara de palma, cáscara de arroz)
- Rango de capacidad : 35 - 670 tn/hr
- Temperatura de vapor : 450°C - 540 °C
- Presión de vapor: 5,29 MPa

#### 7.2.3.2 Requerimiento de vapor.

A continuación se detallan los cálculos estimados para verificar si la caldera

cumple con los requerimientos energéticos necesarios.

$$\Sigma Q_{\text{reboilers del sistema de destilación}} + Q_{\text{en evaporador}} = 6,05 \cdot 10^8 \text{ kJ/hr}$$

$$\lambda_{\text{condensación}} = 2.137,9 \text{ KJ/kg (a } T=142 \text{ °C, tablas de vapor)}$$

Del balance de energía en el sistema se obtiene:

$$Q = W_{\text{vapor}} * \lambda_{\text{condensación}}$$

De igualar ambas expresiones, se obtiene el caudal de vapor requerido:

$$\Sigma Q_{\text{reboilers}} + Q_{\text{en evaporador}} = W_{\text{vapor}} * \lambda_{\text{condensación}} \rightarrow W_{\text{vapor}} = 311 \text{ tn/hr}$$

#### 7.2.3.3. Potencia requerida en el equipo

$$P_{\text{media}} * W_{\text{requerido}} / W_{\text{medio}} = [(116 - 14) \text{ MW} \cdot 311 \text{ tn/h}] / (670 - 35) \text{ tn/hr} = 50,1 \text{ MW}.$$

Con lo cual se sabe la potencia que necesitamos entregar para generar el vapor requerido.

#### 7.2.3.4. Biomasa requerida a quemar

$$\text{Energía de combustión de la biomasa}^{16} = 12 \text{ MJ/ kg}$$

$$\text{Potencia por combustión de biomasa} = \text{Biomasa a quemar} * \text{Energía biomasa}$$

$$\text{Potencia por combustión de biomasa} = 15.277 \text{ kg/hr} * 12 \text{ MJ/kg} = 183.324 \text{ MJ/hr} = 50,9 \text{ MW}.$$

Se comprueba que se tiene una cantidad mayor de biomasa disponible para quemar, por lo que se cumple con el requerimiento necesario para trabajar con la caldera únicamente con el cañote obtenido del proceso de desgranado del maíz.

#### 7.2.4. Torre de enfriamiento

Se diseña una torre de enfriamiento para cumplir tres requisitos diferentes en la planta de proceso.

- ❖ El primer requerimiento se asocia al agua necesaria para enfriar las corrientes que emplean los tres condensadores del sistema de destilación.
- ❖ Otro requerimiento es enfriar el agua que se usa en las camisas para mantener la temperatura de los reactores de fermentación, si bien esto no se ve reflejado en el layout de la planta, para no dificultar la complejidad de la visual.
- ❖ Bajar la temperatura del agua empleada para enfriar el líquido condensado luego de los dos primeros efectos de vapor, a la salida de sus respectivos

intercambiadores, y que también se usó para condensar el vapor saturado obtenido del tercer evaporador, luego de atravesar el tercer intercambiador.

Los mismos se diseñan en la sección 7.2.5

Condiciones de operación:

TL2= 43,25°C (temperatura de ingreso de agua en la torre, realizando un balance de energía en el nodo donde convergen todas las corrientes)

TL1= 30°C (temperatura de salida de agua de la primer torre)

Se aclara que la temperatura del aire de entrada a la torre es de 30°C y la temperatura de bulbo húmedo correspondiente es de 28°C (humedad relativa 80 %), esta es la temperatura máxima a la cual se puede enfriar el agua a la salida de la torre, y para dicho valor se requeriría una torre de altura infinita. Por esta razón, se determina como temperatura de salida del agua 30°C.

Hg1 es la entalpía de aire a la entrada (requerimientos: 80% humedad y T bulbo seco= 30°C, peor condición de humedad y temperatura en la región, surge de carta psicométrica) = 84 KJ/kg

Para diseñar la torre se plantea el balance de energía:

$$L * C_p * \Delta T = G * \Delta H$$
$$L * C_p * (T_{L2} - T_{L1}) = G * (H_{g2} - H_{g1})$$

**Ecuación 7.9**

siendo:

L el caudal de agua que circula en la torre

G el caudal del aire en la torre

Cp capacidad calorífica del agua

T<sub>L,1</sub> la temperatura del agua a la salida

T<sub>L,2</sub> la temperatura del agua a la entrada

H<sub>g1</sub> la entalpía del aire a la entrada

H<sub>g2</sub> la entalpía del aire a la salida

Para calcular el caudal de aire, previamente se calcula el caudal de agua a enfriar:

$$\Sigma Q \text{ condensadores del sistema de destilación} = 4,07 \cdot 10^8 \text{ kJ/hr}$$

$$L_{\text{agua de condensadores}} = \frac{\Sigma Q_{\text{condensadores}}}{Cp_{\text{agua}} * (T_{\text{agua de salida}} - T_{\text{agua de entrada}})}$$

Siendo T agua de salida de condensadores = 45°C y T agua de entrada en los condensadores = 30°C

$$L_{\text{agua de condensadores}} = \frac{4,07 \cdot 10^8 \text{ KJ/hr}}{4,187 \text{ KJ/kgK} * (45^\circ \text{C} - 30^\circ \text{C})} = 6.482.447 \text{ kg/hr}$$

El caudal de agua proveniente de los condensadores a tratar en la torre es de 6.482.447 kg/hr

A este valor se le adiciona el caudal de agua proveniente de las camisas y el caudal de los evaporadores, cuyos valores son 240.700 kg/hr y 3.603.758 kg/hr respectivamente.

El caudal total que se ingresa en la torre de enfriamiento es 10.326.905 kg/hr.

Para conocer la cantidad de aire que se utiliza, conociendo el caudal de agua y las temperaturas de entrada y salida de la misma en la torre, se debe plantear el balance de la ecuación 7.9 y realizar la recta de operación con la pendiente máxima que se puede tener, que es cuando esta toca de manera tangencial a la curva de entalpía de aire saturado. De allí se puede obtener la entalpía del aire saturado ( $H_{g2}^*$ ) para dicha situación, es decir una para una torre de altura infinita. Conociendo ahora las temperaturas del agua y las entalpías del aire podemos conocer el caudal de aire mínimo para enfriar el caudal de agua de operación.

$$G_{\text{Mínimo}} = \frac{L * C_p * (T_{\text{agua2}} - T_{\text{agua1}})}{(H_{g2}^i - H_{g1})}$$

**Ecuación 7.10**

A continuación se muestra el diagrama psicométrico de donde se hallaron los valores necesarios ( $H_{g2}^*$  y  $H_{g2}$ )



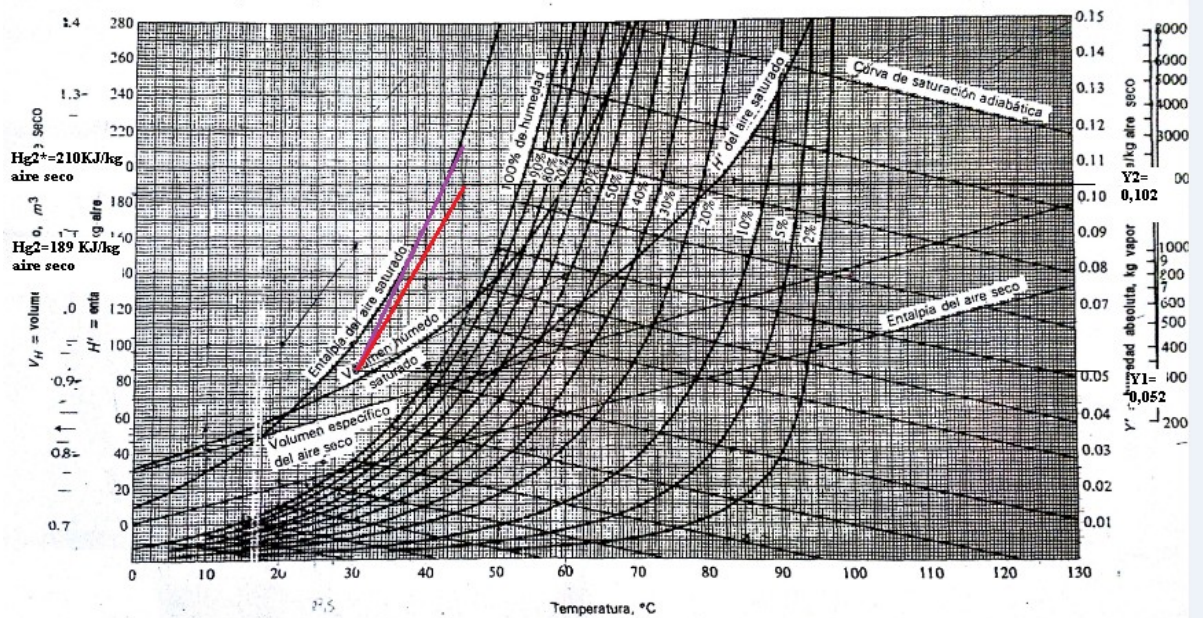


Figura 7.6. Determinación de caudal mínimo y caudal real de aire.

De dicha pendiente se obtiene que  $H_{g2^*} = 210 \text{ KJ/kg aire seco}$ .

Mediante la Ecuación 7.10 se encuentra el caudal mínimo de aire:

$$G_{\text{Mínimo}} = \frac{L * C_p * (T_{\text{agua2}} - T_{\text{agua1}})}{(H_{g2}^* - H_{g1})} = \frac{10.326.905 \text{ kg/hr} * 4,186 \text{ KJ/kg}^\circ \text{C} * (43,25^\circ \text{C} - 30^\circ \text{C})}{(210 \text{ KJ/kg aire seco} - 84 \text{ KJ/kg aire seco})} = 4.545.846 \frac{\text{kg aire}}{\text{hr}}$$

Como este caudal de aire es el caudal mínimo que no es real ya que se obtendría una torre con un número de unidades de transferencia infinito, se aumenta el caudal de agua<sup>17</sup> en 20% y se halla el caudal de aire real cuyo valor es de 5.455.015 kg aire/hr

$$H_{g2} = \frac{L * C_p * (T_{\text{agua2}} - T_{\text{agua1}})}{G} + H_{g1}$$

$$H_{g2} = \frac{10.326.905 \text{ kg/hr} * 4,186 \text{ KJ/kg}^\circ \text{C} * (43,25^\circ \text{C} - 30^\circ \text{C})}{5.455.015 \text{ kg/hr}} + 84 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 189 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Se estiman las pérdidas de agua en la torre, conociendo de la carta psicrométrica las condiciones de entrada y salida del aire, lo cual permite buscar sus fracciones de agua/ kg de aire seco (Y), respectivamente:

$Y_{\text{salida}} = 0,102 \text{ kg de vapor de agua/kg de aire seco}$

$Y_{\text{entrada}} = 0,052 \text{ kg de vapor de agua/kg de aire seco}$

$$\text{Pérdidas de agua aprox} = \text{Flujo de aire} * (Y_{\text{salida}} - Y_{\text{entrada}})$$

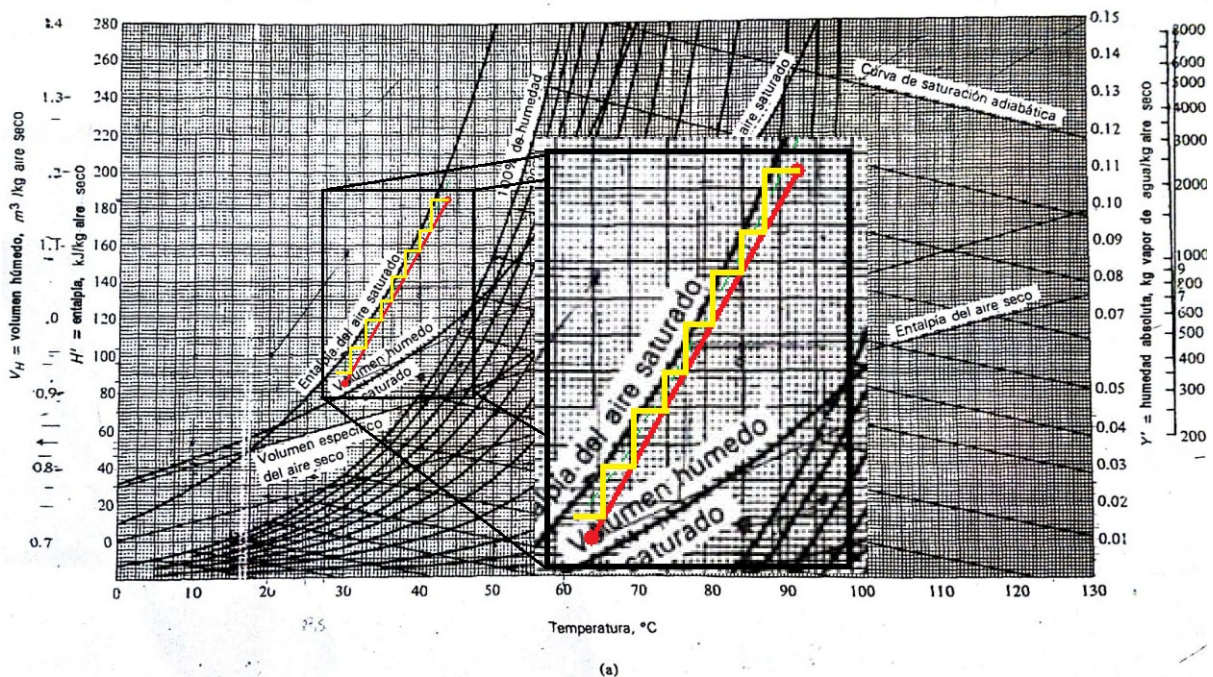
$$\text{Pérdidas de agua aprox} = 5.455.015 \text{ kg aire / hr} * \left( 0,102 \frac{\text{kg vapor}}{\text{kg aire seco}} - 0,052 \frac{\text{kg vapor}}{\text{kg aire seco}} \right) = 272.750 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

A continuación se resume en una tabla lo anteriormente calculado:

**Tabla 7.6.** Resumen de datos en torre de enfriamiento.

TL1	30 °C
TL2	43,6 °C
Hg1	84 KJ/kg aire seco
Hg2*	210
Hg2	189
Gmin	4.545.846 kg aire/hr
Greal	5.455.015 kg aire/hr
Agua de reposición	272.750 kg/hr

#### 7.2.4.1 Cálculo de NtoG



**Figura 7.5(a)** Carta psicrométrica para el aire-vapor de agua, 1 atm std abs., en unidades SI.

**Figura 7.7.** Cálculo de NtoG

Se obtiene un valor de NtoG de 7,25. La altura de la torre no es dimensionada, dado que dependiendo del catálogo a emplear y el tipo de relleno, será el valor de HTOG obtenido.

#### 7.2.4.2 Ventilador

Se propone que la torre sea de tiro mecánico, con lo cual se emplean ventiladores para mover el aire a través del relleno. En este caso se emplea una torre de tiro forzado, es decir con el ventilador colocado en la entrada de aire, en lugar de inducido, dado que en general, resulta más eficiente que el segundo caso mencionado. Además tendrá mayor duración ya que el ventilador trabaja con aire frío y no saturado, siendo menos corrosivo que el aire caliente y saturado de la salida. El inconveniente es que puede existir recirculación de aire de salida hacia la zona de baja presión, creada por el ventilador a la entrada de aire.

Se emplea el modelo<sup>18</sup> AF/BC/RT. Dado el caudal de aire que se requiere tratar es de 1242 m<sup>3</sup>/s, se necesitan aproximadamente tres ventiladores, para suplir la demanda.

El consumo de potencia total se obtiene conociendo la máxima caída de presión y el caudal a tratar, siendo un total de 18,65 HP .

#### **7.2.5 Torre de intercambio iónico**

Se decide realizar el tratamiento de agua que se emplea en la caldera y que se utiliza en los serpentines, camisa y en los intercambiadores de calor, como corriente de servicio. Para estimar el requerimiento de agua a ablandar, se considera que la planta de etanol ya se encuentra operando en estado estacionario; si se tuviera un circuito ideal de recirculación, entiéndase por ideal, cerrado, sin pérdidas, se evalúan las pérdidas reales de agua que se tienen en el sistema de la corriente auxiliar de servicio, como las pérdidas debidas al consumo de agua en la torre de enfriamiento .

A continuación se detalla el diseño de la torre de intercambio iónico teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

El tamaño del equipo debe ser suficiente para soportar el volumen de resina necesario. El volumen que ocupa la resina en el tanque no debe ser mayor del 80% del volumen total del equipo, esto permite que la resina se expanda libremente en el proceso de retrolavado.

Cuanto mayor sea la altura de la columna y mejor la distribución del agua que se pone en contacto con el medio de intercambio, mayor será la eficiencia en la operación.

Se utiliza la ficha de la resina seleccionada, la cual es del tipo AMBERLITE<sup>19</sup> IR 120.

De la misma se sabe el rendimiento promedio de la resina<sup>19</sup>, el cual es 40 m<sup>3</sup> solución/hr.m<sup>3</sup> resina. Por otro lado, se conoce el requerimiento de agua a ablandar, la cual se asocia a la recirculación del sistema, el cual es aproximadamente 272,8 m<sup>3</sup>/hr (valor obtenido en la sección de torre de enfriamiento, 272.750 kg/hr). Si dicho caudal se trata en una única torre, el volumen del equipo es excesivo y además superaría los límites de altura y diámetros, por lo cual se divide dicho caudal en tres corrientes paralelas, dando un requisito de agua de aproximadamente 90.917 kg/hr por columna de ablandamiento.

Finalmente se obtiene el volumen de equipo como:

$$\text{Volumen de equipo} = \frac{\frac{\text{Requerimiento de agua ablandada}}{\text{Promedio de rendimiento de resina}} * 1,1}{0,8}$$

Siendo 1,1 un factor de seguridad igual a 10%, asociado al lecho de resina. Además se considera el 20% de volumen adicional, para permitir la expansión del lecho sin inconvenientes.

Con esto se halla que el volumen de cada equipo será aproximadamente 3,1 m<sup>3</sup>.

Respecto a las dimensiones de las columnas de ablandamiento, se encuentra que tanto el diámetro máximo, así como su altura máxima puede llegar a 6 metros<sup>21</sup>, pero debido a que resulta más conveniente disposiciones de columnas angostas, ya que favorece el contacto entre el fluido y la resina, se prefiere trabajar con 4 columnas en paralelo, donde 3 columnas trabajan mientras una columna se regenera, quedando cada una con un diámetro de 1 metro y una altura de 4 metros.



Por lo dicho anteriormente se sabe que el volumen de la resina se calcula como el 80% del volumen del equipo.

$$\text{Volumen resina en cada equipo} = 0,8 * \text{Volumen equipo} = 0,8 * 3,1 \text{ m}^3 = 2,5 \text{ m}^3 \text{ de resina}_{i \text{ equipo}}$$

Además se considera el tiempo de saturación de la resina:

Capacidad de intercambio<sup>19</sup> = 2 eq/L

$$\text{Capacidad total} = \text{Capacidad de intercambio} * \text{Vol de resina}$$

$$\text{Capacidad total} = 2 \frac{\text{eq}}{\text{L}} * 2.500 \text{ L} = 5.000 \text{ eq}$$

$$\text{Peq CaC O}_3 = \frac{40 + 12 + 16 * 3}{2} \frac{\text{g}}{\text{eq}}$$

Se estima la dureza del agua en un valor de 400 mg/L<sup>20</sup>.

$$\text{Dureza por hora} = \frac{400 \frac{\text{mg}}{\text{L}} * \text{Requerimiento de agua ablandada}}{\text{Peq CaC O}_3}$$

$$\text{Dureza por hora} = \frac{400 \frac{\text{mg}}{\text{L}} * 90.916 \frac{\text{L}}{\text{hr}}}{50.000 \frac{\text{mg}}{\text{eq}}} = 727,3 \frac{\text{eq}}{\text{hr}}$$

$$\text{Tiempo de saturación} = \frac{\text{Capacidad total}}{\text{Dureza por hora}}$$

$$\text{Tiempo de saturación} = \frac{5.000 \text{ eq}}{727,3 \frac{\text{eq}}{\text{hr}}} = 6,875 \text{ hr}$$

### 7.2.6. Intercambiadores de calor.

Se emplearán 4 intercambiadores de calor.

#### 7.2.6.1. Intercambiador del producto

Enfriamiento del bioetanol para el producto

A modo de evitar grandes pérdidas del producto en los tanques de almacenamiento (debido a que el etanol se evapora por su baja presión de vapor), se requiere enfriar previamente la corriente de dicho producto, el cual se encuentra a 78°C, a la salida de la torre extractiva para llevarlo a una temperatura de 40°C, por lo que se requerirá diseñar un intercambiador de calor. Como corriente para dicho intercambio se utiliza agua fresca en conjunto con el agua proveniente de la tercer

torre de destilación, como puede observarse en el layout de la figura 7.4 mencionado en dicho capítulo. Se emplea un intercambiador de tubo y coraza.

Condiciones:

T entrada etanol=78,17°C

T salida etanol<sup>22</sup>= 40°C (máxima temperatura admisible de almacenaje)

T agua entrada= 28,98°C (de hacer el balance de corrientes, en el nodo previo al intercambiador)

T agua salida:

Se calcula considerando balances de calor entre ambas corrientes:

$$C_p \text{ producto} = C_p \text{ agua} * w_{\text{agua}} + C_p \text{ etanol} * w_{\text{etanol}}$$

$$C_p \text{ producto} = 4,184 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * 0,013 + 2,44 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * 0,987 = 2,463 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$Q \text{ liberado por el producto} = F \text{ producto} * C_p \text{ producto} * (T \text{ salida} - T \text{ entrada})$$

$$Q \text{ liberado por el producto} = 22720 \text{ kg/hr} * 2,463 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * (40^\circ\text{C} - 78,17^\circ\text{C}) = -593,3 \text{ kW}$$

$$Q \text{ liberado por el producto} = Q \text{ absorbido por el agua}$$

$$Q \text{ absorbido por el agua} = F \text{ agua} * C_p \text{ agua} * (T \text{ salida} - T \text{ entrada})$$

$$T \text{ salida del agua} = (Q \text{ absorbido por el agua} / F \text{ agua} * C_p \text{ agua}) + T \text{ entrada}$$

$$T \text{ salida del agua} = \left( \frac{593,3 \text{ kW}}{34.037 \text{ kg/hr} * 4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}} \right) + 28,98^\circ\text{C} = 44^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{MDL} = 20,5^\circ\text{C}$$

$$U^{23} = 1275 \text{ W/m}^2, \text{ valor obtenido de bibliografía para solventes}$$

$$F_t = 0,75 \text{ (1 paso por la coraza, dos pasos por los tubos)}$$

$$\text{Área de intercambio} = \frac{Q}{U * \Delta T_{MDL} * F_t} = 30,3 \text{ m}^2$$

Luego se plantearon diferentes propuestas sobre rellenos, diámetro de tubo y coraza en función de arreglos posibles<sup>12</sup>. A continuación se muestran los parámetros decididos:

Disposición = 15/16 ", disposición triangular

Diámetro de coraza = 19,25 in

Diámetro de tubo = 0,75 in

N tubos totales = 300

n pasos = 2

$$\text{Largo} = \text{Área} / (\text{N tubos} * \pi * \text{Diámetro de Tubo} * \text{N pasos}) = 0,84 \text{ m}$$

Dichos valores se obtienen de optimizar la cantidad de pasos, de modo de necesitar menor cantidad de tubos. Además se buscó evitar diámetros de coraza excesivos, ya que pueden introducir dificultades al momento de disponerlos físicamente en el área de trabajo de la planta.

#### 7.2.6.2. Intercambiador para el reciclo de agua de los evaporadores

Debido a que hay un gran consumo de agua para el proceso de licuefacción/fermentación, se quiere realizar un reciclo del desperdicio de los vapores obtenidos del proceso de evaporación de los destilados de maíz, los cuales se enfriarán previo al reciclo con las bombas, debido a que al estar saturados pueden provocar cavitación en dichos equipos. Con lo cual se emplean dos intercambiadores para enfriar las dos corrientes de vapor V1 y V2 mencionadas en el evaporador y otro intercambiador para la corriente V3 ( vapor que se desea condensar). Las corrientes de intercambio para los tres casos, provienen del agua obtenida de la torre de enfriamiento y de la columnas de ablandamiento como se observa en el layout. Se aclara que en todos los casos, son ramificaciones diferentes de la corriente principal.

##### - Líquido saturado del primer efecto

Dicha corriente, al estar aproximadamente a 100°C, no puede mezclarse en el reactor inmediatamente, ya que produciría la muerte celular de las levaduras, por lo que se enfría mediante el uso de agua de enfriamiento en un intercambiador de tubos y coraza.

$$T \text{ entrada agua 1er efecto} = 100^{\circ}\text{C}$$

$$T \text{ salida de agua 1er efecto} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$Q \text{ liberado por el líquido saturado} = F \text{ líquido} * C_p \text{ Agua} * (T \text{ salida} - T \text{ entrada})$$

$$Q \text{ liberado por el líquido saturado} = 56.824,3 \text{ kg/hr} * 4,18 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} * (50^{\circ}\text{C} - 100^{\circ}\text{C}) = -3.304,3 \text{ kW}$$

T entrada agua de enfriamiento = 30°C, límite mínimo de temperatura a la salida de torre de enfriamiento.

T salida agua de enfriamiento = 45°C, límite máximo de calentamiento de agua a la

torre de enfriamiento.

$Q$  liberado por el líquido saturado =  $Q$  absorbido por el agua

$Q$  absorbido por el agua =  $F_{\text{agua}} * C_p \text{ agua} * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$

$F_{\text{agua}} = (Q \text{ absorbido por el agua} / C_p \text{ agua} * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}}))$

$$F_{\text{agua}} = \left( \frac{3.304,3 \text{ kW}}{4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * (45^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C})} \right) = 189.405,2 \text{ kg/hr}$$

$$\Delta T_{\text{MDL}} = 34,6^\circ\text{C}$$

$U^{23} = 1275 \text{ W/m}^2$  (valor promedio de bibliografía, al igual que en el resto de los casos)

$F_t^{12} = 0,875$  (1 paso por la coraza, dos pasos por los tubos)

$$\text{Área de intercambio} = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{\text{MDL}} \cdot F_t} = 85,6 \text{ m}^2$$

Arreglo: 15/16 " en triángulo.

Diámetro de coraza = 19,25 in

Diámetro de tubo = 0,75 in

N tubos totales = 300

n pasos = 2

Largo = Área / ( N tubos \*  $\pi$  \* Diámetro de Tubo \* N pasos) = 2,4 m

- Líquido saturado del segundo efecto

Al igual que el efecto anterior, la temperatura del líquido saturado a la salida efecto es muy elevada, como para ingresarlo directamente al reactor, siendo  $68,3^\circ\text{C}$ , lo que aún puede producir la muerte celular, por lo que se debe disminuir la temperatura con un intercambiador de tubo y coraza.

T entrada agua 2do efecto =  $68,3^\circ\text{C}$

T salida de agua 2do efecto =  $45^\circ\text{C}$

$Q$  liberado por el líquido saturado =  $F_{\text{líquido}} * C_p \text{ Agua} * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$

$$Q \text{ liberado por el líquido saturado} = 56.824,3 \text{ kg/hr} * 4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * (45^\circ\text{C} - 68,3^\circ\text{C}) = 1.608,8 \text{ kW}$$

T entrada agua de enfriamiento =  $30^\circ\text{C}$ , límite mínimo de temperatura a la salida de torre de enfriamiento.

T salida agua de enfriamiento =  $45^\circ\text{C}$ , límite máximo de calentamiento de agua a la torre de enfriamiento.



$Q$  liberado por el líquido saturado =  $Q$  absorbido por el agua

$Q$  absorbido por el agua =  $F_{\text{agua}} * C_p \text{ agua} * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$

$F_{\text{agua}} = (Q \text{ absorbido por el agua} / C_p \text{ agua} * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}}))$

$$F_{\text{agua}} = \left( \frac{1.608,8 \text{ kW}}{4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * (45^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C})} \right) = 92.216,9 \text{ kg/hr}$$

$\Delta T_{\text{MDL}} = 18,8^\circ\text{C}$

$U^{20} = 1275 \text{ W/m}^2$

$F_t^{10} = 0,975$  (1 paso por coraza, dos pasos por los tubos)

$$\text{Área de intercambio} = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{\text{MDL}} \cdot F_t} = 68,8 \text{ m}^2$$

Diámetro de coraza = 21,25 in

Diámetro de tubo = 0,75 in

N tubos totales = 326

n pasos = 2

Largo = Área / ( N tubos \*  $\pi$  \* Diámetro de Tubo \* N pasos) = 1,76 m

- Vapor saturado del tercer efecto

A diferencia de los otros efectos, se obtiene vapor el cual se debe condensar previo a la recirculación al sistema. Como no es necesario sobreenfriar el vapor, únicamente se trabaja con un condensador isotérmico.

T entrada agua 3er efecto =  $43,2^\circ\text{C}$

T salida de agua 3er efecto =  $43,2^\circ\text{C}$

$Q$  liberado por el vapor saturado =  $F_{\text{vapor}} * \lambda \text{ condensación}$  (valor de bibliografía<sup>11</sup>)

$Q$  liberado por el vapor saturado =  $57.953 \text{ kg/hr} * 2.399,9 \text{ kJ/kg} = -38.633,6 \text{ kW}$

T entrada agua de enfriamiento =  $30^\circ\text{C}$ , límite mínimo de temperatura a la salida de torre de enfriamiento.

T salida agua de enfriamiento =  $40^\circ\text{C}$ , límite máximo de calentamiento de agua para que se efectúe intercambio de calor

$Q$  liberado por el líquido saturado =  $Q$  absorbido por el agua

$Q$  absorbido por el agua =  $F_{\text{agua}} * C_p \text{ agua} * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$

$F_{\text{agua}} = (Q \text{ absorbido por el agua} / C_p \text{ agua} * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}}))$

$$F_{\text{agua}} = \left( \frac{38.633,6 \text{ kW}}{4,18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} * (40^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C})} \right) = 3.321.732 \text{ kg/hr}$$

$$U^{12} = 2250 \text{ W/m}^2$$

$$\text{Área de intercambio} = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{MDL}} = 2.433,2 \text{ m}^2$$

Diámetro de coraza = 31 in

Diámetro de tubo = 0,75 in

N tubos totales = 788

n pasos = 4

$$\text{Largo} = \text{Área} / (\text{N tubos} * \pi * \text{Diámetro de Tubo} * \text{N pasos}) = 12,9 \text{ m}$$

Dado que el intercambiador de tubos y coraza requiere dos pasos por la coraza y este diseño resulta poco conveniente debido a los problemas que pueden ocasionarse, otra posibilidad para realizar intercambio de calor es mediante un intercambiador de placas, el cual aporta una mayor versatilidad frente a cambios o requerimientos del proceso, sin embargo dicha posibilidad no fue analizada en este proyecto.

### 7.3 Bombas

Se detallan las bombas de mayor relevancia a considerar en el proyecto. Se establece la altura requerida con la ecuación 7.11, cuando se requiera aumentar la presión pero no elevar el caudal en altura. En los casos en que se requiera elevar la altura del fluido se emplean los datos de diseño obtenidos con anterioridad en el proyecto, los cuales nuevamente se mencionan en esta sección. Luego se compara con valores de catálogo.

$$H_{Rel} = \frac{\Delta p}{\rho * g}$$

**Ecuación 7.11.**

En todos los casos la gravedad se asume como  $9,8 \text{ m/s}^2$ .

Con los parámetros definidos, se busca en los catálogo de tal manera que la bomba cumpla con los requisitos.

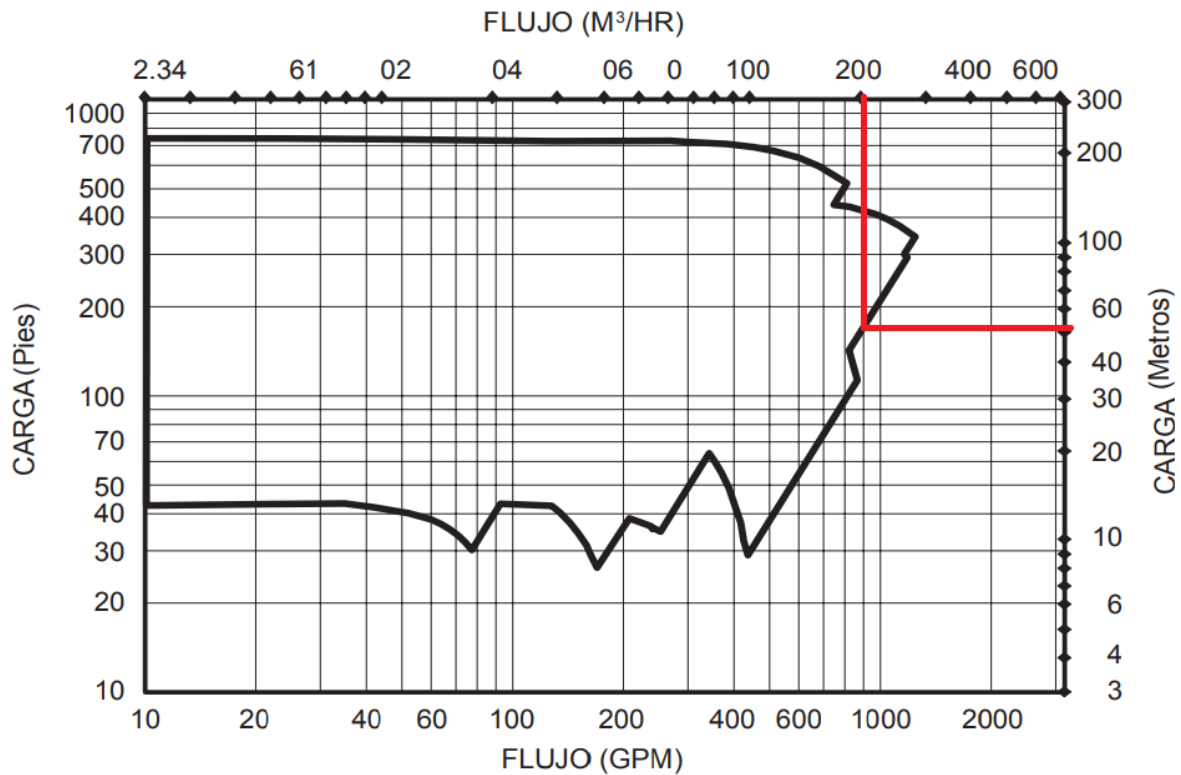
#### **7.3.1 Bomba de ingreso de agua al primer reactor:**

-Requerimiento:

El caudal a tratar es de  $208 \text{ m}^3/\text{hr}$ , el cual debe elevarse a una altura de 18,9

metros (altura del reactor).

-Especificaciones: Serie 8196, 3550 RPM<sup>24</sup>.



**Figura 7.8** Bomba de ingreso de agua al primer reactor

-Consumo de potencia:

$$\Delta P = \Delta h * \rho_{\text{Agua}} * g = 1,8 \text{ atm}$$

$$W = \Delta P * Q_{\text{Volumétrico}} = 14,1 \text{ HP}$$

### **7.3.2. Bombas para desplazamiento de corrientes de proceso entre reactores.**

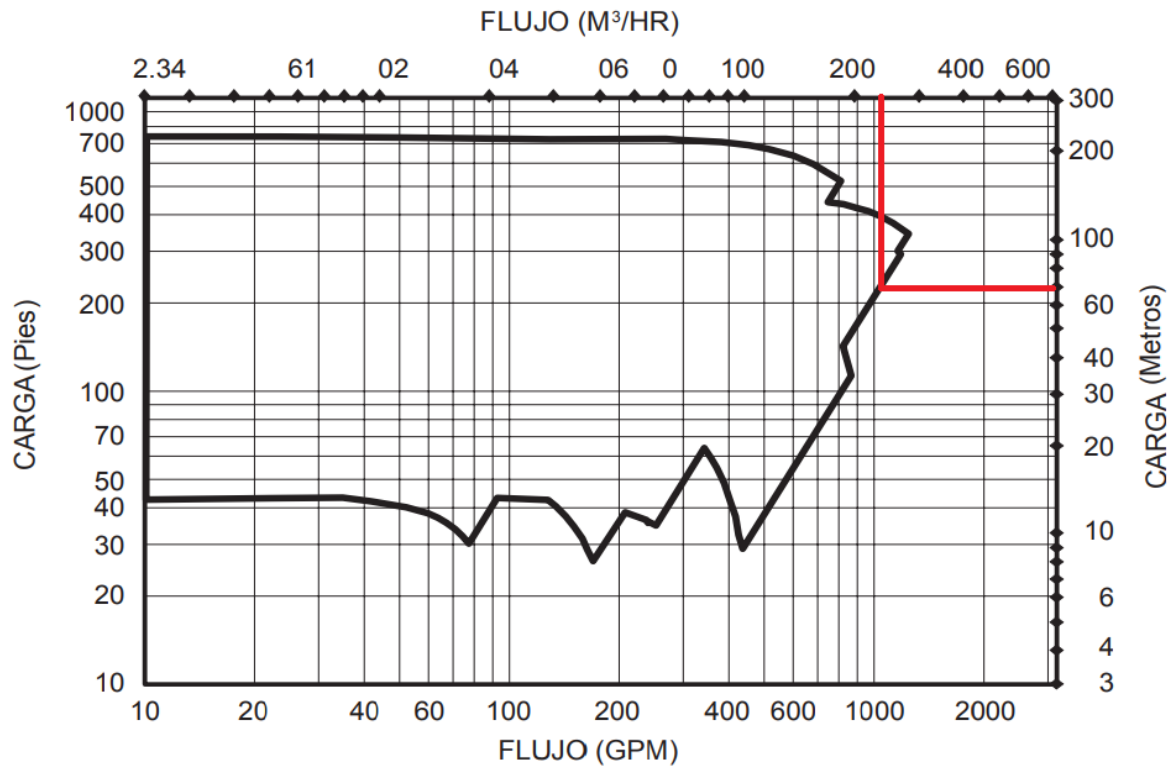
Se requiere de cuatro reactores y tres bombas entre medio. Dichas bombas serán iguales para todos los casos.

Requerimiento:

Para mover el caudal entre reactores, se estima un caudal constante de 260 m<sup>3</sup>/hr, que también debe elevarse hasta 18,9 metros para que ingrese por el tope del reactor. La densidad se estima para cada bomba, considerando las

composiciones que trae dicha corriente, siendo en todos los casos el mismo caudal.

-Especificaciones: Serie 8196, 3550 RPM<sup>24</sup>.



**Figura 7.9** Bombas para desplazar corrientes entre reactores.

### 7.3.2.1 Bomba, salida del primer reactor:

Densidad del fluido= 1361,5 kg/m<sup>3</sup>.

Consumo de potencia:

$$\Delta P = \Delta h * \rho_{\text{fluido}} * g = 2,5 \text{ atm}$$

$$W = \Delta P * Q_{\text{Volumétrico}} = 24,4 \text{ HP}$$

### 7.3.2.2 . Bomba, salida del segundo reactor:

Densidad del fluido= 1217,9 kg/m<sup>3</sup>

Consumo de potencia:

$$\Delta P = \Delta h * \rho_{\text{fluido}} * g = 2,2 \text{ atm}$$

$$W = \Delta P * Q_{\text{Volumétrico}} = 21,8 \text{ HP}$$

7.3.2.3 Bomba, salida del tercer reactor:

Densidad del fluido= 1095,7 kg/m<sup>3</sup>.

Consumo de potencia:

$$\Delta P = \Delta h * \rho_{\text{fluido}} * g = 2 \text{ atm}$$

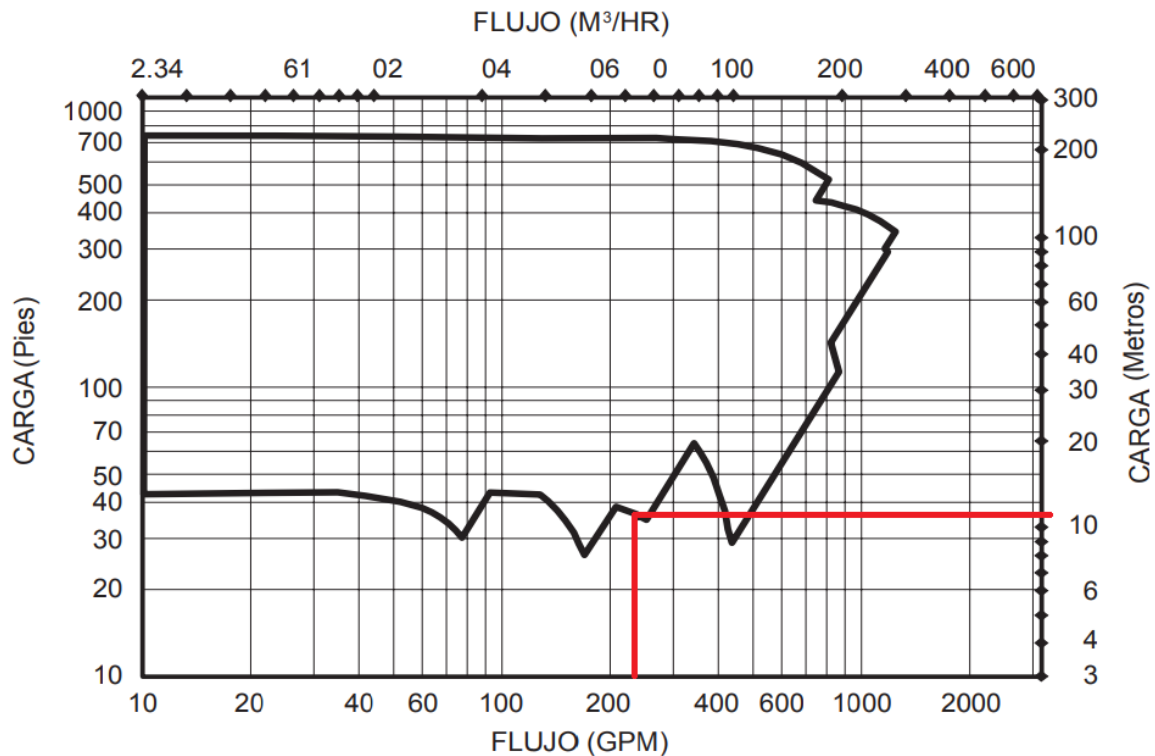
$$W = \Delta P * Q_{\text{Volumétrico}} = 19,7 \text{ HP}$$

### 7.3.3. Bomba de reciclaje de etilenglicol

Requerimiento: Caudal de operación: 54 m<sup>3</sup>/hr (237,8 gal/min); se desea elevar la presión de 0,15 a 1 atm .

-Especificaciones: Serie 8196, 3550 RPM<sup>24</sup>.

H requerida= 8,6 metros (obtenido con la ecuación 7.11)



**Figura 7.10.** Bomba salida del tercer reactor

Densidad del fluido= 1027 kg/m<sup>3</sup>.

Consumo de potencia:

$$W = \Delta P * Q_{\text{volumétrico}} = 1,7 \text{ HP}$$

### 7.3.4 Bomba de recirculado de agua desde la tercer torre de destilación hacia nodo (mezcla con corriente fresca)

Requerimientos:

$\Delta P = i$  Se desea elevar la presión de 0,15 a 1 atm

Caudal volumétrico= 9,3 m<sup>3</sup>/hr (41 gal/min)

Densidad del fluido= 1000 kg/m<sup>3</sup>.

-Especificaciones: Serie 8196, 3550 RPM<sup>24</sup>.

H relativa= 8,8 metros (obtenido con la ecuación 7.11)

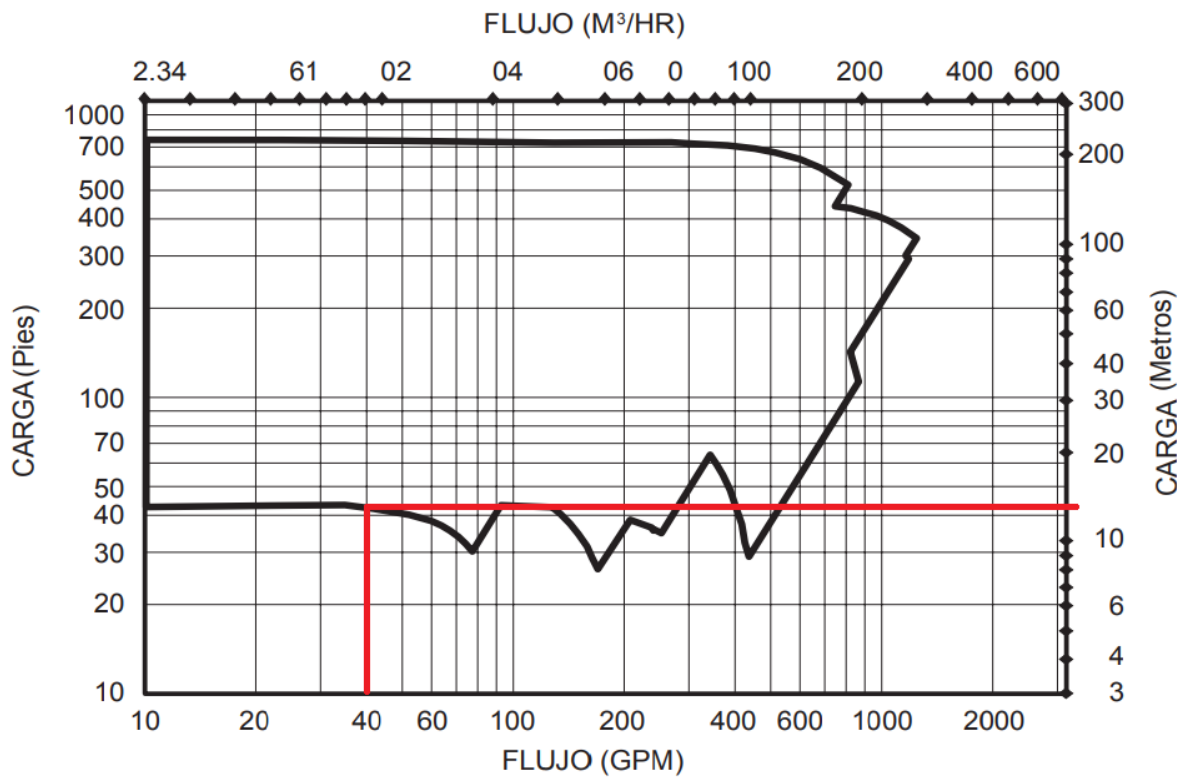


Figura 7.11. Bomba de recirculado de agua

Consumo de potencia:

$$W = \Delta P * Q_{\text{volumétrico}} = 0,3 \text{ HP}$$

### **7.3.5 Bomba, salida del tercer evaporador**

Fue estimada previamente en este capítulo en la sección de equipos, correspondiente al apartado evaporador.

### **7.3.6 Bomba para desplazar agua hacia la torre de enfriamiento**

Para llevar el agua que ingresa a la torre, la cual es la suma del agua de refrigeración que sale de los condensadores pertenecientes a los destiladores, el agua empleada para enfriar las corrientes obtenidas en el evaporador y el agua requerida para mantener la temperatura de los cuatro reactores de fermentación se utilizan dos bombas<sup>25</sup> de 6.500 m<sup>3</sup>/hr cada uno, lo cual es suficiente para elevar el caudal que se lleva a la torre, 10.327 m<sup>3</sup>/hr. Cada bomba tiene un consumo de 500 kW (670,5 HP) dando un consumo total entre ambas de 1000 kW (1341 HP).

## **7.4 Depósitos**

### **7.4.1 Depósito de subproductos WDGS y jarabe**

Debido a que se tienen varios subproductos posibles, como el WDG, WDGS y el jarabe de maíz, se elige producir la mayor cantidad de WDGS, el cual tiene un mayor valor agregado. Debido a que su composición es 75% WDG y 25% jarabe, se obtiene un caudal de producción final de:

- Producción de WDGS: 5.656 kg/hr
- Exceso de jarabe: 45.985 kg/hr

Pero las WDGS sufren un deterioro y pérdida de calidad una vez que es expuesto al oxígeno, por lo que su conservación<sup>26</sup> se limita a 3-4 días en verano y 14-15 en invierno. Este periodo, se ve afectado por la temperatura ambiente, humedad y lluvias. Por ello se estima una conservación de ambos subproductos de solo 2 días de acopio, con lo cual se calcula el tanque de almacenamiento necesario para ambos subproductos.

Conociendo la densidad de la WDGS y del jarabe, siendo 1074 kg/m<sup>3</sup> y 1100 kg/m<sup>3</sup> respectivamente se obtiene que se requiere un volumen mínimo de tanque de

almacenamiento de 250 m<sup>3</sup> para las WDGS y 2000 m<sup>3</sup> para el jarabe, aproximadamente.

#### **7.4.2 Depósito de etanol.**

Se conoce la producción de etanol, la cual se estima en 22.720 kg/hr, siendo la densidad promedio 791,1 kg/m<sup>3</sup>, valor encontrado en el capítulo 4, correspondiente a los balances de masa, donde se considera la densidad promedio con 99% v/v de etanol y 1 % v/v de agua, con lo cual se obtiene el caudal volumétrico a emplear. Luego se asume el almacenamiento para dos días de producción, con lo cual se requiere un tanque de 1.380 m<sup>3</sup>.

#### **7.4.3 Depósito de grano útil**

Se decide dimensionar silos que funcionen como depósito del grano útil ante cualquier parada de planta necesaria, la cual requiere una capacidad de acopio de una semana de producción, dando un requisito de dos silos con una capacidad total de 9.079 m<sup>3</sup> cada uno.

### **7.5. Resumen ejecutivo capítulo 7**

En este capítulo se analizan los equipos principales y auxiliares para la operación de la planta, a modo de obtener los costos energéticos asociados para su funcionamiento, además del transporte de los fluidos y las materias primas entre los equipos, mencionados en el desarrollo del capítulo.

Se enumeran los equipos más importantes empleados:

Equipo	Energía consumida unitaria	Número de equipos
Desgranadora	40 HP	2
Clasificador de aire	177 HP	2
Molino	375 HP	1
Centrífuga	290 HP	2
Bomba de líquido del evaporador	1,64 HP	1
Ventiladores de torre de enfriamiento de agua	18,65 HP	-----



Bomba de agua de proceso	14,1 HP	1
Bomba entre reactores	- Entre 1er y 2do: 24,4 HP - Entre 2do y 3er: 21,8 HP - Entre 3er y 4to: 19,7 HP	-----
Bomba de etilenglicol	1,7 HP	1
Bomba para reciclo de agua de tercer torre	0,3 HP	1
Bomba para alimentar la torre de enfriamiento	670,5 HP	2

Además, se necesitan tanques para almacenar los productos de la planta, por lo que se emplean tanques de almacenamiento que pueden acumular hasta dos días de acopio, dando un tanque de 2000 m<sup>3</sup> para el almacenamiento de jarabe, 250 m<sup>3</sup> para el almacenamiento de WDGS y 1380 m<sup>3</sup> para almacenar el bioetanol, previo a su venta.

## **Capítulo 8. Integración energética**

### **8.1 Potencia de equipos auxiliares**

En este apartado se enumeran los costos de los equipos auxiliares necesarios en la planta, hallados en el capítulo 7, para obtener su consumo eléctrico total.

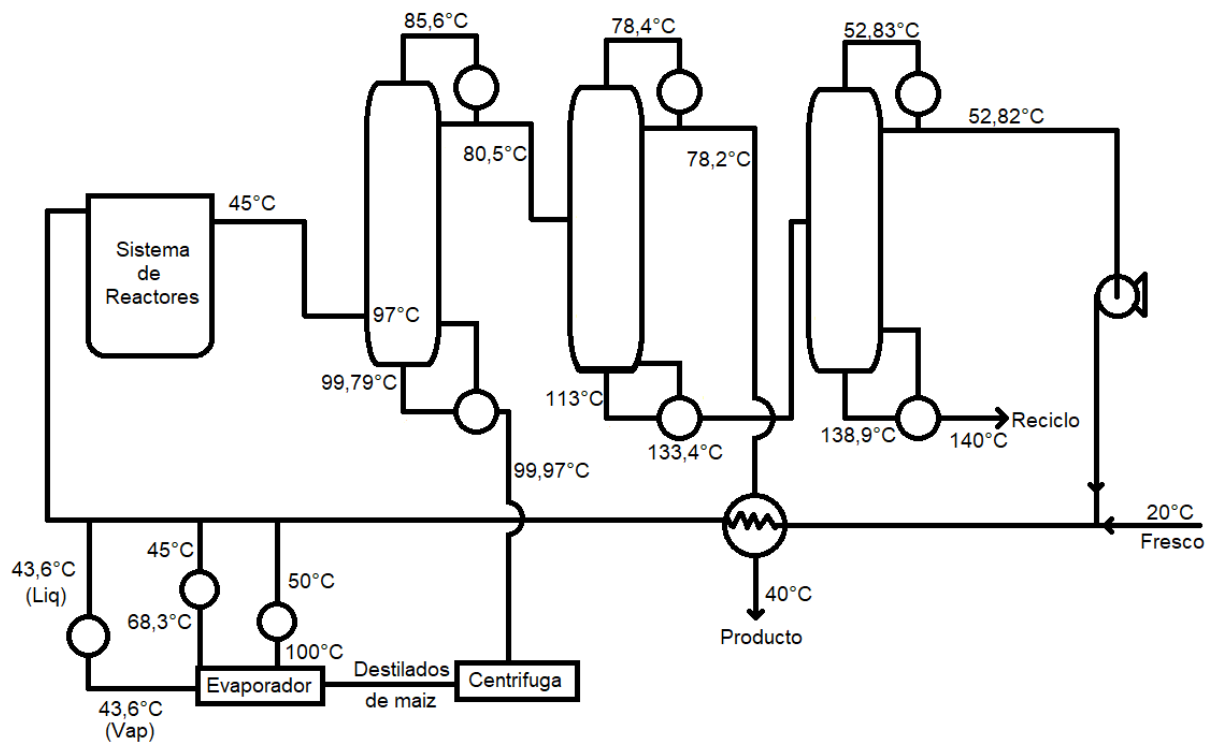
**Tabla 8.1.** Potencia consumida por equipos

Equipo	Energía consumida unitaria	Número de equipos
Desgranadora	40 HP	2
Clasificador de aire	177 HP	2
Molino	375 HP	1
Centrífuga	290 HP	2
Bomba de líquido del evaporador	1,64 HP	1
Ventiladores de torre de enfriamiento de agua	18,65 HP	-----
Bomba de agua de proceso	14,1 HP	1
Bomba entre reactores	- Entre 1er y 2do: 24,4 HP - Entre 2do y 3er: 21,8 HP - Entre 3er y 4to: 19,7 HP	-----
Bomba de etilenglicol	1,7 HP	1
Bomba para reciclo de agua de tercer torre	0,3 HP	1
Bomba para alimentar la torre de enfriamiento	670,5 HP	2
Energía de agitación	1441,4 HP	4

Consumo total de equipos: 8.597,9 HP = 6.411,4 kW

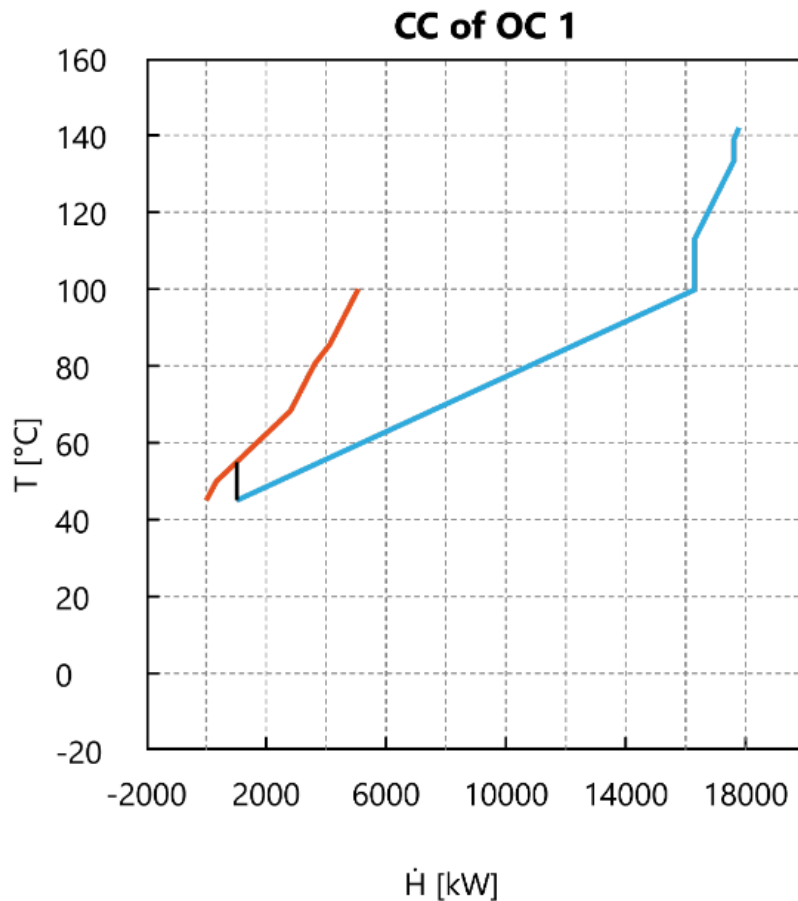
### **8.2 Análisis PINCH**

Mediante el análisis PINCH, se puede obtener un gráfico de las corrientes de calor para conocer los posibles ahorros energéticos en el sistema:



**Figura 8.1.** Esquema de corrientes y las temperaturas a la entrada y salida de cada proceso

De este sistema se obtiene un diagrama PINCH:



**Gráfico 8.1.** Diagrama para análisis PINCH

Donde la curva roja representa a las corrientes calientes, mientras que las azules son las corrientes que se pueden emplear para enfriar.

En un primer análisis se observa que se puede disminuir el consumo de agua de enfriamiento en los intercambiadores para los ciclos de agua y vapor a la salida de los evaporadores, hacia el reactor principal, empleando dichas corrientes para precalentar el fluido de proceso que entra al destilador, lo que a su vez también permite disminuir el costo energético en el primer destilador (por el precalentamiento previo) y mejora la separación entre el etanol y los demás componentes.

Luego de esta mejora, no se observa otra optimización posible en el diagrama, debido a la ausencia de corrientes frías en los procesos restantes.

### 8.3 Cogeneración

A modo de reducir los consumos energéticos de la planta, se propone realizar cogeneración mediante el uso de turbinas de vapor, empleando la caldera para

producir vapor sobrecalentado a alta presión, que al pasar por las turbinas generan energía mecánica.

Por catálogo, se encuentra una turbina de vapor<sup>1</sup> capaz de suplir los gastos energéticos, la cual trabaja con un vapor a 375°C y 2300 kPa y se obtiene un vapor a 240°C y 400 kPa, el cual puede condensarse al pasar en los hervidores del sistema de destilación, lo que permite emplear toda la energía del vapor y poder condensarlo para su recirculado a la caldera.

De tablas de vapor<sup>2</sup> sobrecalentado se pueden hallar las entalpías a la entrada y la salida de la turbina, siendo 3.188,5 kJ/kg y 2943,9 kJ/kg respectivamente. Luego, se obtiene a la salida de los hervidores y del primer efecto del evaporador del jarabe, un líquido saturado a 144°C, que se debe recircular a la caldera.

Para calcular la energía que se puede llegar a cogenerar en las turbinas, se debe calcular cuánto vapor se puede generar en la caldera mediante la quema de los residuos de biomasa:

Energía de combustión de la biomasa<sup>3</sup> = 12 MJ/ kg

*Potencia por combustión de biomasa = Biomasa a quemar \* Energía biomasa*

*Potencia por combustión de biomasa = 15.277 kg/hr \* 12 MJ/kg = 183,324 MW.*

Debido a que se trabaja a alta presión en la caldera, la energía para evaporar el agua a vapor sobrecalentado a 375°C a 2300 kPa es:

$$H_{\text{Producción de vapor}} = H_{\text{vapor sobrecalentado}} - H_{\text{líquido saturado}}$$

$$H_{\text{Producción de vapor}} = 3.188,5 \text{ kJ/kg} - 941,6 \text{ kJ/kg} = 2.246,9 \text{ kJ/kg}$$

A partir de estos valores, se halla la producción total de vapor de la caldera como:

$$\text{Vapor producido} = \frac{50,9 \text{ MW}}{2.246,9 \text{ kJ/kg}} = 22.690,4 \text{ kg/hr}$$

La energía transformada en las turbinas se obtiene como las diferencias de las entalpías del vapor entre la entrada y la salida, multiplicado por el caudal de vapor producido, afectado por un porcentaje de eficiencia de la turbina, de aprox

80%<sup>4</sup>:

$$\text{Energía cogenerada} = 81.552,4 \text{ kg/hr} * (3.188,5 - 2943,9) \text{ kJ/kg} * 0,8 = 4.432,8 \text{ kW}$$

Se produce aproximadamente 69,1% de la energía requerida de por la planta, por lo que se necesita comprar electricidad de la corriente eléctrica, aproximadamente 1.978,6 kW, lo cual requiere un extra de inversión para la planta de US\$165.000<sup>1</sup>.

#### **8.4 Balance energético de la planta**

En esta sección se lleva a cabo el balance general de la planta entre la cantidad de energía generada por el producto respecto a la energía empleada para producirlo:

$$\Delta H_{\text{combustion del etanol}} = 1.366 \text{ kJ/mol etanol}^5$$

$$\text{Moles de etanol en producto final} = 22.425 \text{ kg etanol/hr} = 487.500 \text{ mol etanol/hr}$$

$$\text{Energía generada por combustión de producto} = 185 \text{ MW}$$

$$\text{Energía generada por combustión de residuos} = 50,9 \text{ MW}$$

$$\text{Energía consumida para generación de vapor} = 50,9 \text{ MW}$$

$$\text{Energía para equipos} = 8.597,9 \text{ HP} = 6.411,4 \text{ kW}$$

En balance general de la energía de la planta resulta en una generación de energía de 178,6 MW, por lo que se genera más energía de la que se consume para generar el producto deseado.

#### **8.5 Dióxido de carbono**

Respecto a CO<sub>2</sub> se requiere todo un análisis que se detalla a continuación a través de breves etapas<sup>6</sup> que conducen a la obtención del mismo de forma directa para su venta:

- El CO<sub>2</sub> es comprimido en un proceso de dos etapas en un compresor no lubricado y pasado a través de un secador automático con tamiz molecular para eliminar completamente la humedad.

- A continuación, el CO<sub>2</sub> pasa por un filtro fino para eliminar cualquier impureza o compuesto que produzca olor, además de cualquier resto de polvos.

- El gas purificado se envía a licuador; los restos de gases no condensables que aún contenga el CO<sub>2</sub> permanecen en estado gaseoso mientras el CO<sub>2</sub> se condensa en el licuador.

- Se emplea una torre de separación y cualquier gas atrapado no condensable, como oxígeno, metano e hidrógeno, es eliminado efectivamente en la torre de separación.

- Estos gases no condensables se emplean para la regeneración del secador; el CO<sub>2</sub> líquido puro fluye hasta un depósito de almacenamiento aislado.

Se aclara que en el desarrollo de la tesis, no se decide analizar el tratamiento de la planta para purificar el CO<sub>2</sub>, dada la complejidad que implica el análisis de dichos equipos y su diseño, ya que escapa a las intenciones de este trabajo. Por tal motivo, no se presentan los equipos correspondientes pero se realiza una breve comparación entre la inversión adicional de los equipos necesarios para tratar el CO<sub>2</sub> respecto al ingreso por la venta del mismo. Sin embargo, no se realizará un análisis de sensibilidad, ya que se realiza dicho análisis con el reciclaje de las levaduras.

Para poder comprimir el dióxido de carbono y que esté disponible para su venta se requiere un costo de equipos de:

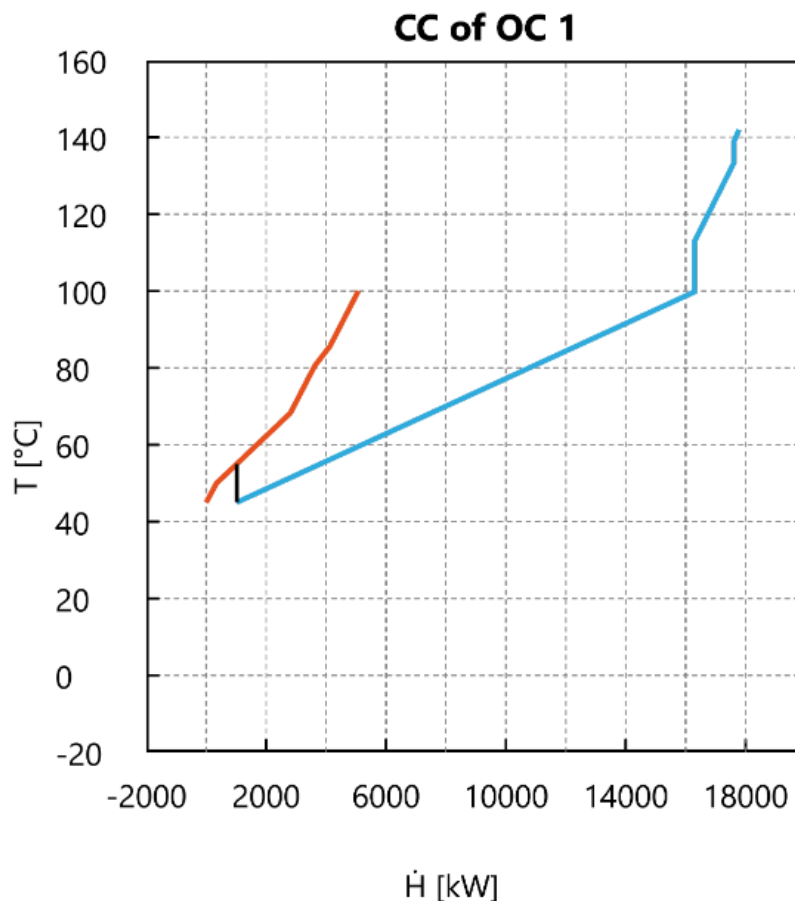
- Costo del compresor<sup>7,8</sup>: US\$60.000
- Costo del filtro de carbón activado<sup>9</sup>: Se requieren 7 con un costo de US\$115 por unidad, dando un costo total de US\$ 805.
- Costo de sistema de enfriamiento<sup>10</sup>: US\$ 20.000

Realizando la suma, se requiere una inversión total en equipos de US\$ 80.805.

Se espera tener una obtención de 21.089 kg/hr de CO<sub>2</sub> (11277,7 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub>), el cual se vende a un precio<sup>11</sup> de US\$ 0,24/kg de CO<sub>2</sub>, dando un ingreso por venta anual de US\$ 44.338 de dióxido de carbono líquido.

## 8.6 Resumen Ejecutivo capítulo 8

En este capítulo se analizan los parámetros energéticos del sistema, obteniendo que el consumo eléctrico total de los equipos auxiliares de la planta es de 6.411,4 kW (8.597,9 HP), así como una optimización en el aprovechamiento de todas las corrientes dentro del sistema, viendo en qué sectores se pueden evitar costos de corrientes auxiliares, mediante el empleo del análisis tipo PINCH, el cual enumera el número de corrientes de proceso disponibles para enfriar y las corrientes disponibles para calentar, las cuales se pueden suplir entre sí, dando un gráfico:



**Gráfico 8.2.** Diagrama para análisis PINCH

Se puede observar que hay una optimización posible, enfriando las corrientes de proceso a la salida del evaporador, de sus múltiples efectos, empleando como fluido de enfriamiento el caudal de proceso que se obtiene a la salida del sistema de



reactores, lo que conlleva a un menor consumo del agua de enfriamiento.

Otro punto que se analiza es la cogeneración de energía a partir de vapor a alta presión obtenida en la caldera, lo que produce un ahorro de 4.432,8 kW, que corresponde a un 69,1% de la energía que se consumen por los equipos, de forma que los vapores producidos se pueden emplear a su vez en los hervidores del sistema de destilación.

Se decide realizar un balance de energía de la planta, para ver si resulta provechoso la obtención de bioetanol a partir del proceso, de manera que la energía necesaria para la producción del producto sea menor que la que puedo obtener por la combustión del mismo, dando un balance positivo de 178,6 MW.

También se analiza la posibilidad de una planta de tratamiento del CO<sub>2</sub> producido en la reacción de fermentación, requiriendo una inversión inicial de US\$ 80.805 y una ganancia anual por la venta del producto de US\$44.338, sin tomar en cuenta los gastos eléctricos.

## **Capítulo 9. Diseño de sistema de reactores TAD**

### **9.1 Introducción al tema flotante**

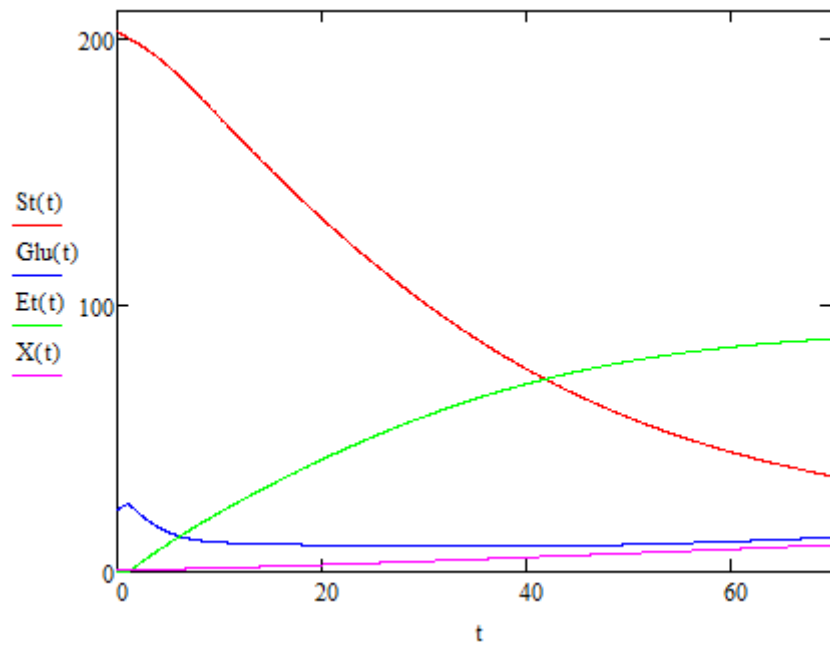
En este capítulo se pretende llevar a cabo el diseño de los reactores de una manera diferente a la propuesta en el capítulo 5. En lugar de diseñar cuatro reactores operando en forma continua y en serie, se pretende comparar con el diseño llevado a cabo si se emplean reactores discontinuos.

Los mismos balances de masa que se habían planteado con anterioridad en la cinética química, siguen siendo de utilidad para llevar a cabo el nuevo análisis.

Como previamente se estipuló, el tiempo de licuefacción es de 2 horas, sin embargo, dado el uso de la enzima seleccionada, no se requiere de un reactor adicional para llevar a cabo dicho proceso; en tal sentido las comparaciones, así como la profundidad y detalle en el diseño ahondan en los reactores de SSF. Así mismo se evaluará la cantidad de reactores necesarios para cubrir los requerimientos y el sistema de agitación.

Respecto al capítulo 2, el modelo cinético propuesto fue formulado para un vaso de precipitado en condiciones controladas en un laboratorio, con lo cual esas mismas expresiones son de utilidad para dimensionar los reactores a escala industrial de forma TAD. Se desestiman problemas de cambio de escala ya que es un análisis conceptual y teórico.


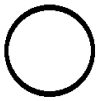







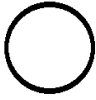







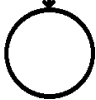
























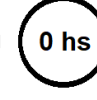







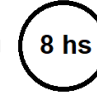








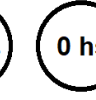
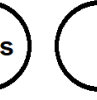



Si se recuerda el modelo propuesto:



**Figura 9.1.** Progresión de concentraciones con parámetros cinéticos para el modelo.

La forma de trabajo se encuentra esquematizada en la figura 9.2 de forma de visualizar la idea con mayor facilidad y ayudar a su comprensión.

## 9.2 Propuesta de reactores TAD

Puesta en Marcha	Sistema de Reactores							
0 hs	<div style="text-align: center;">Carga ↓</div> 							
2 hs								
10 hs		<div style="text-align: center;">Carga ↓</div> 						
12 hs								
20 hs			<div style="text-align: center;">Carga ↓</div> 					
22 hs								
30 hs				<div style="text-align: center;">Carga ↓</div> 				
32 hs								

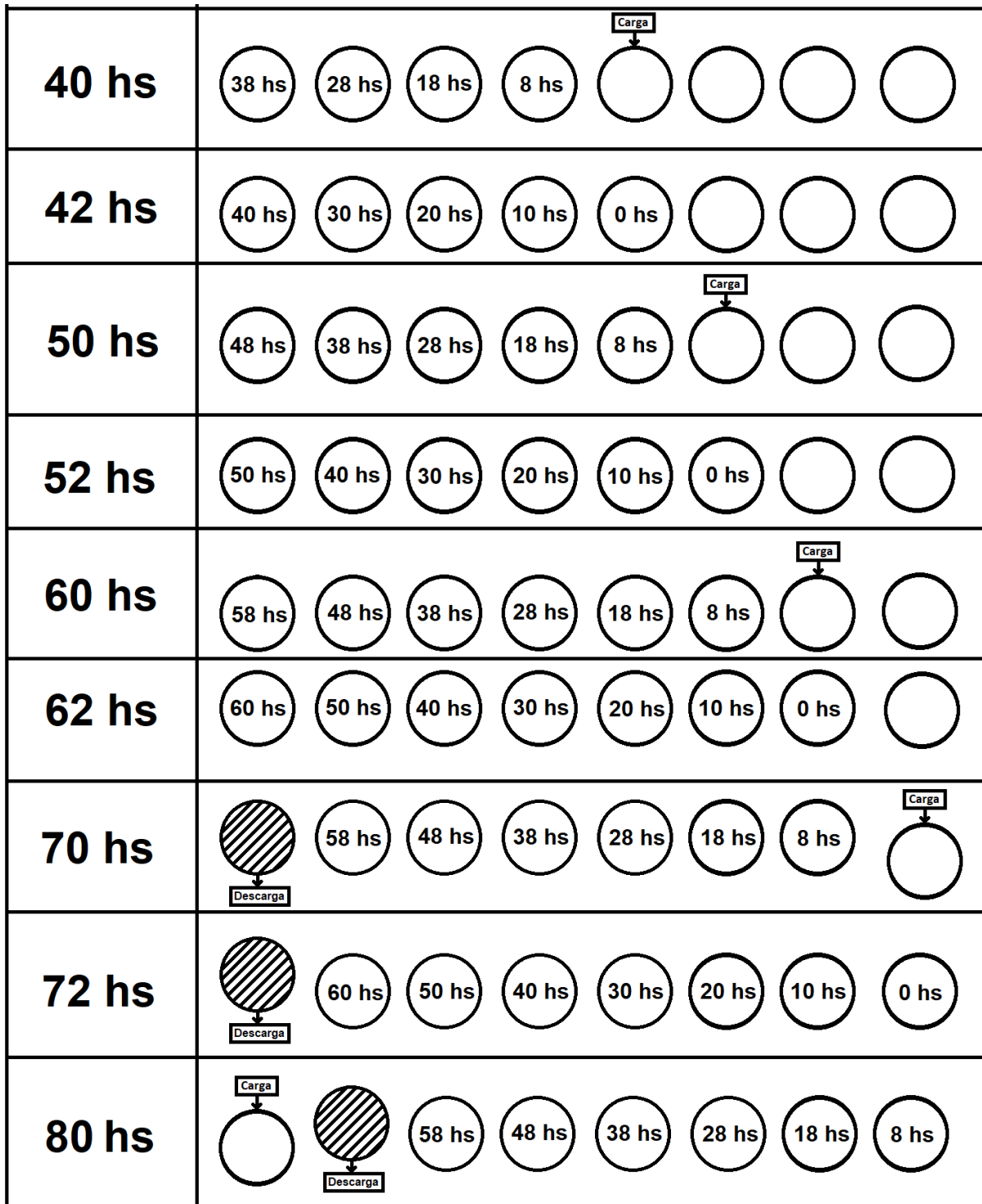


Figura N°9.2. Esquema sistema de reactores

En cada reactor se estiman dos horas de carga y limpieza previo al proceso de SSF. Una vez que el mismo se encuentra completamente cargado, se estipulan 60 hs de reacción de modo de establecer mismos tiempos que en reactores tipo TAC y ofrecer un punto de comparación entre ambas disposiciones. A ese tiempo la

reacción ocurre casi en su totalidad, sin embargo puede evidenciarse que al operar de forma discontinua se alcanza una concentración de etanol menor (84,11 kg/m<sup>3</sup>) que al hacerlo de forma continua (86,805 kg/m<sup>3</sup>). Al realizar dichas modificaciones se requiere un caudal mayor al propuesto, de forma de alcanzar la concentración y cantidad de producto requerida a la salida del sistema de destilación.

El tiempo de residencia proviene de la cinética intrínseca dada por la naturaleza del proceso, como puede verse en el gráfico 9.1, donde se asume que mayores tiempos incurrirán en mayor gasto de procesamiento y no se alcanzará una mejora significativa en la cantidad de etanol obtenido.

Luego se proponen 10 hs de descarga del reactor, tiempo suficiente para mantener un flujo continuo si se emplean 8 reactores TAD desfasados en su operación, como se muestra en el esquema 9.2.

Al ser flujo continuo no se considera el empleo de tanques de almacenamiento de producto, pero sí de materia prima que ingresa al reactor. El volumen del mismo y las consideraciones tenidas en cuenta se detallan en la sección correspondiente 9.3.

### **9.3 Dimensionamiento**

#### **9.3.1 Volumen de cada reactor TAD**

Se contempla un caudal de descarga de 275 m<sup>3</sup>/hr para cada reactor. A dicho caudal se logran los requerimientos de producto establecidos en el proyecto. A continuación se presenta el volumen de cada reactor:

$$\text{Volumen de reactor} = Q_{\text{volumétrico}} * \text{tiempo de descarga}$$

**Ecuación 9.1.** Cálculo de volumen de reactor

$$\text{Volumen de reactor} = 275 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} * 10 \text{hs} = 2.750 \text{m}^3$$

Se aclara que la concentración de etanol obtenida en esta propuesta TAD, se asume para el peor de los casos, es decir 60 horas de residencia del elemento de fluido, ya que al comenzar la descarga, una gran cantidad de dichos elementos permanecerán más tiempo hasta que se proceda a la descarga completa.

### **9.3.2 Volumen del tanque de almacenamiento de maíz molido previo al ingreso del reactor.**

Con la configuración propuesta, cada 10 horas uno de los reactores demandará materia prima. De los balances de masa para reactores tipo TAD, se conoce la cantidad de grano molido que debe ingresar al reactor. Esa cantidad establecida debe generarse en un transcurso de 10 hs, el cual corresponde a la carga de uno de los 8 reactores de manera de no generar acumulación o falta de materia prima.

Masa de Grano molido a ingresar al reactor = 746.704,48 kg/carga de reactor.

Dicha masa se estima de los balances como almidón, glucosa, agua y nutrientes, es decir las componentes del grano que ingresan al reactor.

Para dimensionar el tanque de almacenamiento, conociendo la masa necesaria de grano molido, se puede hallar mediante las densidades de las componentes que constituyen dicha corriente, el volumen mínimo requerido para dicho tanque.

$$\text{Volumen de tanque} = \Sigma \left( \frac{\text{Masa de componente}}{\text{Densidad de componente}_i} \right) = 539 \text{ m}^3$$

**Ecuación 9.2.** Cálculo de volumen de tanque de almacenamiento

Además se determina en base a los requerimientos de grano molido, la masa de mazorca requerida, el cual constituye gasto de materia prima para la planta.

Masa de mazorca requerida = 1.096.332,90 kg/carga.

Caudal de mazorca requerida = 109.633,29 kg/hr

### **9.4. Balances de masa y resultados obtenidos.**

Para realizar los cálculos se emplea la cinética presentada en el capítulo 2. Se utiliza el mismo tiempo de residencia que en la operación continua y se busca un volumen de reactor que verifique, junto con las concentraciones semilla de dicho paper<sup>1</sup>, concentraciones de salida en el reactor tal que el sistema de destilación posterior garantice una fracción de 0,987 masa en masa de etanol para el destilado y la cantidad de producto establecida en el proyecto. Con esta propuesta se logra

dicha pureza y 23.297 kg/hr para el producto destilado. Se aclara que el sistema de destilación empleado es el seleccionado en el capítulo 6 para reactores continuos.

**Tabla 9.1.** Balance de masa del proceso de desgrane

Desgranadora (en 10 horas) continua		Unidad	Fracción másica
Entrada de Mazorca	109.633	Kg/hr	
Granos totales	93.474	Kg/hr	0,85
Cañote de maíz	16.159	Kg/hr	0,15
Granos a clasificar	93.474	Kg/hr	
Cañote de maíz para caldera	16.159	Kg/hr	

**Tabla 9.2.** Balance de masa del proceso de clasificado

Clasificador de Aire (continuo) (en 10 horas)		Unidad	Fracción másica
Entrada Grano sucio	93.474	Kg/hr	
Grano útil	86.931	Kg/hr	0,93
Grano partido	6.543	Kg/hr	0,07
Grano Partido	6.543	Kg/hr	
Grano Limpio	86.931	Kg/hr	

**Tabla 9.3.** Balance de masa del proceso de molienda

Molienda (en 10 horas) continuo		Unidad	Fracción másica
M = Maíz de Materia Prima	86.931	Kg/hr	
Nutrientes para DGS	523	Kg/hr	0,01
Almidón de maíz	55.644	Kg/hr	0,64
Fibra	3.962	Kg/hr	0,05
Germen	8.298	Kg/hr	0,10
Agua de maíz	12.170	Kg/hr	0,14
Glucosa de Maíz	6.333	Kg/hr	0,07
C = Entrada Reactor desde molienda	74.670	Kg/hr	
Agua de maíz	12.170	Kg/hr	0,16
Almidón del maíz	55.644	Kg/hr	0,75
Nutrientes para DGS	523	Kg/hr	0,01
Glucosa de maíz	6.333	Kg/hr	0,08
Subproductos sólidos	12.261	Kg/hr	
Fibra	3.962	Kg/hr	0,32
Germen	8.298	Kg/hr	0,68

**Tabla 9.4.** Balance de masa del proceso de fermentación



Reactores TAD		Unidad	Fracción másica
A = Entrada de Agua para sacarificación	2.209.169	Kg total	
C = Entrada Reactor desde molienda	746.704	Kg total	
Agua de maiz	121.704	Kg	0,16
Almidon del maiz	556.435	Kg	0,75
Nutrientes para DGS	5.233	Kg	0,01
Glucosa de Maiz	63.333	Kg	0,08
Levaduras	1.375	Kg total	1
CO2 producido	211.723	Kg total	1
F = Entrada Destilador	2.745.526	Kg total	
Entrada Etanol	231.311	Kg	0,08
Entrada Agua	2.330.872	Kg	0,85
Entrada Levaduras	23.276	Kg	0,01
Entrada Glucosa	31.188	Kg	0,01
Entrada Almidon	123.646	Kg	0,05
Nutrientes para DGS	5.233	Kg	0,00

**Tabla N°9.5.** Balances en el destilador

Destilador (continuo)		Unidad	Fracción másica
F = Entrada Destilador	259.553	Kg/hr total	
Entrada Etanol	23.131	Kg/hr	0,09
Entrada Agua	218.087	Kg/hr	0,84
Entrada Levaduras	2.328	Kg/hr	0,01
Entrada Glucosa	3.119	Kg/hr	0,01
Entrada Almidón	12.365	Kg/hr	0,05
Nutrientes para DGS	523	Kg/hr	0,00
P = Destilado	23.297	Kg/hr Total	
Destilado Etanol	22.994	Kg/hr	0,99
Destilado Agua	303	Kg/hr	0,01
W = Agua Tercer Torre	9.552	Kg/hr Total	
Salida Agua	9552	Kg/hr	1,00
S = Mosto	226.705	Kg/hr Total	
Etanol en Mosto	137	Kg/hr	0,00
Agua en Mosto	208.234	Kg/hr	0,92
Levadura en Mosto	2.328	Kg/hr	0,01
Glucosa en Mosto	3.119	Kg/hr	0,01
Almidón en Mosto	12.365	Kg/hr	0,05

Nutrientes para DGS	523	Kg/hr	0,00
---------------------	-----	-------	------

**Tabla N°9.6.** Balances en la centrífuga

Centrífuga (en continuo)		Unidad	Fracción másica
S = Mosto	226.705	Kg/hr Total	
Etanol en Mosto	137	Kg/hr	0,00
Agua en Mosto	208.234	Kg/hr	0,92
Levadura en Mosto	2.328	Kg/hr	0,01
Glucosa en Mosto	3.119	Kg/hr	0,01
Almidón en Mosto	12.365	Kg/hr	0,05
Nutrientes en Mosto	523	Kg/hr	0,00
WDG	1.495	Kg/hr Total	
Nutrientes para DGS	523	Kg/hr	0,35
Humedad de WDG	972	Kg/hr	0,65
Destilados de maíz	225.210	Kg/hr Total	
Levadura en Destilados	2.328	Kg/hr	0,01
Glucosa en Destilados	3.119	Kg/hr	0,01
Almidón en Destilados	12.365	Kg/hr	0,05
Etanol en Destilados	137	Kg/hr	0,00
Agua en Destilados	207.262	Kg/hr	0,91

**Tabla N°9.7.** Balances en el evaporador

Evaporador (en continuo)		Unidad	Fracción másica
Destilados de maíz	225.210	Kg/hr Total	
Levadura en Destilados	2.328	Kg/hr	0,01
Glucosa en Destilados	3.119	Kg/hr	0,01
Almidón en Destilados	12.365	Kg/hr	0,05
Etanol en Destilados	137	Kg/hr	0,00
Agua en Destilados	207.262	Kg/hr	0,92
Jarabe concentrado	108.249	Kg/hr Total	
Levadura en Mosto	2.328	Kg/hr	0,02
Glucosa en Mosto	3.119	Kg/hr	0,03
Almidón en Mosto	12.365	Kg/hr	0,11
Agua en Mosto	90.438	Kg/hr	0,84
Agua/Etanol evaporado	116.961	Kg/hr Total	
Etanol Evaporado	137	Kg/hr	0,00
Agua Evaporada	116.824	Kg/hr	1,00

## 9.5 Diseño de sistema de control

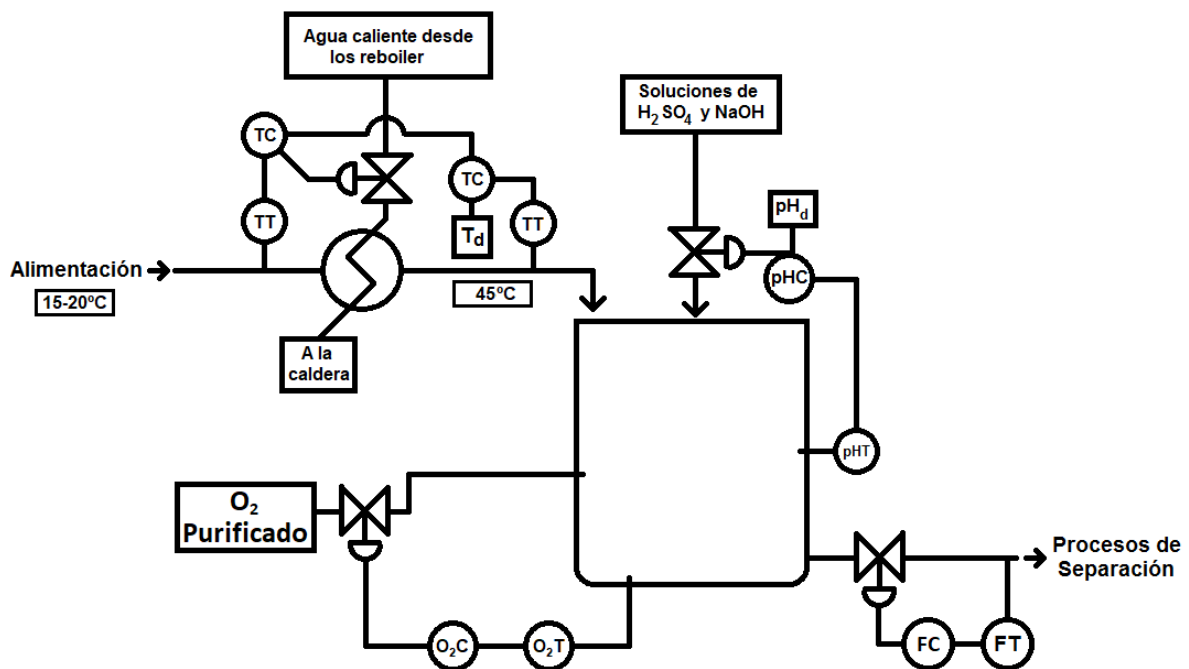
Al igual que en el sistema de reactores tipo TAC, en los reactores tipos batch

se debe controlar diferentes variables de proceso, como la temperatura de la alimentación, la temperatura del reactor durante las 60 horas de reacción, el pH del fluido de proceso y la concentración de oxígeno disuelto.

Tienen semejanzas directas, tales como el sistema de control de pH en cada uno, de modo de mantener el nivel de acidez entre 3,5 y 5,5, lo que favorece el crecimiento de colonias de bacterias.

A diferencia del sistema TAC en serie, en el reactor TAD se deben controlar los niveles de oxígeno en cada reactor por separado, donde las concentraciones iniciales deben favorecer el desarrollo celular, y a medida que avanza la reacción, su nivel debe disminuir de modo que se favorezca la fermentación anaeróbica, produciendo bioetanol en las cantidades deseadas.

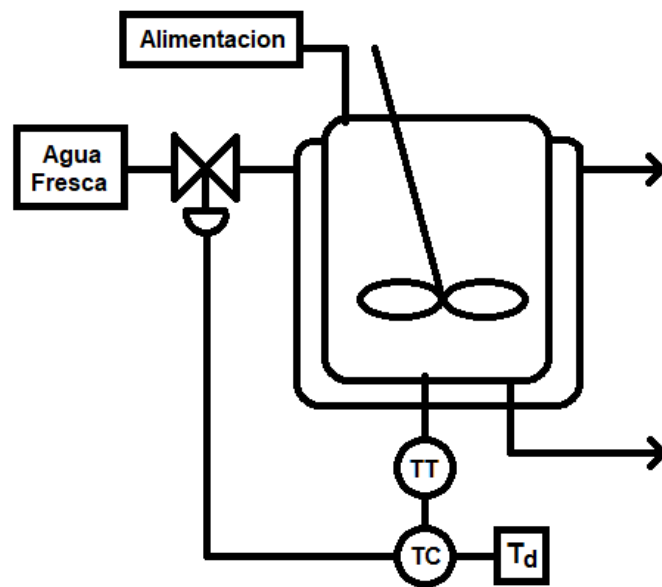
Otra diferencia fundamental es el sistema de enfriamiento, donde cada reactor por separado debe enfriarse con su respectiva camisa, para mantener la temperatura óptima de operación, la cual es 45 °C.



**Figura 9.3.** Sistema de control de cada reactor TAD deSSF.

Como se puede observar el sistema de control es semejante al TAC, sin embargo se requieren ocho sensores de nivel de oxígeno, es decir uno para cada reactor, además de medidores de pH y una mayor cantidad de sensores de

temperatura.



**Figura 9.4.** Sistema de control de calor del reactor TAD deSSF.

Como puede observarse en la Figura 9.4, el control del caudal de agua de enfriamiento en los reactores TAD debe ser controlado unitariamente, además que ya no responde a un sistema de control en cascada como en el arreglo del sistema tipo TAC.

### 9.6 Requerimiento energético de agitación

Se asume el tamaño de cada reactor, acorde a lo estipulado con anterioridad ( $2750 \text{ m}^3$ ), sin embargo, se considera aproximadamente un 10% de volumen adicional al simulado para cada reactor, contemplando que dicho espacio se debe a la formación de gases propios de la reacción, resultando en un volumen de  $3000 \text{ m}^3$ .

Se puede dimensionar los diámetros y alturas correspondientes para cada reactor con sus propiedades, por relaciones bibliográficas <sup>2</sup>.

Se aclara que el sistema de reactores no presenta baffles.

Por las mismas razones explicadas en el sistema TAC, se seleccionan agitadores tipo turbina axial.

Con la tabla 5.2 presentada en el capítulo 5, se hallan las relaciones necesarias que debe cumplir el agitador elegido.

$$\text{Diámetro de tanque/Diámetro de impulsor} = 5,2$$

**Ecuación 9.3.**

$$\text{Altura de Líquido/Diámetro de impulsor} = 5,2$$

**Ecuación 9.4.**

$$\text{Volumen de Líquido} = \pi * \text{Altura de Líquido} * (\text{Diámetro de Tanque})^2 / 4 = 2.750\text{m}^3$$

**Ecuación 9.5.**

$$\text{Volumen de Tanque} = \pi * \text{Altura de Tanque} * (\text{Diámetro de Tanque})^2 / 4 = 3.000\text{m}^3$$

**Ecuación 9.6.**

Resolviendo estas relaciones de la Ecuación 9.3 y Ecuación 9.4, se halla que  $D_T = H_L$ , y reemplazando en la Ecuación 9.5 se encuentra que  $D_T = H_L = 15,185$  metros. Conociendo el diámetro del tanque en la Ecuación 9.6 se obtiene  $H_T = 16,565$  metros.

De la ecuación Ecuación 9.3, se halla que  $D_i = 2,92$  metros. Pero debido a que el largo del del agitador produce un gasto energético muy alto, se procede a colocar dos agitadores de 1,5 metros cada uno.

De información suministrada anteriormente<sup>2</sup>, se sabe que la turbina gira a una velocidad de 30 rpm, de manera tal que no se generen fuerzas de corte tal que puedan producir el deterioro o muerte de las células del medio.

Para conocer la potencia debe calcularse el Reynolds. El mismo se estima aproximando la densidad y la viscosidad del sistema como la del agua. En tanto que para esta última propiedad, se considera un 25% adicional al valor del agua obtenido de bibliografía, debido a los sólidos en suspensión ( $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$  y  $\mu = 1.25 * 10^{-3} \text{ kg/seg} * \text{m}$ ).

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

**Ecuación 9.7.**

El valor obtenido de Reynolds es  $2,139 * 10^7$ . Con dicho valor se ingresa a la curva 19 del gráfico 5.1 que se encuentra en el capítulo 5, correspondiente a turbina axial de 4 palas con ángulo de  $45^\circ$ , con lo cual se halla el valor del número de Po, siendo 0,6.

Luego, la potencia para el agitador tipo turbina se debe corregir, debido a que el número de Po cambia su valor al no respetarse las relaciones originales mostradas en la ecuación 9.3 y 9.4. Al emplear dos agitadores centrados, uno de ellos se encuentra a  $Z_{i \text{ superior}} = 2 * Z_{i \text{ inferior}} = 2 * 1,305 \text{ metros} = 2,61 \text{ metros}$ .

A continuación se presenta la expresión empleada para la corrección.

$$P_{o_{real}} = P_{o_{Original}} * \sqrt{\square}$$

**Ecuación 9.8**

La energía consumida por agitación para cada reactor para el proceso de SSF se puede calcular mediante la ecuación 9.8 para cada agitador, siendo N y d la cantidad de rpm y el diámetro del agitador, respectivamente:

$$-W = P_o * \rho * N^3 * d^5$$

**Ecuación 9.9.** Cálculo de la potencia de un motor eléctrico

Reemplazando en la Ecuación 9.9 los valores del reactor diseñado en el proyecto en el numerador y las relaciones originales de bibliografía en el denominador, se obtiene el  $P_{o_{Real inferior}} = 1,168$  para el agitador inferior, y el  $P_{o_{Real superior}} = 1,652$  para el superior ( $Z_{i superior} = 2 * Z_{i inferior}$ ).

Entonces, reemplazando todos los valores en la ecuación 9.8, se obtiene que la potencia del agitador inferior es  $P_{Inferior} = 275$  kW. Debido a que dicho valor es el gasto mínimo para un motor, se multiplica por un factor de efectividad, que acorde a bibliografía <sup>3</sup>, se estima en 70% para la mayoría de motores, por lo que la potencia real es de  $P_{Inferior real} = (P_{ideal}) / (0,7) = 392,8$  kW.

De igual manera, se halla el gasto del agitador superior, por lo que se obtiene una potencia  $P_{Superior} = 388,9$  kW, y al ajustar su potencia por el factor de efectividad, se obtiene que su gasto de potencia es  $P_{Superior real} = 555,6$  kW

De ambos valores, se puede hallar el gasto total de cada reactor como la suma de ambas potencias,  $P_{Reactor} = 948,5$  kW (1271,9 HP).

## 9.7 Diferencias TAC/TAD

Se comparan ambos sistemas propuestos, la operación en forma continua y discontinua desde distintos aspectos. A grandes rasgos se evidencia que se necesitan cuatro reactores tipo TAC para lograr los requerimientos de concentración y caudal de producto deseado a la salida del sistema de destilación, los cuales tienen un volumen de 4000 m<sup>3</sup> cada uno, en cambio para el sistema TAD se

requieren ocho reactores de 2750 m<sup>3</sup> cada uno para lograr los requerimientos deseados. En ambos casos se adiciona el 10% de volumen por liberación de gases a cada reactor.

Si se comparan las producciones obtenidas, se encuentra que de forma continua se obtienen 22.720 kg/hr, en tanto que de forma batch se logran 23.297 kg/hr, es decir ambos diseños cumplen los requerimientos impuestos al comienzo del proyecto.

Al analizar la necesidad de materia prima en cada caso, en TAC se requieren 103.653 kg/hr de mazorca y en TAD 109.633 kg/hr. Se aclara que dicha comparación se realiza asumiendo que los 8 reactores de la propuesta discontinua se disponen de forma tal que generen una descarga continua de producto; además un reactor cada diez horas requerirá materia prima, por lo cual la mazorca que ingresa a la planta se procesa para abastecer la demanda de ese reactor, necesitando un tanque de almacenamiento de grano molido que contenga un volumen equivalente para almacenar dicha necesidad, esto es aproximadamente 540 m<sup>3</sup>.

En cuanto a costos de inversión, en esta propuesta se requieren mayor cantidad de equipos y medidores-transmisores tanto de temperatura como de oxígeno.

Respecto del sistema de agitación discontinuo, si se emplean agitadores del mismo tipo y disposición, los consumos de potencia totales para cada reactor son 948,5 KW, siendo que el sistema en régimen mantiene siete de los ocho reactores operando. En cambio en el sistema TAC cada reactor necesita 1074,8 KW, requiriendo solo cuatro reactores, por lo cual el sistema TAC consume 2340 KW menos.

Se concluye que por costos de materia prima, agitación e inversión en cantidad de equipos como así también mantenimiento de la planta, se prefiere el sistema TAC.

## **9.8 Resumen ejecutivo capítulo 9**

En este capítulo se procede a analizar cómo se modifica el proyecto si se emplea una configuración de reactores de tipo TAD.

A modo de evitar un caudal pulsante que ingrese al sistema de destilación, se

procede a plantear un ciclo de descarga continuo, donde se dispone de ocho reactores de SSF de 3000 m<sup>3</sup>, que disponen de un tiempo de 2 horas de carga y limpieza, 10 horas de descarga y 60 horas de fermentación.

A partir de esta propuesta, y de los datos cinéticos propuestos en el paper analizado en este capítulo, se encuentran las concentraciones de salida de cada reactor pasado el tiempo de reacción estipulado, y se verifica si dicho caudal de servicio (270 m<sup>3</sup>/hr) que ingresa al destilador cumple con los requisitos de producción a la salida del sistema de destilación, tanto en cantidad como en concentración, obteniendo como resultado una producción de 23.297 kg/hr con una fracción másica de etanol de 0,987, cumpliendo con las expectativas requeridas.

Se analiza el consumo de cada sistema de agitación en cada reactor, hallando un gasto energético de agitación para cada reactor de 948,5 kW, y se diseña para cada reactor el sistema de control requerido para llevar a cabo el proceso de SSF.

Luego, se comparan los resultados respecto al sistema TAC previamente diagramado, y se obtiene como resultado que el sistema completo de forma continua tiene menores gastos de operación (el sistema de agitación en batch consume 2340 kW extra para operar respecto al tipo continuo) y requiere una menor inversión en equipos, ya que, por lo expuesto, se requiere una mayor cantidad de reactores en forma discontinua, así como de equipamiento de control, para obtener una producción similar en el sistema TAD que en el sistema TAC.



## **Capítulo 10. Análisis económico del proyecto.**

Para el desarrollo económico de este capítulo, se debieron determinar los precios de los equipos. A continuación se detalla el empleo de las correlaciones que permitieron encontrar dichos valores, en caso de no contar con un valor aproximado por el fabricante. Luego se resumen los valores obtenidos en forma conjunta y se presentan en una tabla. En este análisis de costos se incluyen los equipos de pre-tratamiento de materia prima de mayor relevancia:

### **10.1. Equipos principales**

#### ***10.1.1 Desgranadora***

Se requieren tratar 100 tn/hr de mazorca.

Se emplean dos desgranadoras<sup>1</sup> de 50 tn/hr cada uno.

De catálogo se encuentra el precio para una desgranadora industrial de 50 tn/hr, con lo cual se escala para la capacidad requerida.

El precio de catálogo es de US\$11.820, dicho valor fue aportado por el fabricante.

Costo de las dos desgranadoras = US\$ **23.640**.

El consumo de cada desgranadora es 40 HP. El consumo total es 80 HP.

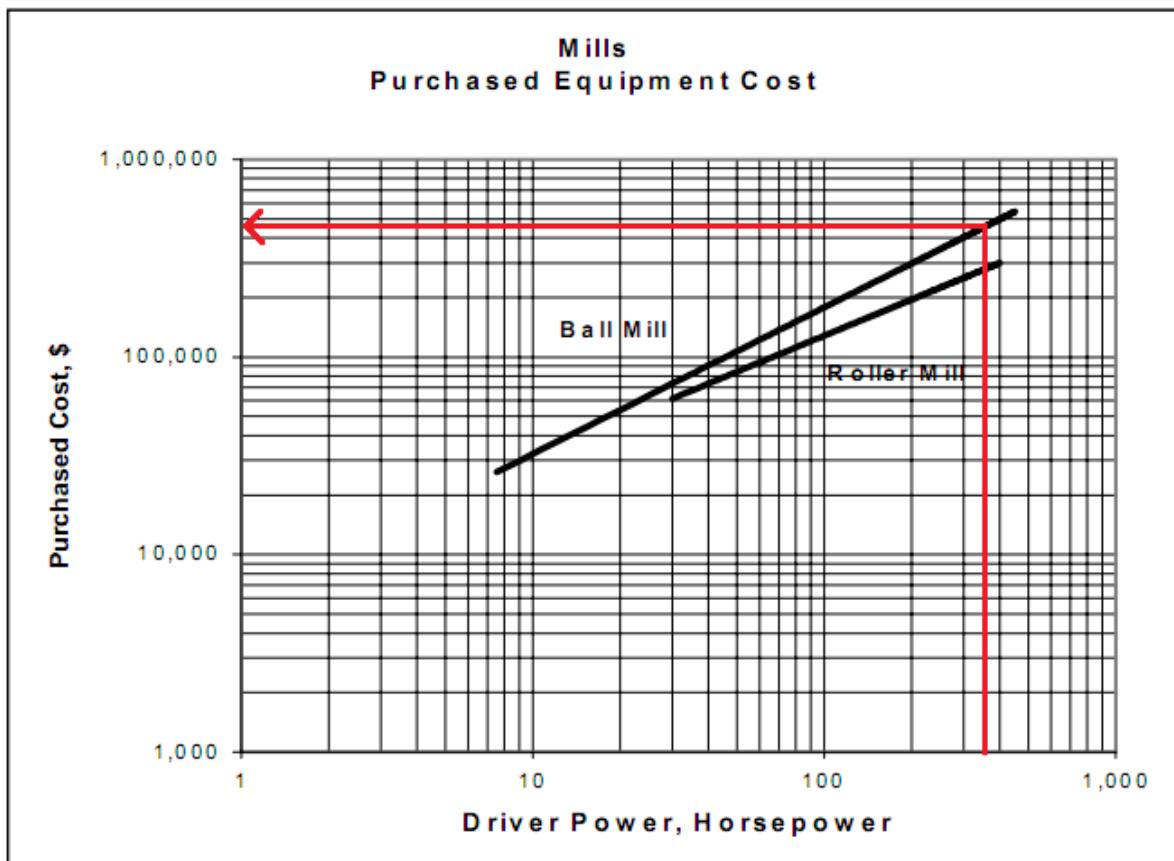
#### ***10.1.2. Clasificador***

Se requieren dos clasificadores <sup>2</sup> de 50 tn/hr cada uno. Cada uno de ellos consume 177 HP. De catálogo se encuentra que el precio de cada equipo es US\$ 1.000.

El precio de ambos clasificadores es US\$**2.000**

#### ***10.1.3. Molino***

El molino<sup>3</sup> utilizado es de bolas. Se requiere un solo equipo. El consumo de potencia es de 375 HP.



**Gráfico N°10.1.** Costo de molino año 1998.

El valor obtenido del gráfico anterior para el año correspondiente es de US\$ 470.000. Este valor es actualizado a precio actual por la ecuación siguiente:

Empleando la ecuación:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{I_2}{I_1} \right) \quad (1)$$

*Ecuación 10.1*

Donde:

$C_2$  = el costo a tiempo actual

$C_1$  = el costo a tiempo anterior

$I_2$  = el índice a tiempo actual (valor encontrado más actual, en año 2010, 555.3 )

$I_1$  = el índice a tiempo anterior (para 1998 es 389.5)

$$C = US \$ 470.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right)$$

El costo del molino aproximado es de **US\$670.000**

#### 10.1.4. Destiladores

Se emplean tres destiladores en esta planta. Dos de las tres columnas operan a presión atmosférica, y la tercera a presión menor.

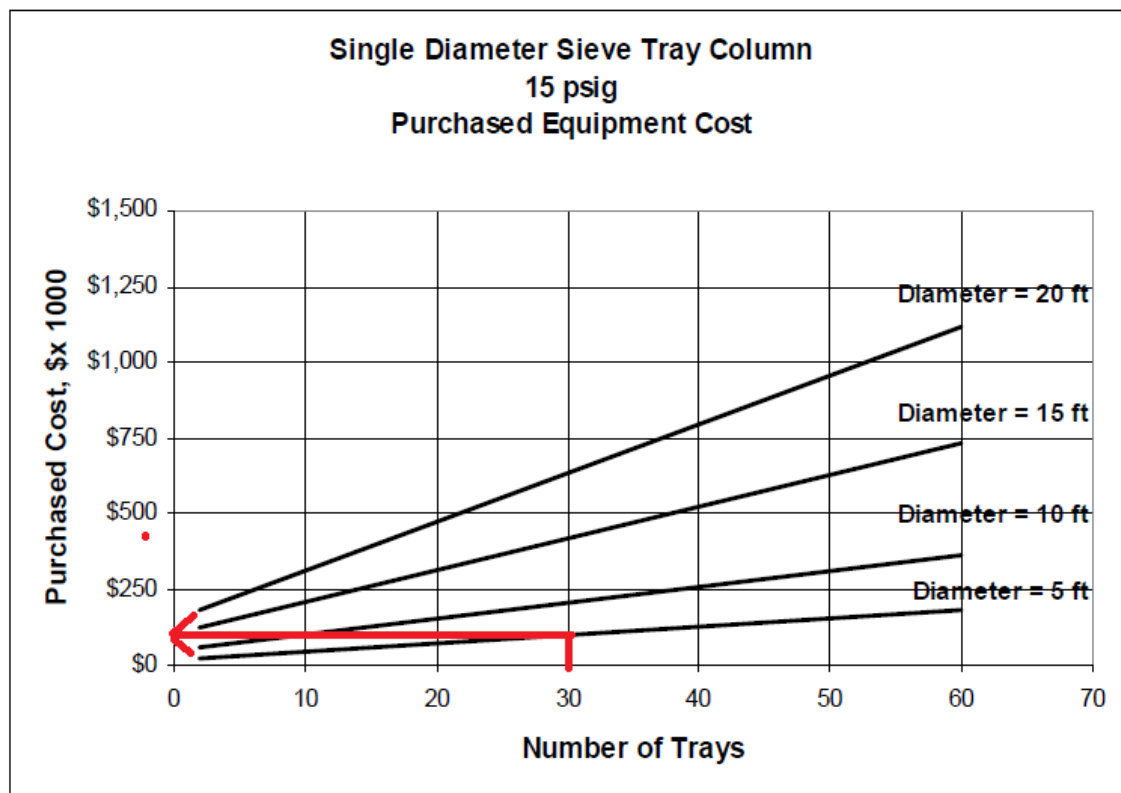
Para las columnas a presión atmosférica se emplean los gráficos que se muestran a continuación:

##### 10.1.4.1 Primer destilador

Presión de operación atmosférica

Número de platos = 30

Diámetro = 1.5 m (~ 5 ft)



**Gráfico N°10.2.** Precios de torre de destilación, como función del diámetro y número de platos. Año 1998

Este valor debe se estima en US\$100.000, sin embargo, al igual que en los otros casos, debe actualizarse.

El precio de esta torre de destilación se estima ~ **US\$143.000**

#### 10.1.4.2.Segundo destilador

Dada la similitud en diseño con la primer torre, se espera que el precio de la segunda sea similar ~**US\$143.000**

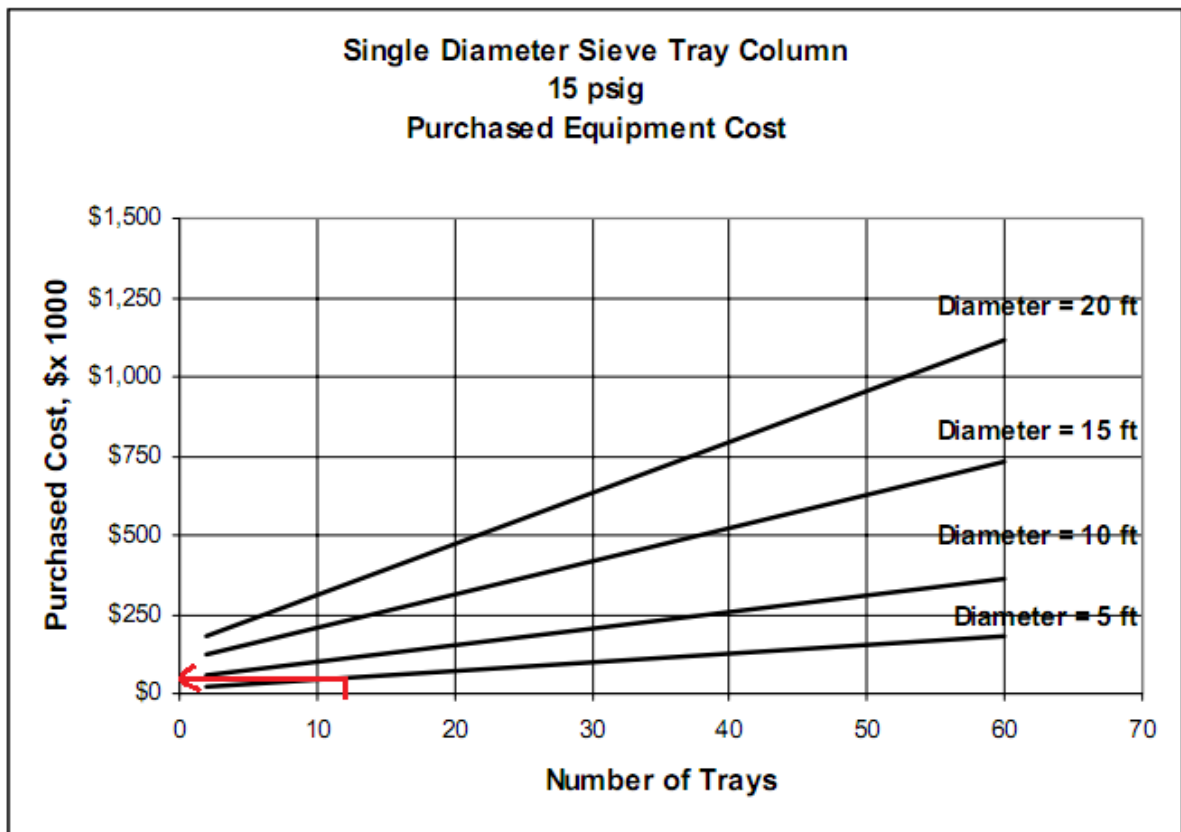
#### 10.1.4.3 Tercer destilador

Presión de operación = 0,15 atm

Número de platos = 12

Dado que esta torre opera en condiciones de vacío, se espera que su costo de diseño sea mayor al de las otras torres, ya que requiere condiciones de operación más complejas que garanticen tal presión, sin embargo emplea menos platos.

Ante ausencia de información para destiladores que operen a tal presión, se emplea la misma correlación que se utiliza bajo condiciones atmosféricas, sin embargo, se estima un 30% adicional a dicho valor, teniendo en cuenta la complejidad citada anteriormente.



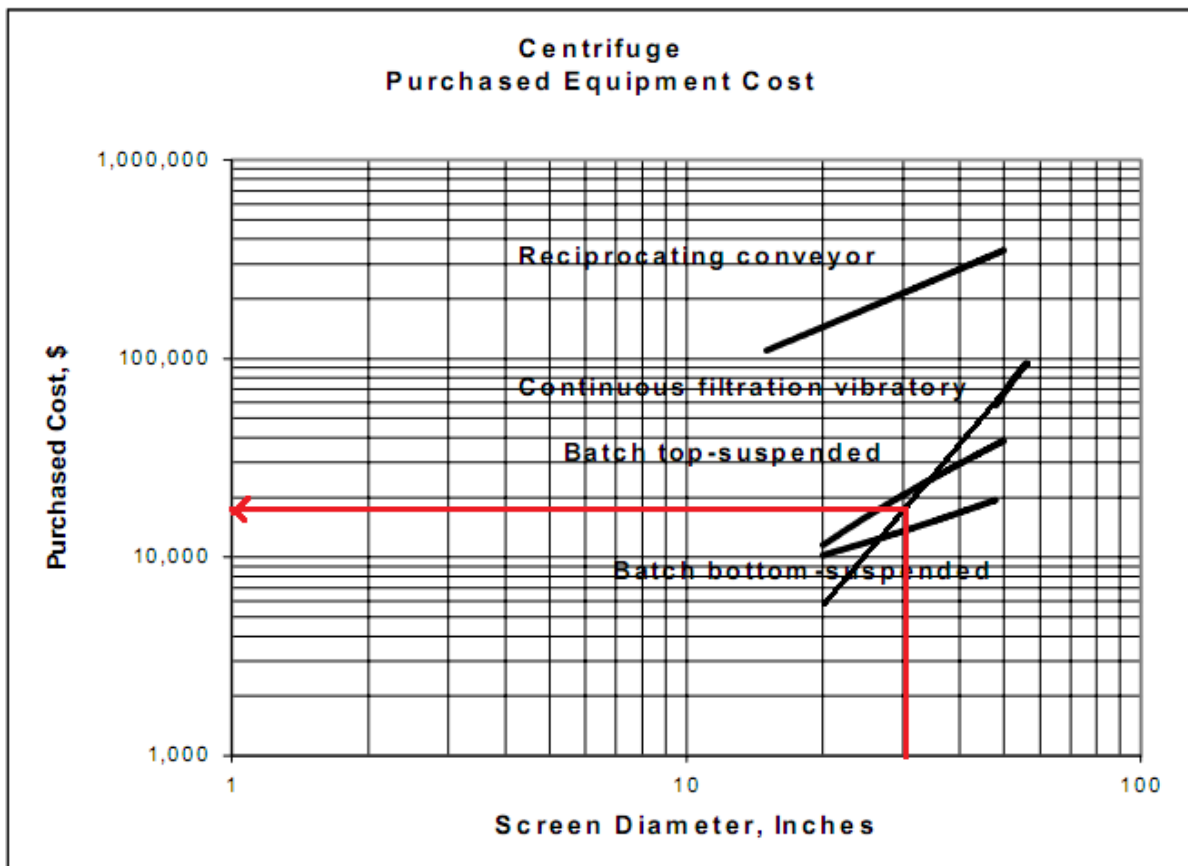
**Gráfico N°10.3.** Precios de torre de destilación, como función del diámetro y número de platos. Año 1998

Se estima un valor cercano a US\$ 30.000 del gráfico, al cual debe afectarse por los índices correspondientes a tiempo actual y el 30% mencionado. Se utiliza la ecuación 10.1 para corregir por índice de tiempo.

El valor del tercer destilador se estima en ~ **US\$ 55.600.**

### **10.1.5 Centrífuga**

Se emplean dos centrífugas<sup>4</sup> de la serie Z8E-4. El consumo de cada una de ellas es de 290 HP.



**Gráfico N°10.4.** Precios de la centrífuga para el año 1998.

El costo de cada equipo es US\$ 18.000, siendo necesario actualizar dicho valor a tiempo actual. El valor actualizado más próximo encontrado con la ecuación 10.1 es US\$ 25.620 aproximadamente. Siendo el costo de ambas centrífugas **US\$ 51.240**

#### 10.1.6. Evaporador

Se emplea un evaporador de triple efecto. Se encuentra un equipo similar de catálogo<sup>5</sup> de igual cantidad de efectos, para un consumo de vapor de 500 kg/hr, para el cual es costo es US\$ 31.000. Luego se afecta dicho valor por el factor de costo-capacidad.

Para ello se emplea la siguiente ecuación:

$$E_b = E_a \left( \frac{c_b}{c_a} \right)^{0.6}$$

Donde:

Eb = Precio a capacidad deseada.

Ea = Precio a capacidad conocida

Cb = Capacidad deseada

Ca = Capacidad conocida

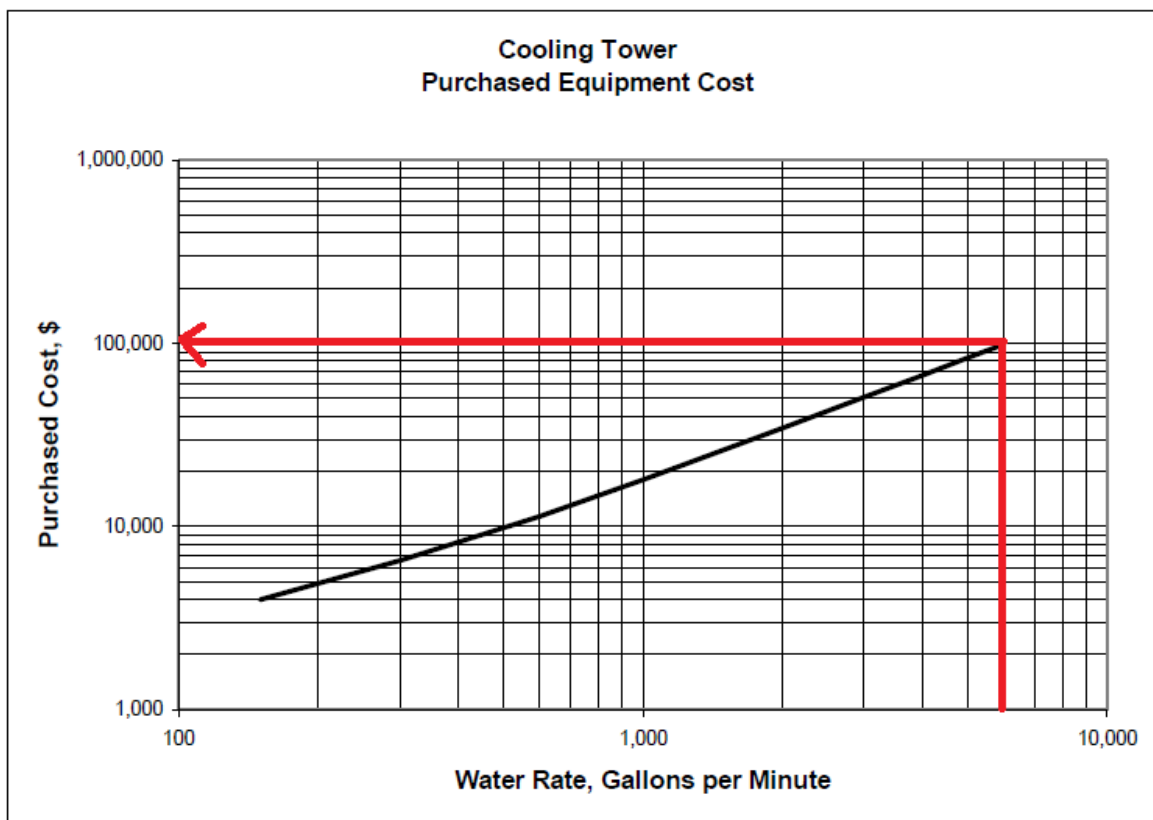
El precio para la capacidad requerida es **US\$ 585.288**

#### **10.1.7 Caldera**

Se encuentra el precio estimado de un catálogo<sup>6</sup>. Dado el amplio rango de precios disponibles, se toma una postura relativamente conservadora respecto de los precios disponibles, en función de los requerimientos que se preven. Al no tener el precio exacto para una capacidad deseada, no se puede aplicar el factor costo-capacidad, se estima por interpolación este valor ya que se dispone de un rango de precios asociado a un rango de capacidades. El costo de la misma es de **US\$ 300.000**.

#### **10.1.8 Torre de enfriamiento**

Dado el caudal de agua a tratar, estipulado en capítulos previos (45.464 gal/min), se emplea el siguiente gráfico:



**Gráfico N°10.5.** Precios de torres de enfriamiento en función del caudal a tratar. Año 1998

Como se observa del gráfico, se toma el máximo valor posible, luego se realiza corrección por capacidad.

Donde, empleando la ecuación 10.2, en este caso :

$$C_b = 45.464 \text{ gal/min}$$

$$C_a = 6000 \text{ gal/min}$$

$$E_a = \text{US\$}100.000$$

El valor obtenido además debe afectarse por los índices ya mencionado reemplazando en la ecuación 10.1.

El precio estimado finalmente de la torre de enfriamiento es ~ **US\$480.540**

### **10.1.9 Ventiladores.**

Ante ausencia de catálogos con precios industriales, se decide contemplar dicho costo en el 20% adicional a los valores de los equipos principales. Se requieren tres ventiladores. El consumo total es de 18,65 HP.



### **10.1.10 Torre de intercambio iónico**

Dado que la bibliografía encontrada en el capítulo 7 sugiere que la altura y los diámetros de las torres de intercambio iónico no superen los 6 m, se emplean acorde a nuestra demanda 4 columnas en paralelo, donde 3 columnas trabajan mientras una columna se regenera, quedando cada una con un diámetro de 1 metro y una altura de 3,2 metros.

Se emplean cuatro equipos de ablandamiento.

Se encuentra en catálogo<sup>7</sup> un precio de US\$ 8.000 para un caudal de agua de 30 ton/hr. Se requiere una capacidad total de 272,8 m<sup>3</sup>/hr, luego se tiene tres de los cuatro equipos operando en paralelo, con lo cual cada uno de ellos utiliza un caudal de 90,9 m<sup>3</sup>/ hr es decir, se corrige mediante la ecuación citada previamente.

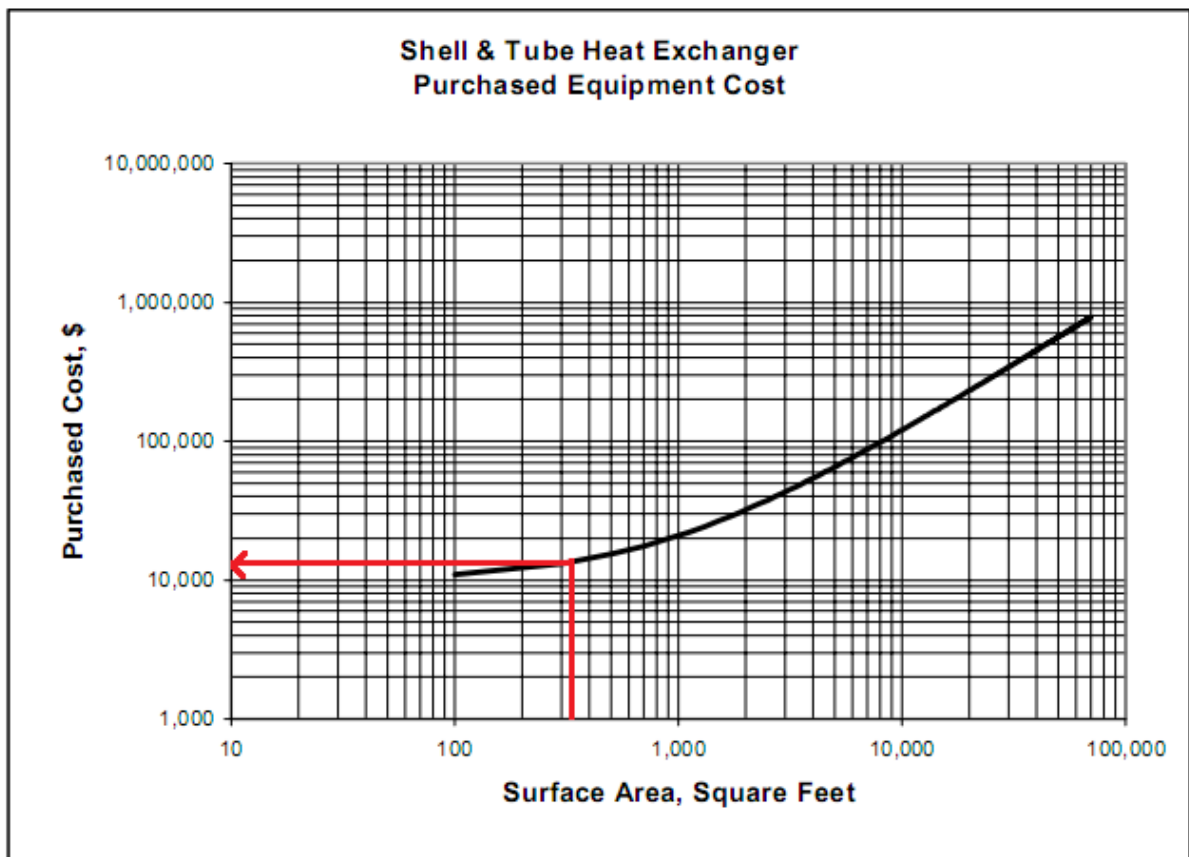
$$C = US\$ 8.000 * \left( \frac{90,9}{30} \right)^{0,6} = US \$ 15.560$$

Se obtiene un costo para los cuatro equipos de ablandamiento de **US\$62.240**

El precio de la bolsa de 25 L de resina<sup>8</sup> es de ARG\$ 3.300, por lo tanto para un volumen de resina del 80% del volumen del equipo (considerando el espacio para la expansión de la misma), es decir 10m<sup>3</sup> tiene un valor de ARG\$ 1.320.000. Con el valor del dólar a ARG\$ 37, se obtiene un precio de resina de **US\$ 35.675** .

### **10.1.11. Intercambiadores de calor**

#### 10.1.11.1 Intercambiador para el producto



**Gráfico N°10.6.** Precios del intercambiador de calor del producto. Año 1998

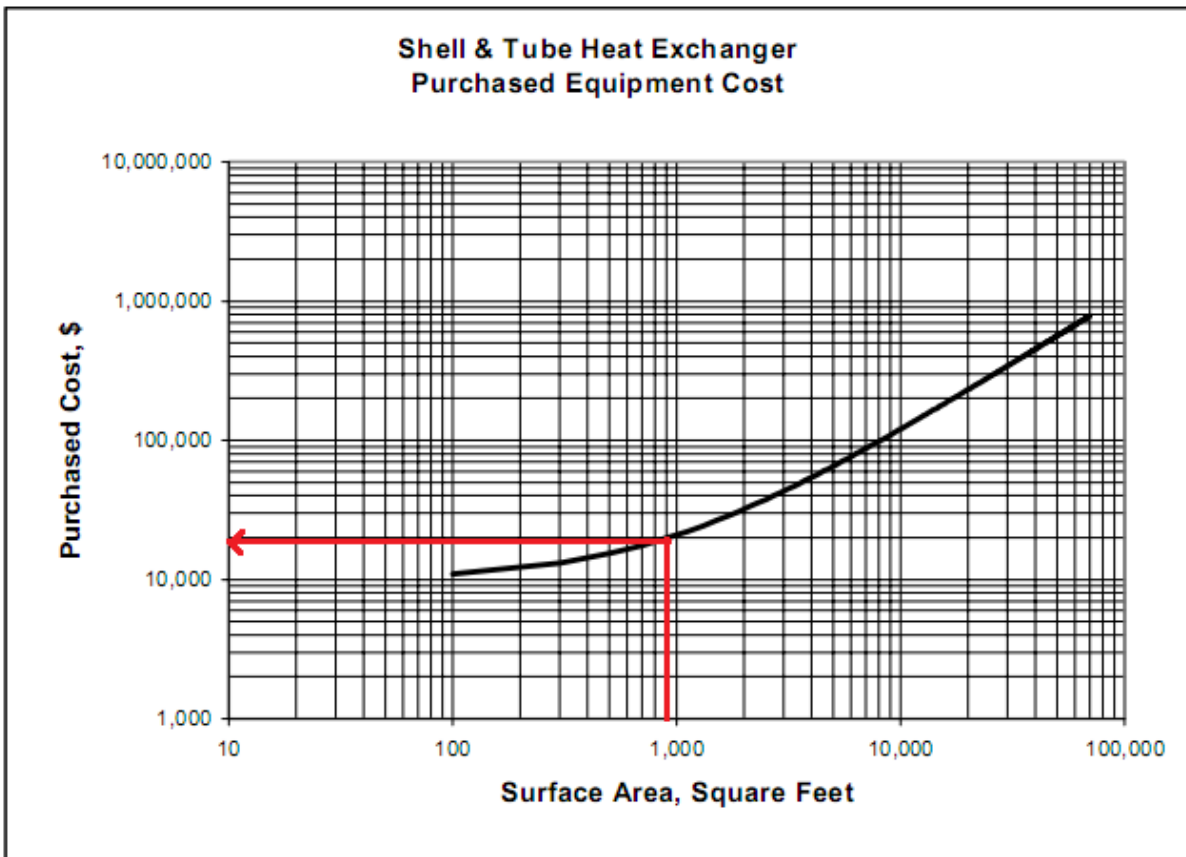
El precio de dicho intercambiador es de US\$ 13.000. Se corrige el valor a tiempo actual .

$$C = US \$ 13.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = 18.534 US \$$$

El costo para este equipo es de US\$ **18.534**

#### \_\_\_10.1.11.2 Intercambiador para reciclaje de agua

##### 10.1.11.2.1 Primer efecto



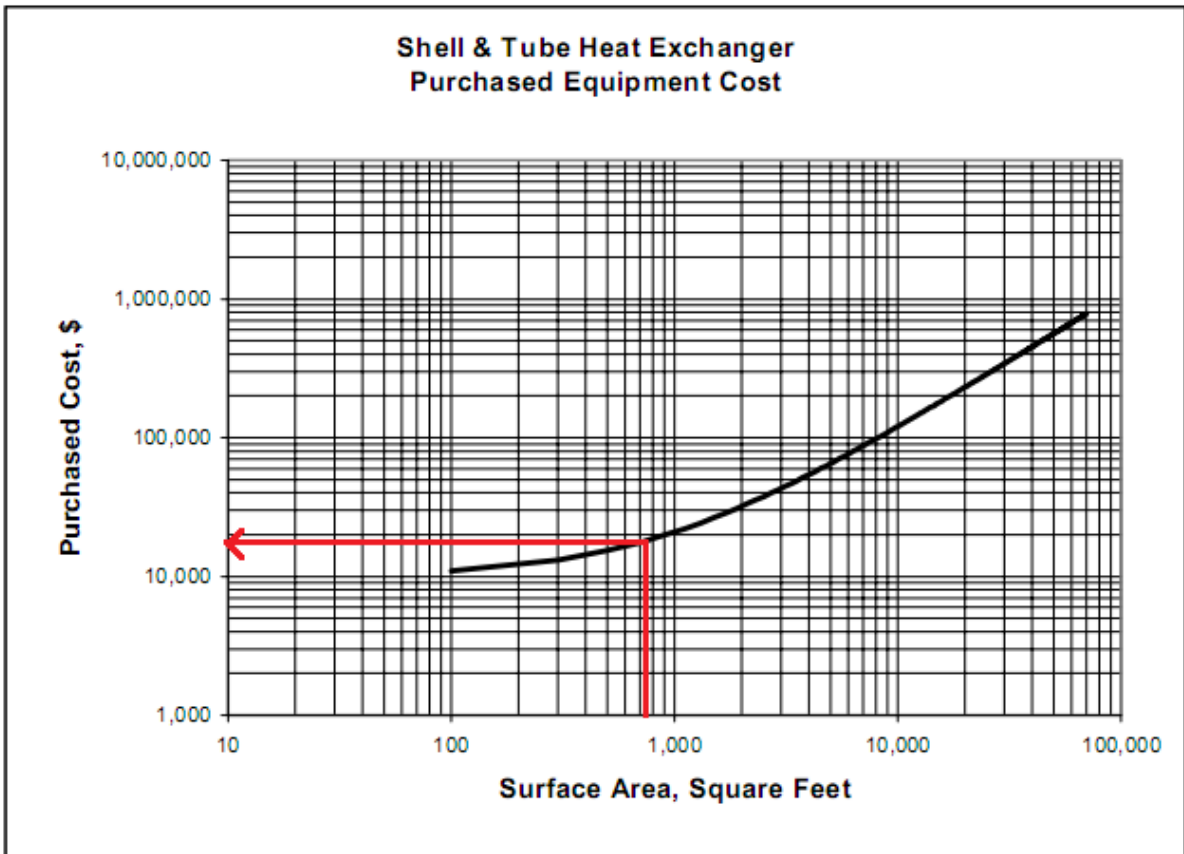
**Gráfico N°10.7.** Precios del intercambiador de calor para el reciclo de agua del primer efecto. Año 1998

El precio de dicho intercambiador es de US\$ 20.000. El mismo valor se actualiza con la ecuación mencionada anteriormente.

$$C = US\$ 20.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = 28.513 \text{ US\$}$$

El costo para este equipo es de US\$ **28.513**

#### 10.1.11.2.2 Segundo efecto



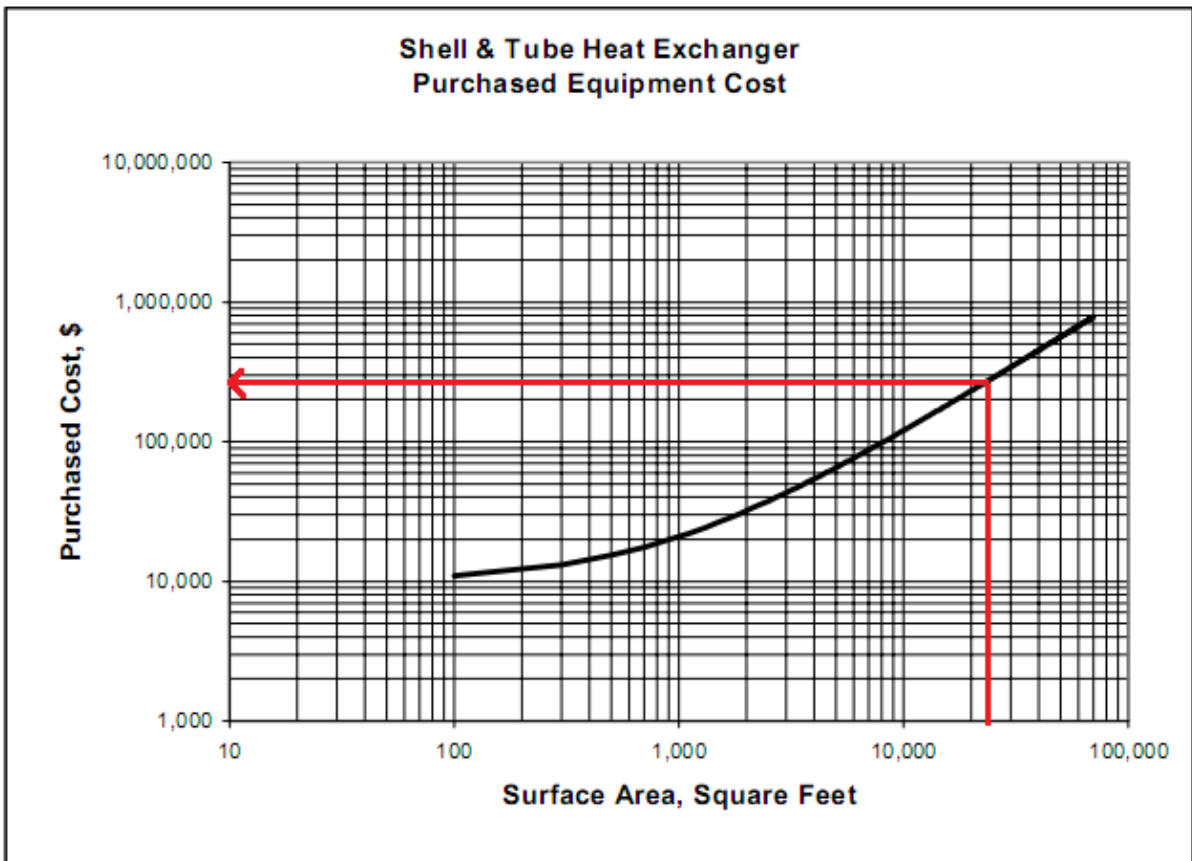
**Gráfico N°10.8.** Precios del intercambiador de calor para el reciclo de agua del segundo efecto. Año 1998

El precio de dicho intercambiador es de US\$ 18.000. Luego se obtiene el valor a tiempo actual.

$$C = US \$ 18.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = US \$ 25.662$$

El costo para este equipo es de **US\$ 25.662**

10.1.11.2.3 Tercer efecto



**Gráfico N°10.9.** Precios del intercambiador de calor para el reciclo de agua del tercer efecto. Año 1998

El precio de dicho intercambiador es de US\$ 260.000. Este valor se calcula a tiempo actual con la ecuación mencionada anteriormente.

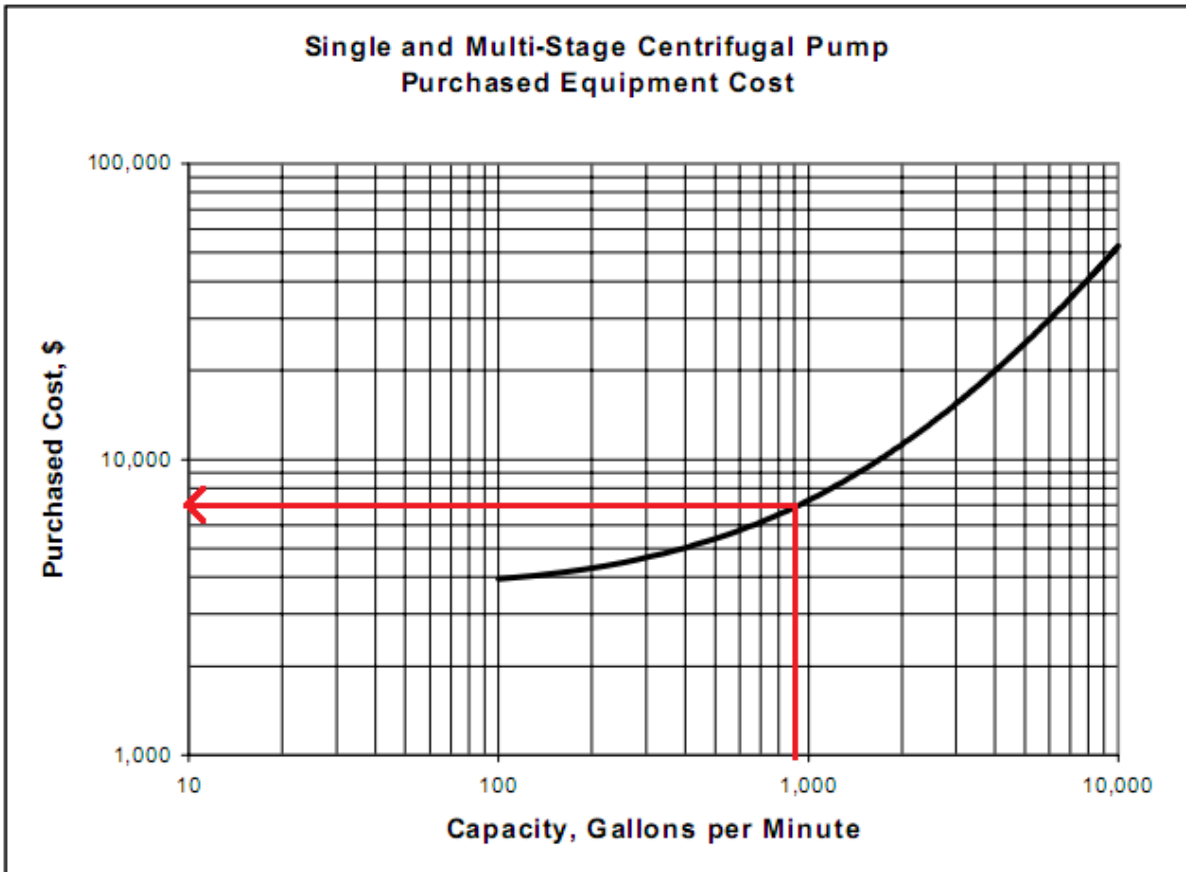
$$C = US\$ 260.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = US\$ 370.675$$

El costo para este equipo es de **US\$ 370.675**

### **10.1.12 Bombas**

#### 10.1.12.1 Bomba de ingreso de agua al primer reactor

Para esta bomba se requiere trabajar con un caudal de 208 m<sup>3</sup>/hr (915,8 gal/min)



**Gráfico N°10.10.** Precios della bomba de ingreso de agua al primer reactor. Año 1998

El costo de dicha bomba es de US\$ 7.000. Luego se corrige a tiempo actual.

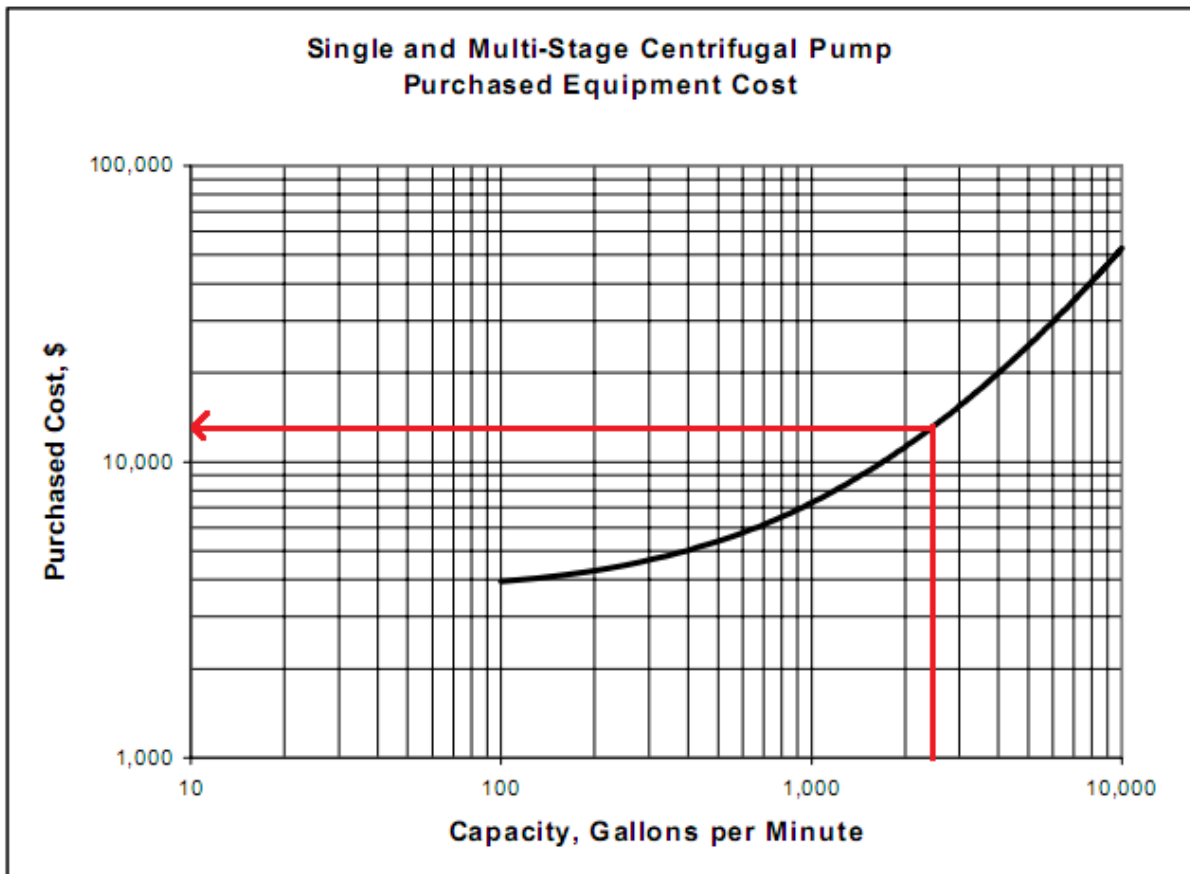
$$C = US\$ 7.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = US\$ 9.980$$

El costo de este equipo es de **US\$ 9.980**

Esta bomba consume una potencia de 14,1 HP

#### 10.1.12.2 Bomba para desplazar las corrientes entre reactores

Esta bomba emplea un caudal de 260 m<sup>3</sup>/hr (1.145 gal/min)



**Gráfico N°10.11.** Precios de la bomba de ingreso de agua al primer reactor. Año 1998

El costo de dicha bomba es de US\$ 11.000. Se calcula este valor para el

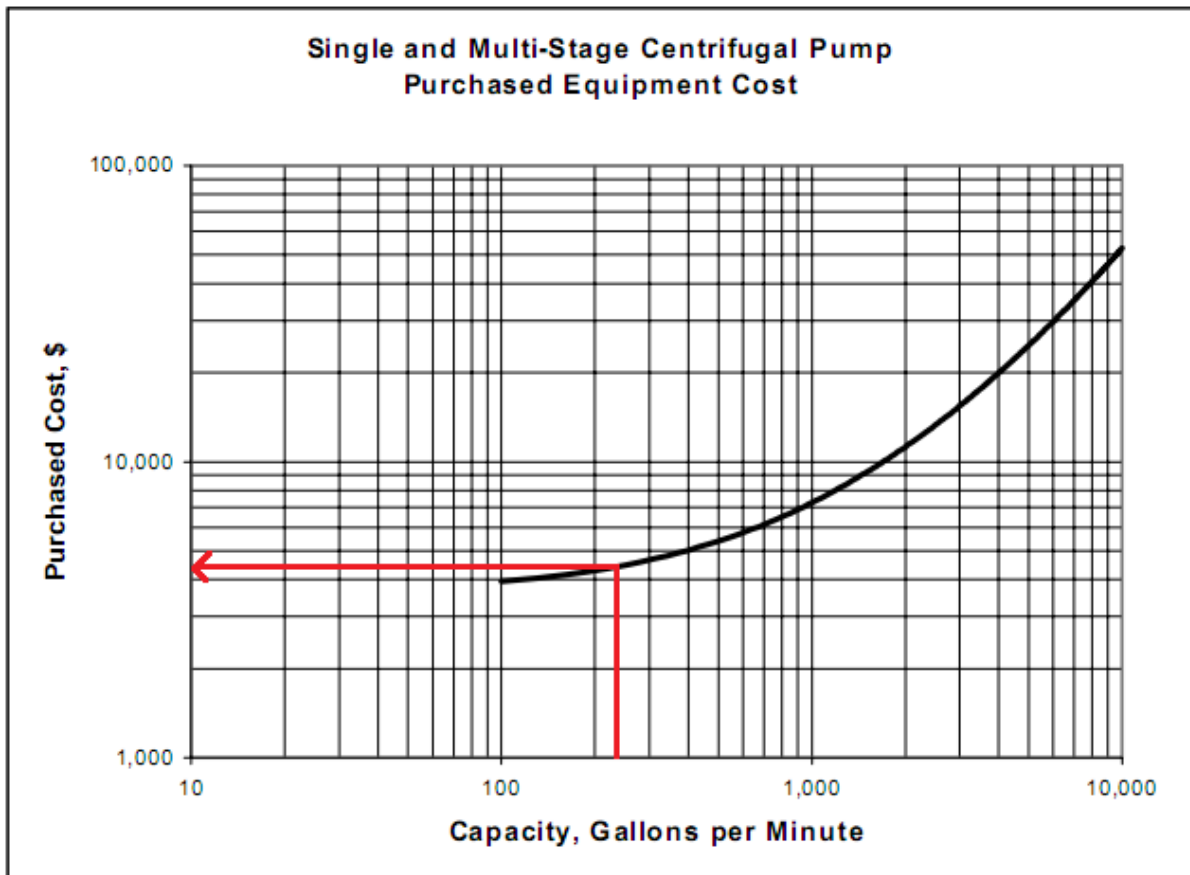
valor actual, como:  $C = US \$ 11.000 * \left(\frac{555,3}{389,5}\right) = US \$ 15.682.$

Dado que se encuentran tres bombas trabajando con el mismo caudal este valor se multiplica por tres dando un valor de **US\$ 47.046.**

Cada una de las bombas tiene un consumo diferente. Para la bomba correspondiente a la salida del primer reactor se tiene un consumo de 24,4 HP, para la salida del segundo reactor uno de 21,8 HP y para la tercera 19,7 HP.

#### 10.1.12.3 Bomba de reciclo del solvente

Esta bomba emplea un caudal de 54 m<sup>3</sup>/hr (237,8 gal/min)



**Gráfico N°10.12.** Precios de la bomba de reciclaje del solvente. Año 1998

El costo de dicha bomba es de US\$ 4.400. Se calcula este valor para el valor

actual, como:  $C = US\$ 4.400 * \left(\frac{555,3}{389,5}\right) = \mathbf{US\$ 6.273}$ .

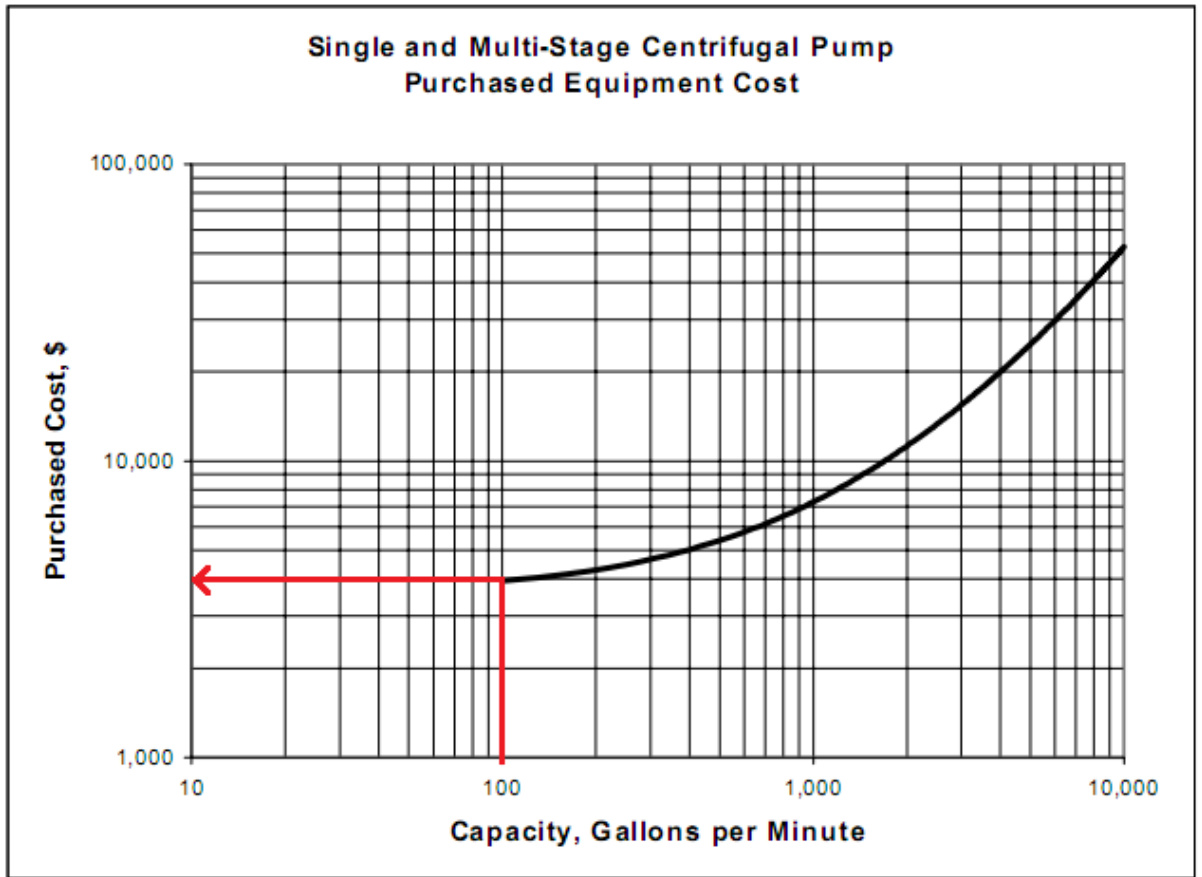
Esta bomba tiene un consumo de 1,7 HP

10.1.12.4 Bomba de recirculación de agua desde la tercer torre de destilación

Esta bomba emplea un caudal de 9,3 m<sup>3</sup>/hr (41 gal/min).

Como el caudal mínimo que se puede usar en el gráfico es de 100 gal/min, usamos este caudal y luego se corrige por capacidad y por índice de tiempo.





**Gráfico N°10.13.** Precios de la bomba para recirculado de agua desde la tercer torre de destilación . Año 1998

El costo para 100 gal/min es de US\$ 4.000. Luego corrigiendo por capacidad mediante la ecuación queda:

$$C = US\$ 4.000 * \left(\frac{41}{100}\right)^{0,6} = US\$ 2.343$$

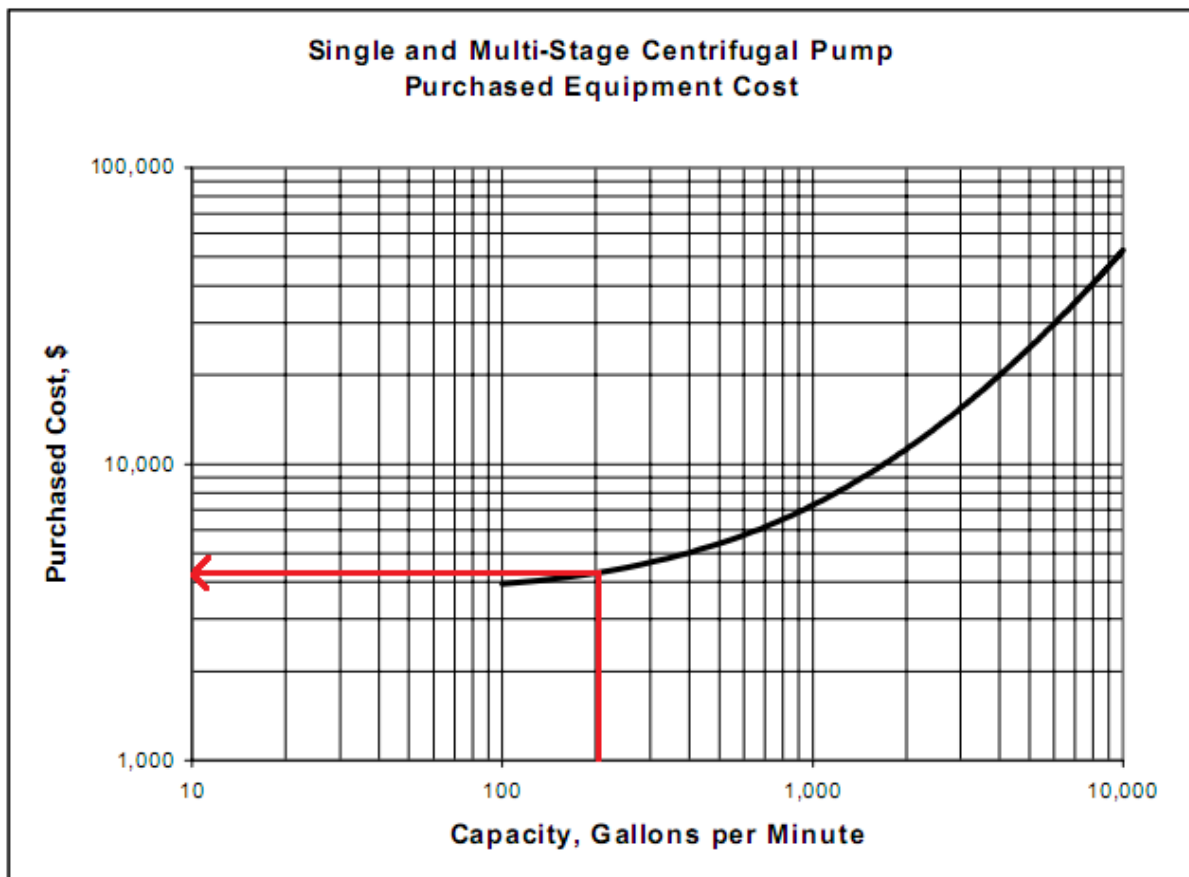
Y ahora se calcula este valor para el valor actual, como:

$$C = US\$ 2.343 * \left(\frac{555,3}{389,5}\right) = \mathbf{US\$ 2.898}$$

Esta bomba tiene un consumo de 0,3 HP

#### 10.1.12.5 Bomba para el tercer evaporador

Esta bomba requiere un caudal de 47 m<sup>3</sup>/hr (207 gal/min)



**Gráfico N°10.14.** Precios de la bomba para el tercer evaporador. Año 1998

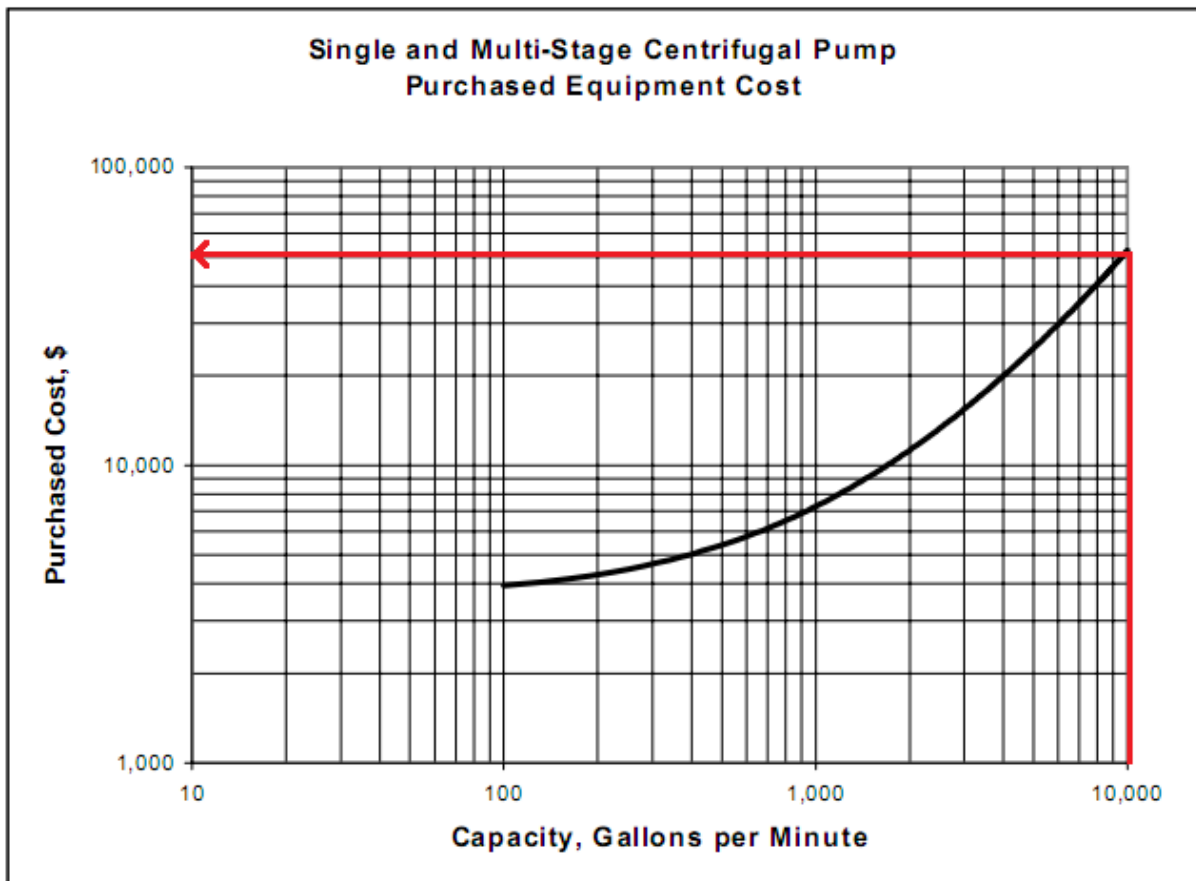
Para dicho caudal se obtiene un valor de US\$ 4.100. Corrigiendo a valor

$$\text{actual: } C = \text{US\$ } 4.100 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = \text{US\$ } 5.845$$

Esta bomba consume una potencia de 1,64 HP.

#### 10.1.12.6 Bomba para desplazar agua hacia la torre de enfriamiento

Para este caso se emplean dos bombas que emplean un caudal de 6.500 m<sup>3</sup>/hr (28.619 gal/min) cada una. Como este valor cae fuera del gráfico se corrige por capacidad y luego por índice de tiempo.



**Gráfico N°10.15.** Precios para una bomba de 10.000 gal/min. Año 1998

Observando el gráfico 10.15 se observa que el precio para 10.000 gal/min es de US\$ 50.000. Luego corrigiendo por capacidad:

$$C = US\$ 50.000 * \left( \frac{28.619}{10.000} \right)^{0,6} = US\$ 93.964$$

Ahora corrigiendo por índice de tiempo:

$$C = US\$ 93.964 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = US\$ 133.962$$

Como son dos bombas, el costo total es de **US\$ 267.924**

Cada una de estas bombas consume una potencia de 670 HP, dando un valor total de 1.341 HP.

#### **10.1.14 Depósitos**

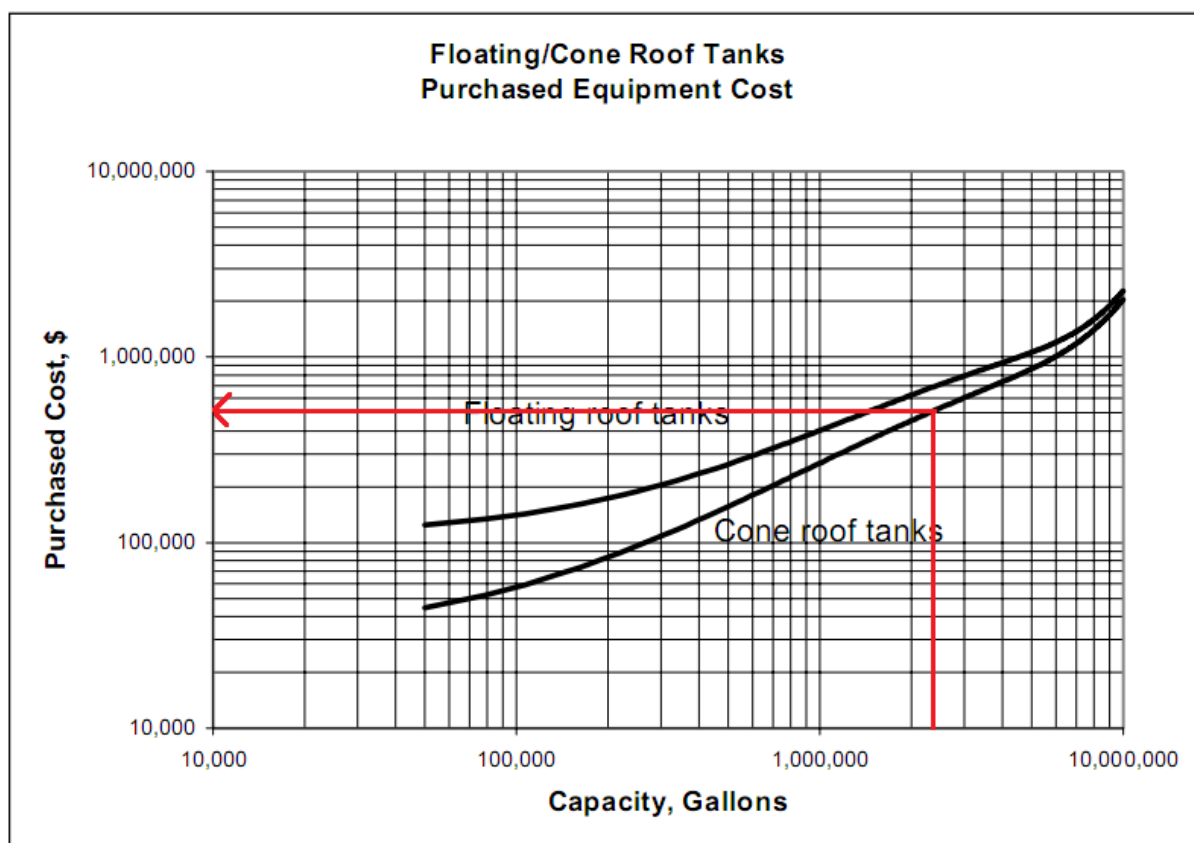
##### 10.1.14.1 Depósito de grano útil

Se proyecta una semana de producción de almacenamiento de materia prima

con un valor de 13.800 toneladas. Se emplean dos tanques de 6.900 ton cada uno.

Se utiliza la densidad<sup>9</sup> del maíz de 760 kg/m<sup>3</sup> y se calcula la capacidad en galones, siendo esta de 9.079 m<sup>3</sup> (2.398.418 galones).

Se procede empleando el mismo gráfico que para tanques de almacenamiento de materia prima. En este caso, también se realiza la corrección a tiempo actual, empleando los mismos índices, ya que se emplea la misma fuente de información, correspondiente al mismo año.



**Gráfico N°10.16.** Costo de tanques de almacenamiento para grano util. Año 1998

El precio de tanque US\$ 500.000.

Dicho valor es corregido por índice de tiempo.

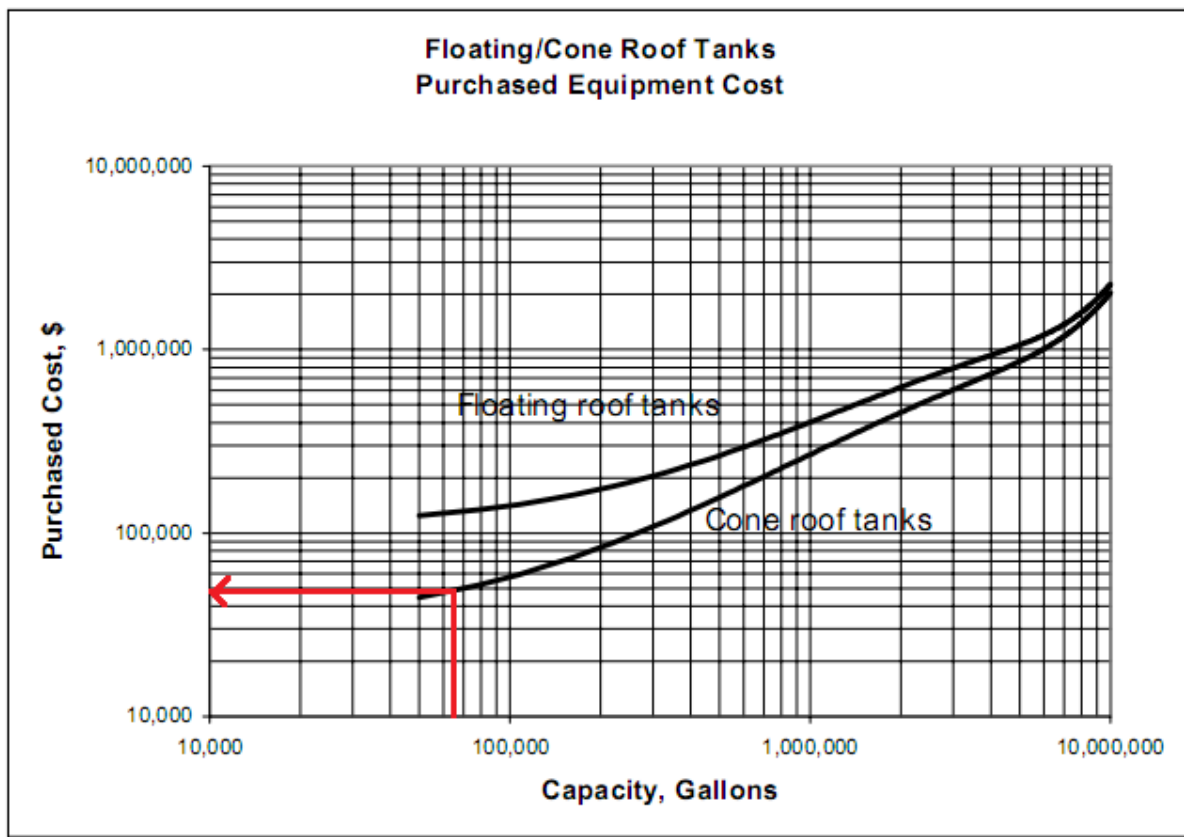
$$C = US\$ 500.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = US\$ 712.837.$$

Para los dos tanques queda un total de **US\$ 1.425.674**

#### 10.1.14.2 Depósito de WDGS

Para este tanque de almacenamiento se requiere un volumen de 250 m<sup>3</sup>

(66.043 galones)



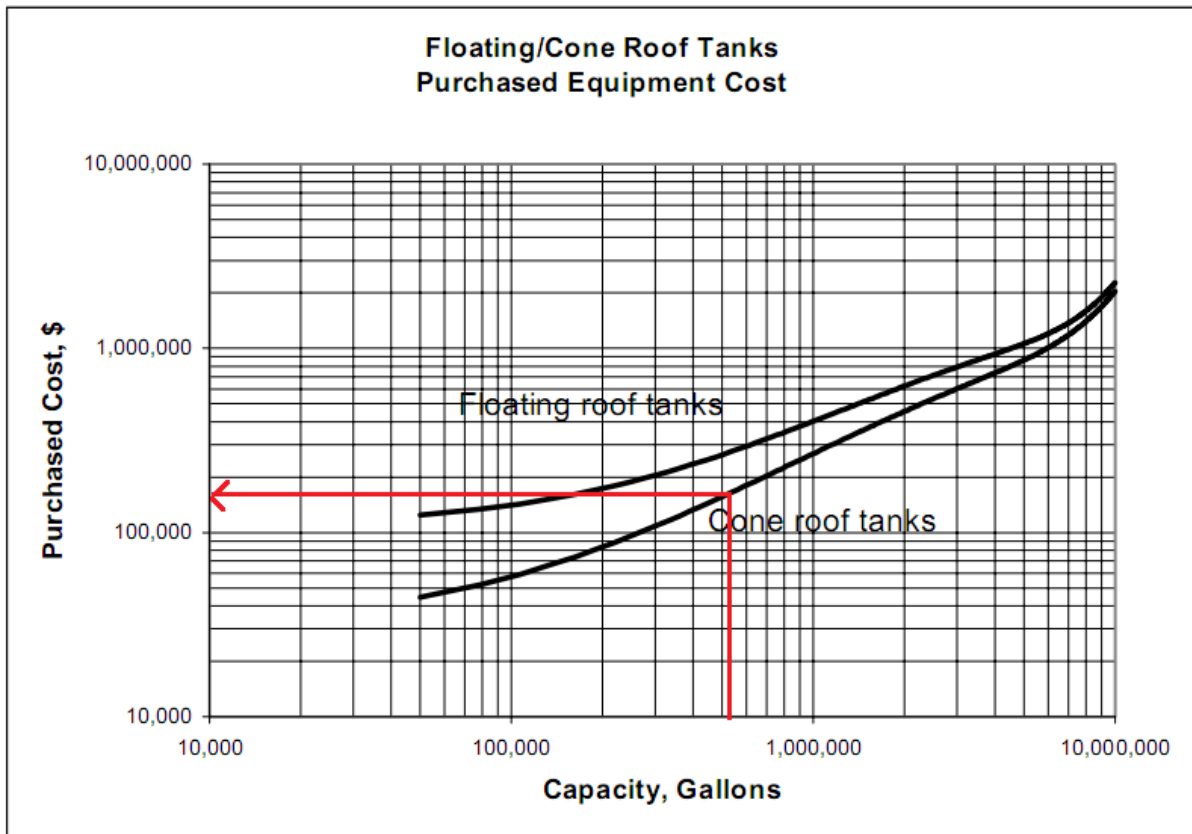
**Gráfico N°10.17.** Costo de tanques de almacenamiento para WDGS. Año 1998

El costo de este tanque es de US\$ 50.000. Se corrige por índice de tiempo.

$$C = US\$ 50.000 * \left( \frac{555,3}{389,5} \right) = \mathbf{US\$ 71.284}$$

#### 10.1.14.3 Depósito de jarabe

Este tanque tiene una capacidad de 2.000 m<sup>3</sup> (528.344 galones)



**Gráfico N°10.18.** Costo de tanques de almacenamiento para jarabe. Año 1998

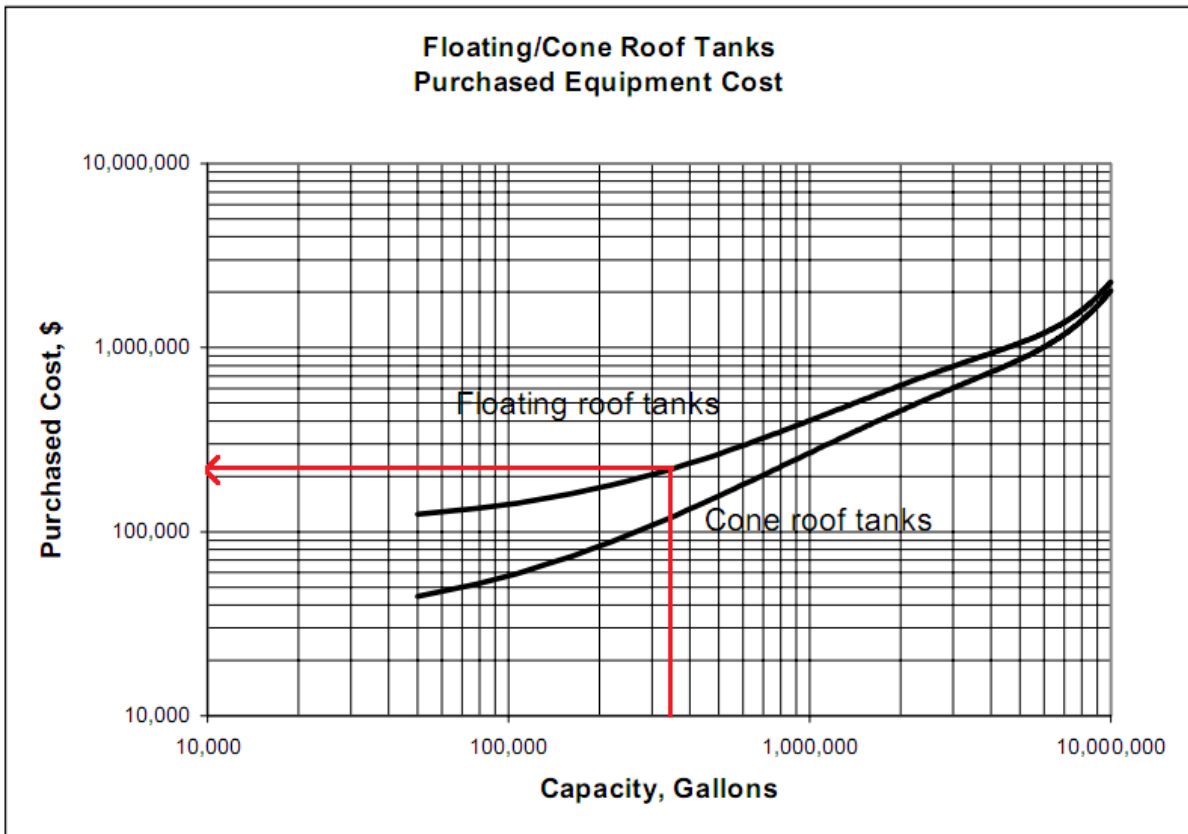
Este tanque tiene un costo de US\$ 180.000. Este valor se corrige por índice

de tiempo:  $C = US \$ 180.000 * \left(\frac{555,3}{389,5}\right) = \mathbf{US\$ 256.621}$

#### 10.1.14.4 Depósito de etanol

El volumen del tanque se estima para tres días de producción siendo el mismo de 1380 m<sup>3</sup> (364.557 gal)

Se cuenta con el siguiente gráfico:



**Gráfico N°10.19.** Costo de tanques de almacenamiento para etanol. Año 1998

Se asume techo flotante, dado que se desea evitar la pérdida de etanol por evaporación del mismo, luego se afecta por índices a tiempo actual. El costo a tiempo anterior es US\$ 210.000

Precio tanque aplicando dicha corrección: **US\$ 299.392**

### **10.1.15 Reactores**

El volumen de cada reactor del proceso es de 4.400 m<sup>3</sup> (1.162.357 galones)

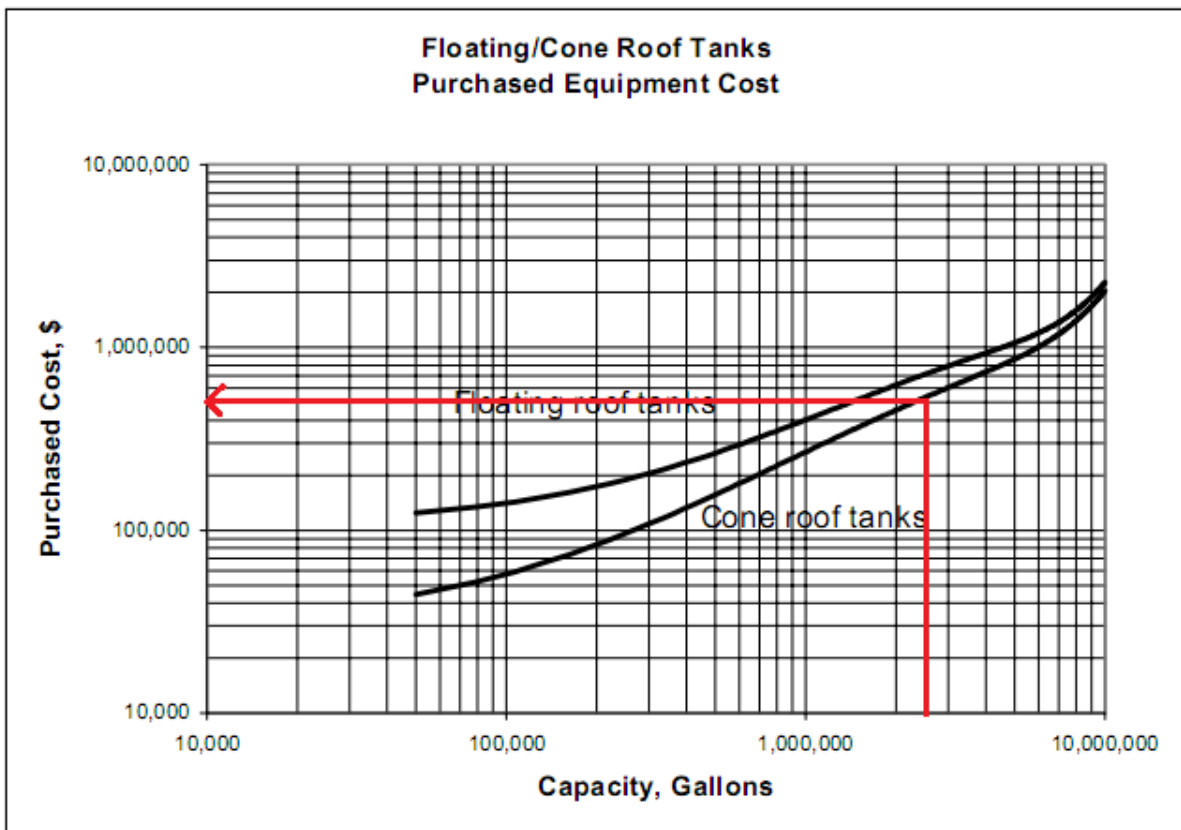


Gráfico N°10.20. Costo de reactores. Año 1998

El precio de cada reactor se estima considerando el costo de tanques de almacenamiento junto a la camisa de refrigeración para el primer reactor (ya que en los tres restantes se emplea serpentín) y para todos ellos debe adicionarse el costo de los agitadores, los cuales se estiman en la sección siguiente.

El precio de cada tanque es de US\$ 500.000.

Corrigiendo por índice de tiempo:  $C = US \$ 500.000 * \left(\frac{555,3}{389,5}\right) = US \$ 712.837$

Al precio del primer reactor se le adiciona un 80% por estar encamisado. Ante ausencia de información bibliográfica y proveedores de la misma, este valor se estima contemplando que se requieren cantidades similares al volumen del reactor, para diseñar dicha camisa (asociado a situación extrema de necesidad de intercambio de calor).

Precio de una camisa= US\$ 570.269

El precio total de los cuatro reactores es de US\$ 2.851.348. A este valor se le adiciona el valor de la camisa del primer reactor dando un total de US\$ 3.421.617



### 10.1.16 Agitadores

Cada reactor cuenta con un eje sobre el cual se encuentran dos agitadores de turbina axial, siendo el consumo del sistema para cada reactor 1441,4 HP (1074,8 kW), como se estipuló en los cálculos del capítulo 5.

De catálogo se encuentra un agitador<sup>10</sup> industrial de 45 kW a US\$ 7.000. En todos los casos en los que se empleó la corrección por capacidad, se intenta minimizar el error, buscando valores fiables de precio para una capacidad cercana al valor deseado, sin embargo ante la ausencia de datos, en algunos casos se aplica la corrección por capacidad, pese a que exista una gran diferencia entre equipos a escalar. Sin embargo, como bien se sabe, en esta etapa del diseño los precios se estiman con cierta incertidumbre, y posteriormente se puede refinar dicho valor al llegar al diseño de detalle.

Se aplica el factor costo-capacidad y se obtiene el valor de agitación para cada reactor.

Como la potencia de cada reactor es 1074,8 kW, teniendo en cuenta dos agitadores, el cálculo por costo-capacidad se hace con dos agitadores.

$$C = US\$ 14.000 * \left( \frac{1.074,8}{90} \right)^{0,6} = US\$ 61.998$$

El valor obtenido es US\$ 61.998 para cada reactor. El valor total es US\$ 247.992

### 10.1.17 Turbina

Se adiciona una turbina<sup>11</sup> para la cogeneración de energía. Esta tiene un valor de US\$ 165.000.

A continuación se detalla el resumen de equipos y sus costos.

**Tabla N°10.1.** Resumen costos de equipos principales

Equipo (cantidad)	Costo Total (US\$)
Desgranadora (2)	23.640
Clasificadores (2)	2.000
Molino	670.000
Primer destilador	143.000

Segundo destilador	143.000
Tercer destilador	55.600
Centrífugas (2)	51.240
Evaporador	585.288
Caldera	300.000
Torre de enfriamiento	480.540
Torre de intercambio iónico con resina	97.915
Intercambiadores (4)	443.384
Bombas	339.966
Depósitos	2.052.971
Reactores	3.421.617
Agitación de reactores	247.992
Turbina	160.000
<b>Precio en equipos</b>	<b>9.218.153</b>

## 10.2 Inversión

### 10.2.1 Costo FOB

Se le debe adicionar al valor de dichos equipos el precio relacionado al FOB o al CIF. Estos términos hacen referencia al tipo de contrato comercial por vía fluvial. En caso de emplear FOB, el vendedor es responsable de la mercadería hasta que la misma se encuentra en el buque de transporte en su país de origen. En el segundo caso, CIF, el vendedor debe responsabilizarse hasta que la mercadería llegue al puerto de destino. Cabe destacar que son contratos comerciales excluyentes.

En nuestro caso se estima el costo FOB, siendo la mayoría de los equipos de origen internacional, al cual se adicionan gastos de flete, seguro y gasto de nacionalización (adición de 35%)

Costo FOB = **US\$ 3.226.354**

Para realizar el análisis económico correspondiente se emplea el método de estimación por factores, dado que los componentes de la inversión necesarios para completar el sistema se pueden correlacionar con la inversión de los equipos principales con la instalación.

### **10.2.2 Inversión fija**

La inversión fija que se determina incluye componentes directos e indirectos.

Dentro de los primeros, se incluye el gasto de estudio e investigación previo al proyecto (para analizar si es conveniente llevar a cabo el mismo), gastos de equipos principales, con instalaciones de los mismos incluídos costos asociados a cañerías, instrumentación y control, gastos de construcción edilicia (materiales, mano de obra), de servicios auxiliares, costos de puesta en marcha, intereses en caso de pedir préstamo bancario. Dentro de los componentes indirectos de la inversión fija se encuentran aquellos asociados a ingeniería y supervisión (pago de servicios técnicos, confección de planos, etc), gastos indirectos de construcción, asociado a ingeniería de campo, inspección y ubicación de los mismos, honorarios de contratistas y contingencias.

Todas estas variables a analizar se pueden estimar mediante el método mencionado con anterioridad.

La forma de evaluar la inversión fija es mediante:

$$I_f = I_e \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_l)$$

Siendo :

$I_e$  = Inversión de equipos, incluída la instalación.

Se aclara que el costo de instalación se estima de la siguiente manera<sup>12</sup>:

0.2 - instalaciones simples e inmediatas.

0.375 - instalación compleja.

0,55 - compleja y costosa.

El costo de equipos se afecta por dicho factor para obtener el costo de instalación, y a dicho valor se le añade el costo de FOB.

$f_i$  son factores experimentales como fracción de  $I_e$  (determinan la inversión directa)

fl son factores experimentales como fracción de la inversión directa.

A continuación se detallan las consideraciones para los valores estimados.

**Ie** (considera los siguientes ítems)

Costo de equipos = US\$ **9.218.153**

Se asume instalación compleja: 0,375.

Costo de instalación de equipos = US\$ **3.456.807**

FOB = **US\$ 3.226.354**

**Ie= US\$ 15.901.314**

#### 10.2.2.1 Factores de la inversión directa

f1 :Tuberías de proceso mixto=0,30

f2: Instrumentación parcialmente automatizada = 0,55

f3: Edificios de construcción semiabierta = 0,6 (los tanques de almacenamiento de materia prima y producto pueden quedar en el exterior)

f4: Adición de plantas de servicio escasa = 0. Si bien no se debe incluir para tratar servicios, se debería tratar el CO<sub>2</sub> obtenido, el cual si se considerara en el análisis incluiría un ingreso adicional. Sin embargo, en este trabajo no es analizado.

f5: Conexión entre unidades de procesos separadas = 0,1

#### 10.2.2.2 Factores de la inversión indirecta:

fl1 = Ingeniería y construcción compleja = 0,425

fl2 = Unidad comercial grande = 0,025

fl3 = Contingencias asumiendo variaciones imprevistas = 0,25

**Se obtiene la inversión fija = US\$ 68.932.196**

#### **10.2.3 Inversión fija total**

Para obtener la inversión fija total debe adicionarse el costo del terreno<sup>13</sup> a la

inversión fija. El mismo se decide ubicar en la provincia de Buenos Aires, en Zarate, siendo de 250 x 750 m<sup>2</sup>. Tiene un costo de US\$ 4.100.000

**Inversión fija total (IfT) = US\$ 73.032.196**

La inversión en capital de trabajo considera el gasto a realizarse en materia prima y producto que se debe mantener en depósitos para evitar interrupciones en la producción, valor que puede estimarse, ya que se tiene establecida la capacidad de los tanques de almacenamiento. Sin embargo, deben considerarse otros factores que se vuelven más complejos de estimar, como lo es el almacenamiento de productos semi-elaborados, existencia de repuestos y materiales de operación, el efectivo que debe tenerse para hacer frente a la operación de la planta, en los pagos de materia prima, salarios y servicios, generalmente equivalente a un mes de producción; además debe considerarse los créditos a compradores y proveedores. Finalmente, ante la ausencia de información se puede estimar el capital de trabajo como el 10-20% de la inversión fija total.

Se asume, para este proyecto un valor intermedio (15%)

#### **10.2.4 Inversión en capital de trabajo**

**Inversión en capital de trabajo (Iw) = US\$ 10.954.829**

*Tabla N°10.2.* Resumen datos de inversión

Inversión	Valor (US\$)
Inversión básica de equipos e instalación (Ie)	15.901.314
Inversión fija total (IfT)	73.032.196
Inversión en capital de trabajo (Iw)	10.954.829
Inversión total (It) (IfT + Iw)	83.987.025

### **10.3 Costos de producción**

Aquí se consideran los costos variables, proporcionales a la producción, y los costos fijos, es decir aquellos que son independientes de la producción.

En los costos variables, se deben analizar ítems como el costo de la materia prima y en el caso de que la misma sea importada se asume un valor FOB adicional, costos de empaque si los hubiera, de mano de obra (sueldos de obreros, considerando horas-hombre y precio de horas-hombre, al cual se le adicionan las

cargas sociales debidas a vacaciones, aguinaldo, etc), costos de personal asociado a supervisión de las operaciones, el consumo de los servicios, entiéndase energía eléctrica, agua, vapor, gas, costo de mantenimiento asociado a materiales y mano de obra, además de los suministros o materiales usados por la planta industrial. Además deben considerarse costos relacionados a análisis químicos, en caso de no contar con un laboratorio, y cualquier licencia que pueda requerirse en la producción y deba pagarse.

Además de los costos mencionados, existen aquellos que son fijos, entre los cuales debe considerarse la depreciación, dado que los bienes pierden valor con los años y el uso, en este caso debe contemplarse la planta de producción como objeto de análisis, costos de impuestos fijos a la propiedad, sin incluir el impuesto a las ganancias, costo de seguros, tanto del personal como de la propiedad, los inmuebles y la mercadería y costos de financiación, es decir, el interés en caso de solicitar un crédito; costos de ventas y distribución (transporte, por ejemplo) y costos de dirección y administración incluyendo servicios adyacentes a la planta de producción pero que no están relacionados de forma directa con ella (asesoramiento legal, asesoría contable, etc); por último deben contemplarse costos de investigación y desarrollo.

A continuación se detallan los costos y las contemplaciones tenidas en cuenta para cada caso y su forma de ser estimada.

### **10.3.1 Costos Variables**

#### 10.3.1.1 Materia prima

Se consideran cuatro tipos de materia prima, como principal aporte a los costos de la planta de producción.

Para el cálculo del costo unitario, se considera el valor de la materia prima para la producción instantánea (250.000 m<sup>3</sup>/año) y se divide por la cantidad de etanol producida realmente (210.390 tn etanol/año)

**Tabla N°10.3.** Costo de materias primas

<b>Materia Prima</b>	Cantidad (tn/año)	Precio (US\$/tn)	Costo variable (US\$/año)	Costo Variable unitario (US\$/tn etanol)
Mazorca	908.000	24	21841032	99,55345276
Levaduras	902	1800	1623600	7,400519623
Enzimas	1049	12000	12588000	57,37727335

Precio de la mazorca de maiz<sup>14</sup> = 24 US\$/ton

Precio de las levaduras<sup>15</sup> = 1.800 US\$/ton

Precio de las enzimas<sup>16</sup> = 12.000 US\$/ton

#### 10.3.1.2 Empaques

No se asumen costos relacionados a empaques, dada la naturaleza del producto de interés

#### 10.3.1.3 Mano de obra

Se emplea la correlación propuesta por Henry Wessel :

$$\frac{\text{Horas-Hombre}}{\text{Capacidad en tn de producto/día}} = W \cdot \frac{\text{número de etapas}}{(\text{Capacidad en tn de producto/día})^{0,76}}$$

Siendo W un factor que depende del tipo de proceso:

W = 23 (múltiples unidades pequeñas)

W = 17 (Condiciones medias)

W = 10 (Equipos grandes, automatizados o plantas que solo procesan fluidos)

En este caso se asume W = 17

La cantidad de etapas estipuladas se asume 4, correspondiente a cargas y descargas, pre-tratamiento de materia prima, reacción y destilación.

Las horas-hombre/día = 315

El precio de la hora-hombre<sup>17</sup> se estima en US\$ 1,86

Al valor asociado a la mano de obra se adiciona un 30% al precio hr-hombre en concepto de cargas sociales, siendo el valor final del precio h-h=US\$ 2,4

Estimación del personal:

315 h-h/día-----2.205 h-h/semana

2.205h-h/semana----- 276 turnos semanales (turnos laborales de 8 horas)

Si los operarios trabajan 6 días a la semana, cubren 237 turnos del total (y por día se requieren 40 operarios)

Luego se tiene a los franqueros para cubrir los 39 turnos semanales restantes; si trabajan 4 días a la semana se requieren aproximadamente 10 franqueros.

#### 10.3.1.4 Costo de supervision

Se estiman como un % de 10 - 25% de mano de obra con cargas sociales.

En este caso se emplea un valor promedio (17,5%)

#### 10.3.1.5 Servicios

##### 10.3.1.5.1 Electricidad

El consumo detallado de cada equipo se encuentra en el capítulo 8. El consumo total es de 6.411,4 kW. Se propone realizar la cogeneración para reducir los costos variables de la planta, necesitando consumir únicamente 1978,6 kW. Se emplea el cuadro tarifario citado.<sup>18</sup>

##### 10.3.1.5.2 Gas

Se desprecia el consumo de gas, ya que en caso de ser necesario para calefaccionar, se dispone de vapor aportado por la caldera, la cual puede abastecer los requerimientos. Además dicha caldera emplea biomasa para su funcionamiento,



con lo cual no hay gastos adicionales en combustibles.

#### 10.3.1.5.3 Agua

Se analiza el precio de acuerdo a la tarifa encontrada para la provincia de Bs AS<sup>19</sup>.

El consumo anual de la planta se consideró asumiendo agua para proceso 24.722 kg/hr y agua de reposición 272.750 kg/hr

#### 10.3.1.6 Mantenimiento

Se considera un valor entre 2 - 10% de la inversión fija. En este caso se emplea un 2%, ya que se asume la planta es relativamente automatizada)

#### 10.3.1.7 Suministros

Se asume un rango de 0,5 - 1% de la inversión fija. En este caso se propone emplear el valor inferior, ya que la mayoría de los suministros importantes se consideran en las materias primas y el aporte del ácido para mantener el pH en los reactores es pequeño, como así también el solvente se recircula, siendo muy poco el agregado adicional a considerar.

#### 10.3.1.8 Laboratorio

En este caso no se propone el diseño de un laboratorio. En su lugar se considera únicamente gastos de análisis de producto requeridos a otras empresas, por tal motivo se propone el 2% del costo de mano de obra con cargas sociales incluidas (siendo el rango admisible del 2 - 20%)

#### 10.3.1.9 Regalías y patentes

Se desprecian costos asociados a regalías y patentes.

**Tabla N°10.4.** Resumen costos variables

<b>COSTOS VARIABLES</b>				
<b>Materia Prima</b>	Cantidad (tn/año)	Precio (US\$/tn)	Costo variable (US\$/año)	Costo Variable unitario (US\$/tn etanol)
Mazorca	908.000	24	21841032	99,55345276
Levaduras	902	1800	1623600	7,400519623
Enzimas	1049	12000	12588000	57,37727335
MO + cargas sociales	horas-hombre/año	Precio (US\$/hr-hombre)	US\$/año	US\$/tn producto
	114975	2,4	275940	1,257760153
Supervisión	(17,5% mo + cargas sociales)		48289,5	0,2201080268
Consumos de servicios				
Electricidad	kw/hr	kw/año		
	1978	17327280	52669946,28	240,0745079
Agua	m3/ año	US\$/m3 agua		
	2.605.855	0,12	317914,31	1,449082957
Mantenimiento	2% de Inversión fija		1354714,64	6,174915174
Suministro	0,5% de Inversión fija		344660,98	1,570996764
Laboratorio	2% MO+cargas sociales		5518,8	0,02515520306
			<b>91069616,51</b>	<b>415,1037719</b>

### 10.3.2 Costos fijos

#### 10.3.2.1 Depreciación

$$e = 1/10 \text{ años} = 0,1$$

$$I_f = \text{US\$ } 68.932.196$$

L = Valor residual al final de la vida útil del bien (se asume 0)

$$\text{Luego la depreciación anual} = e(I_f - L) = \text{US\$ } 6.893.220$$

### 10.3.2.2 Impuestos

Se asume 1 - 2% de la inversión fija anual. Se estima el 1,5%, valor promedio

### 10.3.2.3 Financiación

Se asume inversión propia, con lo cual no se registra un valor de dicho ítem.

### 10.3.2.4 Ventas y distribución

Se estima el 1% de ventas anuales totales incluyendo las WDGS y el grano partido.

### 10.3.2.5 Costos de dirección y administración

Se asume un porcentaje entre el 20 - 30% de mano de obra sin cargas sociales

### 10.3.2.6 Investigación y desarrollo

Se asume un porcentaje entre 0 - 5% de ingresos por ventas. Se asume un 1% ya que es una industria en la cual ya se ha realizado suficiente investigación y es bien conocido el proceso.

**Tabla N°10.5.** Resumen costos fijos

	<b>COSTOS</b>	<b>FIJOS</b>	costos fijos (US\$/ año)	costos fijos unitarios (US\$/ tn producto)
<b>Depreciación</b>	e*(If-L)		6893220	31,4199371
<b>Impuestos</b>	1,5% Inversion fija		1033982,94	4,712990291
<b>Ventas y distribución</b>	1% de ingresos por ventas anuales		1669036,85	7,607625003
<b>Dirección y administración</b>	30% MO		82782	0,3773280459
<b>Investigación y desarrollo</b>	1% de ingresos por ventas anuales		1669036,85	7,607625003
			<b>11348058,64</b>	<b>51,72550544</b>

Costos variables = 91.069.616,5US\$ / año

Costos fijos = 11.348.058,64 US\$ / año

Costos total =102.417.675,1 US\$ / año

Costos variables unitarios = 415,1 US\$ / tn producto

Costos fijos unitarios = 51,73 US\$ / tn producto

**Costo unitario total = 466,83 US\$ / tn producto**

Las ganancias del proyecto se estiman como la venta total, debido a que se espera una alta demanda del producto final, además de la necesidad de los productos en la comunidad ganadera.

**Tabla N°10.6.** Resumen ingresos por ventas

Ingresos por ventas anuales	tn/año	US\$/tn	US\$/año
Etanol	219390	627	137557530
WDGS	49.547	65,4	3240373,8
Maiz partido	54.189	349	18911961
<b>Jarabe</b>	439989	16,35	7193820,15
<b>Ingresos totales por ventas</b>			166903685

En el caso del jarabe, ante ausencia de información acerca de precios, se asume que si las WDGS contienen aproximadamente un 25% de jarabe, este porcentaje se extrapola al precio de dicho producto, como aproximación. Además se espera que tenga un precio inferior al de la WDGS dado que requiere menos tratamiento.

Precio del etanol<sup>20</sup> = 627 US\$/ton

Precio de la WDGS<sup>21</sup> = 65,4 US\$/ton

Precio del maiz partido<sup>22</sup> = 349 US\$/ton

#### **10.4 Beneficio Bruto. Beneficio neto.**

Se desestimaron las ganancias totales por el CO<sub>2</sub> producido debido a que no se realizó un análisis en profundidad para la obtención de este subproducto.

A continuación se determinan los siguientes beneficios:

**Beneficio Bruto (BB)** = ventas - costos (sin depreciación)

**Beneficio neto antes de impuestos (BNAI)** = ventas - costos con depreciación

Estas ganancias están gravadas impositivamente, con lo cual el inversor no recibe dicho dinero, con lo cual se introduce el concepto de beneficio neto, el cual establece que el beneficio se determina por la diferencia entre el precio de venta de fábrica del producto y lo que éste cuesta al proyecto para producirlo, almacenarlo y venderlo, incluyendo la depreciación.

$BN = \text{ventas} - \text{costos} - \text{depreciación empleada} - t \cdot (\text{ventas} - \text{costos} - d(I - L))$ , siendo el último término la depreciación legal del país, la cual en este caso coincide con el método empleado en este proyecto (método de línea recta). Siendo  $t$ , la tasa impositiva, cercana al 35%, del factor de depreciación legal y  $e$  el factor para el modelo de depreciación empleado.

**Tabla N°10.7.** Resumen de beneficios del proyecto

BB (US\$/año)	71379229,8
BNAI (US\$/año)	64486009,8
BN (US\$/año)	41915906,37

Todos los valores estimados hasta aquí, corresponden a un 100% de operación en la planta.

## 10.5 Rentabilidad

Se propone un proyecto de 10 años. Si bien podría estimarse que en los primeros años la producción sea inferior al 100% de la capacidad propuesta, en este proyecto se propone asumir el caso más óptimo e ideal.<sup>22</sup>

**Tabla N°10.10.** Resumen de rentabilidad

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
<b>Fuente</b>					
Capital propio (Inversión total)	83.987.025				
Crédito bancario	0				
Ventas netas	166.903.685	166.903.685	166.903.685	166.903.685	166.903.685
<b>Total (a)</b>	<b>250.890.710</b>	<b>166.903.685</b>	<b>166.903.685</b>	<b>166.903.685</b>	<b>166.903.685</b>
<b>Usos</b>					
Activo fijo (If total)	73.032.196				
Activo de trabajo (Iw)	10.954.829				
Costos de producción c/dep	102.417.675	102.417.675	102.417.675	102.417.675	102.417.675
<b>Total (b)</b>	<b>186.404.700</b>	<b>102.417.675</b>	<b>102.417.675</b>	<b>102.417.675</b>	<b>102.417.675</b>
Saldo (a)-(b) BNAI	64.486.010	64.486.010	64.486.010	64.486.010	64.486.010
BN	41.915.906	41.915.906	41.915.906	41.915.906	41.915.906
Depreciación (e. If)	6.893.220	6.893.220	6.893.220	6.893.220	6.893.220
<b>Flujo de caja</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>
	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
<b>Fuente</b>					
Capital propio (Inversión total)					
Crédito bancario					
Ventas netas	166.903.685	166.903.685	166.903.685	166.903.685	166.903.685
<b>Total (a)</b>	<b>166.903.685</b>	<b>166.903.685</b>	<b>166.903.685</b>	<b>166.903.685</b>	<b>166.903.685</b>
<b>Usos</b>					
Activo fijo (If total)					
Activo de trabajo (Iw)					
Costos de producción c/dep	102.417.675	102.417.675	102.417.675	102.417.675	102.417.675
<b>Total (b)</b>	<b>102.417.675</b>	<b>102.417.675</b>	<b>102.417.675</b>	<b>102.417.675</b>	<b>102.417.675</b>
Saldo (a)-(b) BNAI	64.486.010	64.486.010	64.486.010	64.486.010	64.486.010
BN	41.915.906	41.915.906	41.915.906	41.915.906	41.915.906
Depreciación (e. If)	6.893.220	6.893.220	6.893.220	6.893.220	6.893.220
<b>Flujo de caja</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>	<b>48.809.126</b>

Para estimar la rentabilidad existen métodos estáticos y dinámicos.

Dentro de los métodos estáticos se propone emplear el tiempo de repago, siendo el mínimo periodo de tiempo necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujo de caja del proyecto.

$$\text{Tiempo de repago} = \frac{\text{Inversión fija depreciable}}{\text{Flujo de caja promedio}}$$

Siendo Inversión fija depreciable (If - L) = US\$(68.932.196 - 0)

Flujo de caja promedio = 48.809.126 US\$/año

Tiempo de repago = **1,4 años (1 año y 5 meses)**

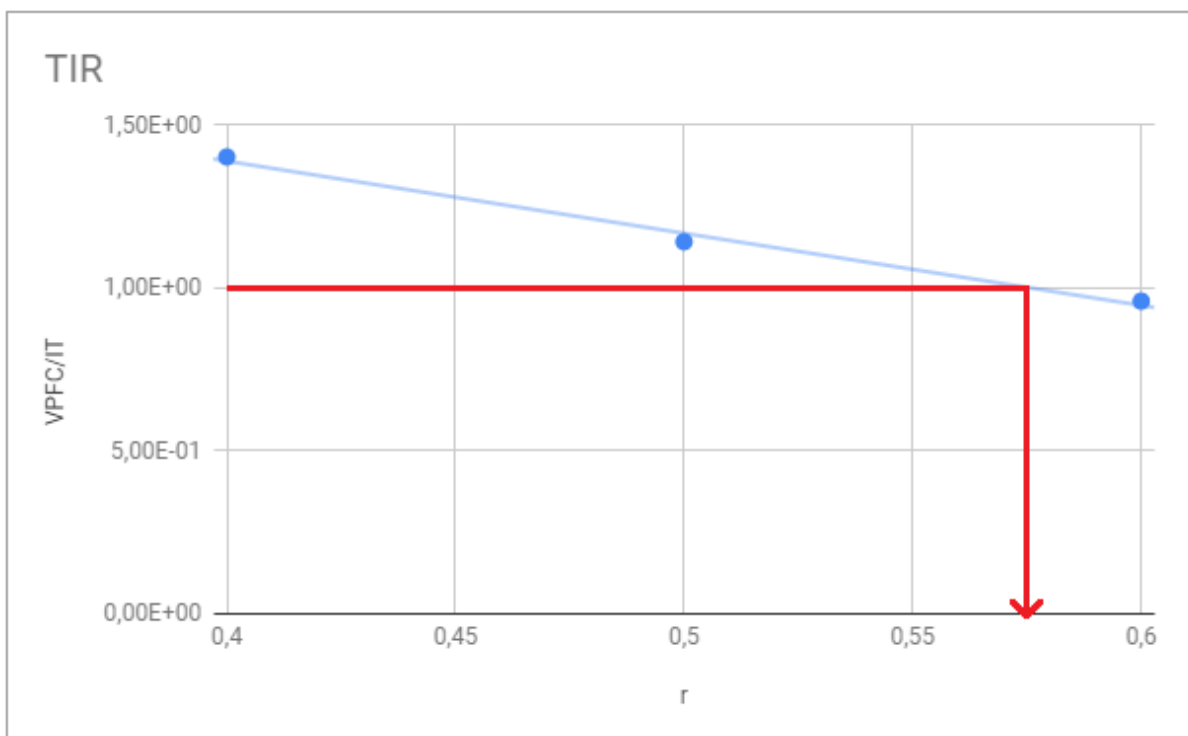
Dentro de los métodos dinámicos se emplea la tasa interna de retorno (TIR). Aquí se tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo.

Given

$$I_{total} = \frac{FC1}{(1+r)^1} + \frac{FC2}{(1+r)^2} + \frac{FC3}{(1+r)^3} + \frac{FC4}{(1+r)^4} + \frac{FC5}{(1+r)^5} + \frac{FC6}{(1+r)^6} + \frac{FC7}{(1+r)^7} + \frac{FC8}{(1+r)^8} + \frac{FC9}{(1+r)^9} + \frac{FC10}{(1+r)^{10}}$$

find( $r$ ) = 0.575

El valor de TIR es 0,575, es decir 57,5% (máxima tasa de interés, se comprueba gráficamente)



**Gráfico 10.21.** Tasa Interna de Retorno del proyecto

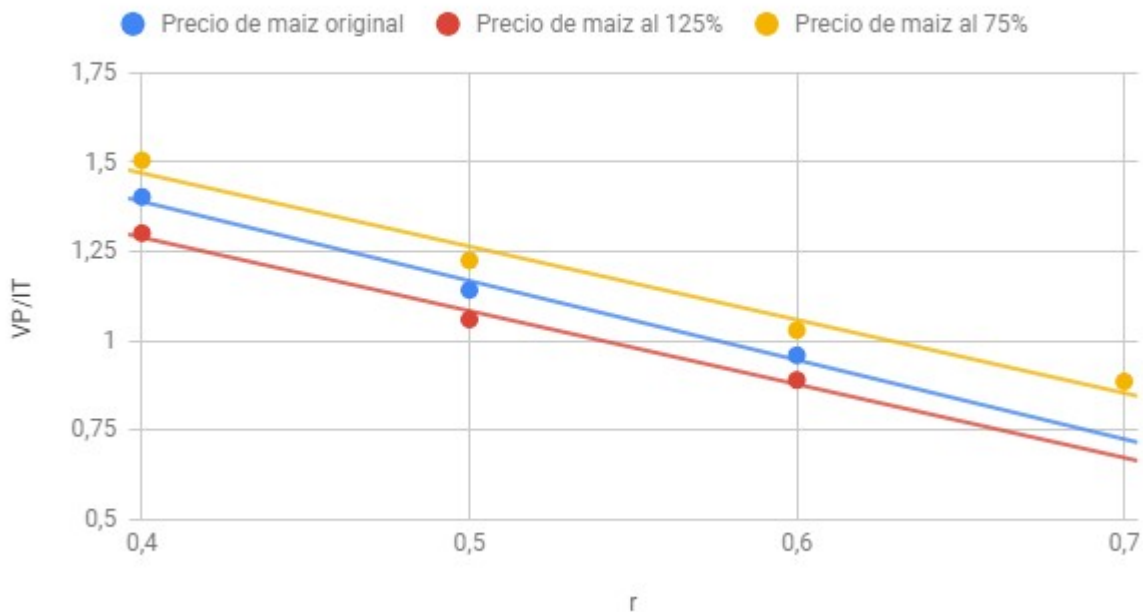
Siendo el eje de ordenadas VP (valor presente)/inversión fija y r la tasa de interés (TIR)

## 10.6 Análisis de sensibilidad

### 10.6.1 Análisis de sensibilidad con precio de materia prima

Se realiza el análisis de sensibilidad contemplando las variables que representan mayor costo para la producción de la planta. En este caso es el consumo de energía eléctrica y la materia prima, específicamente la mazorca. Respecto a la energía eléctrica ya se realiza la co-generación para reducir al mínimo posible el consumo de energía eléctrica y los equipos asociados se contemplaron en la inversión, así como también se redujo el consumo de energía eléctrica; por tal motivo, se decide llevar a cabo el análisis con la mazorca. Se propone un incremento del 25% en el precio de la misma y luego una reducción en igual cantidad. A continuación se presenta el gráfico correspondiente:

#### Análisis de sensibilidad



**Gráfico 10.22.** Análisis comparativo de TIR



TIR(25% aumento en precio de mazorca) =0,532

TIR (precio de referencia) =0,575

TIR (25% decremento en precio de mazorca)=0,619

Como primer análisis, se ve que el sistema es sensible ante cambios del valor de la materia prima, ya que la tasa de rentabilidad cambio por poco en una unidad decimal al aumentar un 25% del precio de la materia prima, y no se hizo tan rentable ante un aumento del mismo porcentaje.

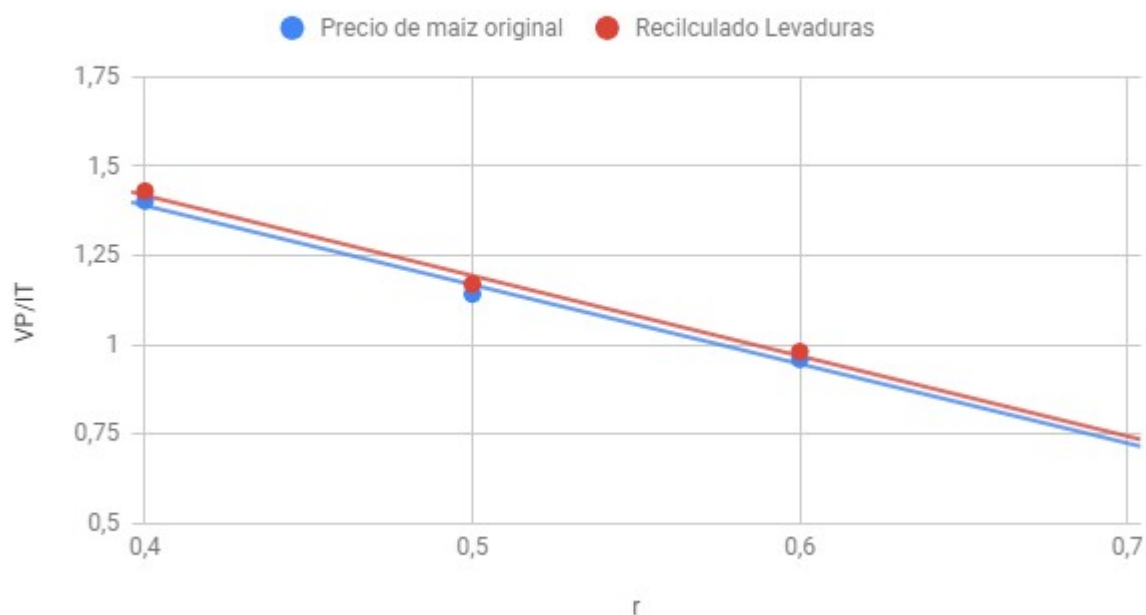
Como segundo análisis, se puede analizar que el valor de la TIR del proyecto al ser positiva es rentable, pero al no ser comparable con otras tasas de rentabilidad impuestas por inversores, no se puede concluir formalmente que realmente el proyecto se puede llevar a cabo sin peligro económico y que se asegure un interés a futuro.

#### ***10.6.2 Análisis de sensibilidad con recirculado de levaduras***

Como se estipulo en capítulos anteriores, se plantea la sensibilidad del proyecto, asociada al recirculado de levaduras, suponiendo que la pérdida de masa en los subproductos es despreciable, debido a que es mínima la cantidad que se debe retirar de la corriente principal para el recirculado; un segundo supuesto es que no hay costo de levadura, debido a que no se compran levaduras diariamente; y por último se asume la centrífuga necesaria para recircular la levadura al reactor tiene un precio de un 50% del precio al empleado para el tratamiento del mosto, ya que ante ausencia de valores se realiza dicha aproximación asumiendo que el caudal a tratar es más pequeño que en el equipo original. El valor de la misma sería de US\$ 25.620, lo cual representa el 0,27% respecto del costo en equipos, con lo cual se desprecian los cambios en la inversión fija.

Con dichas suposiciones, se obtiene el siguiente gráfico:

## Analisis de sensibilidad



**Gráfico 10.23.** Análisis comparativo de TIR

TIR (precio de referencia) =0,575

TIR(reciclando levaduras) =0,588

Como se puede observar, el valor de la TIR aumento, por lo que el proyecto, reciclando las levaduras, es ligeramente más rentable, respecto al proyecto original.

### 10.7 Planilla de obra de fábrica

**Tabla N° 10.11.** Cronograma de obra

Etapas del proyecto/meses	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	
Diseño conceptual (1)	■	■																				
Ingeniería de detalle (2)			■																			
Dirección del proyecto (3)				■																		
Adquisición y acondicionamiento de suelos (4)					■																	
Gestión de construcción (5)						■																
Adquisición de equipos (6)							■															
Montaje de equipos e interconexiones (7)								■														
Instalación de servicios (8)												■										
Selección de personal y capacitación (9)													■									
Comisionamiento (10)														■								
Pruebas de agua (11)															■							
Compra de suministros (12)																■						
Puesta en marcha (13)																	■					
Período de optimización (14)																		■				

Se aclaran algunos ítems de los detallados en la tabla anterior.

- (1) Se determina el alcance y presupuesto del proyecto.
- (2) Revisión, actualización, desarrollo y aceptación de documentación.
- (3) Formación del equipo de trabajo. Plan de dirección y riesgos.
- (5) Movimiento de suelos y obras civiles.
- (10) Revisión, verificación documentación de equipos y de su correcta instalación.

### 10.8 Resumen ejecutivo capítulo 10

En este capítulo se analizan todos los aspectos económicos del proyecto, como lo son los costos, la inversión y las ganancias de manera que se pueda determinar la rentabilidad del proyecto.

Para realizar lo dicho anteriormente se estiman los costos de los equipos a partir de apéndices y artículos publicados, obteniéndose el costo de los equipos. Con este valor junto con su costo por instalación y adicionando el costo FOB, el cual se debe adicionar debido a que los equipos son comprados en el exterior se obtiene el valor de le siendo este de US\$ 15.901.314. Luego por el método de los factores se obtiene la inversión fija con un valor de US\$ 68.932.196 y adicionando el precio del terreno se obtiene la inversión fija total con un valor de US\$ 73.032.196. Luego se calcula la inversión en capital de trabajo resultando esta de US\$ 10.954.829. Por último con esto se calcula la inversión total, obteniéndose US\$ 83.987.025.

A continuación se calculan los costos variables y los costos fijos, resultando estos en un valor de 91.069.616,5 US\$/año y 11.348.058,64 US\$/año, respectivamente. Luego se calcula el costo total siendo de 102.417.675,1 US\$/año. Además, se calculan los costos variables unitarios siendo 415,1 US\$/tn producto y los costos fijos unitarios 51,73 US\$/tn producto, resultando en un costo unitario total de 466,8 US\$/tn producto

Luego se calculan los ingresos por ventas, estos se deben a los ingresos del producto y los subproductos siendo estos el ingreso por la venta del etanol, las WDGS, el maíz partido y el jarabe, dando un ingreso total anual de US\$ 166.903.685.

Posteriormente se realiza la tabla de usos y fuentes para calcular los flujos de caja y luego analizar la rentabilidad del proyecto. Para dicho cálculo se realiza el proyecto teniendo en cuenta que la duración del mismo es de 10 años. En la tabla 10.10 se encuentran expresados los cálculos respectivos a esta sección.

Luego con los flujos de caja obtenidos se obtiene el tiempo de repago, el cual es de 1 años y 5 meses y también se calcula la tasa interna de retorno (TIR) dando un valor de 57,5%. Como la tasa es positiva se puede decir que el proyecto es rentable, pero no se puede asegurar debido a que no se puede comparar con una tasa de rentabilidad aceptable porque esta es impuestas por el inversor.

Posteriormente se realiza un análisis de sensibilidad variando el precio de la materia prima, la mazorca. Teniendo en cuenta un porcentaje de aumento y de disminución del precio de la misma. El aumento del precio resulta en una disminución de la rentabilidad del proyecto, y por el contrario una disminución del precio resulta en un aumento de la rentabilidad.

A su vez, se realiza el análisis del impacto del recirculado de levadura en el marco económico del proyecto, y realizando una serie de suposiciones, se observa que el proyecto es más rentable que el original, obteniendo una TIR de 58,8%.

Por último, se realizó el cronograma de obra el cual se encuentra en la tabla 10.11.

## **Bibliografía**

### **Capítulo 1**

1. "Que es el Bioetanol y cómo se produce". *chimeneas-bioetanol.es*. Web. 7 Ene. 2018.
2. "Bioetanol o Bioalcohol: ¿Qué es el bioetanol?". *biodisol.com*. Biodisol S.A. 7 Ene. 2018. Web. 7 Mar. 2018.
3. Fernando Olmedo. "Ventajas y desventajas del Bioetanol". *biodisol.com* 13 Feb. 2008. Web. 10 Mar. 2018.
- 3\*. Donato, Natalia y Beltrán, Romina. "Análisis Teórico de los Diferentes Procesos para la Obtención de Etanol a partir de Maíz". *edutecne.utn.edu.ar*. UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL. Web. 14 Mar. 2018
4. "El bioetanol presiona por más cupo: cómo está la industria en el mapa mundial". *agrovoz.com.ar*. Agrovoz S.A. 23 Jun. 2012. Web. 14 Mar. 2018
5. "Los rindes se desmoronan, estimándose la producción de soja en 40 Mt y la de maíz en 32 Mt". *bcr.com.ar*. Bolsa de Comercio de Rosario. 15 Mar. 2018. Web. 16 de Mar. 2018.
6. "Trigo, Maíz Y Soja: Estimaciones De Producción 2016/2017". Sociedad Rural de Jesús María. *srjm.org.ar*. Web. 10 Mar. 2018.
7. "Caña de azúcar: símbolo de identidad cultural y desarrollo local" *intainforma.inta.gov.ar*. INTA. 1 Ago. 2013. Web. 13 Mar. 2018.
8. "Acordaron el precio de la caña y la zafra comenzará en los próximos días". *misionesonline.net*. Misiones Online. 30 May. 2017. Web. 14 Mar. 2018.

9.“Los biocombustibles en Argentina. Situación actual y Perspectivas”.*bcr.com.ar*. Bolsa de Comercio de Rosario. 21 Oct. 2016. Web. 11 de Mar. 2018.

10.Furtado, André. “Biocombustibles y comercio internacional: una perspectiva Latinoamericana”. *olade.org*. Comisión Económica para América Latina y El Caribe (CEPAL). Abr. 2009. Web. 14 Mar. 2018.

11.Ciani, Matias. “Biocombustibles 05/17”. *agroindustria.gob.ar*. Dirección de Agroenergía. May. 2017. Web. 14 Mar. 2018.

12.Castro, V. (2015). *El mercado mundial de biocombustibles*. Rosario: Victor A. Castro. Recuperado de:  
<http://www.bioeconomia.mincyt.gob.ar/wp-content/uploads/2014/12/4-El-mercado-mundial-de-los-biocombustibles-V%C3%ADctor-Castro.pdf>

## Capítulo 2

1. Biała, Wojciech. Czerniak, Adrian. Szymanowska-Powałowska, Daria. (2014). Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production. *ABP Biochimica Polonica*, 61 (1), 153-162.

2. Singh, Vijay. (Julio-Agosto 2009). Dry Grind Corn Processing – New Technologies. San Pablo, Brasil. Recuperado de:  
<http://www.iea.usp.br/midiateca/apresentacao/singhbiofuels6.pdf>

3. Montoya Rodriguez, Maria Isabel. Quintero Suarez, Julian Andres. (Enero 2005). Esquema tecnológico de la producción de bioetanol carburante. Colombia. Recuperado de: <https://core.ac.uk/download/pdf/11051475.pdf>

4. González, Nancy. Alfa amilasa. *Botica Magistral* Recuperado de:

<http://www.botica.com.py/prospecto-digital/2016/06/24/alfa-amilasa/>

5. Group, Edward. (Abril 2013). Los Beneficios para la Salud de la Glucoamilasa. *Global Healing Center*. Recuperado de: <https://www.globalhealingcenter.net/salud-natural/enzima-glucoamilasa.html>

6. Du Pont. (2012). STARGEN™ 002. Granular Starch Hydrolyzing Enzyme for Ethanol Production. Recuperado de:  
<http://www.dupont.com/content/dam/dupont/products-and-services/industrial-biotechnology/documents/DuPont-STARGEN002-web-EN.pdf>

7. Suárez-Machín, Caridad. Garrido-Carralero, Norge Antonio. Guevara-Rodríguez, Carmen. (enero - abril, 2016). Levadura *Saccharomyces cerevisiae* y la producción de alcohol. Revisión bibliográfica. La Habana, Cuba. Recuperado de:  
<http://www.redalyc.org/html/2231/223148420004/>

8. Gonzalez Fernandez, Jorge. (Julio 2011). Estudio de los factores que afectan la hidrólisis enzimática y el proceso fermentativo para la producción de alcohol a partir de papa (*Solanum tuberosum*). Recuperado de:  
[https://www.researchgate.net/publication/280897422\\_ESTUDIO\\_DE\\_LOS\\_FACTORES\\_QUE\\_AFECTAN\\_LA\\_HIDROLISIS\\_ENZIMATICA\\_Y\\_EL\\_PROCESO\\_FERMEN\\_TATIVO\\_PARA\\_LA\\_PRODUCCION\\_DE\\_ALCOHOL\\_A\\_PARTIR\\_DE\\_PAPA\\_Solanum\\_tuberosum](https://www.researchgate.net/publication/280897422_ESTUDIO_DE_LOS_FACTORES_QUE_AFECTAN_LA_HIDROLISIS_ENZIMATICA_Y_EL_PROCESO_FERMEN_TATIVO_PARA_LA_PRODUCCION_DE_ALCOHOL_A_PARTIR_DE_PAPA_Solanum_tuberosum)

9. Velasco, Reinaldo. Luna, William. Mera, Julián. Villada, Héctor. (2008). Producción de Dextrinas a partir de Almidón Nativo de Yuca por Ruta Seca en una Agroindustria Rural. *Información Tecnológica* 19 (2), 15-22. Recuperado de:  
<https://scielo.conicyt.cl/pdf/infotec/v19n2/art03.pdf>

10. Anónimo. (Octubre 2017). Dextrina. *Wikipedia*. Recuperado de :  
<https://es.wikipedia.org/wiki/Dextrina>

11. Anónimo. (Marzo 2018). Maltosa. *Wikipedia*. Recuperado de :  
<https://es.wikipedia.org/wiki/Maltosa>

12. Donato, Natalia. Beltrán, Romina. Análisis teórico de los diferentes procesos para la obtención de etanol a partir de maíz. Villa María, Córdoba, Argentina. Recuperado de:  
[http://www.edutecne.utn.edu.ar/cytaal\\_frm/CyTAL\\_2006/Archivos/TF17%20Etanol%20a%20partir%20de%20maiz.pdf](http://www.edutecne.utn.edu.ar/cytaal_frm/CyTAL_2006/Archivos/TF17%20Etanol%20a%20partir%20de%20maiz.pdf)

13. Nave, Olmo. Propiedades Termodinámicas de Sustancias Seleccionadas. Recuperado de: <http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbasees/Tables/therprop.html>

14. Teijón, García, Jiménez, Guerrero (2006). La química en problemas. Recuperado de: <https://books.google.com.ar/books?id=f0VhOChqficC&pg=PA131&lpg=PA131&dq=entalpia+de+formacion+del+almidon+1,43&source=bl&ots=ve2jyjAvGb&sig=b6jRO4Y4-Ws0o4TREc8sEoto9YU&hl=es&sa=X&ved=2ahUKewjJ6ayU1rveAhWEf5AKHTS1Ds8Q6AEwD3oECAQQAQ#v=onepage&q=entalpia%20de%20formacion%20del%20almidon%201%2C43&f=false>

### Capítulo 3

1. Quintero Suarez Andrés, Montoya Rodriguez Isabel. (Enero 2005). Esquema tecnológico integral de la producción de bioetanol carburante. Colombia. Recuperado de: <https://core.ac.uk/download/pdf/11051475.pdf>

2. Cardenas Paola, Cardozo Garcia, Garcia Cindy, Garza Santamaría José, Rios Peña Cindy. Obtención de harina de trigo por molienda seca y análisis granulométrico. Villa del Rosario, Colombia. Recuperado de:  
<https://es.scribd.com/doc/132254248/Obtencion-de-Harina-de-Trigo-Triticum-Sativum-Por-Molienda-Seca-y-Analisis-Granulometrico>



3. Autor anónimo. Recuperado de:

[http://www.bdigital.unal.edu.co/3539/4/oscarjuliansancheztoro.2008\\_Parte2.pdf](http://www.bdigital.unal.edu.co/3539/4/oscarjuliansancheztoro.2008_Parte2.pdf)

4. Vazquez Cesar, Ruiz Cristobal, Arango Diego, Caicedo Rosario, Sánchez Mauricio, Rios Luis, Restrepo Colorio. (octubre 2005). producción de etanol absoluto por destilación extractiva combinada con efecto salino. Recuperado de :

<http://www.scielo.org.co/pdf/dyna/v74n151/a06v74n151.pdf>

5. Marin Juan, Rios Luis. (2009). Equilibrio de fases para sistemas etanol-H<sub>2</sub>O en presencia de polialcoholes y sales. *Dyna*. 78 (155), 150-159. Recuperado de: <https://revistas.unal.edu.co/index.php/dyna/article/view/25649/39147>

6. Arenas Diaz, Gonzalez Ramón, Muvdi-Nove. Estudio del proceso de producción de hidrolizados de almidón de yucas acoplado hidrólisis enzimática y clarificación con membranas en continuo. Colombia. Recuperado de:

[http://www.aaig.org.ar/SCongresos/docs/06\\_029/papers/05a/05a\\_1746\\_668.pdf](http://www.aaig.org.ar/SCongresos/docs/06_029/papers/05a/05a_1746_668.pdf)

7. Quintero Julian, Montoya María Isabel, Sanchez Oscar, Cardona Carlos. (2007). Evaluación de deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos. Colombia. Recuperado de:

<https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/6117961.pdf>

## Capítulo 4

1. Biała Wojciech, Czerniak Adrian and Szymanowska-Powałowska Daria (2014). Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production. *Actabp*, 61 (1), 153-162.

2. Quintero Julián Andrés, Montoya Marta Isabel, Sánchez Oscar Julián, Cardona Carlos Ariel. (2007). Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos. 5 (2), 72-83.

3. Introducción a la Efectividad General del Equipo (OEE). PlantWeb University. *Emerson Process*. Recuperado de:

[http://www2.emersonprocess.com/siteadmincenter/PM%20Central%20Web%20Documents/BusSch-OEE\\_101es.pdf](http://www2.emersonprocess.com/siteadmincenter/PM%20Central%20Web%20Documents/BusSch-OEE_101es.pdf)

4.Densidad del etanol. Recuperado de: <https://es.wikipedia.org/wiki/Etanol>

5.Densidad del almidón. Recuperado de: <https://es.wikipedia.org/wiki/Almid%C3%B3n>

6.Densidad de la glucosa. Recuperado de: <https://es.wikipedia.org/wiki/Glucosa>

7.Composición fisicoquímica del grano de maíz. Recuperado de: <https://es.scribd.com/document/239992947/Composicion-Del-Maiz>

8.Humedad del grano de maíz y su importancia en la comercialización. *Agrosíntesis*. Recuperado de: <https://www.agrosintesis.com/humedad-del-grano-del-maiz-importancia-la-comercializacion/#.W-c5vdVKjIU>

9.Corona-Mendoza, Esmeralda, Martínez-Rueda, Gustavo y Estrada-Campuzano, Gaspar. (Diciembre, 2012).

Determinantes del peso de grano en cultivares nativos e híbridos de maíz. *Revista Mexicana de ciencias agrícolas*. 3(8)

10.Norma de comercialización de maíz. Recuperado de : <http://www.cosechaypostcosecha.org/data/postcosecha/basesComercializacion/basesComercializacionMaiz.asp>

11.Universidad técnica de Babahoyo. Facultad de ciencias agropecuarias. Escuela de ingeniería agropecuaria.Recuperado de : <http://dspace.utb.edu.ec/bitstream/49000/754/6/T-UTB-FACIAG-AGROP-000002.pdf>

12. Maíz dulce. Recuperado de :

[http://www7.uc.cl/sw\\_educ/agronomia/manual\\_poscosecha/archiv/prodc10.html](http://www7.uc.cl/sw_educ/agronomia/manual_poscosecha/archiv/prodc10.html)

13. Bragachini, Mario, Uztarros, Fernando, Matier Diego (2008). granos destilados solubles. Un subproducto a tener en cuenta. 22(268):38-40. Recuperado de: [http://produccion-animal.com.ar/tablas\\_composicion\\_alimentos/109-destilados.pdf](http://produccion-animal.com.ar/tablas_composicion_alimentos/109-destilados.pdf)

14. Producción de etanol y sus coproductos. Proceso de molienda en seco y húmedo. Recuperado de:

<http://lta-grains.org/wp-content/uploads/2014/10/b863741d29e0dcb05246d1e41b11936c.pdf>

## Capítulo 5

1. Białas Wojciech, Czerniak Adrian and Szymanowska-Powałowska Daria (2014). Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production. *Actabp*, 61 (1), 153-162.

2. Medición del oxígeno disuelto. Hanna instruments.

Recuperado de: <http://www.hannainst.es/blog/medicion-del-oxigeno-disuelto/>

3. Medición de pH en procesos industriales. *Endress+Hauser*. Recuperado de: <http://www.vigaflo.com/wp-content/uploads/2014/08/E+H-Analisis-de-liquidos-PH.pdf>

4. Colina Irezabal Luisa. Mezclado de alimentos fluidos. Recuperado de : [http://sgpwe.izt.uam.mx/files/users/uami/mlci/mezclado\\_fluidos.pdf](http://sgpwe.izt.uam.mx/files/users/uami/mlci/mezclado_fluidos.pdf)

5. Agitación y mezclas de líquidos. Recuperado de:

<https://es.slideshare.net/sussyvi/agitacion-y-mezclado-11259499>

6. (2005). Guía para el diseño de estaciones de bombeo de agua potable. Lima. Recuperado de :

<http://www.bvsde.paho.org/tecapro/documentos/agua/161esp-diseno-estbombeo.pdf>

7. Intercambiadores de calor.

Recuperado de: <http://files.pfernandezdiez.es/CentralesTermicas/PDFs/05CT.pdf>

8. Calor específico de almidón. Recuperado de:

<https://ar.answers.yahoo.com/question/index?qid=20070630085221AAa0Tdz>

9. Calor específico. Recuperado de:

<http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbasees/thermo/spht.html>

10. Pineda-Gomez, Coral, Ramos-Rivera, Rosales-Rivera (2011). Estudio de las propiedades térmicas de harinas de maíz producidas por tratamiento térmico-alkalino. Ingeniería y ciencia, 7(14), 119-142.

11. Capacidades caloríficas. Recuperado de:

<http://didactica.fisica.uson.mx/tablas/capcalorificas.htm>

## Capítulo 6

2. Quintero Julian, Montoya María Isabel, Sanchez Oscar, Cardona Carlos. (2007). Evaluación de deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos. Colombia. Recuperado de :  
<https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/6117961.pdf>

## Capítulo 7

- <sup>1</sup>Shellers and Precleaners AEC. Recuperado de:  
<https://aec-corp.com/sheller-and-precleaners/>
- <sup>2</sup>Fabricante de China por aire clasificador de molino de bolas de molienda máquina para arena de cuarzo. Alibaba. Recuperado de:  
<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Manufacturer-China-for-Air-Classifier-Ball-60595271236.html?spm=a2700.8699010.normalList.14.164e7b0bNS4kJ3>

- <sup>3</sup>5000 toneladas silos de almacenamiento de grano. Alibaba. Recuperado de: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/5000-tons-grain-storage-silos-60758040819.html?spm=a2700.8699010.normalList.13.cf843d04ELLBUI&s=p>
- <sup>4</sup>Molino de bolas.  
Recuperado de: <https://www.brasserieniche.be/products/molino-de-bolas.html>
- <sup>5</sup>Velocidades sugeridas para fluidos en tuberías. Recuperado de: [http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%20\(TF-1221\)/Material%20Te%C3%B3rico%20\(TF-1221\)/TF-1221%20Velocidades%20Recomendadas%20En%20Tuber%C3%ADas.pdf](http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%20(TF-1221)/Material%20Te%C3%B3rico%20(TF-1221)/TF-1221%20Velocidades%20Recomendadas%20En%20Tuber%C3%ADas.pdf)
- <sup>6</sup>Vasen ppr piping system. [www.vase.com.cn](http://www.vase.com.cn). Recuperado de: <http://www.egbgroup.com/pdfs/polipropileno-catalogo-tecnico-es.pdf>
- <sup>7</sup>Tubo de acero inoxidable. Irestal group.  
Recuperado de: [https://www.bjaluminox.com/adjuntos/documentos/tubo\\_redondo\\_acero\\_inoxidable-1284549146.pdf](https://www.bjaluminox.com/adjuntos/documentos/tubo_redondo_acero_inoxidable-1284549146.pdf)
- <sup>8</sup>Diferencias entre acero al carbono y acero inoxidable. Recuperado de: <http://www.jnaceros.com.pe/blog/diferencias-acero-carbono-acero-inoxidable/>
- <sup>9</sup>Catálogo técnico ed 2015. Grupo almesa. Recuperado de: [http://www.almesa.com/wp-content/uploads/CATALOGO\\_TECNICO\\_ISO9001.pdf](http://www.almesa.com/wp-content/uploads/CATALOGO_TECNICO_ISO9001.pdf)
- <sup>10</sup>Jayo, Alvaro, Soza Hauviller, Adrián (2016). Estudio de factibilidad técnica-económica de producción de bioetanol a base de maíz. Recuperado de: <https://repositorio.uade.edu.ar/xmlui/bitstream/handle/123456789/5842/PFI%20JAYO%20SOZA.pdf?sequence=2&isAllowed=y>
- <sup>11</sup>Smith, Van Ness, Abbot. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.
- <sup>12</sup>Eduardo Cao (2004). Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos.
- <sup>13</sup>Donald Q. Kern. Procesos de transferencia de calor.
- <sup>14</sup>Evaporación y evaporadores de múltiple efecto. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/3169438/EVAPORACION-Y-EVAPORADORES-DE-MULTIPLE-EFECTO>

- <sup>15</sup>Caldera de pellets. Alibaba. Recuperado de: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/industrial-biomass-fired-hot-water-pellet-boiler-for-power-station-for-paper-factory-60746563426.html?spm=a2700.8699010.normalList.95.71537b46OStUPY>
- <sup>16</sup>Eliseo Amado-González, César Villamizar Quiñonez, Marlon Martínez-Reina. (2014) Efecto de la humedad de la biomasa en el calor de combustión de bagazo de caña y desperdicios de la mazorca de maíz. Recuperado de: <http://revistas.unilibre.edu.co/index.php/avances/article/download/297/234/>
- <sup>17</sup>Aguirre, Jorge, Villarroel, Carlos. (2007). Diseño de una torre de enfriamiento de agua para una planta ensambladora de vehículos. Recuperado de: <https://www.slideshare.net/andresnavarro946/torres-de-enfriamiento-unlocked>
- <sup>18</sup>Productos Chicago Blower. Recuperado de: [http://www.chiblosa.com.ar/spanish/catalogos/catalogos\\_espanol/Productos\\_Chicago\\_Blower.pdf](http://www.chiblosa.com.ar/spanish/catalogos/catalogos_espanol/Productos_Chicago_Blower.pdf)
- <sup>19</sup>Agamez Salvador Carlos Ignacio (2014). Diseño de un sistema de intercambio catiónico de lecho fijo para la potabilización de agua en el corregimiento de Malagana (Bolívar). Cartagena de India. Recuperado de: [https://bibliotecadigital.usb.edu.co/bitstream/10819/2797/1/Dise%C3%B1o%20de%20un%20sistema%20de%20intercambio%20cati%C3%B3nico\\_Carlos%20Agamez\\_USBCTG\\_2014.pdf](https://bibliotecadigital.usb.edu.co/bitstream/10819/2797/1/Dise%C3%B1o%20de%20un%20sistema%20de%20intercambio%20cati%C3%B3nico_Carlos%20Agamez_USBCTG_2014.pdf)
- <sup>20</sup>Dureza del agua en Buenos Aires. AySA. Recuperado de: [https://www.aysa.com.ar/Media/archivos/570/Informe\\_al\\_Usuario\\_2010.pdf](https://www.aysa.com.ar/Media/archivos/570/Informe_al_Usuario_2010.pdf)
- <sup>21</sup>Marco Asdrual Chavez Barajas. (1992). Selección y diseño de un equipo de intercambio iónico a escala banca. Recuperado de: <https://tesis.ipn.mx/jspui/bitstream/123456789/17014/1/25-1-11766.pdf>
- <sup>22</sup>Temperatura máxima admisible de almacenaje. Recuperado de: <https://tesis.ipn.mx/jspui/bitstream/123456789/17014/1/25-1-11766.pdf>
- <sup>23</sup>Intercambiadores de calor. Recuperado de: <http://files.pfernandezdiez.es/CentralesTermicas/PDFs/05CT.pdf>
- <sup>24</sup>Peerless pump. Bombas para procesos de uso pesado. Recuperado de: <https://ar.grundfos.com/content/dam/BGA/Products/Literature/B-8196%20ANSI%20Pump%20folleto.pdf>
- <sup>25</sup>Bomba centrífuga. FSM Industrial Co., Ltd. Recuperado de: <https://es.made->

[in-china.com/co\\_fsmindustrial/product\\_Split-Case-Pump\\_hoorynry.html](http://in-china.com/co_fsmindustrial/product_Split-Case-Pump_hoorynry.html)

- <sup>26</sup>Echeverria Analia. (2016). Análisis económico de la utilización de burlanda húmeda de maíz almacenada, en dietas de engorde a corral. Recuperado de: <https://www.engormix.com/ganaderia-carne/articulos/analisis-economico-utilizacion-burlanda-t39415.htm>

## Capítulo 8

- <sup>1</sup>Generador de la turbina de vapor/presión de la turbina de vapor/condensación de vapor de la turbina. Alibaba. Recuperado de:  
[https://spanish.alibaba.com/product-detail/200KW-750KW-Steam-Turbine-Generator-Back-60818515355.html?  
spm=a2700.galleryofferlist.normalList.137.2785101b3AGcul](https://spanish.alibaba.com/product-detail/200KW-750KW-Steam-Turbine-Generator-Back-60818515355.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.137.2785101b3AGcul)
- <sup>2</sup>Smith, Van Ness, Abbot. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.
- <sup>3</sup>Eliseo Amado-González, César Villamizar Quiñonez, Marlon Martínez-Reina. (2014) Efecto de la humedad de la biomasa en el calor de combustión de bagazo de caña y desperdicios de la mazorca de maíz. Recuperado de:  
<http://revistas.unilibre.edu.co/index.php/avances/article/download/297/234/>
- <sup>4</sup>Sistemas de cogeneracion en base de turbina de vapor. Recuperado de:  
[https://www.ctc-n.org/sites/www.ctc-n.org/files/UNFCCC\\_docs/  
ref32x01\\_35.pdf](https://www.ctc-n.org/sites/www.ctc-n.org/files/UNFCCC_docs/ref32x01_35.pdf)
- <sup>5</sup>Cálculo de la entalpía de combustión del etanol con entalpías de formación. Recuperado de:  
<http://www.quimitube.com/videos/termodinamica-ejercicio-18-calculo-de-la-entalpia-de-combustion-del-etanol-con-entalpias-de-formación>
- <sup>6</sup>Gómez García, Fernando. Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol con una capacidad de 20.000 tm/año. Recuperado de:  
[http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20453/fichero/  
Proyecto+Fin+de+Carrera.pdf](http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20453/fichero/Proyecto+Fin+de+Carrera.pdf)
- <sup>7</sup>Compresor de dióxido de carbono. Alibaba. Recuperado de:  
[https://spanish.alibaba.com/product-detail/carbon-dioxide-carbon-monoxide-gas-compressor-60331229398.html?  
spm=a2700.7724838.2017115.79.62b04183hCdurg](https://spanish.alibaba.com/product-detail/carbon-dioxide-carbon-monoxide-gas-compressor-60331229398.html?spm=a2700.7724838.2017115.79.62b04183hCdurg)



- <sup>8</sup>Convertor de unidad entre mscfgd a m<sup>3</sup>. Recuperado de:  
<https://www.traditionaloven.com/tutorials/flow-rate/convert-mil-standard-ft3-day-to-m3-cubic-meter-per-hour.html>
- <sup>9</sup>Filtro de aire de carbón activado elemento Sistema de compresor. Alibaba. Recuperado de:  
<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Activated-Carbon-Air-Filter-Element-Compressor-60725282820.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.48.4910790cUtpJsk&s=p>
- <sup>10</sup>Sistema de refrigeracion de alta eficiencia. Alibaba. Recuperado de:  
<https://spanish.alibaba.com/product-detail/High-evaluation-efficient-van-cooling-system-60261117444.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.1.2c2a726aXrT3kk&s=p>
- <sup>11</sup>Precio de CO<sub>2</sub>. Ingenieria quimica .org. Recuperado de:  
<http://www.ingenieriaquimica.org/foros/precio-del-co2>

## Capítulo 9

1. Białas Wojciech, Czerniak Adrian and Szymanowska-Powałowska Daria (2014). Kinetic modeling of simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production. *Actabp*, 61 (1), 153-162.

2. Colina Irezabal Luisa. Mezclado de alimentos fluidos.

Recuperado de: [http://sgpwe.izt.uam.mx/files/users/uami/mlci/mezclado\\_fluidos.pdf](http://sgpwe.izt.uam.mx/files/users/uami/mlci/mezclado_fluidos.pdf)

3.(2005).Guía para el diseño de estaciones de bombeo de agua potable. Lima.

Recuperado de :

<http://www.bvsde.paho.org/tecapro/documentos/agua/161esp-diseno-estbombeo.pdf>

## Capítulo 10

- <sup>1</sup>Shellers and Precleaners AEC. Recuperado de:

<https://aec-corp.com/sheller-and-precleaners/>

- <sup>2</sup>Fabricante de China por aire clasificador de molino de bolas de molienda máquina para arena de cuarzo. Alibaba. Recuperado de:

<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Manufacturer-China-for-Air-Classifier-Ball-60595271236.html?spm=a2700.8699010.normalList.14.164e7b0bNS4kJ3>

- <sup>3</sup>Molino de bolas.

Recuperado de: <https://www.brasserieniche.be/products/molino-de-bolas.html>

- <sup>4</sup>Jayo, Alvaro, Soza Hauviller, Adrián (2016). Estudio de factibilidad técnica-económica de producción de bioetanol a base de maíz. Recuperado de:

<https://repositorio.uade.edu.ar/xmlui/bitstream/handle/123456789/5842/PFI%20JAYO%20SOZA.pdf?sequence=2&isAllowed=y>

- <sup>5</sup>Triple efecto película descendente concentrador/evaporador para jugo. Alibaba. Recuperado de:

<https://spanish.alibaba.com/product-detail/sjz-1500-triple-effect-falling-film-concentrator-evaporator-for-juice-60459019056.html?spm=a2700.8699010.normalList.2.28ce1158peefbB&s=p>

- <sup>6</sup>Caldera de pellets. Alibaba. Recuperado de:

<https://spanish.alibaba.com/product-detail/industrial-biomass-fired-hot-water-pellet-boiler-for-power-station-for-paper-factory-60746563426.html?spm=a2700.8699010.normalList.95.71537b46OStUPY>

- <sup>7</sup>Alibaba (2018). Intercambiador Iónico. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de

<https://spanish.alibaba.com/product-detail/stainless-steel-ion-exchange-resin-mixed-bed-60288407863.html?spm=a2700.8699010.normalList.53.3cda3d4bq91FL4>

- <sup>8</sup>Mercado Libre S.R.L. (2018). Resina De Intercambio Iónico. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de

[https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-752222553-resina-de-intercambio-ionico-\\_JM](https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-752222553-resina-de-intercambio-ionico-_JM)

- <sup>9</sup>Densidad aparente de productos agrícolas sólidos. Recuperado de: <http://www.fao.org/docrep/x5041s/x5041S09.htm>
- <sup>10</sup>Alibaba (2018). Mezclador Industrial. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de <https://spanish.alibaba.com/p-detail/industry-liquid-mixer-agitator-for-sale-60605933977.html>
- <sup>11</sup>Turbina de vapor. Alibaba. Recuperado de: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/200KW-750KW-Steam-Turbine-Generator-Back-60818515355.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.137.2785101b3AGcul>
- <sup>12</sup>Material proveído por la cátedra de Ingeniería Económica (2017). Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Mar del Plata.
- <sup>13</sup>Adrián Mercado S.R.L. (2018). Terreno en Zarate. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de <http://www.adrianmercado.com.ar/inmobiliaria-ficha/puerto-de-zarate-1141791>
- <sup>14</sup>Precio de la mazorca de maíz. Argentino. Recuperado de: <https://www.argentino.com.ar/empresa-de-transporte-saca-a-la-venta-maiz-trigo-y-avena-F1B0FC9011BD8>
- <sup>15</sup>Alibaba (2018). Precio de levadura para fermentación alcohólica. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de <https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-standard-in-quality-instant-active-yeast-powder-for-alcohol-fermentation-60706943939.html?spm=a2700.8699010.normalList.5.7fa11835SfBcRn>
- <sup>16</sup>Precio de las enzimas. Proveído por Química Ecológica S.A.
- <sup>17</sup>Sueldos básicos 2017-2018-Rama 17 Metalmecánica y otras. Econoblog. Recuperado de: <https://www.econoblog.com.ar/56484/uom-sueldos-basicos-2017-2018-rama-17-metalmecanica-y-otras/>
- <sup>18</sup>EDESUR S.A. (2018). Cuadro Tarifario. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de

<http://www.edesur.com.ar/hogares/cuadro-tarifario.aspx>

- <sup>19</sup>Cuadro tarifario publicado en boletín oficial. ABSA. Recuperado de: <https://www.aguasbonaerenses.com.ar/au-cyt-f-cuadro-tarifario.php>
- <sup>20</sup>Precio del bioetanol. Ministerio de Energía y Minería (2018). Reporte de precio de Bioetanol. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de [https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte\\_precios\\_bioetanol.php](https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php)
- <sup>21</sup>Farm Journal, Inc (2018). Distillers grain prices don't decline as fast as corn prices. Recuperado el 24 de octubre de 2018 de <https://www.drovers.com/article/distillers-grain-prices-dont-decline-fast-corn-prices>
- <sup>22</sup>Maiz quebrado. Recuperado de: [https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-630485948-maiz-quebrado-x24kg-palomas-gallinas-equinos-a-retirar-\\_JM?quantity=1](https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-630485948-maiz-quebrado-x24kg-palomas-gallinas-equinos-a-retirar-_JM?quantity=1)