

# **DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR**

**Universidad Nacional de Mar del Plata.  
Facultad de Ingeniería**

**FERRARI Chiara**

**SAVINO Valeria Luisa**

**TORO Claudina**



**Entrega: 7 de diciembre 2018  
Presentación: 21 de diciembre 2018**



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

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

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



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

# Índice

|  |    |
|--|----|
| Introducción.....  | 7  |
| CAPÍTULO 1.....  | 8  |
| Biocombustibles.....   | 9  |
| ¿Qué es el bioetanol?.....   | 10 |
| ¿Para qué sirve el bioetanol?.....   | 11 |
| ¿Qué ventajas presenta frente a otros combustibles? .....                        | 12 |
| Precio del bioetanol.....  | 13 |
| Proceso de producción .....  | 13 |
| Materia prima .....  | 15 |
| Calidad de la materia prima .....  | 16 |
| Precios y disponibilidad de caña de azúcar en Argentina.....                     | 17 |
| Subproductos .....   | 18 |
| Etapas de producción.....  | 19 |
| Extracción .....   | 19 |
| Filtración.....  | 20 |
| Clarificación .....  | 20 |
| Dilución.....  | 20 |
| Fermentación .....   | 21 |
| Destilación o deshidratación .....   | 21 |
| Marco legal .....  | 22 |
| Potencial de producción de alcohol .....   | 24 |
| Capacidad de producción en la Argentina.....                                     | 26 |
| Clientes nacionales y extranjeros .....  | 28 |
| Ubicación de las plantas productoras de bioetanol a base de caña de azúcar ..... | 29 |
| Capacidad de la planta de producción .....                                       | 33 |
| Justificación del proyecto .....   | 33 |
| CAPÍTULO 2.....  | 35 |
| Introducción.....  | 36 |
| Parámetros cinéticos .....   | 37 |
| Modelo matemático propuesto .....  | 37 |
| Comprobación modelo propuesto .....  | 38 |

|   |    |
|---|----|
| Parámetros a tener en cuenta .....                        | 42 |
| Temperatura.....  | 43 |
| Presión.....  | 44 |
| pH .....  | 44 |
| Concentraciones iniciales.....                            | 45 |
| Tiempo óptimo de reacción .....                           | 46 |
| Parámetros termodinámicos.....                            | 47 |
| Entalpía de reacción .....                                | 47 |
| Entropía de reacción .....                                | 49 |
| Energía de Gibbs.....                                     | 50 |
| Estructura preliminar de reactor .....                    | 50 |
| CAPÍTULO 3 .....  | 52 |
| Introducción.....   | 53 |
| Pretratamiento .....                                      | 53 |
| Post-tratamiento.....                                     | 55 |
| Destilación extractiva.....                               | 60 |
| CAPITULO 4 .....  | 66 |
| Introducción.....   | 67 |
| Capacidad de diseño.....                                  | 67 |
| Diseño del reactor tanque agitado continuo.....           | 68 |
| Balances de masa en el sistema de reactores .....         | 69 |
| Diagrama de flujo.....                                    | 70 |
| Composiciones y caudales de entrada y salida .....        | 70 |
| Caudales de entrada y salida.....                         | 70 |
| Diagrama de las corrientes de entrada y salida.....       | 74 |
| Composiciones de las corrientes de entrada y salida ..... | 75 |
| CAPÍTULO 5 .....  | 77 |
| Introducción.....   | 78 |
| Condiciones de operación .....                            | 78 |
| Tipo de reactor.....                                      | 78 |
| Balances de masa .....                                    | 79 |
| Condiciones térmicas de operación .....                   | 81 |
| Calor de entrada y salida de las corrientes .....         | 82 |

|  |     |
|--|-----|
| Calor perdido por convección .....             | 85  |
| Calor de reacción.....                         | 86  |
| Agitación.....                                 | 87  |
| Sistema de control .....                       | 89  |
| CAPÍTULO 6.....                                | 91  |
| Introducción.....                              | 92  |
| Sistemas de separación .....                   | 92  |
| Separación de la glucosa.....                  | 92  |
| Obtención del etanol puro.....                 | 94  |
| Recirculación del glicerol.....                | 95  |
| Esquema general del sistema de separación..... | 97  |
| CAPÍTULO 7 .....                               | 99  |
| Introducción.....                              | 100 |
| Equipos auxiliares .....                       | 100 |
| Pretratamiento.....                            | 100 |
| Transporte a la planta .....                   | 100 |
| Acondicionamiento .....                        | 100 |
| Molienda.....                                  | 102 |
| Clarificación .....                            | 105 |
| Concentración .....                            | 106 |
| Transporte.....                                | 111 |
| Sistema de agitación .....                     | 112 |
| Post tratamiento .....                         | 112 |
| Separación de las levaduras .....              | 112 |
| Destilación.....                               | 114 |
| Almacenamiento .....                           | 115 |
| Requerimientos complementarios .....           | 118 |
| Colores de cañerías .....                      | 118 |
| Material de cañerías.....                      | 118 |
| Dimensión de cañerías .....                    | 119 |
| Compresores .....                              | 121 |
| Bombas.....                                    | 121 |
| Integración energética.....                    | 127 |

|   |     |
|---|-----|
| Análisis PINCH .....  | 127 |
| Condensadores.....  | 130 |
| Condensadores para las columnas de destilación .....                | 130 |
| Condensador de agua de salida del quinto efecto del evaporador..... | 132 |
| Condensador para el vapor de escape.....                            | 133 |
| Reevaporadores .....  | 134 |
| Intercambiadores de calor .....                                     | 135 |
| Diseño torres de enfriamiento.....                                  | 142 |
| Intercambiador de entrada a la batería de reactores.....            | 143 |
| Condensadores.....  | 144 |
| Almacenamiento de etanol.....                                       | 144 |
| Vapor de escape de turbinas.....                                    | 146 |
| Equipo de frío.....   | 151 |
| CAPÍTULO 8.....   | 152 |
| Introducción.....   | 153 |
| Evaluación de la propuesta.....                                     | 153 |
| Sistema de generación de energía.....                               | 153 |
| Calderas.....   | 154 |
| Turbinas.....   | 159 |
| Suministro de agua.....   | 161 |
| Tanque de alimentación de agua .....                                | 163 |
| Vapor de agua .....   | 166 |
| Condensadores.....  | 167 |
| Potencia total.....   | 168 |
| Medio ambiente .....  | 168 |
| CAPÍTULO 9.....   | 170 |
| Introducción.....   | 171 |
| Justificación de la inversión .....                                 | 171 |
| Costo de inversión .....  | 172 |
| Inversión fija.....   | 173 |
| Terreno.....  | 175 |
| Edificación .....   | 176 |
| Equipamiento.....   | 178 |

|   |     |
|---|-----|
| Tanques.....  | 178 |
| Bandas transportadoras y cuchillas.....                               | 181 |
| Desfibrador.....  | 182 |
| Centrífugas .....   | 183 |
| Bombas.....   | 183 |
| Bombas de acople magnético .....                                      | 185 |
| Bomba de vacío .....  | 186 |
| Clarificador .....  | 186 |
| Evaporadores.....   | 187 |
| Intercambiadores de calor .....                                       | 187 |
| Destiladores.....   | 189 |
| Condensadores.....  | 190 |
| Torres de enfriamiento.....   | 191 |
| Planta de recuperación de dióxido de carbono .....                    | 192 |
| Caldera y turbinas.....   | 194 |
| Equipo de ósmosis.....  | 194 |
| Costos de operación .....   | 197 |
| Costos variables.....   | 198 |
| Costos fijos .....  | 201 |
| Rentabilidad .....  | 203 |
| Diagramas de flujos de caja.....                                      | 203 |
| Cuadro de fuentes y usos de fondos para evaluar la rentabilidad ..... | 204 |
| Método para evaluar la rentabilidad .....                             | 205 |
| Cronograma .....  | 207 |
| Diagrama de Grantt.....   | 209 |
| Conclusión.....   | 210 |
| Bibliografía .....  | 211 |

## Introducción

A lo largo del presente trabajo se busca desarrollar, en su totalidad, una planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar.

Inicialmente se buscó información a través de papers académicos y luego se llegaron a diversos libros que explican el tema de forma muy detallada para el correcto entendimiento. Sin embargo, a medida que fuimos avanzando en el armado del proyecto, se despertó en nosotras la necesidad de conocer un poco más, observando desde la práctica, el proceso de producción de bioetanol.

Fue por esta razón que se gestó en nosotras la idea de poder realizar una visita a una planta de producción de bioetanol. De esta forma, nos dispusimos, junto con otro grupo de compañeros, a buscar la manera de poder concretar la ansiada visita.

Luego de generar el contacto con ingenieros del Centro Azucarero Concepción, fijamos fecha y viajamos a la ciudad de San Miguel de Tucumán con el objetivo de poder observar en la práctica lo que fueron muchos meses de búsqueda de información y miles de dudas.

Una vez allí, fuimos recibidos muy amablemente y tuvimos la posibilidad de obtener respuesta a muchas de las preguntas de nos fueron surgiendo, además de realizar una recorrida por la totalidad de las instalaciones de la planta, guiados, nada menos, que por el ingeniero a cargo del proceso.

La experiencia fue por demás alentadora, ya que nos ayudó a tener una visión más palpable de lo que durante mucho tiempo fueron nada más que información y cálculos.

Por otra parte, cabe destacar que luego de la visita, quedamos en contacto con varios de los ingenieros con quienes tuvimos la posibilidad de conversar, y que fue gracias a mucha de la información que nos proporcionaron, que pudimos resolver gran parte del desarrollo del proyecto que hoy tenemos el agrado de presentar.

Capítulo 1

# CAPÍTULO 1

**ESTUDIO DE MERCADO E INFORMACIÓN  
GENERAL DEL BIOETANOL**

## Biocombustibles

Biocombustible es el término con el cual se denomina a cualquier tipo de combustible que derive de la biomasa. Es una *fuentes renovable de energía*, a diferencia de otros recursos naturales como el petróleo, carbón y los combustibles nucleares. Se cree que pueden sustituir a los combustibles fósiles más tradicionales, en virtud de su bajo o nulo deterioro ambiental y sus características de renovación.

La producción y uso de los biocombustibles tiene varios objetivos, se fundamenta principalmente en la necesidad de garantizar el abastecimiento energético de los países y disminuir su dependencia de los combustibles fósiles, y de manera adicional a los beneficios sociales, ambientales y económicos que se pueden obtener con la generación de empleos, el fortalecimiento del sector agrícola y de las economías regionales, el desarrollo industrial, y el mejoramiento de la calidad de aire que respiramos.

### Ventajas de los biocombustibles

- a) No incrementan los niveles de CO<sub>2</sub> en la atmósfera, con lo que se reduce el peligro de calentamiento global<sup>1</sup>.
- b) Proporcionan una fuente de energía reciclable y, por lo tanto, inagotable.
- c) Revitalizan las economías rurales, y generan empleo al favorecer la puesta en marcha de un nuevo sector en el ámbito agrícola.
- d) Se podrían reducir los excedentes agrícolas que se han registrado en las últimas décadas.
- e) Se mejora el aprovechamiento de tierras con poco valor agrícola y que, en ocasiones, se abandonan por la escasa rentabilidad de los cultivos tradicionales.

---

<sup>1</sup> aumento de la temperatura de la Tierra debido al calor que queda atrapado en la baja atmósfera.

f) Se mejora la competitividad al no tener que importar fuentes de energía tradicionales.

#### Desventajas del uso de los biocombustibles

- a) El costo de producción de los biocombustibles es mayor al del de la nafta.
- b) Se necesitan grandes espacios de cultivo, dado que del total de la plantación se consigue un bajo porcentaje de combustible.
- c) Potenciación de monocultivos intensivos, con el consiguiente uso de pesticidas y herbicidas.
- d) El combustible precisa de una transformación previa compleja.
- e) Su uso se limita a un tipo de motor de bajo rendimiento y poca potencia.

En la búsqueda de energías alternativas que nos ayuden a reducir la dependencia de los combustibles fósiles, una de estas alternativas que se ha desarrollado ha sido el *bioetanol*. A grandes rasgos, el bioetanol es un tipo de combustible que se obtiene a partir de algunos tipos de materia orgánica, lo que permite, entre otras ventajas, no depender del petróleo directamente. Sin embargo, tiene usos y ventajas que van más allá de reducir la dependencia de los combustibles fósiles.

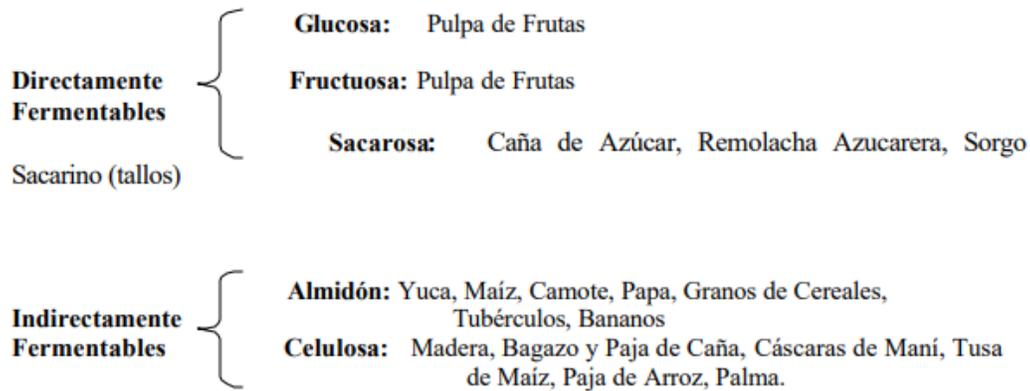
### ¿Qué es el bioetanol?

El bioetanol es un biocombustible que se produce a partir de la fermentación de materia orgánica, principalmente de origen vegetal, rica en azúcar (caña, remolacha o vino), así como de la transformación en azúcar del almidón presente en los cereales.

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

- Fuentes con alto contenido de azúcares (caña de azúcar, frutas, melazas, remolacha azucarera);

- Fuentes con alto contenido de almidón (cereales como maíz, trigo, sorgo y cebada; y también tubérculos como yuca y papa);
- Fuentes con alto contenido de celulosa (residuos de podas, madera, papel, etc.).



De este modo, nos encontramos ante una fuente de energía que es renovable, ya que se obtiene a partir de la materia orgánica que, llevando a cabo un uso correcto y una gestión eficiente, podríamos aprovechar sin fecha de caducidad.

## ¿Para qué sirve el bioetanol?

El bioetanol tiene los mismos usos que los combustibles que se queman para obtener otro tipo de energía, ya sea motriz o eléctrica. De este modo, el bioetanol se puede usar para el transporte o para la generación eléctrica, además de calorífica.

En el caso de la generación eléctrica, una caldera de bioetanol estaría compuesta por un espacio donde se realizaría la combustión y un circuito (generalmente hidráulico) que, al calentarse, haría girar una turbina que sería la que produciría electricidad. De este modo, funcionaría de forma similar a las centrales que generan electricidad mediante la combustión de otros combustibles, como pueden ser la biomasa, el gas natural, derivados del petróleo o el carbón.

En el caso de la automoción, el bioetanol puede ser usado del mismo modo que la gasolina o que los vehículos de diésel. De esta forma, se trataría de un tipo de combustible que podría sustituir los combustibles derivados del petróleo o, en una tesitura menos exigente, combinarse de forma conjunta, lo que, en consecuencia, implicaría reducir el uso de combustibles fósiles.

Existen distintas maneras en que el etanol puede utilizarse como combustible:

- mezclado con nafta en cantidades variables (gasohol oalconafta);
- sin mezclar como una alternativa a la nafta;
- o bien, para la fabricación del etil-tri-butil-eter, un componente de naftas reformuladas, que reemplaza al metil-tert-butil éter.

## ¿Qué ventajas presenta frente a otros combustibles?

Lo primero que hay que tener en cuenta es que el bioetanol produce CO<sub>2</sub> en su combustión. De este modo, no se puede estar hablando de una energía puramente limpia. Sin embargo, el CO<sub>2</sub> que emite, procede en última instancia del CO<sub>2</sub> absorbido por la planta cuando crecía, por lo que hay quienes consideran que, si obviamos la emisión de CO<sub>2</sub> para su producción y transporte, la huella de la combustión de este tipo de combustible será neutra al emitir CO<sub>2</sub> que ha sido previamente absorbido de la atmósfera.

Más allá del CO<sub>2</sub> que se emite durante la combustión, otro de los factores que hay que tener en cuenta a la hora de usar bioetanol es que, tanto para su producción como para su transporte, los gases de efecto invernadero<sup>2</sup> que se producen son *considerablemente menores que cuando se usa combustibles fósiles*. Esto se debe al propio proceso de producción del bioetanol y a un aspecto logístico con el que el petróleo

---

<sup>2</sup> imprescindibles para mantener la temperatura del planeta, pero la actividad humana ha aumentado su número y ha alterado su equilibrio natural.

o el carbón no puede competir: el bioetanol se puede fabricar en cualquier lugar. Esto hace que su transporte no sea tan costoso ni tenga una huella de CO<sub>2</sub> tan grande ya que, si se quiere, se puede producir a nivel local y usarse en la misma región donde ha sido producido, ya que la materia orgánica necesaria para su elaboración puede proceder de los restos de materia orgánica del mismo espacio donde va a ser consumido.

Por otro lado, el uso de bioetanol conlleva una *reducción de los residuos* que se generan en una localidad. Mediante un sistema de separación y reciclado adecuado, muchos de los restos de la basura orgánica que genera un hogar medio pueden ser destinados a la producción de este combustible, lo que hará que el conjunto final de la basura producida sea menor.

## Precio del bioetanol

En nuestro país el precio del bioetanol está determinado por el Ministerio de Energía y Minería de la Nación. En su página oficial, sale publicado, cada mes, el precio actualizado del mismo.

Para octubre de 2018, el precio del litro de bioetanol proveniente de caña de azúcar se situó en \$21.99.

Debido a la creciente inflación registrada en el país, estos valores son actualizados y varían mes a mes. De todas formas, a lo largo de este trabajo se utilizará el precio del bioetanol mencionado recientemente.

## Proceso de producción

La producción de bioetanol se basa en un proceso de *fermentación alcohólica*. En todos los casos se parte de almidón o celulosa. Una vez hidrolizados para obtener glucosa, ésta se somete a fermentación de donde se obtiene el etanol. En las primeras etapas de la

fermentación, cada molécula de glucosa se transforma en dos moléculas de ácido pirúvico. A partir de dicho ácido, diferentes rutas metabólicas conducen a la formación de otros tantos productos finales. En la fermentación alcohólica, que llevan a cabo las levaduras, el producto final resultante es el etanol y, en menor proporción otro alcohol, butanodiol.

De acuerdo a la materia prima del que se parte, será la ruta que seguirá la transformación de ésta en bioetanol. Esto es lo que se puede observar en las Figuras 1 y 2, a continuación.

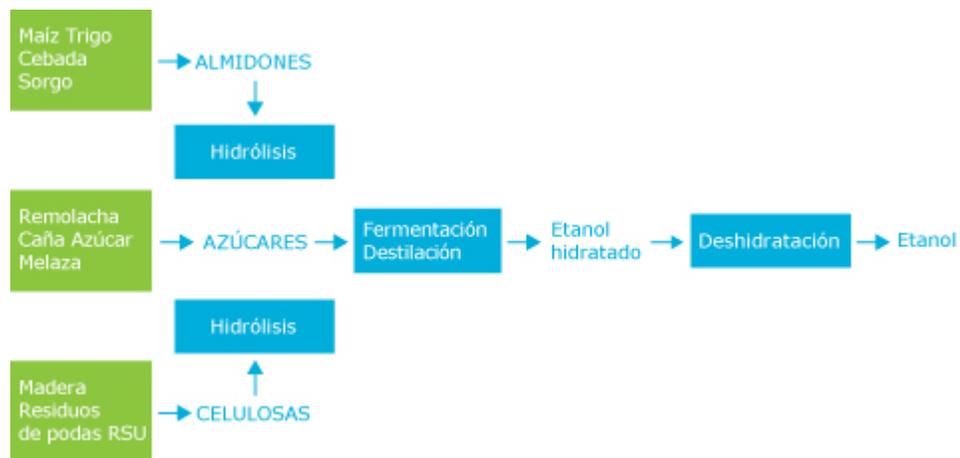


Figura1. 1: Ruta de producción de bioetanol

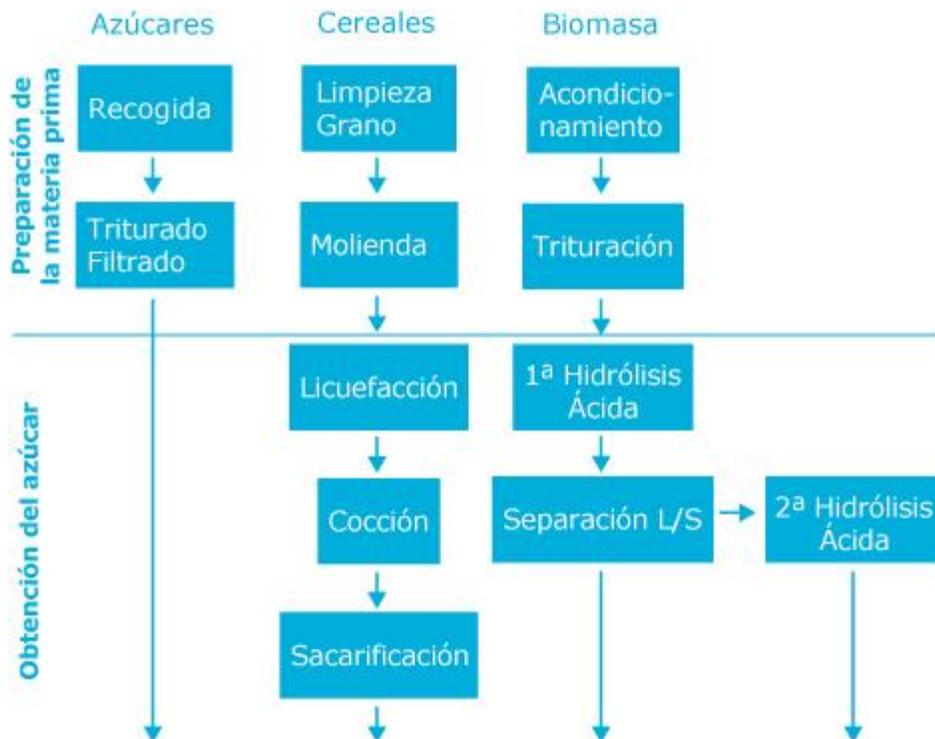


Figura 1.2: Diferencias en la producción de bioetanol para distintas materias primas

En el caso de la obtención de bioetanol a partir de la caña de azúcar, el proceso se inicia con la molienda de la caña en un trapiche, para luego separar el jugo azucarado de la fibra. El jugo obtenido puede usarse para producir azúcar o fermentarlo para la obtención de etanol (alcoholes). Si se elige para producción de azúcar, podemos obtener melaza, que tiene dos formas de uso; una de ellas para uso agrícola, como suplemento alimentario, y el otro para la producción de etanol. La fibra, llamada bagazo, se utiliza como combustible en calderas que producen vapor con el que se mueven las turbinas y la usina eléctrica del ingenio.

### Materia prima

En cuanto a las variedades de caña seleccionadas para producir alcohol, estas deben tener un alto número de tallos y responder afirmativamente al uso de fertilizante,

además de ser capaz de aceptar el uso de aplicaciones de fertilizantes suplementarios para continuar su período rápido de crecimiento hasta cerca del tiempo de cosecha.

Estas variedades deben responder a madurantes químicos de manera que el crecimiento vegetativo pueda ser reducido muy rápidamente y los azúcares depositados en los tallos no sean usados como energía para un prolongado crecimiento. Las variedades seleccionadas deben tener un completo follaje de hojas verdes, seis semanas antes de la cosechas, cuando los madurantes químicos son inyectados.

El proceso de acumulación de sacarosa en el tallo es llamado maduración y para ello se requiere una relativa disminución de la velocidad de crecimiento a fin de que los azúcares producidos en la actividad fotosintética se acumulen. Del adecuado manejo de los factores que favorecen tanto el crecimiento en la primera etapa del cultivo, como la acumulación de sacarosa, podemos lograr la máxima cantidad de tonelada de azúcar por hectárea, que es función del tonelaje de caña y del rendimiento industrial (porcentaje de sacarosa).

#### Calidad de la materia prima

Con excepción de la *variedad de caña*, el más importante factor de calidad, existen otros factores que influyen directamente en la calidad de la caña de azúcar como *materia prima* para la producción de alcohol. Algunos de estos factores pueden tener influencia en mayor o menor grado, tales como; el contenido de impurezas vegetales y minerales y la deterioración después de la cosecha, pero ningunos tienen más influencia que las *condiciones climáticas*.

La caña de azúcar es un cultivo adaptado a *climas tropicales y subtropicales*. En Tucumán, el área tradicionalmente cultivada con caña de azúcar se extiende entre los 26°32' y 27°46' de latitud Sur y entre los meridianos de 64°47' y 65°54' de longitud Oeste. El clima corresponde al tipo subtropical serrano con estación seca, caracterizado por condiciones de clima templado cálido, con veranos cálidos y húmedos e inviernos secos.

La caña de azúcar tiene elevados requerimientos hídricos: la construcción de un gramo de materia seca de tallo molible requiere aproximadamente 0,5 litros de agua y esa misma cantidad de agua se necesita para acumular entre 0,25 g a 0,40 g de sacarosa.

Las diferentes fases fenológicas del cultivo (emergencia, macollaje, gran crecimiento y maduración) tienen diferentes requerimientos hídricos. La fase de mayor exigencia en disponibilidad hídrica es la de gran crecimiento (diciembre a marzo), ya que en ésta se define el rendimiento cultural, es decir, la producción de caña por unidad de superficie. En esta fase, se consume cerca del 60% del total de agua que necesita el cultivo; déficits hídricos durante esta fenofase se traducen en pérdidas significativas de producción.

El riego suplementario durante los períodos de crecimiento permite importantes aumentos de la producción, al favorecer el cumplimiento más rápido y efectivo de las distintas fases de crecimiento, lo que a su vez propicia el mejor aprovechamiento de las condiciones ambientales más favorables durante el período de gran crecimiento.

La caña ideal para la producción de alcohol debe de estar, en la época de cosecha, en su punto óptimo de maduración, ser fresca, con el tiempo entre el corte y la molienda de un máximo de 24 a 48 horas y limpia, exenta de impurezas minerales y vegetales. Con tiempos superiores a ese período, el deterioro de la caña puede producir grandes pérdidas de azúcar, que pueden ser mayores al 5%.

Por último, algo importante es que la caña no debe estar contaminada por microorganismos, los cuales acostumbran adherirse a la misma a través del suelo cuando la caña está húmeda, contaminada por el agua de lavado de la caña o por el aire, lo cual se regula mediante el uso de fertilizantes.

#### Precios y disponibilidad de caña de azúcar en Argentina

El Instituto de Fomento Agropecuario e Industrial y los productores cañeros del Alto Uruguay de la provincia de Misiones acordaron los precios para la caña de azúcar en \$1.000 la tonelada para la convencional y de \$1.100 para la orgánica en el 2017.

Dicho precio para la caña de azúcar representa un aumento de 47% para la convencional y de 40% para la orgánica, con respecto al año anterior.

Se estableció un precio único por tonelada de caña de azúcar sin tener en cuenta un plus por dulzura, ítem que se verá reemplazado por la aprobación del departamento agrícola del Ingenio, que determinará la calidad de la materia prima.

Con 365 mil hectáreas cultivadas y una molienda de 20 millones de toneladas de caña, la industria azucarera es la segunda actividad de mayor importancia económica y social del noroeste argentino. El sector genera *45 mil puestos de trabajo directos* e ingresos por \$8.000 millones anuales

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.

Actualmente, en nuestro país, las 365 mil hectáreas de cañaverales generan una producción que se destina a 23 ingenios que elaboran azúcar y 16 destilerías que obtienen alcohol destinado a mezclas con naftas.

De acuerdo con José Minetti (director del INTA Yuto, Jujuy), “hay una tendencia hacia el incremento de la superficie implantada debido a las expectativas generadas por la Ley Nacional que regula y promociona la producción y uso sustentables de biocombustibles”.

Según la opinión de Roberto Sopena (jefe del Grupo Caña de Azúcar del INTA Famaillá, Tucumán) “esta industria creció gracias a la implementación de nuevas tecnologías y manejos del cultivo, combinadas con aspectos agroecológicos, empresariales y de políticas públicas”.

### Subproductos

El aprovechamiento integral de la caña de azúcar es decisivo para la sustentabilidad del proceso de producción de azúcar y etanol. El bagazo de caña de azúcar es el principal subproducto de este proceso y es en gran parte utilizado como combustible en calderas de producción de vapor y energía eléctrica. Esta característica de la caña de azúcar representa una ventaja importante, en relación con otras materias primas utilizadas para la fabricación de bioetanol, que necesitan aporte energético externo durante el proceso industrial.

Más allá de ser económicamente viable, este uso inhabilita el uso del bagazo en procesos de obtención de combustibles líquidos y otros productos de interés para la industria química.

Otro de los usos que se puede dar al bagazo, gracias a su alto contenido de celulosa, es en la industria de fabricación de papel. Es así como el 15% del bagazo de los ingenios es utilizado por Propal, organización dedicada a la fabricación de papel en el departamento del Valle del Cauca. El otro 85% es utilizado por los ingenios como combustible para sus actividades productivas; así, los ingenios son *autosuficientes* gracias a la gran cantidad de biomasa que obtienen del cultivo de caña de azúcar.

Durante el proceso de producción de bioetanol de caña, además se generan diversos residuos, estos consisten en la vinaza (entre 800 y 1.000 litros por tonelada de caña procesada para bioetanol), en la “torta de filtro” (aproximadamente 40 kg húmedos por tonelada de caña procesada) y en las cenizas de las calderas. Estos residuos se pueden convertir en subproductos, que se reciclan y se utilizan como fertilizantes. De esta manera, se reduce de manera significativa la necesidad de incorporar fertilizantes minerales y se evita la necesidad de irrigación en los cañaverales.

### Etapas de producción

#### **Extracción**

La extracción del jugo se lleva a cabo en los molinos y consiste en la compresión de la fibra de caña entre cilindros de gran tamaño llamados mazas. Los molinos son

estructuras compuestas por bases metálicas que brindan el soporte a los ejes que mueven las mazas. Cada molino posee 3 mazas. Los molinos se colocan de forma tal que la fibra que sale de un molino sea acarreada por un conductor intermedio y entre a un siguiente molino, de esta manera se logra extraer la mayor cantidad de sacarosa que contiene la fibra.

### **Filtración**

El jugo extraído en la molienda contiene mucho bagazo en suspensión, conocido generalmente como bagacillo o cush-cush. Para eliminar este bagacillo los jugos se pasan primero por filtros perforados con agujeros de 1 mm de diámetro. La forma más común consiste en filtros horizontales fijos. Al pasar por el filtro el jugo se deposita en un tanque en tanto que el bagacillo separado se recoge por medio de un conductor de raspador que lleva el bagacillo de nuevo a los molinos. El jugo filtrado es bombeado hasta clarificador (si sólo se pretende obtener etanol).

### **Clarificación**

El propósito del proceso de clarificación es separar las impurezas presentes en el jugo. El jugo contiene una considerable cantidad de materia fina y coloidal en suspensión que debe eliminarse para conseguir azúcares de alta pureza al final del proceso. En la clarificación también se extraen algunos constituyentes solubles.

Los clarificadores son tanques o depósitos de gran tamaño por los que el jugo circula a una velocidad lo suficientemente lenta para que el precipitado producido por la reacción del floculante y la materia orgánica se asiente en la parte inferior y pueda ser extraído.

### **Dilución**

Es la adición del agua para ajustar la cantidad de azúcar en la mezcla o (en última instancia) la cantidad de alcohol en el producto. Es necesaria porque la levadura, usada más adelante en el proceso de fermentación, puede morir debido a una concentración demasiado grande del alcohol. El jugo es enviado a fermentar por medio de un sistema de bombeo.

## **Fermentación**

La fermentación alcohólica es un proceso anaeróbico realizado por las levaduras, básicamente, donde se le adiciona una bacteria para acelerar la fermentación.

De la fermentación alcohólica se obtienen un gran número de productos, entre ellos el alcohol.

## **Destilación o deshidratación**

La destilación es la operación de separar, mediante calor, los diferentes componentes líquidos de una mezcla (etanol/agua). Una forma de destilación, conocida desde la antigüedad, es la obtención de alcohol aplicando calor a una mezcla fermentada.

En el proceso de destilación, sale un subproducto que es la vinaza. Hasta hace poco, se la consideraba como contaminante pero, en la actualidad, es usado para fertilizar las tierras sembradas de caña o, las grandes fábricas de fertilizantes, las están usando para extraer fósforo ya que tiene un alto grado de fósforo en su compuesto químico.

De la destilación se puede obtener dos tipos de alcoholes: el hidratado y el anhidro. El hidratado es el recomendado para el uso de bebidas alcohólicas ya que su contenido de agua es del 9%. Las causas por las que no se usa este tipo de alcohol como combustible es porque la mezcla se separaría en una fase de nafta pobre en alcohol y en una fase de agua rica en alcohol. Siendo el agua más pesada (densidad: 1.0) que la nafta (densidad: 0.70 - 0.75), aquella se iría al fondo del tanque y llegaría primero al motor del vehículo causando fallas en su operación. Mientras que el alcohol anhidro se obtiene sacándole más agua al jugo fermentado. Este sí es el recomendado para la mezcla con naftas por su porcentaje en agua, que es del 0.7%, ya que este porcentaje no afecta al motor.

Los co-productos que se obtienen en el proceso de producción de bioetanol poseen un alto valor nutritivo ya que contienen almidón y azúcares, proteínas, fibras, lípidos, vitaminas y aminoácidos que pueden ser utilizados en la alimentación animal.

En la Figura 3 se puede visualizar el camino que se sigue para obtener el producto deseado, cuando la materia prima en cuestión es la caña de azúcar.

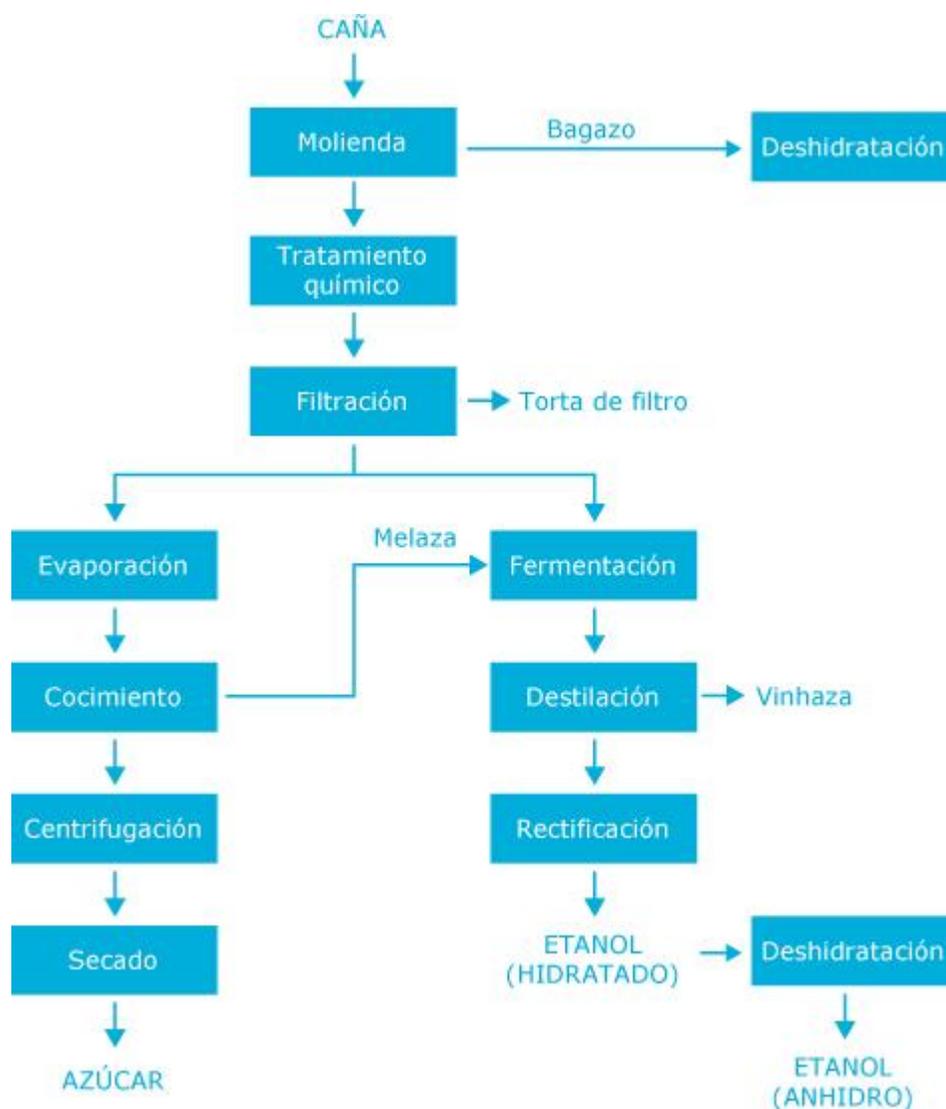


Figura 1.3: Ruta de producción de bioetanol y azúcar a partir de caña de azúcar

## Marco legal

La crisis energética en el mundo y las discusiones en torno a la seguridad alimentaria, condujo a que el tema de los biocombustibles se instalara en la agenda de los Estados. Como alternativa al aumento de precios del petróleo, paralelamente a las críticas

por el impacto ambiental que genera su uso, el empleo de los biocombustibles supuso y se proyecta como *uno de los rubros agroindustriales con mayor captación de inversiones*.

Dentro de la realidad latinoamericana, Argentina -muy detrás de Brasil, uno de los principales exponentes en el mundo- se posiciona como uno de los países donde la política de promoción de energía alternativa basada en los biocombustibles no admite demoras en su plan de ejecución, porque detrás de la dimensión económica, se espera fortalecer el desarrollo socioterritorial de las regiones productoras.

Con la sanción de la ley de biocombustibles 26.093/06, se estableció la obligatoriedad, a partir del año 2010, del corte de las naftas con bioetanol y del gasoil con biodiesel en una proporción del 5 % y de otorgar beneficios fiscales de hasta 15 años a quienes se orienten a su producción. Se establecieron también las condiciones de producción y comercialización de bioetanol, confirmándose que la agroindustria azucarera localizada en el norte del país haría el suministro a las petroleras.

A tal efecto, se aprobaron una segunda ley (26.334/08) y las Resoluciones 1293, 1294 y 1295, que fijaron las bases del Régimen de Promoción de Bioetanol y con ello los criterios que determinarían la adjudicación de proyectos, la calidad del etanol y su precio, unido a una serie de incentivos económicos de la que participarían como beneficiarias, las tradicionales provincias cañeras (Tucumán, Jujuy y Salta) así como también Chaco, Formosa, Misiones e inclusive el norte de Santa Fe. Conforme este marco legal, el Ministerio de Planificación Federal, a través de la Secretaría de Energía, pasaba a constituirse en la Autoridad de aplicación de la Ley.

Entre los beneficios previstos por la ley figuran (Artículo 15, Ley 26.093/06; Artículo 20, Decreto Reglamentario 109/07): devolución anticipada del IVA, amortización acelerada en el Impuesto a las Ganancias (o plan de amortización de inversiones), eximición del impuesto a los combustibles líquidos y creación de 4 mil puestos de trabajo, entre otros.

En la actualidad las empresas encargadas de realizar las mezclas de combustibles fósiles con biocombustibles están *obligadas* a incorporar un mínimo de 10% de biodiesel en la mezcla con el gasoil, y un mínimo de *12% de bioetanol en la mezcla con las naftas* de uso automotor a comercializarse en el territorio nacional. La medida fue dispuesta mediante la resolución 37/2016 publicada el 07/04/2016 en el Boletín Oficial, la cual se enmarcó en las leyes 26.093 y 26.334, de Regulación y Promoción para la Producción y Uso de Biocombustibles.

## Potencial de producción de alcohol

Desde el punto de vista potencial, la producción de etanol a partir de la caña de azúcar resulta muy atractiva, debido a la productividad que puede obtenerse, como se aprecia en el Cuadro 1, donde se relaciona este índice para diferentes cultivos.

Además, el cuadro 2 muestra el volumen que se obtiene por una tonelada de caña de azúcar procesada y el costo total para la producción de etanol para una tonelada de caña de azúcar, información provista de la empresa Forbes Energy.

| Cultivo          | Rendimiento del Cultivo (Tm / ha) | Rendimiento de Alcohol (Lts / Tons.) | Productividad de Alcohol (Lts / ha) |
|------------------|-----------------------------------|--------------------------------------|-------------------------------------|
| Caña             | 70                                | 70                                   | 4,900                               |
| Yuca             | 180                               | 20                                   | 3,600                               |
| Sorgo Azucarero  | 86                                | 35.8                                 | 3,010                               |
| Trigo            | 340                               | 1.5                                  | 510                                 |
| Maíz             | 370                               | 6                                    | 2,220                               |
| Papa             | 110                               | 25                                   | 2,750                               |
| Arroz            | 430                               | 2.5                                  | 1,075                               |
| Uvas             | 130                               | 25                                   | 3,250                               |
| Boniato (Batata) | 125                               | 15                                   | 1,875                               |

Fuente: información obtenida del Reporte Final del Proyecto Promoción de Programas de Alcohol Carburante. Pag. 155, Sao Paulo, Brasil, año 2007.

Cuadro 1.1: Productividad del etanol en base a la materia prima utilizada

| Tonelada | Litros de etanol | Costo/litro US\$ | Costo Total US\$ |
|----------|------------------|------------------|------------------|
| 1        | 70               | 0.23             | 16.1             |

Fuente: Forbes Energy

Cuadro 1.2: Volumen y costo de etanol obtenido por tonelada de caña de azúcar procesada

La caña de azúcar es el cultivo con el *más bajo rendimiento por hectárea*, pero es el *mayor en rendimiento en litros de alcohol por tonelada*. La caña de azúcar puede ser considerada como *la fuente más eficiente* para la producción de alcohol combustible a escala industrial, a partir de productos agrícolas. El hecho de que el bagazo resultante del proceso puede ser usado además como fuente energética para hacer funcionar la destilería, brinda un beneficio adicional para un óptimo balance energético en comparación con las otras materias primas.

De hecho, de acuerdo a información brindada por el Indec, la producción de bioetanol en el 2017 creció un 24,2%, hasta alcanzar 1.100 millones de litros, pero con desempeños muy dispares. Esto dependió de si fue extraído de la caña de azúcar (que se incrementó 38,2 por ciento) o si fue derivado del maíz, que solo aumentó 12,7 por ciento. Esa diferencia se debe a que, hace tiempo, el Gobierno nacional pretendía que se equiparara el aporte a las naftas de ambos cultivos y parece que lo está logrando. Cuando se aumentó de 10 a 12% la mezcla de bioetanol por litro de nafta, esos dos puntos adicionales fueron exclusivamente destinados a los etanoleros de caña. Así, mientras en 2016 la torta del bioetanol se dividía en un 55 por ciento de maíz y un 45 por ciento, de caña; en 2017 la relación se equilibró, de hecho, terminó con una leve ventaja para el de azúcar: 553 millones de litros contra 551,9 millones el de maíz.

## Capacidad de producción en la Argentina

En el 7° lugar del ranking mundial se encuentra la Argentina, que tiene 14 plantas grandes elaboradoras de etanol. El país líder, Estados Unidos, cuenta con 198 plantas, duplicando en producción a la del 2° productor, Brasil.

Por lo tanto, la supremacía de Estados Unidos en este segmento industrial es clara, absoluta y contundente. Nuestro país apenas tiene el 7% del total de fábricas que se encuentran en EEUU. A continuación, se detallan las diferencias en la producción entre nuestro país y el líder.

Las 198 fábricas estadounidenses cuentan con una capacidad de producción normal de 58,6 millones de metros cúbicos de etanol en el año. Las argentinas apenas tienen una capacidad de producción anual conjunta de 965.350 m<sup>3</sup>/año. Esto significa que Argentina apenas tiene el 1,6% de la capacidad normal de producción de etanol de los Estados Unidos de América.

En cuanto a la producción anual de etanol, los Estados Unidos produjeron, en el año 2016, cerca de 57,9 millones de metros cúbicos de etanol. Argentina, en cambio, tuvo una producción de 890.000 metros cúbicos en el año. Lo que implica que la producción anual de etanol de Argentina en el 2016 fue de apenas el 1,5% de total producido por Estados Unidos de América en dicho año.

Por último, la fábrica más grande de etanol en Estados Unidos está ubicada en Illinois, en Decatur y su titular es la firma ADM (Archer Daniels Midland Company). ADM es uno de los mayores exportadores de cereales y procesador agrícola en el mundo con sede en Chicago, Illinois. Esa planta de Decatur tiene una capacidad de producción normal de 1.419.000 metros cúbicos en el año. La planta productora de etanol más grande de Argentina es la de Compañía Bioenergética La Florida SA ubicada en La Florida en la provincia de Tucumán. Esta fábrica tiene una capacidad de producción de 150.000 m<sup>3</sup>/año y procesa caña de azúcar. La planta argentina tiene el 10% de la capacidad de producción de la estadounidense.

Lo dicho anteriormente, se puede resumir en el Cuadro 3.

|   | USA        | ARGENTINA | Argentina /USA |
|---|------------|-----------|----------------|
| Número de Plantas   | 198        | 14        | 7,1%           |
| Capacidad de Producción (m <sup>3</sup> /año)                               | 58.692.810 | 965.350   | 1,6%           |
| Producción Anual de Etanol 2016 (m <sup>3</sup> )                           | 57.928.000 | 890.000   | 1,5%           |
| Capacidad de Producción de la fábrica de mayor tamaño (m <sup>3</sup> /año) | 1.419.529  | 150.000   | 10,6%          |

Cuadro 1.3: Comparación plantas productoras de etanol en Argentina y Estados Unidos  
(Fuente: Bolsa de Comercio de Rosario, 23 DE JUNIO DE 2017)

Ninguna de las 10 plantas más grandes de Estados Unidos, se encuentran por debajo de 500.000 m<sup>3</sup>/año de capacidad. En cambio, las argentinas son sensiblemente inferiores en tamaño. Apenas hay tres plantas con capacidades por encima de los 140.000 m<sup>3</sup>/año: “Compañía Bioenergética La Florida SA”, en la provincia de Tucumán con 150.000 m<sup>3</sup>/año (como se dijo, procesa caña de azúcar), “Promaíz”, en Alejandro Roca (Córdoba) con 145.000 m<sup>3</sup>/año y “ACA Bio”, en Villa María (Provincia de Córdoba) con 145.000 m<sup>3</sup>/año. Estas dos últimas muelen maíz.

Seguido, se detalla en el Cuadro 4 la producción anual de bioetanol en las plantas Argentinas, indicando las correspondientes al maíz y a la caña de azúcar.

| Plantas/Empresas  | Capacidad producción de etanol m3/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>                        |
| <i>Fuente: JJ Hinrichsen, MINAGRI, FADA y relevamiento realizado por la Bolsa de Comercio de Rosario.</i> |                                       |

Cuadro1. 4: Producción de etanol anula en principales plantas a base de maíz y caña de azúcar en Argentina

El cuadro 4 muestra las principales fábricas productoras de bioetanol a base de maíz y caña de azúcar en el territorio argentina hasta 2017, identificándose 5 fábricas a base de maíz y 9 fábricas a base de caña de azúcar.

## Clientes nacionales y extranjeros

Desde que se impulsó la producción de biocombustibles, las ventas de bioetanol presentan un crecimiento destacado y tienen como principal destino el mercado local. Por

ejemplo en 2015, YPF fue el mayor comprador de bioetanol en Argentina con 440 millones de litros. Le siguieron Shell (152 millones de litros en el año) y Axxion (128 millones de litros en el año).

Otros importantes compradores son Refinor, Petrobras y Oil.

En cuanto a las exportaciones, esta industria sí exporta, sin embargo; las exportaciones que la Argentina realiza en comparación con el resto de los países es insignificante. Para 2016, el porcentaje de exportación de bioetanol por parte del país, representaba el 0.6% de las exportaciones totales, porcentaje muy bajo.

## Ubicación de las plantas productoras de bioetanol a base de caña de azúcar

La cadena azucarera adquiere gran relevancia en la producción agroindustrial del Noroeste argentino (NOA), tanto en la generación de empleo como de ingresos. Esto es así en particular en las provincias de *Tucumán, Jujuy y Salta*. Estas tres provincias representan el 99,5% del total de la producción de azúcar del país. El resto se distribuye entre Misiones y Santa Fe. Las plantas elaboradoras de bioetanol derivado de la caña de azúcar, se concentran en la región del NOA, particularmente en Tucumán y Jujuy donde se encuentra los ingenios de mayor capacidad productiva.

Tucumán produce algo más del 60% del alcohol de caña de azúcar de Argentina en 11 ingenios con destilerías. Tucumán “es azúcar” desde hace más de 180 años, y aún hoy es el *primer productor nacional* y el *complejo productivo más importante* de la economía provincial.

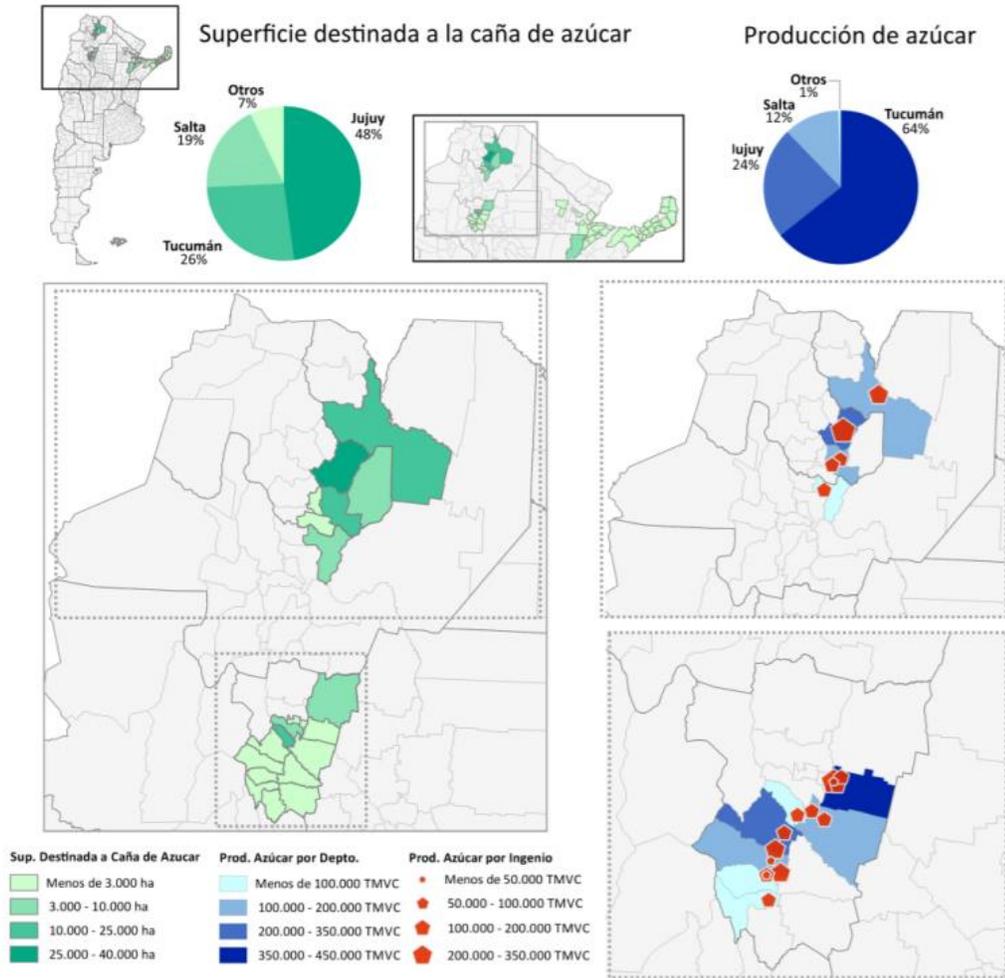


Figura1. 4. Fuente: Informes de Cadenas de Valor. Subsecretaría de Planificación Económica. Julio 2016

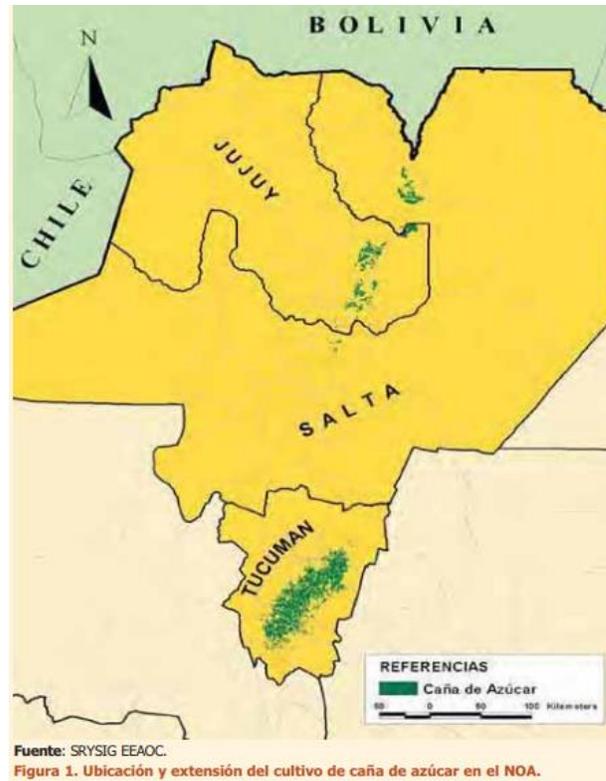


Figura1. 5: Ubicación y extensión del cultivo de caña de azúcar en el NOA

La localización de plantas industriales es un tópico de gran importancia al momento de decidir la inversión, ya que está fuertemente asociada a los costos de operación. De su ubicación, dependerán los costos de transporte, la disponibilidad de recursos hídricos e infraestructura y los insumos y servicios, entre otros.

Además, se deben tener en cuenta otras cuestiones importantes a la hora de elegir la ubicación de la planta. Por ejemplo, existen reparos para los ríos o rutas, los cuales poseen una zona buffer (100 metros a ambos lados) donde no se puede construir.

También, por una cuestión de beneficio, no se recomienda que el establecimiento diste a más de 35 km de un asentamiento poblacional, debido al incremento en los costos de transporte y logística que ello implicaría.

Primeramente, se seleccionará la provincia de Tucumán para asentar la planta de producción de bioetanol a partir de la caña de azúcar.

Al comparar el rendimiento cultural promedio de Tucumán con la media mundial se observa que la productividad (medida en toneladas de caña por ha) de la provincia está muy por arriba de la media mundial. También se encuentra muy cerca del promedio de los 10 mayores productores y un 15% por debajo de los 10 países más productivos (Figura 6). Cuando se compara la productividad en azúcar por ha, Tucumán se encuentra por encima de la media mundial, y del promedio de los 10 mayores productores. Con respecto a los 10 países más productivos, se encuentra un 4% por debajo (Figura 6).

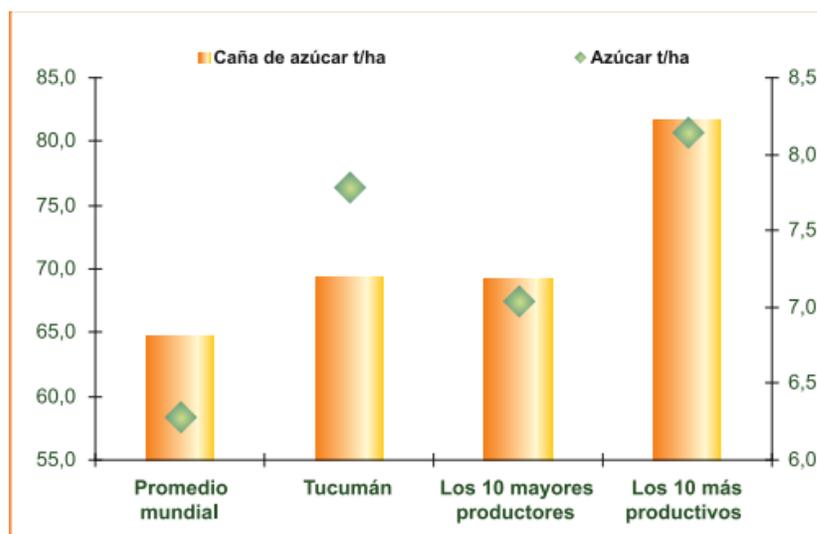


Figura 1.6: Rendimiento de caña de azúcar y de azúcar en t/hs en los principales países productores y Tucumán

Según investigaciones, las áreas tucumanas con altos niveles de rendimientos se focalizan en los sectores Noreste y Sudoeste de la provincia.

Entre los 10 departamentos que concentran más del 95% del área cañera tucumana, se destaca por presentar mejores niveles de rendimiento el departamento Cruz Alta, al que le siguen los departamentos Lules, Burruyacú y Chicligasta. De hecho, según los datos extraídos del *Programa para Incrementar la Competitividad del Sector Azucarero* (Proicsa), publicados por el *Rides* (Sistema de Información para el Desarrollo Productivo) en noviembre del 2016, los 10 departamentos más productivos resultan ser: Monteros, Simoca, Chicligasta, Leales, Cruz Alta, Famaillá, Lules, Alberdi, Río Chico, Burruyacú.

Como se mencionó anteriormente, el área tradicionalmente cultivada en Tucumán con caña de azúcar se extiende entre los 26°32' y 27°46' de latitud Sur y entre los meridianos de 64°47' y 65°54' de longitud Oeste. Por lo tanto, el sector de alto rendimiento más aprovechado por esta industria resulta ser el Sudoeste, región en donde se encuentran las azucareras más importantes de esta provincia.

De esta forma, la planta a diseñar se encontrará al sudoeste de la provincia, en la región de Chichigasta, la cual resulta un área de buen rendimiento para el cultivo. Además, en ella se encuentra la ciudad de Concepción, gran ciudad con población que puede servir de mano de obra. Así, la planta podría estar situada en sus proximidades, para aprovechar la cercanía y reducir costos en transporte.



## Capacidad de la planta de producción

Se decidió que la planta de producción de bioetanol a instalar contará con una producción anual de  $300.000 \text{ m}^3$  de bioetanol.

## Justificación del proyecto

En función de lo establecido anteriormente se pueden destacar varias razones por las cuales es conveniente generar una inversión para la instalación de una planta productora de bioetanol a partir de la caña de azúcar. Entre ellas podemos identificar:

- que en la Argentina los productores de bioetanol reciben un incentivo por parte del gobierno para el desarrollo de dicha actividad productiva, además de una ley que obliga a los productores de naftas a realizar el corte de las mismas con bioetanol;
- el beneficio que trae aparejado la utilización de energías provenientes de fuentes renovables, a nivel ambiental y para la salud de la población que habita el territorio nacional;
- la ventaja de la gran diversidad que ofrece el país en función de los variados climas que hacen posible el cultivo, en las zonas más favorables, de la caña de azúcar sin mayores trabas, ofreciendo gran productividad;
- al mezclarse con las naftas para su uso en motores, no sólo se reduce el impacto ambiental provocado sino que también es una solución a la suba de los precios del petróleo;
- inserción del país en el contexto internacional, al aplicar políticas de promoción de energía alternativa basada en los biocombustibles como muchos países a nivel mundial.

Además de estos puntos, se debe mencionar también que, en los últimos meses del año, la demanda de bioetanol ha crecido mucho por parte del mercado interno, y sobre este tema, la Bolsa de Comercio de Rosario (BCR) tomó como referencia el informe anual de biocombustibles de Argentina publicado por el Departamento de Agricultura de Estados Unidos (USDA) en el que se señala que “el consumo (de bioetanol) como combustible subiría un 7,8% y se harían leves importaciones para poder cumplir con la tasa de corte obligatoria del 12% con la nafta en el país”.

Tomando esta última frase como referencia, se evidencia aún más la necesidad de promover la instalación de plantas de producción de bioetanol, no solo desde el punto de vista de ecológico, sino también considerando que es una actividad productiva del futuro y que conlleva a generar un importante rédito económico.

# **CAPÍTULO 2**

**ANÁLISIS DE LA REACCIÓN BIOQUÍMICA**

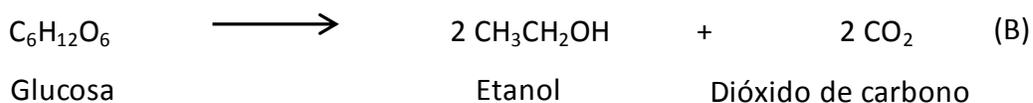
## Introducción

El proceso de obtención de etanol consiste, como ya fue explicado anteriormente, en la fermentación de materia orgánica rica en azúcares, partiendo de la caña de azúcar.

El primer paso será entonces la extracción del jugo de caña y su acondicionamiento para hacerlo más asimilable por las levaduras durante la fermentación.

La sacarosa contenida en el jugo se somete a hidrólisis enzimática para obtener una solución de *azúcares fermentables* que contiene principalmente *glucosa*.

La glucosa será posteriormente convertida a etanol mediante microorganismos que utilizan los azúcares presentes en el jugo de caña. Este proceso puede ser representado por las reacciones:



El objetivo del presente capítulo se basa en la obtención de los parámetros cinéticos y termodinámicos de las reacciones involucradas en la producción del etanol. Para ello, cabe destacar que nos enfocaremos únicamente en la reacción (B), en la cual se observa la producción de etanol a partir de la glucosa.

Para llevar a cabo dicha reacción se requiere la presencia de levaduras que actúen favoreciendo la fermentación de la glucosa. Se decidió utilizar levadura de cerveza, *Saccharomyces cerevisiae*.



## Parámetros cinéticos

Con el fin de analizar y optimizar la reacción química, se deben conocer los parámetros cinéticos que describen la reacción de formación de etanol a partir de la glucosa contenida en la caña de azúcar. Para ello, se buscaron trabajos experimentales a partir de los cuales se pudiera corroborar la factibilidad de los mismos.

### Modelo matemático propuesto

Se interpretaron los datos experimentales mediante un modelo matemático basado en la cinética observada comúnmente en procesos de fermentación alcohólica. Estos modelos derivan principalmente de la ecuación de Monod, que expresa:

$$\mu = \hat{\mu} \frac{S}{K_s + S}$$

Siendo  $\mu$  la velocidad específica de crecimiento,  $\hat{\mu}$  la velocidad específica máxima de crecimiento,  $K_s$  una constante de Monod y  $S$  la concentración de azúcar.

A continuación se describen las ecuaciones que representan el modelo matemático a utilizar:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (1)$$

$$\frac{dP}{dt} = \pi X \quad (2)$$

$$\frac{dS}{dt} = -\sigma X \quad (3)$$

$$\text{Donde: } \mu = \left( \frac{\hat{\mu} S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} \right) g(P); \pi = \alpha \mu; \sigma = \frac{\pi}{Y_{P/S}}; g(P) = \left( 1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n \quad (4-7)$$

A partir de las ecuaciones 1 a 7, se obtienen los valores de las constantes y los parámetros, los cuales resultaron:

| Parámetro   |                   | Valor estimado       | Unidad   |
|---|-------------------|----------------------|----------|
| Máxima velocidad de crecimiento en ausencia de efectos inhibitorios | $\hat{\mu}$       | 0.5                  | $h^{-1}$ |
| Constante de Monod  | $K_s$             | $6.1 \times 10^{-3}$ | g/L      |
| Parámetro inhibitorio para azúcares                                 | $K_i$             | 139.7                | g/L      |
| Parámetro inhibitorio para el etanol                                | $P_{m\acute{a}x}$ | 94.2                 | g/L      |

Cuadro 1: Valores de las constantes y parámetros del modelo

Para desarrollar el modelo propuesto, se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

1. Mezclado perfecto en el reactor batch
2. Limitación del crecimiento de levadura por escasez de sustrato
3. Inhibición del crecimiento de levadura por etanol y sustrato
4. No existe muerte o desactivación de la levadura (94%<viabilidad celular<97%)
5. Formación de productos asociados con el crecimiento celular (metabolito primario)

## Comprobación modelo propuesto

Para adoptar el modelo propuesto, se corroboró que el mismo sea válido. De esta forma, se tomaron las expresiones 1 a 7, presentadas en el apartado anterior, en conjunto con el valor de las constantes incluidas en las mismas.

Utilizando la herramienta MathCad, se corrió el método numérico Runge-Kutta ingresando las derivadas y las condiciones iniciales necesarias. En esta experiencia, se partió de una concentración de 25 g/L de levadura, 0 g/L de producto y 111,5 g/L de azúcar iniciales, y con los valores de los parámetros y las constantes del cuadro superior, obteniendo el gráfico de la figura 1.

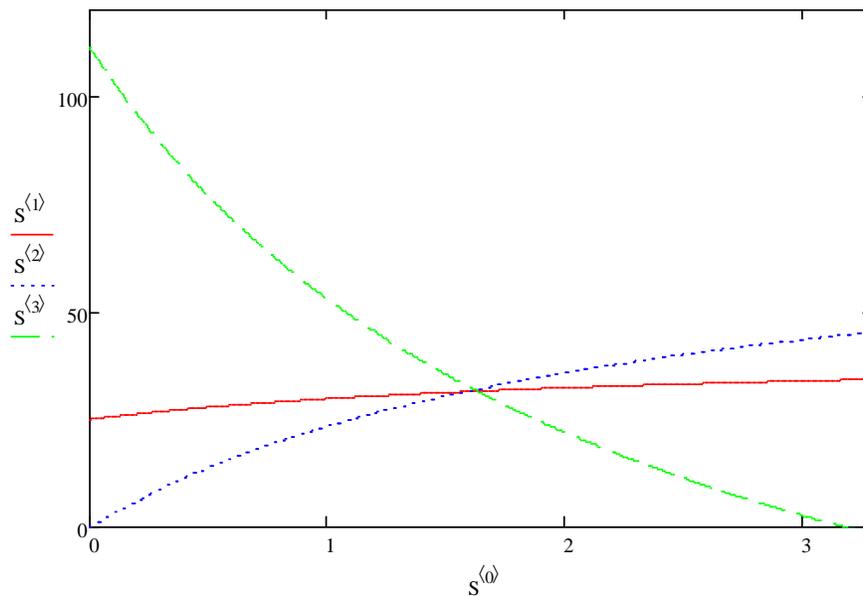


Figura 2.1: Concentraciones en función del tiempo obtenidas con MathCad, experiencia 1.

Donde:  $S^{(0)}$ =tiempo (h);  $S^{(1)}$ = concentración de levadura (g/L);  $S^{(2)}$ = concentración de producto (g/L);  $S^{(3)}$ = concentración de azúcar (g/L).

Teniendo en cuenta los datos obtenidos con MathCad de las concentraciones en el tiempo, se puede decir que éstos se asemejan a los datos extraídos del paper utilizado<sup>3</sup>, representados en la figura 2.

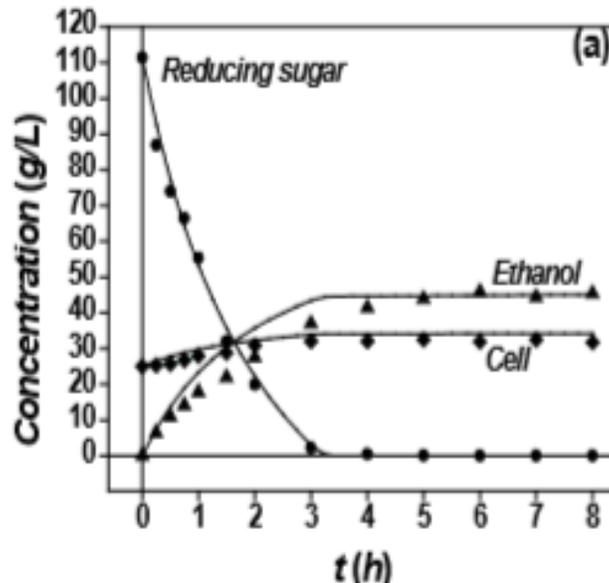


Figura 2.2: Concentraciones en función del tiempo, extraído de bibliografía, experiencia 1.

Por lo tanto, se puede concluir que el modelo cinético propuesto describe satisfactoriamente la reacción de fermentación de glucosa catalizada por *Saccharomyces cerevisiae*. Se observa que las figuras 1 y 2 coinciden, demostrando esta similitud.

Por otro lado, en la fuente de la cual se tomaron los datos, se simuló, también, la reacción partiendo de concentraciones iniciales diferentes. En este caso de partió de:

Concentración inicial de levadura: 23.9 g/L

---

<sup>3</sup> Estudio de investigación realizado por la Universidad Ambrose Ali, Nigeria, en febrero de 2014, "A Kinetic Study of the Fermentation of Cane Sugar Using *Saccharomyces cerevisiae*".

Concentración inicial de producto= 0 g/L

Concentración inicial de azúcar= 88.7 g/L

Obteniendo el gráfico de la figura 3.

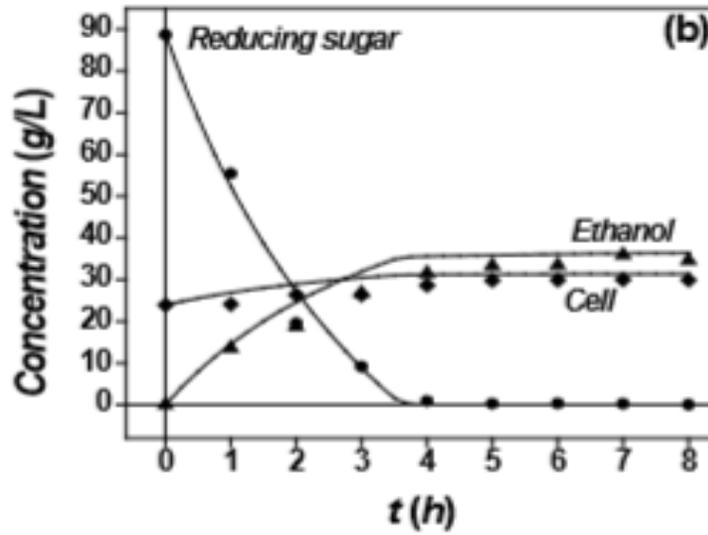


Figura 2.3: Concentraciones en función del tiempo, extraído de bibliografía, experiencia 2

Ingresando los datos en MathCad, se obtuvo la figura 4.

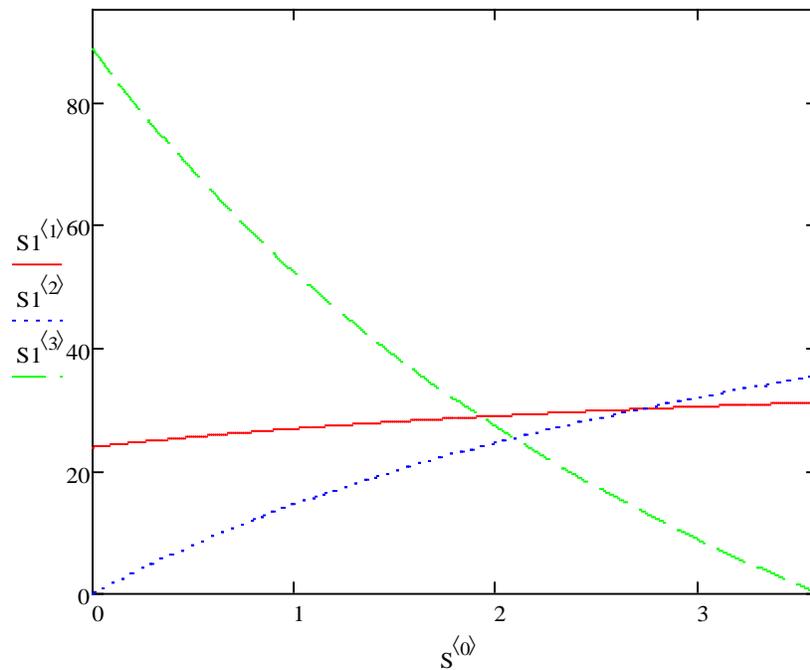


Figura 2.4: Concentraciones en función del tiempo obtenidas con MathCad, experiencia 2.

onde:  $S1^{(0)}$ =tiempo (h);  $S1^{(1)}$ = concentración de levadura (g/L);  $S1^{(2)}$ = concentración de producto (g/L);  $S1^{(3)}$ = concentración de azúcar (g/L), al igual que antes.

Para este último caso, se necesitó cambiar el valor del parámetro  $\hat{\mu}$  a  $0.25 \text{ h}^{-1}$ , ya que el proceso de fermentación resultó más lento. Comparando ambas figuras (3 y 4), se puede decir que resultan iguales, de la misma forma que en el caso anterior, comprobando la utilidad del modelo. Se decidió que se utilizará, como valor de  $\hat{\mu}$ ,  $0.5 \text{ h}^{-1}$  de aquí en adelante para realizar los cálculos necesarios.

Cabe aclarar que los valores de los parámetros y constantes que serán utilizadas, para la resolución del proyecto, serán los establecidos en el Cuadro 1.

## Parámetros a tener en cuenta

Se deben definir además otros parámetros para la optimización de la producción del etanol, entre los cuales se encuentran la temperatura, la presión, el pH, las concentraciones iniciales y el tiempo óptimo de reacción.

## Temperatura

La temperatura es un factor muy importante a la hora de definir las condiciones bajo las cuales se lleva a cabo una reacción, ya que se debe establecer en función de la susceptibilidad, tanto de los reactivos como de los productos, además de la *actividad de los microorganismos* utilizados para llevar adelante la reacción deseada.

En este caso, se analizaron diversas experiencias realizadas a nivel laboratorio y se llegó a la conclusión de que el rango de temperaturas óptimo se encuentra alrededor de los 36°C.

En la figura 5<sup>4</sup> se puede observar el comportamiento de la velocidad de reacción en función de la temperatura.

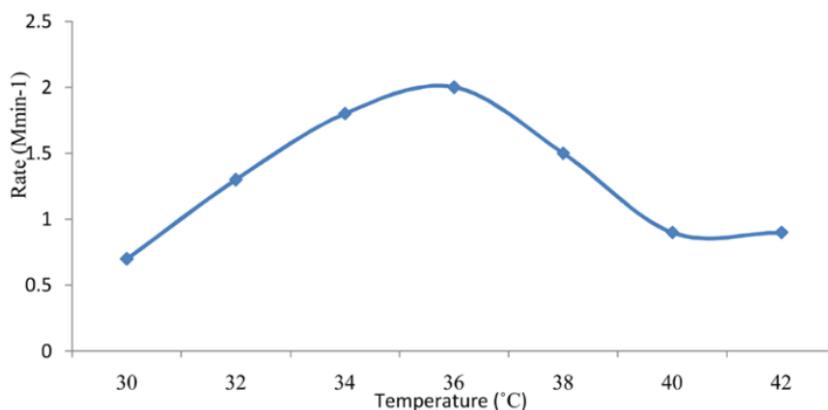


Figura 2.5: Velocidad de reacción en función de la temperatura.

---

<sup>4</sup> Curvas tomadas a partir de datos experimentales de un estudio de investigación realizado por la Universidad Ambrose Ali, Nigeria, en febrero de 2014. El paper lleva el nombre de "A Kinetic Study of the Fermentation of Cane Sugar Using *Saccharomyces cerevisiae*".

Se advierte que la formación de etanol se ve favorecida principalmente a 36°C. A temperaturas mayores, la reacción de fermentación no se verá tan beneficiada, al igual que cuando la temperatura es menor.

En caso de querer determinar un rango de temperaturas para las cuales se considera que la reacción se podrá desarrollar en buenas condiciones, el mismo sería entre 32 y 36°C, temperaturas entre las cuales la velocidad de reacción aumenta, resultando en un medio conveniente para la producción de etanol.

### Presión

En cuanto a la presión a utilizar, se debe considerar que además de favorecer a la reacción, no sea tal que resulte inviable económicamente para el desarrollo de la planta de producción.

Teniendo esto en consideración, y conociendo el mecanismo de reacción, se determinó que la presión adecuada será 1 atm. Esto es así ya que las experiencias realizadas en estas condiciones indicaron una buena obtención de etanol, y además es un valor muy favorecedor para la implementación de una planta de producción debido a que no se deben generar gastos extras para alcanzarla.

### pH

Al momento de seleccionar el pH de trabajo se analizó la curva representada en la figura 6, obtenida a partir de datos experimentales<sup>5</sup>, en la cual se observa la variación de la velocidad de reacción en función del pH utilizado:

---

<sup>5</sup> Información tomada del estudio de investigación realizado por la Universidad Ambrose Ali, Nigeria, en febrero de 2014. El paper lleva el nombre de "A Kinetic Study of the Fermentation of Cane Sugar Using *Saccharomyces cerevisiae*".

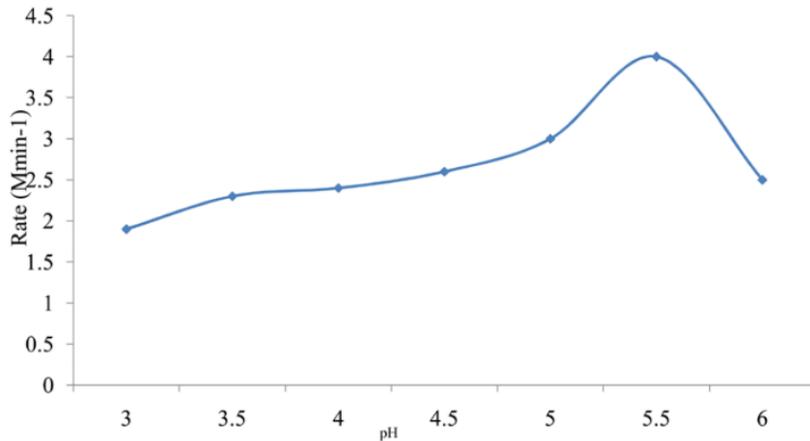


Figura 2.6: Velocidad de reacción en función del pH.

Del análisis de la figura 6 se observa que la velocidad de fermentación aumenta con el aumento del pH, y que fuera del rango de pH óptimo (menor a 5.5), las células enzimáticas son menos activas y menos eficientes, y por ende la conversión del reactivo será menor.

Se concluye entonces, que el pH óptimo para llevar a cabo la reacción será 5.5, dado que es aquel bajo el cual la velocidad de reacción es mayor, favoreciendo la formación de etanol.

#### Concentraciones iniciales

En lo que respecta a las concentraciones iniciales, se utilizó nuevamente la herramienta MathCad para definir las. Basándonos en el Runge Kutta previamente armado, utilizando los parámetros definidos en el cuadro 1, se fue variando, en un primer momento, la concentración de azúcar al inicio. Se observó que a medida que la misma aumentaba, también lo hacía la cantidad de producto formado, lo cual resulta sumamente lógico ya que se está introduciendo mayor cantidad de reactivo. Sin embargo, dicho

comportamiento se observó únicamente hasta concentraciones de 220 g/L de glucosa, por lo tanto, se seleccionó un valor inicial de 200 g/L, para asegurar el resultado.

Luego, seteando este valor, se fue modificando la cantidad de levadura a ingresar. Se comprobó que a medida que la misma se incrementaba, también lo hacía la producción. Esto sucedía hasta una concentración inicial de 35 g/L, a partir de la cual la concentración de producto se mantenía constante, lo cual significa que no tiene sentido continuar aumentando la cantidad a ingresar si el producto obtenido va a ser el mismo. Se decidió, de esta forma, seleccionar 30 g/L de levadura, como valor estimativo.

Lo descrito anteriormente puede verse en el gráfico de la figura 7.

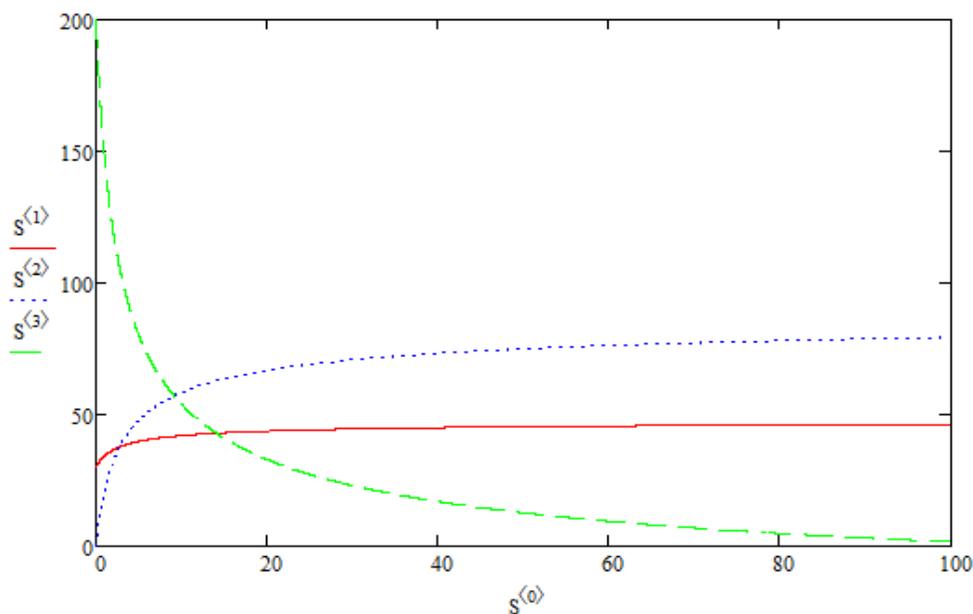


Figura 2.7: Concentraciones en función del tiempo para concentraciones iniciales de azúcar y levadura de 200 g/L y 30 g/L, respectivamente

Tiempo óptimo de reacción

Para encontrarlo, se analizó un gráfico de concentración de etanol en función del tiempo, el mismo se realizó considerando que se trabaja a una temperatura de 36°C y a pH 5.5:

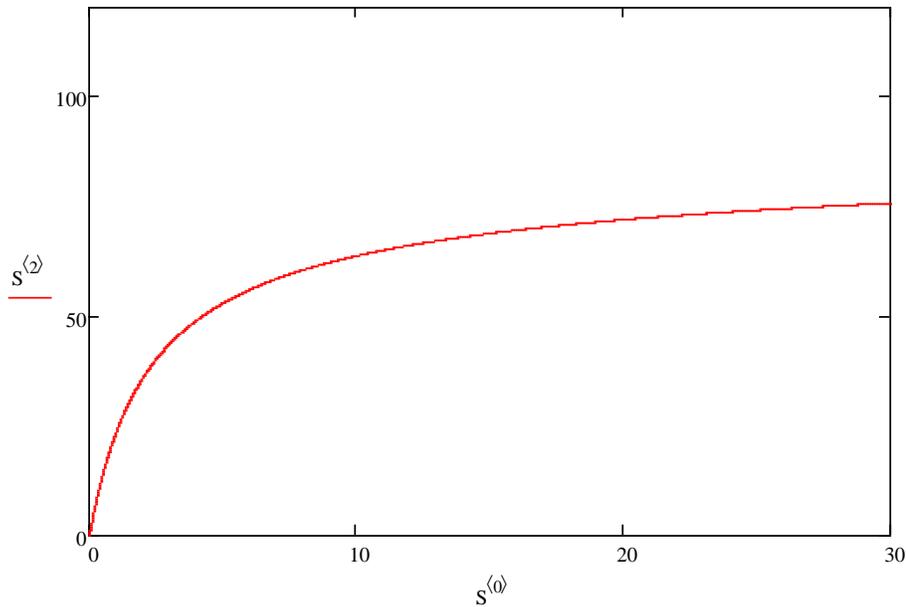


Figura 2.8: Concentración de etanol en función del tiempo,  $S1^{<0>}$ =tiempo (h);  
concentración  $S1^{<2>}$ = concentración de producto (g/L)

Analizando la figura 8 se puede ver que para un tiempo de 10 h la concentración se comienza a aplanar, evidenciando que se está alcanzando la concentración final. Luego aproximadamente entre las 20 y 30 h de empezada la reacción se observa que se alcanza un estado estacionario, es por esta razón que se elige un tiempo intermedio. De esta forma, el tiempo óptimo resulta de 17 h. En este tiempo, se tiene una concentración de 37.4 g/L de reactivo, lo cual significa una conversión óptima de 81%.

Figura 8: Concentración de etanol en función del tiempo,  $S1^{<0>}$ =tiempo (h);  
concentración  $S1^{<2>}$ = concentración de producto (g/L)

Entalpía de reacción

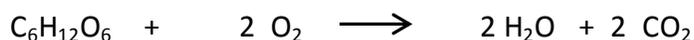
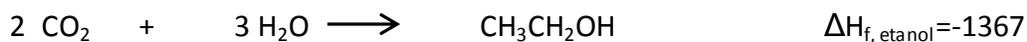
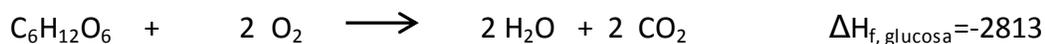
Para obtener el valor de la entalpía de reacción se buscaron datos sobre las entalpías de formación de reactivos y productos en bibliografía.

A continuación se calculó el valor de la entalpía de reacción mediante la siguiente expresión:

$$\Delta H_r = \sum n_{prod} \Delta H_{f,prod} - \sum n_{react} \Delta H_{f,react}$$

Para obtener el valor real de la entalpía de reacción se debe tener en cuenta que al inicio del trabajo se supuso que ocurría una única reacción, la de fermentación de la glucosa por medio de la levadura. Sin embargo, previo a dicha reacción, debe ocurrir la hidrólisis de la sacarosa, contenida en el jugo de la caña de azúcar. Por esta razón, es que al momento de calcular la entalpía de reacción, se debe considerar al agua, dado que habrá agua en solución cuando ocurra la reacción estudiada. Cabe destacar que en el cálculo se está desestimando el factor microbiológico de la reacción, por lo que el cálculo en cuestión resultará una aproximación de lo que ocurre realmente, pero que sirve para poder observar el comportamiento de la reacción.

Debido a que se utilizan entalpías de formación para obtener el valor del  $\Delta H$  de reacción, se debieron conocer los valores de entalpías para las siguientes reacciones.



Basándonos en las reacciones descritas y el valor de la entalpía obtenido, se calcula entonces el valor del  $\Delta H$  de reacción como la resta entre  $\Delta H_{f, etanol}$  y  $\Delta H_{f, glucosa}$ , como se muestra a continuación:

$$\Delta H_r = \Delta H_{f, glucosa} - 2 \cdot \Delta H_{f, etanol} = -79 \frac{kJ}{mol}$$

Se obtiene entonces que el valor de la entalpía de reacción es -79 kJ/mol.

Del valor obtenido se puede concluir que la reacción que ocurre es *exotérmica*, y se corrobora, de esta forma, la información proporcionada en otros estudios experimentales realizados.

### Entropía de reacción

La obtención del valor de la entropía se realizó de un modo similar al de la entalpía de reacción. Se obtuvieron datos de las entropías de los reactivos y productos utilizando el programa Unisim Design y se calculó, a partir de ellos, el valor de la entropía de reacción.

Se debió incluir nuevamente el agua, para obtener un valor de entropía de reacción que represente el sistema descrito en su totalidad.

La expresión que se aplica en este caso será:

$$\Delta S_r = \sum n_{prod} S_{f,prod} - \sum n_{react} S_{f,react}$$

$$\Delta S_r = 2 S_{f,etanol} + 2 S_{f,dióxido\ de\ carbono} - S_{f,glucosa} - S_{f,agua}$$

Donde:

$$S_{f,etanol} = 23.52 \frac{kJ}{kgmol\ ^\circ C}$$

$$S_{f,dióxido\ de\ carbono} = 212.3 \frac{kJ}{kgmol\ ^\circ C}$$

$$S_{f,glucosa} = -73.25 \frac{kJ}{kgmol\ ^\circ C}$$

$$S_{f,agua} = 9.314 \frac{kJ}{kgmol\ ^\circ C}$$

Los valores de entropías fueron obtenidos a 36°C y 1 atm de presión, de la misma forma que para la entalpía.

Se calculó el valor de entropía de reacción que fue: 535.58 kJ/kgmol °C= 0.536 kJ/mol °C.

### Energía de Gibbs

El cálculo de la energía de Gibbs se realiza conociendo los valores de la entalpía y entropía de reacción, de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

Se tomó como temperatura de trabajo nuevamente 36°C, por lo explicado anteriormente.

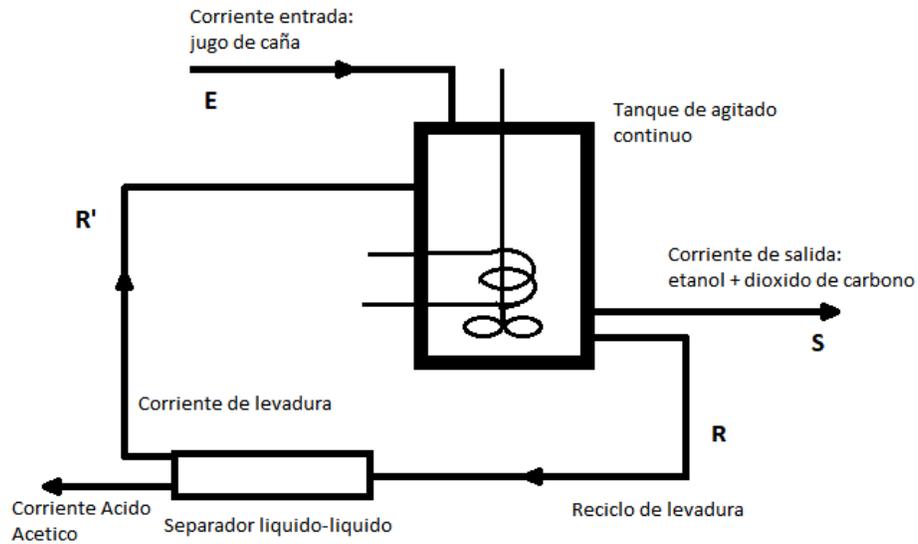
Conociendo los valores de los parámetros y la temperatura, se obtiene el valor de  $\Delta G$ , que resultó -98.3 kJ/mol.

Se comprueba de esta forma la espontaneidad de la reacción ya que se obtuvo un valor negativo de energía de Gibbs.

### Estructura preliminar de reactor

Para la fermentación que se deberá realizar para la obtención de etanol, se decidió utilizar un reactor tipo tanque de agitado continuo, TAC.

Al reactor ingresará una corriente continua de jugo de caña que estará compuesto por agua y glucosa. La corriente de salida será de etanol, que es el producto deseado, y dióxido de carbono como subproducto.



Para lograr una velocidad máxima dentro del reactor, este se operará a 36 °C, como ya fue explicado. Además, se realizará un ajuste de pH para que este sea lo más cercano a 5.5 posible, por el mismo motivo. La presión dentro del reactor será de 1 atmósfera.

Se decidió operar el reactor con un reciclo de levadura para aumentar la eficiencia del sistema.

CAPÍTULO

# CAPÍTULO 3

**ANÁLISIS DE PRE/POST TRATAMIENTOS  
Y SEPARACIONES**

## Introducción

En el presente capítulo se procederá a detallar las etapas previas y posteriores a la reacción de formación de bioetanol ya analizada en los capítulos anteriores.

Cuando hablamos de *pretratamiento*, nos referimos al acondicionamiento de las materias primas, con el objetivo de dejarlas en condiciones de ser procesadas, y obtener el producto en cuestión. Dado que la materia prima es la caña de azúcar, se establecerá el camino necesario para la obtención de los jugos, que reaccionarán dando lugar al bioetanol.

Además, se planteará el post-tratamiento del etanol obtenido. En este sentido, nos referimos a la separación del etanol del agua, debido a que, como se dijo anteriormente, ocurre la hidrólisis de la sacarosa de la caña.

## Pretratamiento

Consiste en varias etapas en las que se tratará y acondicionará la materia prima para la obtención del jugo de caña que será utilizado en la fermentación para la producción de etanol. Ya que los azúcares fermentables están directamente disponibles en este tipo de material, no es necesaria una etapa de hidrólisis.

### Acondicionamiento

El acondicionamiento consiste de un lavado inicial de la caña que se podrá realizar con agua o hacer un lavado en seco. La ventaja del segundo mencionado es que la pérdida de azúcares en este proceso será significativamente menor, además de que éste reducirá el consumo de agua. En este caso, se decidió realizar un lavado en seco que extraerá aproximadamente el 70% de la suciedad.

Este tipo de lavado consiste en la implementación de un ventilador, ubicado en contracorriente en relación a la entrada de la caña, mediante el cual se separan de la caña las posibles impurezas que puedan venir con ella, como lo son, pequeñas piedras o tierra, u hojas. Cabe aclarar que este tipo de limpieza es más común cuando la cosecha de la caña se realiza de manera manual, ya que cuando la misma es cosechada de forma mecánica, prácticamente la caña ingresa libre de impurezas a la planta.

### Molienda

Una vez lavada la caña se la llevará al molino donde se realizará la extracción del jugo de caña, obteniendo como subproducto el bagazo, con un contenido en fibra de alrededor del 46% y que puede ser utilizado en la generación de vapor. El objetivo de la extracción de caña de azúcar es maximizar la extracción y tener confiabilidad de operación minimizando las pérdidas de sacarosa en bagazo.

El proceso de extracción se realiza a través de una serie de molinos en cascada que separan el jugo de la fibra de la caña; para maximizar su extracción a una tasa de molienda especificada, se requiere controlar la velocidad de los accionadores y el nivel de la tolva de alimentación. Existen, además, otros equipos denominados difusores que cumplen con el mismo objetivo que los molinos. En el capítulo 7 se señala la elección de los difusores en lugar de molinos para llevar a cabo la extracción del jugo de la caña.

### Clarificación

El jugo de caña obtenido se somete a un proceso de clarificación en el que se le agrega óxido de calcio y una pequeña porción de ácido sulfúrico con el fin de disminuir el pH a 4,5 y provocar la hidrólisis de la sacarosa en hexosas. En el recipiente clarificador se precipita un lodo, que debe ser retirado y enviado a un filtro rotatorio al

vacío. De este filtro se obtiene una torta conocida como cachaza y un filtrado que es retornado al recipiente de clarificación.

### Concentración y esterilización

El jugo obtenido tendrá un porcentaje elevado de agua y por eso deberá ser concentrado antes de ser usado para la fermentación, a la cual debe ingresar con un contenido en azúcares entre 130-180 g/L. Es importante lograr la concentración de azúcares deseada para poder obtener el porcentaje de alcohol esperado como producto de este proceso y para reducir el gasto energético necesario en la purificación del etanol. Se utilizarán evaporadores de múltiple efecto para lograr aumentar el porcentaje de azúcares en el jugo. Para evitar contaminación en la etapa de fermentación el jugo será esterilizado y enfriado hasta la temperatura de fermentación.

Como se verá en el capítulo 7, en esta etapa y en la clarificación ocurre un calentamiento de la corriente de proceso hasta ebullición, es decir, alcanza una temperatura de aproximadamente 110°C, luego de lo cual deberá ser enfriado hasta 36°C, para ingresar a los reactores donde ocurre la reacción de formación de bioetanol.

### Post-tratamiento

Inmediatamente después de la reacción, lo que primero debe ocurrir es la separación de las levaduras de la corriente de proceso, para luego poder separar el etanol para su posterior deshidratación.

Para llevar a cabo la separación de las levaduras, se determinó la utilización de máquinas centrífugas, las cuales recibirán el caudal de proceso proveniente de los reactores para obtener una corriente que contenga levaduras por un lado, y por el otro,

una corriente con contendrá el etanol junto con el agua que deberán ser seguidamente separados.

En cuanto a las máquinas centrífugas se detallarán en profundidad en el capítulo 7.

Ahora bien, mediante la reacción de la glucosa, se obtienen como productos etanol, agua y  $\text{CO}_2$ . Debido a que el  $\text{CO}_2$  se encuentra en estado gaseoso, se espera una corriente de dicho compuesto y una mezcla separada de etanol y agua. Dado que el producto deseado es el etanol, y debido a la alta miscibilidad de estos últimos, no es fácilmente separable la mezcla. Sin embargo, se puede recurrir a las técnicas de destilación para lograr esta separación.

Se utilizó el simulador Unisim Desing, más precisamente la herramienta Thermo-workbench<sup>6</sup>, para obtener los gráficos correspondientes a la mezcla. En base a los mismos se pudo determinar que a 1 atm de presión, se observa la presencia de un azeótropo a  $78,1^\circ\text{C}$ . Este comportamiento se observa en la Figura 1.

A través de los métodos convencionales de destilación, es posible obtener etanol con concentraciones cercanas a la composición azeotrópica (90% en fracción molar en etanol y 10% en agua); sin embargo, para que el etanol pueda ser mezclado con la nafta es necesario que su contenido de agua sea muy bajo, con el fin de evitar la formación de dos fases líquidas en la mezcla.

---

<sup>6</sup> Se debió definir el paquete termodinámico a utilizar, se optó por utilizar gas ideal para la fase vapor, y el modelo NRTL para la fase líquida.

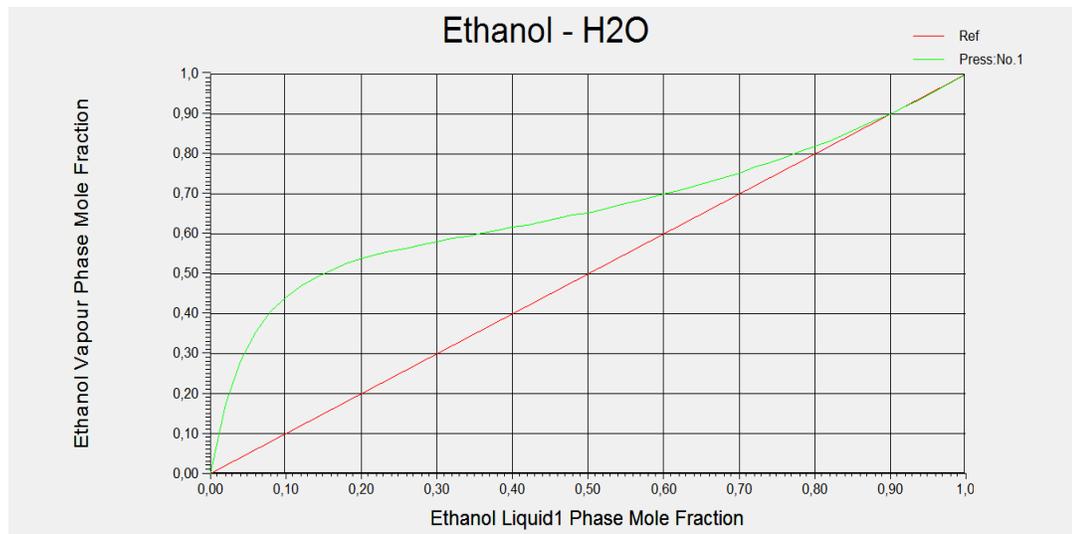


Figura 3. 1: Representación gráfica del azeótropo

Pero antes de adentrarnos en la separación de la mezcla etanol-agua, se debe estudiar la posible interferencia del CO<sub>2</sub> en la corriente de salida de etanol. No obstante se espera que la mayor parte del CO<sub>2</sub> se desprenda de la masa de etanol formado, puede también permanecer mezclado en la corriente líquida, por lo que es necesario corroborar, que la cantidad del mismo sea insignificante.

Para ello, se optó por introducir los productos de reacción (etanol, CO<sub>2</sub> y agua) en el simulador Unisim, en la herramienta Thermo-workbench y se obtuvo un diagrama ternario que relaciona los compuestos en cuestión. Se observa lo obtenido en la Figura 2. El mismo fue realizado a 1 atm de presión y a la temperatura de operación definida en el capítulo 2, que fue de 36°C.

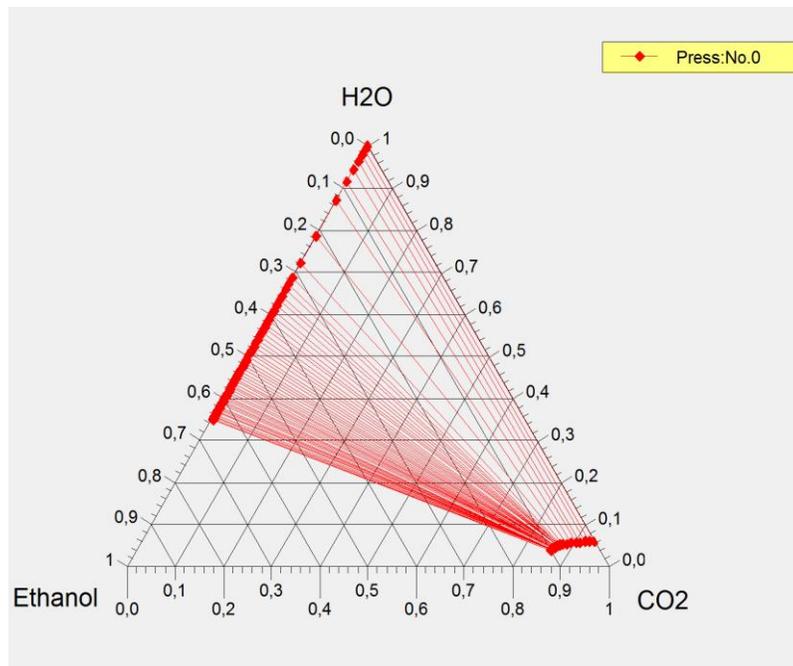


Figura 3.2: Diagrama ternario del etanol, agua y CO<sub>2</sub>.

En base a lo observado en la figura 2, se puede concluir que el contenido de CO<sub>2</sub> en la corriente de etanol y agua será muy bajo, por lo que no es necesaria su separación, y se recurrirá directamente a separar el agua del etanol. Esto es así, ya que ingresando al sistema ternario con la composición azeotrópica, se puede evidenciar que el contenido de CO<sub>2</sub> es bajo.

Ahora entonces nos enfocaremos únicamente en la separación del etanol del agua. La primera alternativa puesta en consideración para superar el punto azeotrópico consiste en modificar las condiciones de operación de la destilación, las cuales abarcan desde la aplicación de alto vacío hasta la adición de solvente; dichas modificaciones varían los coeficientes de actividad de la mezcla.

En la elección de la técnica más conveniente, se tienen en cuenta principalmente el consumo energético y demás costos de operación, además de los costos de inversión inicial.

Muchos estudios se han enfocado en el desarrollo de técnicas para deshidratar etanol, entre los cuales se encuentran la destilación al vacío azeotrópica y extractiva, la adsorción con tamices moleculares, la pre-evaporación y los procesos híbridos.

La destilación extractiva es una técnica utilizada para separar mezclas binarias azeotrópicas. La misma consiste en adicionar un agente de separación o solvente, cuya característica principal es que no presenta la formación de azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla a separar. Además, el etanol obtenido no contiene trazas del agente separador utilizado y está comprobado que su consumo de energía es bajo.

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

Se debe definir entonces el solvente a utilizar para la separación. En base a estudios, se analizó un cuadro comparativo entre distintos solventes posibles a utilizar, del cual se puede concluir que el más adecuado resulta el glicerol ya que como se observa, es aquel con el cual se puede trabajar a menores presiones, con menor número de platos, lo que se traduce en menor gasto de proceso. Se puede decir también que éste presenta una mayor efectividad como solvente para la separación debido a su cadena de carbonos, que resulta más larga que en el caso del etilenglicol, por ejemplo, y por la presencia de oxígeno en la misma.

| Parámetros  | Etilenglicol | Glicerol | Propilenglicol | Mezcla |
|---|--------------|----------|----------------|--------|
| Presión de trabajo en la columna extractora (kPa)   | 101,30       | 101,30   | 101,30         | 101,30 |
| Presión de trabajo en la columna recuperadora (kPa) | 26,34        | 2,00     | 50,00          | 20,00  |
| Número de platos en la columna extractora           | 22           | 18       | 22             | 20     |
| Número de platos en la columna recuperadora         | 12           | 6        | 12             | 8      |
| Razón de reflujo en la columna extractora           | 0,50         | 0,35     | 0,35           | 0,50   |
| Razón de reflujo en la columna recuperadora         | 1,0          | 0,05     | 1,00           | 0,92   |
| Plato de alimentación del etanol azeotrópico        | 14           | 10       | 14             | 12     |
| Plato de alimentación del solvente                  | 3            | 3        | 3              | 4      |
| Plato de alimentación de la corriente fondo         | 6            | 4        | 6              | 4      |

Tabla 3.1: comparación de distintos solventes posibles en la destilación extractiva

Cabe aclarar que la tabla 1 hace referencia a una columna extractora y una recuperadora, considerando que se llevará a cabo la destilación extractiva, y luego de ello, el solvente, junto con el agua extraída, se introducirán en una columna recuperadora que separará ambos compuestos para su reutilización.

### Destilación extractiva

En la figura 3, se aprecia el esquema de la destilación extractiva propuesta. En el mismo se puede observar que se decidió, como fue mencionado anteriormente, agregar una columna consecutiva a la de destilación extractiva, en la que se produce la separación del agua que quedó junto con el solvente de extracción.

Esto implica que, para la obtención de etanol anhidro por destilación extractiva, se dispone de dos columnas consecutivas de destilación.

En la primera, la columna deshidratadora, se alimenta etanol azeotrópico en una de las etapas intermedias y el glicerol en una etapa superior cercana al condensador, para mejorar la pureza del etanol. El producto de tope de esta columna es el etanol deshidratado hasta el grado deseado y el producto de fondo, compuesto por agua y

glicerol, es el alimento de la columna recuperadora, la segunda columna del arreglo. La presión operativa de la columna extractiva es de 1 atm, mientras que en la recuperadora se requiere una menor presión, para evitar la degradación térmica del glicerol por las altas temperaturas.

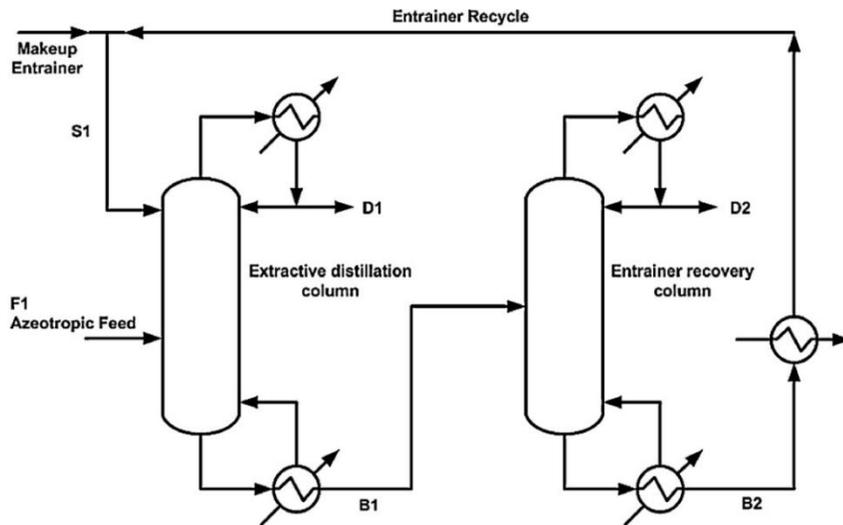


Figura 3.3: esquema de la destilación extractiva y la columna de regeneración

Se deberán definir ahora las condiciones de operación de la columna de destilación. Para ello se utilizó el simulador de manera que poder setear la temperatura de trabajo intentando mantener constante la presión en 1 atm.

Se sabe que para que se produzca la destilación, los componentes intervinientes deben tener puntos de ebullición distintos, de modo que, al elevar la temperatura, uno de ellos pase a la fase vapor primero y se separe así de la mezcla. En este caso el punto de ebullición del etanol es 78.4°C, mientras que el del glicerol es 190 °C, por lo que se tomará como referencia el del etanol, que será el que pase a la fase vapor primero.

Al momento de determinar la temperatura de trabajo de la columna extractiva se optó por simular el proceso de extracción con la herramienta Thermo-workbench de

Unisim a distintas temperaturas. Se observó así, el sistema ternario alcanzado en cada caso, y se analizaron las diferentes respuestas en función del objetivo a alcanzar.

Se analizó el comportamiento de la mezcla a varias temperaturas (especialmente entre 90°C y 150°C) y a partir de los mismos se pudo establecer que a temperaturas menores la separación de las dos fases no es tan efectiva, mientras que, a temperaturas más altas, la separación resulta más efectiva y se reduce el área de única fase observada en el diagrama ternario.

Se observa en la figura 4 el efecto de la extracción con glicerol a 90°C.

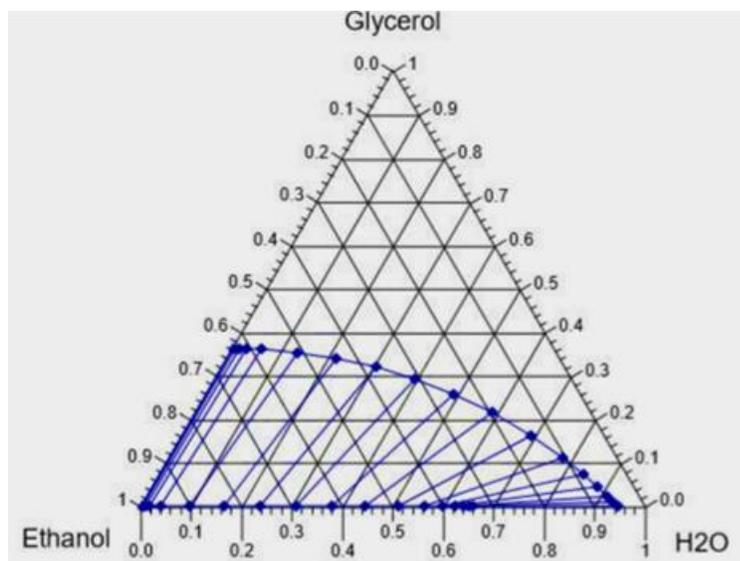


Figura 3.4: sistema ternario de etanol, agua y glicerol a 90°C y 1atm.

Como se analizó previamente, se observa que a esta temperatura no se puede lograr una separación tal como se quiere, es por eso, que se analiza a continuación el diagrama a una temperatura de 110°C, como se observa en la figura 5.

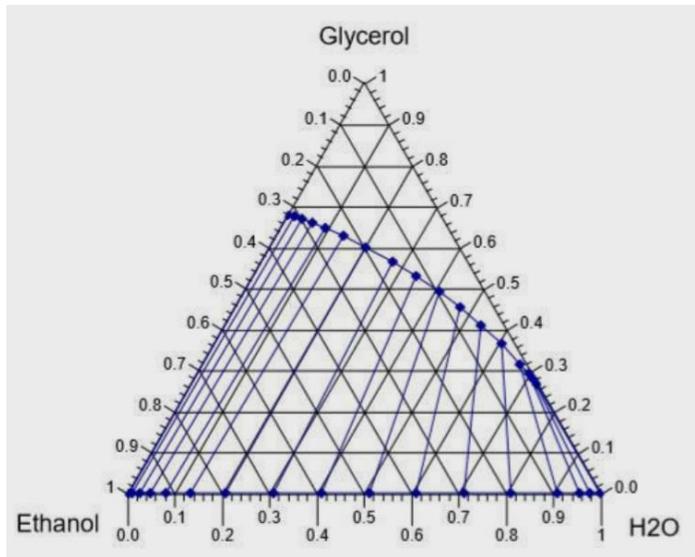


Figura 3.5: sistema ternario de etanol, agua y glicerol a 110°C y 1atm.

En base a la figura 3.5, se aprecia el efecto mencionado de aumentar la temperatura, lo que nos lleva a analizar el último diagrama, a 150°C.

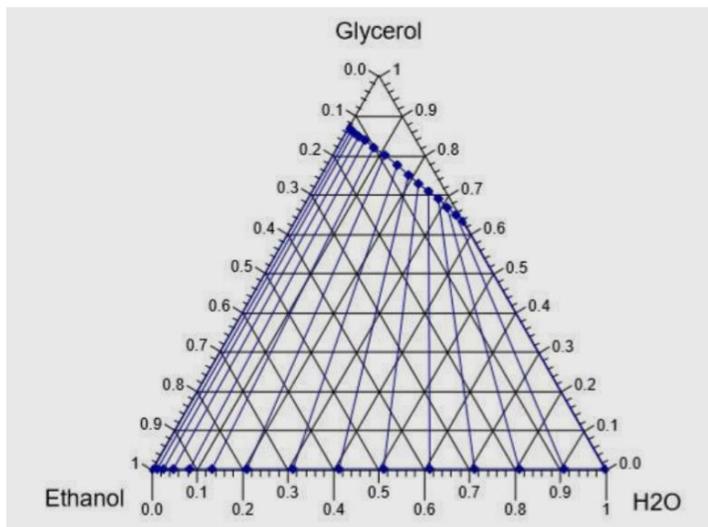


Figura 3.6: sistema ternario de etanol, agua y glicerol a 150°C y 1atm.

En la figura 3.6 se puede ver, que comparado con lo analizado a 90°C y 110°C, la separación lograda a 150°C resulta más productiva que a temperaturas menores.

De esta forma se determinó que, si bien las columnas de destilación operan en un rango de temperaturas debido a que emplean un reevaporador en el fondo para lograr la separación, las temperaturas más adecuadas se encuentran entre 110°C y 150°C, cuando se trabaja a 1 atm de presión, y esto es así ya que de esta forma se alcanza la mejor separación posible, para sistemas de estas características. Este razonamiento queda evidenciado en el capítulo 7, cuando se analizan las temperaturas de los reevaporadores utilizados en cada una de las columnas de destilación empleadas.

Como criterios de operación eficiente se recomienda un contenido de agua no mayor de 0.005 molar en el etanol obtenido y un consumo energético mínimo posible en los reevaporadores de las columnas. En la columna de recuperación la restricción principal es la pureza del solvente obtenido por en el fondo, con el fin de asegurar que se encuentre libre de agua y que pueda ser recirculado a la columna extractiva sin afectar la pureza del etanol allí obtenido.

Para las condiciones propuestas anteriormente, se puede decir que, para un dado plato de alimentación y una dada relación de reflujo interna (RRI), hay un valor óptimo de relación de reflujo externa (RRE) que permite obtener una mayor pureza en el etanol. Sin embargo, se tiene que tener en cuenta el hecho de que mayores RRE implican un mayor consumo de energía en el reboiler, lo cual no es beneficioso. De esta forma, según lo notado por bibliografía, la relación de reflujo externa óptima para la temperatura elegida resulta de 0.5. Cambios en la RRE tendrán un mayor efecto en el consumo de energía que cambios en el plato de alimentación o en la RRI.

Por otro lado, se tiene que tener en cuenta que la RRI tiene un efecto directo en la pureza del destilado. Análisis de sensibilidad mostró que, incrementando esta relación, es posible lograr una gran mejora en la calidad del etanol obtenido, sin afectar el consumo de energía. Para una RRE constante, y variando la RRI entre 0,3 y 0,4, el consumo de energía aumenta un 4%, mientras que, realizando lo contrario (es decir: manteniendo esta última constante (en 0,3) y aumentando la RRE hasta obtener una composición de

destilado igual a la obtenida en el proceso contrario), el consumo de energía aumenta hasta un 30%. Por lo tanto, se concluye que la RRE debe ser lo menor posible, para que la RRI pueda ser manipulada para obtener los valores deseados, sin que haya mucho consumo energético en el sistema. Cabe destacar que, si bien en la columna extractiva no modifica mucho el consumo en el reboiler, sí lo hace en la recuperadora, en la que, al aumentar mucho esta relación, aumenta también la energía requerida.

Para separaciones de mezclas no ideales, la posición de la corriente de alimentación influye directamente en los resultados. De acuerdo al plato en el que ingresan ésta y el solvente, la energía a consumir. Por lo que al momento de elegir la columna de destilación a utilizar, debe tenerse en cuenta que pueden alcanzarse mejores resultados de separación cuando se prueba variar el plato de ingreso de la/s corrientes de alimentación.

CAPÍTULO 4

# CAPÍTULO 4

**DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES  
GLOBALES DE LA PLANTA**

## Introducción

En el presente capítulo se propone realizar el diseño de la planta. Para ello se debe esquematizar el diagrama de flujo de la misma, y será necesario definir los flujos de entrada y salida de los equipos en base a las consideraciones propuestas en los capítulos anteriores.

## Capacidad de diseño

Como primera medida vamos a determinar la capacidad de producción. Se optó por definir la misma como de  $300.000 \text{ m}^3/\text{año}$ , considerando que será la capacidad instantánea de producción. Sin embargo, para lograr obtener una producción de tal magnitud se debe definir también la llamada *capacidad de producción nominal*. La misma considera una determinada *efectividad global* del proceso respecto de la capacidad instantánea de producción de la planta.

La efectividad global tiene en cuenta la disponibilidad (availability), que contempla las horas de planta disponibles para operar respecto de las horas disponibles (incluyendo paradas de mantenimiento programadas, paradas de mantenimiento imprevistas, factores externos como ser cortes de energía eléctrica y otros), el % de producto conforme (Right First Time) que está definido como el producto producido dentro de especificación respecto de la totalidad producido (calidad de materias primas, desvíos de proceso, fallas en equipos, etc) y la performance que se refiere a la capacidad de producción respecto de capacidad estándar (disponibilidad de materias primas, desvíos de proceso, fallas en equipos, capacitación, limitaciones externas, etc).

En general, se establece un valor fijo por el cual debe ser afectada la capacidad de producción instantánea que resulta 0,8. Por lo tanto, se obtiene que la capacidad de producción nominal para la planta productiva descrita será  $375.000 \text{ m}^3/\text{año}$ .

Establecido esto, se prosiguió determinando la cantidad de días de actividad de la planta y la cantidad de horas diarias trabajadas. Para ello se buscó información acerca de la caña de azúcar, y en particular sobre su cosecha. El período de cosecha de la caña, más conocido como período de zafra, ocupa en la Argentina 6 meses del año, comúnmente los comprendidos entre mayo y noviembre. Es por esta razón, que la actividad fabril suele ocupar 6 meses del año. Teniendo esto en consideración, se deberá trabajar 183 días, con jornadas de 24 horas diarias.

De esta forma, la cantidad de etanol producido por día en la planta será  $2050 \text{ m}^3$ , quedando una producción por hora de  $85.42 \text{ m}^3$ .

## Diseño del reactor tanque agitado continuo

En capítulos anteriores se estableció que la reacción de formación de etanol se producirá en un tanque agitado continuo (TAC). Con el objetivo de obtener mayor información sobre el mismo se recurrió a estudios que demostraron que la mayor efectividad en este caso de reacciones se obtiene en caso de utilizar más de un TAC.

Para la mayoría de los casos, se encuentra que tres tanques agitados en serie diseñados en condiciones adecuadas, aseguran el mínimo tiempo de residencia para cualquier conversión deseada. Se sabe que cuantos más tanques se utilicen para sistemas biológicos, más difícil de controlar el proceso; se comprobó en diversos estudios que la utilización de más de tres introduce un aumento en los tiempos de residencia. Además, para cinéticas del tipo Monod, reactores tipo flujo pistón son mejores que un solo tanque agitado continuo; sin embargo, no ocurre lo mismo con la introducción de más de uno. Cuando se trabaja con tres tanques en serie, la conversión obtenida resulta mayor que un

TUB. Por esta razón se determinó que se emplearán una batería de tanques agitados en serie (3) para la producción de etanol.

Por otro lado, este tipo de diseño tiene la ventaja de que ofrece condiciones constantes en el transcurso de reacciones biológicas, las cuales suelen ser muy sensibles a la introducción de pequeños cambios. Una vez que se conocen los valores de los parámetros para el proceso biológico, la batería de tanques es capaz de preservar esas condiciones durante tiempos muy largos.

En base a estudios previos, se definió que los tanques a utilizar deberán responder a un determinado orden de volúmenes. Se encontró que tres tanques continuos de igual volumen aseguran un tiempo total de residencia igual al de un reactor tipo flujo pistón para cinéticas de Monod. De esta forma se determinó que fueran de igual volumen.

## Balances de masa en el sistema de reactores

Según el modelo de reacción propuesto en capítulos anteriores, se podrán conocer las concentraciones de salida de los reactores de cada una de las especies involucradas planteando los siguientes balances de masa. Se puede observar que las velocidades serán distintas para la levadura, el sustrato y los productos.

Balance de masa de glucosa

$$Q_{s0} \cdot C_{s0} = Q_{s1} \cdot C_{s1} + \left( \frac{dS}{dt} \right) \cdot V$$

Balance de masa de etanol (producto)

$$Q_{p0} \cdot C_{p0} = Q_{p1} \cdot C_{p1} + \left( \frac{dP}{dt} \right) \cdot V$$

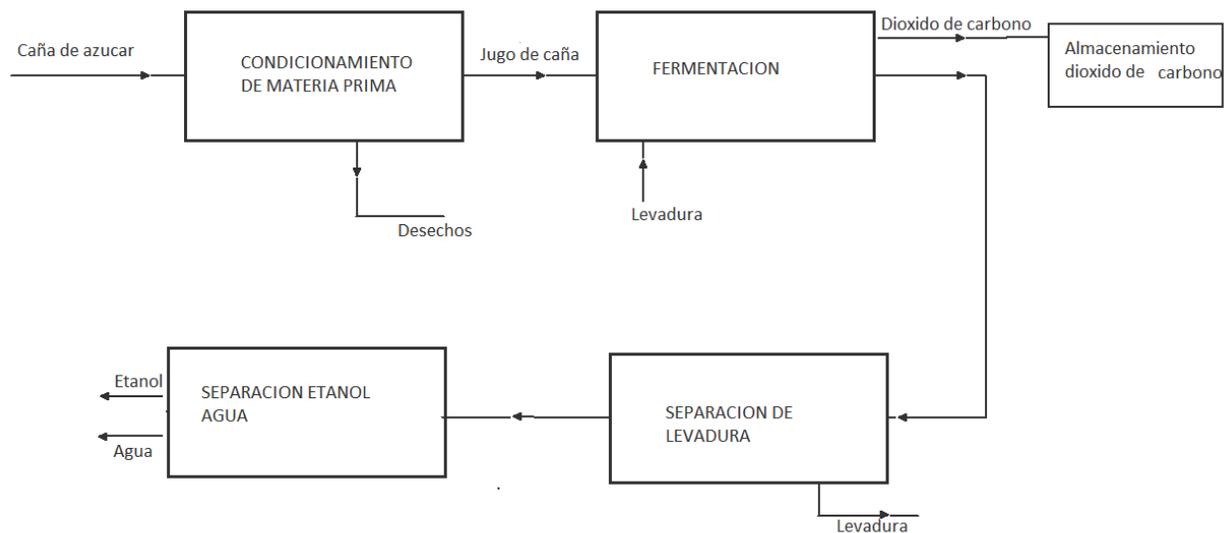
Balance de masa de levadura

$$Q_{x0} \cdot C_{x0} = Q_{x1} \cdot C_{x1} + \left( \frac{dX}{dt} \right) \cdot V$$

Balance de masa de dióxido de carbono

$$Q_{c0} \cdot C_{c0} = Q_{c1} \cdot C_{c1} + \left( \frac{dP}{dt} \right) \cdot V$$

## Diagrama de flujo



## Composiciones y caudales de entrada y salida

Caudales de entrada y salida

Se deberán definir los caudales de entrada y salida tanto del reactor TAS como de la columna de destilación extractiva. Para ello se partirá de la cantidad de etanol que se quiere producir por día para obtener los caudales necesarios para que sea posible llegar a dicho valor.

Se estableció que la producción por hora de etanol debe ser  $85.42 \text{ m}^3$ , es decir, que será el caudal de salida de la columna de destilación extractiva. Y como se determinó en el capítulo anterior, de dicha la columna se obtendrá una corriente de etanol con un 0.005 molar de agua.

En cuanto a la corriente de entrada al reactor, la misma se compone del jugo de caña concentrado en el proceso previo, una solución que se compone de glucosa y agua. Además, se conoce la reacción de formación de etanol, es decir, aquella por medio de la cual ocurre la transformación de la glucosa en etanol. Conociendo la densidad de ambos compuestos se puede determinar el caudal másico de entrada a la serie de tanques propuestos.

Se comenzó por calcular el caudal másico de salida del destilador. Para ello se utilizó la densidad del etanol. Es preciso aclarar que si bien la corriente de etanol contiene un porcentaje mínimo de agua, para el cálculo se despreciará debido a que es tan pequeño que no hará una diferencia apreciable en los resultados obtenidos, por esta razón se utiliza únicamente la densidad del etanol para realizar este cálculo.

Sabiendo que la densidad del etanol es  $789 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ , se calculó:

$$Q_{\text{másico}} = 85.42 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 789 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 67396.4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Debido a que la corriente de salida de la columna de destilación extractiva contiene un 0.005 molar de agua, que equivale a una composición másica de 0.002, se calcula la cantidad de etanol *puro* contenido en dicha corriente, resultando el mismo 67264.34 kg/h.

Ahora bien, la corriente de entrada al reactor está compuesta, como se dijo anteriormente, de una solución de glucosa, de concentración conocida (180 g/L), y agua. Conociendo la cinética de la reacción microbiana (definida en el capítulo 2), se calculó utilizando la herramienta Mathcad, la concentración de etanol que se obtiene al procesar una corriente inicial que contiene 180 g/L de glucosa. Se determinó así, que la concentración de salida de la corriente de etanol es de 72 g/L.

En base a este dato, se puede calcular el caudal másico de glucosa de entrada al reactor, para ello, conociendo la relación de concentraciones entre las corrientes de glucosa y etanol, y con el caudal de etanol ya determinado, se calculó el caudal de glucosa requerido, que resulta de 168 ton/h.

Partiendo ahora de la cantidad de glucosa requerida para alcanzar la producción deseada, se puede calcular el caudal másico de entrada al reactor, que no será únicamente de glucosa, sino que contendrá agua también (jugo de caña).

Para ello se utilizó el simulador UNISIM DESIGN para poder obtener el valor de la densidad de la solución del jugo de caña de azúcar de concentración 180 g/L de glucosa, que resultó de 1081 kg/m<sup>3</sup>. Utilizando la concentración de la solución de entrada al reactor se calculó el volumen de jugo que ingresa por hora, ya que se conoce la cantidad de glucosa que ingresa por hora.

$$180 \text{ g glucosa} \rightarrow 1 \text{ L jugo}$$

$$168000 \text{ kg/h glucosa} \rightarrow x = 933333 \text{ L/h jugo}$$

Utilizando ahora el valor de la densidad se obtuvo el caudal másico de entrada:

$$Q_{\text{másico}} = 933333 \frac{\text{L}}{\text{h}} * 1,081 \frac{\text{kg}}{\text{L}} = 1008933 \frac{\text{kg jugo}}{\text{h}}$$

Para conocer la cantidad de agua que ingresa en dicha corriente se le restó al valor total el caudal másico de entrada de glucosa. Se obtuvo así que el caudal de agua que ingresa es de 840933 kg/h.

Si bien se sabe que se trata de una reacción microbiológica, para la determinación de la cantidad de  $\text{CO}_2$  formado se utilizará la estequiometría de la reacción, de modo de obtener un valor aproximado. A partir de la reacción se infiere que la cantidad de  $\text{CO}_2$  formada será la misma que de etanol. Sabiendo que la corriente de salida de etanol del destilador, que será la misma de salida de la serie TAC, es 1465139 kmol/h, se entiende que estos mismos serán la cantidad de moles formador de  $\text{CO}_2$ . Lo que equivale a 64470 kg/h de  $\text{CO}_2$ .

Se debe determinar ahora la corriente de entrada de levaduras. Para ello, de la cinética microbiana planteada se obtuvo la concentración de la corriente de levaduras necesaria para la formación del etanol partiendo de una solución de glucosa y agua de concentración 180 g/L, dando como resultado que se requiere una corriente de levaduras de concentración 30 g/L. Sabiendo esto, se buscó información acerca de la densidad de dicha solución formada por agua y levaduras. Se decidió entonces utilizar la densidad del agua como la densidad de la solución debido a que se encontró que las levaduras tienen una densidad similar.

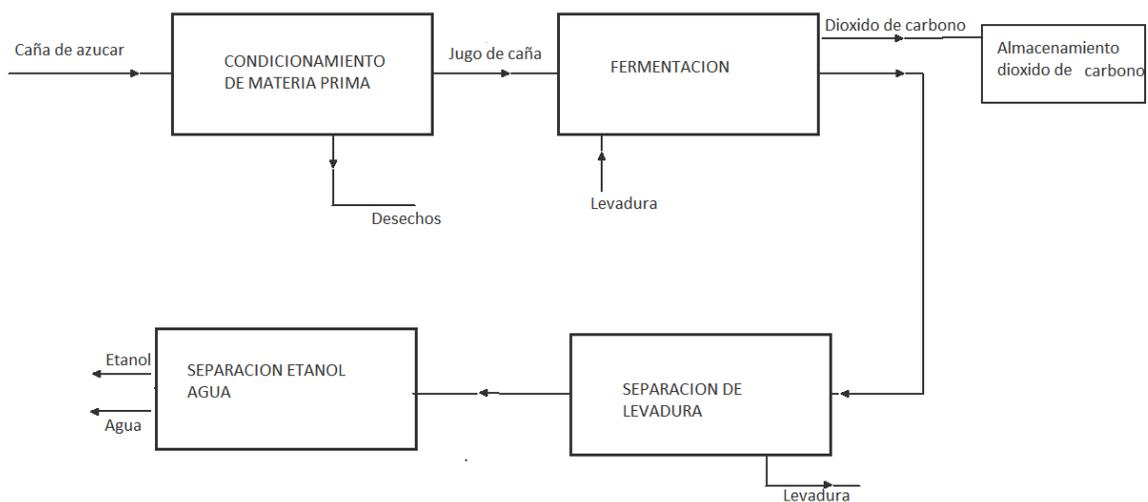
Con los datos se obtuvo inicialmente el caudal másico de levaduras, para ello se utilizó el valor de la concentración de la corriente de levaduras y el caudal ya obtenido de glucosa de entrada. El caudal másico de levaduras (secas) resultó de 28000 kg/h. Conociendo este valor, se averiguó el caudal de agua que debe ingresar con las levaduras en forma de lodo. En base a fuentes consultadas<sup>7</sup> sobre el manejo de levaduras, se conoce que para poder bombear las mismas, estas deben formar parte de un lodo, que contenga, por lo menos, 50% de agua (el bombeo de las levaduras se realiza para su ingreso a los tanques de reacción para producción de bioetanol -Capítulo 5- ). Es por esta razón que se determinó utilizar el mismo caudal de agua que de levaduras (28000 kh/h), con el propósito de no introducir agua de más en el sistema, lo que genera un gasto innecesario.

---

<sup>7</sup> Nos pusimos en contacto con productores de la cerveza Antares.

Finalmente es preciso definir la masa total de caña de azúcar necesaria para poder obtener la cantidad de etanol deseado. Para ello se conoce del Capítulo 1 que se requiere una tonelada de caña de azúcar para producir 70 litros de etanol, en base a este dato y sabiendo la cantidad de etanol que se deberá producir por hora ( $85.42 \text{ m}^3/\text{h}$ ) se calcula la masa de caña de azúcar a procesar, siendo ésta de 1220 ton/h.

## Diagrama de las corrientes de entrada y salida



C1) Caña de azúcar: 1220 ton/h

C2) Jugo de caña: 1009 ton/h

Agua: 841 ton/h

Glucosa: 168 ton/h

C3) Levadura: 56 ton/h

Agua: 28 ton/h

Levaduras: 28 ton/h

C4) Dióxido de carbono: 64470 kg/h

C5) Etanol y agua: 1813.3 ton/h

Agua: 869 ton/h

Etanol: 67264 kg/h

C6) Etanol: 67396 kg/h

Etanol: 67264 kg/h

Agua: 132 kg/h

C7) Agua: 1678.6 ton/h

#### Composiciones de las corrientes de entrada y salida

A continuación se expresan las composiciones de las distintas corrientes analizadas expresadas como porcentaje en masa.

- Entrada al reactor TAS (C2)
  - 83 % de agua
  - 17 % glucosa
- Entrada de corriente de levaduras (C3)
  - 50 % de agua
  - 50 % de levaduras
- Salida del reactor TAS de CO<sub>2</sub> (C4)
  - 100% CO<sub>2</sub>
- Salida del reactor TAS/ Entrada columna de destilación (C5)
  - 93 % de agua
  - 7 % de etanol
- Salida de la columna de destilación (C6)
  - 0.2% agua

- 99.8% etanol
- Salida de la columna de destilación (C7)
  - 100% agua

CAPÍTULO 5

# **CAPÍTULO 5**

**DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE REACTORES**

## Introducción

El diseño del reactor a utilizar depende de muchas variables, principalmente de los caudales de las corrientes de entrada y salida requeridas, las concentraciones de entrada y de salida de las mismas, el tiempo óptimo de residencia dentro del reactor, la temperatura de trabajo, etc.

En base a dichas consideraciones, se definirá el tipo y configuración del reactor que se utilizará para la producción de bioetanol.

## Condiciones de operación

### Tipo de reactor

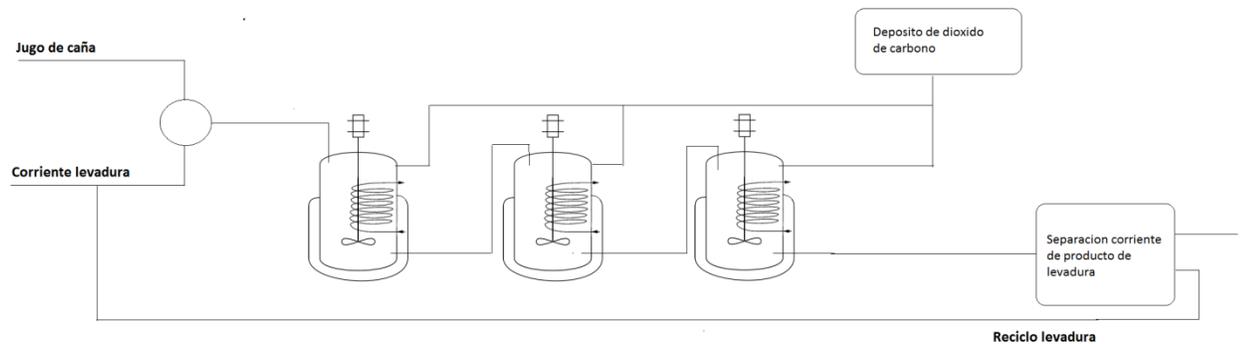


Figura 5.1: sistema de reactores, tres tanques de agitado continuo en serie con reciclo de levaduras.

En el capítulo anterior se determinó que empelando una serie de 3 reactores tipo tanque agitado continuo se obtiene una mejor conversión que con reactores tubulares o

discontinuos. En función a esta premisa, se calculará el volumen que debe tener cada uno de estos tanques para cumplir con los requerimientos de producción.

El propósito de plantear los reactores como *tanques agitados* tiene su base en que de esta forma se garantiza que las levaduras agregadas, que son una parte fundamental en la producción del bioetanol, se mantengan continuamente en suspensión y de esta forma estén siempre en contacto con el reactivo que ingresa para lograr la máxima conversión del mismo.

Para obtener los volúmenes de dichos tanques se plantearon los balances de masa correspondientes, por componente, conociendo las corrientes de entrada y salida (del primer y último tanque) y también las concentraciones de las mismas.

Balances de masa

$$\text{Glucosa:} \quad F \frac{G_0}{\rho_1} = (F - F_{C_1}) \frac{G_1}{\rho_2} + \frac{\alpha \mu(G_1)}{Y_{E/G}} L_1 V$$

$$\text{Etanol:} \quad 0 = (F - F_{C_1}) \frac{E_1}{\rho_2} - \alpha \mu(G_1) L_1 V$$

$$\text{Levadura:} \quad F \frac{L_0}{\rho_1} = (F - F_{C_1}) \frac{L_1}{\rho_2} - \mu(G_1) L_1 V$$

$$\text{CO}_2: \quad 0 = F_{C_1} - \alpha \mu(G_1) L_1 V \frac{44}{46}$$

Donde G hace referencia a la concentración de glucosa, E a la de etanol, L a la de levaduras y C a la de CO<sub>2</sub> (todas en g/L), F es el caudal másico de entrada total, F<sub>C1</sub> es el caudal másico de la corriente de CO<sub>2</sub>, V el volumen del tanque y ρ la densidad de la solución (1 será la de entrada al primer tanque y 2 la del segundo). Todos estos valores están planteados en base a un tanque, por ello se reescribieron los balances, pero cambiando la nomenclatura para plantear 3 tanques.

Los valores de μ(G), α y Y<sub>E/G</sub> son conocidos para la reacción que está ocurriendo en el tanque, y fueron definidos en el capítulo 2.

### Balances segundo TAC

$$\text{Glucosa:} \quad (F - F_{C_1}) \frac{G_1}{\rho_2} = (F - F_{C_1} - F_{C_2}) \frac{G_2}{\rho_3} + \frac{\alpha\mu(G2)}{Y_{E/G}} L_2 V$$

$$\text{Etanol:} \quad (F - F_{C_1}) \frac{E_1}{\rho_2} = (F - F_{C_1} - F_{C_2}) \frac{E_2}{\rho_3} - \alpha\mu(G2)L_2 V$$

$$\text{Levadura:} \quad (F - F_{C_1}) \frac{L_1}{\rho_2} = (F - F_{C_1} - F_{C_2}) \frac{L_2}{\rho_3} - \mu(G2)L_2 V$$

$$\text{CO}_2: \quad 0 = F_{C_2} - \alpha\mu(G2)L_2 V \frac{44}{46}$$

### Balances tercer TAC

$$\text{Glucosa:} \quad (F - F_{C_1} - F_{C_2}) \frac{G_2}{\rho_3} = (F - F_{C_1} - F_{C_2} - F_{C_3}) \frac{G_3}{\rho_4} + \frac{\alpha\mu(G3)}{Y_{E/G}} L_3 V$$

$$\text{Etanol:} \quad (F - F_{C_1} - F_{C_2}) \frac{E_2}{\rho_3} = (F - F_{C_1} - F_{C_2} - F_{C_3}) \frac{E_3}{\rho_4} - \alpha\mu(G3)L_3 V$$

$$\text{Levadura:} \quad (F - F_{C_1} - F_{C_2}) \frac{L_2}{\rho_3} = (F - F_{C_1} - F_{C_2} - F_{C_3}) \frac{L_3}{\rho_4} - \mu(G3)L_3 V$$

$$\text{CO}_2: \quad 0 = F_{C_3} - \alpha\mu(G3)L_3 V \frac{44}{46}$$

En los balances se observa la incorporación de  $\rho_3$  y  $\rho_4$ , que corresponden a las densidades de entrada y salida del tercer tanque respectivamente. Además, se observa que en los balances de los tres tanques el término del volumen es siempre el mismo, se decidió que así fuera ya que se quiere que los volúmenes de los tanques sean iguales, con el objetivo que facilitar la compra de los mismos.

Partiendo de los balances de masa planteados, se comenzó por dar valores a aquellos datos conocidos, como son las densidades, y los caudales y concentraciones de entrada. También se dieron valor a las variables ya determinadas en el capítulo 2.

Para resolver los balances de masa, se escribieron los mismos en el programa Mathcad y se planteó un given-find con el objetivo de conocer las incógnitas existentes en ellos.

Inicialmente se dieron valores semilla a todas las variables a determinar, que se determinó fueran las concentraciones de salida de todos los productos y reactivos y de todos los tanques, es decir, G1, G2, G3, E1, E2, E3, L1, L2, L3, C1, C2 y C3. Pero dado que el volumen también es una incógnita, para resolver se decidió ir variando el valor del mismo y corroborar, con la concentración de salida de etanol, que se cumpla el requisito de producción de este último.

De esta forma, se llegó a que el valor del volumen que verifica la formación de la cantidad de etanol deseada es  $1850 \text{ m}^3$ . Conociendo este valor, se estima que los tanques a adquirir deberán tener, por lo menos, un 20% más de volumen con el objetivo que prever cualquier contratiempo. Finalmente, el volumen adecuado para dichos tanques resulta de  $2200 \text{ m}^3$  cada uno.

#### Condiciones térmicas de operación

Las reacciones microbiológicas son particularmente complejas ya que requieren de condiciones muy específicas para ocurrir de la forma en que se espera. Es por esta razón que al momento de definir las condiciones térmicas de operación se deben tener en cuenta todos los aportes calóricos existentes y plantear una corriente que mantenga la temperatura en el valor deseado.

El intercambio de calor con el medio resulta importante, al igual que el aporte calórico de las corrientes de entrada y salida de los distintos componentes. De esta forma, se puede calcular el calor necesario a entregar/remove para mantener la temperatura deseada. Por lo tanto, el balance resulta:

$$Q_{glucosa} + Q_{levadura} + Q_{reacción} = Q_{convp} + Q_{convt} + Q_{CO2} + Q_{etanol} + Q_{necesario} \quad (1)$$

Donde:  $Q_{glucosa}$ ,  $Q_{levadura}$ ,  $Q_{CO2}$  y  $Q_{etanol}$  son los calores que refieren a las corrientes de entrada y salida, respectivamente;  $Q_{convp}$  y  $Q_{convt}$  son los calores intercambiados por convección con el ambiente, a través de las paredes y tapa del reactor, respectivamente;  $Q_{necesario}$  el calor necesario a quitar para mantener la temperatura y;  $Q_{reacción}$  es el calor referido a la reacción en sí.

El balance anteriormente planteado refiere a un solo reactor. Teniendo en cuenta que se utilizarán 3 reactores, el balance se corresponde de igual forma para todos, para los cuales se tendrán en cuenta las condiciones de cada uno.

#### Calor de entrada y salida de las corrientes

La forma de calcular estos calores es la siguiente:

$$Q = F \cdot C_p \cdot (T_{in} - T_{ref})$$

Donde Q será el calor a calcular, en Watts.

F el caudal en kg/s.

$C_p$  la capacidad calorífica de la corriente que se trate, en J/KgK.

$T_{in}$  temperatura inicial de la corriente.

$T_{ref}$  temperatura de referencia.

Para ello, se calcularon los caudales de salida de cada reactor, expresándolos en kg/s. Se tuvo en cuenta para el cálculo la concentración de salida de cada corriente y la densidad de los mismos a 36°C ( $\delta_{glucosa} = 3151 \frac{kg}{cm^3}$ ;  $\delta_{etanol} = 777,5 \frac{kg}{cm^3}$ ;  $\delta_{levaduras} = 1000 \frac{kg}{cm^3}$  (agua)). El

caudal de salida de dióxido de cada tanque se obtuvo de los balances en MathCad y se tuvo como dato, también, el caudal másico total de entrada al primer reactor (siendo el mismo de glucosa).

$$F1_{glucosa} = 7,6167 \frac{kg}{seg} \quad F1_{levaduras} = 365,258 \frac{kg}{seg}$$

$$F1_{CO2} = 11,178 \frac{kg}{seg} \quad F1_{etanol} = 15,95 \frac{kg}{seg}$$

$$F2_{glucosa} = 2,5389 \frac{kg}{seg} \quad F2_{levaduras} = 369,1494 \frac{kg}{seg}$$

$$F2_{CO2} = 4,6472 \frac{kg}{seg} \quad F2_{etanol} = 23,667 \frac{kg}{seg}$$

$$F3_{glucosa} = 0,6349 \frac{kg}{seg} \quad F3_{levaduras} = 368,7992 \frac{kg}{seg}$$

$$F3_{CO2} = 2,263 \frac{kg}{seg} \quad F3_{etanol} = 28,3056 \frac{kg}{seg}$$

Por otro lado, se consideraron las temperaturas ambientes del lugar de trabajo, sabiendo que se trabaja de mayo a noviembre. Según datos de bibliografía, la temperatura en Tucumán puede llegar a los 10°C en julio y a los 30°C en noviembre, mientras que se debe mantener la temperatura en el reactor a 36°C. Al ser la reacción exotérmica, entonces la temperatura aumentará, con lo que se deberá enfriar el sistema. De esta forma, se realizarán los cálculos para una temperatura de 30°C, que corresponde al peor caso: al ser la variación de temperatura menor (6°C, contra 26°C), el calor necesario para enfriar las corrientes debe ser mucho mayor.

En cuanto a las capacidades caloríficas, se obtuvieron las mismas a las temperaturas de trabajo para todas las corrientes, obteniendo los datos del Unisim. Se pudo observar que, para el rango de temperaturas de trabajo, las capacidades no variaban mucho para cada componente. De esta forma, se tomaron promedios para utilizar en el cálculo de los calores (idealmente, debería calcularse una función de estas con la temperatura), resultando:

$$Cp_{glucosa} = 1,9 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp_{levaduras} = 4,18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp_{etanol} = 3,3 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp_{CO_2} = 0,86 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

En el caso de las levaduras, se tomó su valor como el del agua, por encontrarse en solución.

Se calcula:

$$Q1_{glucosa} = 7,6167 \frac{kg}{seg} 1,9 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -86,830 kW$$

$$Q1_{levaduras} = 365,258 \frac{kg}{seg} 4,18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -9160,671 kW$$

$$Q1_{CO_2} = 11,178 \frac{kg}{seg} 0,86 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -57,678 kW$$

$$Q1_{etanol} = 15,95 \frac{kg}{seg} 3,3 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -315,81 kW$$

$$Q2_{glucosa} = 2,5389 \frac{kg}{seg} 1,9 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -28,943 kW$$

$$Q2_{levaduras} = 369,1494 \frac{kg}{seg} 4,18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -9258,267 kW$$

$$Q2_{CO_2} = 4,6472 \frac{kg}{seg} 0,86 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -23,98 kW$$

$$Q2_{etanol} = 23,667 \frac{kg}{seg} 3,3 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -468,6066 kW$$

$$Q3_{glucosa} = 0,6347 \frac{kg}{seg} 1,9 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -7,236 kW$$

$$Q3_{levaduras} = 368,7992 \frac{kg}{seg} 4,18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -9249,484 kW$$

$$Q_{3CO_2} = 2,263 \frac{kg}{seg} 0,86 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -11,677 kW$$

$$Q_{3etanol} = 28,3056 \frac{kg}{seg} 3,3 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (30 - 36)^{\circ}C = -560,451 kW$$

### Calor perdido por convección

Se calcula: 
$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Para calcular dicho calor se debe tener en cuenta el área del reactor, tanto de las paredes como de la tapa.

Sabiendo el volumen requerido para los tanques de reacción, se debió conocer tanto la altura como el diámetro para poder obtener el valor del calor intercambiado. Para eso, se buscó información acerca de tanques vendidos en la industria. Sin embargo se llegó a la conclusión, de que dado el gran volumen de los tanques requeridos (2200 m<sup>3</sup>), se deberán mandar a hacer a medida. En función de esta determinación se dimensionaron los mismos a partir del dato de volumen.

La elección de la altura y diámetro de los tanques se realizó en función de las comodidades que se buscan para los tanques. En este caso, si bien serán de gran altura, se eligió una altura razonable para que el acceso a los mismos no sea muy dificultoso. Además se tuvo en cuenta que, ya que se utilizará un sistema de agitación y enfriamiento (el cual se explicará más adelante), los tanques deben mantener una relación proporcional entre la altura y el diámetro, para facilitar la distribución del calor.

De esta forma se determinó que correspondiéndose con un radio de 6 m (es decir, un diámetro de 12 m), la altura de cada tanque es de 20 m. Con estos valores se puede determinar tanto el área de las paredes de cada tanque, como de la tapa, que serán para los tres tanques iguales dado que el volumen de ellos es el mismo.

Las áreas resultan:  $A_p = \pi D^2 = 452.38 \text{ m}^2$  (de las paredes),  $A_t = \pi D H = 753.98 \text{ m}^2$  (de la tapa).

A continuación se calcularán los coeficientes de U, y para se debe tener en cuenta el material y espesor de las paredes y tapa del tanque. Se decidió utilizar reactores de acero inoxidable 304, y se consideró un espesor ( $e_1$ ) de 10 cm que es el espesor utilizado para este tipo de reactores en la industria del bioetanol en Argentina. El medio en cuestión consta de mezcla( $h_1$ ) /acero inoxidable( $k$ )/ aire( $h_2$ ). Los valores para ambas temperaturas son:

$$h_1 = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$h_2 = 15 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$k = 15 \text{ W/mK}$  (se informó de bibliografía que el valor de la conductividad térmica del acero en el rango de temperaturas de trabajo permanece casi constante, teniendo un valor de  $15 \text{ W/mK}$  para  $10^\circ\text{C}$  y  $16 \text{ W/mK}$  para  $100^\circ\text{C}$ )

El cálculo de U es de la siguiente forma:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{e_1}{k_1} + \frac{1}{h_2} = 13 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Y el  $\Delta T = 30 - 36$

A  $30^\circ\text{C}$  entonces  $Q_{\text{convp}} = -35285.64 \text{ W}$  y  $Q_{\text{convt}} = -58810.44 \text{ W}$

### Calor de reacción

Se deberá tener en cuenta además, el calor generado por reacción en cada uno de los tanques. Para su cálculo, se obtuvo del capítulo 2 el valor del  $\Delta H$  de reacción, a partir del cual se puede conocer el calor según la expresión:  $Q = \Delta H \cdot r \cdot V$

El valor de r se calcula para cada tanque utilizando la herramienta Mathcad, y conociendo los datos de la cinética de reacción explicitados en el capítulo 2.

En cuanto al volumen, es el que se corresponde con el obtenido previamente en este capítulo. El calor de reacción es el calculado en el capítulo 2 a partir de las entalpías de formación de los compuestos.

$$\Delta H = -79 \text{ kJ/mol}_{\text{glucosa}}$$

Expresando el calor de reacción por gramo de glucosa, resulta un valor de 0,44 kJ/g.

$$r_1 = 15.176 \text{ g/L} \quad h = 4,22 \cdot 10^{-3} \text{ g/Lseg}$$

$$r_2 = 7.966 \text{ g/L} \quad h = 2,21 \cdot 10^{-3} \text{ g/Lseg}$$

$$r_3 = 5.006 \text{ g/L} \quad h = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ g/Lseg}$$

Estos valores de r fueron obtenidos utilizando la herramienta Mathcad, con las expresiones planteadas en el Capítulo 2.

Calor generado dentro de cada tanque:

$$Q_{1_{\text{reacción}}} = -3435,08 \text{ kW}$$

$$Q_{2_{\text{reacción}}} = -1798,94 \text{ kW}$$

$$Q_{3_{\text{reacción}}} = -1139,6 \text{ kW}$$

### Agitación

Para la agitación se optó por utilizar un sistema mediante el cual se emplea una bomba que recirculará parte del caudal contenido en cada tanque. En esta recirculación, dicho caudal va a atravesar un intercambiador de calor de placas con la finalidad de enfriar la corriente que ingresará nuevamente al reactor y mantendrá la temperatura constante dentro del mismo. Esta opción de refrigeración fue elegida debido a que en la

visita al ingenio en la provincia de Tucumán, se pudo observar que utilizan esta técnica para mantener la temperatura deseada en los reactores.

Para calcular el caudal que se requiere recircular se buscó, en principio, el límite de temperatura mínima que resiste la levadura a utilizar, para no entorpecer el proceso. De la búsqueda resultó que si bien a temperaturas muy bajas (alrededor de 10 °C) la actividad de las levaduras disminuye significativamente, esto no supone la muerte de las mismas. En base a esta información, se puede elegir un valor mínimo de temperatura sin mayores impedimentos. Sin embargo, se decidió utilizar un valor de temperatura que no se encuentre muy por debajo de los 20°C, para asegurar el enfriamiento de la misma sin que esto implique un gasto extra muy importante.

De esta manera se buscará, conociendo el calor generado dentro de cada uno de los tanques, el caudal a recircular para garantizar la temperatura deseada.

El calor generado dentro de los reactores se corresponde con el obtenido anteriormente, y será el mismo que el que se deberá retirar del tanque, para lograr mantener la temperatura constante, por lo que:  $Q_{necesario} = F * Cp * \Delta T$

En la expresión previa, F es el caudal a enfriar, Cp será el del agua y la variación de temperatura corresponde a la diferencia entre la temperatura de salida del tanque, que se quiere en todos los casos sea 36°C, y la del agua que enfriará dicha corriente. Así:

$$Q_{1necesario} = -12.215 \text{ kW}$$

$$Q_{2necesario} = -10.500 \text{ kW}$$

$$Q_{3necesario} = -9.730 \text{ kW}$$

A partir de estos calores hallados, se procederá, en el Capítulo 7, a calcular el caudal de agua de enfriamiento necesaria para enfriar dichas corrientes. Este caudal líquido se enfriará en torres de enfriamiento que se diseñarán en dicho capítulo.

## Sistema de control

Como ya fue mencionado anteriormente, debido a que la reacción planteada para la obtención de etanol es microbiológica, se sabe que será muy sensible a las variaciones tanto de temperatura como de pH y concentraciones. Es por esta razón que será necesario definir un sistema de control que se encargue de proporcionar la estabilidad de dicho valores para favorecer la reacción en todo momento.

Se utilizará entonces un sistema de control de temperatura, uno de pH, otro de presión y un último de caudal. Para la temperatura, se controlará el caudal de agua que ingresa al intercambiador, en función de la temperatura censada en el interior del reactor, que será homogénea debido a que el sistema de bombeo proporciona una buena agitación. Se deberá lograr una temperatura constante e igual a 36°C durante toda la reacción.

Para el pH se analizó la evolución del mismo en la reacción. En la fermentación de glucosa con levadura se produce además de etanol, dióxido de carbono que en contacto con agua produce ácido carbónico provocando que el medio de reacción se acidifique, es por esta razón que es necesario emplear un sistema de control con el objetivo de mantener constante el valor de pH en 5.5. Para ello se debe realizar el control sobre el caudal de ingreso de la base, que neutralizará el ácido generado. Se incorporará un sensor de pH que mida el valor de pH dentro de los reactores y controle la válvula que regula el caudal de entrada de la base.

En el caso de la presión, se debe asegurar que la misma no se eleve por encima de un valor límite que pueda poner el riesgo la seguridad de los operarios y de la continuidad del proceso. De la misma forma que se realiza el control de temperatura y pH, se incorporará un lazo de control en cada tanque que asegure la liberación de presión en caso de alcanzar valores cercanos a los seteados como “peligrosos”. Cabe aclarar que dicho límite no será el límite actual de riesgo, sino que será una presión por debajo de

esta última de modo de asegurar una eficaz liberación de presión sin que esto traiga aparejado ningún tipo de consecuencias.

Por último, el control de caudal se emplea para evitar el ingreso de una cantidad de fluido superior a la permitida por cada tanque. Si bien se sobredimensionó el tanque con este mismo propósito, no se debe dejar de controlar el caudal para asegurar el buen funcionamiento de los reactores. Para ello se procede a controlar que el caudal tanto de entrada como de salida de los reactores sean iguales, y en caso de observarse alguna variación, se controla con una válvula que modifica el caudal de ingreso al tanque.

Para los tres sistemas de control planteados, se espera que los mismos estén compuestos por medidores, en cada caso se corresponderá con la variable a medir, y además se incluyan transductores para convertir la señal medida, y poder hacerla llegar al controlador, el cual se encuentra conectado con un elemento final de control, que será el encargado de actuar para generar el cambio en el proceso que garantice que se alcancen las condiciones deseadas.

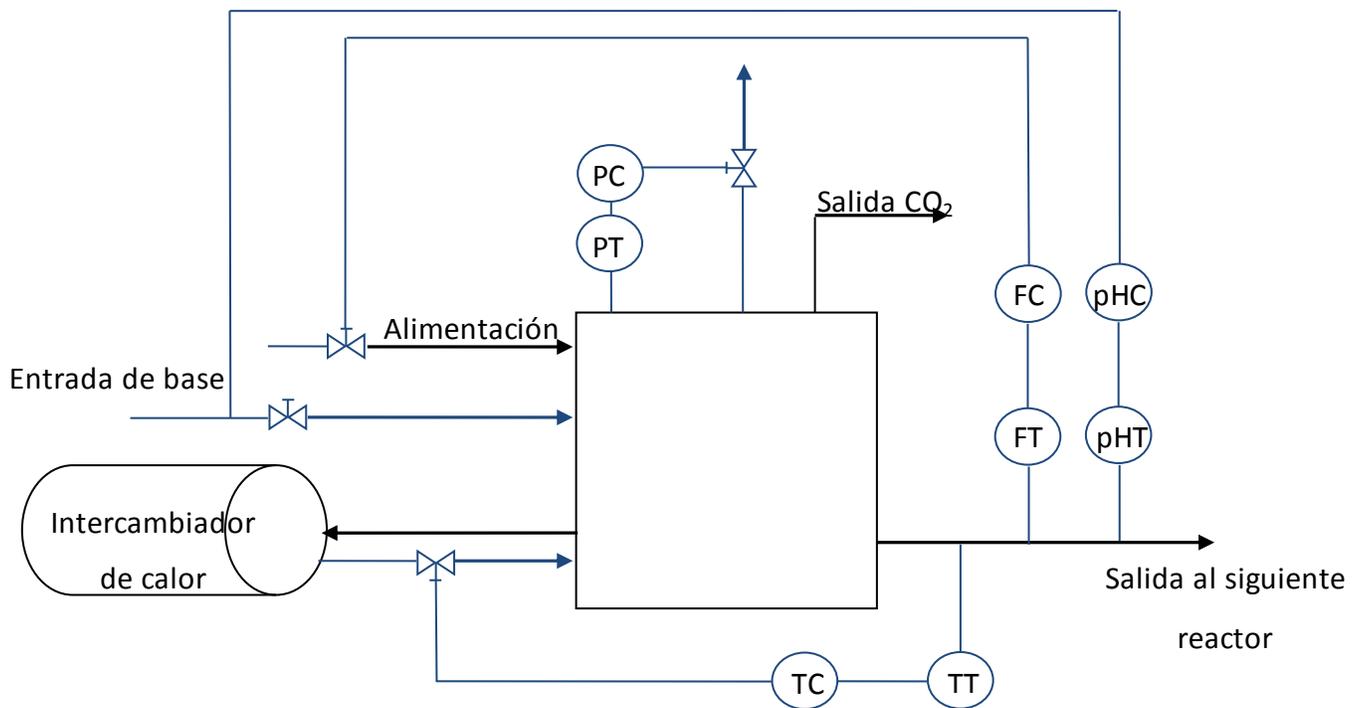


Figura 2: Esquema representativo del sistema de control propuesto para cada uno de los tanques

CAPÍTULO 6

# CAPÍTULO 6

**DISEÑO DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN**

## Introducción

En el presente capítulo se detallarán los sistemas de separación adecuados tanto para la obtención del etanol como para la separación adecuada del solvente y del agua utilizados, para su reciclo y optimización del proceso.

## Sistemas de separación

### Separación de la glucosa

Se comenzará por analizar la separación de la glucosa de la corriente de salida de la serie de reactores TAC propuestos en el capítulo anterior.

La corriente de entrada está compuesta en su mayoría por agua, glucosa y parte de etanol, esto es así ya que no toda la glucosa que ingresa logra convertirse en etanol, por lo que se obtiene una corriente de salida que tiene algo de glucosa.

Se conoce, tanto la composición como el caudal másico de la corriente de entrada a la columna de destilación (salida de la serie de TAC), y se empleará una columna de platos para lograr la separación.

El objetivo entonces, es conocer la cantidad de platos necesarios para obtener la separación deseada y la disposición de la corriente de entrada que resulte óptima para la operación. Además de detallará la temperatura y composiciones de salida de las corrientes de tope y fondo.

Para la resolución se debió utilizar el simulador UNISIM- Design, en el cual se especificó la corriente de entrada y su composición, y se fueron variando las condiciones para obtener la opción que resultara más conveniente.

A continuación se detallan las corrientes de entrada y salida de la columna planteada:

|                      | Entrada                                       | Salida                     |   |
|----------------------|---|----------------------------|---|
|                      |   | Tope                       | Fondo   |
| Caudal másico (kg/h) | 979300  | 73440                      | 905800  |
| Fracciones másicas   | Agua: 0.89<br>Etanol: 0.107<br>Glucosa: 0.003 | Etanol: 0.94<br>Agua: 0.06 | Glucosa: 0.002<br>Agua: 0.96<br>Etanol: 0.038 |
| Temperatura (°C)     | 36  | 78.13                      | 96.11   |
| Presión (atm)        | 1   | 1                          | 1   |

Tabla 6.1: corrientes de operación de la primer columna de destilación.

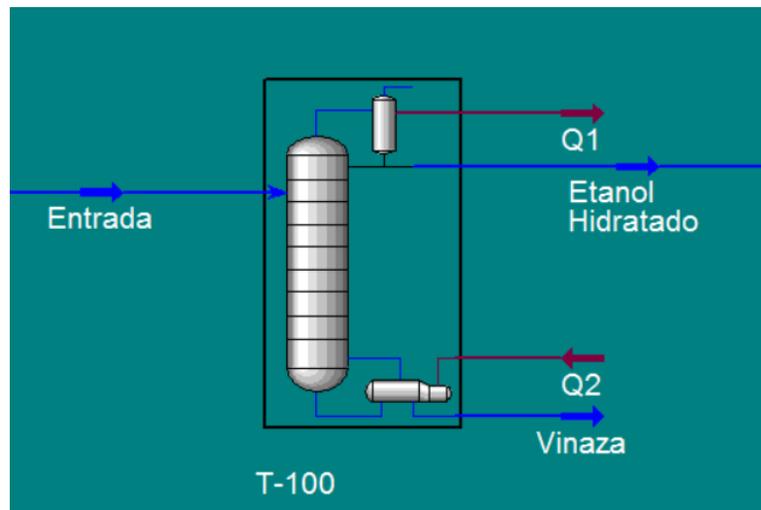


Figura 6.1: diagrama de la primer columna de destilación.

La columna utilizada cuenta con 25 platos, ingresando la alimentación en el plato número 22, desde arriba hacia abajo. Planteado de esta forma se obtiene una salida de tope con el mayor contenido de etanol posible y un fondo con una cantidad mínima de etanol.

En cuanto a los calores intercambiados tanto en el condensador como en el reevaporador, los mismos son, en el caso del primero (Q1) de  $2.720 \times 10^8$  kJ/h, y para el reevaporador (Q2) de  $5.104 \times 10^8$  kJ/h.

## Obtención del etanol puro

A continuación de la columna planteada inicialmente, se procede a la separación del etanol y el agua de la corriente de tope. Para ello, se hace ingresar a la misma a otra columna de destilación, pero esta vez se debe ingresar, además, una corriente de glicerol. De esta forma, se obtendrá una corriente de tope que contendrá en su mayoría etanol, con un mínimo porcentaje de agua, y una de fondo que estará compuesta por glicerol y agua.

Se detallan en la tabla 2 las entradas y salidas de las corrientes:

|                      | Entrada                    |             | Salida                     |   |
|----------------------|----------------------------|-------------|----------------------------|---|
|                      | Etanol y agua              | Glicerol    | Tope                       | Fondo                                       |
| Caudal másico (kg/h) | 73440                      | 80000       | 67360                      | 86080                                       |
| Fracciones másicas   | Etanol: 0.94<br>Agua: 0.06 | Glicerol: 1 | Etanol:0.998<br>Agua:0.002 | Glicerol: 0.93<br>Agua: 0.05<br>Etanol:0.02 |
| Temperatura (°C)     | 78.13                      | 226.5       | 78.16                      | 150   |
| Presión (atm)        | 1                          | 1           | 1                          | 1   |

Tabla 6.2: corrientes de operación de la segunda columna de destilación.

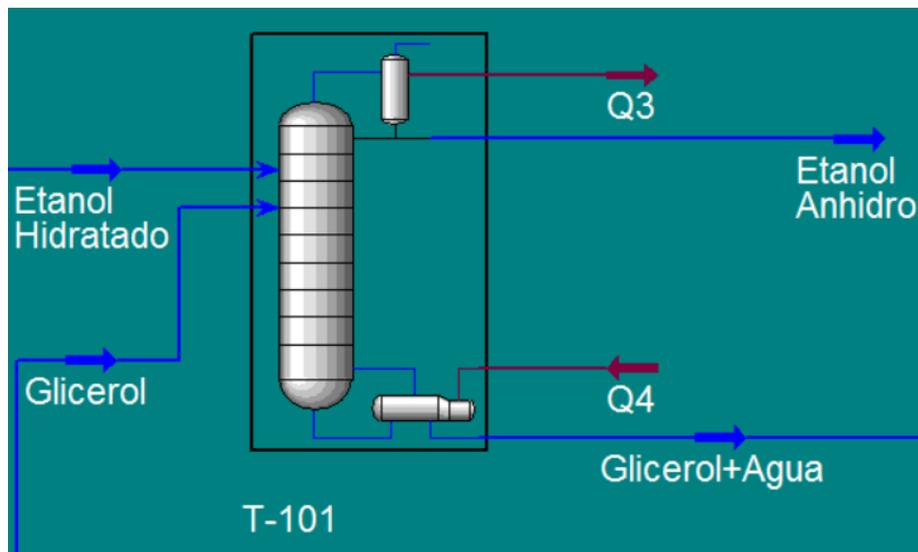


Figura 6.2: diagrama de la segunda columna de destilación.

La columna de destilación propuesta cuenta con 23 platos, ingresando la corriente de salida de etanol de la primer columna en el plato número 21 (desde arriba hacia abajo) y la alimentación de glicerol en el palto número 3.

En cuanto a los calores intercambiados en esta torre, el correspondiente al condensador (Q3) tiene un valor de  $1.164 \times 10^8$  kJ/h, mientras que el necesario en el reevaporador (Q4) es de  $1.002 \times 10^8$  kJ/h.

#### Recirculación del glicerol

Debido a que se va a utilizar glicerol continuamente para la separación del etanol, se decidió separar el glicerol del agua y los restos de etanol con una columna de destilación, y utilizar la corriente de glicerol pura para ingresarla nuevamente a la segunda columna de destilación para la separación del etanol, y de esta forma disminuir el gasto que el mismo conlleva.

Para ello se debe utilizar una tercer columna de destilación, a la cual ingrese la salida de fondo de la segunda columna, es decir, de glicerol y agua, y se obtenga por el fondo una corriente de glicerol pura y por el tope una corriente de agua.

Se obtuvieron los datos proporcionados por la figura 3:

|                         | Entrada                                     | Salida                  |                                  |
|-------------------------|---|-------------------------|----------------------------------|
|                         |   | Tope                    | Fondo                            |
| Caudal másico<br>(kg/h) | 86080                                       | 6081                    | 80000                            |
| Fracciones másicas      | Glicerol: 0.93<br>Agua: 0.05<br>Etanol:0.02 | Agua: 0.7<br>Etanol:0.3 | Glicerol:0.99999<br>Agua:0.00001 |
| Temperatura (°C)        | 150   | 40.85                   | 226.5                            |
| Presión (atm)           | 1   | 0.15                    | 0.15                             |

Tabla 6.3: corrientes de operación de la tercer columna de destilación.

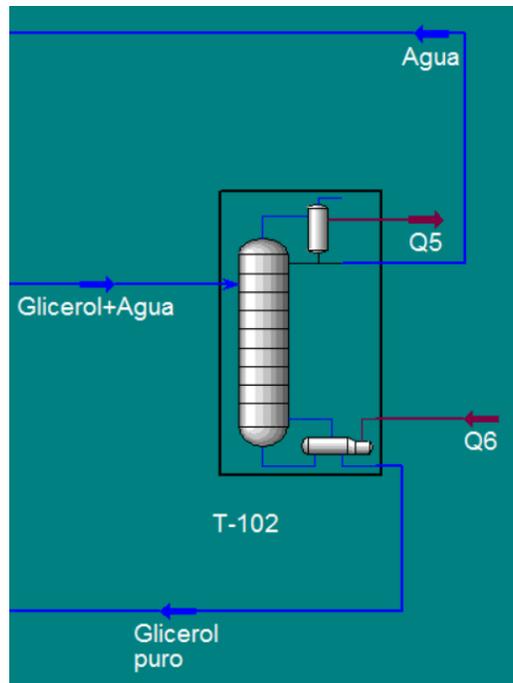


Figura 6.3: diagrama de la tercer columna de destilación.

En el caso de la tercer columna de destilación, cuenta con 4 platos, entrando la alimentación por el plato número 2. Se puede observar también que la presión de las corrientes de salida es menor que la atmosférica. Esto se debe a que, trabajando a 1 atmósfera, la temperatura de la salida de la corriente de glicerol supera el valor de

degradación del mismo, que según las fuentes consultadas es aproximadamente 250 °C. Por esta razón es que se debieron tomar las medidas necesarias para que no ocurra. En este caso, la disminución de la presión, conlleva una disminución de la temperatura que permite continuar con el proceso sin complicaciones.

Los calores intercambiados en esta última columna son, para el caso del condensador (Q5)  $4.813 \times 10^7$  kJ/h, y en el reevaporador (Q6)  $6.350 \times 10^7$  kJ/h.

Cabe aclarar que al trabajar a baja presión, la torre deberá ser de película descendente para el que  $\Delta P$  sea despreciable.

## Esquema general del sistema de separación

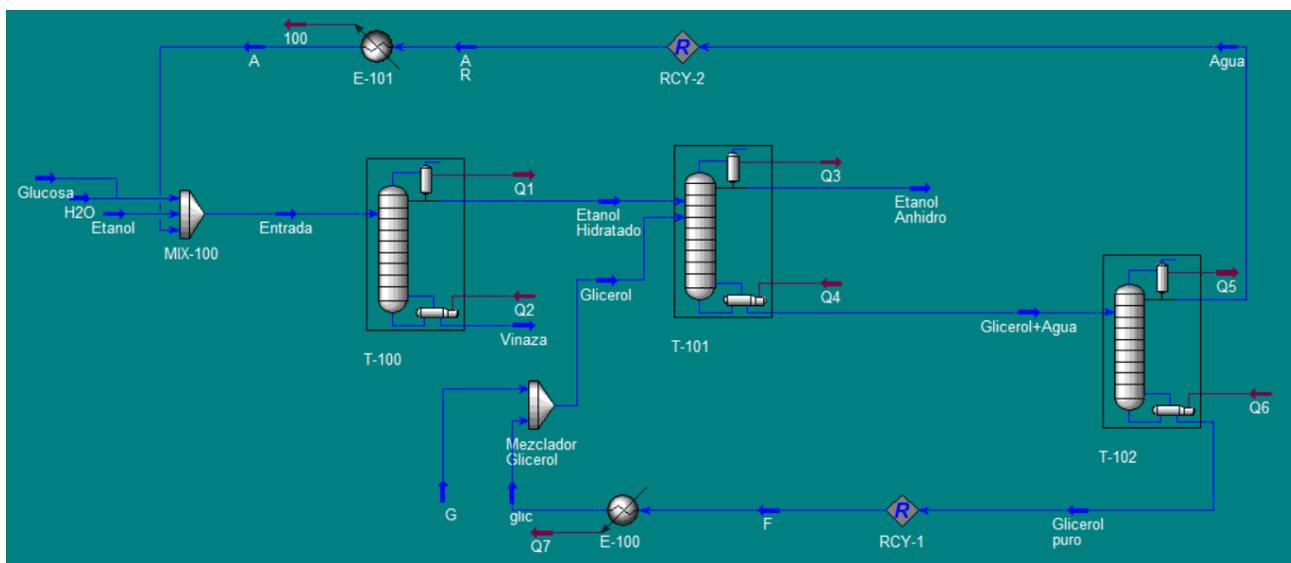


Figura 6.4: Diagrama general de las columnas de destilación

En el diagrama general de la figura 4 se pueden observar cada una de las columnas mencionadas anteriormente.

Además se distinguen dos reciclos, uno de ellos es utilizado para poder recuperar el etanol que sale con el agua, en el tope de la última columna de destilación. Es por esta razón que dicha corriente se hace ingresar nuevamente, junto con la corriente de salida de los reactores, a la primer columna de destilación. El objetivo principal de esta reciclo es recuperar en su totalidad el etanol producido. De todas formas, en caso de no realizar este reciclo nos veríamos obligados a tratar dicha corriente debido a que no puede ser vertida en ningún curso de agua sin previo tratamiento, por lo que en cuestión de aprovechamiento es más conveniente el reciclo de la corriente mencionada.

El otro reciclo que se decidió realizar es el del glicerol utilizado en la separación del etanol. El ingreso de glicerol “nuevo” a través de la corriente G se realizará únicamente al momento de la puesta en marcha de la planta, mientras que una vez que se encuentre trabajando con un régimen constante, el glicerol utilizado será el mismo que es recirculado desde la tercer columna de destilación.

Se puede observar además un intercambiador de calor que se encargará de enfriar el glicerol que sale de la tercer columna de destilación, con el objetivo de poder llevar el mismo a 1 atmósfera de presión para que ingrese a la segunda columna que trabaja a dicha presión. De la misma forma, se instaló un segundo intercambiador en la corriente de salida de tope de la tercer columna de destilación que cumple el mismo objetivo ya mencionado, debido a que se une a la corriente de entrada de la primer columna de destilación, la cual opera a 1 atm de presión.



# **CAPÍTULO 7**

**EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN  
ENERGÉTICA**

## Introducción

En el presente capítulo nos enfocaremos en detallar los equipos auxiliares a necesarios para cada etapa del proceso productivo del bioetanol a partir de la caña de azúcar, como así también a realizar el análisis correspondiente sobre la energía requerida para llevar a cabo el proceso y su optimización.

## Equipos auxiliares

Se procederá a definir los equipos auxiliares a utilizar. Para ello se especificará el requerimiento por etapa del proceso.

### Pretratamiento

#### Transporte a la planta

La materia prima, caña de azúcar, llegará en *camiones transportadores* a la planta de producción de etanol, debiendo ser *pesados* y depositados sobre *cintas transportadoras* al llegar a la misma. De esta forma la materia prima ingresa a la planta de

producción para comenzar con el proceso deseado.



En la figura 1 se observa como la caña de azúcar es descargada en la cinta transportadora para luego hacer ingreso a la planta.

Figura 7.1: Descarga de caña de azúcar.

Fuente: TECTv La Señal de la Ciencia, Paradigma 3:

Capítulo 12, publicado 11 de enero de 2016.

En esta etapa se propuso realizar una limpieza en seco de la caña, con el objetivo de no eliminar parte del azúcar de la misma al utilizar agua. Es por ello que se requerirá de un *ventilador* que se ubique en sentido opuesto al ingreso de la caña de forma de limpiar las impurezas que la misma contenga. Lo descrito se puede observar en la figura 2.

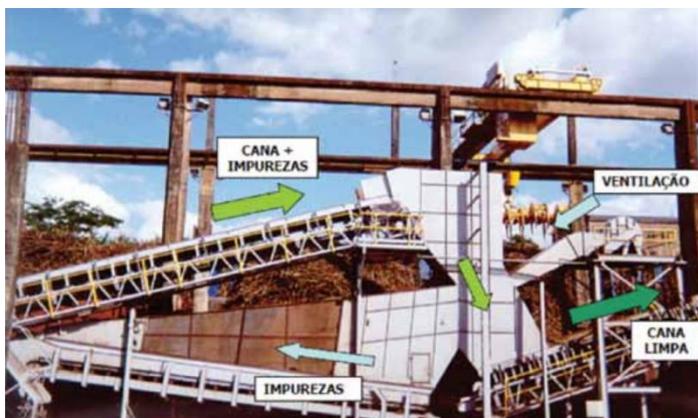


Figura 7.2: Limpieza en seco de la caña de azúcar.

Fuente: Revista técnicaña No 26, Diciembre de 2010.

Se observa también que todo el transporte de la caña durante la limpieza se realiza mediante bandas transportadoras.

Esta etapa de limpieza se deberá llevar a cabo en caso que la caña que ingrese con los camiones llegue recolectada de manera manual, ya que se sabe que la caña recolectada de manera mecánica viene libre de impurezas.

A continuación se hace pasar a la caña libre de impurezas por una serie de *cuchillas* en donde se cortan y luego por un *desfibrador*. El uso de desfibradoras, permite mejorar la uniformidad de la alimentación de los molinos, asegurando un aumento de la extracción de la sacarosa, y reduciendo, la pérdida de sacarosa en el bagazo.



Figura 7.3: Cuchillas.

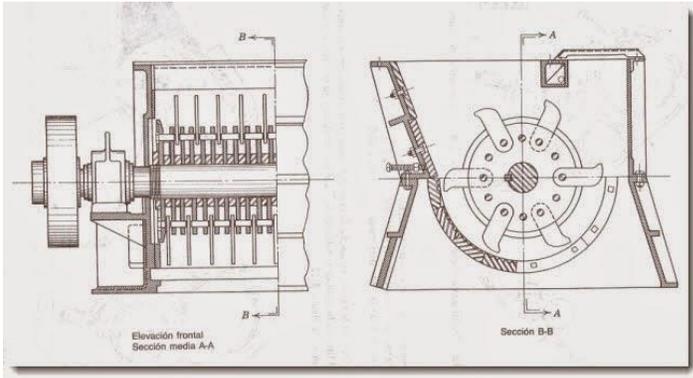


Figura 7.4: Corte del desfibrador.

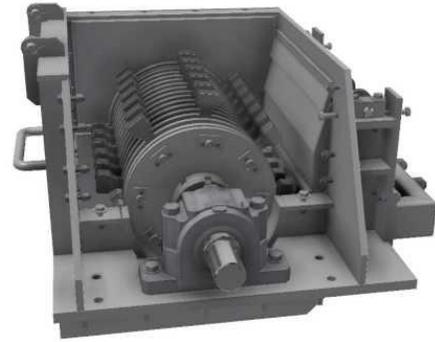


Figura 7.5: Vista externa del desfibrador.

## Desfibrador

La cantidad de caña que se debe procesar es 1220 tn/h. En función de este valor, se decidió que se deberán utilizar *10 máquinas desfibradoras* para cumplir con el requerimiento, cada una con una *capacidad de 122 tn de caña/h*.

De bibliografía<sup>8</sup> se obtuvo el valor promedio de la potencia consumida por el tipo de desfibrador que se utilizará. En este sentido se sabe que, la potencia promedio consumida por un desfibrador es 5 kW.h/tn de caña de azúcar. Debiendo nuestros desfibradores procesar 122 tn/h de caña de azúcar, la potencia requerida por cada uno de ellos resulta de 610 kW. En esta línea el valor total de la potencia consumida por los desfibradores instalados será *6100 kW*.

## Molienda

---

<sup>8</sup> Libro: Ingeniería de la caña de azúcar, Peter Rein. Berlín 2012.

En esta etapa se procederá a la extracción del jugo de caña de azúcar, para ello se optó por utilizar *difusores* en lugar de molinos. En estos se hace ingresar la caña de azúcar desfibrada por un lado y agua caliente por otro, de esta forma se separa el bagazo del jugo de caña.



Figura 7.6: Vista externa del difusor.

En el proceso de difusión, la membrana que envuelve las células ricas en sacarosa se degenera por la alta temperatura haciéndolas permeables y permitiendo la migración de la sacarosa del medio más concentrado (interior de las células) para el medio de menor concentración.

El mejor disolvente para los azúcares es el agua, este es el principio de la extracción de azúcares por medio de la difusión. El agua se pone en contacto con el producto diluyendo el azúcar en el agua, aumentando la concentración de esta en el jugo y disminuyendo la concentración de azúcares en el producto.

Gracias a este proceso de extracción se puede obtener una concentración alta en azúcares en el jugo lo que permite un mayor rendimiento en la producción de etanol.

#### Ventajas del difusor comparado al uso de molinos

- Mayor extracción de sacarosa
- Ahorro de energía
- Menores costos de inversión
- Reducidos costos de mantenimiento
- Reducidos costos operacionales

- Aumento de la flexibilidad de operación
- Confiabilidad elevada
- Operación más limpia y segura
- Menor riesgo de infecciones en el jugo

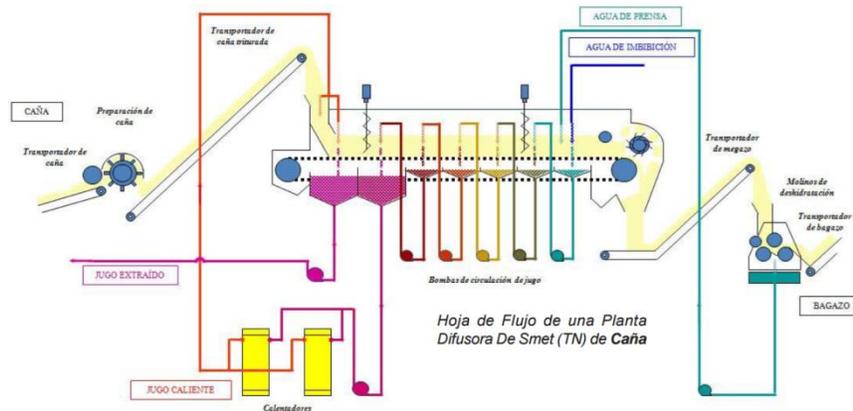


Figura 7.7: Funcionamiento del difusor.

En la figura 7 se puede observar el funcionamiento del difusor. Se puede visualizar el camino recorrido por la caña desfibrada que ingresa en el mismo, y el agua a contracorriente que se incorpora ayudada por bombas para una mejor extracción de los azúcares de la caña. Las corrientes de salida se identifican como el bagazo (a la derecha de la imagen), del que luego se realizará el seguimiento correspondiente para ser utilizado como combustible en la generación de energía, y por el otro lado (a la izquierda) el jugo de caña, que será el utilizado para la producción del etanol.

En la planta de etanol se empleará el difusor en el cual ingresará la caña desfibrada, tratada como fue explicado anteriormente, y por el extremo opuesto ingresará agua entre 80 y 90°C. El caudal de agua a utilizar se decidió será el correspondiente al

250% de la cantidad de fibra contenida en la caña. Este valor fue elegido debido a que de esta forma se logra extraer un 98% de azúcar de la caña procesada<sup>9</sup>.

En cuanto a la potencia, se calculó en base a datos obtenidos de catálogo<sup>10</sup> para un equipo de otras dimensiones y luego realizó la relación, para conocer la potencia necesaria para la capacidad de proceso del difusor a instalar. Conociendo que para un caudal de 41.6 tn/h, la potencia requerida es 6.7 kW, para la capacidad de proceso que es 1220 tn/h la potencia requerida será *1968 kW*.

### Clarificación

El proceso de clarificación consiste en el agregado de óxido de calcio y una pequeña porción de ácido sulfúrico al jugo de caña con el objetivo de favorecer la sedimentación. A continuación, se ingresa en los *clarificadores* que actúan como *decantadores* obteniéndose un lodo por el fondo que debe ser retirado.

De los clarificadores saldrá una corriente líquida que será el jugo que luego deberá ser concentrado para su ingreso a la serie TAS para la producción del etanol, y una corriente de sólidos, mayormente conocida como *cachaza*, que será almacenada para su posterior venta.

La cachaza tiene la característica de mejorar la estructura superficial del suelo, aumentar su infiltración, es fuente de fósforo, potasio, nitrógeno, y materia orgánica que al descomponerse da anhídrido carbónico y después ácido carbónico, aumentando la solubilidad del carbonato de calcio presente en el suelo, aportando así calcio. Es por esta razón, que su venta está destinada al uso de la misma como fertilizante de suelos.

---

<sup>9</sup> Libro: Ingeniería de la caña de azúcar. Peter Rein. Berlín. 2012.

<sup>10</sup> De Smet-Engineers and Contractors.  
[https://www.dsengineers.com/images/brochures/DSEC\\_Difusi%C3%B3n\\_de\\_Ca%C3%B1a\\_de\\_Azucar\\_-\\_R02.pdf](https://www.dsengineers.com/images/brochures/DSEC_Difusi%C3%B3n_de_Ca%C3%B1a_de_Azucar_-_R02.pdf)

Se ingresará, al clarificador, el jugo de caña proveniente del difusor a la temperatura de salida del mismo, de aproximadamente 80 °C.

Durante el proceso de clarificación, se debe calentar el jugo que ingresa hasta ebullición, y es por esta razón que se estima que la temperatura de salida del jugo del clarificador se encuentra entre 96 y 98°C. Esta información fue provista por el ingeniero de planta del Centro Azucarero Concepción en la ciudad de San Miguel de Tucumán.

En cuanto a la potencia destinada a dicho equipo, se encontró en catálogos<sup>11</sup> que un equipo cuya capacidad de procesamiento es de 1500 tn/h, requiere una potencia de trabajo de 3kW, por lo que, en el caso de tener una capacidad de 475.5 tn/h, que es la capacidad que se maneja en la planta que estamos diseñando, la potencia requerida por el clarificador es aproximadamente 1kW.

## Concentración

En esta etapa se procederá a concentrar el jugo de caña ya clarificado con el objetivo de obtener una corriente líquida de concentración deseada. Para la llevar a cabo la concentración se utilizarán *evaporadores de múltiple efecto*.

Se decidió optar por evaporadores de quíntuple efecto, que se encontró son los más comunes para este tipo de operaciones. Partiendo de este dato, se calculó debidamente la cantidad de agua agregada por el difusor y se realizaron los balances de masa adecuados para lograr obtener las especificaciones de los evaporadores a utilizar.

A los evaporadores ingresará una fracción del caudal a concentrar. Para obtener el caudal que se debe procesar, se parte de que se evaporará el jugo hasta un 65%, debido a que si se quisiera obtener un jugo más concentrado estaríamos en riesgo de la cristalización del mismo. Sabiendo esta limitación, se realizó un balance global de la

---

<sup>11</sup> Advanced Mineral Processing S.L.

totalidad de los evaporadores para calcular el caudal que debe ingresar a los mismos y el caudal que se debe byparsear.

Mediante los balances de obtienen los caudales másicos de ingreso y egreso del conjunto de evaporadores, que resultan:

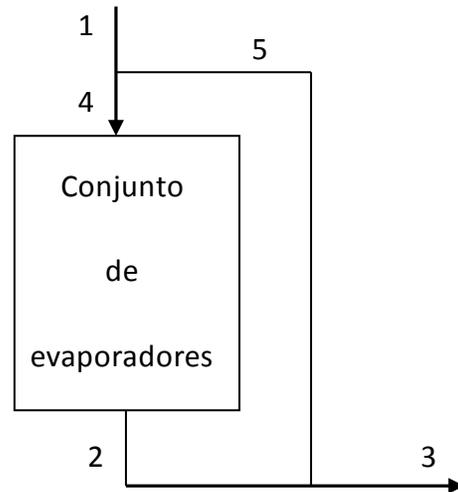
$$W1= 1460856 \text{ kg/h}$$

$$W2= 97127 \text{ kg/h}$$

$$W3= 1009000 \text{ kg/h}$$

$$W4= 548983 \text{ kg/h}$$

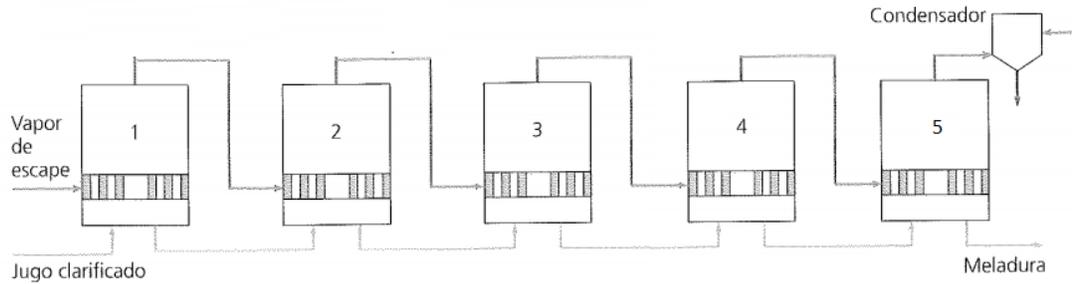
$$W5= 911873 \text{ kg/h}$$



Esquema 1: esquema global del conjunto de evaporadores.

El vapor que se suministra a los evaporadores usualmente es vapor de escape, que generalmente se encuentra a presiones entre 180 y 250 kPa. Las temperaturas de saturación del vapor correspondientes son 117°C y 127°C. El último efecto del tren de evaporadores normalmente opera en un rango de presiones entre 12 y 17 kPa, correspondiente a temperaturas de vapor saturado entre 49 °C y 57 °C.

A partir de investigaciones en la industria azucarera, RillietX desarrolló reglas generales o principios para el diseño y funcionamiento de evaporadores, uno de ellos enunciaba que en un evaporador de múltiple efecto con N efectos, un kg de vapor evaporará N kg de agua. Por consiguiente, en un tren de evaporadores de cinco efectos, un kg de vapor evaporará cinco kg de agua. Se utilizó este principio para estimar el vapor necesario para el sistema de evaporadores.



Se eligió usar un arreglo a cocorriente ya que la formación de color del azúcar depende de la concentración y la temperatura, utilizando este arreglo se minimiza la formación de color ya que la corriente de mayor concentración se procesa a la menor temperatura. Además las pérdidas por degradación de sacarosa aumentan con el tiempo de residencia y la temperatura. Los tiempos de residencia de los sólidos disueltos son menores en los primeros efectos con el arreglo cocorriente, limitando las pérdidas de sacarosa.

Conociendo el caudal de jugo que ingresará al sistema de evaporadores, su contenido de glucosa, y la concentración de glucosa que se debe obtener a la salida de los evaporadores, se puede calcular la cantidad de agua que se deberá evaporar en el sistema.

$$W2 = 548983 \text{ kg/h}$$

$$Ci = 11 \%$$

$$Cf = 65 \%$$

$$m_T = W2 * \left(1 - \frac{Ci}{Cf}\right) = 456078,2 \text{ kg/h}$$

$$m_{efecto} = \frac{m_T}{5} = 91.215,6 \text{ kg/h}$$

El vapor que habrá que extraer en cada efecto será 91.215,6 kg/h. Por el principio de RilletX sabemos que un kg de vapor extrae un kg de agua, por lo que el caudal de vapor de escape que ingresará al primer efecto deberá ser de 91.215,6 kg/h.

Se diseñó el sistema de evaporadores de manera que la presión del primer efecto sea 1 atmósfera y en el último 0.1 atm. Estas presiones se eligieron de manera que la fuerza impulsora sea lo suficientemente grande en el primer efecto, y que la presión sea lo suficientemente alta en el último evaporador para no tener que operar con un vacío muy alto. La caída de presión entre cada evaporador será constante, de manera que la presión de operación del segundo evaporador será de 0,775 atm, la del tercero 0,55 atm y la del cuarto 0,325 atm.

Conociendo las presiones de operación de cada efecto, el caudal de líquido que ingresa y el de agua que se evapora en cada efecto, se pudieron calcular las concentraciones de líquido intermedias para conocer la elevación del punto de ebullición en cada efecto. El valor de elevación del punto de ebullición se obtuvo del gráfico Elevación del punto de ebullición de soluciones puras de sacarosa, con base en datos de Spengler et al. (1938), comunicación personal por M. Bmhns, Elsdorf, Alemania, encontrado en el libro Ingeniería de la caña de azúcar. Se debe ingresar al gráfico con la concentración de salida del efecto evaporador y a la presión correspondiente al mismo.

1° efecto:

Caudal de salida:  $548.983 - 91.215,6 = 457.767,4$  kg/h

Concentración de salida: 13,2%

EPE: 0,17°C                      T: 100,17 °C

$\lambda_{\text{vap}} = 2257$  kJ/kg

5° efecto:

Caudal de salida: 92.905 kg/h

Concentración de salida: 65%

EPE: 2,5°C                      T: 48,5 °C

$$\lambda_{\text{vap}} = 2388 \text{ kJ/kg}$$

Se realizaron los cálculos para el primer y quinto efecto, para obtener el área de intercambio necesaria para cada uno y luego hacer un promedio de ellas y diseñar los cinco efectos con las mismas dimensiones.

Con los datos anteriores, y sabiendo que  $Q = \lambda_{\text{va}} * W_{\text{agua}}$ , se calcularon los calores a intercambiar en el primer y quinto efecto.

$$Q_1 = 286.994 \text{ kJ/s}$$

$$Q_5 = 61.626 \text{ kJ/s}$$

Una vez conocidos los calores, se podrá estimar el área de intercambio para cada evaporador según la ecuación:  $Q = U \cdot A \cdot \Delta T$ .

El coeficiente de transferencia de calor para los evaporadores se obtuvo de bibliografía del libro ingeniería de la caña de azúcar.

**Tabla 12.2:** Coeficientes de transferencia de calor para diseño en  $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  (Love et al. 1999)

| Efecto  | Quádruple efecto | Quíntuple efecto |
|---------|------------------|------------------|
| Primero | 2.5              | 2.5              |
| Segundo | 2.2              | 2.5              |
| Tercero | 1.7              | 2.0              |
| Cuarto  | 0.7              | 1.5              |
| Quinto  |                  | 0.7              |

$$\Delta T_1 = T_{\text{vapor}} - T_{\text{líquido}} = 128 - 100,17 \text{ °C} = 27,23 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = 22,67 \text{ °C}$$

Así se obtienen las áreas de transferencia de cada evaporador:

$$A_1 = 4215,8 \text{ m}^2$$

$$A_5 = 3883,4 \text{ m}^2$$

El área promedio resulta  $4049.6 \text{ m}^2$ .

## Transporte

En la etapa de pretratamiento, hasta llegar al difusor, la materia prima, en este caso, caña de azúcar, se transporta en bandas transportadoras continuas. Estas están constituidas por una banda sinfín flexible que se desplaza apoyada sobre unos rodillos de giro libre. El desplazamiento de la banda se realiza por la acción de arrastre que le transmite uno de los tambores extremos, generalmente el situado en "cabeza". Todos los componentes y accesorios del conjunto se disponen sobre un bastidor, casi siempre metálico, que les da soporte y cohesión. Las cintas móviles están provistas de ruedas u otros sistemas que permiten su fácil cambio de ubicación; generalmente se construyen con altura regulable, mediante un sistema que permite variar la inclinación de transporte a voluntad.

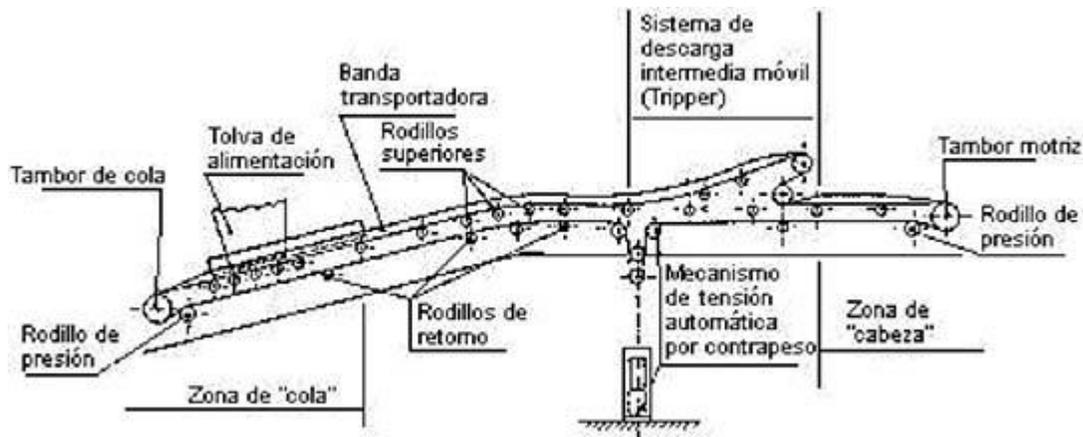


Figura 7.8: Esquema de transporte de una cinta transportadora.

### Sistema de agitación

Una vez finalizado el pretratamiento, el jugo enriquecido en sacarosa será introducido en tanques en los cuales se producirá la reacción, junto con las levaduras, que dará lugar a la formación de etanol.

Para poder llevar a cabo dicha reacción se ha comprobado la necesidad de introducir un sistema de agitación y control de temperatura, con el objetivo de mantener a las levaduras siempre en suspensión y de homogeneizar el contenido. Este sistema ya fue descrito en el capítulo 5, y consta de un intercambiador de calor por tanque, seguido por una bomba de desplazamiento positivo, la cual se encargará de asegurar la correcta agitación del fluido de proceso.

En cuanto a los intercambiadores y bombas a utilizar, se describirán más abajo en el capítulo.

### Post tratamiento

#### Separación de las levaduras

Una vez producida la reacción de formación del etanol, se debe realizar la separación de las levaduras que han quedado en solución. Para ello, se requerirá de una *centrífuga*, cuya función es la de acelerar, mediante la fuerza centrífuga, la decantación o sedimentación de los componentes sólidos de la mezcla, que serán en este caso las levaduras.

En las industrias de separación de levaduras lo más usual es emplear centrífugas de discos (separadoras), ya que están destinadas a su uso con líquidos y, en comparación con las centrífugas con tambor macizo y tornillo sinfín (decantadoras), trabajan a velocidades más altas. Por consiguiente, la fuerza centrífuga de un separador es considerablemente más fuerte que la de los decantadores. Las centrífugas de discos son idóneas para la separación de las partículas sólidas muy finas de un líquido (clarificadora), además de resultar ideales para la separación simultánea de mezclas de líquidos de distinta densidad y de sólidos (purificadora).

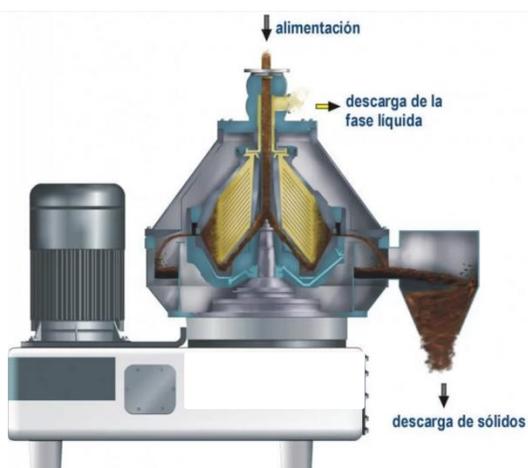


Figura 7.9: Centrífuga de discos.

En la figura 8 se observa el funcionamiento de las centrífugas de discos, en la misma, la alimentación será la corriente de salida de los reactores TAC, compuesta por el etanol formado, las levaduras y el agua. Luego de pasar por la centrífuga se logrará obtener una corriente de tope en la que se descargue la fase líquida únicamente, que será el agua y el etanol, y una de fondo en la que se obtengan las levaduras.

En el diseño de la planta se decidió instalar 5 centrífugas debido a los altos caudales con los que se trabajan, y además, porque de esta forma es más eficiente la centrifugación. Por otra parte, nos contactamos con empresas que emplean este tipo de máquinas para la separación de levaduras, y pudimos observar que es usual la utilización de más de una.

En base a la información obtenida, y conociendo el caudal de salida del fluido del reactor, obtenido en el capítulo 4 (1869.3 tn/h), se sabe que cada una de las centrífugas deberá procesar un caudal de 373.86 tn/h.

Dado que el caudal mencionado es significativamente grande, y en vista que las centrífugas ofrecidas comercialmente procesan caudales menores, nos pusimos en contacto con los vendedores de GEA, quienes nos aconsejaron, en función de abaratar costos, la compra de una centrífuga a medida. Además, nos facilitaron un catálogo a partir del cual se pudo obtener la potencia requerida por dichas centrífugas.

De esta forma se llegó a que la potencia requerida por cada una de las centrífugas es 275 kW, por lo que, la potencia total necesaria para la alimentación de las centrífugas es 1375 kW.

## Destilación

A continuación de la separación de las levaduras, se deberá hacer pasar a la corriente de salida de la serie de TAS por una columna de destilación en la que se separará la mayor parte del agua del etanol. En esta primera separación, la corriente de salida de tope será de etanol, que contendrá un 94% de agua. La corriente de fondo será en su mayoría agua, pero también contendrá otros compuestos derivados de la caña, esta mezcla se conoce como *vinaza*.

La vinaza en general, contienen un gran contenido de materia orgánica y nutrientes como nitrógeno, azufre y fósforo. También contiene una gran cantidad de potasio.

Las vinazas, consideradas elementos contaminantes, podrán ser utilizadas como fertilizantes. De acuerdo con ensayos realizados por científicos del Instituto de Investigaciones de Viandas Tropicales (INIVIT), este producto es un excelente acondicionador de terrenos; además recupera las tierras que han perdido sus atributos por acción de las sales y el sodio.

Es por esta razón que se procederá a recoger la vinaza de salida de la columna de destilación y a almacenarla con el objetivo de venderla para el acondicionamiento de los suelos de cultivos.

En cuanto a las torres propiamente dichas, estas serán de acero inoxidable AINSI 304, de acuerdo a lo propuesto en un trabajo de Master en Energías Renovables y Mercado Energético realizado en España en el año 2016. Del Unisim Design, se obtuvieron las dimensiones de las tres torres utilizadas. Todas ellas tendrán un diámetro de 1,5 metros, mientras que las alturas son 13,75; 12,65 y 2,2 metros. En cuanto a los calores de los condensadores y reboilers, los mismos se detallarán más abajo en este capítulo.

## Almacenamiento

Los tanques de almacenamiento deberán quedar en una zona exterior a edificios, retirados de alta circulación de personal. Debe ser de un material metálico ya que el plástico representa un riesgo adicional, al acumular cargas estáticas aumentando, así, el riesgo de incendio al ser el etanol un líquido inflamable. Se diseñaron los mismos bajo la norma API 650.

El tanque puede ser de color blanco o plateado (porque se acumula menos calor) y se utiliza una pintura tipo epóxido fenólico de tal forma de generar aislamiento. Debe señalizarse de modo que se identifique claramente. Se recomienda indicar en lugar visible el nombre del producto y colocar la señal adecuada. Se elegirá utilizar la señalización recomendada por Naciones Unidas. El número de rombos es el necesario para que se pueda identificar el tanque por todos los lados y se determina según la forma como se encuentre ubicado el tanque en el lugar. Los recipientes pueden tener debajo de cada rombo, un rectángulo de fondo naranja con el número de identificación de las Naciones Unidas (UN) para compuestos y materiales.

Según las Naciones Unidas:



Figura 7.10: Señalización de los tanques de almacenamiento.

En el área deben colocarse avisos de precaución para advertir sobre el almacenamiento de etanol, prohibir fumar o generar chispas o llamas.

Debido al gran volumen de combustible de etanol que se deberá almacenar, se hará en tanques de almacenamiento de *acero inoxidable*, que son los más convencionales, adecuados también para naftas y otros combustibles inflamables.

Existen tres tipos generales de tanques de almacenamiento en las instalaciones de la planta de tanques: los tanques de techo cónico (tapa cerrada), los tanques de techo flotante externo (EFR), que tienen una parte superior abierta con una cacerola flotante, y los tanques de techo flotante interno (IFR), con una tapa cerrada y una bandeja flotante interna. El etanol se almacenará en un tanque de tapa cerrada. Esto es así ya que al ser el etanol un líquido, no es necesario implementar techos flotantes.



Figura 7.11: Tanques de almacenamiento.

En cuanto a los accesorios de instrumentación, se deben considerar los siguientes:

- Interruptores de nivel: para prevenir el derrame del producto.
- Medidores de nivel tipo radar: para determinar el volumen de producto almacenado.
- Transmisor de presión: utilizado en combinación con el radar y sensor de temperatura para el análisis del nivel de líquido en el tanque.

- Sensor de temperatura: utilizado en combinacion con radar y medidor de presion para el analisis del nivel de liquido en el tanque.

De esta forma, sabiendo que la produccion diaria de etanol es de 2050 m<sup>3</sup>, y estimando un tiempo de almacenamiento de 5 días, el volumen de etanol generado en ese período será de 10250 m<sup>3</sup>. Por lo tanto, se instalarán seis tanques de almacenamiento de 2000 m<sup>3</sup> cada uno, todos de acero al carbono.

### Requerimientos complementarios

#### Colores de cañerías

En pos de garantizar el correcto funcionamiento de la planta de producción, no debemos olvidar la necesidad e importancia de las líneas de agua, vapor, gas, electricidad y aire comprimido.

Con el fin de promover la seguridad, es vital identificar las cañerías encargadas del transporte de dichos productos. Pare ello, se decidió utilizar la clasificación de colores definida por la Norma IRAM 2507, la cual se explicita en el cuadro 1.

| Producto  | Color fundamental         |
|---|---------------------------|
| Elementos para la lucha contra el fuego (sistemas de rociado, bocas de incendio, agua de incendio, ignífugos, etc.) | Rojo                      |
| Vapor de agua   | Naranja                   |
| Combustibles (líquidos y gases)   | Amarillo                  |
| Aire comprimido   | Azul                      |
| Electricidad  | Negro                     |
| Vacio   | Castaño                   |
| Agua fría   | Verde                     |
| Agua caliente   | Verde con franjas naranja |

Cuadro 7.1: Colores para la identificación de cañería según norma IRAM 2507

#### Material de cañerías

Se establecerán de acuerdo al tipo de material a conducir. A continuación, se dictan:

- Vapor de agua: acero al carbono. Se decidió emplear este material debido a que aguanta altas presiones, y aunque se conoce que en presencia de oxígeno se oxida, se sabe también que el vapor a la salida de la caldera no contendrá oxígeno, por lo que se puede utilizar sin problemas.
- Corrientes de proceso: acero inoxidable. De esta forma se asegura que no exista contaminación en ninguna etapa del proceso y se puedan preservar las levaduras.
- Glicerol: acero inoxidable.
- Gas: caños de hierro galvanizado con recubrimiento epoxi. Debido a que son los más utilizados.
- Agua de enfriamiento/calentamiento: polietileno reticulado. Se eligen debido a su flexibilidad, dureza y rentabilidad, además de fácil instalación mantenimiento.

#### Dimensión de cañerías

En cuanto al dimensionamiento de las cañerías, se propuso que la velocidad del fluido en todas fuera la misma e igual a 2 m/s, y a partir de ello, y conociendo el valor del caudal en cada caso, se obtuvieron los valores del diámetro que será necesario comprar para las principales etapas del proceso.

En el primer lugar en el que se deberán instalar cañerías es a la salida del difusor, donde se obtiene por primera vez el jugo de la caña, de allí se conoce que el caudal de salida de jugo de caña es 1460856 kg/h. Partiendo de este valor y suponiendo 2 m/s la velocidad del fluido en la cañería, se obtiene que el diámetro necesario es 0.52m. Este mismo tipo de cañerías se utilizará para transportar, tanto el jugo desde el difusor hasta el clarificador, como desde el clarificador hasta el evaporador, dado que el caudal se mantiene constante.

En los evaporadores, el caudal disminuye a 1009000 kg/h, por lo que se recalculó, en base a velocidad de fluido 2 m/s, el diámetro de cañería necesario en este caso, el cual resultó 0.42 m. Debido a que el caudal se mantendrá constante entre la salida del evaporador y la salida de la serie de reactores, se empleará el mismo diámetro de cañerías.

A continuación, el fluido se dirige hacia las centrífugas, en donde la corriente se debe dividir en 5 para que ingrese a cada una de ellas el mismo caudal. Esto deja un caudal de 201800 kg/h, a partir del cual, considerando una velocidad de flujo de 2 m/s, se obtiene que se necesita un diámetro de 0.2 m.

A la salida de las centrífugas, se unifica la corriente nuevamente, utilizando cañerías de 0.42 m de diámetro e ingresa a la primer torre de destilación. De esta, se obtienen la corriente de tope y fondo. El caudal de la corriente de tope resulta 73440 kg/h, necesitando una cañería de 0.11 m de diámetro, mientras que la corriente de fondo es 905800 kg/h, quedando un diámetro de cañería de 0.4 m.

La corriente de tope del primer destilador se dirige hacia una segunda torre de destilación de la que se obtendrán nuevamente 2 corrientes de salida. En este caso, la segunda torre opera con doble alimentación, es decir, que ingresa también una corriente de glicerol. El caudal de glicerol de entrada es 80000 kg/h, por lo que para este solvente, se requieren cañerías de 0.12 m de diámetro. Siguiendo con la torre, la corriente de tope tendrá una salida de 67360 kg/h, por lo que el diámetro de dichas cañerías debe ser 0.1 m. En cuanto a la salida de fondo, el caudal toma un valor de 86080 kg/h, necesitando un diámetro de cañería de 0.13 m.

Por último, la corriente de fondo de la segunda columna de destilación ingresa a una tercera y última columna de destilación. En este caso, se obtiene por el tope una corriente de 6081 kg/h correspondiéndose con un diámetro de cañería de 0.032 m, para la velocidad de flujo planteada. Por último, la corriente de fondo será de glicerol puro, por lo que se utilizará el mismo diámetro de cañería ya utilizado, de 0.11 m.

## Compresores

El aire comprimido en una planta industrial se considera un recurso del cual no se puede prescindir. Esto es así, principalmente debido a que el control de los procesos que ocurren, se realiza por intermedio de válvulas, las cuales son accionadas de forma neumática, por lo que dependen del aire comprimido para funcionar. Por esta razón, es necesaria la instalación de equipos encargados de comprimir aire para tener siempre a disposición.

Se deberán instalar entonces compresores, cuya capacidad sea la adecuada para abastecer la totalidad de la planta. De acuerdo a una investigación realizada en España en un Master en Energías Renovables en el 2016, cuya fuente se cita en bibliografía, una planta de la capacidad que se maneja en este caso, la potencia requerida por estos equipos es de 8.000 kW.

## Bombas

### Bomba de vacío

Las bombas de vacío se encargan de crear y mantener el ambiente necesario para trabajar a bajas presiones. Estas llevan el gas a baja presión y lo descargan a presión atmosférica; así la relación de compresión toma un valor mayor. Será necesaria una de ellas para operar la última columna de destilación, la cual requiere trabajar bajo vacío.

Entre los distintos tipos de bombas, las más usadas son las bombas rotativas, por motivos de capacidad y facilidad de accionamiento. Entre este tipo de bomba, las más utilizadas son las bombas de paletas, que tienen un rotor montado excéntricamente, dotado de hendiduras donde son colocadas las paletas. Durante la rotación, las paletas se mueven hacia el exterior y el vapor es aspirado en la posición de la zona de área máxima entre el rotor y la carcasa para salir a través del flujo de descarga correspondiente a la condición de área mínima.

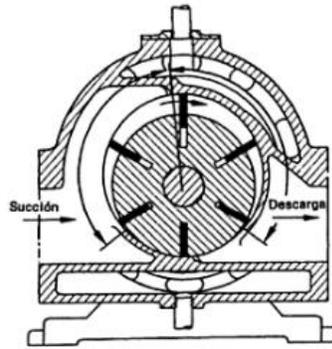


Figura 7.12: Corte de bomba de vacío rotativa de paletas.

### Bombas centrífugas

Se utilizarán las mismas para bombear el agua y el jugo de caña. La bomba centrífuga es la más utilizada para bombear líquidos en general. Son siempre rotativas y son un tipo de bomba hidráulica que transforma la energía mecánica de un impulsor en energía cinética o de presión de un fluido incompresible. El fluido entra por el centro del rodete o impulsor, que dispone de unos álabes para conducir el fluido y, por efecto de la fuerza centrífuga es impulsado hacia el exterior, donde es recogido por la carcasa o cuerpo de la bomba. Debido a la geometría del cuerpo, el fluido es conducido hacia las tuberías de salida.

Este tipo de bomba se elige debido a que los líquidos a manejar no son fluidos viscosos y porque es más adecuada para mover más cantidad de líquido que la bomba de desplazamiento positivo. No hay válvulas en las bombas de tipo centrífugo y el flujo es uniforme.

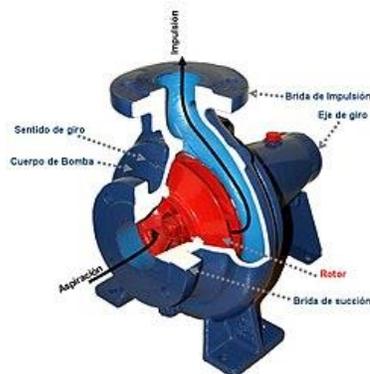


Figura 7.13: Corte de bomba centrífuga.

## Bombas de desplazamiento positivo

Las bombas de desplazamiento positivo demuestran sus puntos fuertes, en comparación con las bombas centrífugas, esencialmente en el movimiento de medios de bombeo viscosos. Se utilizará este tipo para bombear el glicerol, de viscosidad comparable, el cual se ingresa a la última columna para obtener etanol anhidro.

En las bombas de desplazamiento positivo, la transferencia de energía al fluido es hidrostática, es decir, un cuerpo de desplazamiento reduce el espacio de trabajo lleno de fluido y bombea el fluido a la tubería. El cuerpo de desplazamiento ejerce una presión sobre el fluido. Al aumentar el espacio de trabajo, este se vuelve a llenar con fluido de la tubería.

Particularmente, se elegirán las de diafragma, en la que el aumento de presión se realiza por el empuje de unas paredes elásticas (membranas o diafragmas) que varían el volumen de la cámara, aumentándolo y disminuyéndolo alternativamente. Unas válvulas de retención controlan que el movimiento del fluido se realice de la zona de mayor presión a la de menor presión.

Ofrecen ciertas ventajas frente a otros tipos de bombas, ya que no poseen cierres mecánicos ni empaquetaduras que son las principales causas de rotura de los equipos de bombeo en condiciones severas y de alta viscosidad. Estas bombas son autocebantes, lo cual constituye otra ventaja.

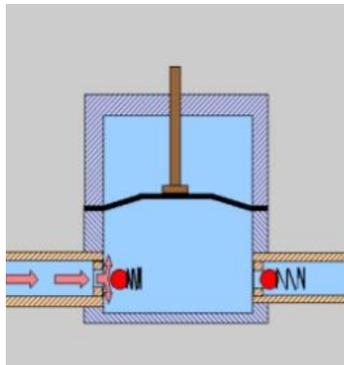


Figura 7.14: Bomba de desplazamiento positivo de diafragma.

## Bombas de acople magnético

Las bombas de acople magnético son aquellas en las que la potencia del motor es transmitida al impulsor de la bomba mediante fuerzas magnéticas. Esto se logra mediante dos juegos de imanes permanentes.

Este tipo de bomba no posee sellos mecánicos ni empaquetadura. En una bomba de acople magnético sólo existen conexiones de succión y descarga, por lo que es hermética por diseño, sin pérdidas ni emisiones, pues simplemente no existe posibilidad de que las mismas se produzcan. Teniendo en cuenta condición de hermeticidad como característica fundamental, las principales aplicaciones son todas aquellas en la que se desee bombear sin pérdidas ni emisiones. Algunas de ellas son: líquidos corrosivos, tóxicos, inflamables o peligrosos en general. Es por ello que se utilizará la misma para bombear el etanol producido, al ser este un líquido inflamable.

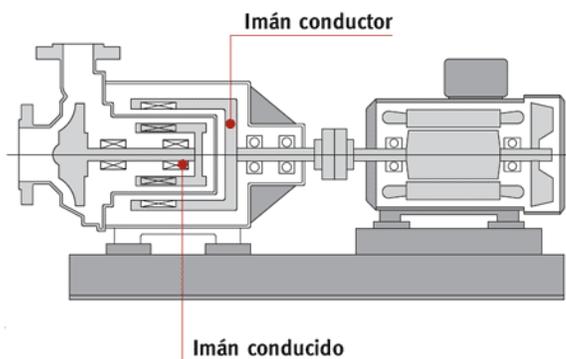


Figura 7.16: Corte de bomba de acople magnético.

## Potencia requerida por las bombas:

En base a la búsqueda realizada, se confeccionó un cuadro detallando las principales bombas que se necesitan, con sus potencias. El cuadro se muestra a continuación:

| Bomba | Caudal (kg/s) | Altura (m) | Potencia (kW) | Corriente            | Ubicación  |
|-------|---------------|------------|---------------|----------------------|--|
| 1     | 251.61        | 10         | 24.65778      | vinaza               | columna destilación 1→tanque almacenamiento vinaza |
| 2     | 272           | 6          | 15.9936       | salida fermentadores | centrífuga →columna destilación 1                  |
| 3     | 15.5          | 2          | 0.3038        | levadura             | centrífuga → tanque levaduras                      |
| 4     | 15.5          | 20         | 3.038         | levadura             | tanque levaduras → fermentador                     |
| 5     | 405.8         | 5          | 19.8842       | jugo de caña         | difusor → clarificador                             |
| 6     | 280           | 20         | 54.88         | jugo de caña         | fermentador 1 → fermentador 2                      |
| 7     | 280           | 20         | 54.88         | jugo de caña         | fermentador 2 → fermentador 3                      |
| 8     | 280           | 20         | 54.88         | jugo de caña         | fermentador3 → centrífuga                          |
| 9     | 405.8         | 3          | 11.93052      | jugo de caña         | clarificador → evaporador                          |
| 10    | 253.29        | 3          | 7.446726      | jugo de caña         | by pass evaporador                                 |
| 11    | 127           | 5          | 6.223         | jugo de caña         | 1° efecto → 2° efecto                              |
| 12    | 101.8         | 5          | 4.9882        | jugo de caña         | 2° efecto → 3° efecto                              |
| 13    | 76.5          | 5          | 3.7485        | jugo de caña         | 3° efecto → 4° efecto                              |
| 14    | 51            | 5          | 2.499         | jugo de caña         | 4° efecto → 5° efecto                              |
| 15    | 194           | 10         | 19.012        | jugo de caña         | refrigeración fermentador 1                        |
| 16    | 181           | 10         | 17.738        | jugo de caña         | refrigeración fermentador 2                        |
| 17    | 168.34        | 10         | 16.49732      | jugo de caña         | refrigeración fermentador 3                        |

|    |       |     |          |                            |   |
|----|-------|-----|----------|----------------------------|---|
| 18 | 305.8 | 4   | 11.98736 | jugo de caña               | 5° efecto + bypass → fermentadores                |
| 19 | 23.91 | 6.5 | 1.523067 | glicerol hidratado         | columna destilación 1→ columna destilación 2      |
| 20 | 22.22 | 15  | 3.26634  | glicerol<br>deshidratado   | columna destilación 3 → columna destilación 2     |
| 21 | 20.42 | 6   | 1.200696 | etanol hidratado           | columna destilación 1→ columna destilación 2      |
| 22 | 18.72 | 10  | 1.83456  | etanol<br>deshidratado     | columna destilación → tanque almacenamiento       |
| 23 | 126.7 | 3   | 3.72498  | condensado<br>evaporadores | evaporador → equipo ósmosis                       |
| 24 | 4026  | 4   | 157.8192 | agua enfriamiento          | torre enfriamiento → intercambiador de calor      |
| 25 | 4026  | 4   | 157.8192 | agua enfriamiento          | intercambiador de calor → torre de enfriamiento   |
| 26 | 100   | 3   | 2.94     | agua levaduras             | agregada en la salida de sólidos de la centrífuga |
| 27 | 132   | 2   | 2.5872   | agua difusor               | salida difusor → entrada difusor                  |
| 28 | 1.68  | 6   | 0.098784 | agua con etanol            | columna destilación 3 → columna destilación 1     |
| 29 | 69.38 | 3   | 2.039772 | agua caldera               | condensador → equipo ósmosis                      |

Tabla 7.1: Detalle bombas requeridas

Para la realización de la tabla 1 se estimó la altura que debía recorrer el fluido en cada caso, según los tamaños de los equipos y teniendo en cuenta el caudal a procesar. Para el cálculo de la potencia se utilizó el caudal másico y la altura.

De esta forma, la potencia requerida para el funcionamiento de la totalidad de las bombas resulta *665.4 kW*.

# Integración energética

## Análisis PINCH

Se recurrió a la utilización de la herramienta PINCH para obtener las curvas compuestas de las corrientes frías y calientes de la planta, con el objetivo de poder aprovechar el calor de cada una de las corrientes, y poder cruzarlas para poder disminuir al mínimo la cantidad de intercambiadores a utilizar.

Las corrientes que se utilizaron para el análisis fueron:

1. Corriente de agua que ingresa al difusor. Para la extracción de los azúcares contenidos en la caña de azúcar el difusor utiliza agua a una gran temperatura. Esta deberá ser llevada hasta la temperatura necesaria antes de ingresar al difusor.

T1 inicial: 25 °C

T1 deseada: 90 °C

W1:475.500 kg/h

2. Agua necesaria para dilución de levaduras. La corriente reciclada de levaduras que abandona el sistema de reactores, y es separada en el sistema de centrífugas, se mezclará con un caudal de agua que permitirá que posea la concentración deseada de ingreso al reactor. Como la entrada del reactor se debe realizar a 36°C, esta agua deberá ingresar a dicha temperatura.

T2 inicial: 25 °C

T2 deseada: 36 °C

W2: 905.000 kg/h

3. Jugo de caña de azúcar que ingresa al reactor. Al realizarse la concentración del jugo de caña en la serie de evaporadores, la corriente se encontrará a una temperatura mayor a la deseada de ingreso al sistema de reactores.

T3 inicial: 92 °C

T3 deseada: 36 °C

W3: 1.009.000 kg/h

4. Etanol deshidratado. El etanol obtenido en la torre de destilación extractiva deberá ser enfriado para poder ser almacenado correctamente.

T4 inicial: 78,16 °C

T4 deseada: 28 °C

W4: 67.280 kg/h

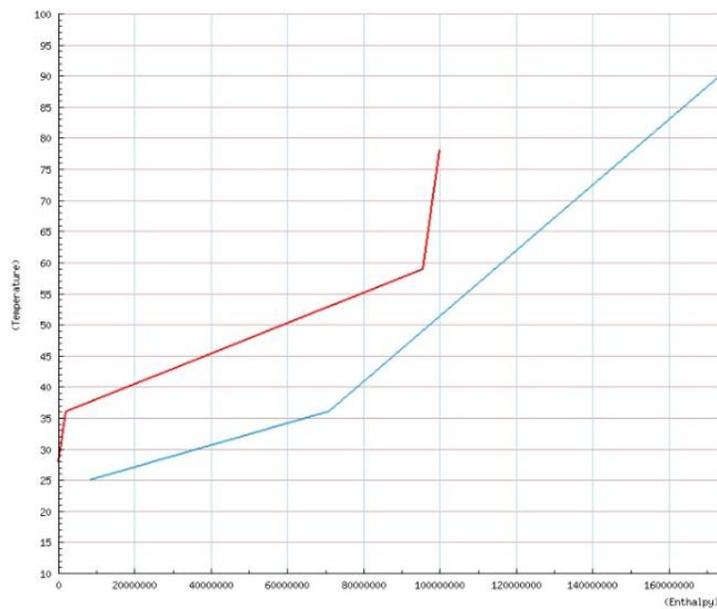


Figura 7.17: Curvas compuestas obtenidas.

Eje de abscisas: temperatura/ Eje de ordenadas: entalpía

En la figura 12 se muestra el gráfico obtenido, en el que se puede observar que se va a necesitar, para calentar las corrientes frías, más calor que el que las corrientes calientes pueden entregar.

Por lo tanto, se decidió realizar el análisis PINCH que resultaría si se deseara enfriar la corriente tres (jugo de caña) y calentar el caudal total del agua corriente que se utilizara hasta 36 °C.

Agua

W agua: 1.380.500 kg/h

T inicial: 25 °C

T deseada: 36°C.

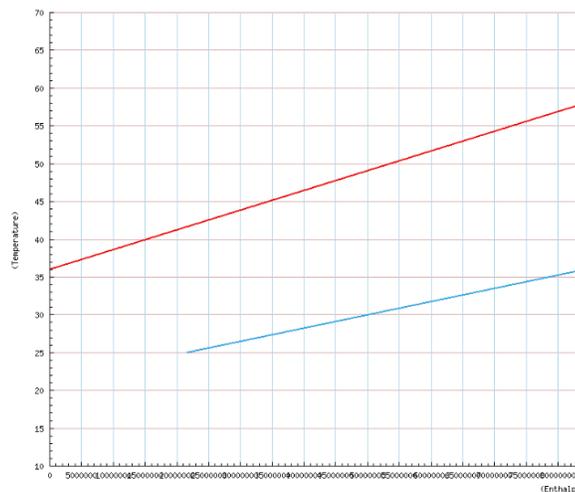


Figura 7.18: Curvas compuestas obtenidas.

Eje de abscisas: temperatura/ Eje de ordenadas: entalpía

Se puede observar que de esta forma sería posible diseñar un intercambiador de calor que calentase toda el agua necesaria hasta 36°C. Posteriormente será necesario calentar una parte de este caudal, que será destinado al difusor, hasta 90 grados en otro

intercambiador, se utilizará para esto vapor de escape de las turbinas como se explica a continuación.

## Condensadores

### Condensadores para las columnas de destilación

Cada una de las columnas de destilación propuestas en la planta utiliza condensadores que deben ser diseñados para evaluar el intercambio de calor requerido. Para ello se obtuvieron del programa UNISIM DESIGN los valores de los calores necesarios para obtener las corrientes de salida a las temperaturas deseadas.

Con estos valores se calculó, para cada uno de los condensadores, el área requerida para el intercambio de calor. Debido a las temperaturas de salida de los condensadores, se estableció, que para el correcto funcionamiento de dos de ellos (primer y segunda columnas de destilación) se puede utilizar, para enfriar, agua obtenida de la torre de enfriamiento, se supuso para esto que nos encontramos en la condición más desfavorable en la que la temperatura ambiente alcance los 30 °C, por lo que dicha agua no alcanzará valores de temperaturas menores al mencionado.

En el caso del condensador de la tercera columna de destilación, debido a que trabaja con temperaturas menores que los primeros dos, se deberá utilizar para el enfriamiento, agua que haya sido previamente enfriada utilizando un sistema de refrigeración, asociado a un equipo de frío que se especificará más adelante, que permita obtener la misma a temperaturas menores a 30°C.

A continuación, se explican los cálculos realizados para la obtención de las áreas necesarias para cada uno de los condensadores mencionados, se calcula también el caudal de agua de enfriamiento a utilizar por cada uno de ellos.

Para empezar, se conocen los calores que deberán ser intercambiados en cada uno de los intercambiadores y las temperaturas de salida del fluido de cada uno de ellos son:

|                     | Condensador 1*             | Condensador 3*             | Condensador 5*             |
|---------------------|----------------------------|----------------------------|----------------------------|
| Temperatura         | 78.13°C                    | 78.16°C                    | 40.85°C                    |
| Calor intercambiado | 2.720x10 <sup>8</sup> kJ/h | 1.164x10 <sup>8</sup> kJ/h | 4.813x10 <sup>7</sup> kJ/h |

\*Llamaremos a los condensadores de esta forma, ya que fueron así numerados en el capítulo 6.

En función de conocer el área de intercambio necesaria, se buscó inicialmente el valor del coeficiente U que se corresponde con una transferencia de calor que ocurre entre un solvente orgánico y agua, en este caso se utilizó el libro de Eduardo Cao “Intercambiadores de Calor” y se obtuvo que dicho valor es 1850 J/s.m<sup>2</sup>.K.

A continuación, se calcularon los valores de los  $\Delta T_{ML}$ , para cada uno de los tanques, para su obtención se utilizó la siguiente expresión:

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

Donde  $T_1$  y  $T_2$  son los valores de temperatura de entrada y salida del condensador (fluido caliente). Se conoce que dichos valores serán iguales, dado que la función del condensador es, justamente, condensar vapor saturado hasta líquido saturado. En cuanto a  $t_1$  y  $t_2$  serán los valores de temperatura del agua de enfriamiento (fluido frío). En el caso de los primeros dos condensadores, se supuso, para calcular el área, que la temperatura correspondiente a  $t_1$  fuera 30°C, y  $t_2$  50°C, para el tercer condensador, estos valores se modificaron a 20°C y 35°C respectivamente.

|                 | Condensador 1 | Condensador 3 | Condensador 5 |
|-----------------|---------------|---------------|---------------|
| $\Delta T_{ML}$ | 37.24         | 37.27         | 22.96         |

De esta forma se calcularon las áreas partiendo de la siguiente expresión:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML}$$

Conociendo todos los datos y aplicando la expresión, se obtuvieron los valores de las áreas necesarias para realizar el intercambio de calor, estas fueron:

|      | Condensador 1         | Condensador 3        | Condensador 5        |
|------|-----------------------|----------------------|----------------------|
| Área | 1096.7 m <sup>2</sup> | 469.3 m <sup>2</sup> | 314.9 m <sup>2</sup> |

Además, se procedió a calcular el agua requerida para lograr el condensado deseado. Se empleó para ello la siguiente expresión:

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

En este caso, el valor de Cp que se utilizó fue el del agua, 4.18 kJ/kg.°C, y el valor de  $\Delta T$  fue de 20°C para los primeros dos tanques y 15°C para el tercer condensador. De esta forma se obtuvieron los caudales de agua de enfriamiento, los cuales resultaron:

|                | Condensador 1 | Condensador 3 | Condensador 5 |
|----------------|---------------|---------------|---------------|
| Caudal de agua | 3254 tn/h     | 1392 tn/h     | 768 tn/h      |

Condensador de agua de salida del quinto efecto del evaporador.

Con el objetivo de reutilizar lo más posible todas las corrientes implementadas, se decidió enfriar parte del agua de salida del evaporador para mezclar con las levaduras separadas en la máquina centrífuga, de modo de volver a introducir las al reactor.

Se calculó entonces el área requerida por dicho intercambiador y la masa de agua utilizada para su refrigeración, que en este caso se utilizará agua de torre de enfriamiento.

La temperatura del agua de salida del evaporador es 48.5°C, que deberán enfriarse hasta una temperatura de 36°C. Como se dijo anteriormente, se utilizará agua de refrigeración proveniente de la torre de enfriamiento que ingresará al intercambiador a 30°C y se supone saldrá a 40°C.

Inicialmente se calculó el calor que se va a intercambiar, sabiendo que se conoce el caudal de agua requerido para mezclar con las levaduras, que es 28 tn/h, como se explicó en el capítulo 4, y además se conoce el  $\Delta T$ . De esta forma, y utilizando la expresión (3), se obtuvo un calor de 1463000 kJ/h, utilizando el valor del  $C_p$  del agua (4.18 kJ/kg.°C).

En base a dicho calor, se procedió a conocer el área de intercambio necesaria. Para ello se empleó la expresión (2). Inicialmente se calculó el valor del  $\Delta T_{ML}$  con la expresión (1), y se buscó en bibliografía el valor del coeficiente  $U$  que es 2100 J/s.m<sup>2</sup>.K. Luego sí se calculó el área siendo ésta 348.3 m<sup>2</sup>.

Por último se averiguó la corriente de agua de refrigeración necesaria para generar dicho intercambio de calor, mediante la expresión (3), utilizando el valor del  $C_p$  del agua y un  $\Delta T$  de 10°C. Este caudal resulta 35 tn/h.

Condensador para el vapor de escape.

Si bien se intentó reutilizar todo el vapor posible, nos vemos en la necesidad de condensar parte del mismo para su posterior (re)ingreso a la caldera, debido a que se plantea un circuito cerrado de agua, como se explicará más adelante.

El caudal de vapor a condensar es 249.8 tn/h, que se encuentra a una temperatura de 128°C, y a una presión de 2.5 bar.

Se comenzó calculando el calor que debe ser intercambiado, para ello se obtuvo el valor de la entalpía de vaporización, como la diferencia entre la entalpía de vapor saturado y líquido saturado a la presión del vapor, estos datos se leyeron de tablas de vapor saturado del libro "Intercambiadores de Calor" de Eduardo Cao. El calor resultante fue 5.45x10<sup>8</sup> kJ/h.

En base al calor, se buscó el valor del coeficiente  $U$ , siendo este 2100 J/s.m<sup>2</sup>.K, y se calculó el  $\Delta T_{ML}$  estimando que el agua de enfriamiento ingresará al

condensador a 30°C (es decir que se utiliza agua proveniente de la torre de enfriamiento) y saldrá del mismo a 70°C.

De esta forma, el área requerida para el condensador es 948.5 m<sup>2</sup>.

Al igual que para los condensadores ya calculados, se estimó el valor del caudal del agua de enfriamiento a utilizar. Para ello, se usó un  $\Delta T$  de 40°C y el Cp del agua (4.18 kJ/kg.°C). Finalmente, mediante la expresión (3) se obtuvo que el valor de dicho caudal es 3259 tn/h.

### Reevaporadores

Para el diseño de los reevaporadores se procedió de manera similar que para los condensadores. En principio se obtuvieron del capítulo 6 los valores de los calores a intercambiar en cada uno de ellos. Luego, se determinó que el vapor a utilizar para lograr la reevaporación sería vapor proveniente directamente de la caldera, es decir que el mismo llega con una presión de 21 bar, como se analizará posteriormente en el capítulo 8.

En cuanto a la temperatura de dicho vapor, debido a la presión de trabajo, se conoce que el valor correspondiente será 490°C. Sabiendo esto se determinan los valores de los  $\Delta T$  correspondientes para cada uno de los evaporadores.

A continuación, se muestran los datos de los calores y las temperaturas a utilizar:

|                     | Reevaporador 2*            | Reevaporador 4*            | Reevaporador 6*           |
|---------------------|----------------------------|----------------------------|---------------------------|
| Temperatura         | 97.9°C                     | 150°C                      | 226°C                     |
| Calor intercambiado | 5.104x10 <sup>8</sup> kJ/h | 1.002x10 <sup>8</sup> kJ/h | 6.35x10 <sup>7</sup> kJ/h |
| $\Delta T$          | 392.1°C                    | 340°C                      | 264°C                     |

\*Llamaremos a los reevaporadores de esta forma, ya que fueron así numerados en el capítulo 6.

En el caso del vapor, se buscó en el libro de Eduardo Cao “Intercambiadores de Calor” el valor del coeficiente U para las condiciones de proceso. Se obtuvo un valor de 2100 J/s.m<sup>2</sup>.K.

Utilizando la ecuación (2), se obtuvieron los valores de las áreas necesarias para cada uno de los reevaporadores a emplear, las cuales resultaron:

|      | Reevaporador 2        | Reevaporador 4      | Reevaporador 6      |
|------|-----------------------|---------------------|---------------------|
| Área | 172.45 m <sup>2</sup> | 38.9 m <sup>2</sup> | 31.7 m <sup>2</sup> |

Para conocer el caudal de vapor a utilizar en los reevaporadores se empleará la siguiente expresión, que difiere de la expresión (3) utilizada en los condensadores debido a que en este caso se está usando vapor como fluido de intercambio.

$$Q = m \cdot \lambda_v$$

Se buscó el valor de la constante  $\lambda$  en el libro de Eduardo Cao “Intercambiadores de Calor”, obteniéndose un valor de 1.247x10<sup>4</sup> kJ/kg. A partir de estos datos, se calculó el vapor requerido en cada uno de los reevaporadores.

|                 | Condensador 1 | Condensador 3 | Condensador 5 |
|-----------------|---------------|---------------|---------------|
| Caudal de vapor | 40930 kg/h    | 8035 kg/h     | 5092 kg/h     |

#### Intercambiadores de calor

Se deberán calcular también las áreas y caudales de agua/vapor que serán empleados en los intercambiadores que se utilizarán para obtener las temperaturas deseadas en las distintas etapas del proceso.

Inicialmente se plantea la necesidad de diseñar 4 intercambiadores de calor, cuyos objetivos son, enfriar el caudal de ingreso a los reactores, calentar el agua que ingresa al difusor, enfriar el bioetanol para su almacenamiento y por último calentar el fluido que deberá ingresar al clarificador.

#### *Intercambiador 1- Calentamiento de agua de ingreso al difusor*

El objetivo de este intercambiador es proporcionar el ingreso de agua a 90°C al difusor. Para ello se deberá calentar una corriente de agua que inicialmente se encuentra a temperatura ambiente, y con el objetivo de tomar la condición más desfavorable se tomó este valor como 25°C.

La corriente de vapor a utilizar será el vapor de escape de las turbinas generadoras de energía. Dicho vapor se encuentra a una presión de 2.5 bar y a 128 °C, como se explicará en el capítulo 8.

Se conoce además que el caudal de agua que deberá calentarse es 475.5 tn/h y, sabiendo la temperatura inicial y la que debe alcanzar el agua, se ingresó al simulador UNISIM DESIGN y se obtuvo el valor del calor que debe ser entregado a dicha corriente para lograr la temperatura deseada. El calor resulta  $1.302 \times 10^8$  kJ/h.

Para obtener el valor del área de intercambio necesaria, se emplea la ecuación (2), para ello deben conocerse tanto los valores del coeficiente U como del  $\Delta T_{ML}$ .

Sabiendo que el fluido que se utilizará para calentar es vapor de escape y que se calentará agua, se obtuvo del libro de Eduardo Cao "Intercambiadores de Calor" el valor del coeficiente U, siendo este 2100 J/s.m<sup>2</sup>.K.

A continuación se calculó el valor del  $\Delta T_{ML}$  utilizando la expresión (1), en donde  $T_1$  y  $T_2$  son los valores de temperatura de entrada y salida del intercambiador (fluido caliente), el cual funcionará a contracorriente. Dichos valores serán iguales, dado que el vapor ingresa como vapor saturado y dentro del intercambiador se condensa a líquido

saturado. En cuanto a  $t_1$  y  $t_2$  serán los valores de temperatura del agua (fluido frío) tanto a la entrada como a la salida, valores ya conocidos.

Finalmente se emplearon los datos obtenidos en la expresión (2) y se obtuvo el valor del área del intercambiador de calor, la cual resultó:  $264 \text{ m}^2$ .

Por último, se determinó el caudal de vapor requerido para asegurar el funcionamiento del intercambiador, para ello se empleó la expresión (4), pero previamente se obtuvo, del simulador UNISIM DESIGN, el valor del  $\lambda$  correspondiente al vapor a la presión utilizada. Este resultó  $1.320 \times 10^4 \text{ kJ/kg}$ .

De esta forma se llegó a la conclusión de que el caudal de vapor necesario es  $9863.6 \text{ kg/h}$ .

Este caudal de vapor deberá utilizarse al inicio del proceso, dado que se emplea agua a temperatura ambiente. Sin embargo, y como se explicará más adelante, el objetivo es lograr una continua recirculación de dicha agua. Por esta razón, y sabiendo que el agua saldrá a  $80^\circ\text{C}$  del difusor, se calculó nuevamente el caudal de vapor necesario para calentar el agua, pero esta vez entre  $80^\circ\text{C}$  y  $90^\circ\text{C}$ , es decir, ya avanzado el proceso.

Para ello se procedió de manera similar a lo ya obtenido, salvo que en este caso, ya se conoce el área del intercambiador, debido a que se utilizará el mismo, por lo que se calculó el valor del  $\Delta T_{ML}$  y con ello, el dato del calor que debe ser intercambiado. Sabiendo ahora este calor, y con el valor de  $\lambda$  ya conocido, se obtuvo el caudal de vapor a emplear, que resulta  $1509 \text{ kg/h}$ .

#### *Intercambiador 2- Calentamiento del fluido de ingreso al clarificador*

Previo del ingreso del fluido de proceso, en este caso compuesto por jugo de caña y agua, al clarificador, debe ser calentado hasta ebullición. Es por esta razón que se emplea un intercambiador de calor en el que se utiliza, como en el intercambiador 1, vapor de escape como fluido calentador.

De igual forma que para el intercambiador 1 se calculó, utilizando el simulador UNISIM DESIGN, el calor requerido para lograr el calentamiento deseado. En este caso, el fluido se encuentra inicialmente a 80°C, y debe alcanzar aproximadamente los 110°C. Como se mencionó previamente, el vapor se encuentra a una presión de 2.5 bar y a una temperatura de 128°C. De esta forma, el calor a intercambiar resulta  $1.906 \times 10^9$  kJ/h.

En base al calor calculado, se utilizó el mismo valor de coeficiente U que se usó para el intercambiador 1 y se recalculó el valor del  $\Delta T_{ML}$  con los datos provistos. Por último calculó con el expresión (2) el valor del área de intercambio requerida, la cual resulta: 8244 m<sup>2</sup>.

De la misma forma que se hizo previamente, se prosiguió por averiguar el caudal de vapor necesario para alcanzar dicha transferencia de calor. Para ello se utilizó el mismo valor de  $\lambda$  ya obtenido, debido a que se emplea el mismo vapor de escape, y utilizando la ecuación (4) se conoció el caudal de vapor, que resulta 144 tn/h.

*Intercambiador 3- Enfriamiento del caudal de entrada a la serie de TAC.*

Con el objetivo de mantener la temperatura dentro de los reactores en un valor constante de 36°C, se vio la necesidad de enfriar la corriente de salida del evaporador de múltiple efecto. Para ello se utiliza un intercambiador en el cual ingresa la corriente de proceso a 92°C (temperatura de salida del evaporador de múltiple efecto) y sale a 36°C. Para enfriar se decidió emplear agua a 30°C, es decir, agua enfriada en la torre de enfriamiento, y se estimó que la misma saldrá del intercambiador a una temperatura de 60°C. Conociendo estas condiciones de entrada y salida, se procede a calcular el área requerida por el intercambiador utilizado.

Inicialmente se utilizó nuevamente la herramienta UNISIM DESIGN para calcular el calor que debe ser intercambiado. El mismo resultó  $2.286 \times 10^8$  kJ/h.

Luego se determinó el valor del coeficiente U (del libro de Eduardo Cao “Intercambiadores de Calor”), siendo éste un valor de 1850 J/s.m<sup>2</sup>.K. Y finalmente se

determinó el valor del  $\Delta T_{ML}$  con la expresión (1) y los datos de temperaturas ya mencionadas ( $T_1=92^\circ\text{C}$ ,  $T_2=36^\circ\text{C}$ ,  $t_1=30^\circ\text{C}$ ,  $t_2=60^\circ\text{C}$ ).

En función de todos los datos obtenidos, se calculó el valor del área requerida por el intercambiador empleando la expresión (2), y se obtuvo que dicha área toma un valor de  $2210\text{ m}^2$ .

Finalmente, se realizaron los cálculos para determinar el caudal de agua de enfriamiento que se utilizará. Para ello se recurrió a la expresión (3), siendo  $C_p= 4.18\text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ , y  $\Delta T$  la variación de temperatura que sufre el agua de enfriamiento, es decir  $30^\circ\text{C}$ . De esta manera, el caudal de agua de enfriamiento resulta  $1822966\text{ kg/h}$ .

*Intercambiador 4- Enfriamiento del bioetanol para su almacenamiento.*

Debido a que el bioetanol producido se obtiene a una temperatura de  $78.16^\circ\text{C}$ , es necesario enfriarlo para su almacenamiento, se espera enfriar el bioetanol hasta aproximadamente  $35^\circ\text{C}$ . Por esta razón se dispuso la implementación de un intercambiador de calor con este propósito. El mismo utilizará agua proveniente de la torre de enfriamiento, por lo que, como se verá a continuación, se obtendrá a una temperatura de  $30^\circ\text{C}$ , y se estima que saldrá del mismo a una temperatura de  $50^\circ\text{C}$ .

De la misma forma que se realizó para los intercambiadores ya mencionados, se comenzó por calcular el área de intercambio de calor. Para ello se utilizó la expresión (2), conociendo el valor de  $U$ , que es el mismo que fue utilizado en el intercambiador 3, y el valor del  $\Delta T_{ML}$  calculado a partir de la expresión (1) y los datos de temperatura ya mencionados ( $T_1=78.16^\circ\text{C}$ ,  $T_2=35^\circ\text{C}$ ,  $t_1=30^\circ\text{C}$ ,  $t_2=50^\circ\text{C}$ ).

El valor del área calculado fue  $4434\text{ m}^2$ .

Por último, se procedió a calcular el caudal de agua de enfriamiento necesario para alcanzar la temperatura final deseada. Al igual que para el intercambiador 3, se utilizó la expresión (3) para su cálculo, siendo  $C_p$  el del agua ( $4.18\text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ ) y  $\Delta T=20^\circ\text{C}$ .

El caudal de agua de enfriamiento será entonces  $4733\text{ tn/h}$ .

Los intercambiadores 1, 2, 3 y 4 son intercambiadores y tubo y coraza.

#### Circuito de agua

En base a los caudales de agua y vapor calculados, tanto en los intercambiadores como en los condensadores y reevaporadores, se determinó que la misma será recirculada en un circuito cerrado, evitando así el gasto continuo de agua.

Esto es posible gracias a que dicha agua puede, luego de ser utilizada, redireccionarse hasta la torre de enfriamiento, en caso del agua, o la caldera en caso de ser vapor, para volver a enfriarse/evaporarse y ser reutilizada. De esta forma, se piensa en la compra de agua a la red una única vez al inicio de la puesta en marcha de la planta, y luego se utilizará, para los procesos mencionados recientemente, el agua que será recirculada.

#### Intercambiadores de los tanques de reacción.

Como se mencionó en el capítulo 5, el sistema de agitación de los tanques de reacción está acoplado a un sistema que se ocupará de mantener la temperatura constante en cada uno de ellos.

Se procede entonces a realizar el cálculo del área requerida por cada uno de los *intercambiadores de placas* propuestos, y también del caudal de agua de refrigeración necesaria.

En este caso, el agua de refrigeración no se obtendrá de las torres de enfriamiento, sino de equipos de refrigeración, que se explicarán a continuación, ya que se utilizará agua a 15°C.

#### Primer tanque de reacción:

Se obtuvo del capítulo 5, el calor que es necesario retirar del primer tanque de reacción, con el objetivo de mantener la temperatura constante e igual a 36°C. Este calor

resulta 12215 kJ/s. En base a este dato y suponiendo que el fluido de proceso debe calentarse desde 36°C hasta 22°C, se utilizó la expresión (3) para calcular el caudal que debe ser recirculado del reactor. En este punto se utilizó un valor de  $C_p = 4.130 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ , el cual se supuso constante e igual en todos los reactores.

El valor obtenido de caudal a recircular es  $760 \text{ tn/h}$ .

Luego, se buscó obtener el área requerida por dicho intercambiador. Para ello se conoce que el agua de enfriamiento se espera que ingrese a una temperatura de 15°C y salga del intercambiador a 30°C, y sabiendo la variación de temperatura esperada para el fluido de proceso, se obtiene el valor del  $\Delta T_{ML}$  a partir de la expresión (1). Conocido este valor se buscó el dato del coeficiente  $U$ , al igual que en los otros intercambiadores, y se utilizó  $1850 \text{ J/s}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}$ .

De esta forma, se pudo obtener, el valor del área requerida por medio de la ecuación (2), siendo ésta  $1018 \text{ m}^2$ .

Por último se calculó el caudal de agua necesario para llevar a cabo el proceso de enfriamiento. Para ello se utilizó el  $C_p$  del agua ( $4.18 \text{ kJ/kg}$ ), y un  $\Delta T$ , como ya se mencionó de 15°C. El caudal de agua requerido es entonces  $702 \text{ tn/h}$ .

Segundo tanque de reacción:

En el caso del segundo tanque, se calculó de igual forma que el primero, pero en este caso el calor que se necesita retirar es  $10500 \text{ kJ/s}$ .

Realizando los cálculos se obtuvo un caudal de fluido de proceso recirculado de  $654 \text{ tn/h}$ , un área de  $874.5 \text{ m}^2$  y un caudal de agua de enfriamiento de  $603 \text{ tn/h}$ .

Tercer tanque de reacción:

De la misma forma que para los dos anteriores se obtuvieron los datos en base al calor que debe ser retirado que en este caso es de  $9730 \text{ kJ/s}$ .

Se obtuvo un caudal de fluido de proceso a recircular de 606 tn/h. El área necesaria para el intercambiador es 810.4 m<sup>2</sup> y el caudal de agua para refrigeración 559 tn/h.

En el caso de los tanques de reacción, el agua para refrigeración también compondrá un circuito cerrado, reutilizándose continuamente dicha agua, que pasará por el equipo de frío para alcanzar los 15°C iniciales.

#### Diseño torres de enfriamiento

Las mismas se utilizarán para enfriar el agua que se necesita en diversos equipos. Por un lado, de acuerdo a las condiciones de cada proceso, se definirá el caudal de aire que se requiere para enfriar el agua de cada uno de ellos. Se calcularon los mismos a partir del balance de masa para una torre de enfriamiento:

$$L C_{pL}(T_{L2} - T_{L1}) = G (H_{G2} - H_{G1})$$

Donde:

L: caudal de agua a enfriar en cada proceso

C<sub>p</sub>: capacidad calorífica del agua

T<sub>L2</sub>: temperatura de entrada del agua

T<sub>L1</sub>: temperatura de salida del agua

H<sub>G2</sub>: entalpía de salida del aire

H<sub>G1</sub>: entalpía de entrada del aire

Sabiendo que el aire atmosférico se encuentra a una temperatura de bulbo húmedo de 25°C, entonces se ingresó a la carta psicrométrica para hallar su entalpía correspondiente a su entrada. Entrando verticalmente hacia arriba por T=25°C hasta la

curva de entalpías del aire saturado, se encontró un  $H_{G1} = 78 \text{ kJ/kg}$ . Para calcular el valor de la entalpía de salida, se procederá a calcularla utilizando el equilibrio de H vs. T, y así sacar la  $H_{G2min}$  para la temperatura correspondiente. Una vez hallado este valor, se lo multiplicará por 1,5 para obtener un valor estimativo de la entalpía real.

#### Intercambiador de entrada a la batería de reactores

Este equipo necesitará agua fría para lograr un  $\Delta T = 60^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C} = 30^\circ\text{C}$ . El caudal de agua que debe circular por el mismo es de 1.822.966 kg/h. De esta manera, se ingresó con  $T=60^\circ\text{C}$  al diagrama H vs. T y se halló su entalpía mínima haciendo chocar la curva de operación con el equilibrio y teniendo como punto de pivot: (30;78).

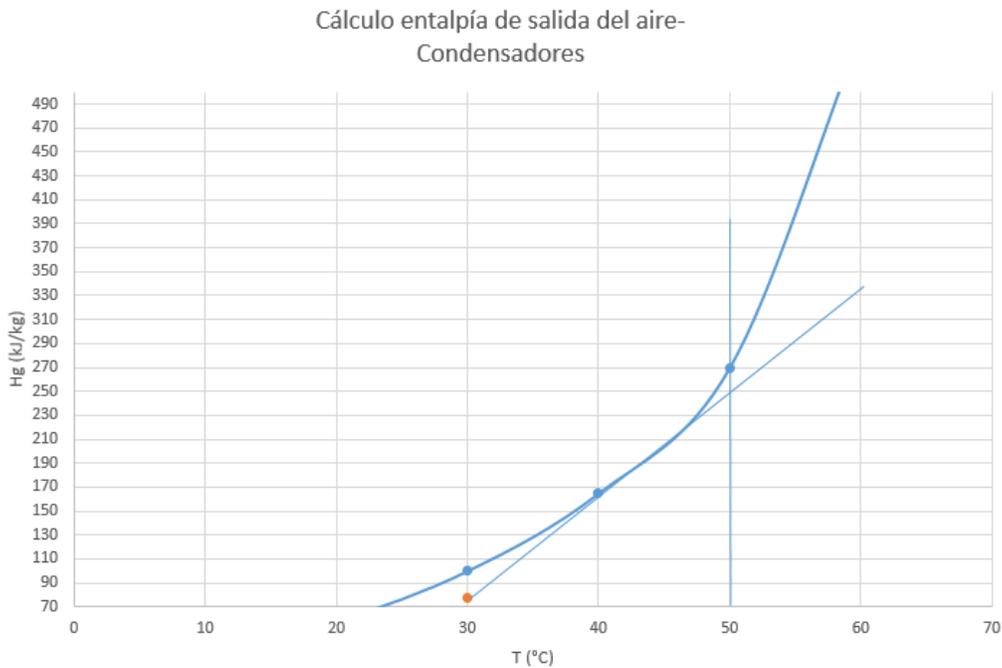


Figura 7.19: Cálculo de la entalpía de salida mínima.

$$H_{G2min} = 330 \text{ kJ/kg} \rightarrow H_{G2} = 495 \text{ kJ/kg}$$

Del balance, se calcula  $G = 548.201,3 \text{ kg/h}$ .

## Condensadores

Se procedió de igual forma, sabiendo que el cambio de temperatura en este caso es  $T = 50^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C} = 20^{\circ}\text{C}$  y el caudal de agua a enfriar 4.645.932 kg/h.

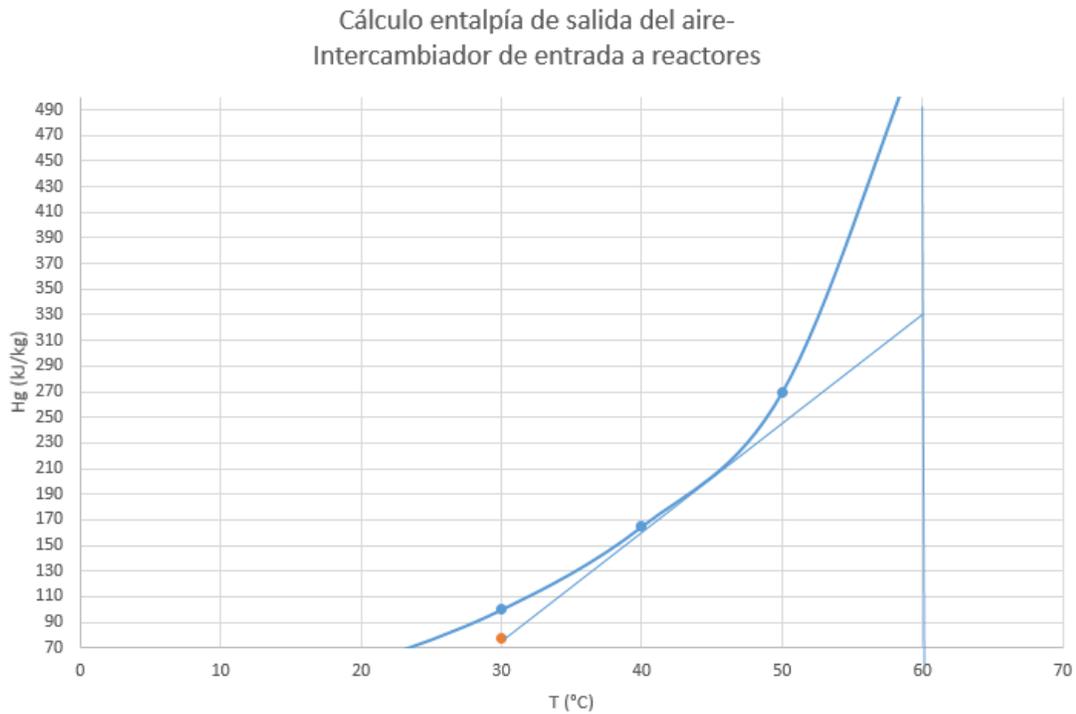


Figura 7.20: Cálculo de la entalpía de salida mínima.

$$H_{G2min} = 250 \text{ kJ/kg} \rightarrow H_{G2} = 375 \text{ kJ/kg}$$

Por lo que se necesitará un caudal de 1.307.743,8 kg/h.

## Almacenamiento de etanol

El caudal de agua en este caso es de 4.733.253 kg/h y el mismo se enfriará desde 78,16°C hasta 35°C, resultando un cambio de temperatura de 43,16°C.

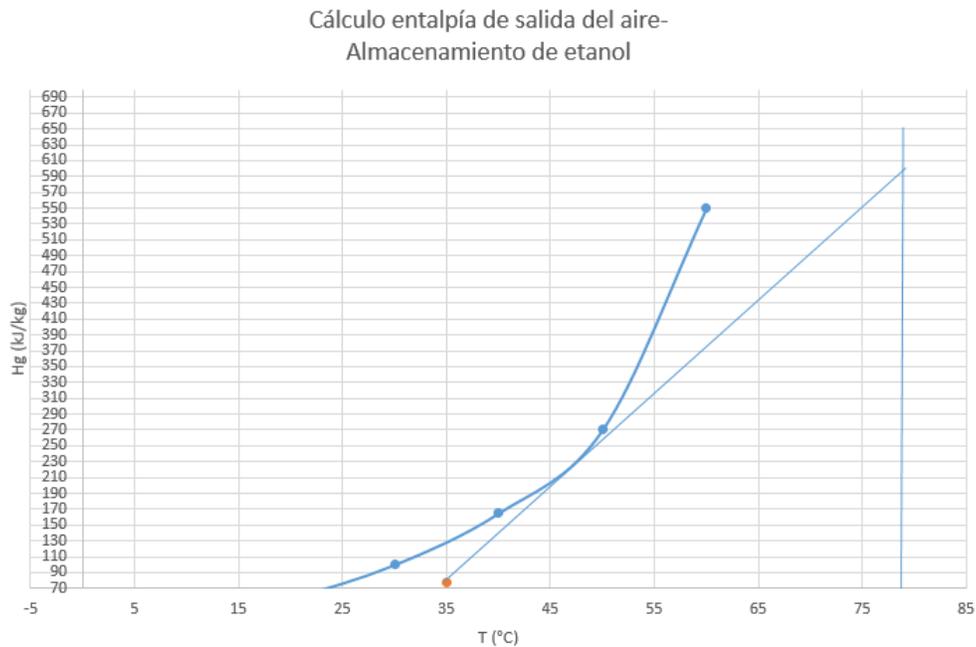


Figura 7.21: Cálculo de entalpía de salida mínima.

$$H_{G2min}=600 \text{ kJ/kg} \rightarrow H_{G2}= 900 \text{ kJ/kg}$$

Del balance;  $G= 393.149,4 \text{ kg/h}$ .

Intercambiador de calor para levaduras

El caudal de agua que debe manejar es 35.000 kg/hs, mientras que sus temperaturas de entrada y salida son 40 y 30°C, respectivamente.

Cálculo entalpía de salida del aire-  
Intercambiador de calor para levaduras

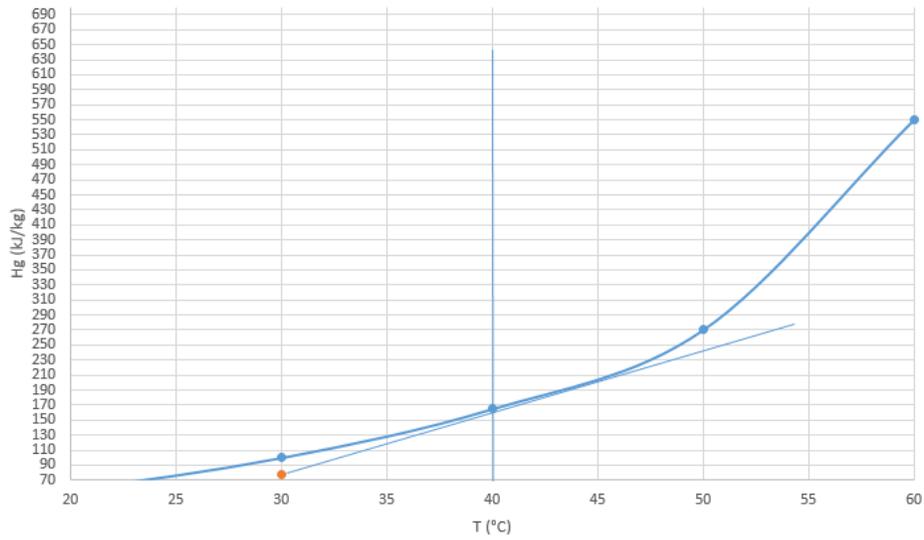


Figura 7.22: Cálculo de entalpía de salida mínima.

$$H_{G2min} = 160 \text{ kJ/kg} \rightarrow H_{G2} = 240 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Así: } G = 9.030,9 \text{ kg/hs}$$

Vapor de escape de turbinas

El caudal es de 3.259.000 kg/hs y sus temperaturas son 70°C para la entrada y 30°C para la salida.

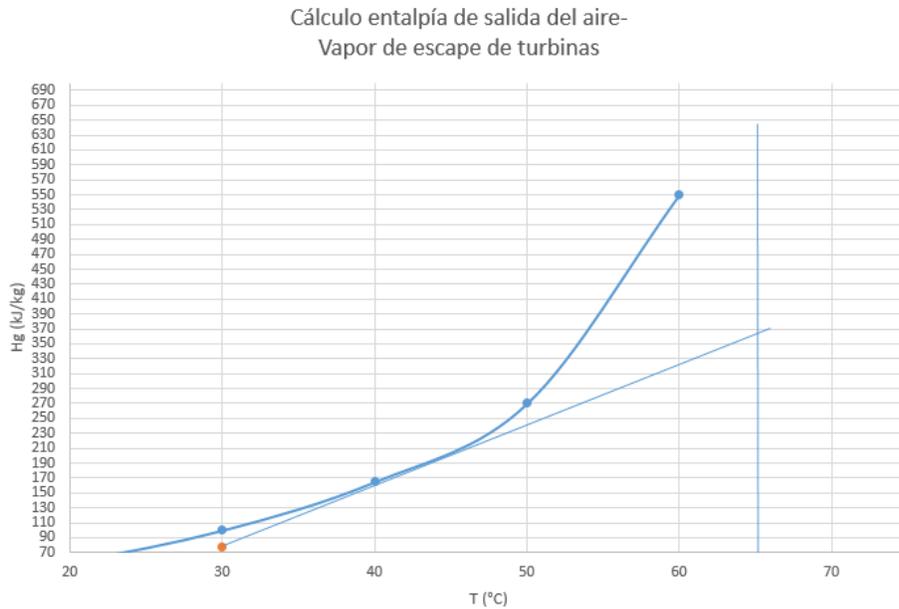


Figura 7.23: Cálculo entalpía vapor de escape

$$H_{G2min} = 365 \text{ kJ/kg} \rightarrow H_{G2} = 547,5 \text{ kJ/kg}$$

Entonces el caudal de aire a circular es de 1.160.606,6 kg/hs.

#### Parámetros de las torres

Se puede calcular ahora el caudal total de aire que se debe circular en la/s torre/s, resultando el mismo:

$$G = 3.418.732 \text{ kg/h}$$

Por otro lado, otros parámetros de diseño son la altura de plato teórico (HETP) y el área de las torres. Se utilizó una correlación para determinarlos, brindada por la empresa Sulzer Chemtech, para torres empacadas.

Primeramente, se eligió el empaque Mellapack 125 X/Y, el cual se distribuirá de manera ordenada en las torres. El motivo de la selección fue por su mayor eficiencia de

separación, la capacidad de reducción de la caída de presión y por brindar mayores unidades de transferencia por metro.

A partir del siguiente gráfico se optaron por las características óptimas para el enfriamiento:

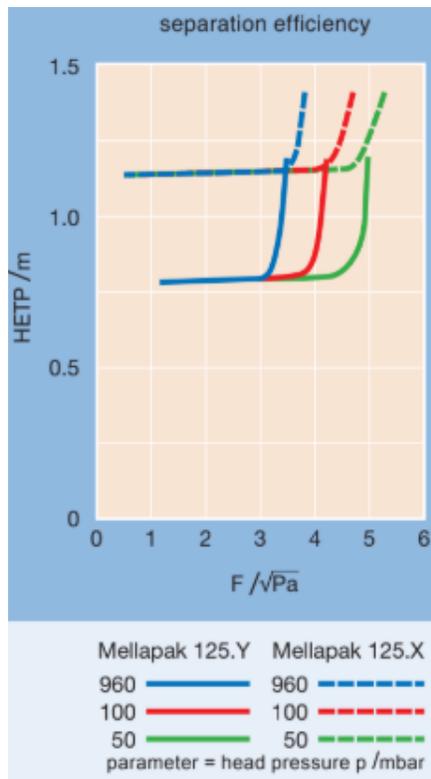


Figura 7.24: Altura de plato teórico vs. coeficiente F para relleno ordenado Mellapak 125 X/Y

Los ejes del gráfico corresponden al coeficiente F en el eje de las abscisas y la altura de plato teórico HETP como ordenada. F es igual a la velocidad superficial del gas multiplicado por la raíz cuadrada de su densidad. Las curvas de colores corresponden a distintas presiones en el tope de la torre, para lo cual nosotras trabajaremos a P atmosférica, es decir, 960 mbar (curva azul). Las curvas punteadas son las que se corresponden con el empaque seleccionado.

Sabiendo que:

$F = w_g \sqrt{\rho_g}$  y que a su vez la velocidad superficial  $w_g$  es igual al caudal volumétrico de gas dividido por el área de la torre, se puede decir que el valor de F deberá ser lo más grande posible. Esto significaría un área pequeña y, por lo tanto, menor costo. Por otro lado, la HETP debería ser lo más pequeño posible, lo cual indica una torre no muy alta y, al igual que el caso anterior, torre más barata.

De esta forma, se ingresó al gráfico teniendo en cuenta lo dicho anteriormente y se definieron los siguientes valores:

$$F = 3,2 \sqrt{Pa} \quad \text{HETP} = 1,15 \text{ m}$$

Se calculó la densidad del gas:  $\rho_g = \frac{P \cdot PM}{R \cdot T} = \frac{1 \text{ atm} \cdot 17,8 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot 1000 \text{ L kg}}{0,082 \frac{\text{L} \cdot \text{atm}}{\text{molK}} \cdot 303 \text{ K} \cdot \text{m}^3 \cdot 1000 \text{g}} \quad (T=30^\circ\text{C})$

$$\rho_g = 0,716 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Despejando de F la velocidad superficial del gas resulta:

$$w_g = 3,782 \text{ m/s} = 1361,2 \text{ m/h}$$

Para poder calcular el  $A = G_{\text{vol}}/w_g$ , se deberá pasar el caudal másico total de aire calculado a caudal volumétrico, utilizando la densidad calculada:

$$G_{\text{vol}} = 4.774.765,4 \text{ m}^3/\text{hs}$$

Así, el área resulta:

$$A = G_{\text{vol}} \text{ total} / w_g = 3500 \text{ m}^2$$

Se decidió operar con 50 torres de enfriamiento de área  $70 \text{ m}^2$ . Cada una poseerá un diámetro de 3,7 m, por 6 m de alto.

Además, a partir del gráfico siguiente, se calculará la caída de presión en las torres:

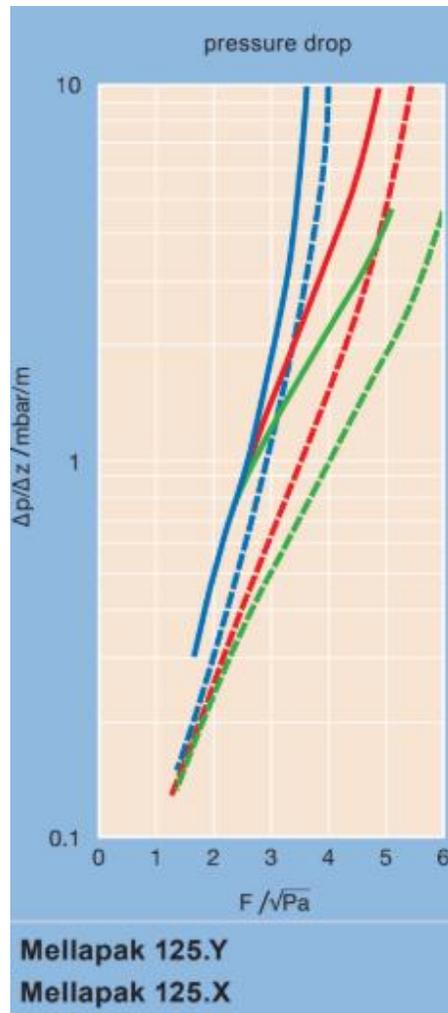


Figura 7.25: Caída de presión vs. F para empaque Mellapak 125 X/Y

Ingresando con  $F=3,2$ , se puede ver que  $\frac{\Delta p}{\Delta z} = 1,9 \text{ mbar/m}$ . Por lo tanto, utilizando la altura de la torre de 3,25 m, la caída de presión resultante es de 11,4 mbar.

$$\Delta P = 11,4 \text{ mbar} = 0,0114 \text{ atm} = 1.155,11 \text{ Pa}$$

Finalmente, esto permite calcular la potencia necesaria para los ventiladores de las mismas. Cabe aclarar que son de tiro inducido, que, además de ser más eficientes, es la forma más ampliamente utilizada, según lo brindado por la empresa Glaciar Ingeniería S.A.

$Pot = \Delta P G'_{vol}$  ; donde  $G'_{vol}$  es el caudal volumétrico de aire total por unidad de área.

Entonces esta cuenta dará la potencia total requerida por todos los ventiladores.

$$Pot = (1.155,11 \text{ Pa} \cdot 4.774.765,4 \text{ m}^3/\text{s}) / 3500 \text{ m}^2 = 1575,8 \text{ kW}$$

### Equipo de frío

El agua de enfriamiento requerida para utilizar en los intercambiadores de placas, debe alcanzarse utilizando un equipo de frío, debido a que, dada la temperatura ambiente de la provincia de Tucumán en los meses de zafra, no es posible alcanzarla con una torre de enfriamiento.

Es por esta razón que se debe analizar la compra de un equipo de frío y se debe además tener en cuenta la potencia que requiere el mismo.

Conociendo el caudal de agua a enfriar, que es 1864 tn/h, y esperando poder enfriarla hasta 15°C, suponiendo que la temperatura ambiente corresponde a 30°C, el calor que se debe quitar al agua es 32445 kW.

Se conoce que, un equipo de frío para eliminar un calor de 5800 kW, requiere una potencia de 1000 kW, por lo que, para el equipo que se debe instalar, la potencia requerida resulta 5594 kW.

Además, se pensó en utilizar agua a 15°C para el condensador de la tercer columna de destilación. Por lo que se pensó en la implementación de un segundo equipo de frío que procese un caudal de agua de 13375 kW. Por ende, este último equipo consume una potencia de 2306 kW, siguiendo el mismo razonamiento utilizado para el primer equipo de frío.

# **CAPÍTULO 8**

**UTILIZACIÓN DEL BAGAZO EN LA  
PRODUCCIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA**

## Introducción

En el presente capítulo se detallarán los equipos necesarios para la generación de energía, mediante la utilización del bagazo originado a partir de la caña de azúcar en el proceso de producción de bioetanol.

El objetivo es poder utilizar al máximo los desechos, como es en este caso el bagazo, para obtener el mayor beneficio económico posible y lograr la optimización del proceso productivo.

## Evaluación de la propuesta

Se decidió incursionar en la generación de energía debido a que, en base a la información compilada en los capítulos anteriores, se observó que existen muchos subproductos que no estaban siendo aprovechados, y en especial el bagazo.

En base a la información encontrada sobre los subproductos, se determinó que el aprovechamiento del bagazo sería el más importante, ya que otros subproductos, como la vinaza o la cachaza, sólo pueden ser vendidos para utilizarse en los campos de cultivo, cuando, en cambio el bagazo, se puede emplear en la generación de energía, reduciendo así, el gasto de energía requerido por la planta.

## Sistema de generación de energía

Para obtener energía a partir del bagazo, es imprescindible la utilización de calderas, cuyo principal objetivo es el de producir el vapor que luego será enviado a las turbinas, lugar en el que ocurre la generación propia de la energía.

Esto implica que, además del bagazo, se deberá contar con un suministro de agua, la cual se calentará hasta estado vapor, y luego deberá ser condensada para su reutilización.

A continuación se detallarán todos los equipos necesarios para este fin.

## Calderas

La principal clasificación de las calderas es aquella que las divide en *acuotubulares* y *humotubulares*. Las primeras se caracterizan por poseer tubos, a través de los cuales circula el agua que se busca evaporar. Dichos tubos se encuentran circunscriptos en un cilindro de mayor diámetro, conteniendo en su centro la fuente de calor que se encargará de llevar a cabo el cambio de estado. Las calderas humotubulares, en cambio, son aquellas en las que, por los tubos circulan los humos producidos por la fuente de calor, y el agua a evaporar se encuentra contenida alrededor de ellos. Este último tipo de calderas son particularmente más peligrosas debido a que se pueden alcanzar muy altas presiones en su interior, existiendo así un mayor riesgo.

En este caso se optó por la utilización de *calderas acuotubulares*, debido a que, son aquellas que generan vapor con mayor rapidez, ya que el agua se encuentra distribuida en los tubos. Este tipo de calderas, son las comúnmente empleadas en las centrales de generación de energía.

La eficiencia requerida en las calderas depende de la cantidad de fibra disponible, la cantidad de agua de imbibición utilizada, la demanda de vapor de proceso de la fábrica, y la cantidad de combustible necesaria para satisfacer las operaciones realizadas fuera del periodo de zafra. Si el ciclo global no es tan eficiente como debiera, se hace necesario incinerar un combustible suplementario para balancear los requerimientos energéticos de la fábrica. Por el contrario, si el ciclo es demasiado eficiente, se hace necesario gastar dinero para desechar excesos bagazo.

De los factores que afectan la eficiencia de calderas la humedad del bagazo y la temperatura de los gases de escape son los más importantes. El secado del bagazo en los molinos es una forma efectiva de mejorar la eficiencia de las calderas, además de mejorar la eficiencia de extracción. La reducción de la temperatura de los gases de chimenea también ayuda a mejorar la eficiencia de calderas pero requiere instalar superficies de intercambio de calor adicionales que operan más cerca del punto de condensación de los gases de escape, por lo cual requieren ser diseñadas teniendo esto presente y pueden requerir de especial atención y posible mantenimiento. La reducción del consumo de vapor de escape mediante cambios en la configuración de la estación de evaporadores para permitir mayor uso de extracciones es una tercera alternativa. La decisión sobre la ruta a seguir depende de factores económicos.

Desde el punto de vista de combustión, el bagazo es un combustible relativamente benigno. Esto se debe a que la mayoría de los metales álcali, que son constituyentes dominantes de las cenizas que causan incrustaciones sobre las parrillas, formación de escorias en el hogar, e incrustación de las superficies de calentamiento por convección, son filtrados en el proceso de extracción dejando una ceniza rica en sílice. Los metales álcali de bajo punto de fusión, predominantemente sodio y potasio, terminan contenidos en las mieles, y esta es la razón por la cual las mieles son tan difíciles de utilizar como combustible. La sílice tiene un elevado punto de fusión y debido a esto es raro que cause problemas de deposición.

Poder calorífico. La fórmula general para calcular la energía de la biomasa utilizada como combustible es una constante multiplicada por el contenido real de fibra del combustible. Don et al. (1977) demostraron que el poder calorífico superior PCS del bagazo se puede calcular a partir de:

$$H_u = 18\,260 - 207.01 \cdot w_W - 182.60 \cdot w_A - 31.14 \cdot w_{RDS}$$

Una corrección por RDS (Brix, li'Ros) se introduce en la ecuación para reconocer el hecho de que el poder calorífico de la sacarosa, que reemplaza a la fibra, es menor que el poder calorífico de la fibra.

El contenido de humedad del bagazo usualmente varía alrededor de 46 a 56 %. Su contenido de cenizas, en base húmeda tal como se quema, varía alrededor de 1.8 % hasta 11.0 %, de lo cual 1.3 a 1.8 puntos porcentuales son ceniza que es parte inherente de la estructura de la fibra, mientras que la cantidad restante son cenizas superficiales o libres que se adhieren a las superficies externas de la planta.

Los resultados son válidos únicamente si el carbono del combustible se oxida completamente hasta dióxido de carbono. Cuando la combustión es incompleta y parte del carbono se oxida parcialmente hasta monóxido de carbono, las pérdidas de energía disponible pueden ser significativas.

El carbono, cuando se oxida hasta dióxido de carbono, libera una cantidad de energía de 32979 kJ/kg, mientras que cuando se oxida hasta monóxido de carbono solamente se liberan 10110 kJ/kg. Cuando el hidrógeno se oxida hasta formar agua, 141792 kJ/kg son liberados.

La combustión transcurre en tres etapas. Inicialmente el bagazo se seca, luego de lo cual los constituyentes volátiles se liberan y queman, y finalmente el carbón remanente se incinera. La química de la combustión es compleja. La cantidad de aire requerido para la combustión (el requerimiento estequiométrico) puede ser calculada. En la práctica, debido a la dificultad de mezclar homogéneamente al combustible con el aire, se hace necesario utilizar una cantidad de aire adicional para obtener una combustión completa que la indicada mediante este cálculo. La cantidad adicional de aire se conoce como exceso de aire y usualmente se expresa como un porcentaje de la cantidad de aire estequiométrico.

Algo importante a tener en cuenta es la alimentación del bagazo a la caldera. Para mantener un flujo de bagazo bien atomizado y una proporción correcta de bagazo y aire

dentro del horno, es importante contar con los equipos adecuados para la alimentación de dichos elementos. Así, el alimentador de bagazo debe dejar ingresar la misma cantidad de bagazo en cada revolución, debe poder trabajar enlazado al control automático y debe servir de desapelmizador y atomizador del bagazo. Existen varios tipos de alimentadores de bagazo, actualmente los más utilizados son los de un solo rodillo o de rodillos paralelos. El más eficiente resulta el segundo, consistiendo en dos pequeños rodillos que desmenuzan el bagazo y permiten el ingreso en una cantidad constante. Este alimentador cuenta con una mejor posibilidad de control que el de un solo rodillo, ya que gira en un mayor rango de velocidades (rpm) lo que ofrece más suavidad de respuesta ante variaciones de demanda. Además, al necesitar menos altura ofrece mayor longitud de tolva lo que aumenta el stock en cada alimentador, lo anterior disminuye las entradas de aire frío al horno en eventuales desabastecimientos de bagazo.

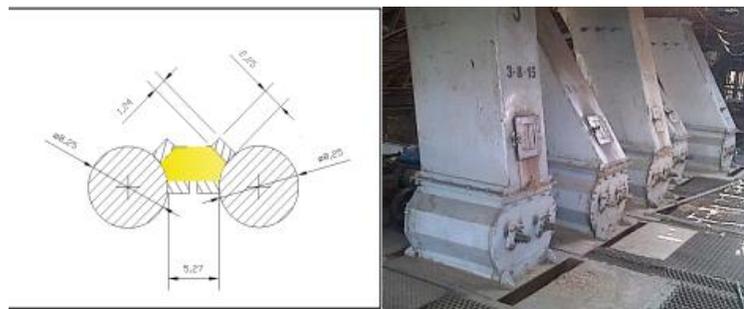


Figura 8.1: Alimentador de dos rodillos paralelos para el bagazo.

Los rodillos deben instalarse paralelos a la caldera (no es el caso de los de la figura anterior), para que el bagazo que pase por ellos ocupe todo el ancho de la tolva (chifle) que va hacia el horno, esto mejora la dispersión del bagazo al entrar.

Volviendo al inicio de esta sección, la implementación de calderas en conjunto con turbinas supone una generación de energía que puede ser utilizada en la planta para suplir las necesidades de la misma y, así, reducir gastos.

De esta forma, se comenzó por calcular la cantidad de bagazo generado partiendo de la cantidad de caña procesada por hora. Con este valor y el dato de bibliografía<sup>12</sup> que afirma que se generan 28 toneladas de bagazo por cada 100 toneladas procesadas de caña de azúcar se puede calcular la cantidad de bagazo generado que resulta *341.6 tn/h*.

Luego, para obtener el vapor que se genera a partir de la cantidad de bagazo disponible, se utilizó una correlación proporcionada por el Ingeniero de planta del Centro Azucarero Concepción. El mismo indica que se generan 2.1 kg de vapor por cada kg de bagazo consumido. Por lo que en función de la cantidad de bagazo producido se pueden generar *717.36 tn de vapor/h*.

Se requiere entonces, la compra de una caldera de procese 341.6 tn/h de bagazo, produciendo 717.35 tn/h de vapor, lo que implica que esta misma será la cantidad de agua con la que se deberá alimentar a la caldera. La presión a la cual trabajará la caldera es 21 bar, que es el valor utilizado por las calderas instaladas en el Ingenio Concepción.

En cuanto al uso que se le dará al vapor, se consideró inicialmente utilizar la totalidad del vapor para la producción de energía. Sin embargo, y en vista de que lo producido alcanza valores importantes, se decidió que parte de dicho vapor se utilice en dos de los reevaporadores.

De esta forma, se calculó la cantidad de vapor requerida por estos últimos, para poder determinar luego el vapor disponible para alimentar a la turbinas. Para ello se comenzó por obtener, del capítulo 6, los valores de los calores intercambiados en cada reevaporador de cada una de las columnas de destilación planteadas.

Con el objetivo de obtener la cantidad de vapor necesario para permitir dicho intercambio de calor, se afectaron los calores por el valor del calor de vaporización del agua a una presión de 21 bar, obtenida de tablas de vapor como la diferencia entre la

---

<sup>12</sup> Libro: Ingeniería de la caña de azúcar. Peter Rein. Berlín 2012.

entalpía de vapor saturado y la de líquido saturado a esta presión, que toma un valor de 2179,4 kJ/kg.

De esta forma, la cantidad de vapor necesario en cada uno de los reevaporadores es:

| Calor intercambiado            | Vapor requerido |
|--------------------------------|-----------------|
| $Q_4 = 1.002 \times 10^8$ kJ/h | 53.5 tn/h       |
| $Q_6 = 6.350 \times 10^7$ kJ/h | 33.9 tn/h       |

Sumando el vapor requerido por los reevaporadores se obtiene el vapor libre que se utilizará en la generación de energía por medio de las turbinas. El mismo toma un valor de 629.96 tn/h.

## Turbinas

Las turbinas de vapor son máquinas accionadas por un fluido en movimiento, en este caso, el fluido es el vapor. La turbina consta de un rotor con eje, formado por planos de circunferencia que en los bordes contienen los álabes, los cuales impulsan a la rueda que está unida a un eje principal. La turbina de vapor acciona un generador que produce energía eléctrica transmitiéndola a través de un sistema de líneas de transporte de energía eléctrica.

Las turbinas de vapor toman vapor a presiones y temperaturas relativamente altas y entregan vapor de escape ya sea al proceso o en algunos casos, a condensadores que operan al vacío.

Para un flujo constante de vapor por la turbina, la diferencia en el calor total por unidad de masa (entalpía específica, kJ/kg) en la entrada del vapor y en la salida de la

turbina, representa la energía extraída del vapor en forma de trabajo mecánico, utilizada ya sea para accionar una unidad de trabajo mecánico o rotar un generador de corriente alterna.

Las turbinas son menos eficientes a cargas menores debido a las pérdidas por estrangulamiento en las válvulas de control de vapor y a que las presiones de vapor, volúmenes y velocidades de la etapa intermedia difieren de los valores de diseño. La temperatura del vapor de salida será entonces mayor bajo condiciones de carga parcial. En una turbina de contrapresión (con extracción), el vapor de salida pasa al proceso lo que requiere una temperatura de vapor apenas sobrecalentada. Si la turbina suministra un vapor más caliente que el requerido, deberá utilizarse un atemperador. El agua inyectada representa una ganancia en masa de vapor.

#### Turbinas de impulso y de impulso-reacción.

En una turbina de impulso, se hace caer la presión del vapor a través de boquillas estacionarias, impartándole altas velocidades al vapor con incremento en su energía cinética. Este vapor de alta velocidad afecta a los álabes móviles los que extraen la energía al reducir la velocidad. No existe caída de presión a través de los álabes móviles. Puede existir únicamente un juego de toberas fijas como en una turbina simple de accionamiento mecánico, o etapas múltiples de toberas fijas como en una turbina "Rateau". En una turbina de impulso-reacción, que siempre es multi-etapa, existe una caída en la presión del vapor a través tanto de los álabes fijos como de los móviles. La turbina de impulso es más simple y barata debido a que no existe sello de presión a través de los álabes móviles. La turbina de impulso-reacción es más eficiente debido a que hay más etapas de caída de presión del vapor, cada una de las cuales tiene menores pérdidas. Las turbinas de impulso multi-etapas generalmente están disponibles con eficiencias de alrededor de 78 %, mientras que las unidades de impulso-reacción frecuentemente tienen eficiencias de alrededor de 84 %.

En cuanto a las turbinas necesarias para la producción de energía en la planta planteada, se conoce, como se dijo anteriormente, que deberán ser capaces de recibir un caudal de vapor de *629.96 tn/h* para la generación de vapor.

Para conocer la potencia generada por dicha cantidad de vapor, se utilizará otra correlación proporcionada por el Ingeniero de planta del Ingenio Concepción en el que se determina que por cada 10 toneladas de vapor, se genera 1 MW.

En función de esta relación, y conociendo la cantidad de vapor disponible, la energía generada por las turbinas será *63 MW*.

Como se mencionó previamente, el vapor que ingresa a las turbinas luego es expulsado a una presión menor, conocido como vapor de escape. Es nuestra intención utilizar dicho vapor, que se obtendrá a una presión de *2.5 bar* (dato que también fue provisto por el Ingeniero de planta del Ingenio Concepción), para abastecer al evaporador de múltiple efecto y también emplearlo para calentar la corriente de agua utilizada en el difusor, tal como se explica en el capítulo 7.

## Suministro de agua

Para prevenir los distintos mecanismos de desgaste y los problemas que de ellos se derivan, distintas organizaciones de fabricantes, usuarios y de entes investigadores del mercado de calderas y de la generación de energía, han fijado normas estableciendo los requisitos que el agua debe cumplir antes de su ingreso a la caldera como dentro de la misma. Estos requisitos dependen principalmente del tipo de caldera y fabricante, pero se encuentran disponibles para tomar todas las precauciones pertinentes con respecto a la calidad de agua a utilizar.

El tratamiento del agua de alimentación es un proceso externo a la caldera que comprende la etapa de captación, tratamiento y almacenamiento. Se deberá tratar además, el agua que llega de los condensadores, que en este caso será la que llega de los

equipos previamente mencionados (evaporador de múltiple efecto y difusor, los cuales son utilizados como intercambiadores de calor), la cual será recirculada.

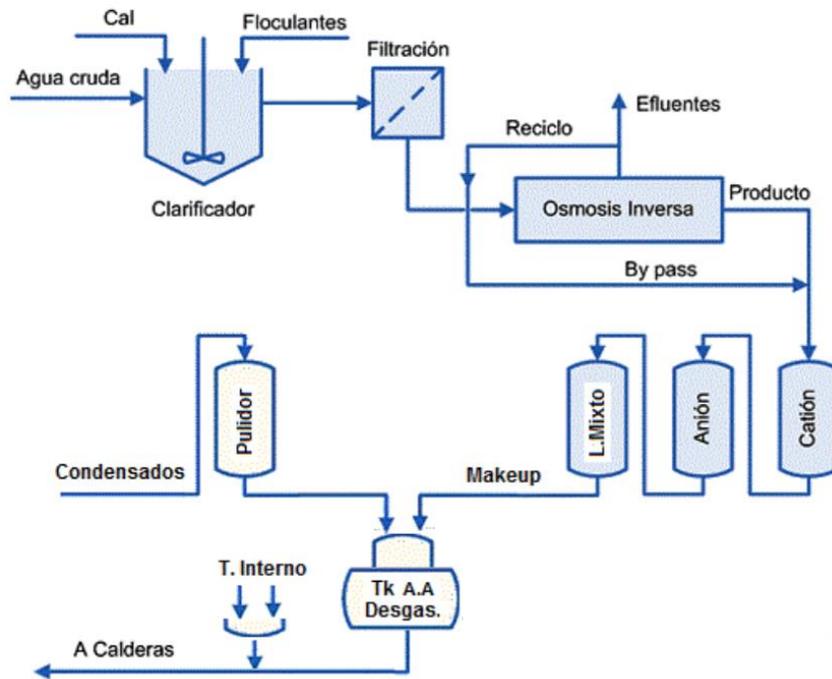


Figura 8.2: Esquema del tratamiento de agua para alimentación de la caldera

Según la presión de trabajo de la caldera, el tratamiento puede variar pero generalmente consiste en los siguientes procesos:

- Decantación / filtración
- Ablandamiento
- Ósmosis inversa
- Intercambio iónico (aniónico / catiónico y de lecho mixto)
- Descarbonatación
- Desgasificación térmica

Para mantener el pH dentro de sus límites se pueden usar distintos productos alcalinos. El tipo de compuesto dependerá de la presión de trabajo de la caldera y tipo de materiales usados en el equipo.

En cuanto a los gases disueltos en el agua ( $O_2$ ,  $CO_2$  y el  $NH_3$ ), son corrosivos y deben ser eliminados. Esta eliminación puede ser realizada hasta un determinado nivel y eficacia mediante desgasificadores térmicos. En estos equipos, como el  $O_2$  no se ioniza, su concentración puede ser reducida hasta valores bajos como ( $40- 7 \mu g /L$ ); en tanto que los otros gases sólo pueden eliminarse parcialmente debido a su ionización, razón por la que deberá recurrirse a medios químicos para reducir su concentración. El proceso de desaireado térmico está influenciado por la presión parcial y temperatura de cada gas y por el grado de agitación del medio. También por el pH, tal es el caso del  $CO_2$  que, a medida que el pH disminuye, el porcentaje de gas eliminado aumenta. Es por esto que se coloca una torre descarbonatadora después de la resina de intercambio catiónica para eliminar la alcalinidad de los carbonatos. El  $NH_3$  a su vez tiene un comportamiento inverso con relación al pH. En estos equipos, el agua es calentada a presión constante lo que provoca que los gases se desprendan poco a poco. Cuando el agua se calienta hasta la temperatura de saturación correspondiente a la presión de trabajo del equipo, la presión parcial del vapor de agua alcanza su máximo valor sobre el nivel del agua desprendiéndose. Esto provoca que la presión parcial de los otros gases disueltos se reduzca a mínimos valores desprendiéndose del agua.

#### Tanque de alimentación de agua

El tanque de agua de alimentación es un componente clave dentro de las instalaciones y de la confiabilidad operativa. La disposición de condensados en cantidad suficiente dependerá de la regularidad de marcha de la molienda y de las fluctuaciones en la demanda de vapor.

El tanque deberá contar con una entrada de agua proveniente de los condensadores (intercambiadores de calor) y otra llamada agua de reposición, o make up, que es el agua previamente tratada que se necesita para cumplir con el requerimiento de la caldera a utilizar.

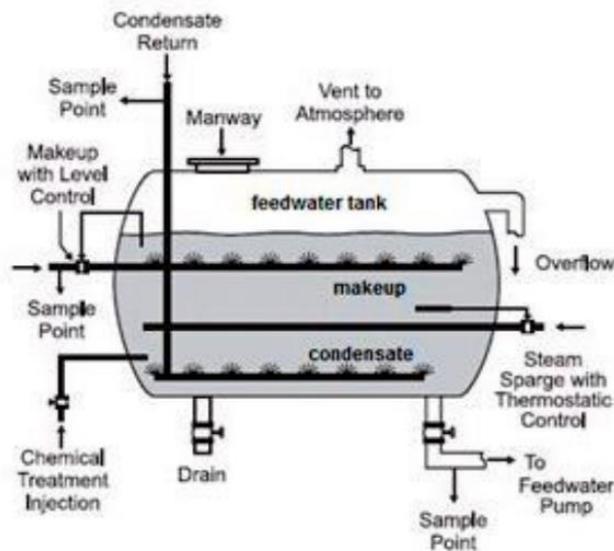


Figura 8.3: Esquema del tanque de almacenamiento de agua para alimentación de la caldera

3

burbujeo en el punto mas bajo del tanque, mientras que el agua de makeup deberá hacerse de la misma forma pero en la parte más alta del nivel de agua. Esta disposición mejorará la convección y mezcla de los fluidos de temperaturas distintas.

- El tanque deberá ser provisto de venteos de la capacidad y cantidad adecuada a su volumen de reserva.
- La capacidad mínima del tanque deberá ser para 12-15 minutos del flujo máximo de vapor demandado.
- La ubicación del tanque deberá ser tal de garantizar presiones positivas en la aspiración de la bomba de agua de alimentación para impedir su cavitación.
- Todas los flujos ingresantes como saliente del agua de alimentación deberán contar con tomas para el respectivo muestreo y análisis.

En cuanto a la cantidad de agua que deberá ser utilizada para la caldera se requieren 717.35 tn/h, esto es así ya que esta será, como ya se mencionó, la cantidad de vapor que se quiere producir. En relación al gasto, se espera que la caldera componga un

circuito de agua cerrado, es decir, que se recirculará la misma cantidad de agua continuamente.

Esto es posible gracias a que el vapor que se utiliza para alimentar a las turbinas, luego será utilizado (como vapor de escape) para abastecer a los equipos mencionados previamente, y una vez que dicho vapor se haya condensado, será conducido nuevamente a la caldera como agua de alimentación. De la misma forma, el vapor destinado al suministro de los reevaporadores, una vez condensado seguirá el mismo camino que el anterior, regresando a alimentar a la caldera.

Mediante esta recirculación se logra disminuir el gasto continuo de agua que se requeriría de otra forma, y así poder contribuir al cuidado del agua.

Otro aspecto importante a tener en cuenta es el empleo de un equipo de *ósmosis inversa* que, como se dijo anteriormente, cumplirá la función de acondicionar el agua de ingreso a la caldera para que no se produzca daño en esta última. Este equipo deberá procesar el caudal de agua que se requiere para el funcionamiento de la caldera. Cabe aclarar además, que el hecho de que el circuito de agua sea cerrado no implica que no se deba tratar el agua continuamente. A lo largo del trayecto que recorre la misma, tanto en forma líquida como vapor, entra en contacto con diversas superficies y fluidos que pueden dañar su composición, por lo que, con el objetivo de preservar la caldera en condiciones, se decidió tratar el agua, tanto cruda, como condensada.

En cuanto a la potencia requerida por este equipo, debido al gran caudal que debe procesar, no se encontró el equipo en cuestión en catálogos, por lo que se determinó tomar un equipo del cual se encontró información, y extrapolar dichos datos al caudal requerido por la planta en cuestión. De esta forma, se emplearon datos del catálogo de *Veolia Water- Solutions and Technologies*, en los cuales se encontró que para un equipo que procesa 15000 L de agua/h, la potencia necesaria es 15 kW. En base a estos datos, la potencia requerida por el equipo de ósmosis a emplear es *717 kW*.

## Vapor de agua

Dado que el vapor alimenta a las turbinas, este deberá reunir ciertas condiciones a los efectos de no producir daños sobre las partes móviles y fijas de regulación del equipo. Una calidad inadecuada en el vapor puede generar problemas tales como:

- depósitos (álabes, toberas, válvulas)
- erosión (humedad)
- corrosión (humedad)
- fatiga (debida al pitting en áreas diversas)
- vibraciones (desbalanceo rotor)
- pérdida de eficiencia (mayor rozamiento por mayor rugosidad superficial)

Una de las causas más frecuentes de estos problemas se debe al arrastre de partículas contaminantes por parte del vapor. El arrastre puede ser ocasionado por causas tanto mecánicas como químicas.

| <b>Mecánicas</b>                              | <b>Químicas</b>                 |
|---|---------------------------------|
| Daños separador de gotas                      | Elevado TDS                     |
| Nivel de agua excesivo                        | Exceso de alcalinidad / sílice  |
| Condiciones de sobrecarga                     | Exceso de sólidos en suspensión |
| Diseño del separador                          | Material oleoso                 |
| Dimensiones del domo                          | Detergentes                     |
| Presión de operación por debajo de la nominal | Formación de espumas            |

Figura 8.4: causas de arrastre

Además del arrastre, otra fuente de contaminación que debe ser evaluada es la atemperación del vapor cuando se usa atemperadores de mezcla (equipos de proceso que permiten el enfriamiento del vapor recalentado mediante la inyección de agua líquida, para llevar la temperatura de salida unos grados por encima de las condiciones de saturación). En estos equipos debe prestarse especial atención a la calidad de agua empleada ya que se puede producir una importante contaminación. Para evitar estos

problemas y por cuestiones de garantía de la vida útil de las turbinas, los fabricantes han establecidos determinados niveles de pureza en el vapor que el cliente deberá garantizar en la operación de la caldera. La pureza del vapor, es la cantidad de contaminantes saliendo del domo y medidas en [ppm] y el título, es la cantidad de vapor seco por kg. de vapor húmedo [kg./ kg]. Ambos parámetros deben ser monitoreados especialmente en las unidades de grandes potencias. La determinación del título tiene interés ya que la fracción de agua contiene una concentración muy alta de contaminantes. Lo ideal es que el vapor fuese totalmente seco, lo cual en la práctica es imposible.

Como ya lo expresáramos, los fabricantes estipulan la pureza del vapor requerido en sus turbinas no sólo para garantizar su performance sino también su confiabilidad operativa y mantenimiento.

## Condensadores

Habiendo realizado los cálculos correspondientes en el capítulo 7, se observa que parte del vapor de escape de las turbinas no es requerido para calentar ningún otro proceso, por lo que, con el fin de poder lograr un circuito cerrado de agua, este vapor sobrante deberá ser condensado para ser devuelto a la caldera.

Usualmente se utilizan condensadores de contacto directo, donde el agua de enfriamiento o 'inyección' entra en contacto directo con el vapor a ser condensado. En el sistema de vacío de la estación de filtros también se utiliza un condensador, pero que opera a un menor vacío.

Las principales ventajas de la condensación por contacto directo son un bajo costo y construcción del condensador y la capacidad de alcanzar una muy cercana aproximación de temperaturas; esto es particularmente elevada en las regiones cálidas donde se cultiva

caña. Ambos factores tienen impacto sobre la demanda de agua de inyección. Los flujos de agua elevados son bastante elevados

En los sistemas de enfriamiento de agua generalmente se utilizan piscinas con boquillas atomizadoras o torres refrigerantes para lograr el enfriamiento requerido y expeler calor a la atmósfera. La temperatura con la cual el agua retorna a los condensadores afecta la cantidad de agua que se debe bombear y la temperatura de los gases que salen hacia los equipos de vacío conectados al condensador. Generalmente los gases incondensables se remueven del condensador empleando bombas de vacío o eyectores. A medida que el uso de vapor es más eficiente en una fábrica de azúcar, la cantidad de agua de inyección requerida disminuye, pues menos calor es desperdiciado. En casos donde el ahorro de energía es importante, es posible intentar recuperar calor del agua caliente que sale de los condensadores, pero esto no se hace normalmente en las fábricas de caña de azúcar.

## Potencia total

En esta etapa se busca comprobar que las turbinas propuestas son suficientes para el autoabastecimiento de energía eléctrica de la planta. Para ello se recopilaron todos los valores de potencia calculados tanto en el capítulo 7 como en el presente capítulo, obteniendo el valor de la potencia total requerida para el funcionamiento.

Potencia total: 28301.8 kW

Este valor equivale a 28.3 MW, por lo que, sabiendo que las turbinas generan 63 MW, se comprueba que se alcanza el autoabastecimiento.

Además, queda un remanente de energía que puede ser vendido a la red eléctrica, generando una ganancia extra.

## Medio ambiente

Este tipo de prácticas mediante las cuales se recurre a la quema de material puede generar controversias debido a que se supone será dañino con el medio ambiente a causa de los gases generados. Sin embargo, en este caso, el combustible se trata de biomasa, y la principal emisión a la atmósfera es un tipo de CO<sub>2</sub> neutro que no daña el medio ambiente, ya que procede de material vegetal.

Sin embargo, los óxidos de nitrógeno y el monóxido de carbono son emisiones gaseosas nocivas. Estos se consideran en conjunto, ya que existe una interacción entre los dos. De las seis diferentes especies de óxido de nitrógeno sólo el óxido nítrico y el dióxido de nitrógeno, se consideran serios contaminantes. Los otros se producen en concentraciones mucho más bajas o son inestables a condiciones ambientales. El dióxido de nitrógeno reacciona con los hidrocarburos para formar smog. El óxido nítrico se genera principalmente en el hogar y es luego oxidado hasta dióxido de nitrógeno al salir por la chimenea. Existen dos fuentes de óxido nítrico en las calderas: el óxido de nitrógeno combustible, formado a partir de nitrógeno del combustible, y el óxido de nitrógeno, térmico formado a partir del nitrógeno en el aire de combustión. Alrededor del 15 al 25 % del nitrógeno presente en el combustible es convertido en óxido nítrico. La tasa de conversión depende del contenido de humedad en el combustible (la tasa de conversión se incrementa a medida que es menor la humedad) y del diseño de la caldera.

Una reducción de la temperatura de llama puede ayudar a reducir los NO, sin utilizar ningún catalizador. Esto se puede lograr mediante el uso de un hogar de combustión grande refrigerado con agua, o combustión estratificada, o recirculación de un gas inerte, o por inyección de vapor y/o agua en el hogar, o cualquier combinación de estas tecnologías.

CAPÍTULO

# CAPÍTULO 9

**ANÁLISIS ECONÓMICO**

## Introducción

En el presente capítulo se realizará el análisis económico correspondiente para la instalación y puesta en marcha de la planta de bioetanol. Se detallarán tanto los costos relacionados con la construcción de la misma y la compra de los equipos (costos de inversión), como así también los relacionados con la operación propia de la planta para producir etanol (costos de producción).

Al mismo tiempo especificaremos un cronograma de ejecución del proyecto y ahondaremos en la justificación de su implementación.

## Justificación de la inversión

En la Argentina la necesidad de bioetanol recae en que, por ley, las empresas petroleras están obligadas a cortar las naftas en un 12%. Es por esta razón que la producción de bioetanol tiene una finalidad definida en el país, y es la de abastecer a dichas empresas para que puedan cumplir con la normativa vigente.

En cuanto a la producción actual, está ligada, como se menciona anteriormente, a la demanda interna, debido a que no se piensa tanto en producir para exportar.

Este año, la demanda de bioetanol en el país aumentó un 4%, según el USDA (Departamento de Agricultura de Estados Unidos) y lo seguirá haciendo, considerando que hay una fuerte puja por lograr un aumento del porcentaje de corte de, por lo menos, un 3%. Es por esta razón que la implementación de una planta productora de bioetanol comienza a tomar forma, ya que hoy día el mercado demanda una producción de bioetanol aún no alcanzada.

Asimismo, se puede comenzar a pensar más en las exportaciones, generando así una ganancia extra, con la que al día de hoy no se cuenta debido a que apenas se logra abastecer el mercado interno.

Otra de las ventajas a remarcar es la incorporación de *tecnologías especializadas* a la cadena productiva. En la actualidad en Argentina las empresas dedicadas a la producción de bioetanol lo hacen conjuntamente con la producción de azúcar, y son empresas que se establecieron en el país hace años, cuando los ingenios azucareros tomaron mayor popularidad. Luego, con el auge de los biocombustibles, se volcaron al mercado del bioetanol porque encontraron en éste la veta para generar una mayor ganancia.

Al instalar una planta que produzca únicamente de bioetanol, se piensa en equipos dedicados enteramente a dicho proceso, y el hecho de instalarla de cero proporciona la incorporación de las mejores tecnologías para lograr un proceso más eficiente y que asegure un producto de alta calidad.

## Costo de inversión

El costo de inversión es el capital necesario para instalar la planta de producción de bioetanol. Los factores que se tienen en cuenta son: terreno, equipos, repuestos, ingeniería y capital de trabajo. Es decir, es la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios. La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes:

- **INVERSION FIJA TOTAL (IFT):** es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta. Los activos fijos pueden ser tangibles o intangibles. Los primeros se integran con la maquinaria (que incluye el monto de su montaje), terreno, edificios, instalaciones auxiliares; y los segundos: las patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización.
- **INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO (IW):** comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta

en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico económicos. Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas. Se lo estimará como el 10-20% de la inversión fija total.

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

## Inversión fija

Se divide en:

### A. Componentes directos de la Inversión Fija

1. Gastos de estudio e investigaciones previas del proyecto
2. Gastos por la compra de los equipos principales
3. Gastos en la instalación de los equipos
4. Gastos por la compra e instalación de cañerías
5. Gastos en instrumentación y control
6. Gastos en la instalación eléctrica
7. Gastos por la construcción edilicia
8. Gastos en servicios auxiliares (vapor, agua, electricidad)
9. Gastos en el terreno y las mejoras del terreno
10. Gastos de puesta en marcha: gastos de construcción durante la puesta en marcha, y gastos de operación de puesta en marcha.
11. Intereses durante la construcción

### B. Componentes indirectos de la Inversión Fija

1. Gastos en Ingeniería y supervisión
2. Gastos indirectos de construcción
3. Honorarios del contratista
4. Contingencias

Para estimar la inversión, se usará el “Método de estimación por factores”. Éste es un método mediante el cual puede extrapolarse la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación y determinar una estimación de la inversión fija con un error de 10-15% del valor real, por la selección cuidadosa de los factores dentro del rango dado. Esto no resultará un problema ya que la precisión esperada según el avance del proyecto de ingeniería es un  $\pm 30\%$ . Se recomienda el ajuste de los factores experimentales por combinación de los resultados de diferentes casos. El punto de partida en este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación,  $I_E$ .

$$IF = IE \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli)$$

IF = inversión fija (sin terreno) del sistema completo

IE = valor del equipo principal instalado

fi = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.

fli = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.

| <b>Valor del Equipo Instalado de Proceso</b>       | <b>IE</b>                            |
|--|--------------------------------------|
| <b>Factores experimentales como fracción de IE</b> |                                      |
| <i>Tuberías de Proceso</i>                         | $f_1$                                |
| Proceso de sólidos                                 | 0.07 - 0.10                          |
| Proceso mixto                                      | 0.10 - 0.30                          |
| Proceso de fluidos                                 | 0.30 - 0.60                          |
| <i>Instrumentación</i>                             | $f_2$                                |
| Control poco automatizado                          | 0.02 - 0.05                          |
| Control parcialmente automatizado                  | 0.05 - 0.10                          |
| Control complejo, centralizado                     | 0.10 - 0.15                          |
| <i>Edificios de fabricación</i>                    | $f_3$                                |
| Construcción abierta                               | 0.05 - 0.20                          |
| Construcción semiabierta                           | 0.20 - 0.60                          |
| Construcción cerrada                               | 0.60 - 1.00                          |
| <i>Plantas de servicios</i>                        | $f_4$                                |
| Escasa adición a las existentes                    | 0.00 - 0.05                          |
| Adición considerable a las existentes              | 0.05 - 0.25                          |
| Plantas de servicios totalmente nuevas             | 0.25 - 1.00                          |
| <i>Conexiones entre unidades</i>                   | $f_5$                                |
| Entre las unidades de servicios                    | 0.00 - 0.05                          |
| Entre unidades de proceso separadas                | 0.05 - 0.15                          |
| Entre unidades de proceso dispersas                | 0.15 - 0.25                          |
| <b>Inversión directa</b>                           | <b>IE (1+ <math>\sum f_i</math>)</b> |

| <b>Factores experimentales como fracción de la inversión directa</b> |  |
|--|--|
| <i>Ingeniería y construcción</i>                                     | $f_{i1}$   |
| Ingeniería Inmediata   | 0.20 - 0.35  |
| Ingeniería compleja  | 0.35 - 0.50  |
| <i>Factores de tamaño</i>  | $f_{i2}$   |
| Unidad comercial grande  | 0.00 - 0.05  |
| Unidad comercial pequeña   | 0.05 - 0.15  |
| Unidad experimental  | 0.15 - 0.35  |
| <i>Contingencias</i>   | $f_{i3}$   |
| De la compañía   | 0.10 - 0.20  |
| Variaciones imprevistas  | 0.20 - 0.30  |
| Procesos exploratorios   | 0.30 - 0.50  |
| <b>Factor de inversión indirecta</b>                                 | <b><math>f_i = \sum f_{ii} + 1</math></b>                  |
| <b>Inversión fija</b>  | <b>IF = IE (1+ <math>\sum f_i</math>) <math>f_i</math></b> |

Terreno

El terreno que se seleccionó se encuentra en las afueras de la ciudad San Miguel de Tucumán. Tiene fácil acceso desde tres rutas y se encuentra sobre un camino asfaltado. El

terreno cuenta con instalación de luz y agua. La superficie total es de 20 hectáreas, de acuerdo a un estudio realizado en España en 2016, acerca de una planta de generación de bioetanol (con recuperación de CO<sub>2</sub>) y con capacidad similar a la que se trabaja en este caso. El precio del terreno es de U\$S 240.000 por hectárea, según lo informado por el Ingenio Azucarero Concepción ubicado en Tucumán, lo cual significa un costo total del mismo de **U\$S 4.800.000**.

## Edificación

Cuando hablamos de edificación se debe pensar tanto en el lugar físico en el que se instalarán los equipos que producirán el bioetanol, como en las oficinas en donde trabajará el personal administrativo de la planta.

Se buscó inicialmente el valor del precio promedio *por metro cuadrado* para la construcción, tanto de oficinas como para el galpón en el cual se instalarán los equipos de producción. Con el objetivo de obtener precios actualizados, es decir del corriente año, se encontró un catálogo de “HORMIMIX- Hormigón elaborado”<sup>13</sup> del cual se extrajo la información necesaria.

En base a la fuente consultada, el precio promedio del metro cuadrado para la construcción de oficinas se encuentra en \$27.400, mientras que para la construcción del galpón es de \$19.100. Estos costos incluyen tanto la mano de obra como los trabajos preliminares y la instalación de los servicios requeridos en la zona donde se planea ubicar la planta.

Pensando en el área administrativa, es recomendable que se construya en función del número de empleados que habrá trabajando en dicho sector. Se recomienda, en el Manual de Estándares de Espacios del Trabajo del Estados Nacional (publicado en

---

<sup>13</sup> Páginas 40 y 41 del catálogo, actualizado para precios de septiembre de 2018.

septiembre de 2017, Buenos Aires, Argentina), construir pensando en que debe haber 8 m<sup>2</sup> se superficie por persona.

A este valor además se le deberá sumar un proporcional para asegurar los medios de escape del sector, que se calcula como 0.25 m<sup>2</sup> por puesto de trabajo y por último se agrega un porcentaje llamado espacio colaborativos que corresponde al 21% de la superficie calculada inicialmente.

De esta forma, y teniendo en cuenta que trabajarán 10 personas en el sector de oficinas, la superficie dedicada al mismo será:

$$\text{Superficie a construir} = \text{Número de puestos de trabajo} * 8\text{m}^2 = 80 \text{ m}^2$$

$$\text{Espacios colaborativos} = \text{Superficie a construir} * 0.21 = 16,8 \text{ m}^2$$

$$\text{Medios de escape} = \text{Número de puestos de trabajo} * 0.25\text{m}^2 = 2,5 \text{ m}^2$$

Sumando la superficie a construir, los espacios colaborativos y los medios de escape, se obtiene un valor de superficie necesaria de 99,3 m<sup>2</sup>. Y sabiendo que por metro cuadrado el precio para construir es de \$27.400, el costo de dicha construcción tiene un valor total de \$2.720.820 (**U\$S 75.580**).

Ahora bien, para la construcción del galpón en el que se instalarán los equipos encargados de llevar adelante la producción del etanol, se debe construir pensando en la superficie que ocuparán dichos equipos.

De todas formas, y basándonos en la experiencia personal de haber visitado una fábrica que se dedica, en parte, a la producción de bioetanol en la provincia de Tucumán, se pudo observar que no es necesario construir una estructura en la que se incluyan la totalidad de los equipos a utilizar. Esto quiere decir que, por ejemplo, los tanques de almacenamiento no requieren estar bajo techo, abaratando así el costo de construcción. De esta forma, se procedió a construir en 10 hectáreas, de acuerdo a lo estipulado en el trabajo del que se hizo mención en el apartado de terreno, lo cual dio un monto total de **U\$S 53.055.555**.

## Equipamiento

A continuación, se van a especificar los equipos requeridos por la planta para la producción de bioetanol, especificando capacidades/potencias y precios de mercado para su compra.

De una página de Internet<sup>14</sup> utilizada para estimar costos de equipos, se ingresaron a distintos gráficos dependiendo del equipo en cuestión, con distintos parámetros como caudal, caída de presión, altura del equipo o diámetro. Además, en los gráficos se cuenta con factores para estimar el costo de los equipos con distintos materiales. Para otros equipos, directamente se recurrió a fuentes bibliográficas que se citarán en cada caso.

Cabe destacar que se supone que los precios indicados para cada uno de los equipos corresponden a valores *nacionalizados*. Por lo que no se tendrán en cuenta costos de importaciones.

## Tanques

Se emplearán tanques tanto para la etapa de reacción como para el almacenamiento y tratamiento de levaduras.

### Reacción

Se decidió utilizar 3 tanques que se ubicarán en serie para lograr una producción óptima de etanol hidratado. Dichos tanques serán de igual volumen, siendo éste 2.200 m<sup>3</sup>. Se decidió construir tanques de este volumen ya que corresponde aproximadamente un veinte por ciento más que el volumen de reacción (1.850 m<sup>3</sup>), lo cual es necesario como medida de seguridad. Los mismos deberán ser de acero inoxidable para poder asegurar durabilidad e inocuidad a lo largo del proceso.

---

<sup>14</sup> [http://catarina.udlap.mx/u\\_dl\\_a/tales/documentos/lpro/esquivel\\_e jr/apendiceA.pdf](http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e jr/apendiceA.pdf)

Conociendo el volumen de los tanques y el material requerido, para efectuar el cálculo del costo de cada uno de ellos se utilizará información proporcionada por gráficos que contienen curvas de costo (U\$S) en función de capacidad ( $m^3$ ), como se muestra en el gráfico 1.

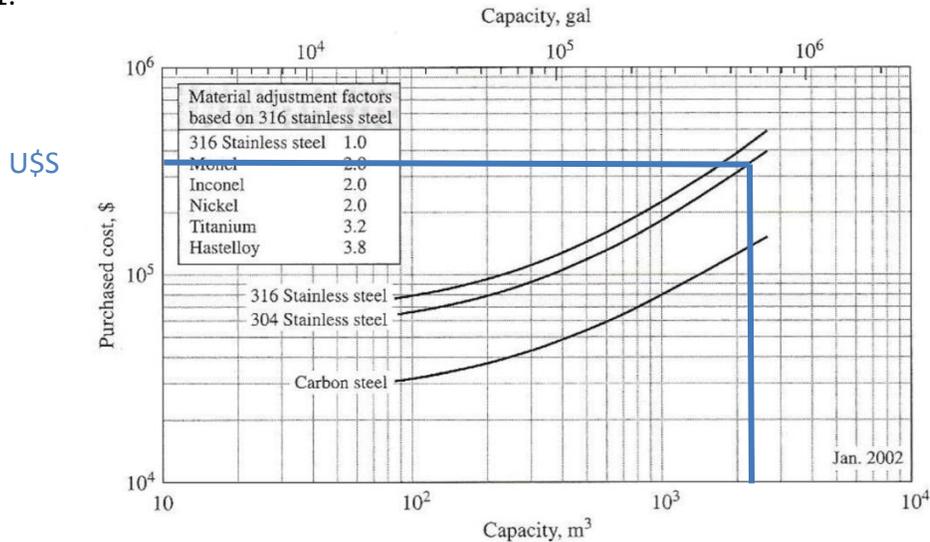


Gráfico 9.1: Curvas de tanques. Capacidad vs costo. 2000.

De esta forma se debe ingresar al gráfico con el valor del volumen del tanque, y se debe chocar con la curva de acero inoxidable 304, que es el material que se decidió será necesario para nuestros reactores. Se observa que el costo de cada tanque será U\$S 360.000.

Pero el valor obtenido corresponde a los precios del año 2000, por lo que debe ser corregido, y para ello se encontró un gráfico (Figura 1) que muestra los valores de los índices correspondientes a los distintos años. Conociendo estos índices se debe recalculer el costo de los equipos de la siguiente forma:

$$\text{Valor actualizado} = \text{Valor a tiempo base} * \frac{\text{Indice actualizado}}{\text{Indice a tiempo base}}$$

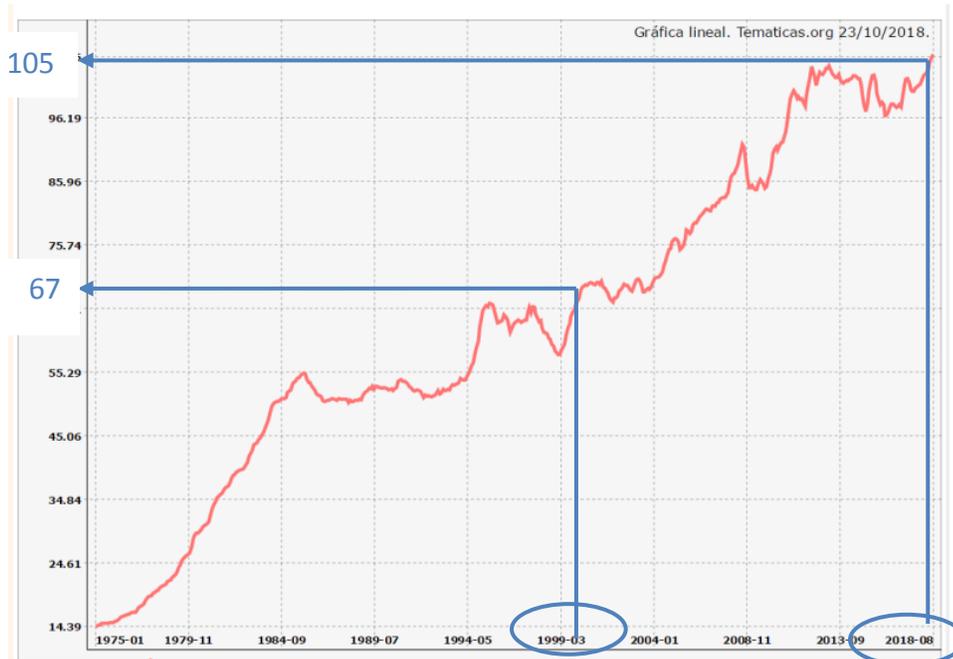


Figura 9.1: Gráfica de los índices de corrección de costos

Para calcular el valor actualizado se leerá el índice tanto para el año 2000 como para el año 2018. A partir de los índices se calcula el valor actualizado, siendo éste de U\$S 564.180.

Conociendo el costo por tanque, para la compra de los tres tanques se necesitará una inversión de **U\$S 1.692.537**.

#### Almacenamiento

Una vez obtenido el etanol anhidro, se procederá en primera instancia a almacenarlo en tanques, para luego distribuirlo en camiones.

Dichos tanques serán de acero inoxidable 304 y debido a que se busca almacenar etanol por 5 días, se decidió emplear 6 tanques de 2000 m<sup>3</sup> cada uno en los que se distribuya la producción.

Para obtener el precio de cada uno de los tanques a instalar se ingresará al gráfico 1 nuevamente con el valor del volumen del tanque (m<sup>3</sup>) y se leerá el costo del mismo. Partiendo de la capacidad, el precio del equipo se obtendrá al chocar con la curva correspondiente al material deseado.

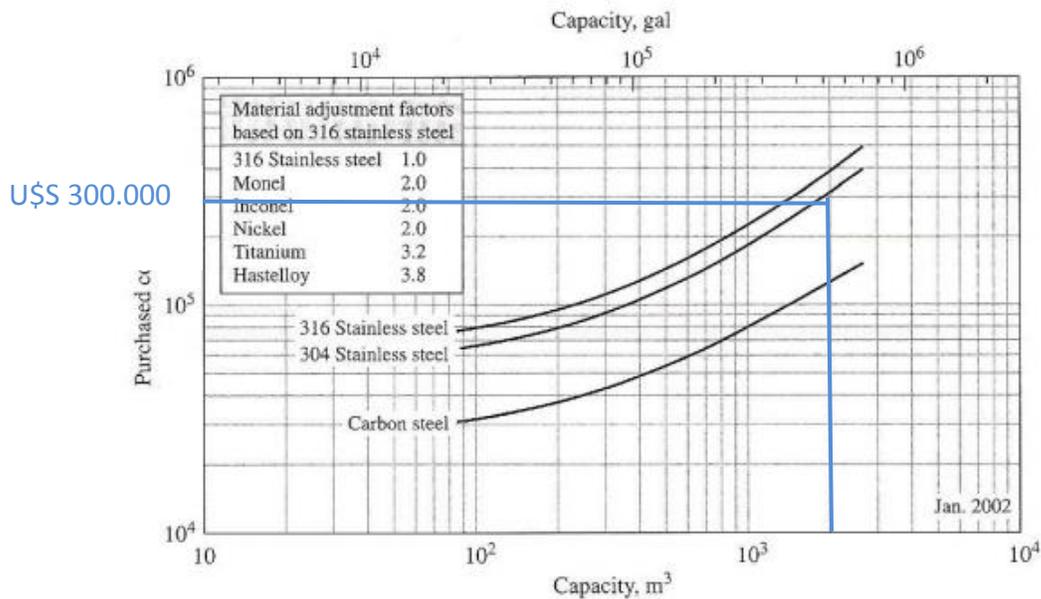


Gráfico 9.1: Curvas de tanques. Capacidad vs costo. 2000.

Conociendo el costo (U\$S 300.000), de la misma forma que para los tanques de reacción, el valor deberá ser actualizado. Se obtuvo en este caso un valor de U\$S 470.150. Pero dado que este es el costo de un solo tanque de almacenamiento, el costo total será **U\$S 8.462.687**.

#### Difusor

Teniendo en cuenta datos de bibliografía, presentada al final del capítulo, y sabiendo el caudal de caña a procesar, se obtuvo que el precio de un difusor con esa capacidad tiene un costo de **U\$S 1.025.000**.

#### Bandas transportadoras y cuchillas

En cuanto al costo de la preparación de la caña de azúcar previo al ingreso al desfibrador, se estima que el mismo se encuentra rondando los U\$S 10.000, e incluye el transporte en las bandas transportadoras, desde la llegada a la planta hacia los equipos, y también el primer tratamiento que será el paso por las cuchillas.

Este valor está tomado teniendo como base el año 1998, por lo que debe ser corregido como se lo hizo previamente. El índice de corrección en este caso toma un valor de 62, por lo que el costo actualizado de la preparación toma un valor de **U\$S 16.935**.

#### Desfibrador

Se emplearán 10 máquinas desfibradoras, cada una de ellas procesando una cantidad de 122 toneladas de caña por hora. De esta forma, se encontró en bibliografía<sup>15</sup> que el valor promedio de potencia requerida por cada una de ellas es de 5 kW.h/tn de caña de azúcar por hora, lo que equivale a 610 kW por equipo (818 HP).

Ingresando con dicho valor en el gráfico 1, se puede obtener, a partir de la potencia requerida y chocando con la curva correspondiente al anillo triturador (debido al tipo de material a procesar-caña de azúcar-), el costo del mismo para el año 1998.

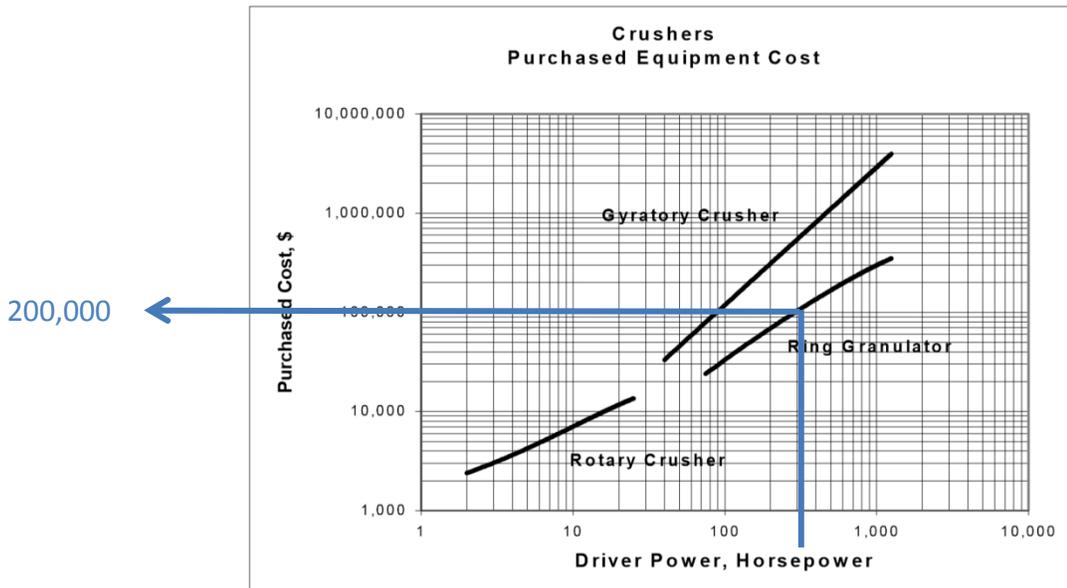


Gráfico 9.2: Curvas de trituradoras. Potencia vs costo. 1998.

<sup>15</sup> Libro Ingeniería de la caña de azúcar, Peter Rein, en la página 109, bajo el título 4.3.7- Requerimientos de la potencia para la preparación de caña.

Se puede observar que el valor para el año 1998 de cada una de las máquinas desfibradoras es de U\$S 200.000. Pero se deberá actualizar este valor, y para ello se utilizará la figura de corrección previamente usada (Figura 1). En este caso, el valor del índice para el año 1998 es 62.

De esta forma se obtiene que el valor de cada una de las máquinas equivale a US\$ 338.709, teniendo estos datos en consideración, y sabiendo que deberán instalarse 10 desfibradores para procesar la totalidad de la caña que ingresa, el valor estimado del costo de estos equipos es: **U\$S 3.387.090**.

### Centrífugas

El caudal que se deberá procesar con las centrífugas es de 1980 m<sup>3</sup>/h. Si bien se propone la utilización de 5 centrífugas, se calcula el costo de las mismas por planteando once centrífugas de 180 m<sup>3</sup>/h cada una, ya que se encontró el costo de ellas en catálogos de la empresa GEA. El modelo es HDE 200-06-177 y se trata de una centrifuga continua. El precio de cada centrífuga es de 300.000 euros, por lo que el precio de once centrifugas será 3.300.000 euros que equivalen a **U\$S 3.795.000**.

### Bombas

Se necesitarán cuatro tipos diferentes de bombas para el funcionamiento de la planta, descritas en el Capítulo 7. De acuerdo a cada una de ellas, se presentarán los gráficos correspondientes para determinar el costo de las mismas de acuerdo al caudal que manejan.

#### Bombas centrífugas y de diafragma

Ambos tipos se encuentran sobre el mismo gráfico. Se requieren 19 centrífugas y 7 de diafragma.

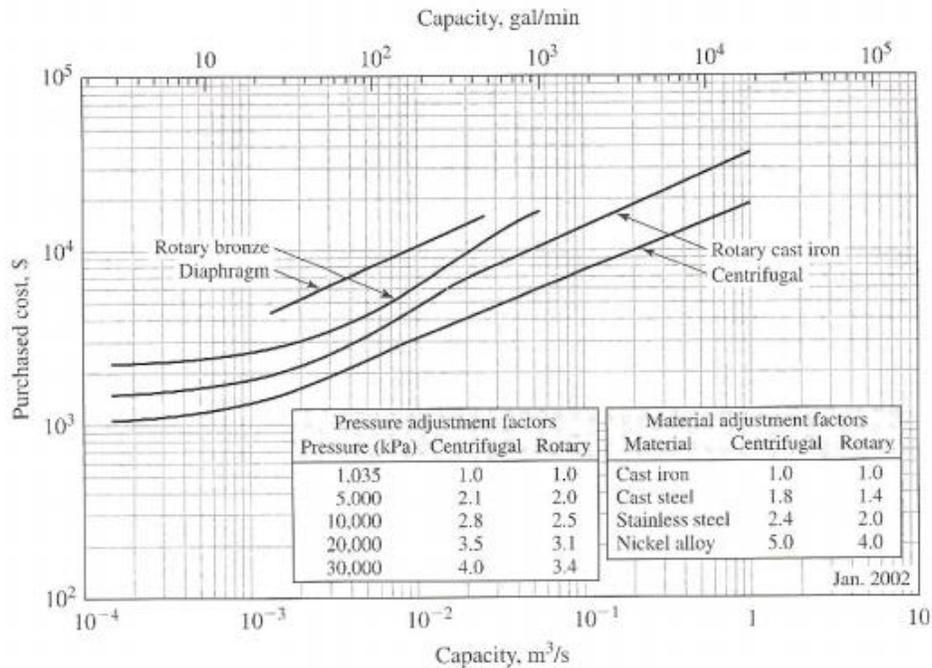


Gráfico 9.3: Curvas para bombas.

Utilizando el gráfico anterior, se obtuvieron los costos de las diversas bombas. Cabe destacar que los caudales que se poseían eran en unidades de kg/seg, por lo tanto, se calcularon los volumétricos necesarios para ingresar en la figura con sus respectivas densidades.

| Bomba              | Capacidad (m <sup>3</sup> /seg) | Costo (U\$S) |
|--------------------|---------------------------------|--------------|
| <b>CENTRÍFUGAS</b> |                                 |              |
| 1                  | 0,00168                         | 2.507,5      |
| 2                  | 0,4058                          | 16.298,5     |
| 3                  | 0,1                             | 11.753,7     |
| 4                  | 0,4058                          | 16.298,5     |
| 5                  | 0,2533                          | 15.828,4     |
| 6                  | 0,1267                          | 11.910,4     |
| 7                  | 0,132                           | 12.224       |
| 8                  | 0,127                           | 11.910,4     |
| 9                  | 0,1018                          | 11.753,7     |

|                                     |        |           |
|-------------------------------------|--------|-----------|
| 10                                  | 0,0765 | 9.716,4   |
| 11                                  | 0,051  | 9.403     |
| 12                                  | 0,194  | 14.888    |
| 13                                  | 0,181  | 14.104,5  |
| 14                                  | 0,1683 | 13.477,6  |
| 15                                  | 0,3058 | 16.063,4  |
| 16                                  | 4,026  | 39.571*   |
| 17                                  | 4,026  | 39.571*   |
| 18                                  | 0,2516 | 15.828,4  |
| 19                                  | 0,07   | 9.716,4   |
| DIAFRAGMA (desplazamiento positivo) |        |           |
| 20                                  | 0,024  | 16.455,2  |
| 21                                  | 0,277  | 70.992,5* |
| 22                                  | 0,0155 | 15.985    |
| 23                                  | 0,0155 | 15.985    |
| 24                                  | 0,28   | 71.000*   |
| 25                                  | 0,28   | 71.000*   |
| 26                                  | 0,28   | 71.000*   |

El costo total de estos dos tipos de bombas resultó **U\$S 625.242,5**.

Los valores indicados con un (\*) se calcularon a partir del factor costo-capacidad presente a continuación, ya que las curvas no abarcaban dichos caudales.

$$I_2 = I_1 \times (Q_2/Q_1)^x ; \text{ donde } x=0,6$$

Bombas de acople magnético

Se buscará el precio de las dos bombas necesarias, utilizando el mismo método que el anterior. El gráfico para este tipo de bombas es el siguiente:

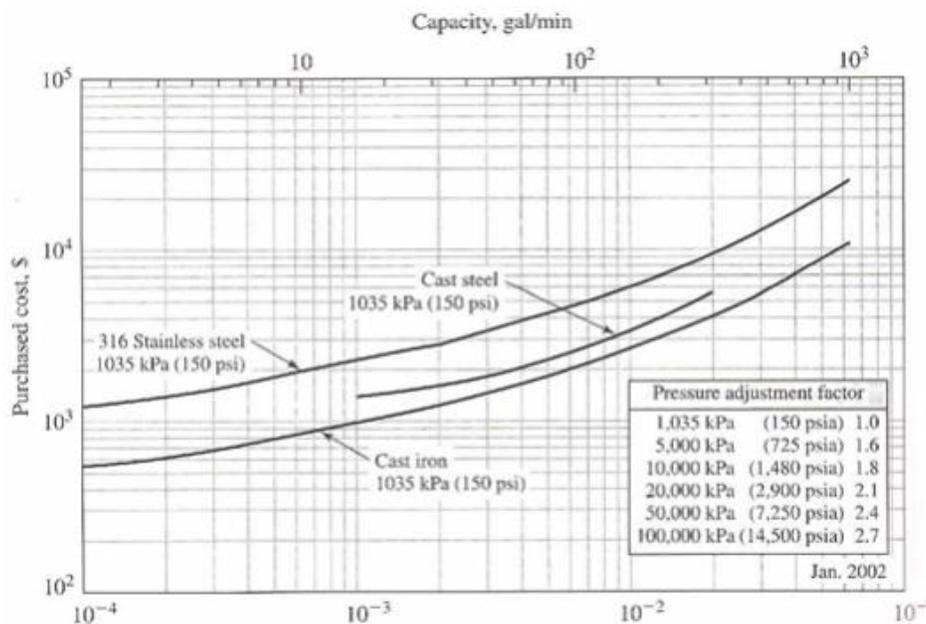


Gráfico 9.4: Curvas bombas de acople magnético

Los dos caudales que manejan estas bombas son:

- 0,025 m<sup>3</sup>/seg, para el cual el costo actualizado del mismo resulta U\$S 11.754
- 0,0277 m<sup>3</sup>/seg, para el cual se aproximó a igual costo que la anterior

Costo total: **U\$S 23.508.**

Bomba de vacío

Se requerirá una sola para la entrada a la última columna de destilación, que opera bajo vacío. El caudal que maneja es de 0,025 m<sup>3</sup>/seg. Según la información brindada por el Ingenio Azucarero de Tucumán, una bomba de tal capacidad tiene un costo aproximado de **U\$S 15.000.**

Clarificador

Para esta etapa de clarificación se utilizarán dos tanques de las mismas condiciones que los tanques de reacción, es decir de acero inoxidable y del mismo tamaño. El monto individual consiste de U\$S 783.580, por lo tanto, se invertirán **U\$S 1.567.164** en ambos.

## Evaporadores

Se estimó el precio de los evaporadores de quintuple efecto conociendo el área de intercambio de cada uno de ellos,  $396 \text{ m}^2$ , utilizando el diagrama de la fuente de bibliografía 1.

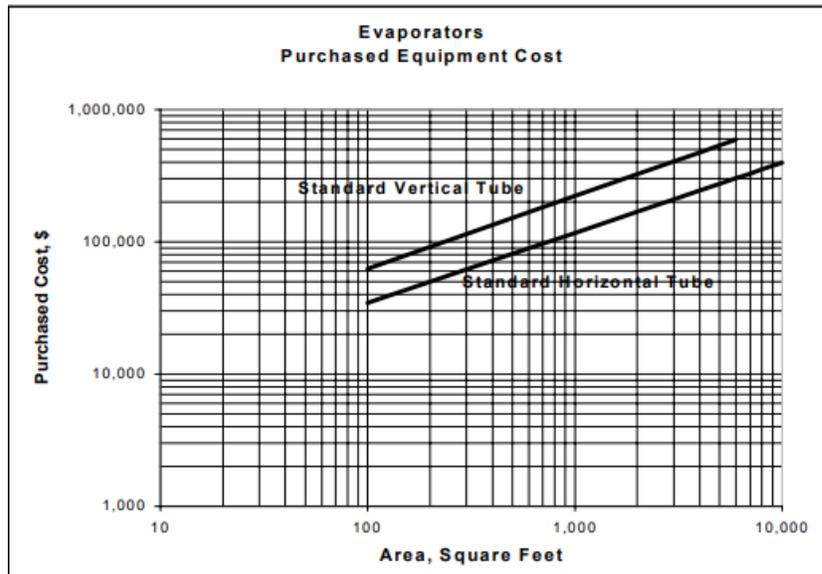


Gráfico 9.5: Curvas evaporadores

Se seleccionaron evaporadores en posición horizontal y se obtuvo un precio por evaporador de U\$S 380.000 para el año 1998. El precio total de los evaporadores corregido por índice de costos será: **U\$S 3.217.742.**

## Intercambiadores de calor

Se utilizarán dos tipos de intercambiadores. Los necesarios para los tanques de reacción son de tipo placa plana, mientras que el resto son simplemente de tubos y coraza. De esta forma, se calcula:

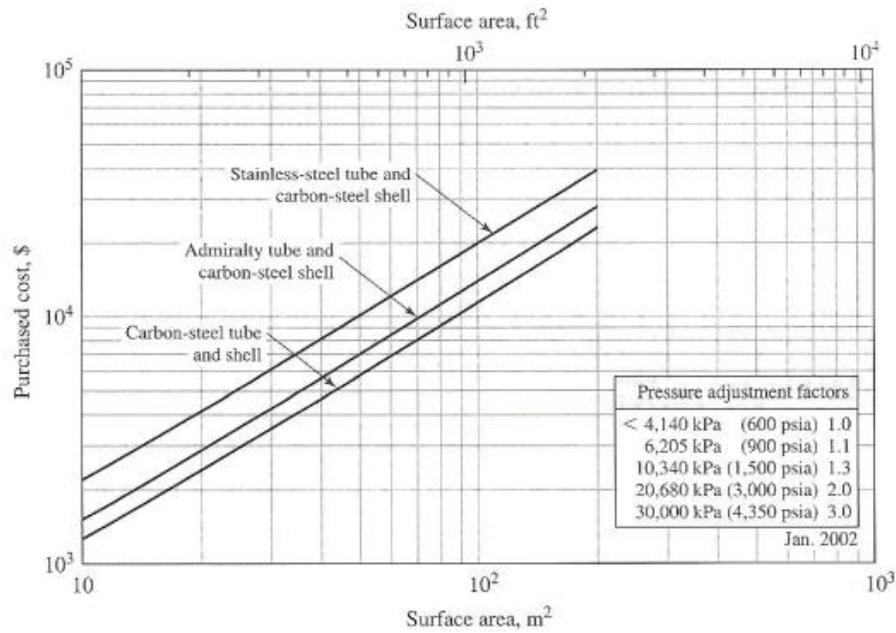


Gráfico 9.6: Costo en función del área para intercambiadores tipo tubos y coraza

Los intercambiadores de tubo y coraza se utilizarán en cuatro etapas del proceso, para las cuales se detalla a continuación en área requerida para el intercambio. Se calculará utilizando el factor costo-capacidad ya que las curvas que se poseen no llegan a las áreas requeridas. Se tomará como valor de referencia un área de 200 m<sup>2</sup>, para la cual es costo es de U\$S 11.250. Luego, se corregirán dichos valores por el año, ya que los datos son para 2002.

| Área (m <sup>2</sup> ) | Costo (U\$S) |
|------------------------|--------------|
| 264                    | 20.828       |
| 8244                   | 164.184      |
| 2210                   | 74.522       |
| 4434                   | 113.168      |

En cuanto a los intercambiadores de placa plana, estos son cuatro y se detallarán a continuación junto con el gráfico para evaluar su costo.

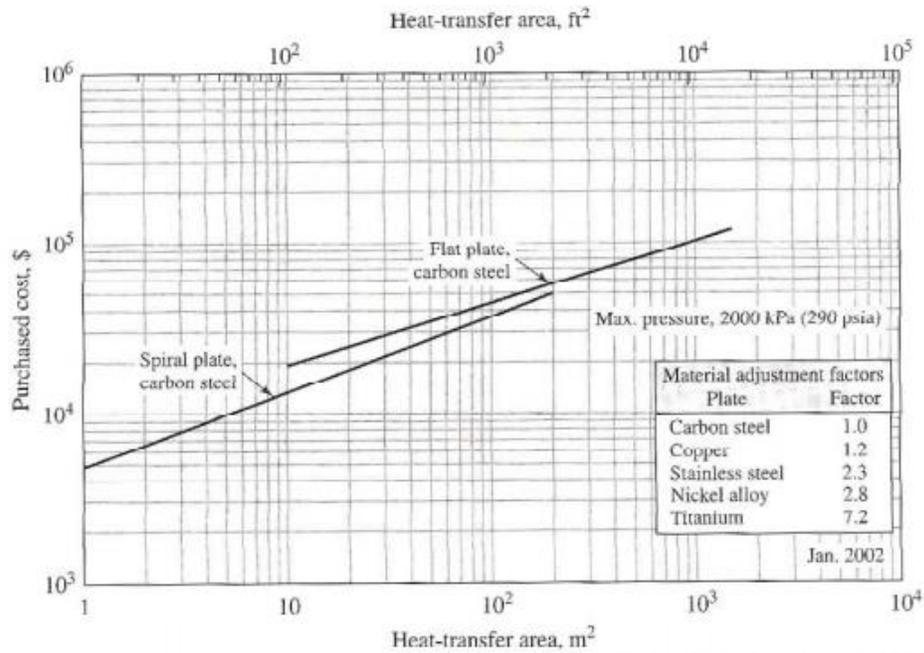


Gráfico 9.7: Costo en función del área para intercambiadores de placa plana

| Área (m <sup>2</sup> ) | Costo (U\$S) |
|------------------------|--------------|
| 1018                   | 156.716      |
| 874                    | 141.045      |
| 810,4                  | 141.045      |

El costo total de todos los intercambiadores es de **U\$S 811.508**.

#### Destiladores

Se estimó el precio de las tres columnas de destilación, conociendo el diámetro de las columnas se obtuvo el precio por bandeja, que con el número de bandejas de cada torre se calculó el precio de la torre. Se utilizó la fuente de bibliografía 2 y el precio por bandeja para columnas de diámetro 1,5 metros fue de U\$S 9.000.

Columna 1: 25 platos. U\$S 225.000

Columna 2: 23 platos. U\$S 207.000

Columna regeneración: 4 platos. U\$S 36.000

Todas las columnas son de acero inoxidable y el precio es de 2002.

El precio total corregido es: **U\$S 733.433.**

## Condensadores

En cada una de las torres de destilación se necesitará un condensador. A partir de las áreas de intercambio requeridas para cada uno de ellos se obtuvo el precio estimado, sabiendo que los mismos son de acero inoxidable AINSI 304: (precio 1998)

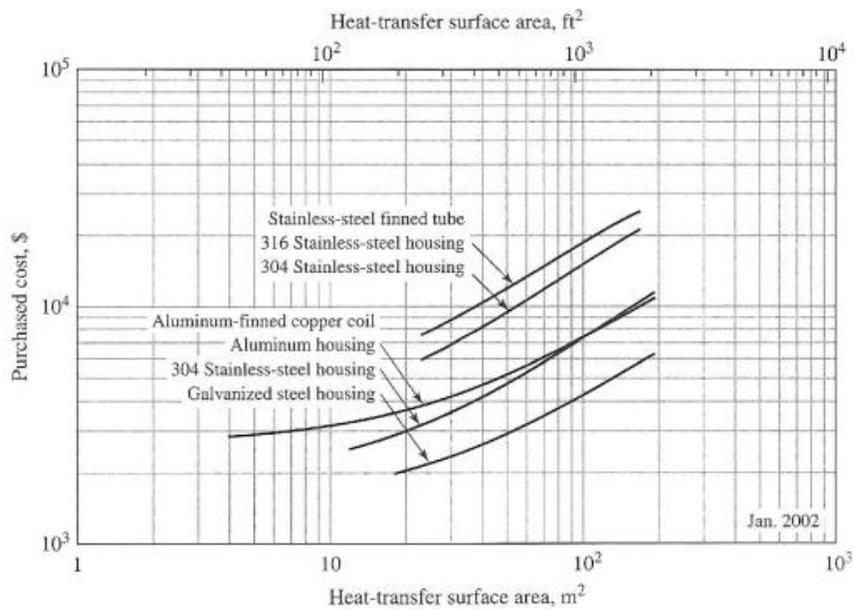


Gráfico 9.8: Costo condensadores en función del área

$$A_1 = 1096,7 \text{ m}^2$$

Como la curva para el acero inoxidable no llega a esta área, se calculará el costo para un área de  $50 \text{ m}^2$  y con el factor costo-capacidad, se calculará para el área presente. Para  $50 \text{ m}^2$  el costo es de U\$S 1.200.

$$A_1 = 1096,7 \text{ m}^2 \rightarrow \text{U\$S } 7653$$

$$A2=469,3 \text{ m}^2$$

Se procede de igual forma que el anterior, dando:

$$A2= 469,3 \text{ m}^2 \rightarrow \text{U}\$\$ 4600$$

$$A3=314,88 \text{ m}^2$$

Al igual:

$$A3=314,88 \text{ m}^2 \rightarrow \text{U}\$\$ 3620$$

El precio total corregido será de: U\$\$ 24.876

Por otro lado, se necesitarán dos condensadores más. Uno de ellos es para el vapor de escape de las turbinas, el cual posee un área de  $948,5 \text{ m}^2$ . El precio corregido del mismo resulta U\$\$ 11.754. El otro es el condensador de salida del quinto efecto del evaporador, que tiene un área de  $348,3 \text{ m}^2$ . Su precio final será de U\$\$ 6.270.

El costo total de los cinco condensadores resultó de **U\$\$ 42.900**.

#### Torres de enfriamiento

Las torres de enfriamiento utilizadas para enfriar el agua necesaria para distintas etapas del proceso, demandan un caudal de  $4.774.765,4 \text{ m}^3/\text{h}$ . Se utilizó la fuente de bibliografía 1 de dónde se obtuvo el precio de las mismas.

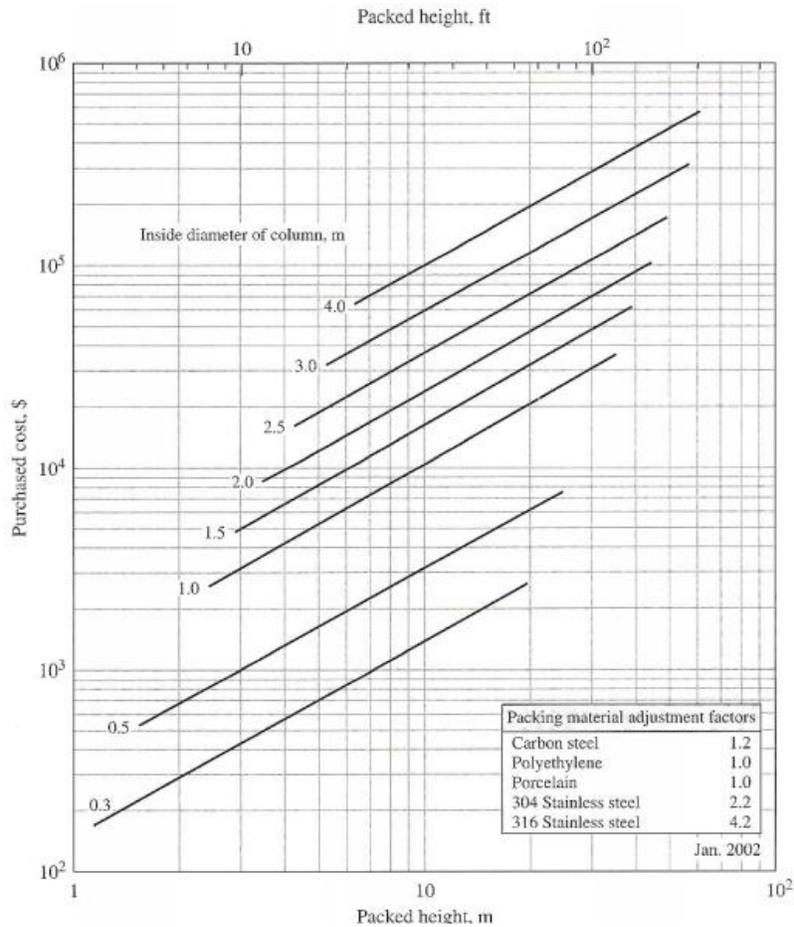


Gráfico 9.9: Costo torre de enfriamiento

Utilizando un relleno de polietileno (Mellapack 125 X/Y), el cual corresponde a la curva determinada por 1.0, se ingresó al gráfico por la altura de las torres, siendo ésta 6 m. Cada torre tiene un costo de U\$S 6.000, por lo que calculando para las 50 torres requeridas y corrigiendo el año resulta un valor total de **U\$S 470.150**.

#### Planta de recuperación de dióxido de carbono

El dióxido de carbono se conoce como un gran contaminante ambiental, es por esta razón que se decidió evitar la liberación del gas a la atmósfera, y en su lugar redireccionarlo hasta almacenamiento, como ya fue mencionado en los capítulos anteriores.

En esta instancia se piensa, además, en disponer de dicho CO<sub>2</sub> para la venta, con el objetivo de generar un ingreso más en la planta en cuestión. Sin embargo, para llegar al punto en que se pueda comercializar el dióxido de carbono se debe tratar, por lo que será necesaria la implementación de una pequeña planta en donde se lleve a cabo este proceso.

Si bien no vamos a interiorizarnos en el desarrollo de dicha planta de tratamiento, se consiguió información acerca de una evaluación realizada en la empresa cervecera Santiago de Cuba HATUEY<sup>16</sup> a partir de la cual se conoce que para el procesamiento de 120 kg/h de CO<sub>2</sub>, se debió realizar una inversión de U\$S 197.849.

En función de los datos de inversión obtenidos para la instalación de una planta que procese CO<sub>2</sub>, y utilizando un factor de costo capacidad de 0,67, se estimó el precio de la instalación de dicha planta para el caudal de dióxido de carbono que se obtiene en la fermentación alcohólica en la producción de bioetanol, que resulta 64.730 kg/h. Con todos estos datos se llega a la conclusión de que el costo de instalación y puesta en marcha de una planta recuperadora de CO<sub>2</sub> es de **U\$S 13.320.561**.

Contando con la planta de recuperación de dióxido de carbono, se puede considerar entonces la venta del mismo para poder amortiguar el gasto que genera su instalación. Siendo el precio de venta del dióxido de carbono, a la fecha, de € 20.25<sup>17</sup> por tonelada, y considerando que se vende la totalidad del dióxido de carbono generado (64.470 kg/h, que es lo mismo que 278.510,4 tn/año), el precio total de ingresos por dióxido de carbono alcanza los **U\$S 6.318.889**.

---

<sup>16</sup> Evaluación de la planta de recuperación de CO<sub>2</sub> en la Empresa Cervecera Santiago de Cuba "Hatuey". Dra.C Dania del Toro Álvarez, Ing. Dayamis Massó Meadón. Facultad de Ingeniería Química-Universidad de Oriente, Avenida "Las Américas" s/n. Santiago de Cuba.

<sup>17</sup> Dato actualizado a diciembre de 2018, obtenido de la página de SENDECO<sub>2</sub>, Sistema Europeo de Negociación de CO<sub>2</sub>.

## Caldera y turbinas

La caldera propuesta en el capítulo 8 se conoce que trabajará a una presión de 21 bar y procesa 717.35 tn/h de agua. Para determinar el tipo de caldera a utilizar y así también la presión, se obtuvieron datos, como se mencionó en el capítulo 8, de las calderas utilizadas en el ingenio que fue visitado en la ciudad de San Miguel de Tucumán. Además, nos proporcionaron datos del costo de la misma. Dicho valor, sin embargo, es el valor total de inversión que se debió realizar en el Ingenio Azucarero Concepción para la compra tanto de la caldera como de las turbinas generadoras de energía. Es por esta razón que se calculará, con ayuda de un factor de costo capacidad, y a partir del costo proporcionado por el Ingenio, el costo que se corresponde con los equipos que utilizaremos en la planta diseñada a lo largo de este trabajo.

El dato proporcionado fue que, para generar 200 toneladas por hora de vapor, el costo del equipo completo es de U\$S 12.000.000. Por lo tanto, para el equipo diseñado en este caso el precio corregido será de **U\$S 25.822.716**.

## Equipo de ósmosis

Se buscó en catálogos<sup>18</sup> el precio de un equipo de ósmosis, y debido a que ninguno de los ofrecidos puede procesar un caudal como el requerido, se tomó como base el precio de un equipo de procesa 1000 L/h, siendo este U\$S 5.558, y se utilizó un valor de factor costo capacidad de 0.6 para averiguar el costo de un equipo de las mismas características pero que procese el caudal deseado. Se obtuvo entonces que el costo del equipo de ósmosis inversa es de **U\$S 455.258**.

En base a los datos obtenidos, se confeccionó una tabla con los equipos principales y auxiliares a utilizar en la planta, con el precio estimado de cada uno:

---

<sup>18</sup> IDEAGUA- Equipos industriales.

|    | EQUIPOS                                | PRECIO<br>(U\$S) |
|----|--|------------------|
| 1  | Tanques de almacenamiento de etanol    | 8.462.687        |
| 2  | Reactores                              | 1.692.537        |
| 3  | Centrífuga                             | 3.795.000        |
| 4  | Desfibradores                          | 3.387.090        |
| 5  | Difusor                                | 1.025.000        |
| 6  | Evaporadores                           | 3.217.742        |
| 7  | Torre de destilación                   | 733.433          |
| 8  | Condensadores                          | 42.900           |
| 9  | Intercambiadores de calor              | 811.508          |
| 10 | Caldera y turbinas                     | 25.822.716       |
| 11 | Ósmosis                                | 455.258          |
| 12 | Torres de enfriamiento                 | 470.150          |
| 13 | Bombas                                 | 663.751          |
| 14 | Bandas Transportadoras/Cuchillas       | 16.935           |
| 15 | Clarificador                           | 1.567.164        |
| 16 | Planta recuperadora de CO <sub>2</sub> | 13.320.561       |

Tabla 9.1: estimación de costos de equipos

Sumando los valores detallados en la tabla anterior, el costo de equipos resulta: **U\$S 66.730.918.**

Costo de instalación de equipos

La instalación de los equipos se calcula como el 20% del valor de los equipos. De esta forma, el costo de instalación de equipos resultó en: **U\$S 13.346.184.**

De esta forma, teniendo en cuenta el costo de los equipos y su instalación, se obtiene una inversión de equipos de:

**IE= U\$S 80.077.102.**

Estimación por factores:

*-Tuberías de proceso*

Se selecciona tubería para procesos de fluidos con un valor de f medio de **0,45**.

*-Electricidad, instrumentación y control*

En este ítem se utiliza un valor de f de **0,075** ya que es un proceso parcialmente automatizado.

*-Edificios de fabricación*

La planta diseñada se trata de una edificación semi abierta por lo que se adopta un valor de f de **0,4**.

*-Instalaciones auxiliares*

Este factor abarca instalaciones de agua y electricidad. La planta se ubicará cercanamente a un espacio urbano donde se dispone de los servicios mencionados, por lo que únicamente es necesario diseñar las nuevas instalaciones y adherirse a los servicios existentes lo que equivale a un **f = 0,25**.

*-Conexiones entre unidades*

Las conexiones entre unidades son las mínimas para los servicios, por lo que el factor f a asignar es de **0,025**.

$$\Sigma f_i = 0,45 + 0,075 + 0,4 + 0,25 + 0,025 = 1,2$$

*-Ingeniería y construcción*

Se define una ingeniería compleja, y el factor que se asigna es **0,4**.

*-Factores de tamaño*

Se va a tratar de una unidad comercial grande y el factor a utilizar es **0,025**.

*-Contingencias*

Para tener un margen por imprevistos de la empresa, se estima un factor de **0,25**.

$$\Sigma fli = 0,4 + 0,25 + 0,025 = 0,675$$

$$IF = IE \cdot (1 + \Sigma fi) \cdot (1 + \Sigma fli) = 3,685 \cdot IE$$

$$IF = \text{U}\$\$ 295.084.121$$

Si se le suma el valor del *terreno*: U\$\$= 4.800.000, se obtiene la inversión fija total:

$$IFT = \text{U}\$\$ 299.884.121$$

Para la estimación del capital de trabajo, se consideró que este representa un porcentaje de la inversión fija total, que puede variar entre 10 y 20 %; pero el 10% es una buena aproximación para industrias químicas. Este valor resulta entonces **IW= U\$\$ 29.988.412,1**. La inversión total se define como:

$$IT = IW + IFT$$

$$\text{De esta forma } IT = \text{U}\$\$ 329.872.533,1$$

Costos de operación

Los costos de producción son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación o una pieza de un equipo en producción. Los costos de producción pueden dividirse en los COSTOS VARIABLES, que son proporcionales a la producción, y los COSTOS FIJOS que son independientes de la producción.

La estimación de costos operativos permite, conjuntamente con otras variables económicas, determinar la rentabilidad de un proyecto. De esta forma, el cálculo de costos contribuye a realizar inversiones que sean rentables y a seleccionar entre varias alternativas aquella que tenga el mayor retorno sobre la inversión.

Asimismo, la estimación permite determinar la estructura de costos y evaluar los costos que tienen mayor influencia en la rentabilidad y poder diseñar alguna estrategia de reducción de costos o, simplemente, ajustar la estimación para esos componentes del costo de producción que son más relevantes.

#### Costos variables

*Costo de materia prima:* Gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación. Para realizar la estimación del costo de materia prima por m<sup>3</sup> de etanol producido es necesario contar con información de los precios de las mismas, sus cantidades y la capacidad de producción de la planta (300.000 m<sup>3</sup>/año).

- LEVADURA: 30 U\$\$/tn.

Procesando 28 ton/h y sabiendo que las mismas se recirculan, se comprará un equivalente del 20% del mismo, siendo este 5,6 tn. Se gastará un total de **U\$S 168.**

- CAÑA: 27 U\$\$/ton.

Sabiendo que se procesan 1220 ton/hs de la misma, entonces el precio total será de U\$S 144.817.297 por año, y por unidad de producto: **482,7 U\$S/m<sup>3</sup>etanol.**

- GLICEROL: 100 U\$\$/L.

Sabiendo que se procesan 80.000 kg/hs de glicerol y que el mismo se recircula, se estima que se comprará el 20% del caudal, lo cual equivale a 17.167,4 L. De esta forma, el precio total del mismo será **U\$S 1.716.740**.

*Costo de envases:* Considera todos los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización. En este caso no se envasa el producto, sino que se almacena para ser luego ser comercializado.

*Costo de mano de obra directa:* Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto. Para estimar el costo de mano de obra directa se requiere conocer el precio de la hora hombre y el número de horas hombre para el período de tiempo que se está realizando el cálculo.

Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción. La ecuación representa estas relaciones:

$$\frac{(\text{ Horas-Hombre /día })}{(\text{ capacidad en t/día})} = W \times \frac{\text{número de etapas del proceso}}{(\text{capacidad en t/día})^{0.76}}$$

Donde W adoptará el valor de 10 por ser una planta donde solo se procesan fluidos.

Las etapas son:

Pretratamiento

Concentración

Reacción

Destilación

Centrifugación

De esta forma hay 5 etapas. Siendo la capacidad 67396,4 kg/hs, lo que equivale a 1617,5 Tn/día de bioetanol, serán necesarias entonces 295 horas hombre/día.

Dado que la jornada laboral estipulada es de 8 horas diarias, se presume entonces que se requerirán en total 36 empleados distribuidos en tres turnos, lo que resulta 12 empleados por turno. Para tener en cuenta el franco semanal, se consideran 12 empleados más.

Teniendo en cuenta una relación de peso-dólar de 35, se considera que la hora hombre por convenio más cargas sociales se fija en 3.5 US\$, lo que se traduce en un costo total de mano de obra de 116.8 US\$/año. Si la hora hombre cuesta 3.5 U\$, y se requieren 295 horas hombre por día, entonces por día son 1.032 U\$, y por año (183 días): U\$ 185.850, esto por 5 etapas sería **U\$ 929.250**.

*Utilidades y servicios:* con respecto al consumo de agua y electricidad, el único que se tiene en cuenta es el agua, ya que, a partir de la producción de bioetanol, se va a autoabastecer la planta con energía. Para zonas industriales<sup>19</sup>, el costo del agua es de 7,2291 \$/m<sup>3</sup> y, sabiendo que se requieren 3.663,6 m<sup>3</sup>/h en la planta debido a que la misma se recircula, el costo resulta **U\$ 735,7 anuales**.

*Mantenimiento:* Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones a debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Se estima el costo considerando que es un proceso con alta instrumentación, lo cual equivale a un 3% de la inversión fija anual. Este valor resulta **U\$ 8.852.523,6/año**.

*Supervisión:* El costo de supervisión puede considerarse como el 10% del costo de la mano de obra directa. De esta forma resulta **U\$ 92.925/año**.

---

<sup>19</sup> Dato obtenido de *Antares S.A.* en el Parque Industrial de Mar del Plata

*Suministros:* Se estima según Happel como el 20% del costo de mano de obra directa, lo cual corresponde a **185.850 US\$/año**.

*Laboratorio:* se supone que se va a contar con equipos de control de calidad, por lo que este valor se estima como el 10% del costo de la mano de obra directa, lo cual sería **92.925 US\$/año**.

La suma de los costos variables resulta **US\$ 156.688.414,3/año**.

#### Costos fijos

*Depreciación:* La palabra depreciación significa una disminución en valor. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. El costo de depreciación depende de la vida útil (n), del capital invertido, del valor residual y del método seleccionado.

$$\text{Costo de depreciación anual} = e \cdot (IF - L)$$

El factor "e" se denomina factor de depreciación anual, y la forma de estimarlo depende del método utilizado. En este caso se utilizará el *Método de la línea recta*, siendo éste el más simple y el más ampliamente usado; resultando la depreciación anual constante. Teniendo en cuenta además que en este caso se desprecia el valor residual, L, la depreciación anual resulta:

$$D = \frac{IF}{n} = \text{US\$ } 9.836.137, \text{ siendo } n=30 \text{ años}$$

*Impuestos:* Corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Este rubro puede variar de acuerdo con las leyes vigentes. Depende del lugar donde está ubicada la planta industrial, ya que las plantas situadas en ciudades pagan más impuestos que las correspondientes a regiones menos pobladas. No se incluyen aquí los impuestos sobre la

ganancia. Este costo se puede estimar entre el 1 al 2% de la Inversión fija. Este valor resulta **U\$S 5.901.682**.

*Seguros:* Dependen del tipo de proceso e incluyen seguros sobre la propiedad, para el personal y para las mercaderías, jornales caídos, entre otros. Normalmente el monto anual de este rubro se puede estimar entre el 0,5 al 1% de la Inversión fija. Este valor resulta **U\$S 2.950.841**.

*Financiación:* este costo no se tiene en cuenta, se supone que es por capital propio.

*Ventas y distribución:* Este componente del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. En general, este costo se calcula como un porcentaje, generalmente el 1%, de los ingresos por ventas anuales, el cual se calcula sabiendo que la producción anual es de 375.000.000 L/año y que el precio de venta del mismo es de 22\$/L, como se dijo en el Capítulo 1, quedando un valor de ventas de bioetanol de U\$S 235.714.286. Además, se deberá sumar la ganancia generada por la venta del dióxido de carbono, ya calculada anteriormente (U\$S 6.378.888 al año). Por otro lado, se debe tener en cuenta la venta de energía eléctrica a la red. Sabiendo que el precio del kW se vende actualmente a \$ 5,5 (dato tomado en relación a la provincia de Santa Fe), se comercializarán 34,7 kW que es lo que queda disponible luego del abastecimiento de la planta. El costo total será de U\$S 5.194. Así, los ingresos anuales por ventas resultan U\$S 242.038.368, con lo que el costo de ventas y distribución es **U\$S 2.420.384**.

*Dirección y administración:* Incluye todos los gastos de la Administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales tanto de insumos como de servicios. Además, contempla los gastos de dirección de la empresa, como por ejemplo el salario de la conducción superior, el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría. Este costo se puede estimar como un

porcentaje, 10%, del costo de mano de obra directa. Resultando un valor de **92.925 U\$S/año**.

*Investigación y desarrollo:* En algunas empresas se realizan actividades de investigación y desarrollo orientadas a la innovación de los productos y de los procesos. Los gastos de Investigación incluyen salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios. Este componente del costo, en caso de corresponder, puede estimarse como el 0.5% del valor de los ingresos por ventas anuales. Este valor resulta **U\$S 1.210.192**.

La suma de los costos fijos resulta **US\$ 22.412.161/año**.

## Rentabilidad

El análisis de proyectos de inversión se realiza a través de la evaluación de la rentabilidad. En función de los resultados obtenidos de la evaluación de la rentabilidad en comparación con los criterios de decisión que la empresa defina, el proyecto se acepta, se rechaza, o bien se proponen cambios para ajustar ciertos puntos del proyecto. El movimiento de dinero hacia o desde una empresa se denomina flujo de caja (FC) y se define como la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos operativos (sin los costos de depreciación), y descontando el pago de impuestos. El Flujo de Caja o el Beneficio Neto no son una medida de la rentabilidad, pero estos valores se utilizan para calcular la rentabilidad de un proyecto particular. La rentabilidad es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que esa actividad se realice.

Diagramas de flujos de caja

Todo proyecto de inversión implica una acción a desarrollar durante un determinado número de años en el futuro. Debe tenerse en cuenta que la evaluación de la rentabilidad se basa en una predicción de futuros resultados, que necesariamente incluye suposiciones. Hay posibilidad de variaciones en la demanda o de los precios o fallas operativas que no siempre pueden ser previstas al momento de hacer la evaluación. Una manera de visualizar algunos de estos factores es utilizando el diagrama de flujo de caja. El dinero se representa en ordenadas y el tiempo en abscisas. A tiempo igual a cero, comienza la planta a producir. A tiempos negativos, el flujo de caja es negativo y corresponde al dinero pagado por el terreno y la inversión fija. Cuando el proceso está listo para comenzar, es necesaria una cantidad de dinero adicional para el capital de trabajo. Cuando el proceso está en producción, el dinero entra al proyecto como producto de las ventas. El flujo de caja se acumula, pasando de negativo a positivo y cuando el proyecto termina, el capital invertido en activo de trabajo y terreno es recuperado, al igual que el valor residual, dando un flujo de caja final positivo. Este diagrama tiene la ventaja de mostrar todas las características económicas del proyecto, pero no tiene en cuenta el riesgo, la tasa a la cual es generado el dinero por el proyecto y las ganancias por reinversión.

#### Cuadro de fuentes y usos de fondos para evaluar la rentabilidad

La presentación de la evaluación se facilita mediante la integración de los datos en los denominados "cuadros de fuentes y usos de fondos".

Dicho cuadro contiene datos como el capital a invertir y la ganancia generada por las ventas producidas, el valor de la inversión fija, los costos de producción y el capital de trabajo. El BNAI, que es el beneficio neto antes de impuestos, calculado como el valor total de las "fuentes" menos los "usos". Los impuestos, que se calculan como el 35 - 40% del beneficio neto antes de impuestos (BNAI). El beneficio neto, el cual se calcula como el BNAI menos los impuestos. La depreciación, previamente calculada, y por último el valor del flujo de caja que se calcula como el beneficio neto más la depreciación.

De esta forma y en base a los costos calculados en este capítulo, fue posible realizar el siguiente cuadro de fuentes y usos, a 10 años:

| AÑO                  | 1           | 2           | 3           | 4           | 5           | 6           | 7           | 8           | 9           | 10          |
|----------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| A)Fuentes (U\$S)     |             |             |             |             |             |             |             |             |             |             |
| Capital Propio       | 299.884.121 |             |             |             |             |             |             |             |             |             |
| Ventas anuales       | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 |
| TOTAL A)             | 541.922.489 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 | 242.038.368 |
| B)Usos (U\$S)        |             |             |             |             |             |             |             |             |             |             |
| INVERSIÓN FIJA       | 295.084.121 |             |             |             |             |             |             |             |             |             |
| Capital de Trabajo   | 29.988.412  |             |             |             |             |             |             |             |             |             |
| Costos de Producción | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 |
| TOTAL B)             | 481.760.947 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 | 156.688.414 |
| BNAI= A)-B)          | 60.161.542  | 85.349.954  | 85.349.954  | 85.349.954  | 85.349.954  | 85.349.954  | 85.349.954  | 85.349.954  | 85.349.954  | 85.349.954  |
| IMPUESTOS            | 21.056.539  | 29.872.484  | 29.872.484  | 29.872.484  | 29.872.484  | 29.872.484  | 29.872.484  | 29.872.484  | 29.872.484  | 29.872.484  |
| BENEFICIO NETO       | 39.105.003  | 55.477.470  | 55.477.470  | 55.477.470  | 55.477.470  | 55.477.470  | 55.477.470  | 55.477.470  | 55.477.470  | 55.477.470  |
| Depreciación         | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   | 9.836.137   |
| FLUJO DE CAJA        | 48.941.140  | 65.313.607  | 65.313.607  | 65.313.607  | 65.313.607  | 65.313.607  | 65.313.607  | 65.313.607  | 65.313.607  | 65.313.607  |

### Método para evaluar la rentabilidad

- Valor presente (VP): Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. El valor presente del proyecto es igual a la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total. Es la cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto, además de la inversión total, que, invertida a una tasa de interés pre asignada, pueda producir ingresos iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto.

De esta forma, si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, entonces el proyecto es aceptable. El proyecto debe aceptarse cuando su VP es superior a cero, ya que indica que genera ese monto de dinero remanente sobre lo mínimo exigido, y si fuese menor a cero se debe rechazar, ya que esa es la cantidad de dinero faltante para que el proyecto reditúe lo exigido por el inversionista. Los resultados que se obtienen utilizando el método del VP no indican la magnitud del proyecto.

Para estimar el valor presente, entonces, se utiliza la siguiente ecuación:

$$VP = \frac{\sum_{j=1}^n FC_j}{(1+i)^j} - I_T$$

Donde  $i$  se estimó como 0,1.

De esta forma se obtuvo el Valor Presente, resultando **56567247,12 U\$S**.

Por lo tanto, se puede decir que el proyecto resultó rentable.

- Tiempo repago (TIR):  
Conociendo el valor de la inversión fija depreciable y los flujos de caja anuales, se procedió a realizar el gráfico 9.1.

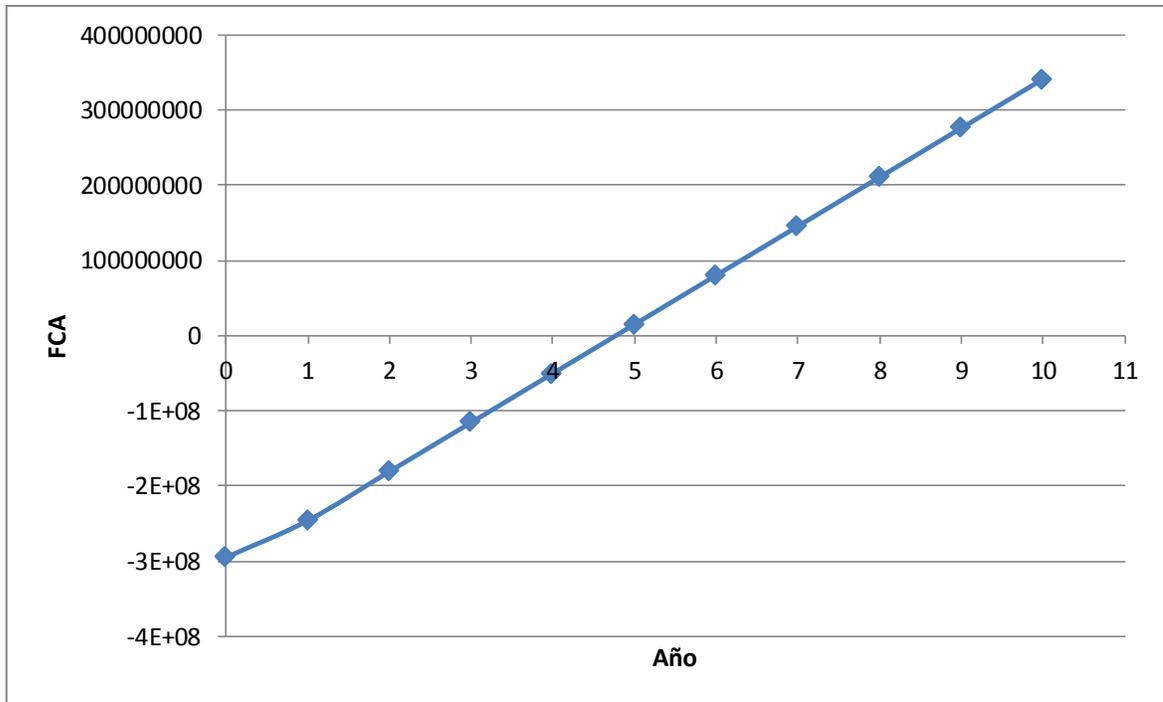


Gráfico 9.10: Tiempo de repago

En el gráfico se puede observar que el tiempo de repago del proyecto será menor a cinco años, lo que es positivo ya que se recuperará la inversión total realizada en un tiempo menor a la mitad del tiempo de vida útil del proyecto.

## Cronograma

Los tiempos que se requieren para el planeamiento, construcción y puesta en marcha de una planta de producción están ligados con las distintas tareas a realizar en cada una de las etapas.

Inicialmente el proyecto se enfoca en la *Ingeniería básica* la cual define los lineamientos generales e ideas básicas del proyecto. Esto incluye los estudios iniciales basados en el terreno, los equipos, los servicios auxiliares, etc. Si bien estos valores serán estimativos, son una buena forma de verificar si se está dispuesto a afrontar la inversión que requiere el proyecto que se está desarrollando.

Esta primera etapa es una de las más complejas y requiere de mucho trabajo, en especial cuando se cuenta con el grado de complejidad requerida para este tipo de procesos.

A continuación, se pasa a la *Ingeniería de detalle*, en esta etapa se ajusta en un todo a valores y especificaciones técnicas de la ingeniería básica. Usualmente, los tiempos requeridos para la ingeniería básica y de detalle son entre 12 y 18 meses.

Una vez concluida la Ingeniería de detalle se pasa a la etapa de *Movimiento de suelos y obras civiles*, en esta se procede a preparar el terreno para la construcción y se inicia con la misma. Este período abarca un tiempo de entre 3 y 6 meses.

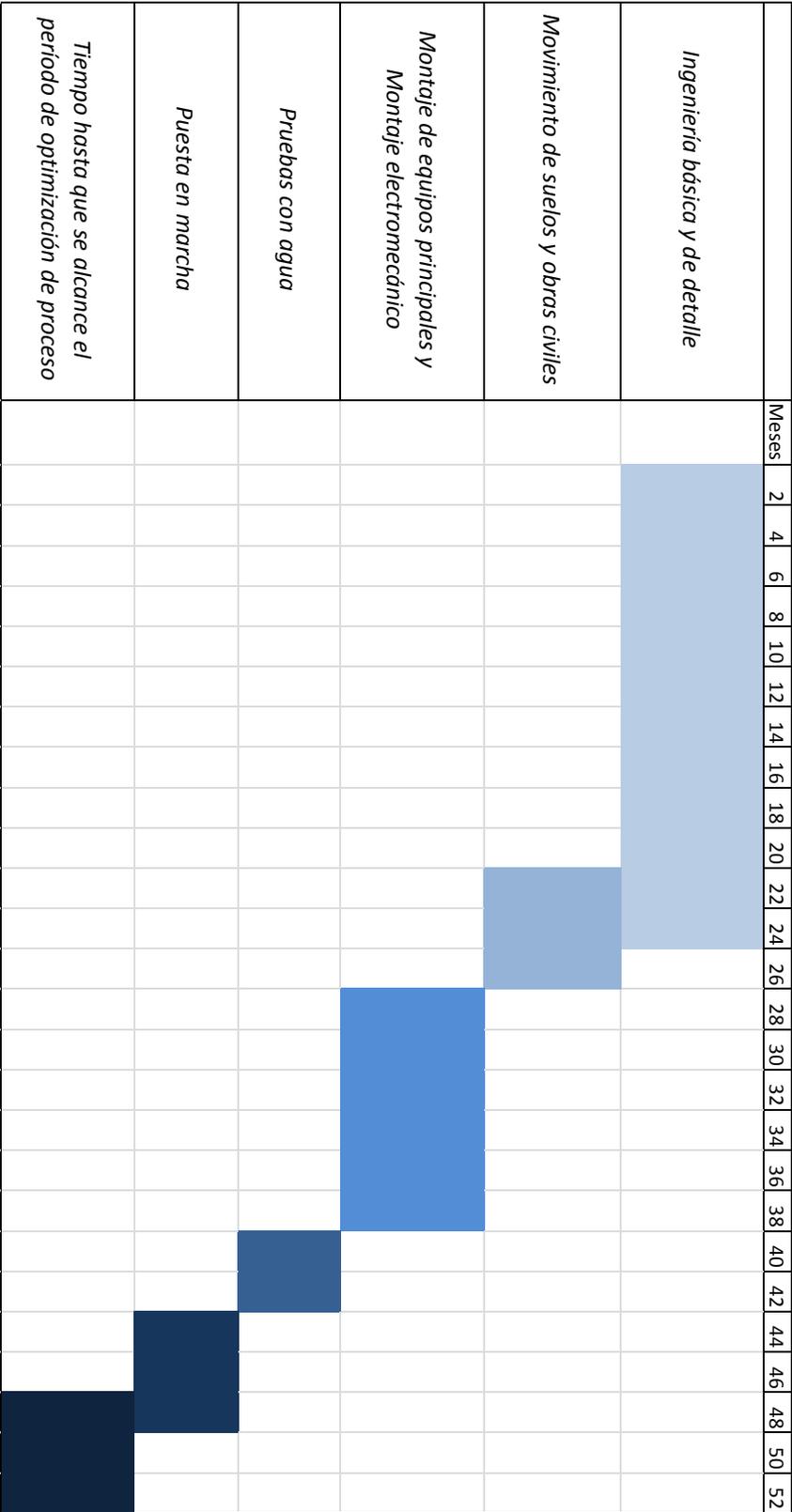
Luego se procede al *Montaje de equipos principales y Montaje electromecánico*, con lo cual se deja la planta en condiciones de comenzar con las pruebas para su funcionamiento, se deben conectar además los servicios necesarios para el correcto desarrollo del proceso. Para realizar el montaje se requiere de un tiempo que se estima entre 9 y 12 meses.

Una vez instalada la maquinaria, se realizaran *Pruebas con agua*, para asegurar el buen funcionamiento e instalación de los equipos. Las pruebas pueden llevar un tiempo aproximado de 3 meses.

Por último se procede a iniciar la Puesta en marcha hasta que se alcance el Período de optimización de proceso hasta alcanzar condiciones nominales. La puesta en marcha se estima que pueda tardar alrededor de 6 meses, y alcanzar las condiciones óptimas de operación requerirá de pruebas constantes, por lo que se considera que puede tardar otros 6 meses.

Para concluir entonces, el tiempo aproximado desde que se considera la opción de desarrollar el proceso, hasta que se comienza a producir en condiciones óptimas es de entre 39 y 51 meses.

Diagrama de Grantt



## Conclusión

A lo largo del trabajo fuimos aprendiendo el manejo de los distintos equipos en la industria.

Nos sirvió para relacionar todo el conocimiento adquirido a lo largo de los años de carrera recorridos, además de incursionar en temas novedosos, necesarios para la realización del proyecto.

Por otro lado, nos inspiró para realizar la visita a una planta de producción de bioetanol, durante la cual, además de conocer sobre el proyecto, pudimos aprender acerca del trabajo en la industria.

Un aspecto importante a destacar radica en la orientación del proyecto hacia el desarrollo de energías sustentables, y la conservación del medio ambiente. Pensando en la instalación de equipos que nos permitan minimizar el impacto dañino que genera toda actividad industrial.

Por otra parte nos motiva el resultado obtenido en el análisis económico, debido a que la rentabilidad del proyecto nos lleva a pensar que el proyecto desarrollado es viable en un futuro.

Por último, la realización de este trabajo resulta muy significativa ya que marca la finalización de nuestra carrera como estudiantes, introduciéndonos en el mundo profesional con las herramientas necesarias para desenvolvernos de la mejor manera.

## Bibliografía

- Ing. Corina María Paz Terán, *“La producción de bioetanol como un aporte al desarrollo económico de la provincia de Tucumán”*, para la Universidad de Belgrano, Buenos Aires. Publicado por el INTA, julio 2012. Disponible en: <https://inta.gov.ar/sites/default/files/script-tmp-inta-ub-tesis-produccion-bioetanol-y-su-incidencia-eco.pdf>
- Ing. José Núñez García y Pablo García Triñanes, ETSE Universidad de Santiago de Compostela. *“BIOCOMBUSTIBLES: Bioetanol y Biodiesel”*, Año 2014. Disponible en: [http://www.enciga.org/files/boletins/61/biocombustibles\\_bioetanol\\_y\\_biodiesel.pdf](http://www.enciga.org/files/boletins/61/biocombustibles_bioetanol_y_biodiesel.pdf)
- Gracia, *“Biocombustibles: ¿energía o alimento?”*, Capítulo 4. Disponible en: [http://www.ub.edu/ecologia/carlos.gracia/PublicacionesPDF/Cap%C3%ADtulo%204\\_Bioetanol.pdf](http://www.ub.edu/ecologia/carlos.gracia/PublicacionesPDF/Cap%C3%ADtulo%204_Bioetanol.pdf)
- Dra. Mariana Alegre, *“BIOCOMBUSTIBLES: BIOETANOL”*. Publicado por el INTA, mayo 2010. Disponible en: <https://inta.gov.ar/sites/default/files/script-tmp-iir-bc-inf-11-10-laboratorio.pdf>
- Fernando Olmedo, *“Ventajas y desventajas del bioetanol”*. Publicado en Biocarburantes Magazine, 2008. Disponible en: <http://www.biodisol.com/biocombustibles/ventajas-y-desventajas-del-bioetanol/>
- Portal “Ecología Verde”. Disponible en: <https://www.ecologiaverde.com/>
- Marín Pons y asociados, Consultoría en diseño de procesos, tecnología de los alimentos, instalaciones industriales, prevención de riesgos laborales y medioambiente, *“ESTUDIO PRELIMINAR PARA PRODUCIR ETANOL DE LA CAÑA DE AZÚCAR EN LA REPÚBLICA DOMINICANA”*, junio 2012. Disponible en: <http://marinponsasociados.com/PDFMEDIOAMBIENTE/bioetanol.pdf>
- Empresa Alconoa, *“Producción de bioetanol para combustibles a partir de la caña de azúcar”*. Disponible en: [www.alconoa.com.ar](http://www.alconoa.com.ar)

- Julio Calzada, *“Datos claves de biocombustibles”*. Publicado por la Bolsa de comercio de Rosario, Dirección de informaciones y estudios económicos, enero 2017. Disponible en: [https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal\\_noticias.aspx?pldNoticia=472](https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal_noticias.aspx?pldNoticia=472)
- Trabajo en conjunto entre los ministerios de Agroindustria y Energía, *“Se firmó el acuerdo con los cañeros para la distribución del cupo del 2% de aumento de alcohol para el Bioetanol”*. Publicado por el Ministerio de Agroindustria, Presidencia de la Nación, 2016. Disponible en: [https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/?accion=noticia&id\\_info=160226164303](https://www.agroindustria.gob.ar/sitio/areas/bioenergia/?accion=noticia&id_info=160226164303)
- *“La torta del bioetanol ya es mitad azúcar, mitad maíz”*. Publicado por Agrovoz, 2018. Disponible en: <http://agrovoz.lavoz.com.ar/actualidad/la-torta-del-bioetanol-ya-es-mitad-azucar-mitad-maiz>
- Cárdenas, Helena. *“La sustentabilidad en el uso de biocombustibles. Un reto de análisis, decisiones y equilibrio”*. CEDA, 2007. Disponible en: <http://www.ceda.org.ec/>
- Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO). *“El estado de la agricultura y la alimentación”*. División de Economía del Desarrollo Agrícola, 2008. Disponible en: <http://observatoriogeograficoamericalatina.org.mx/egal12/Procesosambientales/Usoderecursos/33.pdf>
- Juan Francisco Cabal G., Universidad de los Andes. *“Energía: Otro de los Subproductos de la Caña de Azúcar”*. Publicado por AGRONEGOCIOS E INDUSTRIA DE ALIMENTOS, octubre 2015. Disponible en: <https://agronegocios.uniandes.edu.co/2015/10/28/energia-otro-de-los-subproductos-de-la-cana-de-azucar/>
- Lic. Alfonso Prat-Gay, Lic. Pedro Lacoste, Dr. Ernesto O’Connor, Lic. Carolina Szpak, Lic. Walter Lucci. *“Informes de cadenas de valor. Azúcar”*. Publicado por el

Ministerio de Hacienda y Finanzas Públicas, julio 2016. Disponible en: [https://www.economia.gob.ar/peconomica/docs/Complejo\\_Azucar.pdf](https://www.economia.gob.ar/peconomica/docs/Complejo_Azucar.pdf)

- “Disponen el aumento del corte de bioetanol en las naftas”. Publicado por Infocampo, abril 2016. Disponible en: <http://www.infocampo.com.ar/disponen-el-aumento-del-corte-de-bioetanol-en-las-naftas/>
- “*BIOCOMBUSTIBLES. Bioetanol. Mezclas. Volúmenes*”. Publicado por el Ministerio de Justicia y derechos humanos, abril 2016. Disponible en: <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/260000-264999/260152/norma.htm>
- Página: [www.producciontucuman.gov.ar/Publicaciones](http://www.producciontucuman.gov.ar/Publicaciones)
- Julio Calzada, Federico di Yenno, “*Capacidad de producción de etanol de Argentina no llega al 2% de la de EE.UU*”. Publicado por la Bolsa de comercio de Rosario, Dirección de informaciones y estudios económicos, junio 2017. Disponible en: [https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal\\_noticias.aspx?pIDNoticia=664](https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal_noticias.aspx?pIDNoticia=664)
- Ing. Agr. Patricia Digonzelli, Ing. Agr. Eduardo R. Romero, “La caña de azúcar y la disponibilidad hídrica”. Publicado por EEAOC, 2015. Disponible en: <http://www.eeaoc.org.ar/upload/publicaciones/archivos/378/20140214110549000000.pdf>
- “En Tucumán buscan optimizar la ubicación de Plantas de Biomasa”. Publicado por INTI, enero 2015. Disponible en: <https://energiasolaraldia.com/en-tucuman-buscan-optimizar-la-ubicacion-de-plantas-de-biomasa/>
- Marco Chaves Solera, “LA CAÑA DE AZÚCAR COMO MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL CARBURANTE”. Disponible en: <http://minagri.gob.pe/portal/download/pdf/especiales/bioenergia/otros/canadazucar-materiaprima-producciondalcohol-carburante.pdf>
- “Bioetanol de caña de azúcar Energía para el desarrollo sostenible”. Disponible en: <http://www.olade.org/sites/default/files/CIDA/Biocomustibles/CEPAL/bioetanol%20caña%20de%20azucar.pdf>

- Precio del bioetanol. Ministerio de Energía de la Nación. Disponible en: [https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte\\_precios\\_bioetanol.php](https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php)
- Demanda de bioetanol. Disponible en: <http://www.ambito.com/934044-crece-la-demanda-de-bioetanol-llegaria-a-1150-millones-de-litros>
- Ing Carlos Ariel Cardona, Ing Óscar Julián Sánchez, Ing María Isabel Montoya, Ing Julián Andrés Quintero, "SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS DE OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR Y MAÍZ". Sistema de Información CientíficaRed de Revistas Científicas de América Latina y el Caribe, España y Portugal. Disponible en: <http://www.redalyc.org/html/849/84911707033/>
- "ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LA INFLUENCIA DE FACTORES FÍSICO-QUÍMICOS Y DE LAS CONDICIONES DE CULTIVO SOBRE EL METABOLISMO DE LEVADURAS VÍNICAS". Disponible en: [http://www.conicet.gov.ar/new\\_scp/detalle.php?keywords=&id=33679&congress=yes&detalles=yes&congr\\_id=939825](http://www.conicet.gov.ar/new_scp/detalle.php?keywords=&id=33679&congress=yes&detalles=yes&congr_id=939825)
- "A Kinetic Study of the Fermentation of Cane Sugar Using *Saccharomyces cerevisiae*". Egharevba Felix, Ogbemor Clara, Akpoveta Oshevwiyo Vincent.
- "Kinetic Modeling and Optimization of a Batch Ethanol Fermentation Process". Samuel C Oliveira, Romulo C Oliveira, Mariana V Tacinand Edwil AL Gattás.
- "Recirculación de vinazas en la fermentación alcohólica. Una tecnología en evaluación para disminuir la generación de vinazas en la industria de producción de alcohol". Germán Andrés Castro Moreno
- PRODUCCION DE ALCOHOL CARBURANTE POR DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA HOMOGÉNEA CON GLICERINA. Uyazán, A.M. Gil, I.D. Aguilar, J.L. Rodríguez, G. Caicedo, L.A. Grupo de Procesos Químicos y Bioquímicos - Departamento de Ingeniería Química Universidad Nacional de Colombia – Bogotá, Colombia. Disponible en: [http://www.ciiq.org/varios/peru\\_2005/Trabajos/II/2/2.2.16.pdf](http://www.ciiq.org/varios/peru_2005/Trabajos/II/2/2.2.16.pdf)
- SELECCIÓN DE TECNOLOGÍAS APROPIADAS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL CARBURANTE. Grupo de Investigación en Procesos Químicos, Catalíticos y Biotecnológicos. Universidad Nacional de Colombia sede Manizales-

- Colombia. Disponible en:  
<http://www.redalyc.org/html/2311/231117829008/>
- INGENIERIA DE PROCESOS DE PLANTA DE FABRICACIÓN DE ETANOL CON UNA CAPACIDAD DE 20000 TM/AÑO. Dpto. Ingeniería de la construcción y proyectos de ingeniería Escuela Técnica Superior de Ingeniería Universidad de Sevilla. Fernando Gómez García. Disponible en:  
<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20453/fichero/Proyecto+Fin+de+Carrera.pdf>
  - IMPROVING BIOETHANOL PRODUCTION FROM SUGARCANE: EVALUATION OF DISTILLATION, THERMAL INTEGRATION AND COGENERATION SYSTEMS. Marina O.S. Diaz, Marcelo Modesto, Adriano V. Ensinas, Silvia A. Nebra, Rubens Maciel Filho, Carlos E.V. Rossell. Disponible en: <http://www.elsevier.com/locate/energy>
  - MODELADO Y CONTROL DE MOLINOS DE CAÑA DE AZUCAR USANDO ACCIONAMIENTOS ELECTRICOS. Grupo de Investigación en Control Industrial, Universidad del Valle. E. Rosero y J. Ramirez. Disponible en: [https://ac.els-cdn.com/S1697791209702638/1-s2.0-S1697791209702638-main.pdf?\\_tid=4bbcb42b-eedb-41c6-9874-dbd987239361&acdnat=1525142489\\_4bb84b04fb4b635e0437e8638aba4680](https://ac.els-cdn.com/S1697791209702638/1-s2.0-S1697791209702638-main.pdf?_tid=4bbcb42b-eedb-41c6-9874-dbd987239361&acdnat=1525142489_4bb84b04fb4b635e0437e8638aba4680)
  - CONTROL OF AN EXTRACTIVE DISTILLATION PROCESS TO DEHYDRATE ETHANOL USING GLYCEROL AS ENTRAINER. Grupo de Procesos Químicos y Bioquímicos, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá, Ciudad Universitaria. Iván D. Gil, Jorge M. Gómez, Gerardo Rodríguez. Disponible en:  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0098135412000166>
  - Gordon A. Hill, Campbell W. Robinson, “MINIMUM TANK VOLUMES FOR CFST BIOREACTORS IN SERIES”, Department of Chemical Engineering, University of Saskatchewan, Saskatoon, Canada, Department of Chemical Engineering, University of Waterloo, Waterloo, Ontario. Disponible en:  
<https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/cjce.5450670513>

- <http://centroazucarero.com.ar/azucar/>
- <https://www.dsengineers.com/es/sectores-de-actividades/azucar-y-bio-etanol/plantas-azucareras/produccion-azucar-cana.html>
- CONTROL DE UN BIORREACTOR PARA FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA EN CONTINUO. N. Echeverry, O. Quintero, M. Ramírez y H. Álvarez. Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín Facultad de Minas carrera 80 barrio Robledo. - Medellín –COLOMBIA. Disponible en: [http://ebanov.inaut.unsj.edu.ar/publicaciones/1699\\_04.pdf](http://ebanov.inaut.unsj.edu.ar/publicaciones/1699_04.pdf)
- Bioetanol de caña de azúcar. Energía para el desarrollo sostenible. Disponible en: [http://www.olade.org/sites/default/files/CIDA/Biocomustibles/CEPAL/bioetanol%20ca%C3%B1a%](http://www.olade.org/sites/default/files/CIDA/Biocomustibles/CEPAL/bioetanol%20ca%C3%B1a%20de%20az%C3%BAcar.pdf)
- Limpieza de la caña en seco y aprovechamiento de la materia extraña vegetal como combustible en Brasil. Revista técnica No 26, Diciembre de 2010. Disponible en: [http://www.tecnica.org/pdf/2010/tec\\_no26\\_2010\\_p12-19.pdf](http://www.tecnica.org/pdf/2010/tec_no26_2010_p12-19.pdf)
- TECtv La Señal de la Ciencia, Paradigma 3: Capítulo 12, publicado 11 de enero de 2016. Disponible en: <https://www.youtube.com/watch?v=rhN4coWENNo>
- [http://www.sermatec.com.br/produtos/difusor-zanini-inovacao-de-quem-fabrica\\_\\_\\_/](http://www.sermatec.com.br/produtos/difusor-zanini-inovacao-de-quem-fabrica___/)
- Identificación de cañería según norma IRAM 2507. Disponible en: [http://www.etpcba.com.ar/Documentos/Nivel\\_Medio/Especialidades/Industrias\\_de\\_los\\_Alimentos/Anexos/IRAM\\_2507\\_IDENTIFICACION\\_C.pdf](http://www.etpcba.com.ar/Documentos/Nivel_Medio/Especialidades/Industrias_de_los_Alimentos/Anexos/IRAM_2507_IDENTIFICACION_C.pdf)
- <https://www.flottweg.com/es/la-gama-de-productos/centrifuga-de-discos/>
- Difusión de caña de azúcar. Disponible en: [http://www.dsengineers.com/images/brochures/DSEC\\_Difusi%C3%B3n\\_de\\_Ca%C3%B1a\\_de\\_Azucar\\_-\\_R02.pdf](http://www.dsengineers.com/images/brochures/DSEC_Difusi%C3%B3n_de_Ca%C3%B1a_de_Azucar_-_R02.pdf)
- Almacenamiento seguro de etanol. Disponible en: [https://www.arlsura.com/files/almacenamiento\\_seguro\\_alcohol.pdf](https://www.arlsura.com/files/almacenamiento_seguro_alcohol.pdf)

- Ubicaciones de almacenamiento y dispensa. Disponible en: <http://www.ethanolresponse.com/wp-content/uploads/2017/08/Manual-del-Instructor-Modulo-5-FINAL-2017.pdf>
- Diseño de tanque para almacenamiento de etanol anhidro. Disponible en: <https://www.dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/2385/1/4725.pdf>
- Cinta transportadora de materiales a granel. Disponible en: <http://www.estrucplan.com.ar/Producciones/entrega.asp?IdEntrega=2303>
- Diseño, construcción y montaje de un transportador de banda para caña de azúcar. Disponible en: <http://red.uao.edu.co/bitstream/10614/3527/1/T0001418.pdf>
- <https://www.ecured.cu/Cachaza>
- <http://www.scielo.org.co/pdf/prosp/v15n1/1692-8261-prosp-15-01-00042.pdf>
- <https://glaciaringenieria.com.co/tipos-torres-enfriamiento-caracteristicas/#>
- <http://www.hildebrandt.cl/como-funciona-una-caldera-de-biomasa/>
- <http://www.agencia.mincyt.gob.ar/frontend/agencia/post/2224>
- <https://cengicana.org/files/20170103101530429.pdf>
- <http://www1.herrera.unt.edu.ar/biblcet/wp-content/uploads/2016/08/Calderas-a-Bagazo.pdf>
- Libro: "Ingeniería de la caña de azúcar"- Peter Rein- Berlin 2012.
- Calderas a bagazo, Proyecto, operación y mantenimiento. Argentina 2016. Disponible en: <http://www1.herrera.unt.edu.ar/biblcet/wp-content/uploads/2016/08/Calderas-a-Bagazo.pdf>
- Process Equipment Cost Estimation Final Report
- [http://catarina.udlap.mx/u\\_dl\\_a/tales/documentos/lpro/esquivel\\_e\\_jr/apendiceA.pdf](http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/apendiceA.pdf)
- Crece la demanda de bioetanol: llegaría a 1150 millones de litros (18 de septiembre de 2018) *Ámbito.com*. Disponible en: <http://www.ambito.com/934044-crece-la-demanda-de-bioetanol-llegaria-a-1150-millones-de-litros>

- Curvas de costos. Año 2000. Disponibles en: [http://catarina.udlap.mx/u\\_dl\\_a/tales/documentos/lpro/esquivel\\_e\\_jr/apendiceA.pdf](http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/apendiceA.pdf)
- Manual de Estándares de Espacios de Trabajo del Estado Nacional, Septiembre 2017, Buenos Aires, Argentina. Disponible en: [https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/aabe\\_manualdeestandares\\_0.pdf](https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/aabe_manualdeestandares_0.pdf)
- Análisis del modelo Mezcla de Marketing de la industria del bioetanol en Colombia. Disponible en: [http://www.academia.edu/29411466/An%C3%A1lisis\\_del\\_modelo\\_Mezcla\\_de\\_Marketing\\_de\\_la\\_industria\\_del\\_bioetanol\\_en\\_Colombia](http://www.academia.edu/29411466/An%C3%A1lisis_del_modelo_Mezcla_de_Marketing_de_la_industria_del_bioetanol_en_Colombia)