

Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería



Planta de producción de bioetanol



**Proyecto final
2018**

Mendoza, Raúl - Paván, Natalín - Pozo Aguilera, Estefanía - Tulli, Nicolás



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

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

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



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

A nuestras familias...

La producción de biocombustibles es una alternativa que viene adquiriendo una importancia creciente a nivel mundial, ante la necesidad de sustituir, con costos apropiados, los combustibles de origen fósil. Entre sus principales causas se destacan el ascendente nivel en precio del petróleo, y la necesidad de disminuir la contaminación ambiental y las emisiones de carbono que llevan al calentamiento global.

Los biocombustibles más usados son: el biodiesel, el bioetanol y el biogás. El bioetanol, es el principal producto obtenido de la fermentación y destilación del almidón (azúcares) contenido en la materia orgánica (biomasa), previamente extraído por procesos enzimáticos. En este proceso se obtiene bioetanol que luego de ser deshidratado, se puede utilizar como combustible. El etanol mezclado con la nafta produce un biocombustible con similares características, pero con una importante reducción en las emisiones contaminantes de los motores.

El bioetanol se mezcla con la nafta en concentraciones del 5 o el 10% (E5 y E10), con esta proporción, no se requieren modificaciones en los motores actuales.

En el presente trabajo se analiza el proceso de producción de bioetanol a partir de remolacha como materia prima, su viabilidad económica y la posibilidad de optimización de recursos y energía a lo largo de la línea de producción.

DEFINICIÓN DEL PROYECTO

El objetivo de este proyecto es el diseño de una planta productora de bioetanol a partir de remolacha azucarera (*Beta vulgaris*). Se utiliza levadura (*S. cerevisiae*) para la fermentación. Se realiza el diseño en base a una producción de 125.000 metros cúbicos por año, lo que posiciona a la planta como uno de los principales productores del país.

Se considera importante el análisis de esta alternativa, debido a que en la actualidad no se produce bioetanol en el país a partir de esta materia prima.

ÍNDICE GENERAL

CAPÍTULO 1: Estudio de mercado e información general de bioetanol.	10
1.1 Introducción	11
1.2 Proceso general de obtención de bioetanol	13
1.3 Proceso de obtención de bioetanol a partir de remolacha	13
1.4 Datos Macro	15
1.5 Ventajas de la remolacha	16
1.6 Desventajas de la remolacha	16
1.7 Marco Legal para los Biocombustibles en Argentina	16
1.8 Usos y aplicación de productos y subproductos	18
1.8.1 Bioetanol	18
1.8.2 Subproductos	19
1.9 Potenciales clientes nacionales y extranjeros	20
1.9.1 Clientes nacionales	20
1.9.2 Clientes extranjeros	21
1.10 Principales competidores de los productos y subproductos	23
1.11 Precio y disponibilidad de principales materias primas	26
1.11.1 Maíz	26
1.11.2 Caña de azúcar	26
1.11.3 Remolacha	26
1.11.4 Otros	27
1.12 Precios en el mercado interno y externo	29
1.13 Capacidad de producción instalada en el país y a nivel mundial	30
1-14 Locación de la planta de bioetanol	32
1.15 Justificación preliminar del proyecto	33
CAPÍTULO 2: Análisis de la reacción (bio) Química.	34
2.1 Introducción	35
2.2 Fermentación	35
2.2.1 Análisis de variables relevantes en la fermentación	35

2.3 Modelado de la reacción de fermentación	36
2.4 Parámetros termodinámicos	38
2.5 Alternativas de producción de bioetanol	40
2.5.1 Bioetanol de primera generación	40
2.5.2 Bioetanol de segunda generación	41
2.5.3 Bioetanol de tercera generación	41
2.6 Subproductos y desechos aprovechables de la obtención de bioetanol	42
2.7 Intermediarios de reacción	43
2.8 Estructura preliminar de reactores	43
CAPÍTULO 3: Análisis de pre/post tratamientos y separaciones.	44
3.1 Introducción	45
3.2 Pre tratamientos a las corrientes de entrada	46
3.3 Post tratamientos a las corrientes de salida	48
3.4 Deshidratación del alcohol	49
3.4.1 Adsorción con tamices moleculares	49
3.4.2 Pervaporación (permeación y evaporación)	50
3.4.3 Destilación	50
3.5 Análisis de las alternativas para lograr la deshidratación requerida	51
3.5.1 Destilación a distintas presiones	54
3.5.2 Destilación azeotrópica	56
3.5.3 Destilación extractiva	56
3.6 Elección de solvente	58
CAPÍTULO 4: Diagrama de flujo y Balances globales de la planta.	62
4.1 Introducción	63
4.2 Capacidad de producción de la planta	64
4.3 Diagrama de flujo	66
4.4 Balances de masa por bloques	68
4.5 Composición de las corrientes involucradas	73
CAPÍTULO 5: Diseño del reactor.	74
5.1 Introducción	75

5.2 Diseño del Sistema de Reactores	76
5.2.1 Consideraciones	76
5.2.2 Elección de tipo y cantidad de reactores	77
5.3 Material de construcción del biorreactor	81
5.4 Sistema de agitación	83
5.4.1 Potencia total de etapa de fermentación	84
5.5 Sistema de enfriamiento	86
5.5.1 Calor generado por reacción	89
5.5.2 Calor generado por agitación	89
5.5.3 Calor transferido por las paredes del tanque	89
5.5.4 Cálculo del calor intercambiado con el serpentín	90
5.5.5 Cálculo del caudal del fluido refrigerante	90
5.5.6 Cálculo del área del serpentín	91
5.6 Variables de los procesos	92
5.6.1 Tipos de control	93
5.6.2 Elección de los sistemas de control	93
CAPÍTULO 6: Diseño del sistema de separación.	97
6.1 Introducción	98
6.2 Método de separación	99
6.2.1 Destilación	99
6.3 Selección de tipo de torre	101
6.4 Simulación de proceso de destilación	103
6.4.1 Métodos Para el Diseño de Torres:	103
6.4.1.1 Método Corto	103
6.4.1.2 Método Largo	103
6.5 Configuraciones para el bloque de destilación:	104
6.5.1 Sistema de destilación con reciclo de glicerina	105
6.5.2 Sistema de destilación con reciclo de glicerina y agua residual.	107
6.7 Análisis de las configuraciones y conclusiones	110
Capítulo 7: Equipos auxiliares e integración energética.	111

7.1 Equipos y accesorios específicos de cada etapa	112
7.1.1 Etapa previa a la fermentación	112
7.1.2 Fermentación	115
7.1.3 Purificación de etanol	115
7.2 Equipos y accesorios generales de la planta	116
7.2.1 Cañerías	116
7.2.2 Bombas	118
7.3 Integración energética: Método Pinch	121
7.3.1 Implementación	122
7.3.2 Diseño de la red de intercambiadores	124
7.3.3 Intercambiadores	127
7.3.4 Condensadores	130
7.3.5 Reboilers	131
7.4 Instalaciones auxiliares del proceso	132
7.4.1 Estación de tratamiento de la pulpa	132
7.4.2 Tratamiento de CO ₂	133
7.4.3 Instalación de aire comprimido	134
7.4.4 Producción de vapor - Caldera	134
7.4.5 Tratamiento de aguas residuales	136
7.4.6 Torre de enfriamiento	136
7.4.7 Planta de osmosis inversa	142
7.5 Alternativas a evaluar para el agua residual de la destilación	142
7.6 Resumen de equipos seleccionados	144
CAPÍTULO 8: Aplicación de análisis de riesgos y operatividad. Método HAZOP.	147
8.1 Análisis de peligros y operabilidad: HAZOP	148
8.1.1 Descripción y objetivo del método	148
8.1.2 Metodología del análisis	149
8.1.3 Requisitos y limitaciones	151
8.2. Selección de los nodos de estudio	152
8.2.1 Aplicación del método a los nodos	152

Nodo 1: Sistema de fermentación	153
Nodo 2: Sistema de destilación	155
Nodo 3: Caldera	156
8.3 Valoración de riesgos	158
CAPÍTULO 9: Análisis económico.	161
9.1 Introducción	162
9.2 Estimación del costo de inversión (CapEx)	163
9.2.1.1 Terreno	166
9.2.1.2 Equipos	166
9.2.1.3 Instalación de equipos	171
9.2.1.4 Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa e indirecta	171
9.2.2 Inversión en capital de trabajo (Iw)	173
9.2.3 Resultado de la estimación del costo total de inversión (CapEx)	173
9.3 Costo operativo (OpEx)	175
9.3.1 Costos Variables	175
9.3.1.1 Materia Prima	175
9.3.1.2 Mano de obra directa	176
9.3.1.3 Supervisión	177
9.3.1.4 Servicios	177
9.3.1.5 Mantenimiento	179
9.3.1.6 Suministros	179
9.3.1.7 Laboratorio	179
9.3.2 Costos fijos	180
9.3.2.1 Depreciación	180
9.3.2.2 Impuestos	181
9.3.2.3 Seguro	181
9.3.2.4 Venta y distribución	181
9.3.2.5 Dirección y administración	181
9.3.3 Estructura de costos	182

9.4 Rentabilidad	183
9.4.1 Tiempo de repago sobre la inversión total	184
9.5 Alternativas hacia un proyecto viable	185
Tabla 9-18 Análisis alternativas	186
9.5.1 Valor presente	186
9.5.2 Sensibilidad de la rentabilidad	187
Tabla 9-19 Análisis sensibilidad - Precio remolacha	187
Tabla 9-20 Análisis sensibilidad -Ingreso por ventas	188
9.6 Cronograma de proyecto	188
9.7 Justificación de la inversión	190
Conclusión	191
BIBLIOGRAFÍA	192
ANEXO	209
A7	209
I Opciones de equipos	209
II Tabla	224
A9	224

CAPÍTULO 1: Estudio de mercado e información general de bioetanol.

Se quiere implementar el uso del bioetanol para disminuir la contaminación ambiental y las emisiones de carbono que llevan al calentamiento global. Las alternativas más importantes para su obtención es a partir de la caña de azúcar, el maíz y la remolacha azucarera. El bioetanol es el principal producto obtenido de la fermentación y destilación de los azúcares contenidos en la materia orgánica (biomasa), con una posterior deshidratación para la obtención del mismo.

Se realizó un estudio de mercado y una justificación preliminar del proyecto de la planta de producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera, para la cual aún no existen regulaciones a partir de esta materia prima.

La ventaja de utilizar remolacha, es que es un cultivo muy versátil, genera menores costos de producción en comparación con las demás materias primas, puesto que tiene menos etapas en proceso y se obtiene una mayor cantidad de producto respecto de las otras alternativas.

En España se encuentra que el precio de esta materia prima es de U\$S 35 por tonelada, mientras que en Chile es de U\$S 50 por tonelada.

A partir de remolacha, se obtiene como subproducto la pulpa que queda luego de extracción de azúcar, que puede ser vendida.

Se propuso situar la planta en San Juan. Si bien aún no hay plantaciones, el INTI, (Instituto Nacional de Tecnología Industrial) realizó investigaciones acerca de sus prometedoras condiciones de cultivo en la región. Esta situación hace más rentable la producción de bioetanol por la disminución de los costos de materia prima, y más aún al utilizar semillas monogérmicas, anti plagas, que permite extender el periodo de cosecha. Por lo tanto se decide trabajar un periodo de diez meses al año.

En un análisis de la oferta, se pudo definir que con una producción de 100.000 m³/año se puede ingresar al mercado nacional como uno de los principales proveedores de las refinerías de petróleo. Los precios vigentes en el mercado interno de bioetanol a partir de caña es de 15,608 \$/L y de 12,193\$/L a partir de maíz. No hay precio registrado del producto obtenido a partir de remolacha, ya que no hay producción en el país.

1.1 Introducción

La producción de biocombustibles es una alternativa que viene adquiriendo una importancia creciente a nivel mundial, ante la necesidad de sustituir, con costos apropiados, los combustibles de origen fósil. Entre sus principales causas se destacan el ascendente precio del petróleo, y la necesidad de disminuir la contaminación ambiental y las emisiones de carbono que llevan al calentamiento global. El término biocombustibles comprende a todos aquellos combustibles que tienen un origen de tipo biológico obtenido de manera renovable. Se puede hablar de distintos tipos de biocombustibles: los de “primera generación”, que son aquellos que derivan de los cultivos agrícolas; los denominados de “segunda generación”, cuyo origen se encuentra en productos de la silvicultura (bosques o plantaciones) o de residuos de ambos orígenes, y los de “tercera y cuarta generación”, entre los que se encuentran los derivados de cultivos de alta densidad energética (por ejemplo las algas).

Los biocombustibles más usados son: biodiesel, bioetanol y biogás. El bioetanol es el principal producto obtenido de la fermentación y destilación del almidón (azúcares) contenido en la materia orgánica (biomasa), previamente extraído por procesos enzimáticos. En este proceso se obtiene el alcohol hidratado, con un contenido aproximado del 5% de agua, que tras ser deshidratado se puede utilizar como combustible. El bioetanol mezclado con la nafta produce un biocombustible de alto poder energético con características muy similares a la nafta pero con una importante reducción de las emisiones contaminantes en los motores tradicionales de combustión.

El etanol se usa en mezclas con las naftas en concentraciones del 5 o el 10%, E5 y E10 respectivamente, que no requieren modificaciones en los motores actuales.

Se obtiene a través de las siguientes materias primas:

- Féculas y cereales (trigo, maíz, centeno, yuca, patata, arroz).
- Azúcares (melazas de caña, melazas de remolacha, sirope de azúcar, fructosa, suero).

En cuanto a las propiedades físicas del etanol, podemos destacar su estado de agregación, que es líquido, su apariencia, la cual es incolora, así como su masa molar, que es de 46,07 g/mol. En cuanto al punto de fusión y ebullición, sus valores son de -117°C y 78°C y además es miscible en agua. De sus propiedades químicas podemos destacar que su pH es igual a siete (10 g/l, 20°C), y su capacidad calorífica igual a 2,428 J/kg°K.

En el presente trabajo se analiza el proceso de producción de bioetanol a partir de remolacha como materia prima, su viabilidad económica y sus ventajas y desventajas respecto a otras alternativas. Finalmente se define la capacidad de producción.

Ventajas del bioetanol

La implementación de esta nueva forma de energía trae consigo los siguientes beneficios:

- Biodegradable.
- Renovable.
- Reduce las emisiones de CO₂ y otros gases de efecto invernadero.
- Favorece la combustión, ya que el combustible se quema en su totalidad y no se expulsan restos contaminantes en forma gaseosa.
- Posee una serie de beneficios económicos ya que es fácil de producir y almacenar y además reduce la dependencia del petróleo.

Desventajas del bioetanol

- Para poder utilizar el bioetanol como combustible puro (E100) o en proporciones mayores al 15% se necesita llevar a cabo varias modificaciones dentro del motor, de manera tal de no alterar significativamente el funcionamiento. Estas son:
 - Aumentar la relación de compresión.
 - Variar la mezcla de combustible/aire.
 - Bujías resistentes a mayores temperaturas y presiones.
 - Conductos resistentes al ataque de alcoholes.
 - Se debe agregar un mecanismo que facilite el arranque en frío.
- Entra en competencia el consumo de las materias primas como alimento.
- Se necesitan grandes espacios de cultivo, dado que del total de la plantación sólo se consigue un porcentaje de combustible. En España, por ejemplo, habría que cultivar un tercio de todo el territorio para abastecer sólo la demanda interna de combustible.
- Potenciación de monocultivos intensivos, con el consiguiente uso de pesticidas y herbicidas.
- Las emisiones de CO₂ que se producen en el cultivo más las que se producen en el proceso industrial resultan ligeramente superiores a las del combustible que puede substituir el bioetanol con lo que el balance de emisiones de CO₂ resulta negativo.
- El costo de producción de los biocombustibles casi dobla al del de la nafta o gasoil (sin aplicar impuestos). Por ello, no son competitivos sin ayudas públicas.

1.2 Proceso general de obtención de bioetanol

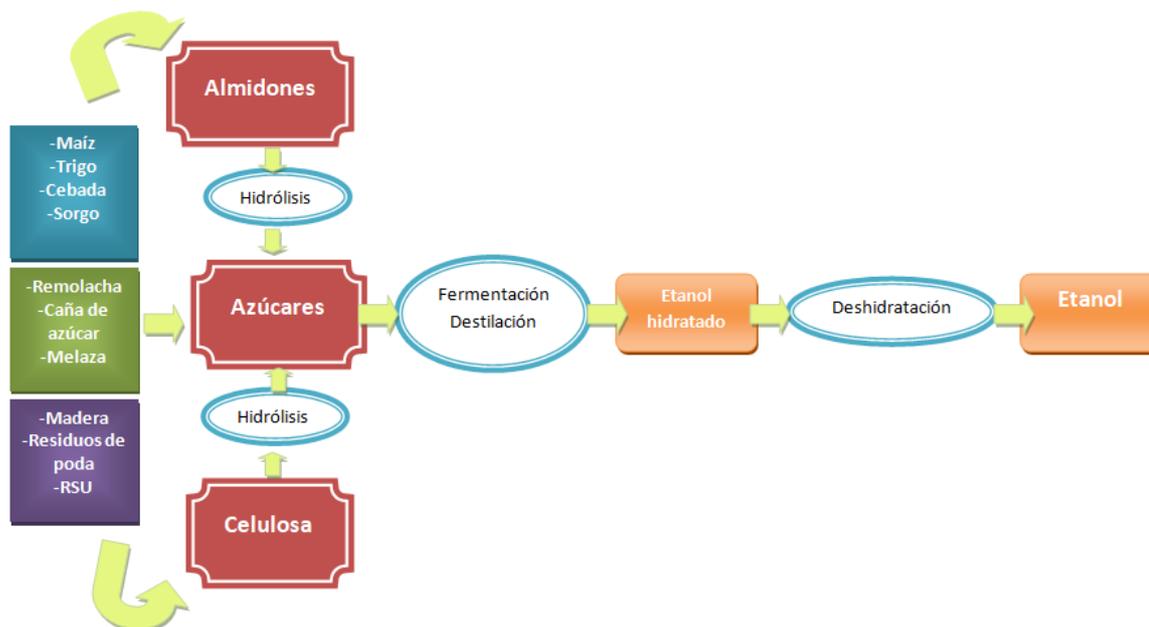


Figura 1-1. Esquema del proceso general de obtención de bioetanol.

1.3 Proceso de obtención de bioetanol a partir de remolacha

- **Almacenamiento:** las remolachas que se compran e ingresan a la planta son pesadas y almacenadas en un silo para luego comenzar su transformación. El tubérculo se puede almacenar pocos días, ya que pierde agua y disminuye su concentración de azúcares. Por lo tanto sólo se almacena la cantidad adecuada y requerida para el proceso.
- **Lavado:** del almacén de materia prima, las remolachas se cargan a una banda transportadora que las lleva hasta el tanque de lavado. Aquí ingresan y se ponen en contacto con una corriente de agua a temperatura ambiente que remueve cualquier suciedad presente tal como hojas, tierra y otros.
- **Rebanado:** de este tanque de lavado salen dos corrientes. La primera es la corriente de agua de lavado que contiene todo lo retirado de la materia prima, que luego se acondiciona y se recircula. La otra corriente son los tubérculos ya lavados, estos se retiran del tanque y por otro sistema de bandas transportadoras se llevan a hasta una báscula para su pesado. Una vez obtenida la cantidad requerida para el proceso, sigue su camino por las bandas hasta llegar a un molino de cuchillas que reduce su tamaño a trozos entre 2,5 y 5 cm.
- **Extracción:** los trozos caen a un tanque por gravedad. En este se realiza el proceso de extracción por difusión, donde la remolacha entra en contacto con agua a una temperatura de entre 70 -75°C y se extrae entre el 97,5% y el 98% de los azúcares presentes. Los trozos de remolacha y el agua caliente se alimentan en contracorriente. Una solución de azúcar

emerge a partir de una de las salidas, mientras que por la otra salen los trozos que ya pasaron la extracción.

- **Recuperación de desperdicio:** los trozos agotados de la remolacha (pulpa) se prensan, se secan y se venden como alimento para ganado, debido a que este es rico en fibras celulósicas y carbohidrato. La solución de interés para el resto del proceso se refiere como jugo crudo. Esto contiene el azúcar del cerca de 14% y es negro en color.
- **Filtrado:** el extracto obtenido, es separado de los sólidos por medio de un primer filtro en el tanque y luego es transportado por una cañería e impulsado por una bomba a un nuevo tanque para su purificación. La purificación consiste en remover y neutralizar aquellos compuestos que no son de interés en el proceso y concentrar los azúcares en el jugo.
- **Hidrólisis:** luego de la remoción de los sólidos presentes, se realiza una hidrólisis ácida que permite invertir los azúcares del jugo y prepararlos para la fermentación, esta hidrólisis se realiza utilizando H_3PO_4 diluido.
- **Fermentación:** el jugo es bombeado por una cañería hasta el fermentador. La fermentación es un proceso biológico y se realiza para convertir la sacarosa en etanol. El organismo utilizado ampliamente en la industria de producción de etanol es *Saccharomyces cerevisiae* (*S. cerevisiae*), que es un tipo de levadura. No es el único organismo que puede realizar una conversión de azúcar en etanol, pero hasta el momento, es el más utilizado a escala industrial. En condiciones anaeróbicas, esta levadura convierte aproximadamente el 95% de sacarosa en etanol con un tiempo de residencia de 12 horas aproximadamente. Además se genera glicerol como subproducto, que representa aproximadamente el 1% p/p. Existen otros subproductos que se limitan controlando las condiciones de fermentación.
- **Centrifugación:** se realiza una centrifugación de la corriente de salida del fermentador para la separación de levaduras. Este proceso está basado en la distinta velocidad de desplazamiento de las partículas en un medio líquido al ser sometidas a un campo centrífugo. Se diferencia de la sedimentación en que en ésta sólo actúa la fuerza de la gravedad. La centrifugación alcanza una mayor efectividad y un menor tiempo de operación, pero con costes energéticos mayores.
- **Destilación:** la destilación se lleva a cabo en tres columnas, en la primera se remueve la mayor cantidad de agua. El etanol producido en esta columna tiene un porcentaje en volumen de aproximadamente 70%. En la segunda columna se realiza una destilación extractiva con un solvente que permita romper el azeótropo de baja temperatura y alcanzar la pureza requerida que se define según la reglamentación en 99.6 %p/p y en la tercer torre se recupera el solvente.

1.4 Datos Macro

La remolacha azucarera (*Beta vulgaris*) es una planta perteneciente a la familia de las Chenopodiaceae, con un desarrollo bianual. El primer año tiene un crecimiento vegetativo, con la producción de la parte aérea, la parte cosechable (la raíz) y la acumulación de la sacarosa, mientras que el segundo año desarrolla el aparato reproductor (floración) en condiciones de zona templada. Por este motivo, se debe cosechar antes de su floración, para que la planta no pierda energía (azúcar) en florecer.

Las necesidades de agua de la remolacha son considerables. Se estima que para producir 40 toneladas de raíz el cultivo puede evaporar 7.000 m³/ha de agua, lo que equivale al agua caída en una lluvia de 700 l/m². Habitualmente, en zonas secas requiere regadío. La remolacha es propia de terrenos salinos, e incluso le favorece el aporte de sodio, que absorbe en abundancia. Como norma general se dice que no es conveniente repetir el cultivo de remolacha sobre remolacha para disminuir los problemas de plagas y enfermedades, y también para evitar el desarrollo de malas hierbas, que sean mal controladas con los herbicidas que se suelen emplear.

Se conoce que la remolacha se beneficia de un suelo neutro (pH comprendido entre 6,5 y 7,5). No obstante, se ha comprobado que se desarrolla bien en suelos con un pH comprendido entre 8 y 8,5. Ya en tierras muy calizas se temen trastornos en la absorción del hierro, del manganeso y, sobre todo, del boro.

En Chile se cultiva industrialmente desde el año 1953. La siembra se efectúa entre los meses de agosto y octubre, y se cosecha a partir de marzo-abril hasta agosto-septiembre.[15]

Se pueden obtener rendimientos entre 80.000 a 100.000 kg/ha de raíces, valores que están dentro del rango obtenido en otras áreas de cultivo (80.000 kg/ha en Andalucía, 100.000 kg/ha en Chile).

El desarrollo de la remolacha en condiciones normales muestra una formidable fábrica de fotosíntesis, con rendimientos potenciales superiores a los 8.000 l/ha de alcohol.

Las determinaciones de sacarosa en raíz indicaron un contenido entre 18 a 21%. Con estos valores se estima que se podrían obtener entre 7.000 a 10.000 l/ha de bioetanol en fermentaciones líquidas o hasta 15.000 l/ha cuando se realizan fermentaciones sólidas. Además, en estas últimas se produce una importante disminución de la masa de residuos, lo cual es muy importante desde el punto de vista ambiental.

1.5 Ventajas de la remolacha

- Menores costos de producción en comparación con los procesos que utilizan materias primas amiláceas o celulósicas. Esto es debido a que la producción de bioetanol se realiza por fermentación directa, sin hidrólisis previa, de sus azúcares (sacarosa).
- Cultivo versátil: tolera amplio rango de suelos y condiciones climáticas.
- Alta productividad en condiciones de buen manejo.
- Especie que se puede producir en suelos moderadamente salinos.
- Es factible de manejar en rotación con cultivos como maíz, cebolla y cereales de invierno.
- Producción de azúcar y bioetanol en climas templados, donde no puede producirse caña de azúcar.
- Aprovechamientos de residuos en producción animal.
- A diferencia de los procesos que transforman el maíz en etanol, este no requiere un tratamiento enzimático para producir azúcares más simples a partir de los almidones, lo que hace el proceso considerablemente más simple.

1.6 Desventajas de la remolacha

- Sus semillas son naturalmente multigérmicas, lo que significa que por cada semilla, se generan naturalmente múltiples frutos denominados utrículos. Por esta razón sus dimensiones son muy variables según la ubicación que hayan tenido en la inflorescencia (florece bajo de la tierra) y se obtiene un menor rendimiento de la superficie sembrada porque se ralea la tierra. La alternativa a esta problemática es la utilización de una semilla híbrida monogérmica, la cual posee un embrión de mayor tamaño, que origina una plántula más vigorosa, la cual mejora tanto la calidad del producto como el rendimiento de la tierra.
- Requiere mayor cantidad de agua durante su desarrollo que las otras alternativas.

1.7 Marco Legal para los Biocombustibles en Argentina

Incorporar biocombustibles a los combustibles minerales, diversifica la matriz energética, sustituye importaciones, genera gran cantidad de empleos sustentables, mejora el balance de divisas y produce un importante ahorro de los gases de efecto invernadero.

En 1978 se implementó el **Plan Alconafta** a partir de la caña de azúcar como materia prima. Se comercializó en 11 provincias, exentas del impuesto al combustible. Debido al alto impacto fiscal y las malas condiciones económicas de la época, el programa no prosperó.

En 1998 surgió la **resolución N°419**, mediante la misma, se modifica la Resolución N° 349/93, ampliándose la categorización de las empresas elaboradoras y/o comercializadoras, contemplando todas las modalidades de producción y/o comercialización de combustibles y

derivados de hidrocarburos en el mercado. Se incluye a las empresas elaboradoras de solventes en la categoría de Responsabilidades del Impuesto a la Transferencia de los combustibles y de igual modo se incluyen dentro del registro a aquellas empresas que separan gasoil del gas natural y comercializan dicho producto como tal.

En 2001, para restablecer el programa Alconafta (1981) el gobierno argentino estableció, con una mayor amplitud de espectro, el Programa Nacional de Biocombustibles (**Resolución 1.076/2001**), junto con el Plan de Competitividad del Biodiesel (**Decreto 1.396/2001**).

En 2006, el gobierno englobó todos los programas y planes establecidos en el 2001 en una sola Ley de Biocombustibles N° 26.093/2006, para promover un modelo de industria en semejanza al modelo brasileño. Se comenzó a promover la producción de bioetanol, biogás y biodiesel, siendo éste último el objetivo principal de la ley que se puso en marcha. Dicha ley se puso en vigencia para fomentar la producción de biocombustibles y apoyar el crecimiento de las economías regionales. La ley establece el régimen de regulación y promoción para la producción y el uso sustentable de los biocombustibles por un tiempo de 15 años. Mediante la misma se instauró que la nafta y el gasoil que se comercialicen dentro del territorio nacional, deberían ser mezclados por la destilería o refinería de petróleo con hasta 5% de etanol y biodiesel a partir del 10 de enero de 2010.

Posteriormente, en 2008, se puso en vigencia la **Ley 26.334/08**, con sus **resoluciones 1.293/08, 1294/08 y 1.295/08 y 698/09**, en la que se fijaron las bases del régimen de promoción de bioetanol y con ello, los criterios que determinan la factibilidad de los proyectos, la calidad del etanol y su precio y la asignación de cupos de producción, unido a una serie de incentivos económicos de la que participan como beneficiarias, las tradicionales provincias cañeras (Tucumán, Jujuy y Salta) como así también Chaco, Formosa, Misiones e inclusive el norte de Santa Fe.

Actualmente no hay leyes que regulen la implementación del uso de la remolacha azucarera como materia prima para la producción de bioetanol.

Es importante destacar la **Ley 26.334/08** ya que tiene como finalidad promover la producción del bioetanol utilizando “cortes” provenientes de la caña de azúcar, incentivando a sus productores e ingenios azucareros en los procesos de fabricación de bioetanol, con la base normativa estructural de la Ley nacional 26.093 y regulaciones concordantes. En sus artículos establece:

- La producción de bioetanol con el objeto de satisfacer las necesidades de abastecimiento del país y generar excedentes para exportación.
- Que las personas jurídicas referenciadas que inicien sus actividades a partir de la vigencia de la norma, para poder gozar de sus beneficios, deberán ser personas físicas de nacionalidad argentina o bien el capital mayoritario esté integrado por personas físicas de igual nacionalidad y que detenten el poder de decisión.

En 2010, debido a que la ley instaura el corte de nafta con el 5% de etanol, se produjeron 250 millones de litros de bioetanol. Luego, en 2014, con la **resolución 44/2014**, el corte de nafta con bioetanol aumentó de un 5 a un 10%, dando una producción de unos 750.000 metros cúbicos. Durante el 2016, la producción y consumo interno de bioetanol continuó creciendo debido a que el contenido obligatorio de bioetanol anhidro en las naftas fue del 12% (**Decreto 543/2016**). La

producción ese año fue del orden de 900.000 metros cúbicos, con un aporte del 55% de las destilerías que transforman maíz, y de un 45% de las destilerías que transforman derivados de caña de azúcar.

En la actualidad, se pueden producir en el país, aproximadamente, 1,2 millones de metros cúbicos anuales de bioetanol. Por el momento, no se exporta bioetanol para uso combustible.

Si bien hubo un gran avance legislativo en Argentina, teniendo en cuenta los principios ambientales y el desarrollo sustentable, aún no existe legislación vigente que regule otras materias primas alternas con las cuales también se podría generar bioetanol.

1.8 Usos y aplicación de productos y subproductos

1.8.1 Bioetanol

Este tipo de biocombustible se utiliza en motores de encendido por chispa, ya sea en estado puro o mezclado con nafta convencional. El bioetanol puede tener utilidad en:

- Fabricación de ETBE (aditivo aumentador de octanos).
- Combustible mezcla (bioetanol-nafta).
- Combustible directo (motores especializados que funcionan con bioetanol).
- Mezcla directa (bioetanol-diesel).

El uso de bioetanol tiene sus ventajas, entre las que se destacan una mejora en la biodegradabilidad de la gasolina, reducción de emisiones tóxicas a la atmósfera, mejora en el índice de octanos y aumento del calor de vaporización y combustión.

Su uso se ha extendido principalmente para reemplazar el consumo de derivados del petróleo. Así es como se ha llegado a la creación de biocombustibles que sean menos contaminantes, como el E5, E10 y E85 (gasolina con un 5% de etanol, 10% y 85% respectivamente). La mayoría de los grandes fabricantes mundiales comercializan automóviles que utilizan este combustible o una mezcla con menor contenido de bioetanol.

Además de ser menos perjudicial para el ambiente que el combustible fósil, otra de las ventajas del consumo de bioetanol, es que se impulsa la actividad agrícola e industrial y se aumenta el grado de autosuficiencia energética del país en el que se fabrica.

1.8.2 Subproductos

Los subproductos generados en la producción de bioetanol, así como el volumen de los mismos, dependen en parte de la materia prima utilizada. En general se pueden agrupar en dos tipos:

- **Materiales lignocelulósicos:** tallos, bagazo, etc., correspondientes a las partes estructurales de la planta. En general se utilizan para valorización energética en cogeneración, especialmente para cubrir las necesidades energéticas de la fase de destilación del bioetanol.
- **Materiales alimenticios:** pulpa y granos de destilería de maíz desecados con solubles (DDGS), que son los restos energéticos de la planta después de la fermentación y destilación del bioetanol. Tienen interés para el mercado de piensos animales por su riqueza en proteína y valor energético. La caña de azúcar es la planta más aprovechable por el bagazo generado para su combustión y generación energética. La remolacha azucarera genera, por su parte, unas 0,75 ton de pulpa por tonelada de bioetanol producido.

La producción de bioetanol a partir de trigo o maíz genera en torno a 1,2 ton de DDGS por tonelada de bioetanol. En general, existen dos filosofías alimenticias en cuanto al empleo del DDGS. Cuando el pienso está en el 15% o menos de la dieta, el DDGS sirve como una fuente de proteína suplementaria. Cuando el pienso está en los niveles más altos (superior al 15% de la dieta de la materia seca) su papel primario es como fuente de energía. El DDGS está compuesto de grasa "en un 10-15%", de fibra neutra detergente "en un 40-55%", de proteína de crudo (CP) "en un 30-35%" y de ceniza en un 5%.

Particularmente al referirse al bioetanol sintetizado a partir de remolacha, se obtienen subproductos de gran importancia tales como la pulps. Estas son el residuo que queda de las rodajas cortadas después de la extracción del azúcar. Es un alimento muy rico en agua (95%), por lo que son prensadas y desecadas para su posterior venta.

Los ganaderos de vacuno de leche son los principales consumidores de pulpa de remolacha, ya que ésta representa un lactógeno de primera calidad.

Por otro lado, los residuos de biomasa contienen mezclas complejas de carbohidratos, llamados celulosa, hemicelulosa y lignina. Para obtener los azúcares de la biomasa, ésta es tratada con ácidos o enzimas que facilitan su obtención. La celulosa y hemicelulosa son hidrolizadas por enzimas o diluidas por ácidos para obtener sacarosa, que es entonces fermentada. Los principales métodos para extraer estos azúcares son tres: la hidrólisis con ácidos concentrados, la hidrólisis con ácidos diluidos y la hidrólisis enzimática.

1.9 Potenciales clientes nacionales y extranjeros

1.9.1 Clientes nacionales

En un análisis de la oferta, se puede definir que con una producción de 100.000 m³/año se puede ingresar al mercado como uno de los principales proveedores de las refinerías de petróleo.

En la siguiente tabla se observa el nombre, capacidad y ubicación de las mismas:

REFINERÍAS DE PETRÓLEO DE ARGENTINA EN 2014			
Nombre	Cap. Nominal (m ³ /h)	Ubicación	Propietario
Refinería Bahía Blanca	211,98	Bahía Blanca, Prov. de Bs. As.	Petrobras
Refinería Campana (ex ESSO)	596,20	Campana, Prov. de Bs. As.	Axion Energy
Refinería de Campo Durán	198,73	Campo Durán, Prov. de Salta	Refinor
Destilería Dock Sud-1	8,61	Dock Sud, Prov. de Bs. As.	DAPSA (Destilería Argentina de Petróleo Sociedad Anónima)
Destilería Dock Sud-2	662,44	Dock Sud , Prov. de Bs. As.	Shell CAPSA (Shell Compañía Argentina de Petróleo Sociedad Anónima)
Refinería La Plata	1.252,02	Ensenada, Prov. de Bs. As.	YPF
Refinería de Luján de Cuyo	834,68	Luján de Cuyo, Prov. Mendoza	YPF
Refinería de Plaza Huincul-1	172,23	Plaza Huincul, Prov. de Neuquén	YPF
Refinería de San Lorenzo	331,22	San Lorenzo, Prov. de Santa Fé	OIL

RENESA	41,40	Plaza Huincul, Prov. de Neuquén	Petrolera Argentina (Grupo "Más Energía S.A.")
Refinería de Plaza Huincul-2	22,76	Plaza Huincul, Prov. de Neuquén	Petrolera Argentina (Grupo "Más Energía S.A.")

Tabla 1-1. Refinería en Argentina, año 2014.

1.9.2 Clientes extranjeros

Entre los clientes extranjeros de mayor consumo de bioetanol se encuentra en primer puesto, Estados Unidos, con una participación de más del 59%; en segundo lugar se encuentra Brasil con casi el 30%, ambos países cubren más del 86% del consumo mundial; en tercer puesto, se encuentra la Unión Europea, con una demanda importante también.

País	Millones de litros	%
EEUU	49.250	59
Brasil	21.319,2	25,5
Unión Europea	5.897	7,1
Canadá	2.200	2,6
China	2.100	2,5
Otros	2.749,8	3,3
Total	83.516	100

Tabla 1-2. Principales países consumidores de bioetanol, año 2011.

Brasil es el principal productor y exportador, destacándose como el único país que tiene la capacidad de abastecer la demanda interna y externa de manera simultánea. Se apuntan como prometedores clientes extranjeros a EEUU y a los países de la Unión Europea.

Dentro de los países de Europa, Alemania es uno de los principales importadores de bioetanol. Entre el 2006 y 2011, crecieron fuertemente las importaciones de etanol en la Unión Europea y Canadá. China se posicionó con una demanda muy cercana a la de este último país.

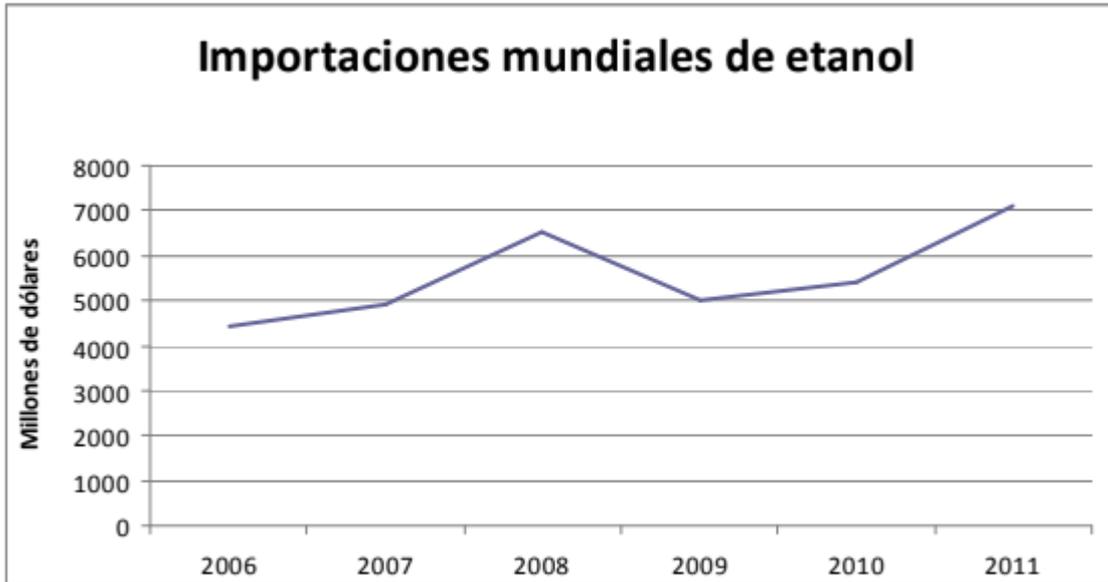


Gráfico 1-1. Importaciones mundiales de etanol entre los años 2006-2011. Fuente en base a datos de Comtrade.

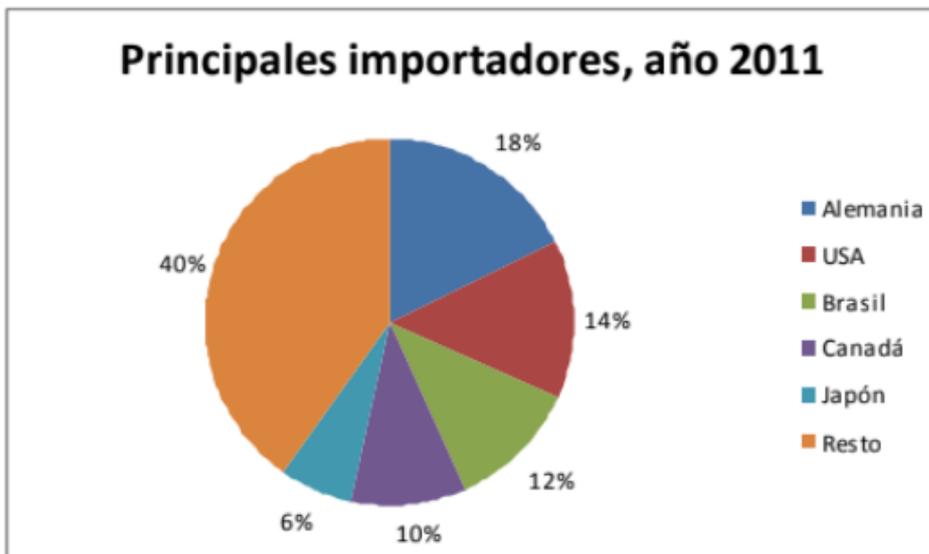


Gráfico 1-2. Principales importadores de etanol, 2011. Fuente en base a datos de Comtrade.

1.10 Principales competidores de los productos y subproductos

El principal competidor a nivel internacional es Brasil debido a que es el mayor exportador mundial y, además, se encuentra en la misma región que Argentina.

Dentro del mercado local el abastecimiento de bioetanol se da mediante la producción a partir de caña de azúcar y maíz. El bioetanol a partir de la remolacha azucarera no forma parte del mercado ya que no se produce a nivel industrial.

Por su parte, en la Unión Europea, la Comisión y los Estados Miembros también han decidido subsidiar la industria, a fin de reducir la dependencia del combustible importado, desde Rusia y demás países de los Balcanes.

Existe un gran nivel de concentración en las exportaciones mundiales. Brasil es el principal exportador mundial de bioetanol derivado de caña de azúcar, situación que en principio y en base a las proyecciones, no se espera que cambie, en éste sentido se espera que continúe incrementando aún más no sólo las cantidades exportadas, sino su participación.

En el caso de bioetanol de maíz, Estados Unidos es sin duda el exportador por excelencia, superando la participación de Brasil, durante el periodo 2011.



Gráfico 1-3. Participación en las exportaciones mundiales de etanol, clasificados por países. Año 2011. Fuente: Datos de Comtrade.

A lo largo de los años se verifica que las exportaciones mundiales tienden a incrementarse a un ritmo considerado, impulsadas principalmente por Brasil y Estados Unidos. Esto es consecuencia del incremento de la demanda de diferentes países, quienes mediante políticas nacionales, apoyan el uso de los mismos como una de las estrategias que sirven para elevar la seguridad energética y mitigar el cambio climático.

En general, según proyecciones realizadas por el “Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social y el Centro de Gestão e Estudos Estratégicos” de Brasil, se proyecta un mercado creciente para el bioetanol, aún cuando las condiciones de los distintos participantes del comercio internacional, son diferentes. En términos globales se llegó a un escenario que logra un cierto equilibrio entre la oferta y la demanda, en el 2015.

En Europa, la meta de un corte en los combustibles con bioetanol fue de un 5% en 2010 y de un 7,5% en 2015. En Brasil, la demanda interna está en fuerte expansión y puede ser abastecida por la producción local, con un gran potencial en la participación activa del mercado internacional de bioetanol.

Japón y China, y potencialmente Australia y Nueva Zelanda, de acuerdo con observaciones realizadas, pueden llegar a ser los grandes importadores de etanol en la región. India, Indonesia y Tailandia pueden estar en la posición de exportadores, aunque seguramente sin la misma capacidad que Brasil.

Con relación a África, las incertidumbres son muy grandes, pero se puede imaginar un crecimiento moderado del mercado interno, con alguna posibilidad de exportación al mercado europeo, si éste se expandiera en un ritmo más acelerado.

Plantas/Empresas	Capacidad: producción de etanol (m ³ /año)
Plantas que utilizan maíz	
Promaiz (alejandro Roca, Pcia. Cba.) Bunge y aceitera Gral. Deheza)	145.000
ACA Bio (Villa María, Pcia. Córdoba)	145.000
Diaser (Pcia. San Luis)	82.500
BIO 4 (Río Cuarto, Pcia, Córdoba)	82.000
Vicentín (Avellaneda, Pcia. Santa Fé)	60.000
Total Capacidad de producción Argentina usando maíz	514.500
Plantas que utilizan caña de azúcar	
Compañía Bioenergética La Florida S.A. (La Florida, Tucumán)	150.000
Bio Ledesma S.A. (Libertador San Martín. Ledesma, Jujuy)	64.000
Alconoa SRL (El Tabacal Orán, Salta)	51.000
Bioenergía La Corona S.A. (Concepción, Tucumán)	44.550
Bioenergía Santa Rosa (León Rouges, Tucumán)	40.000
Biotrinidad S.A. (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
Total capacidad de producción Argentina usando caña de azúcar	450.850
Total de capacidad de producción Argentina	965.350

Tabla 1-3. Capacidad de producción teórica de las plantas industriales de bioetanol argentinas.

1.11 Precio y disponibilidad de principales materias primas

1.11.1 Maíz

La intención de superficie sembrada de maíz para la campaña 2016/17 fue de 5.7 millones de hectáreas, lo cual expresa una suba del 18% sobre el área maicera nacional cultivada en el ciclo anterior.

Se cotizó la tonelada de maíz de la campaña 2016/2017, en U\$S 165 para la zona del Gran Rosario; U\$S 162 para Bahía Blanca, y en U\$S 155 para Necochea.

1.11.2 Caña de azúcar

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

En el año 2016 se estableció en U\$S 45 la tonelada de caña de azúcar convencional y en U\$S 52 la orgánica, más el porcentaje de dulzura. Estos valores representan un incremento del 25% en relación al precio de la campaña 2015.

Productores cañeros y autoridades del Instituto de Fomento Agropecuario e Industrial (IFAI) acordaron el nuevo precio de la caña de azúcar para la zafra 2017: U\$S 67 la tonelada del producto convencional y U\$S 73 para la tonelada de la caña orgánica.

1.11.3 Remolacha

En nuestro país no se destinan hectáreas para la siembra de remolacha azucarera de manera representativa.

En el mundo hay 56 países que la cultivan, distribuidos especialmente en Europa y América, con superficies que varían de un mínimo de 265 ha en Malí a 80.0000 ha en Rusia (no necesariamente utilizada para la producción de bioetanol).

En España se encuentra que el precio de esta materia prima es de U\$S 35 por tonelada, mientras que en Chile es de U\$S 50 por tonelada.

1.11.4 Otros

Otra alternativa a las cosechas dedicadas a fines energéticos, son los materiales lignocelulósicos. Estos ofrecen un mayor potencial para la producción de bioetanol, el uso de residuos de procesos agrícolas, forestales o industriales, con alto contenido en biomasa. Estos residuos pueden ir desde la paja de cereal, pasando por los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) o las cáscaras de cereal o de arroz. Los residuos tienen la ventaja de su bajo coste, ya que son la parte no necesaria de otros productos o procesos, salvo cuando son utilizados en la alimentación del ganado.

Los RSU tienen un alto contenido en materia orgánica, como papel o madera, que los hace una potencial fuente de materia prima, aunque debido a su diversa procedencia pueden contener otros materiales cuyo pre proceso de separación incrementa mucho el precio de la obtención del bioalcohol.

Puede utilizarse materia prima de desecho en la producción de vinos así como también los resultantes de la fabricación de bioetanol. Esto constituye lo que se llama biomasa y depende de cada región y proceso en particular, por lo que debe analizarse cada caso por separado.

Volúmenes anuales consumidos en el país y en el exterior

País	Materia prima	Consumo en millones de litros
Argentina	Caña de azúcar, maíz, sorgo azucarado, residuos lignocelulósicos	116,06
Bolivia	Caña de azúcar	s/d
Brasil	Caña de azúcar, residuos lignocelulósicos	22.162,13
Chile	Caña de azúcar, sorgo, trigo, papa, remolacha, nabo forrajero, residuos lignocelulósicos	s/d
Colombia	Caña de azúcar, mandioca	278,54
Costa Rica	Caña de azúcar	29,01
Cuba	Caña de azúcar	17,40
Ecuador	Caña de azúcar	11,60
El Salvador	Caña de azúcar	s/d
Guatemala	Caña de azúcar	s/d

Honduras	Caña de azúcar	s/d
Jamaica	Caña de azúcar	58,03
Nicaragua	Caña de azúcar	s/d
Panamá	Caña de azúcar	s/d
Paraguay	Caña de azúcar, maíz, arroz, sorgo, arroz, mandioca, nabo forrajero. residuos lignocelulósicos	127,66
Perú	Caña de azúcar, Sorgo	29,01
Trinidad y Tobago	-	s/d
Uruguay	Caña de azúcar, maíz, arroz, sorgo, sorgo azucarado, boniato, residuos lignocelulósicos	5,80
Total		22.835,28

Tabla 1-4. Consumo de bioetanol de América Latina y El Caribe, año 2010.

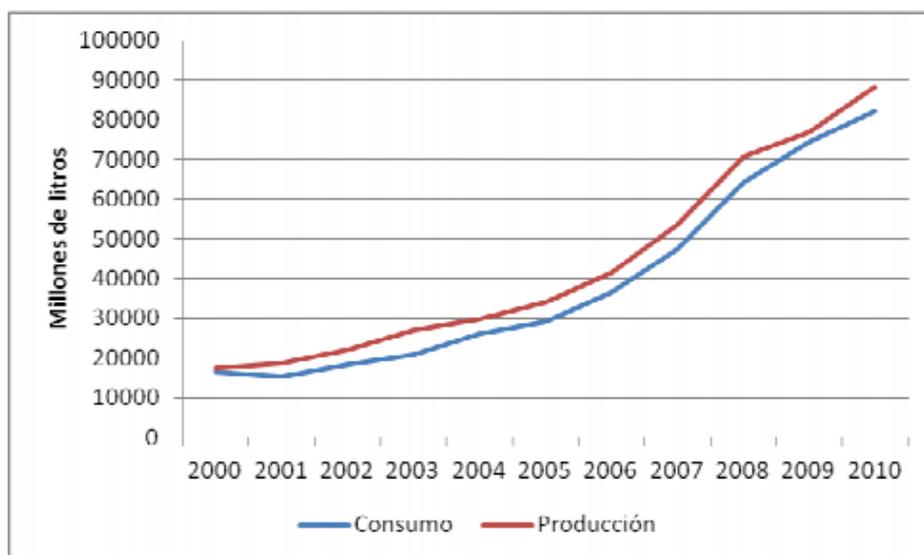


Gráfico 1-4. Producción y Consumo mundial de Bioetanol entre los años 2000-2010.

Se analiza en forma conjunta producción y consumo, a lo largo de la última década, se muestra una importante tendencia creciente (Gráfico 1-4), asimismo se observa una brecha entre una curva y la otra, que se mantuvo casi constante, con una producción que supera levemente al consumo.

1.12 Precios en el mercado interno y externo

Precios y políticas públicas

Los precios de Bioetanol vigentes en el mercado interno desde el 21/11/2017 hasta el 31/03/2018 se muestran en la siguiente tabla:

PRECIOS DE BIOETANOL SEGÚN RESOLUCIÓN MEYM 449-E2017 [\$/L]	
Bioetanol a base de caña de azúcar	Bioetanol a base de maíz
15,608	12,193

Tabla 1-6. Precios de bioetanol Argentina, año 2018.

Respecto al mercado mundial se puede observar la siguiente tendencia entre los años 2000 y 2011.

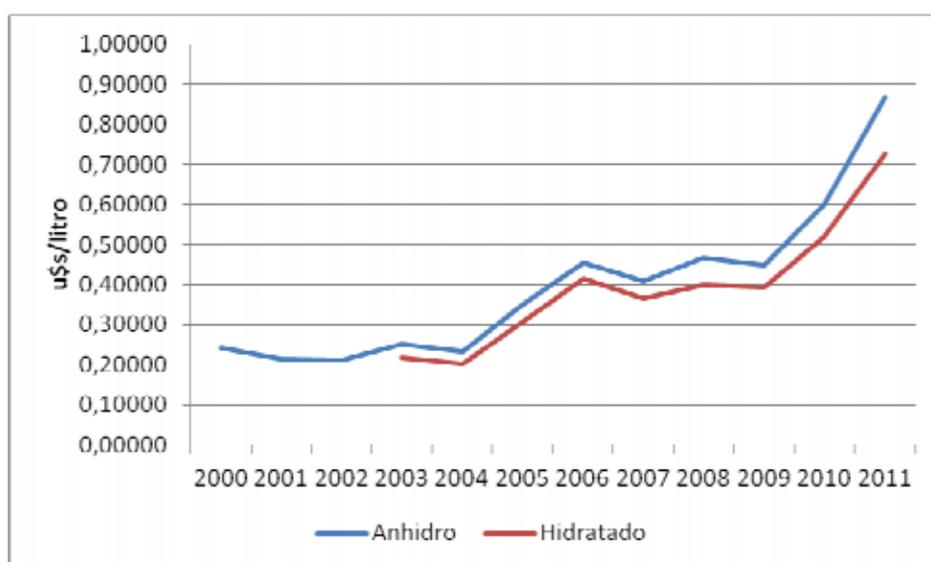


Gráfico 1-5. Evolución del precio mundial del etanol entre los años 2000 y 2011.

1.13 Capacidad de producción instalada en el país y a nivel mundial

A nivel Nacional se puede observar la producción que se ha logrado desde el 2009 al 2017 para hacer un paralejo con la capacidad instalada:

Producción y Ventas de Bioetanol						
	Fuente: Ministerio de Energía y Minería En metros cúbicos Datos anuales y mensuales					
	BIOETANOL TOTAL		BE DE MAÍZ		BE DE CAÑA DE AZÚCAR	
	PERÍODO	PRODUCCIÓN	VENTAS TOTALES	PRODUCCIÓN	VENTAS TOTALES	PRODUCCIÓN
2009	23,297	2,664	0	0	23,297	2,664
2010	124,930	117,806	0	0	124,930	117,806
2011	173,623	165,392	0	0	173,623	165,392
2012	250,489	237,843	20,500	17,395	229,989	220,448
2013	472,380	474,752	167,594	169,143	304,786	305,609
2014	671,121	663,102	371,257	364,900	299,864	298,202
2015	815,408	803,639	479,265	475,570	336,144	328,069
2016	889,945	910,891	489,837	490,525	400,109	420,366
2017 (*)	1,105,107	1,076,875	551,964	550,744	553,143	526,131

Tabla 1-7. Producción y ventas de bioetanol total, producido a partir del maíz y a partir de la caña de azúcar en m³.

Si bien en el corto y mediano plazo se espera que la demanda interna de bioetanol crezca por un aumento en el consumo de naftas, en el largo plazo, el panorama es distinto. Dependerá fuertemente de las políticas adoptadas y la inversión que el gobierno destine para fomentar el crecimiento del sector y generar una cantidad de empleos significativa para toda la región.

A nivel mundial:

País	Materia prima	Producción en millones de litros
Argentina	Caña de azúcar, maíz, sorgo azucarado, residuos lignocelulósicos	121,86
Bolivia	Caña de azúcar	s/d
Brasil	Caña de azúcar, residuos lignocelulósicos	28.203,41
Chile	Caña de azúcar, sorgo, trigo, papa, remolacha, nabo forrajero, residuos lignocelulósicos	s/d
Colombia	Caña de azúcar, mandioca	278,54
Costa Rica	Caña de azúcar	29,01
Cuba	Caña de azúcar	17,40

Ecuador	Caña de azúcar	11,60
El Salvador	Caña de azúcar	0
Guatemala	Caña de azúcar	174,09
Honduras	Caña de azúcar	s/d
Jamaica	Caña de azúcar	116,06
Nicaragua	Caña de azúcar	0
Panamá	Caña de azúcar	s/d
Paraguay	Caña de azúcar, maíz, arroz, sorgo, mandioca, nabo forrajero. residuos lignocelulósicos	127,66
Perú	Caña de azúcar, Sorgo	98,65
Trinidad y Tobago	-	0
Uruguay	Caña de azúcar, maíz, arroz, sorgo azucarado, boniato, residuos lignocelulósicos	5,80
Total		29.184,13

Tabla 1-8. Producción de bioetanol de América Latina y El Caribe, año 2010.

La producción mundial de bioetanol clasificada por países (Tabla 1-8), corrobora lo que se viene sosteniendo anteriormente, a Estados Unidos y a Brasil como principales productores.

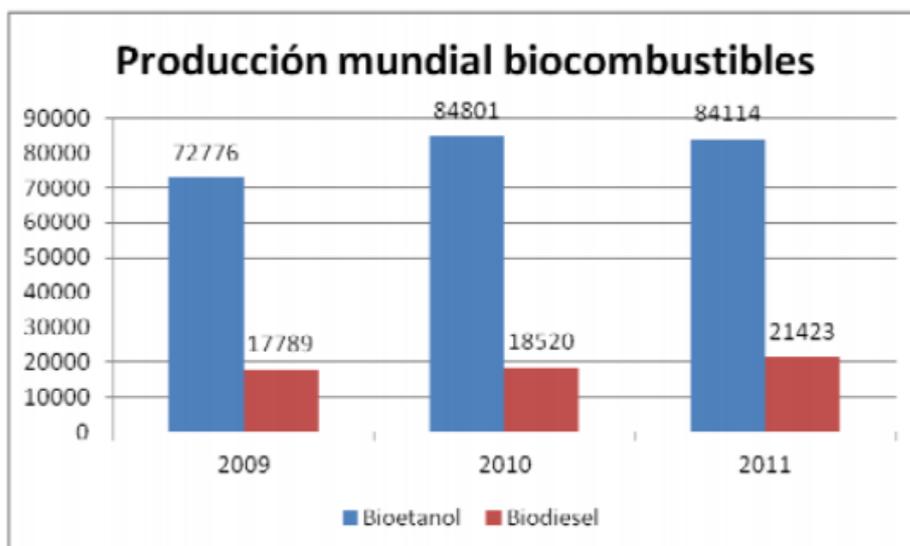


Gráfico 1-5. Producción mundial anual de biocombustibles entre los años 2009-2011.

Como muestra el Gráfico 1-5, desde el año 2000 la producción de biocombustibles ha crecido a un ritmo anual promedio de casi el 20%. En el año 2010, el 82% corresponde a bioetanol y el 18% restante a biodiesel. En el caso particular del bioetanol, a partir del 2008, se ha convertido en el biocombustible más utilizado en el sector del transporte a nivel mundial. Su producción ha crecido durante los últimos veinte años a una tasa del 9% anual.

1-14 Locación de la planta de bioetanol

Se propone situar la planta en San Juan. Si bien aún no hay plantaciones, INTI, (Instituto Nacional de Tecnología Industrial) realizó investigaciones[14] acerca de sus prometedoras condiciones de cultivo en la región, por su clima árido y por ser una zona bajo regadío. Esta situación hace más rentable la producción de bioetanol por la disminución de los costos de materia prima, y más aún al utilizar semillas monogérmicas, anti plagas, permite extender el periodo de cosecha. Por lo tanto se decide operar la planta diez meses al año.

Como el cultivo está destinado a elaborar bioetanol, se debe sacar el máximo provecho de las raíces de la remolacha, y para lograrlo se debe evitar que la planta destine la energía de la raíz en producir flores, se cosecha antes de su etapa de floración.

Este tubérculo tolera un amplio rango de suelos y condiciones climáticas. Además, la remolacha es propia de terrenos salinos, como los de esta provincia, ya que absorbe sodio en abundancia. Otra ventaja de los suelos sanjuaninos es que presentan un pH entre 7 y 8, muy favorable para la planta.

Históricamente el cultivo de la remolacha azucarera se realizaba de manera muy favorable en San Juan, hace más de 80 años tenía esplendor en la Colonia Fiscal, Sarmiento, con "La Azucarera de Cuyo S.A", la cual cerró al poco tiempo por presiones políticas y económicas de los dueños de los ingenios de caña de azúcar del norte argentino. No les convenía la propagación de un cultivo que tenía el doble de rendimiento en azúcar que la caña que crecía en Tucumán, Salta y Jujuy.

Se decide que la locación de la planta sea en un parque industrial en las inmediaciones del sector de cultivo. Algunas propuestas para la instalación de la planta dentro de la provincia de San Juan son en los departamentos de Sarmiento, San Martín y Jáchal, ya que sus características concuerdan con lo explicado anteriormente.

Por otro lado, la ubicación de la planta en dicha provincia presenta la ventaja de la cercanía con Chile y los cruces fronterizos que posibilitan el comercio tanto de materia prima de ser necesario (chile es productor de la misma), como la exportación del producto final.

1.15 Justificación preliminar del proyecto

La industria de los biocombustibles ha crecido a nivel mundial durante los últimos veinte años, como consecuencia de las decisiones gubernamentales de alentar su utilización como complemento de las energías no renovables, lo cual ha ido acompañado de políticas de subsidio a su producción. Se destaca que la producción mundial de bioetanol está mucho más adelantada que la de biodiesel, así como su comercio internacional.

Argentina posee una alta dependencia a los hidrocarburos donde el mayor consumo corresponde al gas con un 52% y el menor al petróleo, con un 35%. Por esto, los biocombustibles se presentan como sustitutos amigables con el medio ambiente. Con su uso, se disminuye en gran medida las emisiones de carbono que producen el calentamiento global. Para solucionar esta problemática, el país cuenta con un sin fin de recursos naturales y tecnología desarrollada para producir estos biocombustibles. Desarrollar este tipo de actividades no solo impacta positivamente sobre el medio ambiente, sino que también genera un crecimiento del sector agropecuario y económico regional, el incremento de puestos de trabajo, una balanza comercial positiva, como así también la diversificación de la matriz energética del país.

Las políticas ecológicas avanzan en pos de disminuir el impacto ambiental que genera el uso de los combustibles fósiles. Su evolución, conlleva a un mayor requerimiento porcentual de bioetanol en la composición de las naftas. Tal es así que hoy día se podría estar hablando de combustibles E100 si no fuera por las trabas impuestas desde el sector petrolero en su afán de continuar beneficiándose económicamente.

En este contexto, la instalación de una planta que produzca bioetanol a partir de remolacha azucarera como materia prima, resulta posible por dos motivos: una inminente suba en la demanda del producto a mediano plazo, y las ventajas que presenta el tubérculo ante las otras alternativas vistas anteriormente.

Por otro lado el desarrollo de la industria presenta limitaciones en el sector agrícola, y depende fuertemente de las futuras políticas adoptadas por el estado para promover el desarrollo del cultivo de la remolacha y aumentar sustancialmente la producción de bioetanol y situarse como importante productor a nivel mundial.

CAPÍTULO 2: Análisis de la reacción (bio) Química.

En el siguiente capítulo, se contrastaron los resultados presentados en un trabajo de investigación con el modelo de Monod. El mismo es una adaptación del mecanismo de Michaelis Menten, que tiene en cuenta la dinámica de crecimiento de las levaduras utilizadas en el reactor químico. Los resultados se ajustaron al modelo pudiéndose obtener así los parámetros cinéticos representativos.

Se analizó el efecto de las variables relevantes para la fermentación como el pH y la temperatura de trabajo, siendo los valores óptimos para realizar el proceso 5 y 28°C respectivamente para una presión de 1 atmósfera, valores que favorecen la fermentación.

Se realizó una comparación cualitativa de las distintas alternativas de producción de bioetanol, al abordar el análisis a partir de las distintas categorías de la materia prima (primera, segunda y tercera generación).

Se determinó que la reacción es levemente exotérmica y al estar involucrados microorganismos vivos (levaduras), se requiere en el diseño un control exhaustivo de la temperatura. Por otra parte se decidió trabajar con un tanque o sistema de tanques agitados en serie de manera continua.

2.1 Introducción

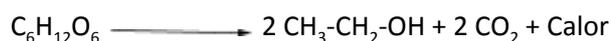
En el siguiente capítulo se estudia la etapa de fermentación del proceso de producción de etanol a partir de la sacarosa extraída de la remolacha azucarera. En la misma, la reacción que tiene lugar, involucra microorganismos llamados levaduras. Estos son los portadores de las enzimas que catalizan la reacción de formación de etanol.

Se estudia la cinética y la termodinámica de la reacción. Para esto, se elige en base a bibliografía un modelo que sea representativo de las reacciones que ocurren dentro del fermentador (incluyendo el crecimiento microbiano) y se analizan los factores más importantes que influyen sobre la misma.

Se establecen las condiciones óptimas operativas, así como también los productos, subproductos e intermediarios de reacción, al mismo tiempo que se comparan las distintas alternativas existentes para la síntesis del producto deseado.

2.2 Fermentación

La fermentación alcohólica es el proceso de conversión de la glucosa en etanol, por la acción de microorganismos. Esta transformación se produce a través de una compleja secuencia de reacciones que puede expresarse, desde el punto de vista tecnológico, por la siguiente ecuación:



En la práctica, el rendimiento real en etanol es menor que el valor teórico, ya que aproximadamente un 5% de glucosa es utilizado por el microorganismo para producir nuevas células y otros productos de su metabolismo.

Los microorganismos generalmente empleados son las levaduras, hongos unicelulares ampliamente distribuidos en la naturaleza. Los más utilizados en la fermentación alcohólica son los de la familia *Saccharomyces* (*S. cerevisiae*).

Las principales variables que describen el proceso de fermentación son concentración de sustrato (azúcar), tolerancia al etanol, temperatura, pH y oxígeno.

2.2.1 Análisis de variables relevantes en la fermentación

Aumentar la concentración de sustrato tiene un efecto positivo en la reacción hasta un límite máximo, cuando ocurre la inhibición por el producto. La tolerancia depende de la naturaleza de la levadura, en la mayoría de los casos resisten hasta concentraciones de 10% másico de producto.

La temperatura se debe mantener en un rango determinado para obtener una fermentación óptima. En la mayoría de los casos, el crecimiento máximo de levadura se obtiene a 28 - 30°C, con rendimientos de alcohol superiores al 90%. Dado que el proceso de fermentación es exotérmico se deben proporcionar instalaciones de enfriamiento.

El pH afecta la tasa de producción de etanol, el crecimiento de la levadura, la formación de subproductos y contaminación bacteriana. La fermentación de azúcar por levadura es relativamente insensible a valores de pH entre 3,5 y 6. Para suprimir el crecimiento bacteriano, el pH debería mantenerse por debajo de 5. Aunque teóricamente el oxígeno debería estar ausente en la fermentación anaeróbica, la presencia de cantidades pequeñas y controladas es necesaria para garantizar la supervivencia y el crecimiento de la levadura.

En la propuesta planteada de producción donde la preparación del jugo concentrado y fermentación ocurren en el mismo reactor, se debe tener en cuenta que es necesario mantener un pH ácido.

El rendimiento teórico estequiométrico para la transformación de glucosa en etanol es de 0,511 g de etanol y 0,489 g de CO₂ por 1 g de glucosa. Este valor fue cuantificado por Gay Lussac. En la realidad es difícil lograr este rendimiento, porque como se señaló anteriormente, la levadura utiliza la glucosa para la producción de otros metabolitos. El rendimiento experimental varía entre 90% y 95% del teórico, es decir, de 0,469 a 0,485 g/g. Los rendimientos en la industria varían entre 87 y 93% del rendimiento teórico (Boudarel, 1984).

Otro parámetro importante es la productividad, la cual se define como la cantidad de etanol producido por unidad de tiempo.

2.3 Modelado de la reacción de fermentación

Para modelar nuestro proceso se utiliza la cinética propuesta en el libro[11], para la reacción de síntesis de bioetanol a partir de glucosa a 28°C, 1 atmósfera y pH 5. La misma es una adaptación del mecanismo de Michaelis-Menten donde se tiene en cuenta la dinámica de crecimiento microbiano. Dicho modelo es el de Monod.

Para un sustrato de concentración igual a la utilizada en el trabajo de investigación[8], se usa una concentración de levadura semejante a la propuesta anteriormente y se encontraron resultados satisfactorios al analizar la tendencia de las curvas de concentración de producto, de sustrato, de velocidades de formación, de consumo de reactivos y productos dentro de las primeras 15 horas. Cabe aclarar que para nuestro proceso el análisis de interés es para tiempos menores a 12 horas de fermentación, ya que después de ese tiempo disminuye la velocidad de formación de producto. Esto está directamente relacionado con el hecho de que la velocidad de crecimiento de microorganismos llega a su máximo para este tiempo, luego del cual comienza a disminuir.

A continuación se presentan las ecuaciones que describen la dinámica de la fermentación según Monod. Las mismas representan los balances de masa para los reactivos y productos que constituyen la reacción:

$$\frac{d}{dt} Cc(t) = \mu_{max} * \left(1 - \frac{Cp(t)}{Cpd}\right)^{0.52} * \frac{Cc(t)*Cs(t)}{ks+Cs(t)} - kd * Cc(t)$$

$$\frac{d}{dt} Cs(t) = \mu_{max}(-Y_{sc}) * \left(1 - \frac{Cp(t)}{Cpd}\right)^{0.52} * \frac{Cc(t)*Cs(t)}{ks+Cs(t)} - m_i * Cc(t)$$

$$\frac{d}{dt} Cp(t) = Y_{pc} * \mu_{max} * \left(1 - \frac{Cp(t)}{Cpd}\right)^{0.52} * \frac{Cc(t)*Cs(t)}{ks+Cs(t)}$$

Donde:

- C_i = concentraciones
- $Cpd = Cp^*$ = concentración de producto a la cual todos los metabolitos dejan de crecer=93 g/dm³.
- μ_{max} = máxima velocidad de crecimiento específico de levaduras= 0,169 1/h.
- ks = constante de Monod= 1,7 g/dm³.
- kd = constante de velocidad específica a la cual las células dejan de crecer= 0,01 1/h.
- m_i = masa de sustrato consumido para el mantenimiento/(masa de células.tiempo).
 $m_i = 0,03$ gramos sustrato/gramos de células.hora.
- Y_{pc} = masa de producto formado/masa de células consumidas= 5,6.
- Y_{ps} = masa de producto formado/masa de sustrato consumida= 0,45.
- Y_{cs} = masa de células formadas/masa de sustrato consumida= $1/Y_{sc} = 0,08$.

Se utiliza un software de resolución por métodos numéricos, Mathcad, y con la herramienta Odesolve, se obtiene la siguiente variación de concentración de reactivos y productos en función del tiempo, siendo:

CCc: concentración de levadura.

CCs: concentración de sustrato.

CCp: concentración de etanol.

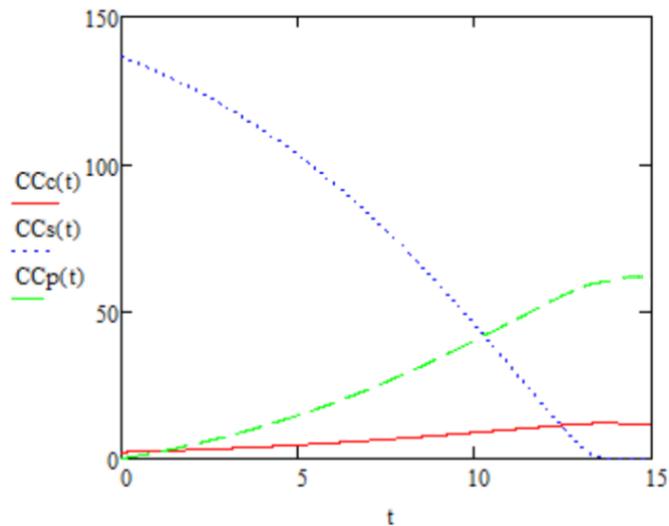


Gráfico 2-1. Variación de concentraciones (g/l) vs tiempo (hs).

Se toman como concentraciones iniciales 136,43 g/l de sustrato y 2,2 g/l de levadura. Se grafica las concentraciones de producto estimadas y se comparan con los resultados experimentales:

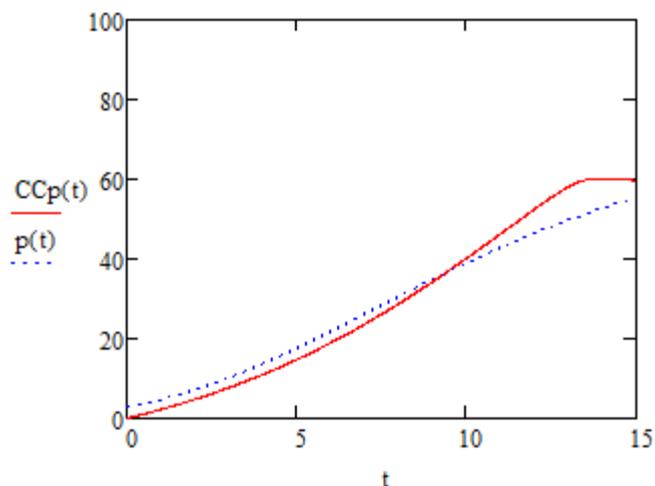


Gráfico 2-2. Concentraciones de productos (g/l.hs) vs tiempo (hs).

Donde la curva roja representa la concentración de producto con la aproximación del modelo de Monod y la curva azul corresponde a las concentraciones experimentales de producto obtenidas en el trabajo de investigación antes mencionado.

Como se puede ver en el gráfico 2-2, el ajuste es bueno para tiempos menores a 10 horas obteniendo un error absoluto del 2,97% para la producción de bioetanol, y aceptable para tiempos

posteriores con errores del orden del 13%. Ante un resultado satisfactorio de la utilización del modelo planteado, se decide avanzar en el diseño con el modelo anterior.

2.4 Parámetros termodinámicos

Para la obtención de los parámetros termodinámicos se requiere conocer los valores de entalpía de formación estándar (a 25°C y 1 atm), ΔG , al igual que la energía de activación y el factor pre-exponencial[13] y con ello se calcula la entalpía de formación de la reacción a 28°C a partir de las siguientes ecuaciones:

$$H_i = H^{\circ}f_i + C_p * (T_{final} - T_{inicial})$$

$$\Delta H_{rxn} = \sum(\alpha_i * H_{producto\ i}) - \sum(\alpha_i * H_{reactivo\ i})$$

y con la ecuación $\Delta G = \Delta H - T \cdot \Delta S$ se llega al valor de ΔS .

Los resultados se resumen en la siguiente tabla:

Parámetros termodinámicos y cinéticos	Valor
Entalpía ΔH a 28°C (KJ/mol)	-67,42
Entropía ΔS a 28°C (KJ/mol.K)	1,14
Energía libre de Gibbs ΔG a 28°C (KJ/mol)	-410,59
Energía de activación E_a (cal/mol)	$154 \cdot 10^4$
Factor pre-exponencial	$4,5 \cdot 10^{10}$
Constante cinética de Monod k_s (g/dm ³)	1,7

Tabla 2-1. Parámetros termodinámicos.

De lo anterior se concluye que debido a que la reacción es levemente exotérmica y están involucrados microorganismos vivos (levaduras), se requiere tener en cuenta en el diseño un control exhaustivo de la temperatura.

2.5 Alternativas de producción de bioetanol

El bioetanol puede obtenerse a partir de distintos tipos de materias primas. Estas alternativas se agrupan en las siguientes categorías: primera, segunda y tercera generación.

2.5.1 Bioetanol de primera generación

Proviene de cultivos que pueden ser empleados también para la alimentación humana o animal y que se procesan a partir de los métodos que tradicionalmente se han empleado para producir alcohol. Los cultivos adecuados son los que tienen altas concentraciones de azúcares, como la caña de azúcar, el sorgo dulce o la remolacha; o altas concentraciones de almidones, como el maíz, la yuca o la papa.

El almidón se convierte en azúcares mediante un proceso enzimático a altas temperaturas. En ese caso, los azúcares liberados son fermentados con levaduras, y el jugo resultante sufre destilación para la purificación del bioetanol.

Si se considera la producción a base de azúcares, como es nuestro caso con la remolacha como materia prima, o la alternativa de la caña de azúcar, el proceso es más sencillo e implica una etapa menos. En general, el proceso se basa en la extracción de los azúcares (por medio de la molienda o de la difusión), que pueden seguir directamente hacia la fermentación. Tras la fermentación, se destila, así como en el caso de la producción basada en almidón.

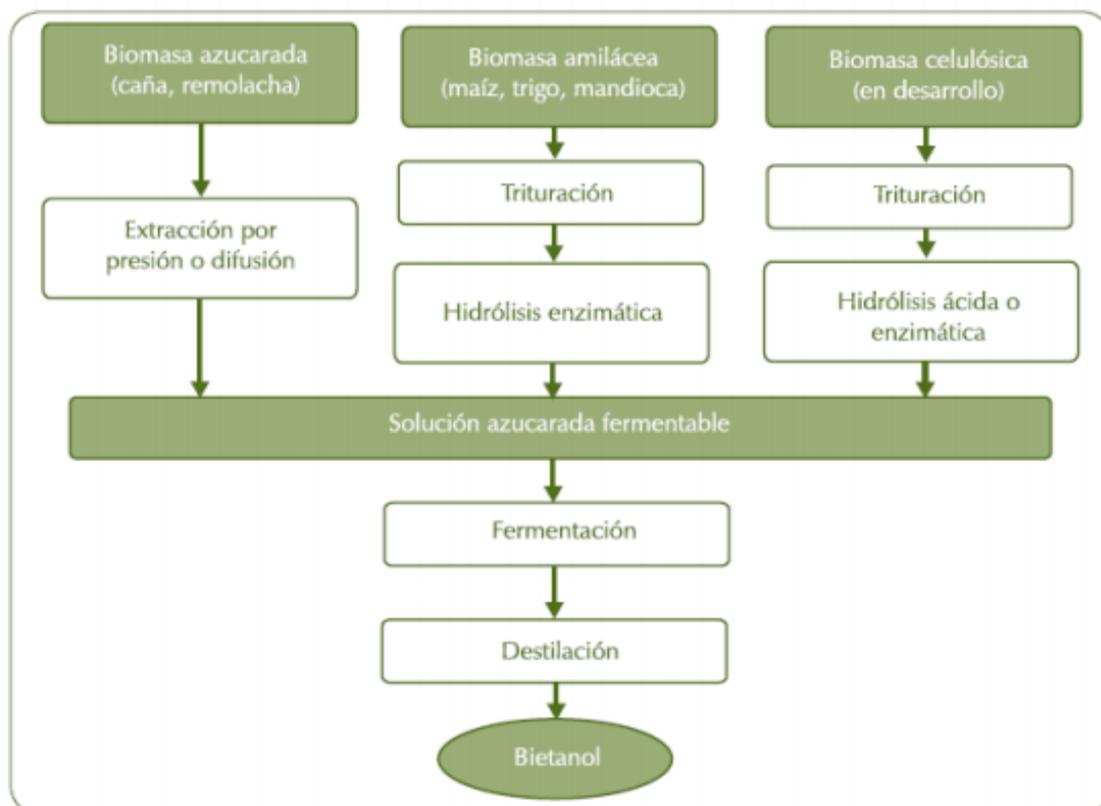


Figura 2-1. Rutas tecnológicas para la producción de bioetanol.

2.5.2 Bioetanol de segunda generación

Es el que se produce a partir de materias primas que pueden convertirse en celulosa, como los residuos de la madera, o de cultivos alimenticios como los desechos del maíz y el trigo o el bagazo de la caña de azúcar. Su procesamiento requiere de tecnologías avanzadas y aunque ya hay algunas plantas productoras en el mundo, todavía está en fase experimental.

Para obtener azúcares es necesario pretratar el material de forma de romper la matriz de lignina que cubre a los polisacáridos. Con el material pretratado, se añaden enzimas celulolíticas capaces de romper los enlaces β - 1,4-glucosídicos de la celulosa de forma de obtener glucosa. Una vez hidrolizado el material, los azúcares pueden ser fermentados por distintos microorganismos, dependiendo de su estructura y convertidos en etanol, para luego ser destilado. La lignina sobrante del proceso como material sólido puede ser sometida a combustión para la generación de electricidad, o bien, puede ser procesada para la síntesis de distintos biomateriales. Las tecnologías para la obtención del bioetanol a base de materiales lignocelulósicos comprenden la hidrólisis de los polisacáridos de la biomasa en azúcares fermentables y su posterior fermentación para la producción del bioetanol.

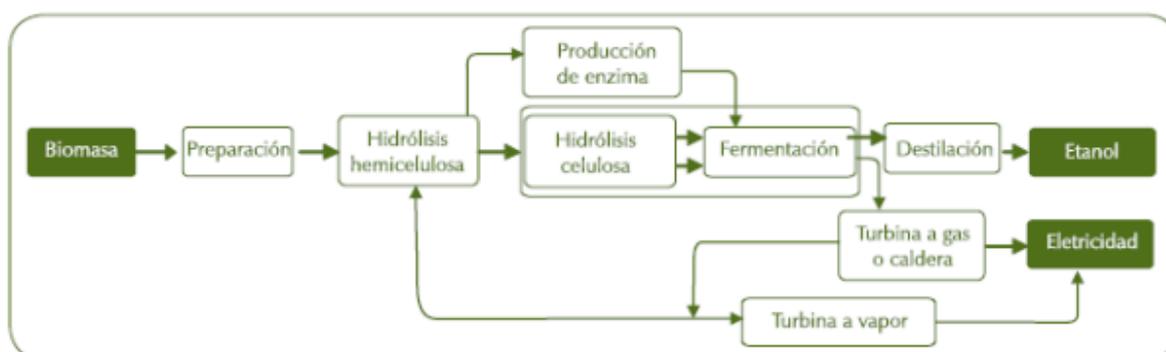


Figura 2-2. Proceso de producción de etanol por medio de la hidrólisis de la biomasa.

2.5.3 Bioetanol de tercera generación

Proviene de fuentes específicamente cultivadas para producir biocombustibles, como las algas marinas. Aunque son las que prometen una mayor productividad para generar bioetanol, aún se encuentran en fase experimental y no están listas para producir bioetanol en cantidades industriales de una manera rentable.

Para su obtención se realiza un pretratamiento de las macroalgas. La celulosa de las algas es un producto llamativo para ser aprovechado como materia prima en la fabricación de bioetanol. El paso crítico en su conversión a etanol implica la degradación de los polisacáridos a azúcares fermentables en un proceso de sacarificación. Los estudios se han enfocado en desarrollar pretratamientos de la biomasa¹ con el fin de que esta sacarificación sea más fácil y de esta forma

¹ Materia orgánica de origen vegetal o animal, incluyendo los residuos y desechos orgánicos, susceptible de ser aprovechada energéticamente.

lograr un mayor rendimiento en el proceso. El objetivo principal del pretratamiento es disminuir el grado de cristalinidad de la malla de polisacáridos que conforma la pared celular y de esta forma hacerlos más susceptibles para la sacarificación.

Otra alternativa en la producción de bioetanol, es variar la enzima (levadura) que se utiliza en el proceso de fermentación. *Saccharomyces cerevisiae*, es la especie de levadura usada con mayor frecuencia, pero existen diversos estudios que comprueban la producción de alcohol por otros tipos de levaduras y algunas bacterias como *Zymomonas mobilis*, pero su explotación a nivel industrial es mínima.

2.6 Subproductos y desechos aprovechables de la obtención de bioetanol

La producción de bioetanol consta de varias etapas. Sus subproductos y desechos aprovechables se obtienen en la preparación de la materia prima y posteriormente en el fermentador.

Durante la preparación de la materia prima se obtiene del deshojado, las hojas y cuello de la remolacha que constituyen un buen alimento para el ganado.

La pulpa, que es el residuo que queda de las rodajas cortadas después de la extracción del azúcar, es un alimento que se prensa y seca para ser vendido a agricultores. Los ganaderos de vacuno de leche son los principales consumidores de pulpa de remolacha, ya que ésta representa un lactógeno de primera calidad.

Del proceso de fermentación se obtiene un resto de aceite de fusel, que contiene sobre todo alcohol propílico, alcohol isobutílico y en especial el alcohol amílico (n-pentanol). Este último, a su vez, puede generar alquenos con cinco átomos de carbono, los que, a través de la polimerización, pueden formar naftas, kerosene, gasoil y lubricantes. También es posible obtener de esta manera el isopreno del amileno, y con él, caucho artificial.

Otro subproducto es el glicerol. Su producción dentro del fermentador depende de un fenómeno llamado estrés osmótico. Este ocurre en los reactores cuando la concentración de azúcares o sales es elevada. Cuando el estrés es elevado en nuestro reactor, se reduce el rendimiento de la fermentación de etanol debido a que aumenta la producción de glicerol.

2.7 Intermediarios de reacción

La principal reacción química en la fermentación consiste en convertir el monómero básico hexosa en etanol y dos moléculas de dióxido de carbono.

El dióxido de carbono generado es de vital importancia. La fermentación se lleva a cabo de manera anaeróbica, y la presencia del mismo en la superficie del reactor a escala industrial, desplaza el oxígeno y garantiza esta condición.

El proceso pasa por la formación del piruvato intermedio $\text{CH}_3\text{-}$, CO - , COO - , que además se descarboxila en acetaldehído, y se reduce finalmente a etanol. La reacción tiene lugar sólo en condiciones anaeróbicas (sin oxígeno), de lo contrario, la completa oxidación a dióxido de carbono y agua tiene lugar.

La producción de etanol por levaduras se caracteriza por una alta selectividad y baja formación de subproductos.

El flujo de la fermentación se somete a separación líquido/sólido por filtración o por centrifugación.

2.8 Estructura preliminar de reactores

En esta etapa del estudio, se fija que la producción de bioetanol esperada por nuestra planta es de $100.000 \text{ m}^3/\text{año}$.

Como primer criterio de decisión, se descarta la alternativa del uso de un reactor discontinuo (batch), debido a la baja productividad y los altos costos de operación de estos reactores a esta escala. Se opta entonces, por un reactor, o sistema de reactores, que opere de forma continua.

En el capítulo 5 se analiza la alternativa de utilizar más de un tanque en serie para optimizar el proceso. El fermentador que se utiliza se denomina biorreactor, que es un recipiente de forma cilíndrica, de acero inoxidable, equipado con sistemas de medida y control de temperatura, pH y caudales de entrada de los reactivos y las salidas del cultivo fermentado, la evacuación del aire, dióxido de carbono y levaduras en exceso. Consta de un motor que permite agitar el líquido evitando la formación de gradientes de concentración y temperatura.

A partir del modelado, se logra obtener una aproximación de los parámetros cinéticos, que ajustan a experiencias realizadas a escala de laboratorio en trabajos de investigación. Sería más acertado posteriormente obtener datos a escala piloto, para lograr una mejor aproximación a los valores finales. Para estimar las dimensiones del reactor se debe contar con el dato de tiempo de reacción necesario en el fermentador a escala industrial y las concentraciones y caudales de la alimentación. Si sólo se dispone de información de experiencias de laboratorio, se debe contemplar el cambio de escala.

En conclusión, se decide trabajar con un tanque o sistema de tanques agitados en serie de manera continua. El diseño del mismo se realiza en el capítulo 5.

CAPÍTULO 3: Análisis de pre/post tratamientos y separaciones.

Debido a la existencia de un azeótropo de bajo punto de ebullición con una concentración inferior a la deseada de etanol, se analizaron las distintas alternativas existentes para alcanzar el requerimiento.

Se decidió utilizar una destilación simple hasta llegar a la concentración cercana a la azeotrópica por cabeza. Ese caudal se alimenta a una segunda torre donde se adiciona el solvente de la extracción para romper el azeótropo y lograr deshidratar el alcohol hasta su requerimiento. La configuración clásica de esta técnica comprende el uso de dos columnas de destilación posteriores a la destilación simple. La primera conocida como columna de destilación extractiva y la segunda columna de regeneración del solvente.

A partir de las curvas de residuo se seleccionó la glicerina como solvente extractor. Estas curvas sirven, en definitiva, para indicar que estos solventes “rompen” el azeótropo y permite obtener etanol tan puro como se requiera. Además, se seleccionó por presentar una baja toxicidad en comparación con las demás opciones y por su disponibilidad.

Para el sintetizado de etanol a partir de remolacha azucarera es imperioso acondicionar cada corriente aguas arriba y abajo del fermentador. Para ello se utilizan distintos equipos como tanques, difusor, clarificador y centrífuga con el fin de separar impurezas y recuperar las corrientes de interés para su reutilización, así como también para acondicionar determinados flujos durante el proceso.

3.1 Introducción

En este capítulo se hace un análisis termodinámico de los equilibrios líquido-líquido y líquido-vapor de todas las especies involucradas en el proceso de deshidratación de etanol, tanto en sistemas binarios como ternarios utilizando criterios adecuados.

A partir de la bibliografía se selecciona un modelo que ajuste a los datos experimentales y pueda representar de forma efectiva el sistema para luego determinar las posibilidades de separación de los componentes.

Se proponen tratamientos previos y posteriores a la fermentación para conseguir los mejores resultados posibles a lo largo del proceso de síntesis, abarcando desde la separación de ciertas impurezas hasta la recuperación de las corrientes reutilizables.

3.2 Pre tratamientos a las corrientes de entrada

Como se explicó en el primer capítulo se necesita tratar la materia prima antes de que ingrese al fermentador. Para esto, primero se hace pasar por un tanque de lavado con agua a temperatura ambiente, luego se lleva por una cinta transportadora hasta una báscula para su pesado, y una vez obtenida la cantidad requerida para el proceso, sigue su camino hasta llegar a un molino de cuchillas que reduce el tamaño de la misma a trozos entre 2.5 y 5 cm.

Para extraer el azúcar de la solución de remolachas se puede utilizar tanques difusores. Se bombea agua a una temperatura entre 70 y 75°C lentamente a través de estos tanques que contienen los trozos. Los azúcares pasan a través de las membranas celulares de dichos trozos a la solución acuosa. El proceso de separación se corresponde a una lixiviación. El término lixiviación implica que el componente valioso (azúcar) se extrae del sólido a una fase líquida. Los trozos contienen aproximadamente 18% de azúcar. Es deseable económicamente obtener una recuperación del 98% o más de este azúcar con una concentración entre el 10 y 15% p/p. En pos de lograr este objetivo, se realiza un contacto en contracorriente.

Se decide usar un difusor que trabaje en continuo sabiendo que se consiguen resultados similares. En estas condiciones, los trozos caen por gravedad a una tolva que alimenta los difusores. El avance de los trozos se produce por medio de dos tornillos sinfín inclinados circulando en contracorriente con el agua. El jugo crudo emerge a partir de una de las salidas, mientras que por la otra salen las rebanadas (pulpa) que ya pasaron la extracción. Esta pulpa se prensa y el agua obtenida se recircula al sistema mientras que el sólido se vende como alimento para el ganado.

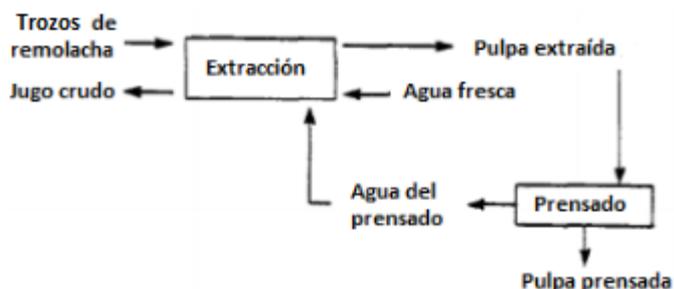


Figura 3-1. Diagrama de extracción y prensado.

De este tratamiento se obtiene un jugo crudo con la siguiente composición:

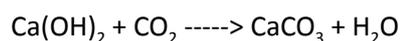
Componentes	Concentración (%p/p)
Agua	65,62
Sólidos	17,30
Sacarosa	16,50
Otros azúcares	0,24
Impurezas	0,34

Tabla 3-1. Composiciones en el jugo crudo.

Para definir la relación remolacha/agua a utilizar durante esta etapa se considera la concentración de sacarosa que poseen los trozos al ingresar al difusor (18% p/p) y la concentración con la que sale el jugo del proceso (16,5% p/p). Para los cálculos, se considera que la densidad del jugo es similar a la del agua y un contenido de 77% de agua en la remolacha. Se sabe que la relación remolacha/agua es de 2,35, si se considera el agua pura que se agrega al extractor. Si se tiene en cuenta que lo que realmente entra al extractor es una mezcla entre el agua pura y el agua de prensado la relación es 1,3 (kg de remolacha/kg de agua)[4].

Posteriormente se continúa con la filtración del jugo, para esto, el extracto obtenido es separado de los sólidos por medio de un primer filtro en el tanque.

Luego se transporta por una cañería, e impulsa por una bomba, a un nuevo tanque (reactor) para su purificación. En el proceso se adiciona hidróxido de calcio y se burbujea dióxido de carbono a la solución azucarada para formar carbonato de calcio, el cual es separado en un clarificador posterior que se lleva la mayoría de las impurezas presentes en la solución. Esto genera un aumento de la concentración peso en peso de sacarosa. Este proceso de purificación se repite dos veces. Se deben considerar pérdidas de sacarosa de aproximadamente del 1% p/p. La reacción que se lleva a cabo en esta etapa es:



Se considera que se remueven todas las impurezas presentes en la solución, por lo que la corriente de alimentación al fermentador solo consta de sacarosa y agua.

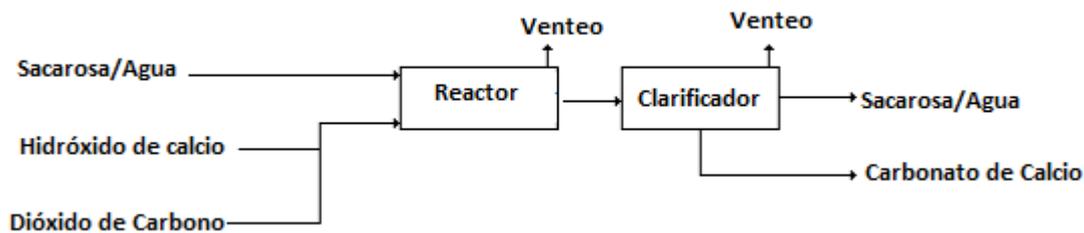


Figura 3-2. Diagrama del proceso de purificación.

Una vez que se remueven los sólidos presentes en el líquido, se realiza una hidrólisis ácida en un tanque acondicionador mientras se inocula la levadura y se prepara para la fermentación. En esta instancia se modifica el pH de la solución para impedir la competencia con otros microorganismos. Esta hidrólisis se realiza utilizando H_3PO_4 diluido.

3.3 Post tratamientos a las corrientes de salida

El jugo se bombea por una cañería hasta el fermentador donde la sacarosa se convierte en etanol. La levadura en aplicaciones industriales, convierte el 90-95% de glucosa en etanol. Además produce subproductos en niveles bajos, los cuales pueden limitarse controlando las condiciones de fermentación.

Para analizar los post tratamientos que se deben realizar hay que considerar los compuestos presentes en mayor proporción y se debe tener en cuenta el comportamiento de aquellas especies que se encuentran también en pequeñas cantidades en el sistema. Esto es importante a la hora de la purificación del bioetanol dado que el producto debe cumplir ciertos parámetros en cuanto a su pureza.

El principal subproducto es el glicerol (aproximadamente 1%). Su producción dentro del fermentador depende de un fenómeno llamado estrés osmótico. Este ocurre en los reactores cuando la concentración de azúcares o sales es elevada. Cuando el estrés es elevado en nuestro reactor, se reduce el rendimiento de la fermentación de etanol debido a que aumenta la producción de glicerol. Este subproducto es beneficioso ya que en una etapa posterior se usará como solvente.

Otro subproducto del proceso de fermentación, como se mencionó en el capítulo anterior, es un resto de aceite de fusel, que contiene mayoritariamente alcohol propílico, alcohol isobutílico y en especial alcohol amílico (n-pentanol). Este último, a su vez, puede generar alquenos con cinco átomos de carbono, los que, a través de la polimerización, pueden formar naftas, queroseno, gasoil, lubricantes. También es posible obtener de esta manera el isopropeno del amileno, y con él, caucho artificial. Al analizar los puntos de ebullición normales de los antes mencionados resulta que son mayores a la temperatura de operación en la destilación, por lo que quedan en fase líquida y se extraen por la corriente de cola.

Luego, se realiza una centrifugación de la corriente de salida del fermentador para la separación de levaduras. Este proceso está basado en la distinta velocidad de desplazamiento de las partículas en un medio líquido al ser sometidas a un campo centrífugo. Se diferencia de la

sedimentación en que en ésta sólo actúa la fuerza de la gravedad. La centrifugación alcanza una mayor efectividad y un menor tiempo de operación, pero con costes energéticos mayores.

El proceso de fermentación, y posterior centrifugación deja como corriente de salida una mezcla de agua, etanol y subproductos de la reacción, junto con dióxido de carbono. Se plantea la estrategia de separación partiendo de lo más simple de separar, que es el dióxido de carbono que se encuentra en la fase gas. Este es evacuado por un conducto de venteo y es comprimido con la ayuda de un compresor.

La solubilidad del etanol en las naftas está limitada por la presencia del agua. Cuando se adicionan pequeñas cantidades de agua a la mezcla nafta-etanol, a una determinada temperatura, los puentes de hidrógeno formados entre el agua y las moléculas de etanol separan la mezcla en dos fases. Sin embargo el etanol puede distribuirse entre la nafta y la fase acuosa. Este efecto de separación es menos pronunciado para alcoholes con alto número de carbonos. Entonces, si el agua no se remueve, puede ocasionar la separación de fases y generar problemas en la operación de los motores. Así, el contenido de agua en la mezcla etanol-nafta se debe controlar para evitar los problemas de separación de fases.

3.4 Deshidratación del alcohol

Para purificar el etanol (deshidratarlo) se cuenta con las siguientes alternativas que se basan en distintos principios:

- Adsorción con tamices moleculares.
- Pervaporación.
- Destilación.

3.4.1 Adsorción con tamices moleculares

Utiliza sustancias granulares de forma cilíndrica o esférica denominadas zeolitas, elaboradas a partir de aluminosilicatos de potasio, que se caracterizan por su capacidad para retener sobre su superficie ciertos tipos de sustancias químicas cuya cantidad a separar debe ser baja. Para la deshidratación de etanol se utiliza una zeolita tipo 3 Å que corresponde al diámetro de los poros que ella posee; en esta operación, las moléculas de agua con un diámetro de 2,8 Å son atraídas fuertemente dentro de los poros, a diferencia de las moléculas de etanol con un diámetro de 4,4 Å que pasan a través del lecho de zeolitas. Los lechos empacados con zeolitas con 3 Å tienen la capacidad de retener hasta un 22% de su peso en agua, pero estos comúnmente trabajan hasta que se saturan en un 70% de agua. En la etapa siguiente, el lecho debe ser regenerado (etapa de desorción) para posteriormente ser reutilizado, mediante la disminución de la presión y la recirculación de un 15% a 40% del etanol anhidro obtenido anteriormente. Esta etapa de regeneración implica un alto consumo energético, debido al consumo de vapor adicional y la electricidad necesaria para utilizar otros equipos como bomba de vacío, compresor y torre de enfriamiento.

3.4.2 Pervaporación (permeación y evaporación)

Se basa en la remoción de compuestos orgánicos volátiles de mezclas acuosas por evaporación, usando una membrana polimérica permeable microporosa y selectiva. El proceso de permeación es inducido por una disminución de la presión parcial del componente permeable, que es transportado a través de la membrana, por la acción de una corriente de gas inerte o por presión de vacío. La necesidad de equipos de vacío y de otros necesarios para el montaje del sistema de pervaporación hace de este un sistema costoso inicialmente, en comparación con otras técnicas que usan membranas.

Las alternativas anteriores, representan procesos costosos y existe poca información a escala industrial de su implementación. Además, en Unisim Thermo Workbench R451 no se pueden simular, por lo que hay que respaldarse solo en datos que provengan de experiencias de trabajos de investigación.

Se puede hacer una analogía del uso de membranas con los procesos industriales de obtención de agua desmineralizada. Antiguamente se optaba por la destilación para lograr este objetivo. Pero avances tecnológicos, llevaron a la utilización de membranas de ósmosis que producen procesos más efectivos, con menor consumo energético y mayor pureza. Por lo que se decide utilizar para nuestra operación una destilación, pero en el futuro es posible que no sea la alternativa más viable.

3.4.3 Destilación

La destilación es la separación de dos o más componentes teniendo en cuenta las volatilidades relativas de los mismos. En la **destilación tradicional**, la mezcla se alimenta a la columna, en donde se calienta a una temperatura a la cual el componente más volátil se vaporiza. La columna está compuesta por etapas que permiten el paso del vapor y la caída del líquido. Idealmente, el vapor y el líquido están en equilibrio. El líquido más volátil se concentra en la fase vapor en el tope de la columna, pasa por un condensador para luego ser recolectado. Parte del destilado vuelve a la columna como un reflujo. A medida que se desciende en la columna, el componente menos volátil se concentra en la fase líquida en el fondo de la misma, y se recoge fuera de esta. Parte de la composición de fondo pasa por el reboiler, y vuelve a la columna como una corriente en ebullición. El reflujo y la corriente en ebullición permiten una buena separación para un dado número de etapas. Cuanto mayor es el reflujo, menor es el número de etapas necesarias para llevar a cabo la separación. En la siguiente figura se muestra el diagrama del sistema:

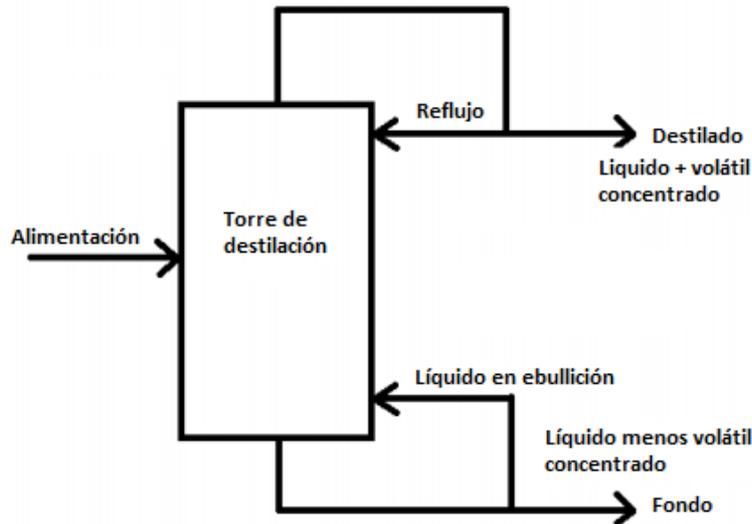


Figura 3-3. Esquema de una columna de destilación simple.

En nuestro caso, la destilación tradicional en sí misma no ofrece una separación satisfactoria debido a que la mezcla forma un azeótropo de baja temperatura. Como máximo podría separarse con una concentración cercana a la del azeótropo, lo que corresponde a una fracción másica próxima a 0.95 de etanol. El punto de ebullición del azeótropo es menor a los puntos de ebullición de ambos componente por separado. El etanol que se requiere producir debe tener una concentración mayor a la del azeótropo a presión atmosférica (de 0,99 molar de etanol como mínimo). Por esto es que es necesario considerar otros métodos de destilación que permitan romper el azeótropo.

3.5 Análisis de las alternativas para lograr la deshidratación requerida

Se procede a analizar las alternativas para obtener el requerimiento de deshidratación requerido, mediante el uso de los simuladores Unisim Thermo Workbench R451 y Aspen plus 11.1. Estos nos permiten diseñar estrategias de separación, mejorar la operatividad de un proceso y así mismo su productividad.

En los simuladores se predice las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas que luego se utilizan para representar tanto los diagramas binarios como ternarios. Existen varios paquetes de cálculo de propiedades, algunos basados en ecuaciones de estado y otros que emplean un modelo de coeficientes de actividad en conjunto con ecuaciones de estado para la fase vapor.

Uno de los mecanismos más ampliamente utilizado es el propuesto por Carlson en el año 1996[1]. El mismo está compuesto por una serie de preguntas que van conformando etapas en un diagrama de flujo ramificado hasta alcanzar el método más apropiado.

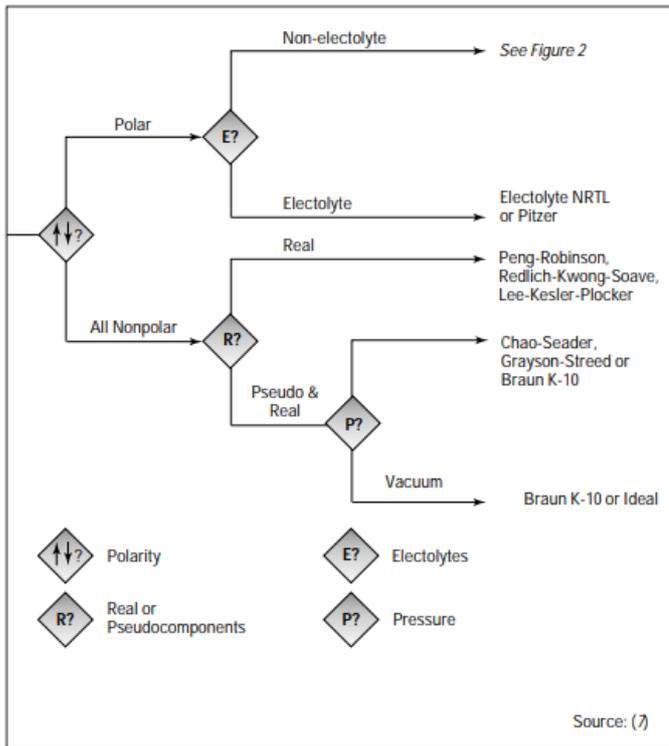


Figura 3-4a. Primeros pasos para seleccionar los métodos de propiedad física.

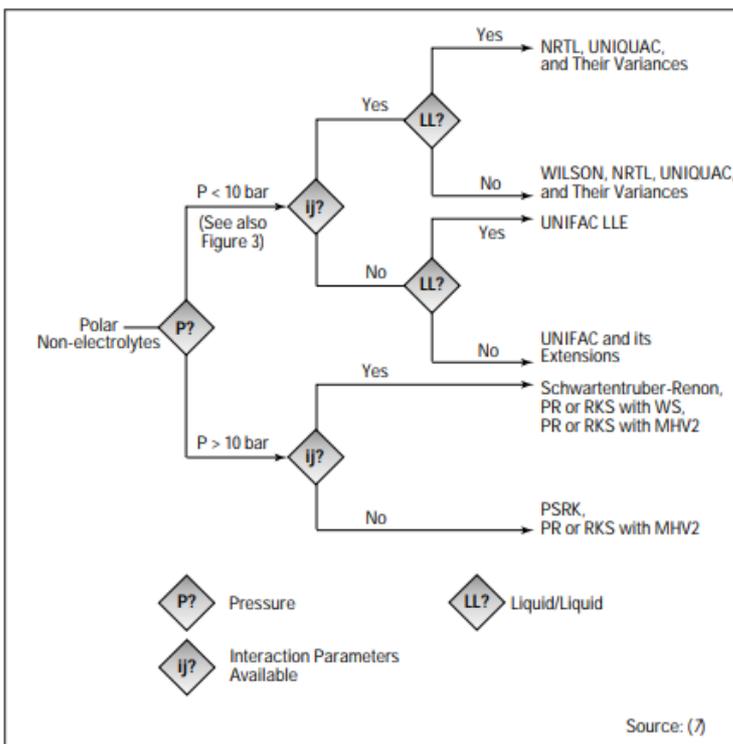


Figura 3-4b. Procedimiento para componentes polares y no electrolitos.

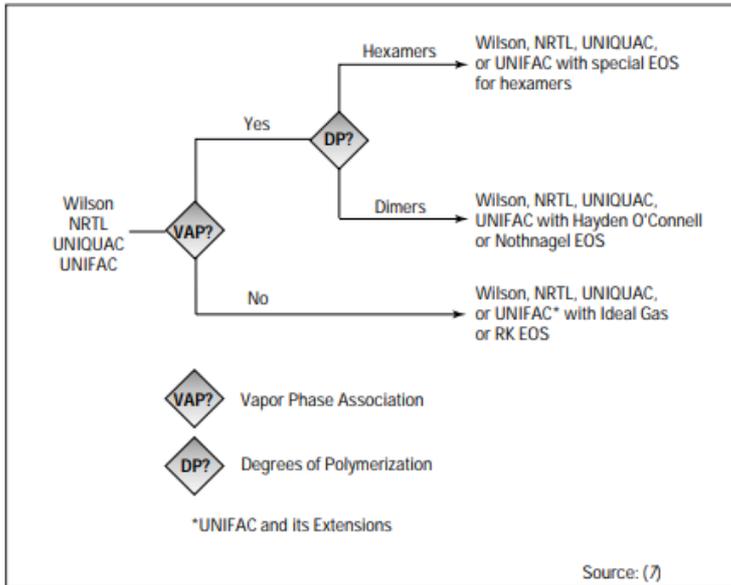


Figura 3-4c. Opciones para cálculos de fase de vapor con modelos de coeficiente de actividad.

Carlson cubre con los esquemas de la figuras 3-4 a,b,c los aspectos acerca del papel importante de las propiedades en la simulación de procesos, y presenta recomendaciones para elegir con seguridad los modelos de propiedades necesarias para cada caso de la aplicación de simulación.

Dado que la mezcla contiene compuestos polares, los cuales a su vez se clasifican como electrolitos, el paquete a utilizar según el esquema es NRTL.

En el trabajo de investigación, “Determinación experimental del equilibrio líquido vapor del sistema etanol-agua-glicerina”[2], se contrastan datos experimentales bibliográficos reportados por Dalager 1969 [3], con los resultados del simulador según el modelo seleccionado. Luego del análisis de los Gráficos 3-1 y 3-2 concluye que el modelo NRTL presenta un mejor ajuste del sistema, al igual que con el análisis de Carlson.

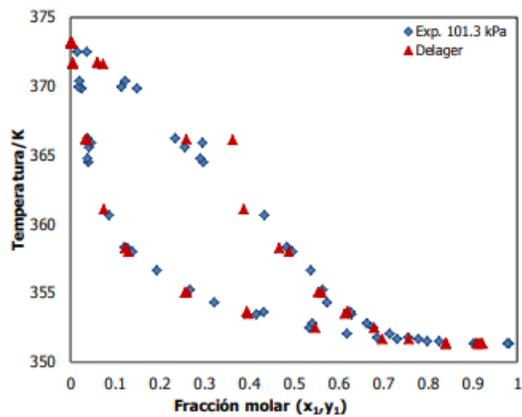


Gráfico 3-1. ELV Diagrama T-xy del sistemas etanol-agua. Comparación con datos experimentales Delager.

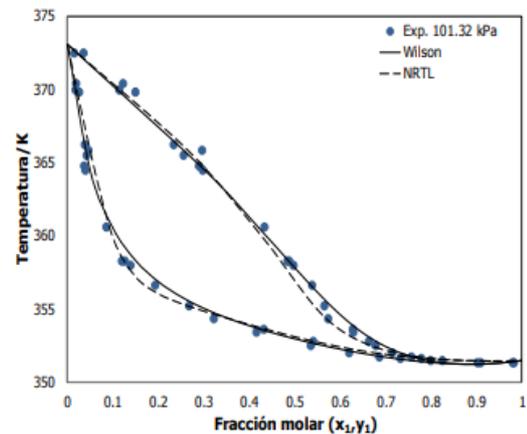


Gráfico 3-2. ELV etanol- agua. Modelo NRTL y Wilson

Por lo tanto en fase líquida se procede a trabajar con el modelo NRTL, y en la fase vapor con modelado de gas ideal, ya que se trabaja a bajas presiones.

3.5.1 Destilación a distintas presiones

La primera alternativa a analizar es la **destilación a presiones** distintas a la atmosférica. Para ello, se grafica el sistema binario agua-etanol a presión atmosférica, y al contemplar los puntos de ebullición normales (etanol: 78,37°C, agua: 100°C) se visualiza la composición y temperatura del azeótropo de baja.

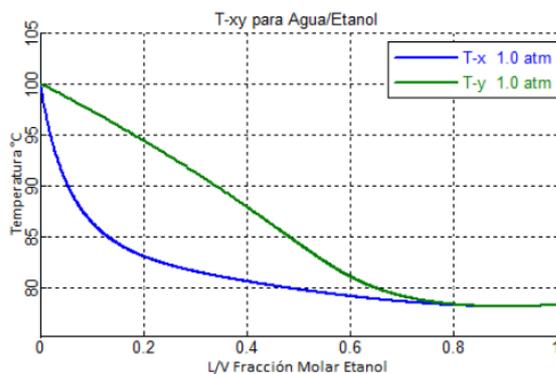


Gráfico 3-3. Temperatura vs fracción molar de etanol para el sistema etanol/agua.

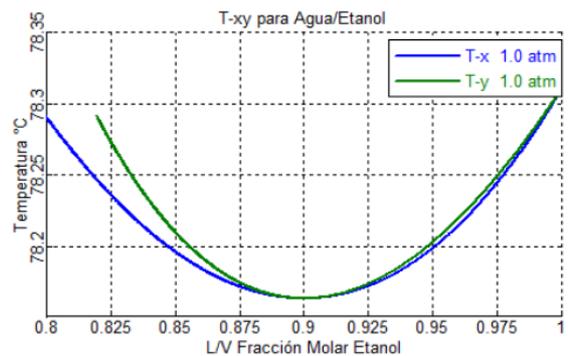


Gráfico 3-4. Temperatura vs fracción molar de etanol para el sistema etanol/agua AMPLIADO

A continuación se grafica la composición de la mezcla binaria a distintas presiones:

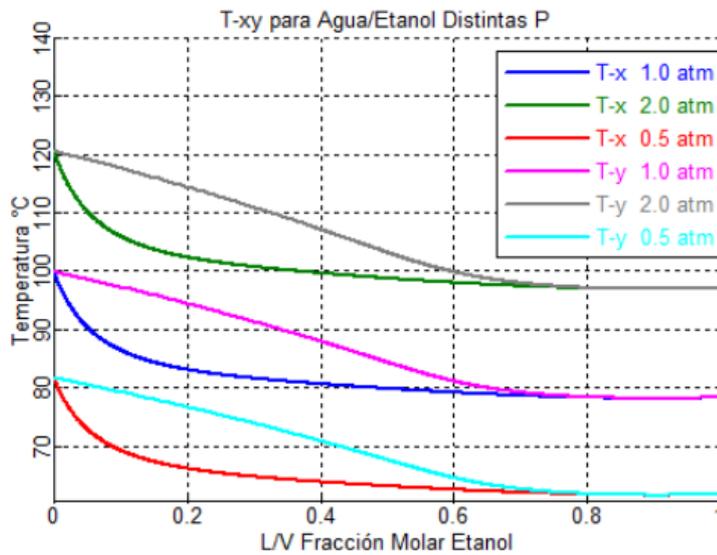


Gráfico 3-5. Temperatura vs Fracción molar de etanol para el sistema etanol/agua, a distintas presiones.

Al variar la presión se modifica también la temperatura de trabajo y se evidencia que persiste el azeótropo de baja temperatura.

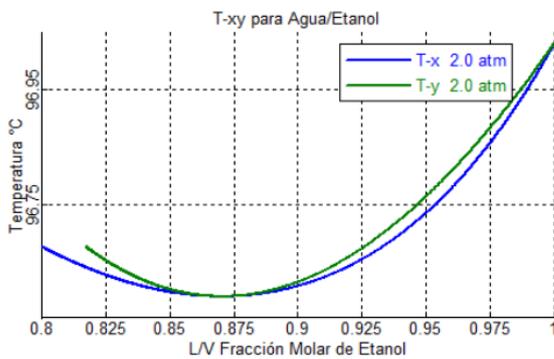


Gráfico 3-6. Temperatura vs fracción molar de etanol para el sistema etanol/agua AMPLIADO, a P= 2 atm.

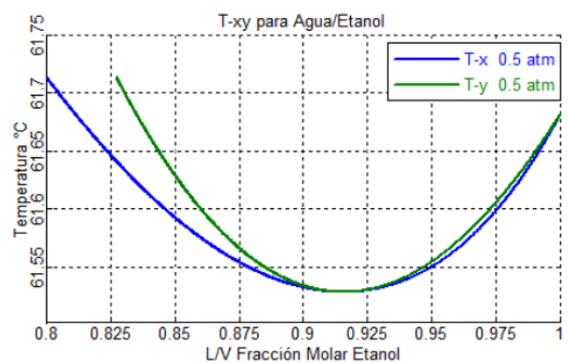


Gráfico 3-7. Temperatura vs fracción molar de etanol para el sistema etanol/agua AMPLIADO, a P=0,5 atm.

Los gráficos 3-6, 3-7 muestran una ampliación en la zona del azeótropo a las distintas presiones, donde se observa el desplazamiento de la posición del mismo cuando se varía la presión.

Un incremento en la presión de trabajo, desplaza la composición del azeótropo a una con menor proporción de etanol, lo cual es perjudicial ya que se busca obtener un producto más concentrado. Disminuir la presión de trabajo favorece la condición deseada, pero como se puede ver, si se trabaja a una presión de 0,5 atmósferas la variación de la concentración del etanol en el azeótropo no alcanza el requerimiento deseado.

De lo anterior se concluye que no se justifica realizar la destilación variando la presión, ya que la composición del azeótropo no alcanza los valores esperados.

3.5.2 Destilación azeotrópica

En la **destilación azeotrópica**, se aprovecha la adición de un agente de separación que modifica el azeótropo y permite obtener el etanol anhidro. Generalmente se usan como solventes benceno, pentano o dietil-éter, siendo el pentano el más eficiente en cuanto al costo energético, pero mucho más difícil de manejar debido a su elevada volatilidad, lo que implica altas pérdidas por evaporación durante la operación. El agente de separación más usado es el benceno, pero su uso ha disminuido en la actualidad por la toxicidad que presenta.

Con el la herramienta de simulación Aspen plus 11.1, se pueden generar diagramas ternarios donde se pueden visualizar las características generales del uso de distintos solventes que se agregan a la mezcla etanol-agua para una posterior destilación.

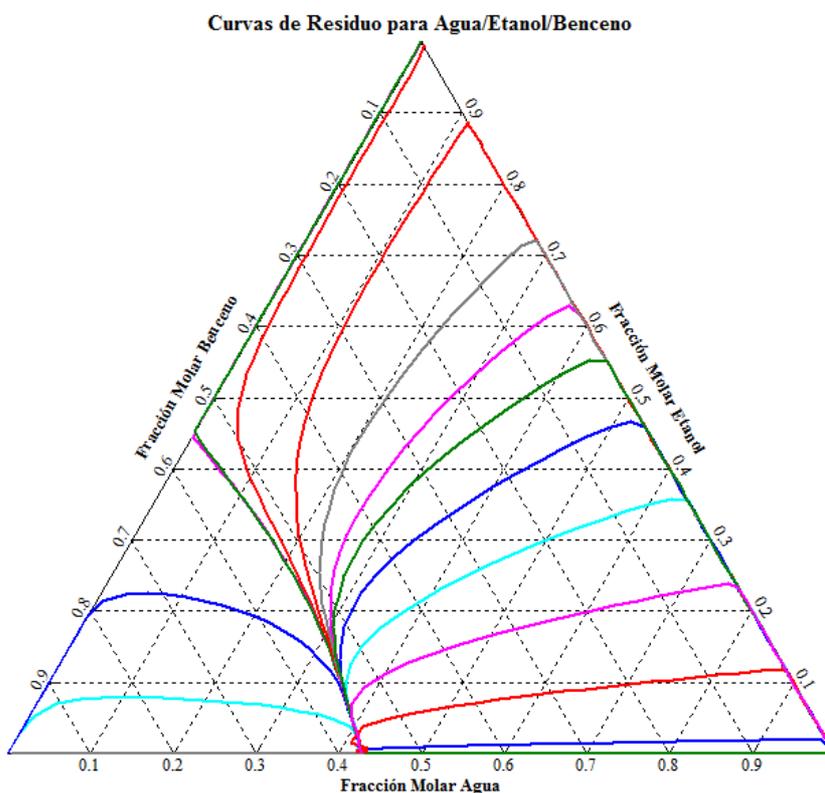


Gráfico 3-8. Curvas de residuo para agua/etanol/benceno.

En el Gráfico 3-8. se presenta a modo de ejemplo un gráfico ternario correspondiente a las curvas de residuo de la destilación azeotrópica con el agregado de benceno.

3.5.3 Destilación extractiva

En la **destilación extractiva** se agrega un tercer componente llamado solvente o agente extractivo, que modifica la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla etanol-agua y no

forma azeótropos adicionales. Además, el disolvente utilizado debe ser de baja volatilidad para que sea fácilmente recuperable en la segunda columna y poder ser reutilizado.

Finalmente, se propone una destilación simple hasta llegar a la concentración cercana a la azeotrópica por cabeza. Ese caudal se alimenta a una segunda torre donde se adiciona el solvente de la extracción para romper el azeótropo y lograr deshidratar el alcohol hasta su requerimiento. La configuración clásica de esta técnica comprende el uso de dos columnas de destilación posteriores a la destilación simple. La primera conocida como columna de destilación extractiva y la segunda columna de regeneración del solvente, como se muestra a continuación en la figura 3-5.

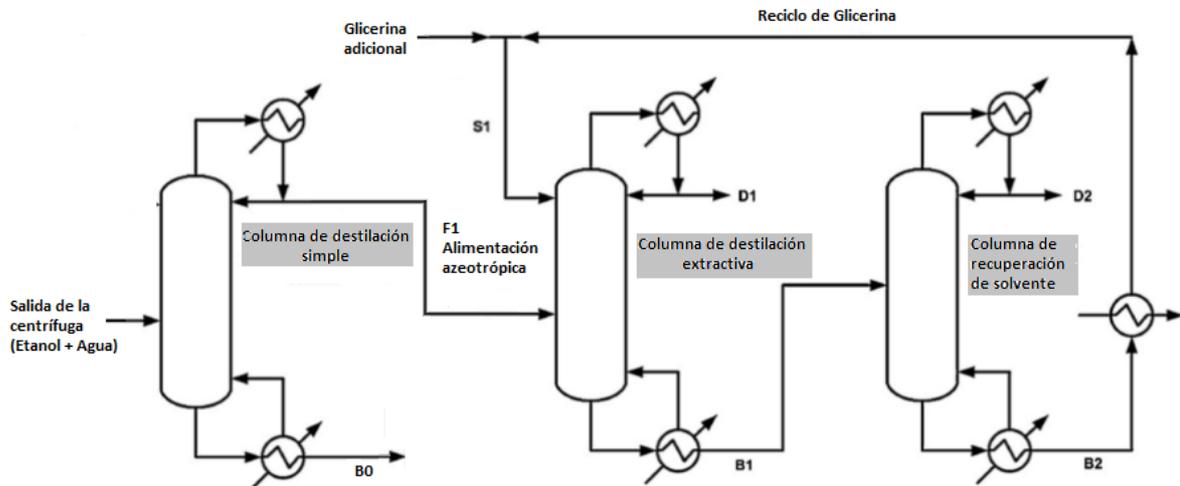


Figura 3-5. Esquema de obtención de etanol puro a partir de la corriente de interés.

El solvente se adiciona al sistema en la parte superior de la columna extractiva, por encima de la alimentación que proviene de la primer torre , lo que permite aprovechar todo su efecto a lo largo de la columna, debido a que se encuentra en alta concentración a lo largo de ésta.

El solvente se retira de la segunda columna como producto de fondo con el componente menos volátil de la mezcla inicial (agua). El producto de fondo se alimenta a la tercer columna, en donde la separación de los componentes es más sencilla, debido a la amplia diferencia de los puntos de ebullición, con la ventaja de que no se generan problemas adicionales por la aparición de un segundo azeótropo en la mezcla. Los agentes de separación más utilizados para romper el azeótropo entre etanol y agua son compuestos, como el etilenglicol y la glicerina; también son conocidos algunos otros, entre los que están las aminas, los fenoles hidrofóbicos, las parafinas y los tiofenos. Los glicoles, además de eliminar el azeótropo, modifican el equilibrio líquido-vapor en la zona rica en etanol, lo que aumenta la eficiencia de la separación en la columna.

3.6 Elección de solvente

La eficiencia del proceso de destilación extractiva depende de la elección del solvente, y en cuya elección se debe tener en cuenta el tipo de azeótropo a separar. Para este caso se desea separar una mezcla azeotrópica de mínima temperatura de burbuja. La selección del solvente apropiado para una operación de destilación extractiva debe basarse en las siguientes propiedades:

- No debe formar azeótropo con los componentes que se desea separar.
- No debe causar regiones de inmiscibilidad.
- Debe tener un alto punto de ebullición, el cual debe ser significativamente superior al de los otros componentes para facilitar la separación en la segunda columna.
- Se debe considerar también la seguridad del solvente, los efectos ambientales que podría generar, problemas de corrosión, precio y disponibilidad.

Para determinar el solvente a utilizar, se analiza el comportamiento de la mezcla en términos de la trayectoria seguida dentro de la columna. Para esto, las curvas de residuo sirven como herramientas gráficas para analizar los equilibrios líquido-vapor. El concepto de curvas de residuo está relacionado con un proceso de destilación donde la mezcla líquida se vaporiza en la columna y el destilado se recoge en el tope.

Se ha demostrado que para una destilación, las curvas de residuo, coinciden con los datos de estado estacionario para una columna a reflujo total.

En el mapa de las curvas de residuos, la composición de solvente puro será un nodo estable y el punto azeotrópico de punto de ebullición mínimo será un nodo inestable. Por lo tanto, el diagrama no tendrá límites de destilación, y será posible obtener todos los componentes como productos puros.

Curvas de Residuo para Agua/Etanol/Etilglicol

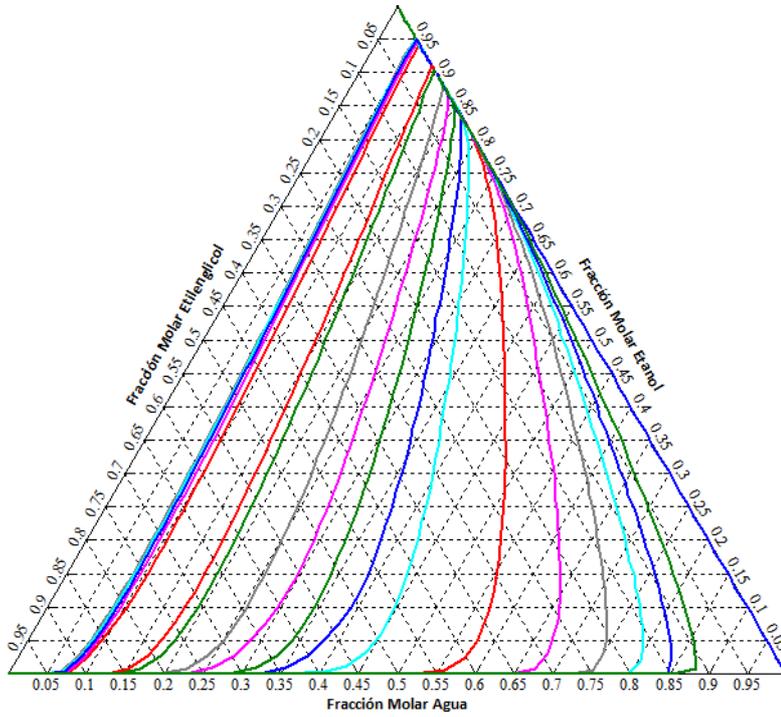


Gráfico 3-9. Curvas de residuo para agua/etanol/etilglicol.

Curvas de Residuo para Agua/Etanol/Glicerina

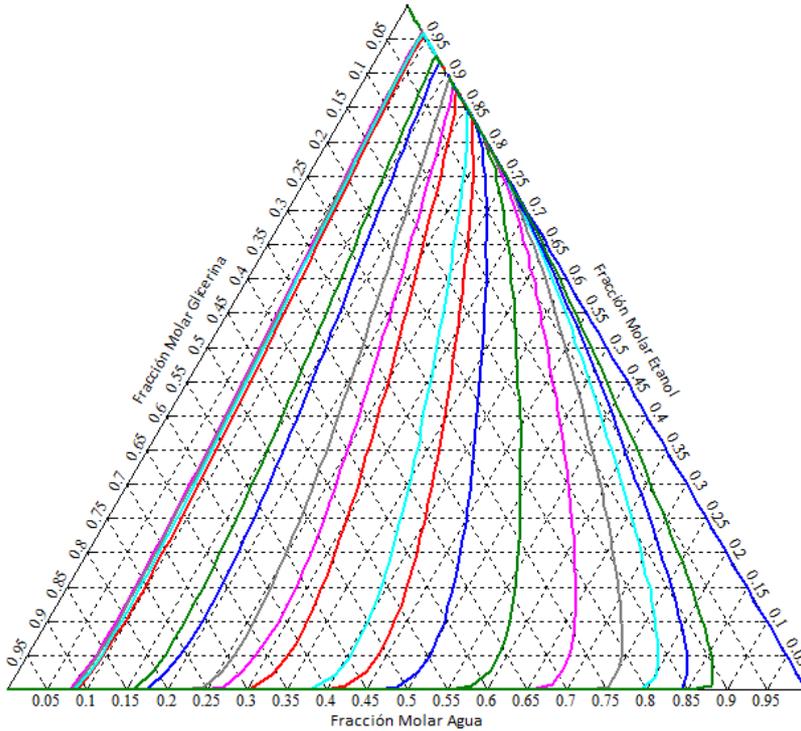


Gráfico 3-10. Curvas de residuo para agua/etanol/Glicerina.

Los Gráficos 3-9 y 3-10, muestran los mapas de residuos obtenidos a partir de la operación con solventes como el etilenglicol y glicerina respectivamente. En ambos casos por la parte superior del destilador, se obtiene un fluido rico en etanol, y por la parte inferior una mezcla de agua-solvente elegido, que se separa posteriormente para su recirculación. Ambos solventes verifican un comportamiento similar al analizar sus diagramas ternarios de residuos. Estas curvas sirven, en definitiva, para indicar que estos solventes “rompen” el azeótropo y permiten obtener etanol tan puro como se requiera.

Se analizan también los resultados obtenidos experimentalmente del trabajo de investigación[2], donde se experimenta con distintos solventes para realizar una comparación y se visualizan las curvas de sistemas pseudobinarios (x/y de etanol libres de solvente extractor), para el agregado de una cantidad equivalente de solvente, la misma no está cuantificada en el trabajo de investigación, pero se puede visualizar el efecto de los distintos solventes en el rompimiento del azeótropo y evaluar las volatilidades relativas que permiten llevar a cabo la destilación extractiva con mayor o menor dificultad. En el capítulo 6, se analiza cuantitativamente el comportamiento del sistema, en función de la cantidad del solvente a utilizar mediante el uso del simulador Unisim Design R.390.

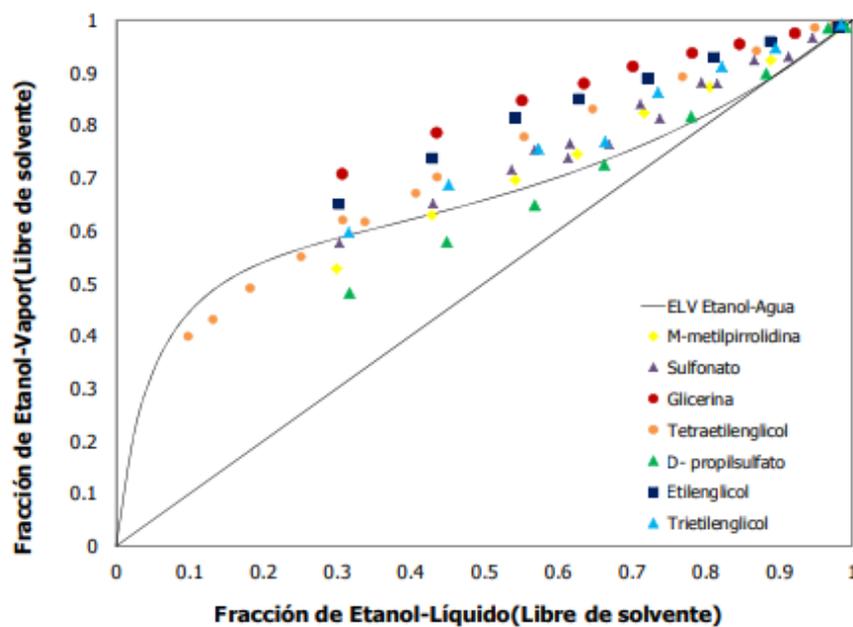


Gráfico 3-11. Equilibrio líquido-vapor pseudobinario del sistema etanol-agua. Fuente: Adaptado de Lee.(Lee F 1985).

Para cada solvente extractor, la diferencia entre la fracción molar en cada fase representa la fuerza impulsora para la destilación y cuanto mayor sea esa diferencia, se necesitan menos etapas teóricas; esto ocurre en el caso de la glicerina en mayor medida, con resultados similares para el etilenglicol.

La alternativa que se elige para realizar la operación es la glicerina, ya que cumple con las características para ser solvente en la separación de una mezcla de mínima temperatura de burbuja. Una ventaja de la elección de la glicerina como solvente extractivo es la disponibilidad de la misma, ya que se obtiene en gran medida en el proceso de producción de biodiesel, lo que implica un bajo costo. Por consideraciones de clasificación molecular, la glicerina causa desviaciones positivas de la

ley de Raoult gracias a que tiene la capacidad de formar redes mediante enlaces de hidrógeno. Desde la termodinámica, el diseño de la operación de destilación extractiva requiere el conocimiento del equilibrio líquido-vapor y de los factores correspondientes con las no idealidades del sistema que se desea separar. La glicerina tiene una acción de arrastre del agua a lo largo de la columna.

Cuando se compara con la alternativa de utilizar etilenglicol como solvente en la destilación extractiva, los resultados termodinámicos son igualmente satisfactorios, pero este se descarta por su alta toxicidad.

En el capítulo 7 se analiza la optimización del consumo energético del proceso de destilación así como también la posible reutilización de alguna corriente específica, para reducir al mínimo el consumo de fuentes externas de energía, como la electricidad, los combustibles fósiles utilizados para la generación de vapor y el consumo de agua de enfriamiento, reduciendo así el costo operativo de la planta.

Otra alternativa de optimización de la etapa de deshidratación, es evaluar la utilización de una mezcla compuesta por glicerina con un agregado de otro solvente menos viscoso. La ventaja de su uso, es la disminución de viscosidad del agente de arrastre. Se argumenta como una mejora a la problemática de la glicerina pura, que tiene una alta viscosidad que limita la operación y aumenta en algunos casos el consumo de energía del bombeo y la recuperación de su corriente.

CAPÍTULO 4: Diagrama de flujo y Balances globales de la planta.

Se desea tener una capacidad de producción de 100.000 m³/año de etanol. Al considerar una efectividad global asociada a todo el proceso, se obtuvo una capacidad de diseño de 125.000 m³/año.

Para producir etanol a partir de remolacha se definió una única planta, en la que se desarrolla por completo el proceso, desde el ingreso de los tubérculos hasta la salida de alcohol por el tope del segundo destilador.

El diagrama de flujo permitió realizar una primera estimación de las corrientes de entrada y salida a cada módulo y las conexiones entre los mismos. Mediante balances de masa se determinaron, en forma aproximada, los flujos y composiciones másicas de las principales corrientes de la planta. Se necesitan 160.700 Kg/h de remolacha fresca para obtener 13.560 Kg/h de etanol.

4.1 Introducción

En el presente capítulo se realiza un análisis preliminar de diseño de la planta para una producción de bioetanol aproximada de 100.000 m³/ año, definida en el capítulo uno. Se calculan los flujos de las corrientes que circulan y sus composiciones en forma aproximada, realizando balances de masa en cada módulo de la planta. Los datos se presentan en una tabla con un diagrama de flujo simplificado del proceso.

La información obtenida en este capítulo, es útil para poder simular los equipos y procesos, y obtener así resultados más precisos.

4.2 Capacidad de producción de la planta

Para definir qué debe emplearse en el proceso productivo de etanol a partir de remolacha azucarera, es necesario contar con una aproximación de los volúmenes de trabajo necesarios para cumplir con los requerimientos de la planta, 100.000 m³/año (capacidad de producción).

La capacidad de diseño, considera el hecho de que el proceso va a estar afectado por una efectividad global (EGP). Hay varios factores que influyen en la efectividad global de un proceso. En el presente informe se consideran los tres factores más significativos, resultando:

EGP= Disponibilidad x % Producto Conforme x Performance

El primer factor a tener en cuenta es la disponibilidad de la planta, esto es la cantidad de horas que se dispone respecto de la disponibilidad total horaria.

Se decidió en el capítulo 1 emplazar la planta en la provincia de San Juan, la cual opera diez meses al año, 24 horas por día. Esto se debe, a que se cree factible llevar a cabo la implementación del trabajo de investigación[5] realizado por INTI (Instituto Nacional de Tecnología Industrial), donde plantea utilizar semillas monogérmicas, antiplagas, que permite extender el periodo de cosecha.

Por otro lado, la ubicación de la planta en dicha provincia presenta la ventaja de la cercanía con Chile y los cruces fronterizos que posibilitan el comercio de materia prima de ser necesario (Chile es productor[6] de la misma).

Se determina operar de febrero a noviembre a excepción de diciembre y enero, donde se realiza la parada de planta.

En Argentina, en diciembre, hay feriados y días no laborables debido a navidad y fin de año. Por lo tanto, se otorga vacaciones a todo el personal que no esté afectado a tareas de mantenimiento, para reducir gastos y poder tener una mejor programación de las coberturas, al disminuir la cantidad de personal que debe tomarse vacaciones en periodo operativo.

Conviene no operar en enero por ser el mes más caluroso, donde las etapas de enfriamiento del proceso se ven más afectadas.

Por simplicidad se decide realizar todas las consideraciones antes mencionadas, por falta de datos reales, ya que no se cultiva remolacha azucarera en Argentina en los volúmenes que se requiere y no se pueden definir exactamente los períodos de cosecha.

En conclusión, en el cálculo de disponibilidad se considera las paradas de planta programadas, además de las paradas imprevistas, y las ocasionadas por factores externo. Se asigna un valor de 95%.

El producto debe cumplir con ciertas especificaciones para poder ser distribuido. Sucesos como la falla de equipos, desvíos del proceso, calidad de materia prima, errores humanos, entre

otros, pueden ocasionar que el producto no cumpla con los requisitos. El porcentaje de producto conforme es el segundo factor evaluado y se le asigna un valor de 99%.

El tercer factor considerado para definir la capacidad de la planta, es la performance. Este evalúa la cantidad del producto que se genera instantáneamente, respecto de la cantidad que se podría producir teniendo como referencia la capacidad efectiva de la instalación. Este último factor se ve determinado por la disponibilidad de la materia prima, la falla de los equipos, el desvío de algún proceso, la falta de capacitación del personal, entre otros. Es por esto, que el valor que pueda tomar este factor varía dependiendo del grado de conocimiento y experiencia que se tenga del proceso. Se considera un valor de 85%.

$$\mathbf{EGP = 0.95 \times 0.99 \times 0.85 = 0.8}$$

Para definir los flujos, reciclos materiales y niveles de conversión, se realizan los correspondientes balances de materia para cada módulo de la planta al considerar la capacidad de diseño:

$$\mathbf{Capacidad\ de\ diseño = 100.000\ m^3/año / 0.8 = 125.000\ m^3/año = 17.2\ m^3/h}$$

4.3 Diagrama de flujo

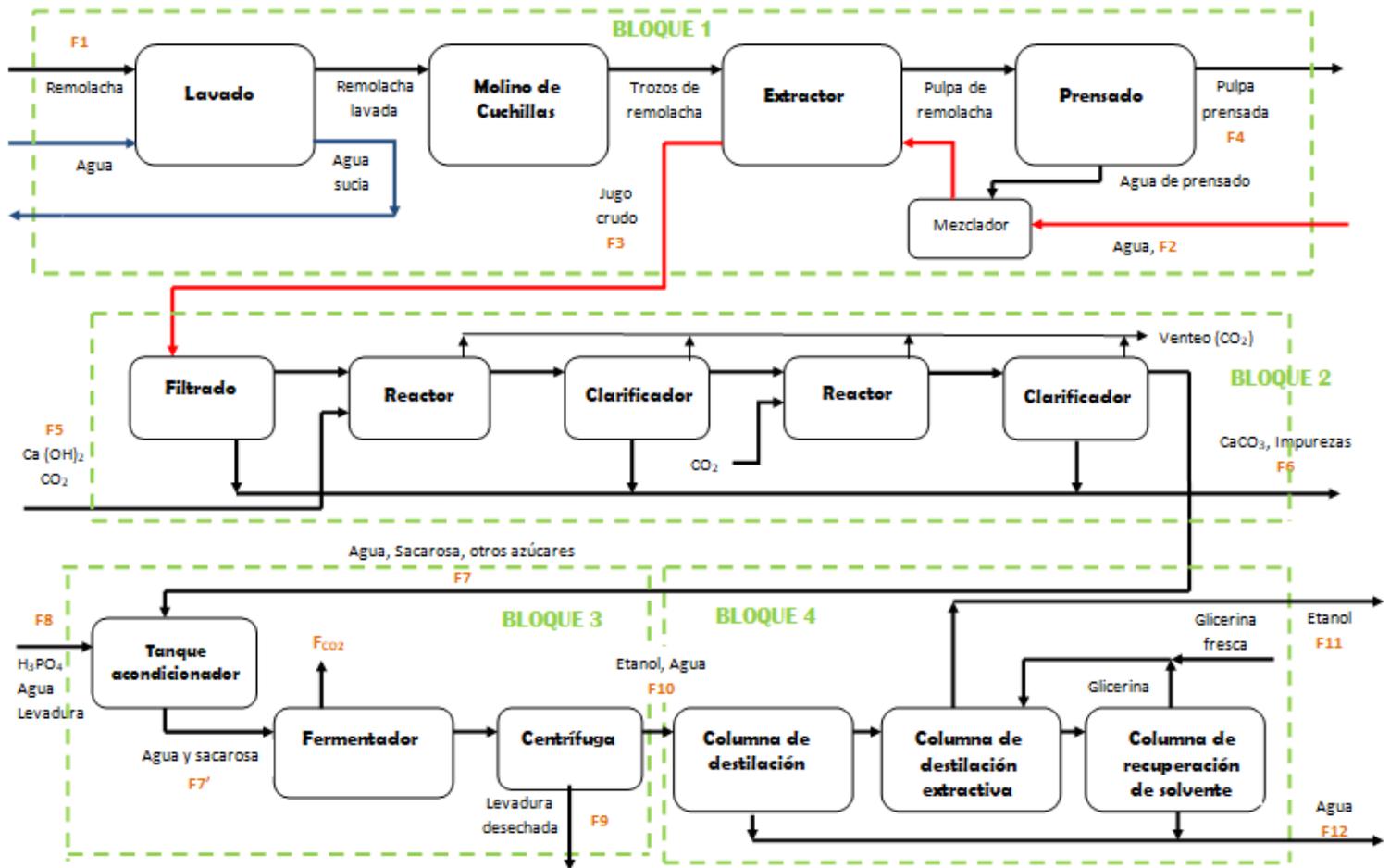


Figura 4-1. Diagrama de flujo.

- | | |
|---|---|
| F1 Remolacha (sacarosa, agua, impurezas solubles y no solubles). | F7 Agua y sacarosa. |
| F2 Agua de entrada para la extracción. | F8 Levadura, agua y H_3PO_4 |
| F3 Jugo crudo (sacarosa, agua, otros impurezas solubles). | F9 Levadura desechada. (no va a ser considerada). |
| F4 Pulpa prensada (sacarosa, agua, impurezas no solubles y pulpa seca). | F10 Etanol, agua, glicerina (1%) y sacarosa. |
| F5 Entrada de agua, CO_2 y $Ca(OH)_2$. | F11 Etanol y agua. |
| F6 Salida de $CaCO_3$, impurezas solubles, agua, y sacarosa. | F12 Agua, sacarosa, etanol y glicerina. |

Nota: Las corrientes F1, F3, F4 y F7 pueden contener otros azúcares que se invierten en sacarosa en el tanque acondicionador.

Consideraciones

En un reactor o separador, se debe tener en cuenta el principio de la conservación de la materia, donde lo que entra debe ser igual a lo que sale. Es decir, dentro del sistema no hay una acumulación de masa.

Para la realización del diagrama de flujo, se consideran los sistemas de separación y el reactor fermentador como "cajas negras", a los cuales se les impone requerimientos de entradas y salidas de la planta de forma preliminar. Se utilizan datos bibliográficos de conversión y de composición de corrientes a la salida de los reactores.

El diseño particular y específico de cada equipo se realiza en los siguientes capítulos.

Se plantea el balance general de masa total para toda la planta:

$$F1 + F2 + F5 + F8 = F4 + F6 + F11 + F12$$

En el capítulo 5 se realiza el balance de energía para el tren de fermentación.

Números de reactores o sub-plantas

En una reacción química o proceso que requiere varias etapas, es posible que sea necesaria la implementación de varios reactores. Cada uno de estos reactores, incluido con su posterior sistema de separación o anterior sistema de mezclado, se puede considerar como una planta individual. De esta manera, se obtiene un número de sub plantas necesarias para el proceso que dependen de la ruta química seleccionada.

En la producción de bioetanol, es necesario diagramar la construcción de una única planta puesto que ocurre sólo una reacción principal, y la misma se desarrolla en el fermentador. A su vez, la planta se divide en 4 bloques como se ve en la figura 4-1 para poder realizar el análisis.

El **bloque 1** está compuesto por el equipo de lavado, molino de cuchillas, sistema extractor y de prensado. Las remolachas (F1) entran al proceso, se lavan y se cortan en trozos. Dichos trozos pasan por una extracción en contracorriente con agua. La pulpa que sale de este equipo se prensa, obteniéndose una pulpa agotada (F4) y un agua de prensado que vuelve al sistema de extracción junto con el agua de entrada para la extracción (F2).

El jugo que sale de la extracción (F3) pasa por un proceso de purificación en el **bloque 2**. El jugo se pone en contacto con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ y CO_2 (F5) para lograr la precipitación de las impurezas insolubles (F6) presentes en el mismo.

Luego, el jugo purificado (F7) entra al **bloque 3**. En este bloque se incluyen el tanque acondicionador, el tren de fermentación y la centrífuga. En el primer tanque se acondiciona el jugo, de ser necesario, con el agregado de H_3PO_4 y agua. Además, en este paso, se agregan las levaduras y

se las inocula. A esta corriente de H_3PO_4 , agua y levadura se la llama F8. El caudal resultante que sale de este tanque e ingresa al fermentador se denomina F7'.

La mezcla que sale de la centrífuga (F10) ingresa al tren de destilación, el cual está compuesto por una primera columna de destilación azeotrópica, una segunda extractiva y una tercera de recuperación del solvente. Este tren queda representado por una "caja negra" de la cual se obtiene una corriente rica en etanol por tope (F11) y otra corriente rica en agua por cola (F12).

Para el planteo preliminar de los balances globales se parte desde el final del proceso, con la información del requerimiento, igual a $17,2 \text{ m}^3/\text{h}$ de etanol al 99,6% p/p de pureza[3].

4.4 Balances de masa por bloques

Bloque 4

Lo integran los tres destiladores de forma conjunta, se unifica el producto de fondo de los mismos para simplicidad de cálculo.

Se considera recirculación total de la glicerina (solvente extractor). Si bien se sabe que se tiene una pérdida, esta se analiza en el capítulo 6, pero para los balances se asume despreciable.

La sacarosa que no reacciona en el fermentador se pierde en la corriente de fondo del primer destilador.

Se asume que la densidad de la corriente de etanol es la de etanol puro= $789 \text{ kg}/\text{m}^3$, y dicho valor se utiliza para poder trabajar en caudales y composiciones másicas.

La entrada del destilador se evalúa en el bloque 3 (salida del fermentador) y la eficiencia del sistema de destiladores, queda definida por el requerimiento del proceso. En el capítulo 6, se especifica el diseño del sistema de destilación y la cantidad de solvente extractor.

Balance de materia global del bloque 4:

$$F_{10} = F_{11} + F_{12}$$

Balance de materia por componentes (siendo x las fracciones másicas de las corrientes):

$$\text{Para sacarosa: } F_{10} * xsacF_{10} = F_{12} * xsacF_{10}$$

$$\text{Para agua: } F_{10} * xwF_{10} = F_{11} * xwF_{11} + F_{12} * xwF_{12}$$

Para el etanol, el planteo del balance de materia por componente, resulta linealmente dependiente a los anteriores.

En la corriente 10 se realiza una sumatoria de las fracciones másicas, para lograr que el grado de libertad sea cero (el resultado es análogo en las otras corrientes).

$$x_{et}F_{10} + x_wF_{10} + x_{sac}F_{10} = 1$$

Para la resolución de los balances se sabe que:

- $F_{11} = 13.560$ Kg/h (se calcula en base a la capacidad de producción de la planta y la densidad del etanol puro).

Composiciones másicas:

- $X_{et_{F11}} = 0,996$
- $X_{w_{F11}} = 0,004$
- $X_{et_{F10}} = 0,1$
- $X_{et_{F12}} = 0$ (Se desprecia la cantidad de etanol en esta corriente para los cálculos).

Con estos datos, sólo se pueden determinar las corrientes F10 y F12. Para obtener las composiciones faltantes se debe calcular previamente la cantidad de sacarosa que queda sin reaccionar en la fermentación. Esto se resuelve en el bloque 3 y luego se calculan las composiciones faltantes del bloque 4.

Bloque 3

Contempla tanque de acondicionamiento, fermentador y centrifuga. En el tanque de acondicionamiento, donde se inocula la levadura se agrega de ser necesario H_3PO_4 diluido para acondicionar la alimentación al fermentador en un pH=5 y una temperatura de 28°C, condiciones donde se favorece la selectividad de la reacción deseada y se impide la competencia con otros microorganismos. En el caso que la corriente de jugo crudo entre con una pequeña fracción de otros azúcares se invierten en este bloque en sacarosa por la condición ácida en el tanque.

En el fermentador aumentar la concentración de sustrato tiene un efecto positivo en la reacción hasta un límite máximo, cuando ocurre la inhibición por el producto. La tolerancia aproximada en la concentración de etanol es de 10% p/p[2]. A partir de esta restricción se establece que la concentración de sacarosa en la entrada del fermentador no debe superar el 17,9% p/p. Este valor se regula en el acondicionador con un caudal variable de agua.

Para una estimación del rendimiento del fermentador se considera del trabajo de investigación[1] que a partir de una entrada de 136,43 g de sacarosa en solución se obtiene una masa de 66,31 g de etanol (evaluado a pH=5 y 28°C).

En nuestra escala de producción se realiza una estimación inicial proporcional a los rendimientos propuestos en el trabajo mencionado, donde se calcula así los caudales requeridos en la entrada y salida del bloque.

A partir de la comparación de los valores de caudales obtenidos con los correspondientes a la relación estequiométrica de la fermentación alcohólica, se obtiene un rendimiento cercano al 95%. Con dicho valor se puede calcular la cantidad de sacarosa que queda sin reaccionar a la salida del fermentador. Luego, se vuelve a los balances del bloque 4 y se obtienen las composiciones másicas faltantes en dicho bloque.

Un subproducto de la fermentación es la glicerina (aproximadamente 1%). Lo cual se evaluó beneficioso en el capítulo 3, ya que en el segundo destilador se usa como solvente. No se contempla en el análisis de bloques, en esta etapa.

En el proceso de fermentación se produce CO_2 , dicha corriente se calcula de manera exacta en el capítulo 5, con la cinética de la reacción. En esta etapa se obtiene el flujo másico de CO_2 aproximado.

Balance de materia global del bloque 3:

$$F_7 + F_8 = F_9 + F_{10} + F_{co2}$$

Balance de materia por componentes:

Para sacarosa: $F_7 * xsacF_7 = F_{10} * xsacF_{10} - r * V$

Para agua: $F_7 * xwF_7 + F_8 * xwF_8 = F_{10} * xwF_{10}$

Para etanol: $r * V = F_{10} * xwF_{10}$

Bloque 2

En esta etapa se realiza la separación de las impurezas y los sólidos contenidos en la corriente de jugo crudo de remolacha con el fin de que la entrada al fermentador afecte lo menos posible las condiciones de reacción dentro del equipo.

El bloque está conformado por un filtro, dos tanques reactores y dos clarificadores.

Primero se realiza la filtración del jugo para separar los sólidos insolubles presentes. Luego se transporta por una cañería y se impulsa con una bomba a un nuevo tanque (reactor) para su purificación. En el proceso de purificación se adiciona hidróxido de calcio y se burbujea dióxido de carbono al jugo filtrado para formar carbonato de calcio, el cual es muy poco soluble en agua y precipita, junto con las impurezas solubles. Luego, se separa en un clarificador llevándose la mayoría de las impurezas presentes en la solución. Esto se repite dos veces y se deben considerar pérdidas de sacarosa del 2% en el precipitado [2].

Para simplificar los balances de masa no se consideran los balances por componentes de hidróxido de calcio ni de dióxido de carbono, sino que se considera una separación total de las impurezas, la cual es arrastrada por la corriente de salida del clarificador (F6).

Balance de materia global del bloque 2:

$$F_3 + F_5 = F_6 + F_7$$

Balance de materia por componentes:

$$\text{Para sacarosa: } F_3 * xsacF_3 = F_7 * xsacF_7 + F_6 * xsacF_6$$

$$\text{Para impurezas: } F_3 * xotrosF_3 = F_6 * xotrosF_6$$

$$\text{Para agua: } F_3 * xwF_3 + F_5 * xwF_5 = F_7 * xwF_7 + F_6 * xwF_6$$

Bloque 1

Este bloque contempla la etapa de lavado, corte y reducción de tamaño de la remolacha, extracción de jugo crudo y el prensado de la pulpa.

Las remolachas que ingresan están compuestas por 18% p/p de sacarosa, 77% p/p de azúcar y 0,05% p/p de otros sólidos e impurezas.

En una primer instancia, las remolachas pasan por el tanque de lavado y se llevan por una cinta transportadora hasta el molino de cuchillas donde son trozadas. El agua utilizada en el lavado se recircula y se filtra para poder reutilizarla completamente. En el caso de no ser apta para su reutilización puede destinarse a riego.

En la etapa de extracción de sacarosa se requiere agua a 70-75°C. El agua caliente aumenta la solubilidad de la sacarosa, pero no debe superar dicho rango de temperatura, ya que podría provocar la contracción de la superficie de los trozos impidiendo que la sacarosa se disuelva en el agua.

En el capítulo 7 se evalúa la posible reutilización de la corriente de salida de agua de la destilación simple (a una temperatura próxima a 78°C), en los difusores para la extracción.

En la etapa de prensado, la pulpa (22,5% p/p de materia seca [8]) es separada, fraccionada y vendida como alimento para el ganado y el agua proveniente del prensado se recircula internamente en el bloque para su reutilización en la extracción.

Realizando la optimización del proceso correspondiente al reciclo de agua interno se obtiene un alto rendimiento de la etapa debido a que se estima que solo se pierde un 2% de sacarosa que se va en la corriente de sólidos prensados.

Para el cálculo inicial de la corriente de agua necesaria para esta etapa, se considera que la relación de agua requerida y remolacha es de 1,3 kg de remolacha/kg de agua o 2,35 kg de remolacha/kg de agua si se considera sólo el agua pura de entrada (se calculó y comparó con datos bibliográficos [2] en el capítulo 3).

El jugo crudo que resulta de la extracción tiene una composición de 14,4% p/p de sacarosa, 0,85205% p/p de agua y 0,00395% p/p de otros (impurezas solubles e insolubles y otros azúcares)[2].

Balance de materia global:

$$F_1 + F_2 = F_3 + F_4$$

Balance de materia por componentes:

$$\text{Para sacarosa: } F_1 * xsacF_1 = F_3 * xsacF_3 + F_4 * xsacF_4$$

$$\text{Para otros: } F_1 * xotrosF_1 = F_3 * xotrosF_3 + F_4 * xotrosF_4$$

$$\text{Para agua: } F_1 * xwF_1 + F_2 = F_3 * xwF_3 + F_4 * xwF_4$$

4.5 Composición de las corrientes involucradas

Se detallan las composiciones preliminares de cada una de las corrientes involucradas en el proceso, donde se ve cuánto se crea o consume de cada sustancia en cualquier punto de la planta.

En el próximo capítulo se calculan los valores con mayor precisión.

Nº bloque	Bloque 1				Bloque 2		
Corriente (kg/h)	F1	F2	F3	F4	F3	F6	F7
	160.700	68.430	196.900	32.230	196.900	41.600	155.300
Composiciones (% p/p)							
Agua	0,77	1	0,85205	0,757	0,85205	0,9679	0,821
Sacarosa	0,18	0	0,144	0,018	0,144	0,0135	0,179
Otros	0,05	0	0,00395	0,225	0,00395	0,0186	0

Tabla 4-1. Corrientes en Kg/h y composiciones másicas. Bloque 1 y 2.

Nº bloque	Bloque 3			Bloque 4		
Corriente (kg/h)	F7	F _{CO2}	F10	F10	F11	F12
	155.300	20.200	135.100	135.100	13.560	121.540
Composiciones (% p/p)						
Dióxido de Carbono	0	1	0	0	0	0
Agua	0,821	0	0,89	0,89	0,004	0,988849
Sacarosa	0,179	0	0,01	0,01	0	0,011115
Etanol	0	0	0,1	0,1	0,996	0,000035

Tabla 4-2. Corrientes en Kg/h y composiciones másicas. Bloque 3 y 4.

CAPÍTULO 5: Diseño del reactor.

En el siguiente capítulo, se evaluaron las alternativas de diseño para el caso de un reactor biológico donde se produce la fermentación de la solución de sacarosa obtenida a partir del jugo de la remolacha.

Para el análisis se partió del requerimiento de producción, limitaciones en cuanto a la concentración de reactivos y productos en las corrientes que involucran al fermentador. Se obtuvo que con 172.348 Kg/h de jugo crudo y 652 Kg/h de levaduras se producen 13.512 Kg/h etanol luego de la fermentación.

El volumen requerido para la etapa de fermentación, sumado a un factor de seguridad de un 30% resultó ser 2800 m³, donde se optó por una configuración de 4 TAC de 700 m³ en serie, de acero inoxidable tipo 304 L para cumplir con los requisitos de etanol a la salida del tren de fermentación.

Se emplea una turbina de disco, tipo Rushton, en el sistema de agitación, el cual consume $5.559 \cdot 10^5$ Watts de potencia en cada tanque.

Se detallaron las características principales para el conjunto de reactores en serie evaluando los sistemas de control necesarios, al igual que las dimensiones del serpentín y el caudal de agua de enfriamiento de cada tanque.

5.1 Introducción

El objetivo de este capítulo es diseñar el sistema de reactores a utilizar en la planta productora de bioetanol, para poder informar luego, características constructivas de los equipos involucrados y condiciones de operación de las corrientes de procesos.

Las primeras decisiones que se deben tomar acerca del diseño están directamente relacionadas con la selección del tipo de reactor y del método de operación.

El siguiente paso consiste en evaluar las características y el funcionamiento del reactor, esto es, su tamaño, composiciones y las condiciones de operación requeridas. Esta información, junto con la producción deseada y sus requisitos de calidad, constituyen las condiciones de diseño.

La selección del reactor se hace en base a utilidades, grado de seguridad y factores ambientales. El tipo de sistema de reacción es un factor primario en la determinación del tipo de reactor y del método de operación.

Pueden existir muchas combinaciones de tamaño y condiciones de operación para un tipo específico de reactor que satisfaga las condiciones de diseño.

Se evalúan los posibles sistemas de control a implementar para que las variables del proceso interfirieran lo menos posible en el resultado final.

5.2 Diseño del Sistema de Reactores

5.2.1 Consideraciones

Como se determinó en capítulos anteriores, y de acuerdo a la capacidad de diseño de 125.000 m³/año, se muestran los caudales de entrada y salida y sus fracciones másicas en las corrientes de interés:

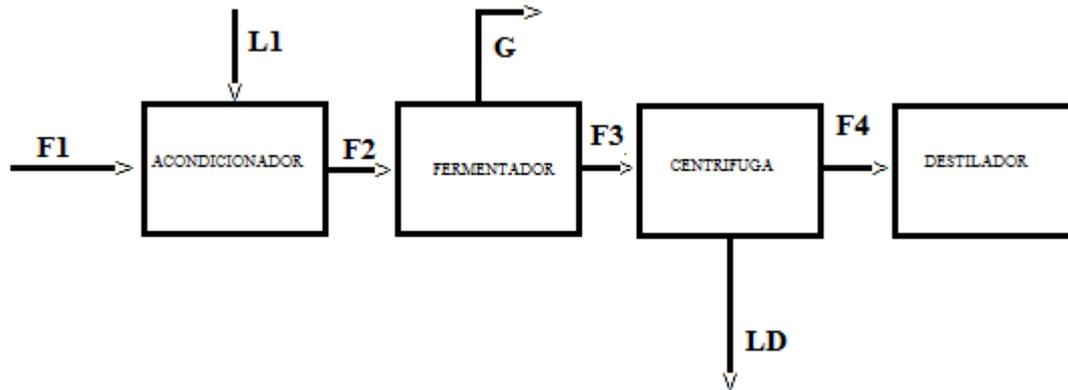


Figura 5-1. Identificación de entradas y salidas de interés.

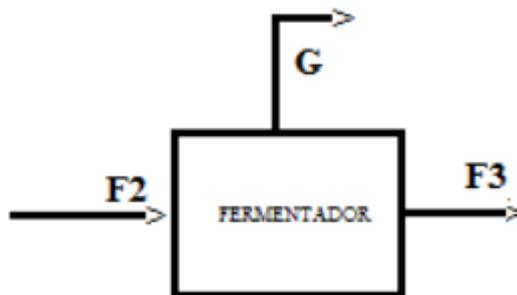


Figura 5-2. Identificación de entrada y salidas del fermentador.

Las corrientes F1 y F4, corresponden a las calculadas en el capítulo 4 donde además de determinar los bloques para realizar los balances, se definió la limitación para F1 proveniente del segundo bloque, de 17,9% en peso para la concentración de sacarosa[15] a la entrada del fermentador. La limitación para F4, es sobre la concentración de etanol a la salida del fermentador, con un tope del 10% en peso para el producto[15].

Para definir y caracterizar las demás corrientes, se realizan balances de masa del sistema contemplando todas las corrientes intervinientes utilizando los siguientes criterios[9]:

- La fracción en peso de levadura inoculada que ingresa al fermentador (corriente F2), es la necesaria para cumplir con los requerimientos de producción.
- Una parte de las mermas en el rendimiento del reactor, se deben a que la corriente que se desecha LD, contiene trazas de etanol producido por la fermentación.

- La corriente gaseosa G, representa al dióxido de carbono, producto de la fermentación alcohólica. En los tanques de fermentación se utiliza para favorecer la condición anaeróbica de la reacción, y su producción se cuantifica para cerrar el balance de materia del bloque, y para evaluar su posible aprovechamiento. La cantidad de etanol y agua en la corriente gaseosa es despreciable.

Una vez definido el sistema de reactores tanto los caudales másicos como las composiciones de las corrientes F1 y F4 se recalculan para cumplir con el requerimiento de la planta, ya que los calculados en el capítulo 4 son valores aproximados.

5.2.2 Elección de tipo y cantidad de reactores

Los reactores pueden funcionar de forma continua o discontinua. Dentro del primer grupo, se puede trabajar con un reactor tubular "TUB", tanque agitado continuo "TAC" o una serie de tanques agitados continuos "TAS".

En este trabajo, el sistema tiene una cinética de reacción compleja como se detalló en el capítulo 2, por lo que no se puede saber a priori qué opción resulta conveniente. Se descarta la utilización de un TUB ya que este no permite un control preciso de las variables, como puede ser la temperatura, mientras que con el uso de un TAC se mejora esta situación.

Dentro del segundo grupo se encuentra el tanque agitado discontinuo "TAD". Si bien en la práctica, se utilizan tanto TAD como TAC para este tipo de reacciones, se descarta la implementación de uno o varios TAD por la escala de producción que se maneja. El sistema discontinuo se suele usar para producciones menores.

Por lo tanto se propone trabajar en forma continua, con un TAC o una serie de TAS.

Se determina el volumen requerido para distinta cantidad de tanques en serie (de 1 a 5). Según el trabajo de investigación[9], trabajar con 4 TACs es el número óptimo de tanques para trabajar en serie.

El diseño de la planta, se realiza a partir del requerimiento de producción definido en el capítulo 4. Se plantean, entonces, los balances de masa para cada especie en los tanques. Además, se considera que se genera dióxido de carbono como otro producto de la reacción.

Se utiliza un caudal de entrada al fermentador de 173.000 Kg/h con las composiciones obtenidas en el capítulo 4.

La siguiente ecuación relaciona la velocidad de generación de etanol con la de generación de dióxido de carbono por estequiometría.

$$Q_0 = Q_1 + \frac{rp(Cs1, Cc1, Cp1) \cdot \frac{PM_{CO_2}}{PM_D} \cdot V}{1.000} \quad (1)$$

Las ecuaciones 2, 3 y 4, representan el balance de masa para cada componente:

$$[\text{Flujo de entrada}]_i = [\text{Flujo de salida}]_i + (-r_i) \cdot V$$

Balance para sustrato:

$$\frac{Q_0 \cdot C_{s0}}{\rho_{sn}} + r_s(C_{s1}, C_{c1}, C_{p1}) \cdot V = \frac{Q_1 \cdot C_{s1}}{\rho_{sn}} \quad (2)$$

Balance para levadura:

$$\frac{Q_0 \cdot C_{c0}}{\rho_{sn}} + r_c(C_{s1}, C_{c1}, C_{p1}) \cdot V = \frac{Q_1 \cdot C_{c1}}{\rho_{sn}} \quad (3)$$

Balance para etanol:

$$\frac{Q_0 \cdot C_{p0}}{\rho_{sn}} + r_p(C_{s1}, C_{c1}, C_{p1}) \cdot V = \frac{Q_1 \cdot C_{p1}}{\rho_{sn}} \quad (4)$$

Donde:

Q_0 : caudal másico de entrada del tanque. [=] Kg/h

Q_1 : caudal másico de salida. [=] Kg/h

ρ_{sn} : densidad de la solución; 1,06 Kg/dm³

C_{s0} : concentración de sustrato a la entrada del tanque. [=] g/dm³

C_{c0} : concentración de levadura a la entrada del tanque. [=] g/dm³

C_{p0} : concentración de etanol a la entrada del tanque. [=] g/dm³

C_{s1} : concentración de sustrato a la salida del tanque. [=] g/dm³

C_{c1} : concentración de levadura a la salida del tanque. [=] g/dm³

C_{p1} : concentración de etanol a la salida del tanque. [=] g/dm³

r_s : velocidad de consumo de sustrato. [=] g/(h.dm³)

r_c : velocidad de generación de levadura. [=] g/(h.dm³)

r_p : velocidad de generación de producto etanol. [=] g/(h.dm³)

V : volumen de reacción. [=] dm³

PM_{CO_2} : peso molecular de dióxido de carbono. [=] g/mol

PM_p : peso molecular de etanol. [=] g/mol

De forma análoga, se plantean los mismos balances para cada tanque, para un sistema de 2, 3, 4 y 5 tanques agitados continuos en serie, de igual tamaño. Es importante destacar que los reactores operan en las condiciones de salida, por hipótesis de mezclado perfecto.

A modo simplificador y conservador, se asume que la densidad de la solución es la misma en todo el proceso de fermentación, siendo igual a la del primer tanque ($\rho=1,06$ Kg/dm³).

Para evaluar las alternativas, se fija una conversión del 95% en todas las propuestas (mediante el uso de Mathcad) y se compara el volumen total del sistema de reactores.

Modelo	1 TAC	2 TAC	3 TAC	4 TAC	5 TAC
Volumen total (m ³)	2.978	2.148	2.076	2.060	2.055
Volumen de cada TAC (m ³)	3.000	1.100	700	515	410

Tabla 5-1. Resultados obtenidos.

Al comparar las alternativas, se observa que, a medida que aumenta el número de tanques, el volumen total de reacción resulta menor. Al trabajar con 2 tanques, el volumen total se reduce un 30% con respecto a trabajar con un sólo TAC. Si se comparan las opciones restantes, se encuentra que no hay un cambio considerable en el volumen total para la fermentación. Entre la segunda y tercer alternativa, el volumen total difiere en un 3%, mientras que tanto entre la tercer y cuarta alternativa, como entre la cuarta y quinta, el volumen total solo se reduce en un 0,2%.

Se realiza además un análisis del volumen de cada tanque. Se decide que es conveniente trabajar con 4 TACs en serie, debido a que resulta menor el tamaño de los reactores y se optimiza la agitación, homogeneización e intercambio de calor. Se considera que trabajar con 5 TACs no se justifica, debido a la pequeña reducción en el volumen total.

Otra propuesta que se analiza, es una alternativa en la bibliografía[9], donde se utilizan 4 TACs de distintos volúmenes. Los volúmenes sugeridos por este autor son:

$$V_1 = 0,21.V$$

$$V_2 = 0,27.V$$

$$V_3 = 0,31.V$$

$$V_4 = 0,21.V$$

Siendo V el volumen total de fermentación.

Según la bibliografía, el volumen total de fermentación se reduce notablemente, si se usa la relación mostrada, para una conversión fija. Pero se prueba esta alternativa, y el volumen resulta mayor que para el cuarto caso (4 TACs de igual volumen). Esto se debe a que la cinética estudiada no es la misma que se está analizando. Por lo tanto, se descarta la utilización de este modelo.

Por lo antes mencionado se opta trabajar con **4 TACs en serie**. Se utiliza un volumen total de 2.060 m³ (4 tanques de 515 m³ cada uno) para obtener una conversión de 95% y un tiempo de reacción de 12 horas.

El llenado de los fermentadores se realiza respetando un margen del 30% de seguridad, entonces se debe adquirir cuatro tanques de 700 m³, lo que resulta un volumen total es de 2.800 m³.

Al salir del tren de fermentación, la corriente atraviesa una centrífuga que separa las levaduras del resto de los componentes:

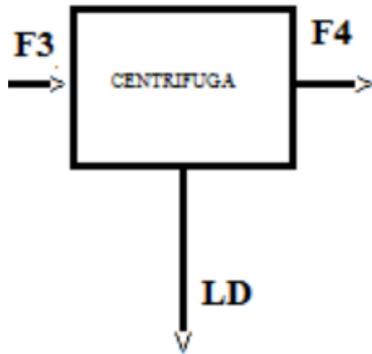


Figura 5-3. Identificación de entrada y salidas de la centrífuga.

Se obtiene de bibliografía[15] la composición de la corriente LD en la que se desprecia las trazas de sustrato y etanol que pueden quedar en la misma:

$$x_{H_2O_{LD}}=0.856$$

$$x_{lev_{LD}}=0.144$$

Además se considera que F4 está libre de levaduras en pos de simplificar los cálculos. En la práctica, la levadura que pueda contener la corriente se desnaturaliza cuando entra a la primer torre de destilación, y se va por el fondo de la misma.

$$x_{lev_{F4}}=0$$

A continuación se muestran los balances globales y por componente planteados para obtener los datos faltantes:

$$F_3=LD+F_4$$

$$F_3 \cdot X_{sac_{F3}}=LD \cdot X_{sac_{LD}}+F_4 \cdot X_{sac_{F4}}$$

$$F_3 \cdot X_{H_2O_{F3}}=LD \cdot X_{H_2O_{LD}}+F_4 \cdot X_{H_2O_{F4}}$$

$$F_3 \cdot X_{lev_{F3}}=LD \cdot X_{lev_{LD}}+F_4 \cdot X_{lev_{F4}}$$

Donde LD, F4 y las cuatro composiciones de esta última son incógnitas.

Además se plantea un balance en el tanque acondicionador (previo al fermentador) para hallar las corrientes y composiciones a la entrada del mismo (F1 y L1).

$$F_1+L_1=F_2$$

$$F_1 \cdot X_{sac_{F1}} + L1 \cdot X_{sac_{L1}} = F2 \cdot X_{sac_{F2}}$$

$$F_1 \cdot X_{H2O_{F1}} + L1 \cdot X_{H2O_{L1}} = F2 \cdot X_{H2O_{F2}}$$

$$F_1 \cdot X_{lev_{F1}} + L1 \cdot X_{lev_{L1}} = F2 \cdot X_{lev_{F2}}$$

Se obtienen los siguientes resultados, que cumplen con los requerimientos de producción de la planta:

Corrientes	F1	F2	F3	F4	G	L1	LD
Caudal (kg/h)	172.348	173.000	160.800	141.194	12.200	652	19.606
Componentes	fracción másica (%p/p)						
Agua	0,8203	0,8172	0,879	0,8827	0	0	0,856
Sacarosa	0,1797	0,179	0,01	0,0115	0	0	0
Levadura	0	0,00378	0,018	0	0	1	0,144
Etanol	0	0	0,084	0,0957	0	0	0
CO₂	0	0	0	0	1	0	0
Glicerina	0	0	0,0089	0,0101	0	0	0

Tabla 5-2. Flujos y composiciones de entrada y salida.

Con los valores de las corrientes calculados anteriormente, se recalculan las corrientes preliminares del capítulo 4, manteniendo las composiciones. Resulta:

$$F_{remolacha} = 140.662 \text{ Kg/h}$$

$$F_{aguaextracción} = 59.897 \text{ Kg/h}$$

$$F_{jugocrudo} = 172.348 \text{ kg/h}$$

$$F_{pulpaprensada} = 28.211 \text{ Kg/h}$$

5.3 Material de construcción del biorreactor

En el diseño del bioreactor se debe contemplar que se trabaja con organismos vivos en donde las condiciones operativas y estériles deben ser rigurosas para obtener los resultados deseados.

El acero inoxidable es un acero con una aleación que tiene una base de cromo del 11-26%, con varios porcentajes de níquel añadido para aumentar su tenacidad; y de titanio, para la soldabilidad. Existen muchos tipos de acero inoxidable, entre ellos están los magnéticos y los no

magnéticos. Los primeros son los más utilizados pero no son aptos para la fermentación, es por esto que se utiliza un acero del segundo tipo, no magnético, de la serie 300. Dentro de la serie 300 se elige el acero inoxidable austenítico tipo 304L (cuyo esfuerzo permisible es de 15.700 lb/pulg² para un rango de temperaturas entre los -20 y 100°F), correspondiente a las especificaciones estándar ASME SA 240. Este tipo de acero es el más utilizado por ser una aleación económica, versátil por su resistencia a la corrosión y porque se sueldan fácilmente. Se utiliza para numerosas aplicaciones industriales, como:

- Aplicaciones químicas y petroquímicas.
- Distintos equipos, como por ejemplo, recipientes a presión, intercambiadores de calor, tuberías.
- Aplicaciones médicas y farmacéuticas.
- Procesamiento de alimentos y bebidas.

Los aceros inoxidables tipo 304L (UNS S30403) son conocidos por tener una composición química 18/8 de Cromo-Níquel. Resisten la corrosión atmosférica, poseen una excelente resistencia a la corrosión intergranular y son fáciles de soldar y fabricar.

A continuación, se exponen algunas propiedades físicas:

Densidad	0,285 lb/in ³ ; 7,90 g/cm ³
Calor específico	0,12 BTU/lb°F ; 500 J/kg.K
Módulo de elasticidad	29x10 ⁶ ps; 200 GPa
Conductividad térmica (100°C)	9,4 BTU/h.ft. °F ; 16,3 W/m.K
Resistencia eléctrica	29,1 μOhm-in a 68°C ; 74 μOhm-cm a 20°C
Rango de fusión	25050-2590 °F ;1398-1421°C

Tabla 5-3. Propiedades del acero inoxidable 304L.

Se debe contar con el trabajo de un especialista, como puede ser un ingeniero mecánico para poder determinar lo que respecta a espesores de pared y de fondo, tensión admisible de los materiales y tipo de soldaduras, pruebas hidráulicas, conexiones y soportes, entre otros.

Debido a que la reacción es levemente exotérmica no es necesario tener en cuenta la temperatura ni la presión de trabajo en la elección del material del reactor para su construcción. Estos parámetros no son un impedimento para el material de construcción del fermentador.

Además se contempla la limpieza y el saneamiento que son una parte integral y deben tenerse en cuenta en cada fase del proceso. La limpieza de los equipos ayuda a la eliminación de residuos orgánicos/inorgánicos y microorganismos del mismo. Además, el saneamiento reduce la

población superficial de microorganismos viables y evita el crecimiento microbiano dentro de este mismo equipo. El acero inoxidable permite una fácil limpieza de los tanques y garantiza que no se oxiden ni degraden los mismos durante el proceso.

5.4 Sistema de agitación

Se escoge un sistema de agitación para el fermentador que consta de una turbina ubicada sobre un eje vertical sostenido por un reactor acoplado a un motor que mueve a la turbina. Se instalan 4 placas deflectoras colocadas regularmente a 90° para evitar la formación de vórtices en el reactor. La agitación ayuda a la homogeneización y no causa daño mecánico a las células.

A continuación, se observan las líneas de flujo en una vista frontal y de planta:

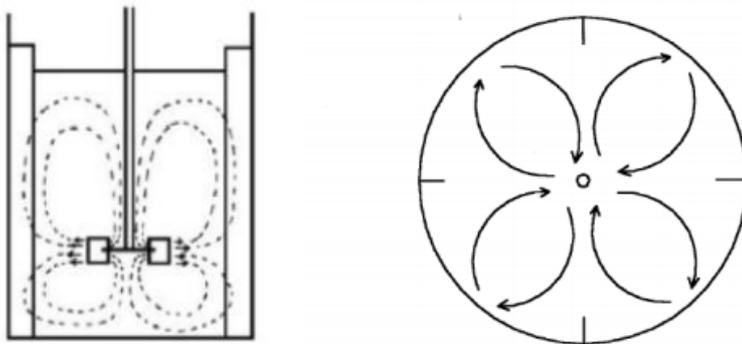


Figura 5-4. Diseño de agitación.

Se emplea una turbina de disco, tipo Rushton, en el sistema de agitación. Las paletas de hélices Rushton son planas y se colocan verticalmente a lo largo del eje de agitación. Estas paletas generan un movimiento en forma radial y tangencial, así como también un movimiento vertical con respecto al vástago del agitador. Los baffles se colocan para eliminar el efecto de vórtices que produce la agitación. Se opta por dicha turbina debido a su frecuente uso en sistemas de fermentación. Se coloca una única turbina en el eje porque solo se requiere mezclar, en cambio, en los sistemas aeróbicos, se utilizan muchas turbinas para asegurar la transferencia de oxígeno al medio.

La ubicación de los agitadores en el tanque depende del tipo de turbina, para el caso de turbina de Rushton la relación diámetro del agitador y altura en el tanque debe ser 1.

En la siguiente figura se muestra el esquema del sistema con sus dimensiones:

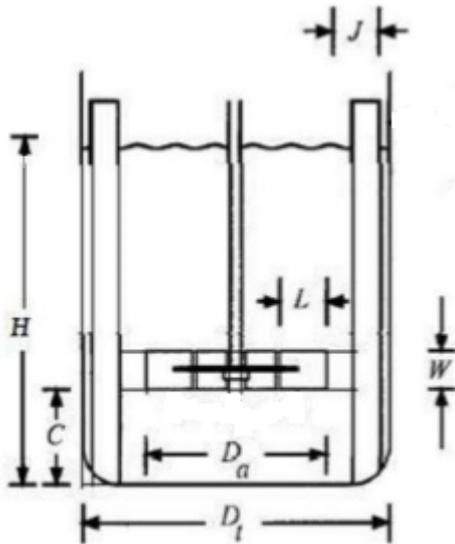


Figura 5-5. Diseño de agitación.

Se dimensionan los parámetros del equipo en base al diámetro del tanque.

Como el volumen del reactor es 700 m^3 , entonces el diámetro será 9.62 m (D_t).

$$V_{\text{reactor}} = \pi \cdot \left(\frac{D_t}{2}\right)^2 \cdot H$$

Se utilizan las siguientes relaciones[7]:

$$H = D_t = 9,62 \text{ m}$$

$$D_a = D_t / 2 = 4,81 \text{ m}$$

$$W = D_t / 5 = 1,92 \text{ m}$$

$$L = D_a / 4 = 1,20 \text{ m}$$

$$C = D_t / 4 = 2,40 \text{ m}$$

$$J = 0,1 \cdot D_t = 0,96 \text{ m}$$

Luego, los parámetros anteriores se utilizan para el diseño del sistema de agitación.

5.4.1 Potencia total de etapa de fermentación

La energía de agitación es un factor crucial en el diseño y la economía en cualquier sistema de mezclado. Se sabe que un agitador particular imparte potencia de energía a una velocidad que es

dependiente de su tipo y que está caracterizada por lo que se denomina número de Potencia (Po), el cual es adimensional e independiente del tamaño del agitador.

Para calcular la potencia del sistema de agitación es necesario conocer el régimen de flujo en el que opera el reactor. Los bio-reactores industriales nunca operan en la región laminar porque el caldo de fermentación no llega a ser lo suficientemente viscoso. Para determinar el régimen de operación se debe calcular el número de Reynolds:

$$Re = \rho \cdot N \cdot Da^2 / \mu \quad (A)$$

Donde: ρ es la densidad de la solución en Kg/m^3

N es la velocidad de agitación en $1/s$

Da es el diámetro de la turbina en m

μ es la viscosidad de la solución en $N.s/m^2$

Si $Re < 10$ el flujo es laminar, si $Re > 2 \cdot 10^4$ está en régimen turbulento y se encuentra en régimen transitorio si el valor de Reynolds está entre dichos límites.

La densidad y la viscosidad varían en los 4 tanques ya que la concentración de sacarosa va disminuyendo. Es por esto que se calcula el número de Reynolds para el peor de los casos (tanque 1), cuando la viscosidad y densidad tienen el mayor valor (posición conservadora). Se debería considerar que la solución no sólo está compuesta por agua y sacarosa, sino también por etanol y levaduras en suspensión pero con el fin de simplificar los cálculos, no se tiene en cuenta. De todas formas, anteriormente sí se considera la cantidad de levadura y etanol en el cálculo del volumen de los reactores al agregar el factor de seguridad del 30%, por lo que se está compensando la simplificación realizada.

La densidad y la concentración de la solución (en porcentaje peso en peso) guardan una relación lineal que se obtiene al graficar los datos hallados en el trabajo de investigación[3] a $30^\circ C$. Para la temperatura operativa de interés ($28^\circ C$) se considera igual en valor, ya que es una solución de baja concentración de sacarosa. De igual forma, con datos encontrados en la bibliografía[14] se determina una función lineal, con la cual se calcula la viscosidad para las distintas concentraciones. Si bien esta última está a $25^\circ C$, no habrá diferencias apreciables a $28^\circ C$, por lo que se trabaja con dicho valor. Ambos parámetros, densidad y viscosidad, son similares a los hallados para el agua a dicha temperatura, lo cual es lógico ya que las concentraciones de azúcar con las que se trabaja son bajas. Entonces, a $28^\circ C$, la densidad de la solución es $1,06 \text{ Kg/dm}^3$ y la viscosidad es $0,002 \text{ Kg/m.s}$.

Otro parámetro que se debe conocer para calcular el valor de Reynolds es la velocidad de agitación. Se toma arbitrariamente una velocidad de agitación de 20 RPM debido a que en tanques de procesos industriales la velocidad de agitación usual varía de 20 a 150 RPM [13] y como se trabaja con microorganismos se elige el menor valor para no afectar a los mismos. Con este valor y los calculados anteriormente se resuelve la ecuación anterior y se llega a:

$$Re = 4,087 \cdot 10^6$$

Para este caso particular $Re = 4,087 \cdot 10^6$ ($> 2 \cdot 10^4$), con lo cual se puede asegurar que el flujo es turbulento. Verificado esto se prosigue calculando el número de potencia (Po). Tanto este último como la potencia de agitación (P) están relacionados con el tamaño del impulsor (Da) y con la velocidad de agitación (N). Esto, puede ser expresado a través de la siguiente ecuación:

$$P = Po \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5$$

Donde:

ρ es la densidad de la solución en Kg/m^3 .

N es la velocidad de agitación en $1/s$.

Da es el diámetro de la turbina en m .

Po es el número de potencia.

El número de potencia (Po) resulta de la intersección del valor de Reynolds y la curva para este caso particular (turbinas Rushton) en el gráfico Po vs Re de la bibliografía [7].

Se obtiene $Po = 5.5$ W.

Se resuelve la ecuación anterior y se llega a $P = 5.559 \cdot 10^5$ Watts.

Luego el calor generado será la suma entre el calor de reacción más el calor proporcionado por el sistema de agitación.

5.5 Sistema de enfriamiento

Los cambios de energía asociados con las reacciones químicas juegan un papel muy importante en el diseño de reactores químicos. Siempre se debe evaluar la cantidad de calor a agregar o extraer para mantener la temperatura constante, si es lo que se desea.

Se debe partir del conocimiento del comportamiento termodinámico de la reacción. Como se calculó en el capítulo 2, teniendo en cuenta los datos de entalpía de formación de cada uno de los compuestos que intervienen en la reacción, y ajustando los valores a la temperatura de operación de $28^\circ C$, se obtiene:

$$\Delta H = -67.42 \frac{KJ}{mol \text{ glucosa}}$$

El valor de entalpía es negativo, eso quiere decir que la reacción es exotérmica. Cabe aclarar que este valor de calor liberado es aproximado, ya que sólo se tiene en cuenta la transformación de los azúcares sin considerar el metabolismo celular ni la formación de nuevas células.

Se sabe que cuando la temperatura no se mantiene constante, en una reacción exotérmica, pueden existir múltiples estados estacionarios en reactores TAC, por lo que siempre se elige trabajar

en un punto estable de buena conversión, controlando la temperatura. En estos casos, es importante establecer condiciones para lograr la unicidad del sistema.

En la situación particular a tratar, la temperatura de operación es baja (28°C) y no se tendrá problema con los múltiples estados estacionarios, por lo cual no se analizará.

$\Delta H = -67.42 \frac{kJ}{mol \text{ glucosa}}$ no resulta ser un calor de reacción elevado, es levemente exotérmico, pero debe ser removido ya que hay que mantener constante la temperatura operativa del fermentador, debido a que el sistema es sensible a este parámetro por trabajar con microorganismos vivos. Por lo tanto, se descarta la utilización de reactores adiabáticos.

La remoción de este calor presenta dificultad, esto es porque la temperatura de reacción es muy similar a la temperatura ambiente.

Una alternativa es trabajar con adecuados mecanismos de control para mantener la temperatura constante dentro de los tanques. Se opta, entonces, por utilizar reactores isotérmicos para el bloque de fermentación.

Por la importancia del control de temperatura, se va a estimar el caudal de agua a utilizar en el sistema de refrigeración y área de intercambio del serpentín. Para ello, se debe partir del planteo del balance de energía en el fermentador.

A continuación, se describe cada término:

$$Q_{acumulado} = Q_{rxn} + Q_{ag} - Q_{serpen} - Q_{evap} - Q_{sen} - Q_{pared}$$

$Q_{acumulado}$: corresponde al calor acumulado en el fermentador. Se quiere mantener el fermentador a temperatura constante, por lo tanto es de interés que sea nulo.

Q_{rxn} : es el calor de reacción.

Q_{ag} : se define como el calor que se genera por la agitación mecánica.

Q_{serpen} : es el término de transferencia de calor con los alrededores, intercambiado con el serpentín, y se representa como:

$$Q_{serpen} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (1)$$

Donde: A: área de intercambiador (m^2).

U: coeficiente global de transmisión de calor ($W/m^2.K$).

ΔT_{ml} : diferencia de temperaturas media logarítmica (K).

Q_{evap} : corresponde a la pérdida de calor por evaporación. En este término se incluye la pérdida de calor por CO_2 . Normalmente, el calor disipado por CO_2 es despreciable comparado con el calor de reacción. En este caso este término es nulo.

Q_{sen} : es el calor sensible que se introduce por las corrientes de entrada y salida. En este proceso, las corrientes de entrada y salida están a la temperatura de operación, por lo que este término es nulo.

Q_{pared} : transferencia de calor. Esta puede darse debido a la radiación o a la convección.

$Q_{Convección}$: se estima como la transferencia de calor por las paredes, por el techo y por el piso de un cuerpo cilíndrico. Se supone que tanto la temperatura externa, como interna son constantes, y que la temperatura en el fermentador en fase líquida y gaseosa es la misma, 28°C.

Se representa de la siguiente manera:

$$Q_{convección} = \pi * Dt * .H * h_{aire} * (T_f - T_{amb}) + 2 * h_{aire} * \pi \left(\frac{Dt}{2}\right)^2 * (T_f - T_{amb}) \quad (2)$$

Donde: h_{aire} : coeficiente de convección.

H: altura del líquido.

T_f : temperatura del fermentador.

T_{amb} : temperatura ambiente.

Dt : radio del tanque.

$Q_{Radiación}$: se calcula como la transferencia de calor por las paredes y por el techo de un cuerpo cilíndrico, al suponer que la temperatura de superficie es igual a la temperatura del fluido ($T_{sup}=28^\circ\text{C}$).

Se representa con la siguiente ecuación:

$$Q_{radiación} = \pi.Dt.H.\epsilon.\sigma.(T_{inf}^4 - T_{sup}^4) + \pi.\left(\frac{Dt}{2}\right)^2.\epsilon.\sigma.(T_{inf}^4 - T_{sup}^4) \quad (3)$$

Explicados todos los términos, el balance queda:

$$Q_{rxn} + Q_{ag} = Q_{serpen} + Q_{pared} \quad (4)$$

5.5.1 Calor generado por reacción

El **calor generado por reacción (Q_{rxn})** cambia muy poco en los cuatro tanques. En la siguiente tabla se muestran los valores correspondientes:

	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3	Tanque 4
Calor de reacción (Watts)	$3,86 \cdot 10^5$	$4,89 \cdot 10^5$	$4,49 \cdot 10^5$	$2,78 \cdot 10^5$

Tabla 5-4. Calor de reacción de cada tanque.

5.5.2 Calor generado por agitación

El **calor generado por la agitación mecánica (Q_{ag})** para cada tanque se calculó en el inciso 5.5.1 dando como resultado:

$$Q_{ag} = 5,559 \cdot 10^5 \text{ Watts}$$

5.5.3 Calor transferido por las paredes del tanque

Para el cálculo del **calor que se transfiere por las paredes por convección ($Q_{convección}$)** se considera que los tachos están en contacto con el aire en toda su superficie, ya que se encuentra sobre soportes. Resulta entonces:

$$h_{aire} = 5 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

$$T_f = 28^\circ C$$

$$T_{amb} = 35^\circ C$$

$$Q_{convección} = \pi \cdot Dt \cdot H \cdot h_{aire} \cdot (T_f - T_{amb}) + 2 \cdot h_{aire} \cdot \pi \cdot \left(\frac{Dt}{2}\right)^2 \cdot (T_f - T_{amb}) = 1,528 \cdot 10^4 \text{ Watts}$$

Se considera un coeficiente de convección para el aire de $5 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ [10] y una temperatura ambiente de $35^\circ C$. Esto hace referencia al peor de los casos cuando la planta opera en febrero.

Luego, se calcula el **calor que se transfiere por radiación ($Q_{radiación}$)**:

$$\sigma = 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

$$\varepsilon = 0,28$$

$$T_{inf} = 308 \text{ }^\circ K$$

$$Q_{\text{radiación}} = \pi \cdot D_t \cdot H \cdot \epsilon \cdot \sigma \cdot (T_{\text{inf}}^4 - T_{\text{sup}}^4) + \pi \cdot \left(\frac{D_t}{2}\right)^2 \cdot \epsilon \cdot \sigma \cdot (T_{\text{inf}}^4 - T_{\text{sup}}^4) = 4,565 * 10^3 \text{ Watts}$$

Este calor se desprecia frente al de convección.

Luego, $Q_{\text{pared}} = Q_{\text{convección}}$

5.5.4 Cálculo del calor intercambiado con el serpentín

Luego, de la ecuación (4) se puede despejar el calor que debe ser retirado por el serpentín para cada tanque. Tanto el área como el calor de reacción cambian en cada TAC. Se llega a:

	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3	Tanque 4
Calor serpentín (Watts)	9,572*10 ⁵	1,06*10 ⁶	1.02*10 ⁶	8.492*10 ⁵

5.5.5 Cálculo del caudal del fluido refrigerante

Por otro lado, el calor que se retira por el serpentín a su vez es:

$$Q_{\text{serpen}} = m \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) \quad (5)$$

Dónde: m : caudal másico del líquido refrigerante, agua (kg/h).

T_e : temperatura de entrada del líquido refrigerante, agua. (°C).

T_s : temperatura de salida del líquido refrigerante, agua. (°C).

C_p : capacidad calorífica del agua (kJ/kg.K).

Se sabe que:

$$T_e = 20^\circ\text{C}$$

$$T_f = 27^\circ\text{C}$$

$$C_p = 4.180 \text{ J/Kg.}^\circ\text{C}$$

Se llega a un caudal de agua de refrigeración, para cada tanque, igual a:

	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3	Tanque 4	Total
Caudal agua refrigeración (Kg/h)	117.800	130.400	125.500	104.500	478.200

5.5.6 Cálculo del área del serpentín

Si se toma al coeficiente de transferencia (U) como 1200 W/m².K [11] y ΔT_{ml} se mantiene constante para que la fuerza impulsora permita una buena transferencia:

$$U = 1200 \text{ W/m}^2.K$$

$$T_e = 20^\circ C$$

$$T_f = 27^\circ C$$

$$\Delta T_{ml} := \frac{(T_f - T_e) - (T_f - T_s)}{\ln \left[\frac{(T_f - T_e)}{(T_f - T_s)} \right]} = 3.366 \text{ K}$$

Se puede calcular el área de cada tanque (A) de la ecuación (1):

Tanque	Área (m ²)	Diámetro (m)	Largo (m)
1	237	0,16	453
2	263	0,17	477
3	253	0,17	467
4	210	0,15	426

Tabla 5-5. Dimensiones del serpentín de cada tanque.

5.6 Variables de los procesos

Los sensores más empleados en biotecnología a escala industrial, son para cuantificar el ambiente físico-químico de los bioprocesos. Variables como pH, temperatura, presión, nivel del líquido, caudal de alimentación y espuma deben ser controladas durante los procesos. En cambio, variables como las concentraciones de sustrato, metabolitos y biomasa son poco monitoreadas por su variabilidad y complejidad, además se debe considerar que los tipos de tecnologías disponibles tienen restricciones que no permite operar en todos los bioprocesos, y que demandan grandes costos de adquisición y mantenimiento.

Los proveedores de instrumentación industrial ofrecen muy pocos sensores capaces de proveer confiabilidad, mediciones directas y en línea de variables microbiológicas, por lo que se va a realizar muestreos periódicos y trabajar en fase de laboratorio.

El factor principal en la selección de un método de medición para las diferentes variables, es la estabilidad del instrumento, no sólo durante los procedimientos de esterilización, sino también por cualquier interacción entre el sensor y los diversos componentes del medio de cultivo que puedan causar interferencias. Otros factores importantes son el tiempo de procesamiento y la ubicación de los instrumentos, ya que puede afectar la medición. Los sensores son insertados dentro del medio con soportes diseñados especialmente para estas aplicaciones (por ejemplo, sistemas autolavables). En escala industrial, pueden existir problemas de homogeneidad del medio, por lo cual es importante ubicar adecuadamente las sondas de medición o afrontar el problema colocando varias sondas en diferentes lugares. En lo posible, es mejor ubicar el sensor de tal manera que esté inmerso en el medio continuamente. Aunque existen aplicaciones que no lo permiten, por lo cual es necesario concebir a veces una ubicación en bypass. Según la aplicación, los datos obtenidos en bypass pueden diferir de los datos obtenidos directamente del medio, ya que en el tubo de desvío pueden haber fenómenos de no homogeneidad en temperatura, oxígeno disuelto, pH, entre otros.

Las variables que se decide controlar en línea son el nivel del líquido en los reactores, la temperatura, el pH, la presión del sistema y el caudal de alimentación.

- Nivel de Líquido: en cada reactor, el líquido introducido en el mismo llega a un cierto nivel, el cual se mantiene constante y se mide, ya que, si llega a estar por debajo de su nivel, puede provocar problemas en otros equipos, y si está por encima de su nivel, puede acarrear problemas de rebalse o de presión en el reactor.

- Temperatura del proceso: cada proceso se realiza a una temperatura fija, la cual se debe controlar. Si el proceso se da a una temperatura menor que la temperatura fijada, la reacción no llega a producirse, y si se da a una temperatura mayor, el sistema puede desestabilizarse y provocar efectos negativos en el proceso.

- Presión del sistema: cada proceso se debe llevar a una presión determinada, de tal manera que no se produzcan efectos negativos en los reactores. Una subida de presión puede afectar

negativamente al acero inoxidable, incluso pudiendo llegar a fracturarse. Una bajada de presión puede producir desestabilizaciones en el proceso.

- Caudal de alimentación: todos los procesos deben llevarse a un caudal determinado, teniendo sus concentraciones predefinidas. Si se introduce menos caudal de alimentación, se producirán bajadas de producción, y si se introduce más caudal de alimentación, conlleva fallos en el proceso y subida de algunos parámetros, tales como la presión y la temperatura.

- pH del medio: para que las reacciones químicas puedan producirse, deben llegar a un valor medio. Estos valores están fijados para cada reacción. Un cambio drástico en el pH del medio provoca que la reacción no pueda llegar a producirse, incluso en el caso de pH muy bajo, pueden producirse corrosiones del material del reactor.

El inconveniente de la generación de la espuma, se tiene en el tanque acondicionador de la levadura. No se evaluará en esta entrega este inconveniente, ya que sólo se considera la etapa propia de fermentación.

5.6.1 Tipos de control

Para poder controlar estas variables de proceso, se usan sistemas de control específicos para cada uno. Existen diferentes tipos de control, como por ejemplo:

- Control retroalimentado ON/OFF: son sistemas de control en los que existe una realimentación continua de la señal de error del proceso al controlador, que actúa conforme a esta señal buscando una reducción gradual del error hasta su eliminación.

- Control de lazo en cascada: en el caso de que la variable que se quiere manipular sufre grandes oscilaciones que afectan a la capacidad de control del sistema, se utiliza este tipo de control, que actúa a un esquema jerarquizado de variables de control, en el que se distinguen entre variables primarias y variables secundarias. Las variables primarias serán las controladas, mientras que las secundarias son aquellas manipuladas para llevar al sistema a un régimen de operación determinado por las variables primarias.

5.6.2 Elección de los sistemas de control

Para controlar las variables de los procesos, se elige los siguientes controles del sistema:

Control de nivel del líquido en los reactores

En el control del nivel del líquido, se elige un control PI. En este caso, se halla un sensor de nivel (LT) en la altura media del líquido. Un cambio significativo de este nivel hace que el sensor de nivel mande una señal (h) a un controlador de nivel (LC). Este controlador compara la señal fija que le llega (w) con la señal del sensor y manda una señal corregida (u) a la válvula de flujo de salida del reactor, haciendo que ésta se abra o se cierre, dependiendo del nivel del líquido.

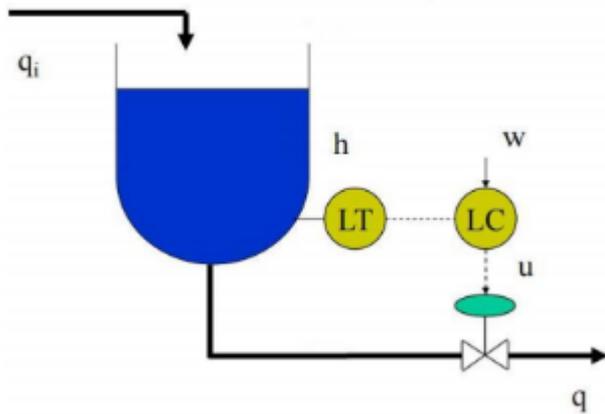


Figura 5-6. Lazo de control de nivel de líquido.

Control de la temperatura del reactor

El tipo de controlador a utilizar para el control de la temperatura es el sistema de lazo en cascada. Un termosensor (RTD) situado en el interior del reactor manda una señal (T_i) al primer controlador de la temperatura (TC). Este corrige el error de temperaturas con el valor fijo (T) y manda el resultado a un segundo controlador de temperatura. A su vez, otro termosensor (TT) situado en el serpentín manda una señal al segundo controlador de temperatura (TC). Éste compara la señal que le llega del primer controlador de temperatura, y manda una señal (u) a una válvula situado en el serpentín, el cual regula el caudal de refrigerante que circula por el serpentín.

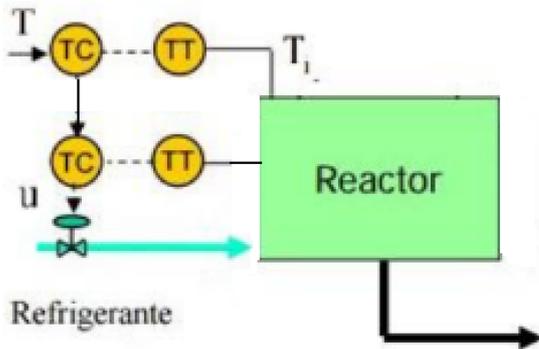


Figura 5-7. Lazo de control de temperatura del reactor.

Control de la presión del sistema

El sistema de control para la presión es un sistema en lazo cerrado. El sensor de presión (PT) situado en el interior del reactor manda una señal al controlador de la presión, que compara el valor que le llega del sensor con el valor fijo de consigna. Finalmente, manda una señal (u) a la válvula que se encuentra en la cañería de salida de los gases del reactor, que produce la apertura, lo que permite el alivio de la presión en el reactor.

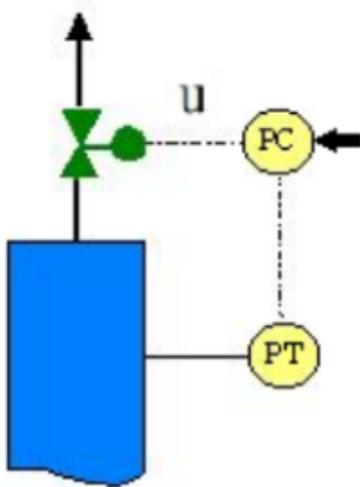


Figura 5-8. Lazo de control de presión del reactor.

Control del caudal del sistema

El caudal se controla con un sistema de lazo cerrado. Un caudalímetro situado antes de la válvula de regulación del caudal que entra en los reactores recoge una señal que manda a un controlador de caudal. Este controlador compara la señal que viene del caudalímetro con la señal de consigna. Finalmente, el controlador manda una señal (u) a la válvula de regulación del caudal, para ajustarlo.

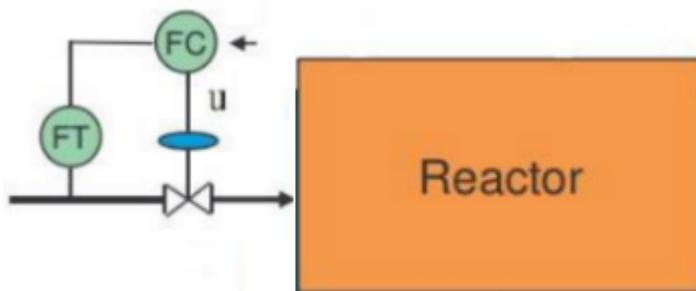


Figura 5-9. Lazo de control del caudal de alimentación del reactor.

Control del pH del proceso

La medida del pH del medio se hace mediante un sistema PID. Un pH-metro envía la señal del pH del medio a un control de análisis. El control de análisis comprueba con el valor de consigna, fijo de cada reactor, y manda una señal a las válvulas dosificadoras (on /off) de ácidos y bases, que proporciona las cantidades necesarias de ácido o base para regular el pH del medio. En el caso de que el pH medido sea más básico que el deseado, se agrega ácido durante un lapso máximo de 30 segundos. El protocolo de operación lo establece de esta forma, porque una abundante cantidad de ácido en el proceso de reproducción, puede matar las levaduras o inhibirlas. Además, estas dosificaciones no son tan continuas, debido a que los metabolitos de la fermentación tienden a ser ácidos.

A continuación se presenta el control propuesto para un fermentador:

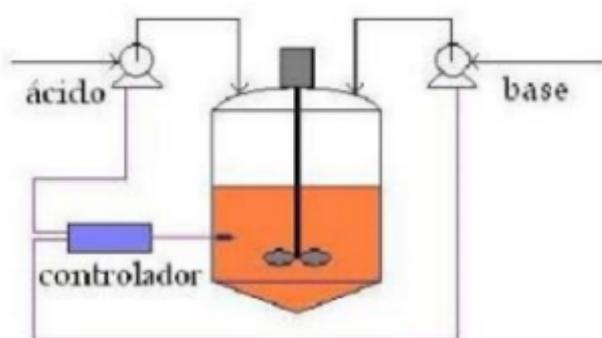


Figura 5-10. Lazo de control del pH de los reactores.

Los lazos de control propuestos se van a detallar en próximas entregas, donde también se va a tener que considerar la opción del automatizado como puede ser mediante el uso de un PLC².

Variables controladas en reactores	Variables Manipuladas
Nivel de líquido	% de apertura de la válvula de flujo de salida del reactor.
Temperatura	% de apertura de la válvula de agua refrigerante.
Presión	% de apertura de la válvula de gases de la salida del reactor.
Caudal de entrada	% de apertura de la válvula reguladora de caudal de entrada.
pH	% de apertura de las válvulas dosificadoras de ácido y base.

Tabla 5-6. Variables controladas y manipuladas.

² Controlador lógico programable

CAPÍTULO 6: Diseño del sistema de separación.

Se definieron los parámetros de diseño del sistema de separación y se evaluaron opciones. Para analizar las alternativas y establecer las presiones de trabajo, es de suma importancia considerar las propiedades del solvente (glicerina en este caso) como restricción para establecer los parámetros de diseño. La temperatura de descomposición de la glicerina es de 250°C, inferior a su temperatura de ebullición a presión atmosférica (287°C). La primera y segunda torre operan a presión atmosférica. La tercera opera cerca de 0,2 atmósferas porque requiere evaporar la glicerina para su recirculación en el reboiler y a presión atmosférica esto implica su descomposición.

Para el tren de destilación se simularon dos configuraciones, la primera con reciclo de glicerina y la segunda con reciclo de agua residual y glicerina, para llegar en ambas a igual producción y pureza de etanol.

En la segunda alternativa la concentración de etanol presente en la corriente residual que se recicla, resultó menor a la concentración de la alimentación original a la primer torre. Volver a introducirla en el sistema, generó un mayor consumo energético, sumado a que la mejora en la concentración del producto no resultó apreciable. Por lo tanto, se decidió trabajar sólo con reciclo de glicerina por presentar menor consumo en el primer reboiler.

6.1 Introducción

El objetivo del presente capítulo es diseñar el sistema de separación a utilizar en la planta productora de bioetanol, para lograr el requisito de pureza y producción.

Las primeras decisiones que se deben tomar en el diseño están directamente relacionadas con la selección de los equipos separadores y el método de operación.

El siguiente paso consiste en evaluar las características y el funcionamiento del sistema, esto es, su tamaño, la corriente de producto y las condiciones de operación requeridas. Entre estas últimas se incluyen temperaturas, presiones, caudales y composiciones de entrada y salida de cada equipo. Esta información, junto con la producción requerida y sus requisitos de concentración, constituyen las condiciones de diseño.

En este capítulo se utiliza el simulador de procesos UniSim Design R390.1 para la obtención de resultados, a partir de los cuales se diseña, finalmente, el sistema de separación de la planta.

Pueden existir diversas combinaciones de separadores, tamaños y condiciones de operación que en conjunto satisfagan las condiciones deseadas a obtener. De todas las posibilidades simuladas, se realiza una comparación en base al análisis de los costos variables (calor requerido), para luego definir el tren de destilación a utilizar.

6.2 Método de separación

En el capítulo 3 se analizaron los distintos métodos de separación, y se decidió trabajar con un tren de destilación para deshidratar el etanol.

6.2.1 Destilación

La destilación es la separación de dos o más componentes teniendo en cuenta las volatilidades relativas de los mismos. En la **destilación simple**, la mezcla se alimenta a la columna, en donde se calienta a una temperatura a la cual el componente más volátil se vaporiza. La columna está compuesta por etapas que permiten el paso del vapor y la caída del líquido. Idealmente, el vapor y el líquido están en equilibrio. El líquido más volátil se concentra en la fase de vapor en el tope de la columna, pasa por un condensador para luego ser recolectado. Parte del destilado vuelve a la columna como un reflujo. A medida que desciende en la columna, el componente menos volátil se concentra en la fase líquida en el fondo de la misma, y se recoge fuera de esta. Parte de la composición de fondo pasa por el reboiler, y vuelve a la columna como una corriente en ebullición.

El reflujo y la corriente en ebullición permiten una buena separación para un dado número de etapas. Cuanto mayor es el reflujo, menor es el número de etapas necesarias para llevar a cabo la separación.

En nuestro caso, la **destilación simple** no ofrece una buena separación debido a que la mezcla forma un azeótropo de baja temperatura, entonces, como máximo, se puede separar con una concentración cercana al mismo (la concentración azeotrópica es de 0.955 en peso de etanol y se llega con infinitas etapas ideales), concentración que resulta inferior al requerimiento. El punto de ebullición del azeótropo es menor a los puntos de ebullición del agua y etanol por separado. Además, el etanol que se requiere producir debe tener una concentración mayor a la del azeótropo a presión atmosférica (0.996 en peso de etanol).

Por lo anterior, es necesario considerar otros métodos de destilación que permitan romper el azeótropo, como es la **destilación extractiva**, donde se agrega un tercer componente llamado solvente o agente extractor, que modifica la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla etanol-agua y no forma azeótropos adicionales. Además, el disolvente utilizado debe ser de baja volatilidad para que sea fácilmente recuperable en la tercer columna y poder ser reutilizado.

En el capítulo 3, se decidió trabajar primero con una destilación simple, hasta llegar a la concentración cercana a la azeotrópica por cabeza. Se busca lograr lo anterior para reducir el contenido de agua lo máximo posible y reducir el requerimiento operativo de la segunda torre (cuanto mayor sea la cantidad de agua a extraer, se requiere mayor cantidad de solvente, por ende una torre más grande).

El destilado de la primer torre se alimenta a una segunda torre, donde se adiciona el solvente de la extracción para romper el azeótropo y se logra deshidratar el alcohol hasta su requerimiento. La configuración clásica de esta técnica comprende el uso de dos columnas de destilación posteriores a la destilación simple. La segunda es conocida como columna de destilación extractiva y la tercer columna es la de regeneración del solvente, como se muestra a continuación en la figura 6-1.

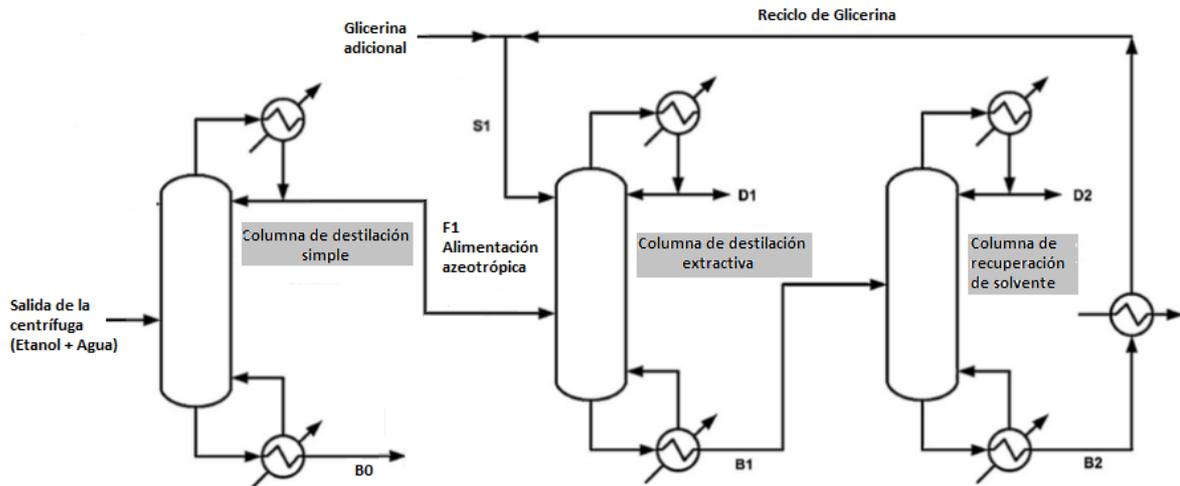


Figura 6-1. Tren de destilación para la deshidratación de etanol.

Este tren de destilación es de secuencia directa, los componentes se separan como destilado en orden decreciente de volatilidad relativa.

La eficiencia del proceso de destilación extractiva depende de la elección del solvente, y en cuya elección se debe tener en cuenta el tipo de azeótropo a separar. Para este caso, se desea separar una mezcla azeotrópica de mínima temperatura de burbuja. La selección del solvente apropiado para una operación de destilación extractiva se basa en las siguientes propiedades:

- No debe formar azeótropo con los componentes que se desea separar.
- No debe causar regiones de inmiscibilidad.
- Debe tener un alto punto de ebullición, el cual debe ser significativamente diferente de los puntos de ebullición de los otros componentes para facilitar la separación en la segunda columna.
- Se debe considerar también la seguridad del solvente, los efectos ambientales que podría generar, problemas de corrosión, precio y disponibilidad.

El solvente elegido para realizar la operación es la **glicerina**. La misma cumple con el objetivo de “romper” el azeótropo y permite poder destilar hasta obtener etanol tan puro como se requiera (99,6% en peso en nuestro caso). Además, tiene baja toxicidad en comparación con los demás solventes evaluados en el capítulo 3 y tiene como ventaja su disponibilidad, ya que se obtiene en gran medida en el proceso de producción de biodiesel, lo que implica un bajo costo.

6.3 Selección de tipo de torre

La selección de la torre se puede hacer según el tipo de contacto, que puede ser por etapas o en continuo. El primero se consigue utilizando columnas de platos, mientras que el segundo se consigue con el uso de columnas de relleno. La columna de platos tiene en su interior una serie de platos en los cuales se produce el contacto entre la fase gas y la fase líquida. Generalmente se usa cuando el diámetro de la columna es superior a 0,75 m y el número de etapas es mayor de 15 o 20.

La columna de relleno tiene en su interior un relleno que permite un buen contacto entre la fase gas y la fase líquida. Los elementos que componen el relleno pueden ser de diferentes tipos, escogidos según las características requeridas por la operación de destilación: aleatorios o estructurados. Los rellenos aleatorios suelen utilizarse en sistemas con bajo caudal de líquido y de gas ya que evitan la formación de espuma, y también debido a su baja pérdida de carga (3-4 mbar por etapa teórica equivalente) es posible su uso en sistemas a vacío aunque no son los más recomendables.

Los rellenos ordenados presentan una baja pérdida de carga (1,5-2 mbar por etapa teórica equivalente) y una alta eficiencia, lo que los hace ser los más utilizados en sistemas a vacío y en otros no espumosos con bajo contenido en sólidos.

Por último, se destaca que por problemas estructurales no se suelen usar estas columnas para operaciones que requiera un diámetro de columna superior a 0,9 metros y/o una altura de relleno superior a 6 m.

A continuación en la tabla 6-1. se compara las características generales de cada torre:

TORRE RELLENA	TORRE DE PLATOS
Difícil limpieza.	Fácil limpieza.
Se emplea para menores alturas y diámetro de torres menores a un metro.	Torre de mayor altura y volumen.
Mayor eficiencia debido a que el funcionamiento del relleno establece una gran superficie de contacto entre el gas y el líquido, se favorece el íntimo contacto entre las fases.	Menor eficiencia, debido a que el área superficial es menor en platos, y mayor diámetro de torres.
La torre empacada, tiene una caída de presión del gas menor por unidad de altura, siendo importante en la destilación al vacío.	Las torres de platos generan mayor caída de presión por plato. Las espirales de enfriamiento se construyen más fácilmente en las torres de platos, donde el líquido se puede enfriar más rápido y regresar a los platos.
La cantidad de líquido retenido por la columna es muy pequeña, si existe un	Opera sobre amplias zonas de carga de vapor y líquido por unidad de sección

buen diseño. El líquido se retiene en menor tiempo.	recta de la torre.
En las torres empacadas se trabaja con valores altos de la relación gas-líquido.	En las torres de platos la relación líquido-gas es menor.
No tiene corrientes laterales.	Las corrientes laterales son más fácilmente eliminadas en las torres de platos.
Las torres empacadas operan con menor burbujeo de gas en el líquido.	Operan con mayor burbujeo de gas en el líquido, se genera una mayor caída de presión por poco control de arrastre de líquido en las burbujas.
Cuando hay problemas de corrosión hay menos problemas en las torres empacadas.	La corrosión es mayor en la torre de platos.
Los empaques dificultan la limpieza frecuente en las torres empacadas.	La limpieza frecuente es más fácil en torres de platos.
Los costos iniciales en el diseño son mayores. Aunque con el tiempo de operación se reduce el costo.	Los costos iniciales en el diseño son menores.
Se utiliza en operaciones altamente corrosivas.	No aplica para servicios corrosivos, ni para servicios con tendencia a la formación de espuma.
La distribución del líquido resulta difícil.	La distribución de líquido es menos rigurosa.
Las columnas empacadas son utilizadas en una gran gama de procesos, como destilación, extracción, humidificación (deshumidificación) y en absorción gaseosa.	Son más comúnmente usadas en procesos de destilación.

Tabla 6-1. Comparación entre torre rellena y de platos.

Por lo antes mencionado, y teniendo en cuenta la magnitud del sistema de destilación, se decide trabajar con 3 **columnas de platos**.

6.4 Simulación de proceso de destilación

6.4.1 Métodos Para el Diseño de Torres:

Los métodos cortos son útiles para estudios preliminares del diseño de las columnas. Los métodos largos son en cambio los que se emplean para el diseño real.

6.4.1.1 Método Corto

El método corto es un método aproximado y rápido que no requiere tanto tiempo computacional. Se basa en las ecuaciones de Fenske-Underwood para torres de reflujo simples. Mediante la especificación de la corriente de entrada (temperatura, presión y flujo) y la presión a la cual se va a operar, se obtiene el valor de reflujo mínimo (Underwood). Una vez determinado dicho valor, se utiliza una relación de reflujo específica mayor a la antes mencionada, para calcular: la velocidad de flujo de líquido y vapor en las distintas zonas de la torre, el calor en el condensador y el hervidor, el número de platos ideales (Fenske) y la ubicación de alimentación óptima.

El método corto es sólo una estimación del diseño de la columna y puede utilizarse únicamente para columnas de reflujo simples. Los valores obtenidos son aproximados y se toman como valores semillas para diseñar la torre a través del método largo, mediante el cual se obtienen resultados más reales y rigurosos.

6.4.1.2 Método Largo

Modelo matemático obtenido al plantear los balances de materia y energía con alto grado de detalle. Suele resultar en un sistema de ecuaciones implícitas.

Previo a resolver, se debe definir la configuración de la columna de forma detallada. Es decir que se deben definir minuciosamente los siguientes elementos:

- Todas las corrientes de alimentación y sus respectivos puntos de suministro.
- Número de etapas ideales.
- Presión de la torre, especificando una presión de etapa superior (condensador) y una presión de etapa inferior (hervidor).
- Tipo de la torre.
- Localización y número de salidas laterales.

No hay límites establecidos para el número de componentes y etapas. El tamaño de la columna que puede resolverse dependerá de la configuración del hardware y de la cantidad de memoria de la computadora que se tenga disponible.

Se simula el sistema de separación propuesto con la herramienta computacional UniSim Design R390.1. El programa permite modificar determinadas variables en base al grado de libertad que se tenga.

Para realizar la simulación, se parte de los balances globales de la planta presentados en el capítulo 4, donde se trabajó el tren de destilación como si fuera una caja negra. Ver figura 6-2, bloque 4.

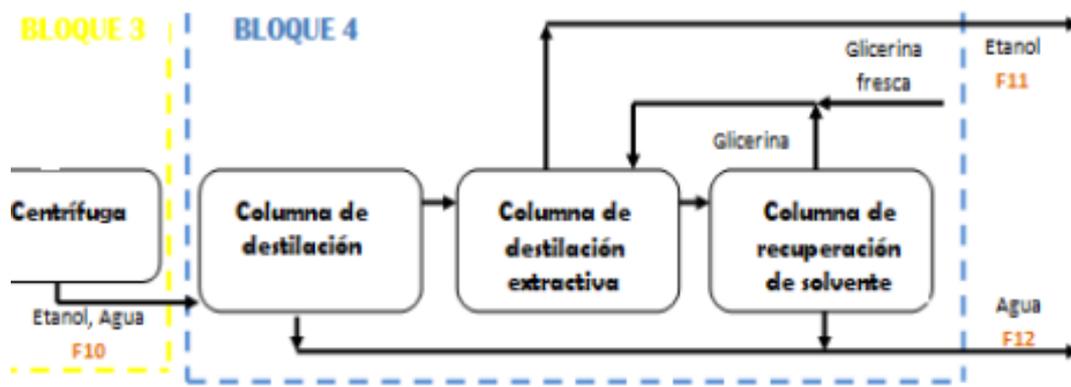


Figura 6-2. Extracto del diagrama de bloques, capítulo 4.

6.5 Configuraciones para el bloque de destilación:

Con la información de todos los parámetros necesarios, se procede a la simulación en UniSim Design R390.1 de las alternativas de diseño del sistema de destilación. Se emplea para el cálculo de los coeficientes de actividad de la fase líquida el modelo termodinámico Non-Random Two-Liquid (extended NRTL) y para la descripción del comportamiento de la fase vapor, el modelo ideal, usando UNIFAC para el equilibrio líquido vapor.

Para poder desarrollar las alternativas en las configuraciones, se tiene en cuenta la temperatura de descomposición de la glicerina que es 250°C [4], y se trabaja con un margen de seguridad lo que establece operar a una temperatura menor a 240°C en todo el proceso, con especial cuidado en el rehervidor de la tercer torre que recupera glicerina, que es el punto de mayor temperatura del sistema.

En los reciclos se colocan bombas o compresores según corresponda, y una válvula de expansión entre las torres que operan a distintas presiones. Otro aspecto a tener en cuenta, es la compensación con solvente fresco (make up) en la corriente de circulación de glicerina recuperada, debido a posibles pérdidas. El ingreso de esta corriente a la columna de extracción se realiza

En la optimización del proceso, se debe considerar no sólo minimizar la cantidad de calor antes mencionada, sino también tener en cuenta que a medida que aumenta la cantidad de glicerina, aumentan tanto los costos de bombeo como las dimensiones de los equipos. Por lo anterior, se evalúa para el aumento en el caudal de glicerina, que tan significativa es la disminución en el calor total a intercambiar por los reboilers. Se selecciona 12.890 Kg/h para realizar la extracción, debido a que aumentos posteriores en el caudal, no representan una mejora considerable en el consumo de energía en función del porcentaje de aumento de solvente.

Las tablas 6-3, 6-4 muestran los parámetros que resultan de la simulación:

	Corriente (Kg/h)	Temperatura (°C)	Fracciones másicas			
			Etanol	Agua	Sacarosa	Glicerina
Salida del fermentador	141.194	28	0,0957	0,8827	0,0115	0,0101
Etanol az.	15.180	78,37	0,8900	0,1100	0	0
Residuo	126.000	100.1	0,00003	0,97576	0,01289	0,01132
Producto final	13.560	78,15	0,9960	0,0040	0	0
A+G	14.510	137,3	0	0,11138	0	0,88862
Agua residual	1.616	64,08	0	1	0	0
Glicerina	12.890	240,2	0	0	0	1

Tabla 6-3. Valores de la primera alternativa de configuración.

Parámetro	Columna 1	Columna 2	Columna 3
Número de plato	14	30	16
Plato de entrada	8	15	8
		Glicerina:1	
Calor del reboiler (10⁷ KJ/h)	8,803	2,942	1,21
Calor del condensador (10⁷ KJ/h)	4,752	3,295	0,967
Presión (KPa)	101,3	101,3	24
Relación de reflujo	2,31	1,85	1,6

Tabla 6-4. Valores de la primera alternativa de configuración.

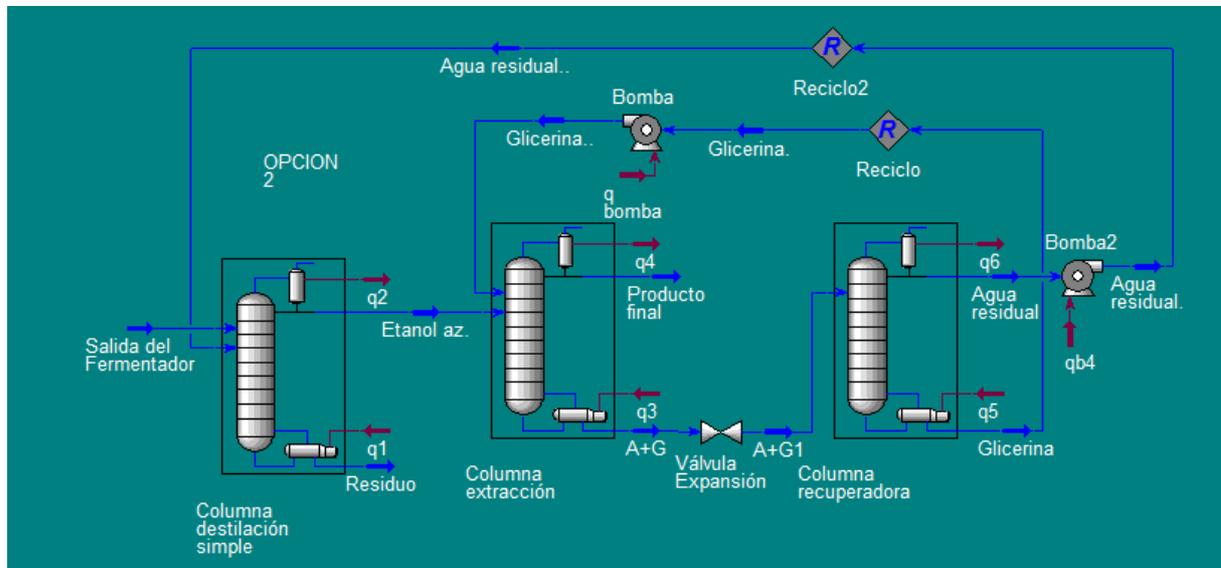


Figura 6-4.b. Simulación de tren de destilación para la segunda configuración propuesta.

	Corriente (Kg/h)	Temperatura (°C)	Composiciones másicas			
			Etanol	Agua	Sacarosa	Glicerina
Salida del fermentador	141.194	28	0,0957	0,8827	0,0115	0,0101
Etanol az.	15.180	78,37	0,8900	0,1100	0	0
Residuo	127.616	100.1	0,000037	0,976031	0,012721	0,011211
Producto final	13.560	78,15	0,9960	0,0040	0	0
A+G	14.510	137,3	0	0,11138	0	0,88862
Agua residual	1.616	64,08	0	1	0	0
Glicerina	12.890	240,2	0	0	0	1

Tabla 6-5. Valores corrientes de la segunda alternativa de configuración.

Parámetro	Columna 1	Columna 2	Columna 3
Número de plato	14	30	16
Plato de entrada	8	15	8
		Glicerina:1	
Calor del reboiler (10 ⁷ KJ/h)	8,827	2,942	1,21
Calor del condensador (10 ⁷ KJ/h)	4,752	3,295	0,967
Presión (KPa)	101,3	101,3	24
Relación de reflujo	2,31	1,85	1,6

Tabla 6-6. Valores corrientes de la segunda alternativa de configuración.

Los resultados en las tablas 6-5 y 6-6 muestran que según el diseño propuesto, el beneficio que sugiere la alternativa 6.5.2, resulta perjudicial. Debido a que implica involucrar una corriente con menor concentración y temperatura (la recirculación proviene de la tercer torre, en la cual se trabaja a presiones reducidas, la temperatura de ebullición es menor) que la que alimenta originalmente a la primer torre. Por lo que el requerimiento de calor en el primer reboiler es mayor.

6.7 Análisis de las configuraciones y conclusiones

Se realiza el análisis de llevar a cabo la propuesta 6.5.2. Se puede notar que no representa cambios apreciables, debido a que la corriente que se recircula es considerablemente menor a las otras de interés, y el etanol extra que se recupera es insignificante. El cambio se puede evidenciar en que la corriente de residuo de la primera torre resulta mayor, ya que el agua residual proveniente de la tercera torre, se recircula en la primera y sale como producto de cola.

La concentración de etanol presente en la corriente residual que se recicla resulta menor a la concentración de la alimentación original a la primer torre, y volver a introducirla en el sistema genera un mayor consumo energético, además, la mejora en la concentración del producto no resulta apreciable.

En los procesos de destilación de alcohol se identifican debilidades por no aprovechar la capacidad térmica de las corrientes de proceso. En el capítulo 7, se analiza una integración térmica, donde se puede lograr un aumento de la eficiencia global de la producción de alcohol tanto técnica como económica, al reducir el consumo de utilidades y aprovechar la energía disponible en las corrientes de proceso, a través del intercambio de calor entre las mismas.

Se decide trabajar con la primera alternativa, donde se recircula únicamente la glicerina. Esta, presenta un menor consumo energético que la segunda opción, a pesar de que se esperaba una optimización con este mecanismo propuesto.

Capítulo 7: Equipos auxiliares e integración energética.

En este capítulo se identificaron los equipos y dispositivos que comprenden la planta de bioetanol, ya sea para el transporte de materia, intercambio de calor, sistemas de separación, etc. Una vez identificados los equipos requeridos se seleccionaron y dimensionaron teniendo en cuenta los requisitos.

Por otra parte se trabajó sobre las corrientes de proceso para la optimización del intercambio energético mediante el método Pinch.

Se calculó el calor requerido por cada una de las corrientes, y se dispuso los intercambiadores de forma tal que el consumo de energía, las corrientes de servicio y el uso de agua para el proceso sea mínimo.

Se desarrolla una alternativa de optimización mediante la cual se consigue un ahorro de 59.897 Kg/h de agua y un 20% de energía. Además, se genera una baja en la temperatura de 40°C de la corriente de agua residual, lo que representa una mejora para su posterior tratamiento para su disposición.

Debido a un exceso de la corriente residual de agua en el proceso, se proponen dos alternativas que tienen la finalidad de lograr el autoabastecimiento de este recurso, supliendo el caudal de entrada de agua para la reposición con un excedente posterior a las mejoras antes detalladas.

7.1 Equipos y accesorios específicos de cada etapa

A continuación, se detallan las opciones de equipos existentes necesarios para la planta de producción de etanol, con el fin de realizar una selección óptima de ellos.

Luego del estudio de los posibles equipos a utilizar y las condiciones a tener en cuenta (ver anexo A7I) se realiza la selección de los mismos para las siguientes zonas de la planta:

- Etapa previa a la fermentación.
- Fermentación.
- Purificación de etanol.

7.1.1 Etapa previa a la fermentación

Se parte de la materia prima cosechada y cargada en **camiones** que la transportan hasta la planta, en el caso que las remolachas sean obtenidas de cultivos cercanos a la planta de producción y no se compre un jugo concentrado (decisión que será tomada cuando sean analizados los costos). Una vez que el camión con las remolachas llega a la planta es pesado en una **báscula**, modelo San Lorenzo, GaMa HA-8028 de 28 metros de largo, 3,16 metros de ancho y puede pesar hasta 80.000 Kg, figura 7-1, catálogo[2]. Se debe pesar tanto a la entrada como a la salida para determinar la cantidad neta de remolacha que entra a la planta.

Antes de la descarga en seco se toma una muestra representativa de la carga y se envía al laboratorio de recepción donde se determina la cantidad real de azúcares de la materia prima. En función del contenido medio de azúcar que tienen las remolachas se paga al agricultor.



Figura 7-1. Báscula para pesar camiones.

Luego de ser pesadas, son almacenadas³ en un **siló circular** ya que éste tiene la facilidad de ensilar y desensilar (ambos transporte en seco) de modo automático disminuyendo costos al requerir menos personal encargado de la manipulación de la remolacha.

³ El almacenado del tubérculo no puede exceder más de un día debido a que pierden agua y disminuye su concentración de azúcares, así solo se almacena la cantidad adecuada y requerida para el proceso.

El silo tendrá un volumen superior a la capacidad total necesitada para la producción de etanol. Se necesitan cerca de 4.000 tn por día, por lo que se opta por un silo de 5.500 tn por la disponibilidad del mercado. La remolacha, con todas sus impurezas se desplaza en **cintas transportadoras** hasta el **despedrador**. Esta cinta actúa además como un separador de suciedad seca, arena y pequeñas piedras (figura 7-2).



Figura 7-2. Separador de suciedad seca.

Se podría haber optado por canales hidráulicos para transportar las remolachas desde el almacenamiento hasta el despedrador, mediante la fuerza del agua. Esta alternativa requiere una gran cantidad de agua, 9 a 10 litros de agua por kg. de remolacha para su transporte y lavado [12]. El agua que circula por el canal se podría tratar en una estación auxiliar de tratamiento de aguas residuales y luego, se devolvería al canal. Esta opción podrá ser evaluada con mayor precisión, cuando se realice en el capítulo 9 un análisis de costos, sin dejar de contemplar que el agua es un recurso natural.

Se utiliza un **separador de piedras (despedrador)** y un **separador de hierbas y hojas**, para que no obstruyan los cuchillos de la cortadoras y reducir así también las impurezas al proceso.

Las remolachas, ya sin impurezas externas se dirigen al **tanque de lavado de tambor**. Se elige este tipo por su uso frecuente en las industrias azucareras y sus buenos resultados; es fácil de instalar y de escaso mantenimiento.

A partir de los requerimientos de la cantidad de remolacha a procesar, establecidos en el capítulo 5, (140.662 kg/h) y si se considera una operatividad de la planta de 24 hs. diarias se necesitaría lavar 3.375 toneladas aproximadamente.

Se selecciona el tanque de lavado, el modelo MB-4.5, con las siguientes características: capacidad de remolacha de 4.500 toneladas/día, potencia del motor eléctrico de 45 KW, diámetro del tambor 2,2 m, sección de carga de diámetro de 3 m, longitud 11,6 m, anchura 3,5 m, altura 3,70 m, catálogo[13].

En el lavado se ponen en contacto las remolachas con 29.550 litros de agua[28] a temperatura ambiente. Del equipo salen dos corrientes: una es el agua de lavado que contiene todo lo retirado de la materia prima, que se filtra y se reutiliza. La otra corriente son los tubérculos lavados, que por bandas transportadoras son llevados hasta una **tolva con báscula** que alimenta las remolachas a un **molino de cuchillas** de longitud 2,95 m, alto de 2,08 m de altura, 1,2 m de ancho,

caudal másico de 5.512 t/día, potencia consumida 165 Kw molino, 1,1 Kw instalación hidráulica, revoluciones 2.200 1/min, catálogo[6].

Se procede a la etapa de extracción por difusión, donde se necesita de diferentes equipos para su correcto funcionamiento:

- 1) La instalación de difusión.
- 2) Intercambiador de calor.

1) La **instalación de difusión** de remolachas del fabricante BMA está compuesta de dos etapas principales, que cumplen diferentes funciones:

El *macerador* de los trozos de remolacha en contracorriente, es utilizado para que se produzca el intercambio térmico entre los trozos entrantes y el jugo saliente, y además, se produce la desnaturalización térmica, para que las membranas celulares sean permeables para las moléculas de sacarosa. Una parte de las membranas celulares ya se destruye mecánicamente durante la etapa de corte, pero la mayoría sólo se desnaturaliza rápidamente por el efecto térmico.

La *torre de difusión* es el lugar donde se produce la extracción sólida-liquida de la sacarosa de los trozos de remolacha poniendose en contacto en contracorriente con una mezcla de agua pura y de prensado, a una temperatura entre 70 y 75°C y jugo. La solución de azúcar emerge de un extremo, y las rebanadas agotadas, pulpa, del otro.

El macerador y la torre de difusión están conectados entre sí mediante cañerías y bombas especiales trabajando como una sola unidad.

Se selecciona una torre de extracción por difusión de 6,5 m de diámetro con un macerador de 4,2 m de diámetro y 7 m de longitud, catálogo[14], y se debe impulsar con un **sistema de bombeo (B1)**.

2) El **Intercambiador de calor** se define en el apartado 7.3.3 donde se indica cómo se obtiene el suministro de agua con la condición térmica requerida.

Luego de la etapa de difusión el jugo obtenido se somete a una purificación. Para llevar a cabo el proceso de depuración se utiliza lechada de cal. La cal actúa como depuradora sobre el jugo de difusión, ya que se fijan los componentes que no son azúcar en el carbonato de calcio, de manera que el compuesto obtenido es insoluble, y de este modo se puede filtrar para obtener un jugo de mayor pureza.

Se adiciona la lechada de cal y el jugo a un reactor, y debido a la agitación del tanque, se logra un jugo color claro. Luego, se burbujea dióxido de carbono. Este proceso de carbonatación y clarificación se repite dos veces. La corriente final contiene una mezcla exclusivamente de agua y sacarosa para alimentar al tanque acondicionador. En este proceso se pierde aproximadamente el 2% de sacarosa.

La reacción que ocurre en el proceso de carbonatación es la siguiente:



7.1.2 Fermentación

La levadura requerida en la fermentación se inocula previamente en un **tanque de acondicionamiento**, donde también se agrega de ser necesario H_3PO_4 diluido para acondicionar la alimentación al fermentador en un pH=5.

Como se detalló en el capítulo 5 se utilizan 4 TACs en serie, isotérmicos, de 700 m^3 para realizar la fermentación. En la siguiente tabla se detallan los parámetros de cada reactor:

Parámetros	1º Tanque	2º Tanque	3º Tanque	4º Tanque
Área del serpentín (m)	237	263	253	210
Diámetro serpentín (m)	0,16	0,17	0,17	0,15
Longitud del serpentín (m)	453	477	467	426
Caudal de agua de refrigeración (Kg/h)	117.800	130.400	125.500	104.500

Tabla 7- 1. Características de cada tanque.

Se necesita una corriente auxiliar total de agua de 478.200 Kg/h con el fin de que el calor retirado sea siempre tal que la temperatura del fermentador se mantenga en 28°C . Esto se consigue al utilizar un sistema de control donde la variable manipulada es el caudal de agua. Esta se pasa por una torre de enfriamiento para su posterior recirculación. Ver el apartado 7.4.6.

Para estimar el área de intercambio requerida, se analiza el caso donde la temperatura ambiente es de 35°C (peor de los casos).

Se requiere en esta etapa un **sistema de bombeo (B2)**. El mismo se define en el apartado 7.2.2.

7.1.3 Purificación de etanol

La planta cuenta con tres **torres de destilación**, con sus correspondientes **condensadores** y **reboilers**. Las torres se dimensionaron en el capítulo 6, y se obtuvieron como resultados lo siguiente:

Parámetro	Columna 1	Columna 2	Columna 3
Número de plato	14	30	16
Plato de entrada	8	15	8
		Glicerina:1	
Calor del reboiler (10 ⁷ KJ/h)	8,827	2,942	1,21
Calor del condensador (10 ⁷ KJ/h)	4,752	3,295	0,967
Presión (KPa)	101,3	101,3	24
Relación de reflujo	2,31	1,85	1,6
Caudal (kg/h)	1,4*10 ⁵	1,55*10 ⁴	1,45*10 ⁴

Tabla 7-2. Características de cada destilador.

Al finalizar la purificación, el etanol se debe enfriar en un **intercambiador de calor** hasta una temperatura de 25° [17], para poder ser almacenado. El almacenamiento se realiza en **tanques** de acero al carbón ubicados en un dique de concreto para prevención de derrames. Se cuenta con sistema contra incendio y pararrayos.

Se contempla el **sistemas de bombeo (B3)** en la etapa de destilación, para recircular el solvente del fondo de la torre de recuperación hasta la alimentación en la columna extractiva.

Además se requiere una **válvula de expansión** entre la segunda y tercer torre, ya que operan a distintas presiones.

7.2 Equipos y accesorios generales de la planta

7.2.1 Cañerías

El desarrollo del diagrama de tuberías e instrumentación de toda la planta se puede realizar, pero excede el alcance del proyecto, por lo tanto, se decide detallar las cañerías para los fluidos más relevantes: etanol, agua, agua con sacarosa, vapor de agua y glicerina, que operan con el mayor caudal. Para la estimación de los diámetros internos, como externos se tuvo en cuenta lo especificado en el anexo A7I- transporte de fluidos.

Una vez determinado el diámetro interno hay que seleccionar el espesor de pared y el material del caño. Para dicha selección, se debe conocer en primer lugar el tipo de fluido a

transportar y luego las condiciones de trabajo del sistema, como presión, temperatura, resistencia a la corrosión, etc.

A) Estimación del diámetro interno

Para ello se utiliza la siguiente ecuación en función del caudal y la velocidad media de circulación impuesta al fluido. Se calcula el diámetro a partir de:

$$D = \sqrt{\frac{4.Q}{\pi.V}}$$

Donde:

Q = caudal volumétrico del fluido, (m³/s).

V = velocidad de circulación, (m/s).

D = diámetro del conducto, (m).

Se impone una velocidad de fluido evaluando el anexo A7II, donde se observa las velocidades medias de circulación recomendadas para distintos fluidos. Se asume para el vapor una velocidad de 20 m/s y para el líquido 1,5 m/s.

B) Determinación del diámetro externo

Se decide transportar vapor de agua en tubos debido a que toleran mayor presión por no tener costuras. Los demás fluidos no presentan limitaciones, por lo tanto se trasladan por caños, por ser más económicos.

Para los tubos, el diámetro nominal corresponde al diámetro externo del mismo. Con el diámetro nominal (más cercano al diámetro interno calculado), en el catálogo[21] se elige el tubo de mayor espesor disponible (debido a su alta presión) y se verifica que la suma entre el espesor y el diámetro interno no supere el diámetro nominal elegido, sino se elige el diámetro nominal siguiente en tamaño.

Para los caños, los diámetros nominales no coinciden con los exteriores hasta 12 pulgadas inclusive. Del catálogo[20], con el diámetro interno (NPS) calculado en la fase A), se entra a la tabla y se selecciona el diámetro externo correspondiente. Se elige el mínimo espesor en todos los casos debido a que ninguno de los fluidos se encuentra a presiones altas, ni es corrosivo, etc.

Fluido	Diámetro interno calculado (pulg)	Diámetro nominal (pulg)	Diámetro externo (pulg)	Material
Etanol	2,28	2 1/2	2,875	Acero al carbono ASTM A53
Vapor de agua	1,68	2	2 (espesor=0,15 pulg)	Acero al carbono ASTM A192
Agua	10,36	10	10,750	Acero al carbono ASTM A53
Glicerina	1,929	2	2,375	Acero al carbono ASTM A53
Agua-sacarosa	7,04	8	8,625	Acero al carbono ASTM A53

Tabla 7-3. Diámetros y material de cañerías.

7.2.2 Bombas

En la planta se instalan bombas centrífugas, por ser apropiadas para aguas con sólidos en suspensión y permitir grandes caudales. Además su sencillez, bajo costo inicial, de instalación y mantenimiento, flujo uniforme y pequeño espacio ocupado hacen su uso muy común en todo tipos de procesos. El cebado está asegurado por gravedad ya que todos los depósitos de aspiración están por encima del plano de la bomba.

Dimensionamiento de los sistemas de bombeo principales requeridos:

B1. En la etapa de difusión se requiere para elevar el fluido hasta la altura de 6,5 m, entrada del difusor.

B2. En la etapa de fermentación se necesita para elevar el caudal que circula por los reactores hasta 9,62 m, altura de los tanques.

B3. En la etapa de destilación se utiliza para recircular el solvente (glicerina) del fondo de la torre de recuperación hasta la realimentación en la columna extractiva.

B4. En las torres de enfriamiento se requiere elevar el fluido hasta la parte superior. Se utilizan tres bombas, una para cada torre. En forma estimativa se plantea para una torre.

Para dimensionar B1, B2 y B4, primero se debe calcular la altura desarrollada, es decir, la altura a la cual se eleva el fluido si toda la energía transferida a él por la bomba se utiliza para elevarlo, sin pérdidas de energía por fricción. Si se realiza un balance de energía mecánica (ecuación

de Bernoulli) a un fluido incompresible que circula por una tubería cerrada con un elemento propulsor, la diferencia de presión entre la descarga y la succión en una bomba centrífuga es proporcional a la altura desarrollada para un determinado caudal:

$$H_{des} = \frac{\Delta p}{\rho \cdot g} \quad (1)$$

Donde:

H_{des} : altura desarrollada [=] m.

Δp : diferencia de presión entre la descarga y succión de la bomba [=] Pa.

ρ : densidad del fluido [=] Kg/m³.

g : gravedad [=] m/s².

Se realizan las siguientes suposiciones para que la ecuación anterior sea válida: el sistema es isotérmico, la densidad es constante, la descarga y la succión se encuentran a la misma altura y no hay diferencia de velocidad entre las mismas, es decir, las áreas de entrada y salida son iguales.

Con la altura desarrollada y el caudal circulante se busca en las curvas características la bomba que cumple con ambos requisitos. Para trabajar en condiciones óptimas H_{des} tiene que ser igual a H_{dis} , donde esta última se despeja del balance de Bernoulli:

$$H_{dis} = \frac{-W}{g} = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \Delta h + \frac{E_v}{g} + \frac{\Delta v^2}{2} \quad (2)$$

Donde:

H_{dis} : requerimiento energético del fluido para circular por el sistema expresado en metros de columna de fluido [=] m.

$-W$: trabajo realizado por la bomba, $-W/g$ [=] m.

Δh : diferencia de altura a la cual se eleva el fluido [=] m.

Δp : diferencia de presión entre los puntos "1" (salida de un tanque) y "2" (entrada del otro tanque) [=] Pa.

ρ : densidad del fluido [=] Kg/m³.

g : gravedad [=] m/s².

Ev: pérdidas por fricción de la cañería y de los accesorios, Ev/g [=] m.

Δv^2 : velocidad a la que se mueve el fluido, final menos inicial [=] m/s.

Como se explicó anteriormente, las áreas de entrada y salida son iguales, por lo que no hay diferencia de velocidad ($\Delta v^2 = 0$), ya que no cambia el diámetro de las mismas. Al tratarse de un diseño estimado, no se conoce la diferencia de presiones ni las pérdidas por fricción en el tramo analizado, es por esto que se supone un factor de 20% para realizar los cálculos. La ecuación (2) queda:

$$H_{\text{dis}} = \frac{W}{g} = 1,2 \cdot \Delta h$$

Se resuelve la ecuación anterior y los resultados se muestran en la siguiente tabla:

	B1	B2	B4
Δh (m)	6,5	9,62	19,35
H_{dis} (m)	7,8	11,54	23,22

Tabla 7-4. Altura de diseño para las diferentes bombas.

Para dimensionar B3, primero se calcula la altura desarrollada con la ecuación (1), para una variación de presión que va de 0,2 atm a 1 atm, siendo la densidad de la glicerina 1.260 kg/m³ y 9,8 m/s² la gravedad. Se llega a:

$$H_{\text{des}} = 6,56 \text{ m}$$

El caudal de glicerina es aproximadamente de 10 m³/h. Del catálogo[15], para la bomba ANSI 3196, se entra al gráfico y de la intersección entre H_{des} y el caudal, se lee STi 1x1 ½ - 6. Se opta, entonces, por la bomba 3196 con una capacidad de 1450 RPM (50 Hz). El modelo HT 3196 para la bomba de proceso ANSI de alta temperatura.

Para las corrientes de interés, se muestran los caudales requeridos y se realiza la selección en el catálogo[15]:

SISTEMA DE BOMBEO		Q (m ³ /h)
Entrada al difusor B1	Bomba KSB ETAPRIME L que opera en un rango de caudales 4 m ³ /h - 180 m ³ /h, potencia 37 kW (50,31 hp) y presión 10 bar.	60
Entrada a fermentadores B2	Bomba KSB ETAPRIME L que opera en un rango de caudales 4 m ³ /h - 180 m ³ /h, potencia 37 kW (50,31 hp) y presión 10 bar.	173
Recirculación de glicerina B3	Modelo ANSI 3196 con una capacidad de 1450 RPM (50 Hz).	10
Torres de refrigeración B4	3 Bombas para agua de refrigeración Grundfos Nk, presión entre 10/16 y 25 bar, temperaturas de hasta 180°C y potencia de 15 kW.	478,2

Tabla 7-5. Sistema de bombeo.

La instalación cuenta con una réplica igual al sistema de bombeo seleccionado en paralelo, para que ante un fallo fortuito, pueda entrar en funcionamiento inmediatamente de forma que no se vea perturbado el proceso de producción.

7.3 Integración energética: Método Pinch

El aprovechamiento de energía térmica en una planta, poniendo en contacto corrientes calientes que se desean enfriar con corrientes que han de ser calentadas, es uno de los principales objetivos en cualquier industria, minimizando así costos tanto de operación (consumo de combustibles) como los de inversión (necesidad de menos equipos e instalaciones).

Un método utilizado para la integración energética es el Análisis Pinch, que consiste en optimizar la recuperación energética en un proceso. A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis Pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento.

El diseño de la red de intercambiadores de calor permite situar los equipos dentro del proceso.

Se utiliza el software Hint (Heat Integration), el cual es muy útil para el diseño de la red de intercambiadores de calor mediante el método Pinch. Esto permite independizarse del diagrama general de la planta y focalizar la atención sobre la parte energética. Para su utilización es necesario

contar con información de temperaturas y propiedades térmicas de las corrientes frías y calientes de interés, la cual se extrae del diagrama de flujo de la etapa de destilación realizado en UniSim Design R390.1 y requerimientos energéticos de la etapa de lavado, difusión, fermentación y almacenamiento de etanol.

7.3.1 Implementación

En primer lugar se definen las corrientes del proceso en cuanto a la necesidad de intercambio de calor:

Corrientes frías: las que aumentan su energía (la temperatura de salida es mayor que la temperatura de entrada).

Corrientes calientes: las que disminuyen su energía (la temperatura de salida es menor que la temperatura de entrada).

Para cada corriente se tiene en cuenta el cambio de temperatura, la capacidad calorífica que posee y la carga energética. Luego, el método Pinch trabaja en intervalos de temperatura, en donde se suman los calores de las corrientes involucradas en ese rango.

Se presenta una tabla con la identificación de las corrientes que intervienen en el proceso, y con las características necesarias de las mismas para poder realizar la integración energética:

Tipo de corriente	Corriente	Tentrada (°C)	Tsalida (°C)	Qnecesario (KW)	W (kg/h)
C ₁	Etanol	78,15	25	682,8	13.560
C ₂	Agua residual 1er torre	100	25	10.920	126.000
C ₃	Agua residual 3er torre	64,08	25	74,23	1.616
C ₄	Jugo crudo	50	28	3.896	172.348
F ₁	Agua de extracción	10	70	4.199	59.897

Tabla 7-6. Información de corrientes que requieren intercambio calórico.

Tipo de corriente	Corriente	Tentrada (°C)	Tsalida (°C)	Qnecesario (KW)
C ₅	Condensador 1	78,57	78,37	13.180
C ₆	Condensador 2	78,17	78,15	8.498
C ₇	Condensador 3	64,1	64,08	2.015
F ₂	Reboiler 1	99,9	100,1	19.970
F ₃	Reboiler 2	137,1	137,4	7.518
F ₄	Reboiler 3	240,18	240,2	2.965

Tabla 7-7. Información de corrientes que requieren intercambio calórico.

Jugo crudo: proviene de la etapa de extracción, es necesario que su temperatura disminuya para ingresar al fermentador. En la instalación de difusión los trozos de remolacha ingresan en contracorriente, para que se produzca el intercambio térmico entre los trozos entrantes y el jugo saliente. Por lo tanto se estima una disminución de la temperatura del jugo de difusión a la salida.

Etanol: Producto obtenido en la segunda columna de destilación, debe enfriarse para su correcto almacenamiento.

Cabe destacar que en la etapa de fermentación, la reacción es levemente exotérmica, por lo que ese mínimo calor generado se decide no integrar. Debido a que la fuerza impulsora para este intercambio es pequeña, se requiere un caudal de agua elevado el cual se recupera luego de pasar por una torre de enfriamiento. Por esta razón se decide analizar esta etapa de manera independiente al resto del proceso.

Se procede a construir un gráfico de temperatura vs carga energética, diagrama de curvas compuestas, donde se plantea en un mismo gráfico las curvas obtenidas tanto para corrientes calientes como frías. Las curvas no se deben aproximar más de 10 °C en el eje vertical para garantizar una fuerza impulsora mínima (este valor se define arbitrariamente). Dicho punto determinado de mayor proximidad se denomina punto Pinch, donde la transferencia de calor es más difícil.

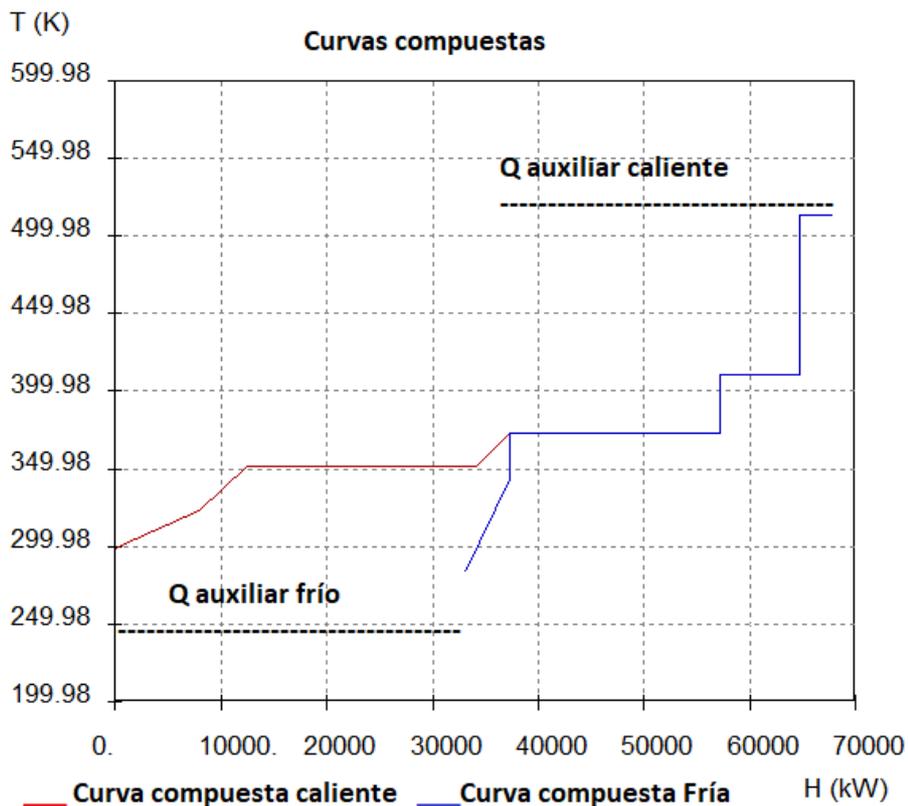


Gráfico 7-1. Calor a intercambiar con corrientes de servicio.

La temperatura de pinch obtenida es de 78,57 °C (351,57 °K superior). Una vez definido el mismo, se puede determinar la cantidad de calor a extraer mediante corrientes auxiliares frías y la cantidad de calor a entregar al sistema mediante corrientes auxiliares calientes.

La integración energética es posible en el rango donde están presentes las dos curvas, que según el gráfico 7-1 es mínimo el aprovechamiento energético de las corrientes de proceso que se puede tener.

Los requerimientos energéticos de los condensadores y rehervidores deben cubrirse con el uso de corrientes auxiliares.

7.3.2 Diseño de la red de intercambiadores

El método posee tres principios de diseño para lograr una red de intercambio con el mínimo requerimiento de energía:

- Para temperaturas por encima del punto Pinch, no se debe remover calor.
- Para temperaturas por debajo del punto Pinch, no se debe entregar calor.
- No se debe transferir calor a través del punto Pinch.

Para asegurar que no se transfiere calor a través del punto Pinch, se debe dividir el proceso en dos: $T < T_{PINCH}$ y $T > T_{PINCH}$, y comenzar desde el Pinch. Por regla heurística, para los intercambiadores de calor cerca del punto Pinch, para asegurar que $\Delta T > \Delta T_{min}$ se debe cumplir lo siguiente:

Para $T < T_{PINCH}$, $C_pC > C_pF$

Para $T > T_{PINCH}$, $C_pC < C_pF$

El método Pinch brinda la óptima integración energética, que puede no coincidir con el óptimo económico. Al proponer la red de intercambiadores, debe buscarse en primer lugar minimizar el número de intercambiadores, y en segundo lugar el área total de los mismos. Se debe considerar en la toma de decisiones, que la disminución del número de equipos tiene un impacto mayor sobre el costo que la disminución del tamaño de los mismos. Esto se logra maximizando la fuerza impulsora (ΔT) entre las corrientes. Además, se debe maximizar la integración entre las corrientes de proceso para evitar el uso de corrientes auxiliares.

La alternativa que se propone para llevar a cabo el diseño de integración, tiene en cuenta además de lo que contempla el método Pinch enunciado anteriormente, la minimización del consumo de agua de proceso.

Se decide utilizar el agua residual de la 1er torre de destilación (C_2), para resolver el requerimiento de agua de extracción (F_1), y para precalentar la corriente que entra al sistema de destilación. Lo que supone una alternativa más prometedora no solo energéticamente, sino también de menor impacto negativo al ambiente.

De la primer torre salen 126.000 kg/h de agua residual a 100°C. Para suplir los requerimientos de F_1 , se debe enfriar esta corriente hasta 70°C. El calor que se extrae, se intercambia con la corriente proveniente de la fermentación que está a 28°C. Luego de este proceso, se obtiene la fracción de agua necesaria para el requerimiento de la extracción y se utiliza la cantidad restante de agua para seguir precalentando la alimentación del sistema de fermentación.

El ahorro energético, se analiza cuantificando el consumo energético del reboiler de la primer torre de destilación, mediante la utilización de la herramienta Unisim Design R390.1. El esquema se visualiza a continuación:

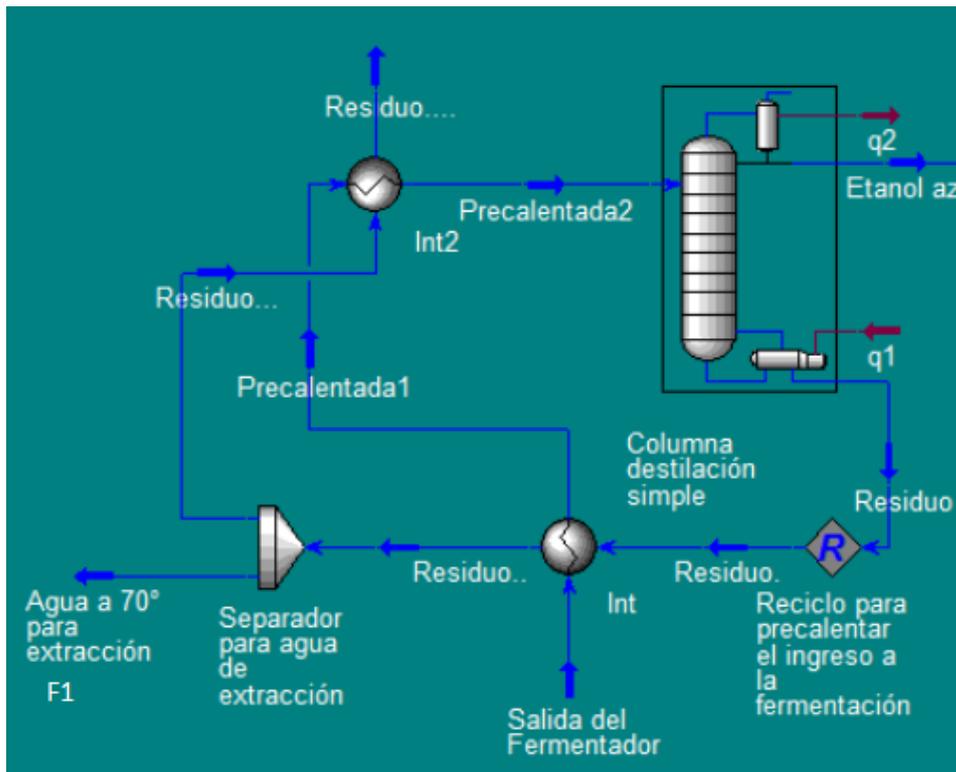


Figura 7-3. Reutilización de corriente residual.

En la siguiente tabla se expresan los resultados de esta alternativa propuesta:

	Sistema original	Sistema optimizado
Temperatura entrada destilación (°C)	28	60
Calor Reboiler 1 (10⁷KJ/h)	8,803	7,189
Caudal agua residual salida (Kg/h)	126.000	66.103
Temperatura agua residual (°C)	100,1	59,68

Tabla 7-8. Resultados de la alternativa propuesta.

Se puede concluir que suplir la corriente F1 con una disponible dentro del sistema, genera un ahorro de 59.897 kg/h de agua que debe ingresar al proceso. Esto provoca que la cantidad a adicionar sea sólo la de reposición en las torres de enfriamiento. La tabla 7-8, muestra que el calor del reboiler en la primera columna de destilación es menor para la alternativa propuesta, representa un ahorro del 20% de energía. Por último, se genera una baja en la temperatura de 40°C

de la corriente de agua residual, lo que representa una mejora para su posterior tratamiento para su disposición.

7.3.3 Intercambiadores

Según lo descrito en el anexo A.7.1 se decide utilizar intercambiador tubo y coraza. Se combinan las siguientes ecuaciones para obtener el área de intercambio.

$$Q = W \cdot Cp \cdot \Delta T \quad (1)$$

$$W_{Fi} \cdot Cp_{Fi} \cdot (ts - te) = W_{Ci} \cdot Cp_{Ci} \cdot (Te - Ts) \quad (2)$$

$$Q = U \cdot A \cdot Ft \cdot \Delta T_{mlcc} \quad (3)$$

$$\Delta T_{mlcc} = \frac{(Ts - te) - (Te - ts)}{\ln((Ts - te) / (Te - ts))} \quad (4)$$

Donde:

ΔT_{mlcc} : diferencia de temperaturas media logarítmica en contracorriente, que no es otra cosa más que la fuerza impulsora para la transferencia de calor (°K).

A: área de intercambiador (m^2).

Ft: factor de corrección.

Cp_i : capacidad calorífica, de la corriente caliente y fría (J/kg.°K).

W_i : caudal másico de la corriente fría y caliente (kg/h).

U: coeficiente de transferencia de calor global ($W/m^2 \cdot K$).

Te: Temperatura de entrada del fluido caliente (°C).

Ts: Temperatura de salida del fluido caliente (°C).

te: Temperatura de entrada del fluido frío (°C).

ts: Temperatura de salida del fluido frío (°C).

INTERCAMBIADORES		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/ s m ² °K)
Agua	agua	800-1600
Solventes orgánicos	agua	250-750
Gases	agua	15-250
Aceites livianos	agua	350-900
Aceites pesados	agua	60-250
Solventes orgánicos	aceites livianos	120-400
Agua	salmuera	600-1200
Solventes orgánicos	salmuera	150-500
Gases	salmuera	15-250
Solventes orgánicos	solventes orgánicos	120-350
Aceites pesados	aceites pesados	45-250

Figura 7-4. Coeficientes de transferencia de calor para diferentes fluidos de intercambio⁴.

El coeficiente de transferencia global es función del tipo de fluido. Todos los cálculos se realizan con el valor medio correspondiente de la figura 7-4. Para un intercambiador de calor que posee más de un paso en los tubos, no puede hablarse de una única temperatura para cada fluido en toda la sección transversal del equipo. Por eso se requiere definir un factor de ajuste Ft, que depende del número de pasos en los tubos y coraza, como así también de las temperaturas de entrada y salidas.

El Ft es una débil función del número de pasos en los tubos si este es par, se dispone de gráficos para su determinación para configuraciones 1-2, 2-4, 3-6, etc., y en cualquier otro caso debe usarse aquél de estos que corresponda igual número de pasos por la carcasa. Para un intercambiador de dos pasos por coraza y 4 o más por tubos, con las condiciones de temperatura del intercambiador, es igual a 1.

Para determinar el área de intercambio, se debe calcular la temperatura Ts a la salida del intercambiador, a partir de la ecuación 2, al igualar los calores de cada corriente.

Luego se plantea la ecuación 3. Para ello se debe conocer el calor puesto en juego, que se obtiene de la ecuación 1 y así, con los demás parámetros conocidos se determina el área.

Los valores de Cp a utilizar, se obtienen en el simulador Unisim Desing R390.1.

En la siguiente tabla se muestran los datos y resultados obtenidos en cada intercambiador.

Intercambiador 1: enfría el etanol para su correcto almacenamiento.

Intercambiador 2: enfría jugo crudo proveniente de la difusión desde 50 °C hasta 28°C.

⁴ Eduardo Cao, Intercambiadores de calor, 1983. Anexo 20, página 153.

Intercambiador 3: precalienta salida de fermentador y enfría el residuo hasta 70°C (para poder extraer una fracción para el agua de difusión).

Intercambiador 4: precalienta salida de fermentador y enfría el residuo remanente.

Intercambiador	te (°C)	ts (°C)	W fría (kg/h)	Te (°C)	Ts (°C)	W caliente (kg/h)	$\Delta T_{ml_{cc}}$	Calor (KW)	U (W/m ² .°K)	A (m ²)
1	20	40	29.430	78,15	25	13.560	16,31	682,8	500	83,71
2	20	40	160.550	50	28	172.348	8,96	3.896	1200	362,23
3	28	55	141.200	100	70	126.000	43,48	4.323	1200	82,85
4	55	60	141.200	70	59,68	66.103	7,00	800,3	1200	95,18

Tabla 7-9. Datos de intercambiadores de calor.

Al utilizar intercambiadores de calor de tubos y coraza, el área de intercambio será la correspondiente a la suma de las áreas laterales de cada tubo. Se asume para todos los intercambiadores la misma configuración de dos pasos por coraza y cuatro pasos por los tubos para poder simplificar los cálculos.

$$N_{tubos} = \frac{A}{\pi \cdot D \cdot L \cdot n}$$

Donde:

L: largo de tubos.

D: diámetro externo de tubos.

N_{tubos} : número de tubos.

Se utilizan tubos de tres metros de largo, y de una pulgada de diámetro nominal. Luego:

Intercambiador	A (m ²)	D (m)	L (m)	N _{tubos}
1	83,71	0,0254	3	88
2	362,23	0,0254	3	379
3	82,85	0,0254	3	87
4	95,18	0,254	3	100

Tabla 7-10. Número de tubos necesarios en intercambiadores de calor.

7.3.4 Condensadores

En el capítulo 6, de la simulación de la etapa de destilación, se obtiene el calor que debe removerse en cada condensador y el caudal de agua requerida para el enfriamiento. El agua utilizada entra a una temperatura de 20°C y una temperatura de salida de 40°C.

Para determinar el área de intercambio, se procede en forma análoga a lo detallado en el apartado 7.3.3.

Condensador	Fluido	T fluido en el condensador (°C)	Calor (KW)	U (W/m ² K)	Wagua (kg/h)	A (m ²)
1° torre destilación	Azeótropo	78,37	13.180	500	561.000	552,94
2° torre destilación	Etanol	78,15	8.498	500	362.000	358,19
3° torre destilación	Agua residual	64,08	2.015	1200	85.500	50,76

Tabla 7-11. Características de los condensadores.

Condensadores	A (m ²)	D (m)	L (m)	N _{tubos}
1° torre	552,94	0,0254	3	578
2° torre	358,19	0,0254	3	375
3° torre	50,76	0,0254	3	54

Tabla 7-12. Número de tubos necesarios en los condensadores.

7.3.5 Reboilers

Para todos los casos la temperatura del vapor es 250°C.

Reboilers	Fluido	T fluido reboiler (°C)	Calor (KW)	U (W/m ² K)	W vapor (kg/h)	A (m ²)
1° torre	Agua residual	100,1	19.970	850	41.904	157,785
2° torre	Agua residual + glicerina	137,4	7.518	850	15.768	78,55
3° torre	Glicerina	240,2	2.965	850	6.228	355,942

Tabla 7-13. Características de los reboilers.

Reboilers	A (m ²)	D (m)	L (m)	N _{tubos}
1° torre	157,785	0,0254	3	165
2° torre	78,55	0,0254	3	83
3° torre	355,942	0,0254	3	372

Tabla 7-14. Número de tubos necesarios en los reboilers.

7.4 Instalaciones auxiliares del proceso

Se decide no diseñar los equipos de la estación de tratamiento de pulpa, ni de CO₂, de la instalación de aire comprimido, de la planta de ósmosis inversa y la del tratamiento de aguas residuales por exceder el alcance del proyecto.

7.4.1 Estación de tratamiento de la pulpa

La pulpa agotada que se obtiene se procesa para luego ser comercializada. Del difusor llega por un **transportador de tornillo** a la sección de **prensado mecánico**. El agua de prensa se recoge en un **tanque** y después se **bombea** a un **filtro** donde se retiran partículas finas de pulpa y se devuelven para volver a prensarlas. El agua utilizada se calienta hasta 70°C- 75° C antes de ser devuelta al difusor. La pulpa prensada es dirigida por un **transportador de cinta** al **secador de tambor**[27].

El material que sale del secador debe poseer un nivel de humedad correcto para que se pueda granular fácilmente. Si es demasiado húmedo, puede provocar que la maquinaria se atasque o que los granos produzcan moho durante el almacenamiento. Si los granos están demasiado secos, el resultado será granos frágiles que se desmenuzan y, por lo tanto, no sirven.

Para conseguir una buena conservación de la pulpa saliente de la difusión es preciso reducir el contenido en agua de la misma hasta que alcance el 90% de materia seca. Esto se logra por los procesos de prensado y secado. La presión es un proceso mecánico menos costoso que el secado, pero la presión, por condicionamientos físico-químicos, sólo permite reducir el contenido en agua hasta alcanzar aproximadamente un 22% de materia seca. Por ello, después del prensado, la pulpa pasa a secaderos rotativos que, mediante aire caliente, permiten alcanzar el 90 % de materia seca [30].

El proceso de secado consume mucha energía y, por lo tanto, es costoso. Sin embargo, la instalación de un sensor de humedad en la salida del secador es una manera sencilla y rentable de ahorrar en el control de la humedad de la remolacha azucarera durante el procesamiento.

Una alternativa que presenta un ahorro energético es secar en forma natural aprovechando la energía solar, pero que tiene como desventaja la dependencia con las condiciones del clima, y la generación de malos olores que afectan a los barrios aledaños. Se debe realizar un análisis económico ya que es necesario contar con hectáreas destinadas para esta etapa.

En esta etapa se genera una corriente de 7.617 Kg/h de pulpa seca (10% de humedad) obtenida a partir de los siguientes datos y balance de masa:

$$Wp1 \cdot x_{sac1} = Wp2 \cdot x_{sac2}$$

$$Wp1 \cdot x_{otros1} = Wp2 \cdot x_{otros2}$$

$$x_{otros2} + x_{sac2} + x_{H2O2} = 1$$

con:

$$x_{H_2O1}=0.757$$

$$x_{H_2O2}=0.1$$

$$x_{sac1}=0.018$$

$$x_{otros}=0.225$$

Donde $Wp1$ y $Wp2$ son el caudal de pulpa húmeda y pulpa seca respectivamente. x_i representa la fracción másica de cada componente de las corrientes.

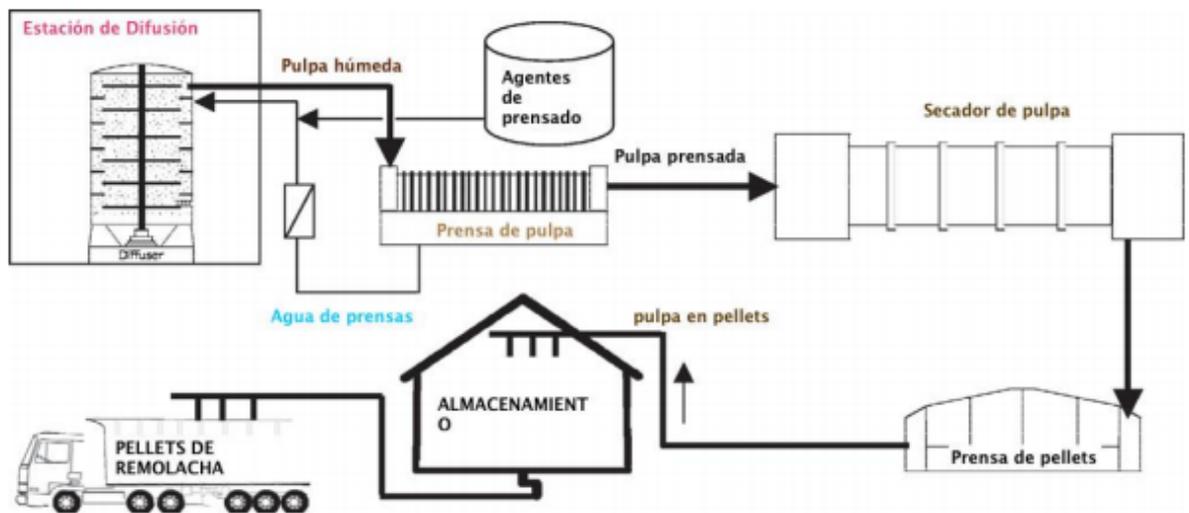


Figura 7-5. Esquema de estación de tratamiento de pulpa.

7.4.2 Tratamiento de CO_2

El CO_2 producido en el tren de fermentación pasa por las siguientes etapas para su tratamiento: lavado, purificación, secado y condensación.

Debido a que contiene trazas de etanol, esta corriente se debe purificar. Se obtiene una corriente compuesta por trazas y agua, y otra corriente por dióxido de carbono y agua. Luego, el gas se comprime con la ayuda de un compresor, lo cual ocasiona un aumento en la temperatura del mismo. Es por esto que se debe colocar un intercambiador de calor, que disminuya la temperatura de la corriente hasta la ambiente.

Una vez comprimido y enfriado, se trata para eliminar las impurezas, y reducir la humedad en la corriente hasta un valor deseado. Se procede a su almacenamiento.

7.4.3 Instalación de aire comprimido

Se instala un compresor tipo tornillo que incluye una secadora de aire. Sus instalaciones serán a base de cañerías de acero al carbón sin costura y su principal función será inyectar aire a los actuadores de las válvulas automáticas que están instaladas en varios puntos de la planta.

7.4.4 Producción de vapor - Caldera

La producción de vapor en la sala de calderas y su uso eficiente en los intercambiadores de calor de las columnas de destilación, son de gran importancia para la economía de la producción de etanol.

El requerimiento energético de los tres reboilers utilizados en la etapa de destilación se muestra en la tabla 7-15. Se decide suplir el mismo, con una corriente auxiliar de vapor, generada en la caldera.

La presión de trabajo, la temperatura y la producción de vapor son los principales parámetros a considerar para seleccionar una caldera.

Al tener temperaturas cercanas a 240°C en la tercer columna de destilación, se busca un equipo que pueda trabajar a una presión de 40 bar para tener temperaturas de vapor de 250°C y por ende, una fuerza impulsora de 10 °C. Además, el equipo debe generar una potencia de 30,45 MW que es la requerida por la totalidad de los reboilers.

Requerimiento energético (KW)		
Reboiler 1	Reboiler 2	Reboiler 3
19.970	7.518	2.965
$Q_{total} = 30,45 \text{ MW}$		

Tabla 7-15. Calor requerido en los reboilers.

Se encuentra en catálogo[22] un equipo que posee con las siguientes características:

- Proveedor: Taishan Group Taian Boao International Trade Co., Ltd.
- Modelo: NSTB Oil and Gas Fired Steam Boiler & Hot Water Boiler.
- Tipo de alimentación: de gas, de fueloil.
- Producción de vapor: Máx.: 200 Tn/h, Mín.: 10 Tn/h.
- Potencia: Máx.: 116 MW, Mín.:21 MW.
- Rango de presiones: Máx.: 4 MPa, Mín.: 1 MPa.

Se verifica que la caldera cumple con el requerimiento de producción de vapor, al calcular el caudal de vapor que se necesita generar:

$$\sum Q_{reboiler} = W_{vapor} \cdot Q_{latente}$$

$Q_{latente}$ tiene un valor de 1.716,2 KJ/Kg para una presión de 4 MPa

Se obtiene entonces, un $W_{vapor} = 63,88$ Tn/h



Figura 7-6. Caldera seleccionada.

La caldera se abastece de agua de ósmosis, la cual se recircula luego de intercambiar calor con los reboilers. Cuenta además con una alimentación de agua fresca para compensar pérdidas, y un suministro de gas natural abastecido por la empresa Ecogas (Distribuidora de Gas Cuyana).

Se consideran los siguientes datos para calcular los metros cúbicos de gas que requiere el equipo:

Poder calorífico del gas natural= 8.300 Kcal/m³ [29]

Eficiencia de la caldera= 90% [23]

Resulta un caudal de gas de 3.508 m³/h

7.4.5 Tratamiento de aguas residuales

Las aguas usadas en el proceso que no van a ser reutilizadas, serán aguas residuales y deben ser tratadas cuando corresponda.

El objetivo de la red de saneamiento es llevar las aguas residuales en condiciones admisibles para su disposición o vertido. En la red, el sistema de circulación va a ser por gravedad, por lo que no va a ser necesario el uso de bombas ni otros elementos para impulsar el agua. Cada cañería tiene una inclinación de entre un 1 y un 4% para facilitar una velocidad del agua óptima para que no se produzcan atascos debido a la baja velocidad, ni corrosión como consecuencia de exceso de de velocidad.

El agua residual pasa por un **tanque ecualizador** y luego por una **depuradora** que está compuesta por una línea de agua y otra de fangos. El objetivo de la línea de aguas es depurar el agua que entra en la depuradora y disminuir la concentración de contaminantes. La línea de fangos se encarga de recoger y tratar los fangos y lodos de la depuración. Los fangos son residuos sólidos sedimentables que se extraen de la línea de agua, y del tanque ecualizador. Tras ser convenientemente tratados, los fangos pueden ser reutilizados en otras actividades tales como agricultura o jardinería.

7.4.6 Torre de enfriamiento

Una torre de refrigeración es una instalación que extrae calor del agua mediante evaporación o conducción. Existen torres de enfriamiento para la producción de agua de proceso que sólo se puede utilizar una vez, antes de su descarga. También hay torres de enfriamiento de agua que puede reutilizarse en el proceso. En el nuestro, el agua es reutilizada. Para eso, se bombea hacia la torre de enfriamiento. Después de que el agua se enfría, se reintroduce como agua de servicio.

El diseño de los intercambiadores se realiza en base a las condiciones de salida del agua de servicio luego de atravesar la torre de enfriamiento. Esta situación se presenta en los días de mayor temperatura de la etapa de producción que es 35°C y 20% humedad en la locación de la planta.

Primero se diseña una torre para enfriar el agua de servicio de los serpentines, en los tanques de fermentación, de 27 a 20°C por la restricción de temperatura de los fermentadores. Se selecciona un rango de temperatura de entrada que no sobrepase los 40-45°C. Esto se debe a que si supera este valor la alimentación de agua de servicio, las pérdidas por evaporación son significativas y la operación no se lleva a cabo correctamente. Entonces, las torres que se muestran a continuación se diseñan para enfriar las corrientes desde 40°C a 20°C.

Corriente de servicio	Caudal de agua (Kg/h)
Intercambiador 1	29.430
Intercambiador 2	160.550
Condensador 1	561.000
Condensador 2	362.000
Condensador 3	85.500
Total	1.198.480

Tabla 7-16 .Caudales de agua de enfriamiento.

Se diseñan 3 torres de enfriamiento:

- Torre 1: agua proveniente de los serpentines en la fermentación, L1=.478.200 Kg/h.
- Torre 2: agua proveniente del condensador 1, L2=561.000 Kg/h.
- Torre 3: agua proveniente del intercambiador 1 y 2 y del condensador 2 y 3, L3=637.480 Kg/h.

Torre 1:

El agua de los serpentines se encuentra a 27°C. Se bombea hacia la parte superior de la torre de enfriamiento y desde ahí fluye hacia abajo, emitiendo calor que se mezcla con el aire y provoca un enfriamiento de 10°C. Parte del agua que se introduce caliente, se evapora ocasionando la saturación del aire circulante, provocando pérdidas en el sistema que requieren ser suplidas con aporte de agua fresca.

Los sistemas de enfriamiento pueden ser de tiro forzado o natural, abiertos o cerrados. Cuando un sistema es cerrado, el agua no entra en contacto con el aire de afuera y la contaminación del agua en las torres de enfriamiento por los contaminantes del aire y microorganismos es insignificante. Además, los microorganismos presentes en las torres de refrigeración no son eliminados a la atmósfera.

Se determina el calor a remover del agua proveniente de los fermentadores. Para esto, se toma el caudal total de agua (L1= 478.200 Kg/h) utilizado para enfriar los cuatro serpentines de los tanques.

En la siguiente figura se esquematiza la torre de enfriamiento y el gráfico correspondiente a la recta de operación:

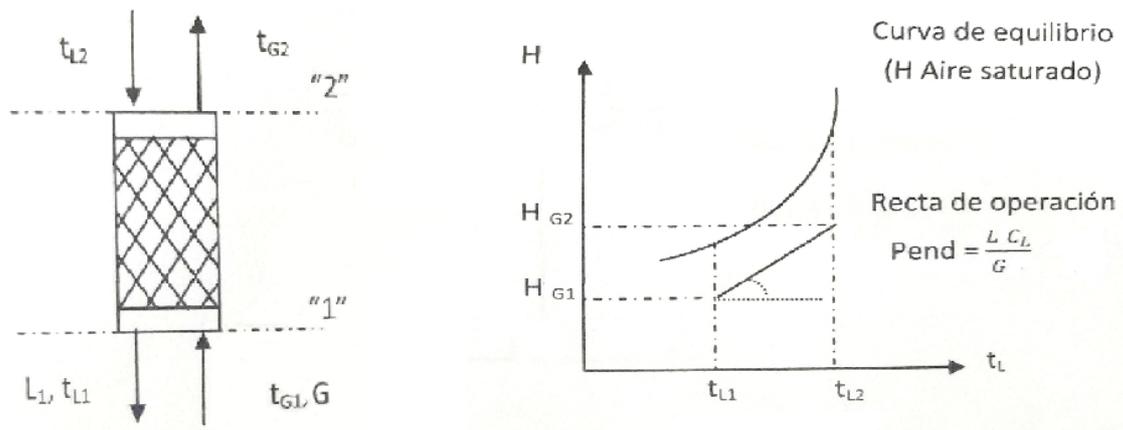


Figura 7-7. Esquema de torre de enfriamiento y recta de operación.

El balance de entalpía para a torre es el siguiente:

$$L \cdot Cp \cdot (T_{L1} - T_{L2}) = G \cdot (H_{G1} - H_{G2})$$

Se diseña una torre para enfriar esa cantidad de líquido desde 27°C hasta 20°C. Para eso, se especifican las condiciones de entrada y salida del equipo:

- Entrada de agua: $T_{L2} = 27^\circ\text{C}$
- Salida de agua: $T_{L1} = 20^\circ\text{C}$
- Entrada de aire: se considera la condición climática más desfavorable de San Juan que no se sobrepase en un 5 % durante el resto del año [24].
 - Temperatura de bulbo seco= 35°C.
 - Humedad relativa= 20%.

Con los datos anteriores se entra a la carta psicrométrica y se lee la temperatura de bulbo húmedo.

- Temperatura de bulbo húmedo= 18°C

Luego, con el valor obtenido anteriormente se lee de la carta H_{G1} y se marca el punto de operación: T_{L1} y H_{G1} :

$$H_{G1} = 49 \text{ KJ/Kg aire seco (a la entrada)}$$

Además, se necesita calcular el valor de H_{G2}^* para hallar el caudal mínimo de aire del balance de entalpía. Para esto se entra al diagrama psicrométrico con T_{L2} y se lee H_{G2}^* (valores en equilibrio):

$$H_{G2}^* = 89 \text{ KJ/Kg aire seco (a la salida)}$$

Finalmente, del balance de entalpía se despeja G_{min} :

- $L.Cp.(T_{L1} - T_{L2}) = G_{min}.(H_{G1} - H_{G2}^*)$
- $G_{min} = 349.803,3 \text{ Kg aire seco/h}$

Se calcula el caudal (G) como el caudal mínimo aumentado en un 20% ($G_{min} * 1,2$):

$$G = G_{min} \cdot 1,2 = 419.763,96 \text{ Kg/h}$$

Este valor se reemplaza en el balance de entalpía y se despeja H_{G2} . Luego:

$$H_{G2} = 82.332 \text{ KJ/Kg aire seco}$$

Luego, con H_{G2} y T_{L2} se marca el punto de operación restante, para poder trazar la recta de operación en el diagrama psicrométrico.

Una vez hallado el caudal de aire seco (G), se calcula el agua de reposición como el caudal de aire seco, aumentado en un 10%, por la diferencia de humedades absolutas de las corrientes a la salida y a la entrada del equipo:

- $Y_2 = 0,038$
- $Y_1 = 0,01$

$$Q_{H2O \text{ reposición}} = 1,1 * G * (Y_2 - Y_1) = 12.928,72 \text{ Kg/h}$$

Además, para su diseño, se considera que el aire ingresa por el fondo de la torre y sale saturado por el tope de la misma. Se utiliza un relleno de acrílico por su alto coeficiente de transferencia $K_{y,a}$ [25].

De la carta psicrométrica se obtiene el número de unidades de transferencia, $N_{tog} = 3$. Se considera una velocidad de aire de 3 m/s y que el aire sale saturado el tope de la torre, se llega a que el área transversal requerida para la torre es de 31,72 m².

Luego, se calcula la altura de la torre como :

$$Z = H_{tog} \cdot N_{tog}$$

Donde: $H_{tog} = \frac{G'}{K_{y,a}}$

Entonces queda:

- $Z = \frac{G'}{K_{y,a}} \cdot N_{tog}$
- $G' = 3,67 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$
- $K_{y,a} = 0,5698 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}$

Resulta entonces, una altura de torre de 19,35 m.

Para determinar la potencia que consumirá el equipo, es necesario evaluar el caudal de aire húmedo que debe hacerse circular. Se decide ubicar el forzador de aire en el tope de la torre, de modo que el tiro sea inducido, evitando la recirculación de la corriente de aire de salida hacia el fondo. El mismo, deberá poder desplazar un caudal volumétrico de aire igual a:

$$G_v = 342.664,45 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Se encuentra en catálogo[26] un forzador marca Sodeca modelo HGT-160-6T/9-100 capaz de desplazar 200.000 m³/h de aire utilizando una potencia de 75 KW. Se opta entonces por colocar 2 forzadores como este para suplir las necesidades del proceso.

Se procede a calcular las torres restantes de manera análoga. Resulta:

Variable	Torre 1	Torre 2	Torre 3
Tl1 (°C)	20	20	20
Tl2 (°C)	27	40	40
L (Kg/h)	478.200	561.000	637.480
H _{G1} (KJ/Kg aire seco)	49	49	49
H _{G2} * (KJ/Kg aire seco)	89	170	170
G _{min} (Kg/h)	349.803,3	378.600	440.440,72
G (Kg/h)	419.763,96	454.320	528.528,86
H _{G2} (KJ/Kg aire seco)	82,332	152,23	149,83
Y ₂	0,038	0,038	0,038
Y ₁	0,01	0,01	0,01
Q _{h20} reposición (Kg/h)	12.928,72	13.993,056	16.278,68
Q _{h20} reposición (m ³ /h)	12,928	13,99	16,278
Ky.a (Kg/m ³ .s)	0,5698	0,5698	0,5698
Ntog	3	8	8,5
G' (Kg/m ² .s)	3,67	3,67	3,67
Sección transversal (m ²)	31,72	34,34	39,94
Forzador	Sodeca modelo HGT-160-6T/9-100	Sodeca modelo HGT-160-6T/9-100	Sodeca modelo HGT-160-6T/9-100
Potencia instalada (KW)	75	75	75
Cantidad de forzadores	2	2	3

Tabla 7-17. Parámetro del diseño de torres.

7.4.7 Planta de ósmosis inversa

El agua empleada tanto en la caldera como en los circuitos de refrigeración, requiere de una pureza elevada para minimizar la deposición de residuos, ya que ocasiona menor eficiencia de transferencia de calor, corrosión, etc. Por lo anterior, se decide disponer en la planta de un equipo compacto de ósmosis inversa que proporciona el caudal requerido por la caldera así como cualquier otra parte del proceso que lo requiera. Para la selección del equipo se debe conocer el requerimiento de agua de ósmosis que tiene la planta:

- Pérdidas en torre de refrigeración: 46,17 m³/h.

- Caldera: se consideran despreciables las pérdidas frente a las de las torres de refrigeración, se deben principalmente a purgas o fallas casuales.

Por lo tanto se requiere de un planta con una capacidad de tratamiento de agua de 46,17 m³/h. Se selecciona del catálogo[18] un equipo con capacidad máxima de 50 m³/h..

A la salida de la planta de ósmosis inversa, se dispone de un tanque de polietileno para evitar corrosión, el cual cumple la función de tanque pulmón. Dicho tanque almacena en su interior un volumen de agua pura equivalente a una hora de funcionamiento de la planta de ósmosis inversa. El tanque es de polietileno, posee una capa exterior de pintura gris opaca que impide la penetración de los rayos ultravioleta y evita así la degradación del agua.

7.5 Alternativas a evaluar para el agua residual de la destilación

Si se considera la planta en su totalidad como una caja negra, el ingreso de agua al proceso proviene de las remolachas (contiene alrededor del 75% en peso de agua). Al evaluar la salida de esta, se observa que la mayor cantidad se obtiene de la primera torre de destilación y pequeñas trazas en la corriente de producto, en la de levadura desechada y con la pulpa prensada.

En la integración antes mencionada, del caudal de agua que sale de la primera torre de destilación, una fracción se destina a la extracción para evitar el abastecimiento externo de agua y de energía para calentarla, y al precalentamiento de corrientes. Indefectiblemente debe salir una fracción de agua como residuo del sistema para que se mantenga balanceado. Este caudal es significativo (65.000 Kg/h aproximadamente).

En el diseño propuesto esta corriente se destina a un tanque ecualizador para su tratamiento como efluente líquido (detallado en apartado 7.4.5), donde sólo se propone la disminución de la temperatura a la ambiente y evaporación de las trazas de etanol para su final disposición.

Se plantean a continuación dos alternativas para el uso del caudal de agua residual:

Alternativa 1

Esta propuesta considera que una corriente de interés es el agua de reposición al proceso, la cual proviene en principio de la red y luego atraviesa el equipo de ósmosis. Se analiza complementar ese caudal de ingreso para minimizarlo o incluso sustituirlo de ser posible.

Las membranas de los equipos de ósmosis, tienen establecidas temperaturas máximas de operación. La temperatura de la corriente que se quiere recircular es de 60°C, mayor al límite de una membrana standard. Cuanto mayor es la temperatura, menor es el rechazo de sales como regla general, pero la problemática principal es el daño que un fluido caliente puede causar estructuralmente a los materiales de la membrana (se pueden despegar en esta situación). Para continuar el análisis, se puede diseñar un intercambiador que enfríe la corriente a valores aceptables.

El caudal de agua de estudio es mayor al requerido para la reposición, se puede analizar también sustituir la corriente. En este caso, no tiene sentido aparente la utilización del equipo de ósmosis inversa, debido a que este principalmente se encarga de desalinizar el agua, o retener impurezas sólidas o materia orgánica mediante la utilización de filtros. La composición de esta corriente según lo que se muestra en el capítulo 6, es de un 1% en peso de sacarosa y glicerina y apenas trazas de etanol. Más del 97% de esta corriente es agua. Para decidir la reutilización directa de esta corriente como caudal de ingreso de reposición, se debe estudiar en mayor detalle la problemática que puede causar en los equipos esta pequeña fracción de contaminantes y de haberlas, aplicar técnicas químicas o físicas específicas, (como pueden ser filtros o membranas) para cumplir el requerimiento y poder así, eliminar el gasto de la corriente extra de alimentación y lograr una optimización del recurso.

Alternativa 2

Se plantea de manera cualitativa. La propuesta trata de analizar los beneficios que esta corriente puede generar siendo introducida en la corriente de agua de lavado de las remolachas. Originalmente el caudal de agua de lavado es filtrado y posteriormente reutilizado. El proceso no se detalla pero se estima que el gran contenido de sólidos (tierra y raíces) puede dificultar la acción y bajar el rendimiento de la corriente, debiendo requerir un caudal de reposición.

Otro aspecto a tener en cuenta es que el lavado a trabajar a una temperatura superior a la ambiente (entre 30 y 35°C) se ve beneficiado. La limitación radica en utilizar una corriente más caliente, que corre el riesgo de comenzar la extracción en esta etapa y perder sacarosa en la corriente de lavado.

Esta alternativa puede ser llevada a cabo de forma simultánea con la propuesta anterior con un sistema de control que dirija el caudal residual según sea requerido.

7.6 Resumen de equipos seleccionados

Báscula	<i>Modelo San Lorenzo, GaMa HA-8028 de 28.00 metros de largo y 3,16 metros de ancho y puede pesar hasta 80.000 Kg, catálogo[2].</i>
Tanque de almacenamiento	<i>Silo circular CFL, Marca GSI. De paredes laminares de acero con alta resistencia a la tensión, con valores de 483 MPa (70,000 p.s.i.), un recubrimiento de acero galvanizado brillante G-90. Techo del mismo material y con aireación en el suelo. Capacidad de 5.500 tn Catálogo [19].</i>
Cintas transportadoras	<i>Modelo PS-1 de poliéster/PVC de ,5 milímetros de espesor, de acabado liso, presenta resistencia a álcalis, al desgaste y humedad, catálogo[9].</i>
Tanque de lavado de tambor	<i>Modelo MB-4.5. Capacidad de remolacha, 4.500 toneladas/ día. Potencia instalada del motor eléctrico, 45 KW. Diámetro del tambor 2,2 m Sección de carga diámetro 3 m, Longitud 11,6 m, Anchura 3,5 m, Altura 3,70 m, catálogo[13].</i>
Molino de cuchillas	<i>Longitud 2,95 m, alto de 2,08 m. de altura, 1.2 m de ancho, caudal másico de 5.512 t/día, potencia consumida 165 Kw molino, 1,1 Kw instalación hidráulica, revoluciones 2.200 1/min. Catálogo[6].</i>
Instalación de difusión	<i>Se selecciona una torre de extracción por difusión de 6,5 m de diámetro con un macerador de 4,2 m de diámetro y 7,0 m de longitud. Catálogo[14].</i>
Planta de osmosis	<i>Se requiere de un planta con una capacidad de tratamiento de agua de 46,17 m³/h. Se selecciona del catálogo[18] un equipo con capacidad máxima de 50 m³/h.</i>
INTERCAMBIADORES	
1	<i>Número de tubos: 88 Área de intercambio: 83,71 m² U= 500 W/(m².°K) Calor intercambiado= 682,8 KW</i>
2	<i>Número de tubos:379 Área de intercambio: 362,23 m² U= 1200 W/(m².°K) Calor intercambiado= 3.896 KW</i>

3	<p>Número de tubos: 87 Área de intercambio: 82,84 m² U= 1200 W/(m². °K) Calor intercambiado= 4.323 KW</p>			
4	<p>Número de tubos: 100 Área de intercambio: 95,184 m² U= 1200 W/(m². °K) Calor intercambiado= 800,3 KW</p>			
CONDENSADORES				
1° torre	<p>Número de tubos: 578 Área de intercambio: 552,94m² U= 500 W/(m². °K) Calor intercambiado= 13.180 KW</p>			
2° torre	<p>Número de tubos: 375 Área de intercambio: 358,19 m² U= 500 W/(m². °K) Calor intercambiado= 8.498 KW</p>			
3° torre	<p>Número de tubos: 54 Área de intercambio: 50,76 m² U= 1200 W/(m². °K) Calor intercambiado= 2.015 KW</p>			
REBOILERS				
1° torre	<p>Número de tubos: 165 Área de intercambio: 157.785 m² U= 850 W/(m². °K) Calor intercambiado= 19.970 KW</p>			
2° torre	<p>Número de tubos: 83 Área de intercambio: 78,55 m² U= 850 W/(m². °K) Calor intercambiado= 7.518KW</p>			
3° torre	<p>Número de tubos: 372 Área de intercambio: 355,942m² U= 850 W/(m². °K) Calor intercambiado= 2.965 KW</p>			
	Fluido	DN (pulg)	Diámetro externo (pulg)	Material

Cañerías	<i>Etanol</i>	<i>2½</i>	<i>2,875</i>	<i>Acero al carbono ASTM A53</i>
	<i>Vapor de agua</i>	<i>2</i>	<i>2 (espesor=0,15 pulg)</i>	<i>Acero al carbono ASTM A192</i>
	<i>Agua</i>	<i>10</i>	<i>10,750</i>	<i>Acero al carbono ASTM A53</i>
	<i>Glicerina</i>	<i>2</i>	<i>2,375</i>	<i>Acero al carbono ASTM A53</i>
SISTEMA DE BOMBEO				
Entrada al difusor B1	<i>Bomba KSB ETAPRIME L que opera en un rango de caudales 4 m³/h - 180 m³/h, potencia 37 kW (50.31 hp) y presión 10 bar. Catálogo [15].</i>			
Entrada a fermentadores B2	<i>Bomba KSB ETAPRIME L que opera en un rango de caudales 4 m³/h - 180 m³/h, potencia 37 kW (50.31 hp) y presión 10 bar. Catálogo [15].</i>			
Recirculación de glicerina B3	<i>Modelo ANSI 3196 con una capacidad de 1.450 RPM (50 Hz). Catálogo [15].</i>			
Torres de refrigeración B4	<i>Tres bombas (una para cada torre) de agua de refrigeración Grundfos Nk, presión entre 10/16 y 25 bar, temperaturas de hasta 180°C y potencia de 15 kW. Catálogo[15].</i>			
TORRES DE REFRIGERACIÓN				
Torre 1	<i>Caudal de agua= 478.200 Kg/h Calor intercambiado= 3.921 KW Rango de temperatura de 20 a 27 °C</i>			
Torre 2	<i>Caudal de agua=561.000 Calor intercambiado= 13.180 KW Rango de temperatura de 20 a 40 °C</i>			
Torre 3	<i>Caudal de agua= 637.480 Kg/h Calor intercambiado= 452.078,8 KW Rango de temperatura de 20 a 40 °C</i>			

Tabla 7-18. Datos técnicos de los equipos seleccionados.

CAPÍTULO 8: Aplicación de análisis de riesgos y operatividad. Método HAZOP.

Se realizó un análisis de riesgos y operatividad, denominado HAZOP, en la caldera, en los sistemas de destilación y fermentación.

Las principales recomendaciones del HAZOP en el sistema de fermentación y destilación del proceso de producción de bioetanol, se dirigieron al mantenimiento de sistemas de control como válvulas, controladores, medidores y urgió la presencia de alarmas para las diferentes condiciones del

proceso. Este estudio busca sensibilizar a los responsables en el diseño, construcción y operación de una planta de bioetanol respecto a los posibles riesgos. Mediante la valoración de riesgos, no se encontraron en los puntos de proceso seleccionados altos riesgos. El 62% de los riesgos presentes son medianos y los restantes bajos. En conclusión, se está ante una situación medianamente controlada, que se puede mejorar cuando sea posible.

8.1 Análisis de peligros y operabilidad: HAZOP

8.1.1 Descripción y objetivo del método

El análisis de peligros y operabilidad HAZOP, conocido también como análisis de operatividad (AFO) o análisis operativo (AO), es un método que fue diseñado en Inglaterra en la década de los sesenta por Imperial Chemical Industries (ICI) para ser aplicado al diseño de plantas de fabricación de pesticidas.

La definición dada por la Chemical Industry Association, el análisis HAZOP se define como: “La aplicación de un examen crítico, formal y sistemático a un proceso o proyecto de ingeniería de nueva instalación, para evaluar el riesgo potencial de la operación o funcionamiento incorrecto de los componentes individuales de los equipos, y los consiguientes efectos sobre la instalación como conjunto”.

La palabra HAZOP proviene de las siguientes definiciones: Análisis de Riesgos (Hazard) y Operabilidad de Procesos (Operability).

Riesgo (hazard): se entiende por riesgo cualquier condición capaz de causar muerte, lesión o enfermedad a un ser humano, o daño a un equipo o al entorno. Se puede definir al riesgo como cualquier situación física, frecuentemente consecuencia de algún suceso detonante (escape tóxico, inflamación, explosión de productos químicos, etc.) que puede conllevar a un accidente. Según la definición anterior, hay que reconocer que no existen actividades absolutamente seguras. El propósito de cualquier sistema de seguridad es reducir el riesgo de daños a un nivel tolerable. El nivel requerido depende de cierto número de factores, tales como la gravedad de las consecuencias, el número de personas expuestas al riesgo, la normativa legal reguladora de la actividad, los estándares en la actividad industrial, los acuerdos internacionales, o las recomendaciones de los expertos. Igualmente, debe tenerse en cuenta la percepción social que considera intolerables ciertos tipos de accidentes, entre ellos cabe citar los ocurridos en plantas químicas, industrias biológicas, farmacéuticas o centrales nucleares.

Operabilidad (operability): cualquier operación inherente al funcionamiento de un proceso que pueda provocar la parada del mismo y ser causa de contaminación ambiental o violación de las normas y reglamentos de seguridad.

El análisis HAZOP es una técnica deductiva para la identificación, evaluación cualitativa y prevención del riesgo potencial y de los problemas de operación derivados del funcionamiento incorrecto de un sistema técnico. El análisis pretende, mediante un protocolo sencillo, determinar los posibles problemas operativos.

La técnica se fundamenta en el hecho de que las desviaciones en el funcionamiento de las condiciones normales de operación y diseño suelen conducir a un fallo del sistema. La identificación de estas desviaciones se realiza mediante una metodología rigurosa y sistemática. El fallo del sistema puede provocar desde una parada sin importancia hasta un accidente mayor de graves consecuencias.

8.1.2 Metodología del análisis

El paso previo para el desarrollo del análisis es la definición del objetivo y el alcance del estudio, de los límites físicos de la instalación o el proceso que se quiera estudiar y de la información requerida. Además se debe estudiar el sistema o proceso ya definido para conocer la información disponible.

Después del estudio previo se puede comenzar el análisis propiamente dicho, en la Figura 8-1 se puede visualizar de forma esquemática la ejecución del análisis HAZOP:

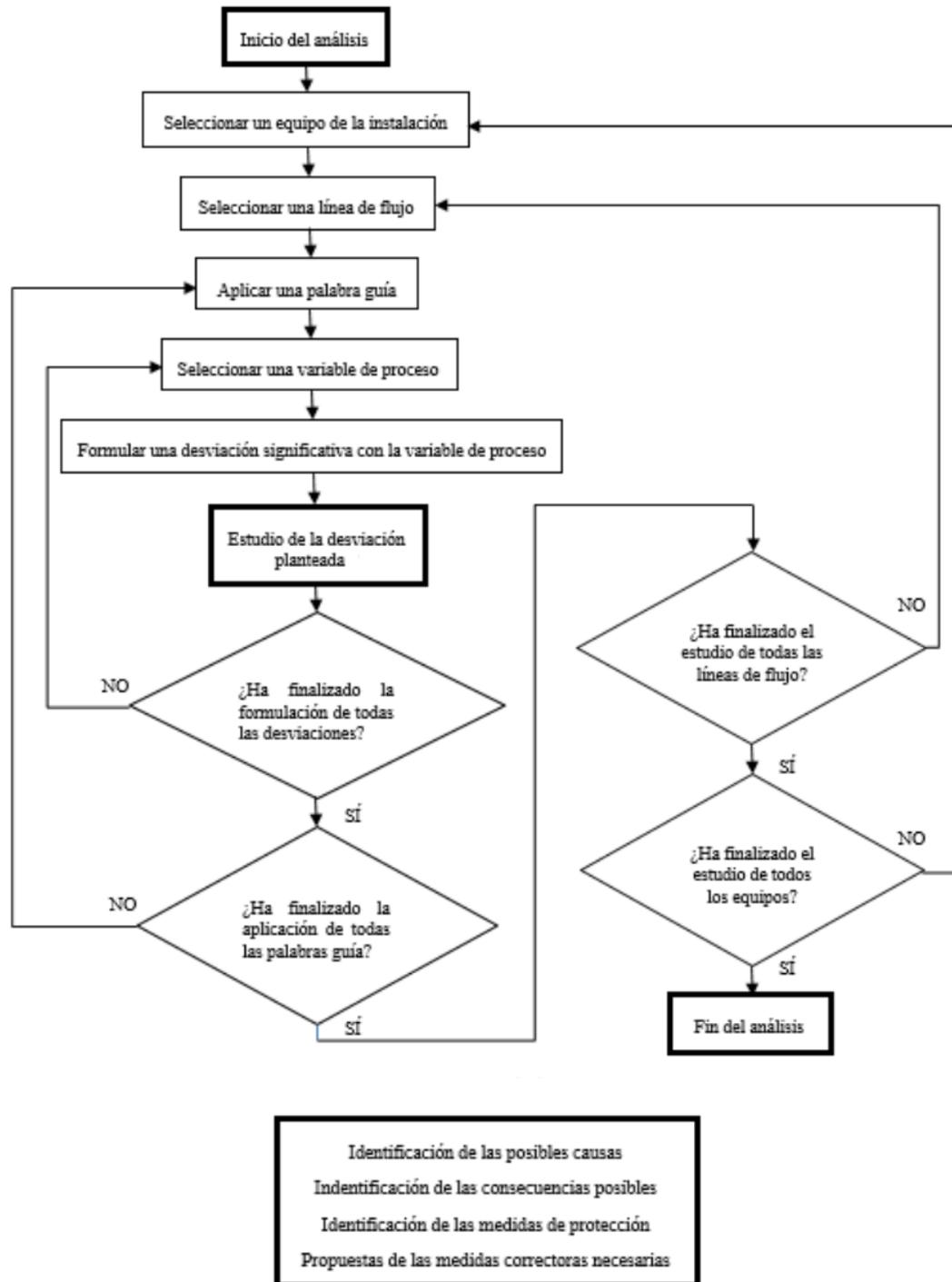


Figura 8-1 Diagrama lógico de ejecución del análisis HAZOP.

8.1.3 Requisitos y limitaciones

El método de análisis HAZOP presupone tres hipótesis:

- La instalación está bien diseñada, en relación con la experiencia, el conocimiento de los procesos implicados y la aplicación de las normas y códigos pertinentes.
- Los materiales de construcción han sido los adecuados y la construcción y el ensamblaje se han hecho correctamente.
- En un proceso continuo se asume que el estado de un equipo o instalación determinada no varía durante la operación normal.

El análisis HAZOP requiere, para ser desarrollado, que por lo menos el diseño del proceso seleccionado sea completo en las partes más esenciales y que, en instalaciones en funcionamiento, la información esté actualizada. La Tabla 8.1 muestra, de forma orientativa, la información que puede ser necesaria para la realización del análisis.

El estudio HAZOP no es un método infalible para identificar todos los posibles riesgos y problemas de operabilidad que puedan producirse durante la operación de la planta. La experiencia es un elemento crucial, que determina en buena medida la calidad y la integridad de un estudio. La aplicación del método puede verse afectada por ciertas dificultades, causadas, en su mayoría, por falta de precisión o carencia de información sobre el proceso o por una pobre definición del alcance del proyecto. Únicamente, un examen sistemático, creativo e imaginativo puede dar como resultado informes de alta calidad, y aún así no necesariamente todos los problemas potenciales serán analizados.

Materia	Información requerida
Ingeniería del proceso	Estudios previos realizados.
	Emplazamiento de la instalación.
	Diagramas P&I (incluyendo la descripción detallada de la instrumentación)
	Descripción de la operativa de bloqueo de la instalación (automática y manual).
	Disponibilidad de los servicios
	Química del proceso (si es necesario).
	Inventario de productos (si es necesario).
Sustancias	Peligrosidad: características físico-químicas (inflamabilidad, explosividad, estabilidad, reactividad, etc.).
	Toxicidad: dosis de exposición, efectos sobre la salud, etc.

Equipamiento	Características: materiales de construcción (normas de diseño, etc.), condiciones de trabajo y límites de operación (temperatura y presión máxima).
---------------------	---

Tabla 8.1 Aspectos a considerar en el análisis HAZOP.

8.2. Selección de los nodos de estudio

Los criterios para seleccionar los nodos, toman básicamente en consideración los puntos del proceso en los cuales se puede producir una alteración significativa de alguna de las variables de proceso.

Se seleccionan los más relevantes:

Nodo 1: Fermentador.

Nodo 2: Proceso de destilación.

Nodo 3: Caldera.

8.2.1 Aplicación del método a los nodos

Para la aplicación del método a los nodos se ha considerado las variables a tener en cuenta en cada nodo, estudiando sus desviaciones mediante la aplicación de las palabras guía. Se decide utilizar las siguientes como guía:

MÁS: incremento cuantitativo en un parámetro de proceso (cuyo valor es posible medir a través de instrumentos).

MENOS: disminución cuantitativa en un parámetro de proceso (cuyo valor es posible medir a través de instrumentos).

Se aplican tanto a acciones (reacciones, transferencias, etc.) o a parámetros específicos (presión, temperatura, etc.).

Se desarrollan además las causas posibles de dichas desviaciones, así como las consecuencias y medidas correctivas.

Nodo 1: Sistema de fermentación

Para aplicar las desviaciones de las variables de proceso se tiene en cuenta que el nodo 1 abarca desde la válvula de entrada al tren de fermentación hasta la válvula de la línea de salida del mismo. En el estudio del presente nodo se deben analizar dos variables de proceso: presión o caudal, y temperatura. Dado a que el proceso requiere un control riguroso de temperatura, se emplea un serpentín con alimentación de agua a 15°C en cada reactor. El control de la temperatura se realiza mediante una termocupla multipunto⁵ tipo K de dos indicadores y un indicador-transmisor asociado al controlador de temperatura. El controlador regula el calor necesario que se debe remover en cada serpentín. Se establece alarma por alta temperatura de tipo axial situada en la superficie del reactor, con temperatura máxima de 100°C (dispositivo de corte), temperatura a la cual se para toda la planta. La temperatura de operación del presente nodo es válida en el rango de 27 a 30°C.

Variable	Palabra clave	Causas	Consecuencias	Medidas correctivas
Temperatura	Más	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo del controlador, aumento de caudal de agua de enfriamiento. - Fallo en la termocupla, el cual indica a el controlador menor temperatura de la real. - Daño del sistema de enfriamiento (bomba, válvulas, cañerías, etc. 	<ul style="list-style-type: none"> - Inactivación de enzimas. - Los azúcares no se convierten a etanol. - Riesgo de contaminación por la disponibilidad de los azúcares a otros microorganismos. 	<ul style="list-style-type: none"> - Alarma de temperatura de flujo. - Controladores de temperatura. - Controladores de flujo de la corriente fría.
	Menos	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo del controlador, aumento de caudal de agua de enfriamiento. - Fallo en la termocupla, el cual indica al controlador más temperatura de la real. - Daño del sistema de enfriamiento (bomba, válvulas, cañerías, etc. 	<ul style="list-style-type: none"> - Baja actividad de enzimas. - Disminución de la producción. 	<ul style="list-style-type: none"> - Alarma de temperatura de flujo. - Controladores de temperatura. - Controladores de flujo de la corriente fría.

⁵ Se utilizan en procesos que requieren el control de las temperaturas en todo el recipiente.

Presión de CO₂	Más	Daño de la válvula de salida.	<ul style="list-style-type: none"> - Ruptura de las paredes del fermentador. - Fuga de gas, explosión, incendio y/o intoxicación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Medidores de presión con alarmas. - Disco de rupturas.
	Menos	- Drenaje forzado de CO ₂ , como del fluido del fermentador.	<ul style="list-style-type: none"> - Implosión del fermentador. - Fuga de gas, etanol. Explosión y/o intoxicación. - Flujo de retroceso. 	<ul style="list-style-type: none"> - Medidores de presión con alarma. - Válvula de alivio de vacío.
Flujo de entrada de levadura al fermentador	Más	- Daño al sistema de bombeo y/o válvulas.	<ul style="list-style-type: none"> - El incremento de flujo puede aumentar la presión en el reactor. - Derrame o explosión. 	<ul style="list-style-type: none"> - Controladores de flujo. - Alarma de flujo. - Válvula de alivio.
	Menos	<ul style="list-style-type: none"> - Daño del sistema de bombeo y/o válvulas. - Fuga. - Obstrucción. 	<ul style="list-style-type: none"> - Derrame de enzimas. - Disminución en la producción de etanol. 	<ul style="list-style-type: none"> - Controladores de flujo. - Alarma de flujo.
Flujo de entrada de jugo al fermentador	Más	- Daño en el sistema de bombeo y/o válvula.	<ul style="list-style-type: none"> - El incremento de flujo puede incrementar la presión en el reactor. - Derrame, explosión e incendio. 	<ul style="list-style-type: none"> - Controladores de flujo. - Alarma de flujo. - Válvula de alivio.

	Menos	<ul style="list-style-type: none"> - Daño en el sistema de bombeo, y/o válvulas. - Fuga. - Obstrucción por fibra. 	<ul style="list-style-type: none"> - Derrame de corrientes ácidas. - Disminución de la producción de bioetanol. 	<ul style="list-style-type: none"> - Controladores de flujo. - Alarmas de flujo. - Instalar un sistema de contención adecuado.
--	-------	--	---	---

Tabla 8-2. Tabla de HAZOP de los resultados de nodo 1.

Nodo 2: Sistema de destilación

En el relevamiento y control de los riesgos en la operación del sistema de destilación, se trabaja con el comportamiento en cada torre individualmente y sus conexiones, y se establece que las variables principales en cada torre son el caudal de reflujo, la presión y la temperatura, todos establecidos previamente en el diseño.

Variable	Palabra clave	Causas	Consecuencias	Medidas correctivas
Caudal de reflujo	Más	<ul style="list-style-type: none"> - Variación relación de reflujo. - Fallo de válvula de reflujo: posición abierta. 	<ul style="list-style-type: none"> - Disminución T columna. - Parada columna. 	Comprobación válvula de reflujo.
	Menos	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo de válvula de reflujo: se bloquea en posición cerrada. - Fuga en alguna línea de destilado. 	<ul style="list-style-type: none"> - Aumento T columna. - Parada equipo. 	<ul style="list-style-type: none"> - Comprobación válvula de reflujo. - Chequeo línea de destilado.
Presión	Más	<ul style="list-style-type: none"> - Obstrucción válvula de reflujo. - Fallo eléctrico. - Perturbación alimentación de la columna: más T. 	Parada equipo.	Instalación de medidor de presión diferencial.

	Menos	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo válvula entrada de alimento a la columna (cerrada). - Falla válvula de reflujo: se bloquea abierta y aumenta reflujo. 	<ul style="list-style-type: none"> - Vacío columna. - Parada equipo. 	Instalación de medidor de presión diferencial.
Temperatura	Más	<ul style="list-style-type: none"> - Fallo eléctrico. - Fallo agua de refrigeración y/o sistema de calefacción. 	Parada equipo.	Comprobación servicios de refrigeración y calefacción.
	Menos	<ul style="list-style-type: none"> - Falla válvula reflujo: se bloquea abierta y aumenta reflujo. -Sobreenfriamiento. condensador. 	<ul style="list-style-type: none"> - Menor grado de separación. -Parada columna de destilación. 	Comprobación servicios de refrigeración y calefacción.

Tabla 8-3. Tabla de HAZOP de los resultados de nodo 2.

Nodo 3: Caldera

Se determina que la caldera, es un nodo de análisis determinante, debido a que provee el vapor necesario para el funcionamiento del sistema de destilación y además representa una gran importancia en todas las industrias químicas. Las variables a considerar en este caso son la temperatura, presión, el nivel de agua y el mantenimiento.

Variable	Palabra clave	Causas	Consecuencias	Medidas correctivas
Temperatura	Más	<ul style="list-style-type: none"> - Falta de agua. - Incrustaciones internas. 	Explosión de la caldera.	Válvulas de control de temperatura con sensores automatizados.
		Alta temperatura del fluido.	Explosión de la caldera.	Tapón fusible.

Presión	Menos	Disminución del espesor de las paredes.	Implosión de la caldera.	<ul style="list-style-type: none"> - Válvulas de seguridad de control de presión. - Válvulas de seguridad.
	Más	Por la vaporización instantánea y la expansión brusca del agua contenida en la caldera.	Rotura de las partes de la caldera sometidas a presión.	<ul style="list-style-type: none"> - Válvulas de control de presión. - Manómetro. - Presostato. - Válvula de alivio de presión.
		Disminución del espesor de las paredes.	Explosión de la caldera.	Válvulas de seguridad de control de presión.
		Por la combustión instantánea de los vapores del combustible acumulado.	Rotura de la caldera.	<ul style="list-style-type: none"> - Válvulas de seguridad de control de presión. - Manómetro. - Presostato.
Nivel	Más	Válvula de nivel de agua deteriorada.	Inundación de la caldera.	<ul style="list-style-type: none"> - Indicador de nivel de fluido. - Sistema de control de nivel Shutdown. - Alarma.
Mantenimiento	Menos	Corrosión y/o erosión.	Rotura de las partes de las caderas.	Observar las calderas y las partes auxiliares para detectar averías y realizar reparaciones.

Tabla 8-4. Tabla de HAZOP de los resultados de nodo 3.

8.3 Valoración de riesgos

El análisis de riesgos se va a realizar en los mismos puntos del proceso donde se aplicó el método HAZOP: fermentador, proceso de destilación y caldera.

Puntos del proceso	Riesgos
Fermentador	-Aumento o disminución de flujo de entrada de levadura al fermentador. -Aumento o disminución de flujo de entrada de jugo al fermentador. -Aumento o disminución de temperatura. -Aumento o disminución de presión de CO ₂ .
Proceso de destilación	-Variación en el caudal de reflujo. -Aumento o disminución de temperatura. -Aumento o disminución de presión.
Caldera	-Aumento de temperatura por falta de agua. -Aumento o disminución de presión. - Avanza la corrosión y/o erosión. - Válvula de nivel de agua deteriorada.

Tabla 8-5. Riesgos detectados.

La probabilidad y severidad son los dos factores cuyo producto califica el riesgo, y deben ser cuantificadas para valorar de una manera objetiva el riesgo.

$$\text{Riesgo} = \text{Probabilidad} \times \text{Severidad}$$

La **severidad** valora las consecuencias de la materialización del riesgo, y la **probabilidad**, valora la facilidad con que puede materializarse el riesgo, y ambas pueden identificarse de la siguiente forma:

- 1 = Insignificante (incluido Ninguna)
- 2 = Baja
- 3 = Mediana
- 4 = Alta

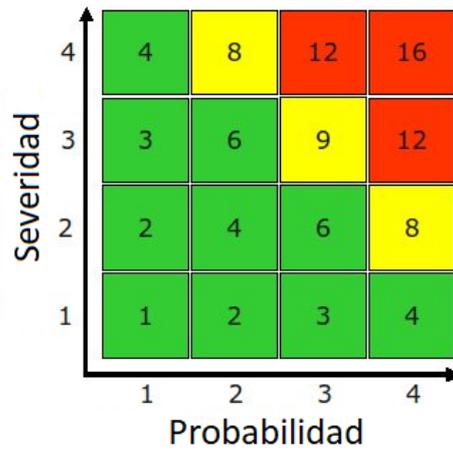


Figura 8.2. Matriz de análisis de riesgo.

El Riesgo, está agrupado en tres rangos, y para su mejor visualización, se aplica diferentes colores.

- Bajo Riesgo = 1 – 6 (verde)
- Medio Riesgo = 8 – 9 (amarillo)
- Alto Riesgo = 12 – 16 (rojo)

Se procede a valorar los riesgos de la tabla 8-5.

Puntos del proceso	Riesgos	Severidad	Frecuencia	Nivel de riesgo
Fermentador	-Aumento de flujo de entrada de levadura al fermentador.	4	2	8
	-Disminución de flujo de entrada de levadura al fermentador.	2	2	4
	-Aumento de flujo de entrada de jugo al fermentador.	4	2	8
	-Disminución de flujo de entrada de jugo al fermentador.	3	3	9
	-Aumento o disminución de temperatura.	2	3	6
	-Aumento o disminución de presión de CO ₂ .	4	2	8

Proceso de destilación	-Variación en el caudal de reflujo.	2	3	6
	-Aumento o disminución de temperatura.	2	3	6
	-Aumento o disminución de presión.	2	3	6
Caldera	-Aumento de temperatura por falta de agua.	4	2	8
	-Aumento o disminución de presión.	4	2	8
	- Avanza la corrosión y/o erosión.	2	4	8
	- Válvula de nivel de agua deteriorada.	3	3	9

Tabla 8-6. Valoración de riesgos.

Se concluye a partir del análisis, que no se encuentran en los puntos de proceso seleccionados altos riesgos. El 62% de los riesgos presentes son medianos y los restantes bajos. Se está ante una situación medianamente controlada, que se puede mejorar cuando sea posible.

CAPÍTULO 9: Análisis económico.

Se determinó la inversión total necesaria para montar la planta de bioetanol, en **U\$S 171.930.000** mediante el método de estimación por factores. Se estableció el beneficio bruto que tiene el proceso en **268.000 U\$S/año**, lo que implica un tiempo de repago de **621 años**. S Para este caso, se calculó, por un método estático el tiempo de repago (**5,32 años**) y, por un método directo, el valor presente, del cual se obtuvo un valor negativo (**-96.248.658 U\$S**). El proyecto, resultó **no rentable**.

Se plantearon diversas alternativas para mejorar la viabilidad del proyecto, pero todos los casos se mostraron no rentables. Además, se estimó un cronograma de proyecto en caso de haber resultado rentable.

9.1 Introducción

En este capítulo se realiza el análisis económico del proyecto. En primer lugar, se hace una estimación de la inversión y los costos de producción. Luego, se determina la rentabilidad mediante la utilización de distintos métodos (uno estático y se complementa con uno dinámico, de ser necesario) y se analiza si el proyecto es viable desde el punto de vista económico. Por último se plantea un cronograma tentativo del plan de acción previsto.

9.2 Estimación del costo de inversión (CapEx)

El costo de inversión es el capital necesario para poner el proyecto en operación. El objetivo en este apartado es presentar una estimación del costo de inversión requerido para el proyecto.

La Inversión Total (I_T) se compone de dos partes; la Inversión Fija Total (I_{FT}) y la Inversión en Capital de Trabajo (I_w).

9.2.1 Inversión Fija Total (IFT)

La Inversión Fija Total es la cantidad de dinero que se necesita para construir una planta con sus servicios auxiliares y dejarla en condiciones para comenzar a producir. Tiene en cuenta, el valor del terreno donde se emplaza la planta, y la suma de los activos tangibles e intangibles del proyecto.

Estos activos se pueden dividir en dos; componentes directos y componentes indirectos (ver tabla 9-1).

Componentes Directos	Componentes indirectos
Gastos de estudio e investigaciones	Ingeniería y supervisión previas del proyecto
Equipos principales	Gastos de construcción
Instalación de equipos	Honorarios del contratista
Cañerías (instaladas)	Contingencias
Instrumentación y control	
Instalación eléctrica	
Construcción (incluyendo servicios)	
Servicios auxiliares	
Terreno y mejoras del terreno	
Gastos de puesta en marcha	
Intereses durante la construcción	

Tabla 9-1. Componentes directos e indirectos de la inversión fija.

A continuación se enuncian las características de los mismos.

- *Componentes directos*

Gastos de estudio e investigaciones: antes de decidir o apoyar la construcción del proyecto se deben efectuar los estudios económicos correspondientes, incluyendo viajes previos, encuestas de mercado, investigaciones, etc.

Equipos principales: en algunos casos las facturas pro-forma de los equipos sólo incluyen su valor intrínseco, y en otros el valor instalado. Es necesario especificar la capacidad, el tipo, el modelo, y el material de construcción del equipo.

Instalación de equipos: el costo de instalación de equipos es función de la complejidad del equipo y del tipo de planta donde se lo instala, variando desde el 20% al 55% del precio de compra del equipo.

Compra e instalación de cañerías: en muchos métodos de estimación este rubro se calcula por separado del resto del equipo. En una estimación detallada, el cálculo del costo de cañerías se realiza a partir de un diagrama de cañerías y planos de ubicación.

Instrumentación y control: este rubro incluye la compra, instalación y calibración de todos los equipos auxiliares e instrumentos para control y registro de las distintas variables del proceso en cada una de sus etapas.

Instalación eléctrica: el costo de las instalaciones eléctricas consiste principalmente en mano de obra y materiales necesarios para suministrar potencia e iluminación al proceso, mientras que los costos para la iluminación de los edificios de servicios están incluidos, normalmente, en los costos de los servicios auxiliares.

Construcción: este costo incluye los gastos de mano de obra, materiales y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios conectados con la planta. Se incluyen los servicios para los edificios de plomería, instalación eléctrica, etc.

Servicios auxiliares: incluye todas las estructuras, equipos y servicios que no entran directamente en el proceso. Normalmente incluyen las instalaciones para suministrar vapor, agua, electricidad, aire comprimido y combustibles.

Terreno y mejora del terreno: el costo del terreno está relacionado con la ubicación y puede variar en un factor de costo de 30 a 50, dependiendo si la zona es rural o industrializada. El valor del terreno no decrece con el tiempo, por ello no se incluye en la inversión fija cuando se estima el costo anual de la depreciación, por lo tanto, se lo considera por separado.

Gastos de puesta en marcha: existe un periodo entre la finalización nominal de las obras y la producción en régimen normal, que se denomina “puesta en marcha” y cuya duración puede variar desde unas pocas semanas hasta varios meses. En ese lapso se incurre en una serie de gastos, los cuales pueden ser divididos en gastos de construcción y costos de operación durante la puesta en marcha. Mientras que los primeros son siempre incluidos como capital fijo y, como tal, amortizados durante la vida útil de la planta, no existe criterio único para los segundos, dependiendo de la filosofía contable de la empresa que sean también capitalizados.

Intereses durante la construcción: en general, pueden establecerse dos casos, cuando el capital requerido para la materialización del proyecto es propio, o cuando se dispone parcialmente de aportes provenientes de fuentes externas (créditos bancarios).

- *Componentes indirectos*

Ingeniería y supervisión: estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante la construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general, confección de planos y las actividades necesarias para preparar los planos finales de construcción y especificaciones para licitar o contratar diversas tareas o equipos.

Gastos de construcción: son aquellos costos necesarios para que la construcción de la planta se realice sin dificultad. Normalmente incluye ingeniería de campo, abastecimientos, equipos de construcción, servicios temporarios.

Honorarios del contratista: varían para diferentes situaciones y pueden ser nulos cuando es la misma empresa la que se encarga de la construcción y montaje del proyecto.

Contingencias: este factor compensa los acontecimientos imprevistos. Su monto es variable y depende de la exactitud de la estimación.

A partir del valor de la inversión en equipos y su instalación, se puede estimar el resto de los componentes mediante el uso de factores, siempre y cuando, no se cuente con información suficiente acerca del valor monetario del mismo.

Para la estimación de la inversión fija se utiliza el método de estimación por factores (Chilton, 1949), el cual permite extrapolar a partir del precio de los equipos del proceso (con instalación incluida), la inversión fija total de la planta. A partir de la Ec. 9.1:

$$IF = IE \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli) \quad \text{Ec. 9.1}$$

Donde:

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.

Para el cálculo de la inversión fija total se debe tener en cuenta el costo del terreno, de los equipos y a partir de este último, mediante el método de la estimación por factores se calcula el valor final de la inversión fija. A continuación se evalúa cada uno de ellos.

9.2.1.1 Terreno

La planta se decide emplazar en el parque industrial de San Martín, provincia de San Juan. Se requiere un terreno cuyas dimensiones sean alrededor de 2 hectáreas. Tiene un costo de U\$S 90 por m², lo que resulta **U\$S 1.800.000**.

9.2.1.2 Equipos

Para estimar los costos de los equipos se utilizan catálogos y softwares online como mhhe.com [2] y matche.com [11]. A continuación se plantea individualmente cada uno, junto con las características requeridas para su selección, el precio obtenido y su fuente. En el caso de los softwares, los valores obtenidos son para el año 2002 y 2014 respectivamente, por lo que se deben actualizar a partir de los denominados índices de costos de la Tabla 9-2.

Año	1991	2002	2014	2018
Índice	361,3	395,6	576,1	591,33

Tabla 9-2. Índices CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index). [7], [8].

La relación entre los índices de costos entre el año 2002 (referencia) y el de enero 2018 (valor más actual disponible) está dada por la Ec. 9.2:

$$U\$S_{2018} = U\$S_{2002} \cdot (IC_{2018}/IC_{2002}) = U\$S_{2002} \cdot 1,49 \quad \text{Ec. 9.2}$$

Análogamente para el año:

$$1991: U\$S_{2018} = U\$S_{1991} \cdot 1,636$$

$$2014: U\$S_{2018} = U\$S_{2014} \cdot 1,026$$

Se aclara que para tubos de acero inoxidable y una pulgada (0,0254 m) de diámetro nominal, el precio de los intercambiadores se puede calcular como:

$$\text{Costo intercambiador} = Nt \cdot 10 \left(\frac{U\$S}{\text{Tubo}} \right) \quad \text{Ec. 9.3}$$

Siendo, Nt: número de tubos.

El precio del reactor es en el año 1991.

En las tablas siguientes se indica el precio ya ajustado por los índices de costos:

Equipo	Capacidad	Precio (U\$S)	Fuente
Tanque de almacenamiento	Capacidad de 5.500 tn.	12.000	Alibaba.com [10]
Tanque de lavado de tambor	Capacidad de remolacha, 4.500 tn/día.	57.500	fermaq.biz [17]
Báscula	Capacidad hasta 80.000 kg.	6.500	Alibaba.com [9]
Molino de cuchillas	Caudal másico 63,79 kg/s.	180.000	mhhe.com
Instalación de difusión	Capacidad 188 tn/h.	400.000	Alibaba.com
Fermentadores	4 fermentadores de 700 m ³ cada uno.	6.115.000	matche.com
Caldera	-Tipo de alimentación: de gas, de fuel. -Producción de vapor: 200 Tn/h. -Rango de presiones: Máx.: 4 MPa.	14.036.000	matche.com

Tabla 9-3. Precios equipos

SISTEMAS DE BOMBEO			
Entrada al difusor	$P_{descrga}=114.82$ KPa $Q= 134.9$ m ³ /h	9.800	mhhe.com
Entrada a fermentadores	$P_{descrga}=119.60$ KPa $Q= 138.67$ m ³ /h	9.800	mhhe.com
Recirculación de glicerina	$P_{descrga}=101.325$ KPa $Q= 10$ m ³ /h	13.000	mhhe.com
Torres de refrigeración	$P_{descrga}=120.43$ KPa $Q1= 478$ m ³ /h $Q2= 561$ m ³ /h $Q3= 638$ m ³ /h	16.920	mhhe.com

Tabla 9-4. Precios bombas

TORRES DE REFRIGERACIÓN			
1	-Caudal de agua= 478.200 Kg/h -Q intercambiado= 3.921 KW	185.000	matche.com
2	-Caudal de agua=561.000 kg/h -Q intercambiado= 13.180 KW	983.000	matche.com
3	-Caudal de agua= 637.480 Kg/h -Q intercambiado= 452.078,8 KW	1.500.000	matche.com

Tabla 9-5. Precios torres de refrigeración

TORRES DE DESTILACIÓN			
1	Q=1,4*10 ⁵ kg/h Nº platos: 14	142.500	mhhe.com
2	Q=1,55*10 ⁴ kg/h Nº platos: 30	91.000	mhhe.com
3	Q=1,45*10 ⁴ kg/h Nº platos: 16	50.000	mhhe.com

Tabla 9-6. Precios torres de destilación

INTERCAMBIADORES			
Enfriamiento de etanol	Número de tubos: 88 Área de int.: 83,71 m ² U= 500 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 682,8 KW	1.440	
Enfriamiento jugo crudo proveniente de la difusión	Número de tubos:379 Área de int.: 362,23 m ² U= 1.200 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 3.896 KW	6.200	
Precalentador de salida del fermentador y enfriamiento de residuo hasta 70°C	Número de tubos: 87 Área de int.: 82,84 m ² U= 1.200 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 4.323 KW	1.420	
Precalentador de salida del fermentador y enfriamiento de residuo remanente	Número de tubos: 100 Área de int.: 95,184 m ² U= 1.200 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 800,3 KW	1.640	

Tabla 9-7. Precios intercambiadores

CONDENSADORES			
1° torre	Número de tubos: 578 Área de int.: 552,94m ² U= 500 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 13.180 KW	9.460	
2° torre	Número de tubos: 375 Área de int.: 358,19 m ² U= 500 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 8.498 KW	6.135	
3° torre	Número de tubos: 54 Área de int.: 50,76 m ² U= 1.200 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 2.015 KW	890	

Tabla 9-8. Precios condensadores

REBOILER			
1° torre	Número de tubos: 165 Área de int.: 157.785 m ² U= 850 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 19.970 KW	2.700	
2° torre	Número de tubos: 83 Área de int.: 78,55 m ² U= 850 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 7.518KW	1.360	
3° torre	Número de tubos: 372 Área de int.: 355,942m ² U= 850 W/(m ² .°K) Q intercambiado= 2.965 KW	6.090	
Costo total de equipos = 23.900.000			

Tabla 9-9. Lista de equipos y precios.

En el capítulo 7, se seleccionaron prioritariamente equipos comercializados en el país, siempre que se contó con catálogos descriptivos. En esta instancia donde se requiere conocer los costos, los fabricantes sólo informan su valor si se les solicita. Este proyecto requiere de una primera estimación, por lo tanto se consideran rangos de valores disponibles en internet de equipos con

características similares fabricados en el exterior. Se asume un porcentaje adicional del 30% (porcentaje sugerido por la cátedra) sobre el valor del equipo, por gastos de nacionalización.

Los aranceles de importación correspondientes tienen un valor de **U\$S 7.170.000**.

Como ya se mencionó, se realiza una estimación, por lo tanto se omite el detalle de equipos con un aporte despreciable. Como por ejemplo: centrifuga, tanque acondicionador, cintas transportadoras.

9.2.1.3 Instalación de equipos

Se debe considerar la instalación de todos los equipos planteados previamente que no es tenida en cuenta al momento de la evaluación del precio. La misma se puede estimar en un 30% del costo total de adquisición de los mismos, dando un valor de **U\$S 9.321.000**.

<i>Inversión</i>	<i>Costo (U\$S)</i>
Total de equipos (sin instalación)	23.900.000
Gastos de nacionalización de equipos (aproximado)	7.170.000
Instalación de equipos (aproximado)	9.321.000
INVERSIÓN TOTAL EN EQUIPOS	40.391.000

Tabla 9-10. Inversión total en equipos.

9.2.1.4 Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa e indirecta

Para cada componente directo o indirecto, debe estimarse un factor de multiplicación a partir de la tabla de Chilton, 1949 (anexo A9). A continuación se analiza cada variable involucrada y se le asigna un valor representativo.

Tuberías de proceso: los equipos deben estar conectados entre ellos, y deben tener accesorios que permitan regular los caudales. En este caso, se trata de un proceso donde están involucrados fluidos mixtos con lo cual se considera un f_1 de 0,3.

Instrumentación y control: este rubro incluye la compra, instalación y calibración de todos los equipos auxiliares e instrumentos para control y registro de las distintas variables del proceso en cada una de sus etapas. Debido a que se trabaja con sustancias peligrosas y explosivas, se considera el límite superior del factor de multiplicación dentro del control complejo, con lo cual f_2 es 0,15.

Edificios de fabricación: para la estimación de los costos de edificación de la planta, se considera un valor f_3 de 0,6 correspondiente a construcciones semi abiertas. Se elige esta opción dado el carácter de la planta en donde tiene tanto partes abiertas como cerradas.

Servicios auxiliares: La planta se decide emplazar en el parque industrial de San Martín, por lo tanto no se considera un importante requerimiento de servicios. El factor f_4 es de 0,05. Aquí también se tiene en cuenta el sistema de protección contra incendio, depósitos de materias primas y productos terminados.

Conexiones entre unidades: las distintas zonas se encuentran separadas entre sí, con lo cual el f_5 se considera 0,15. Esto hace referencia a las distancias entre los sectores de almacenamiento y de producción.

Ingeniería y construcción: estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante la construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general y las actividades necesarias para preparar los planos finales de construcción y especificaciones para licitar o contratar diversas tareas o equipos. Al tratarse de una ingeniería compleja se considera un f_{11} de 0,4.

Factores de tamaño: por tratarse de una planta de grandes dimensiones se considera un f_{12} de 0,05.

Contingencias: al momento de la construcción y puesta en marcha de la planta pueden ocurrir imprevistos, con lo cual se toma un f_{13} de 0,25 para contener cualquier posible eventualidad.

En la Tabla 9-11 se presentan todos los valores asignados previamente, junto con la sumatoria correspondiente.

<i>Factores Directos</i>	<i>f_i</i>	<i>Factores indirectos</i>	<i>f_{li}</i>
<i>Tubería de proceso</i>	0,3	<i>Ingeniería y construcción</i>	0,4
<i>Instrumentación y control</i>	0,15	<i>Factores de tamaño</i>	0,05
<i>Edificios de fabricación</i>	0,6	<i>Contingencias</i>	0,25
<i>Servicios auxiliares</i>	0,05		
<i>Conexiones entre unidades</i>	0,15		
<i>Suma f_i</i>	1,25	<i>Suma f_{li}</i>	0,7

Tabla 9-11. Componentes Directos e Indirectos de la inversión Fija.

Luego de la Ecuación 9.1 $IF = IE \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_{li})$

se calcula la inversión fija igual a **U\$S 154.500.000**. Al sumarle el valor del terreno, **U\$S 1.800.000** se llega al monto de la inversión fija total.

$$I_{FT} = \text{u}\$s\ 156.300.000$$

9.2.2 Inversión en capital de trabajo (I_w)

Se estima un valor de Inversión en capital de trabajo de alrededor de un 10% de la inversión fija total.

Este valor incluye la disponibilidad de capital necesario para que una vez que la planta esté en régimen de operación, pueda hacerlo de acuerdo a lo previsto en los estudios técnico-económicos. Lo constituyen, por ejemplo:

- Inventarios de materia prima, productos en curso de elaboración, stock de repuesto.
- Caja o efectivo para pagos de materias primas salarios, servicios, etc.
- Crédito a los compradores, cuentas a cobrar.
- Créditos de los proveedores, cuentas a pagar.

La solución de glicerina utilizadas para el proceso de separación está dentro del capital de trabajo.

$$I_w = 10\% \cdot I_{FT}$$

$$I_w = \text{u}\$s\ 15.630.000$$

9.2.3 Resultado de la estimación del costo total de inversión (CapEx)

Para calcular la inversión total se deben sumar todos los aportes calculados, los mismos se muestran en la tabla 9-12.

<i>Inversión</i>		<i>Costo (U\$S)</i>
<i>Inversión fija total</i>	<i>Terreno</i>	<i>1.800.000</i>
	<i>Inversión fija</i>	<i>154.500.000</i>
<i>Capital de trabajo</i>		<i>15.630.000</i>
<i>TOTAL</i>		<i>171.930.000</i>

Tabla 9-12. Inversión total.

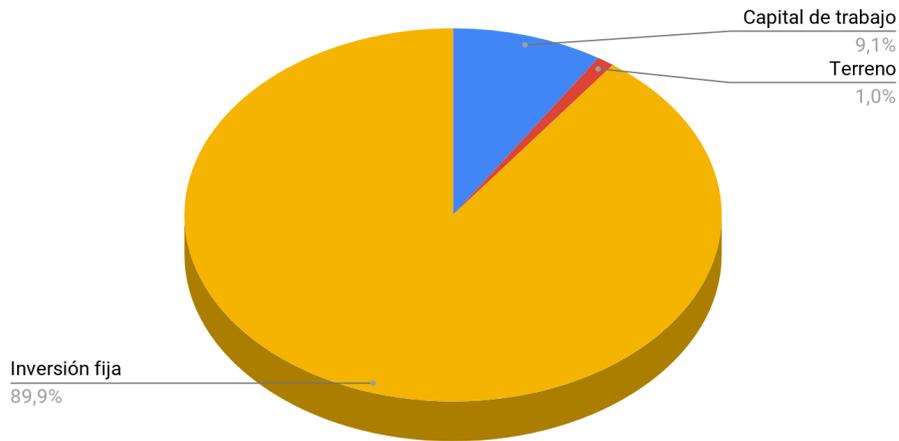


Gráfico 9-1. Gráfico de torta de los componentes de la inversión total, (CapEx).

De modo más representativo en el gráfico 9-1 se indican los porcentajes de cada uno de ellos, donde se puede observar que el 89,9% es de inversión fija.

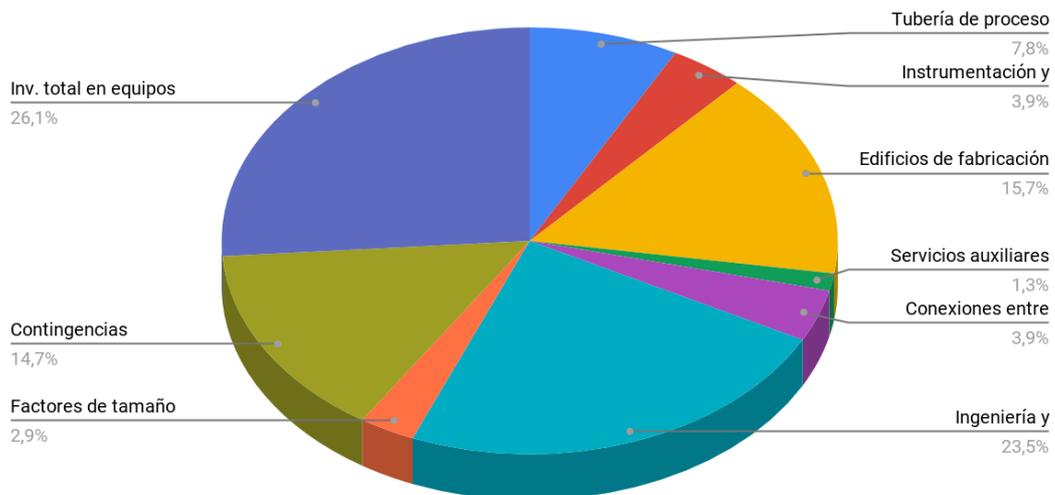


Gráfico 9-2. Gráfico de torta de los componentes de la Inversión fija.

Para tener un mejor entendimiento respecto a los elementos que integran la inversión fija, se presenta el gráfico 9-2, donde se observa que el mayor valor corresponde a la inversión total en equipos, sin embargo, también es notable la ingeniería y construcción.

9.3 Costo operativo (OpEx)

El costo de operación es el gasto en que se incurre por la operación normal de la planta. Los mismos se clasifican en costos variables y costos fijos, según dependan o no del nivel de producción de la planta respectivamente.

Si no se tiene información suficiente sobre los costos, se asume un porcentaje predeterminado de la inversión fija.

La estimación de los costos operativos permite, en conjunto con otras variables económicas, determinar la rentabilidad del proyecto. A su vez, se construye la estructura de costos para evaluar los que tienen mayor influencia en la rentabilidad y, de esta manera, poder diseñar una estrategia de reducción de los mismos.

A continuación se detalla cada costo involucrado en el proceso de producción de bioetanol.

9.3.1 Costos Variables

Se decide calcular estos costos por unidad de producto, es decir, por m³ de bioetanol producido. Se consideran los siguientes ítems:

- *9.3.1.1 Materia Prima*

Corresponde a los gastos de materia prima que intervienen directa e indirectamente en los procesos de transformación. Para ello, se deben conocer las cantidades requeridas y los precios unitarios de las materias primas.

A partir de la producción anual estimada de etanol (125.000 m³/año), se pudo conocer la cantidad de materia prima necesaria en capítulos anteriores.

El costo total de materia prima se presenta en la siguiente tabla:

Variable	Remolacha	Levadura	Glicerina
Cantidad (tn/año)	1.022.894	4.741	35,49
Precio (U\$S/tn)	37,30	520 [14]	850 [16]
Costo (U\$S/año)	38.153.946	2.465.320	30.166
Costo (U\$S/m ³)	381,54	24,65	0,30
Total	406,5 U\$S/m³ etanol		

Tabla 9-13. Costo de materia prima.

Al ser tan crítico el precio que se paga por la remolacha en el costo de la materia prima, se decide analizar en conjunto los valores actuales encontrados en distintos países. Inglaterra 28,80 U\$S/tn [19], Estados Unidos 41,2 U\$S/tn[20], Francia 32 U\$S/tn[22] no cuenta con ayuda, subsidio nacional y en España con subsidios el ganadero logra cobrar 47,4 U\$S/tn [23].

La cantidad de glicerina detallada es la que se necesita reponer de lo que se pierde en la etapa de destilación.

- 9.3.1.2 Mano de obra directa

Esta componente incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la producción. Queda excluido el personal administrativo, de laboratorio y de mantenimiento; los mismos son considerados en cada uno de los respectivos costos. 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 periodo de tiempo previamente mencionado. La cantidad de horas hombre se determina a partir de la cantidad de personal que se requieren y la duración de la jornada de trabajo.

Se calcula la cantidad de horas hombre necesarias a partir del método de Henry Wessel (Ecuación 9.3), que establece una relación entre las etapas en el proceso identificables y la

producción :

$$\frac{\text{Horas-hombre/día}}{\text{Capacidad en m}^3/\text{ día}} = W \cdot \frac{N^{\circ} \text{ de etapas del proceso}}{(\text{capacidad en } \frac{\text{m}^3}{\text{ día}})^{0,76}} \quad \text{Ec. 9.3}$$

Donde W hace referencia al tipo de proceso. En este caso la producción de etanol es un proceso continuo altamente automatizado por lo tanto se asume W igual a 10. La capacidad de la planta es de 17,2 m³/h, es decir, 412,8 m³/día. Finalmente para el número de etapas se tienen en cuenta una etapa de lavado, de difusión, de acondicionamiento, de reacción y cuatro etapas de separación, con lo cual se consideran 8 etapas del proceso.

$$\frac{\text{Horas-hombre}}{\text{día}} = \text{Capacidad en m}^3/\text{día} \cdot W \cdot \frac{\text{N}^\circ \text{ de etapas del proceso}}{(\text{capacidad en } \frac{\text{m}^3}{\text{día}})^{0,76}}$$

$$\frac{\text{Horas-hombre}}{\text{día}} = 339,52$$

Sí se divide por una jornada laboral de 8 hs para un operario, resulta que son necesarios 43 operarios por día. Si se toma tres turnos fijos por día, siendo conservador, se requieren 15 operarios por turno. Se considera agregar un turno extra para la cobertura de francos, por lo tanto se necesitan 60 operarios por día.

Siendo la cantidad de horas de trabajo por mes de 192 hs de cada operario, el salario establecido por la Federación Argentina Sindical del Petroleo, Gas y Biocombustibles corresponde a 28.000 \$/mes, que es lo mismo que 146 \$/ hora (4 U\$S/hora) para el operario calificado[5].

Si se tiene en cuenta toda la mano de obra empleada dividiéndola por la capacidad de producción 100.000 m³/año, el gasto de mano de obra resulta de **4,6 U\$S/m³**.

9.3.1.3 Supervisión

El costo de supervisión corresponde a los salarios de los supervisores de área, y se estima su valor como el 15% del costo de mano de obra. Por ello, los costos de supervisión suponen **0,69 U\$S /m³**.

9.3.1.4 Servicios

Gas: el servicio de gas es contratado a la empresa Ecogas (Distribuidora de Gas Cuyana) que lo distribuye en la provincia de San Juan. Según el cuadro tarifario vigente a la fecha[6], se debe abonar un monto fijo mensual de \$12.861,68 y un cargo por metro cúbico de \$0,8124 correspondiente a la categoría P3. El gasto mensual se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Gasto} = 12.861,68 + 0,8124 \times WG \times 24 \times 30$$

Donde WG= 3.508 m³/h (consumo de gas, calculado en el capítulo 7).

Resulta un costo mensual de \$2.065.000, lo que equivale a **53.570 U\$S/mes**. Anualmente el monto por consumo de gas es de **U\$S 538.000**, y al considerar la producción se llega a **5,38 U\$S/m³**.

Al evaluar la posibilidad de eliminar o reducir el consumo de gas natural en la caldera, el aprovechamiento energético de la biomasa resultante del proceso puede resultar como alternativa. Pero al no contar con la información suficiente para realizar los cálculos pertinentes, ni con referencias concretas de la implementación a escala industrial, se desestima esta posibilidad.

Electricidad: la compañía que brinda el servicio es **Energía San Juan**. Los mayores consumos a considerar están dados por el tanque de lavado, el molino de cuchillas, torres de enfriamiento y las bombas.

El consumo mensual aproximado es de 865 KWh, por lo cual la industria entra en la tarifa N°3 (grandes demandas con potencias iguales o mayores a 300 KW-mes) del cuadro tarifario [15].

Se realiza el siguiente cálculo para el gasto energético:

$$2880.47 \text{ \$/mes} + (24,180+32,2)/2 \text{ \$/KW-mes} * 945,1 \text{ KW} + (2,5+2,4+2,3)/2 \text{ \$/KWh} * 945,1 \text{ KW} * 24 \text{ h/día} * 30 \text{ días/mes} = 2.479.222 \text{ \$/mes} = 64.328 \text{ U\$S/mes} = 643.285 \text{ U\$S/año.}$$

El gasto anual resulta de **U\$S 643.0285**, es decir, **6,43 U\$S/m³**.

Agua: el consumo de agua de la línea de producción se corresponde principalmente a la reposición de los sistemas internos que utilizan este recurso. Como se explica en las alternativas del capítulo 7, dicha corriente de reposición se suple con la corriente de residuo de la primer columna de destilación. Las etapas críticas para el análisis son el lavado, la difusión, el agua de refrigeración de los biorreactores y el agua que se utiliza para proveer vapor en el sistema de calefacción de los rehervidores con agua de la caldera. Los caudales de agua en estas etapas son acondicionados y reutilizados.

Servicios	Consumo	Costo
Energía eléctrica	22682,4 kWh	6,43 u\$S/m ³
Gas	3.508 m ³ /h	5,38 U\$S/m ³
TOTAL	11,81 U\$S/m³	

Tabla 9-14. Consumo y costos de servicios.

9.3.1.5 Mantenimiento

Incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y de supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivo y en reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Para un proceso intermedio con condiciones normales se estima como el 2% de la inversión fija (sugerido por la cátedra), dando un total de **U\$S 3.090.000**, lo que equivale a **30,9 U\$S/m³**.

9.3.1.6 Suministros

En este ítem se Incluyen los materiales usados por la planta industrial que no fueron considerados en los rubros anteriores tales como aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza, etc. Se puede estimar como el 20% del costo de mano de obra directa, siendo un costo de **0,92 U\$S/m³**.

9.3.1.7 Laboratorio

Debido a que es necesario realizar ensayos de laboratorio para asegurarse la calidad del etanol producido, como la calidad de la materia prima, se estima el costo como el 10% de mano de obra directa, con lo cual es de **0,46 U\$S/m³**. El sueldo del personal encargado del laboratorio queda incluido en este valor.

Costos Variables	U\$S/m ³ de etanol
Materia prima	406,5
Mano de obra	4,6
Supervisión	0,69
Servicios	11,81
Mantenimiento	30,9
Suministros	0,92
Laboratorio	0,46
TOTAL	455,88

Tabla 9-15. Resumen de costos variables.

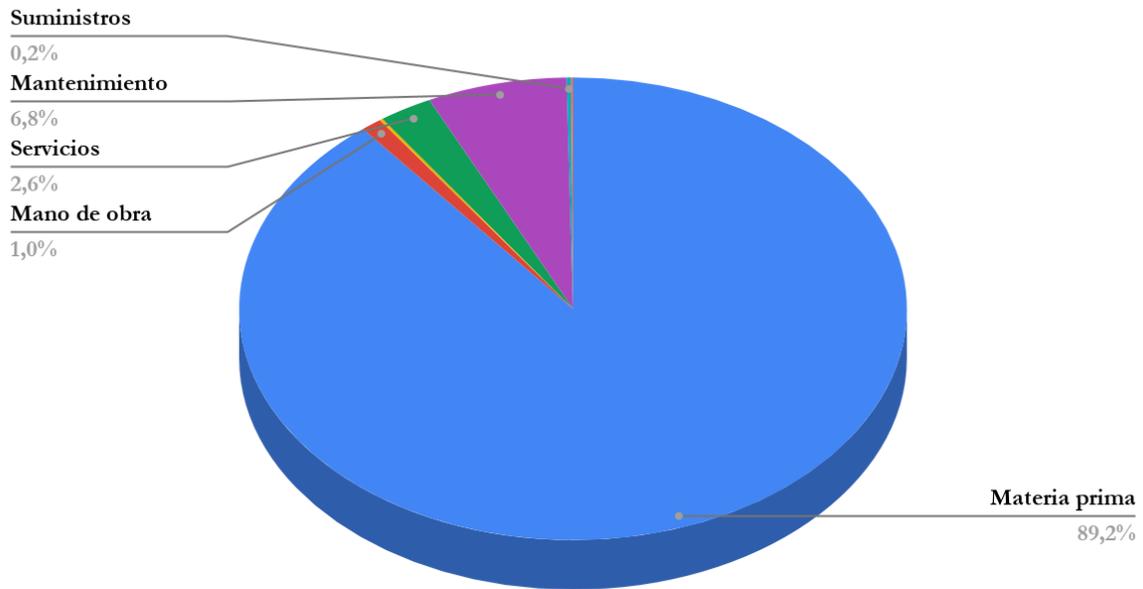


Gráfico 9-3. Gráfico de torta de los componentes de costos variables.

Donde se observa que la mayor incidencia la tiene el costo de la materia prima, siendo el 89,2% de los costos variables de producción. Este resultado a priori, indica que la mayor limitación o punto a fortalecer en la propuesta de una mejora se debe orientar a mejorar este valor.

Se sabe que la disponibilidad de materia prima actual es baja. La producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera podría incentivar el cultivo de la misma en grandes volúmenes dentro del país. Este fenómeno produciría una baja en el precio de la materia prima, con lo cual se vería favorecido el proyecto.

9.3.2 Costos fijos

9.3.2.1 Depreciación

La depreciación es el costo que contempla la desvalorización de los equipos a lo largo del tiempo, el cual se considera como un gasto de operación. Se aplica una depreciación lineal, considerando que en 10 años los equipos tienen un valor residual (L) de un 30% respecto a la inversión fija (If). El gasto anual de depreciación sigue la ecuación 9-4:

$$\text{Costo de depreciación anual} = 1/n \cdot (If - L) \quad \text{Ec. 9-4}$$

Si se tiene en cuenta el valor residual tal como se definió y que el tiempo de vida útil del proyecto es de 10 años (n), la depreciación anual es de **U\$S 10.815.000**, lo que es igual a **108,15 U\$S/m³**.

9.3.2.2 Impuestos

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad que dependen de las leyes vigentes en la provincia de San Juan, Argentina. Para realizar una estimación de este valor, se aproxima al 1,5 % de la inversión fija del proyecto, resulta igual a **U\$S 2.317.500**, es decir, **23,17 U\$S/m³**.

9.3.2.3 Seguro

Al tratarse de materiales inflamables e incluso explosivos, es importante este rubro en la estructura de costos. Incluyen seguros sobre la propiedad, para el personal y para las mercaderías, entre otros. El monto anual se puede estimar como el 1% de la inversión fija, siendo un total de **U\$S 1.545.000**, es decir, **15,45 U\$S/m³**.

9.3.2.4 Venta y distribución

Incluye los salarios y los gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados de este departamento. En general, se estima este costo entre el 1% y el 5% de los ingresos por ventas anuales. El costo destinado a venta y distribución se toma como el 3% de los ingresos por ventas (62.500.000 U\$S/año), que es de **1.875.000 U\$S**, lo que es igual a **18,75 U\$S/m³**.

9.3.2.5 Dirección y administración

Se tienen en cuenta todos los gastos de administración de planta, contempla los gastos de dirección de la misma, el pago a servicios de asesoramiento legal, contable y de auditoría. La estimación se realiza a partir del gasto de mano de obra directa, la cual es un 20% de la misma. Resulta así un costo de **0,92 U\$S/m³**.

<i>Costos Fijos</i>	<i>U\$S/m³ etanol</i>
Depreciación	108,15
Impuestos	23,17
Seguros	15,45
Venta y distribución	18,75
Dirección y administración	0,92
TOTAL	166,44

Tabla 9-16. Resumen de costos fijos.

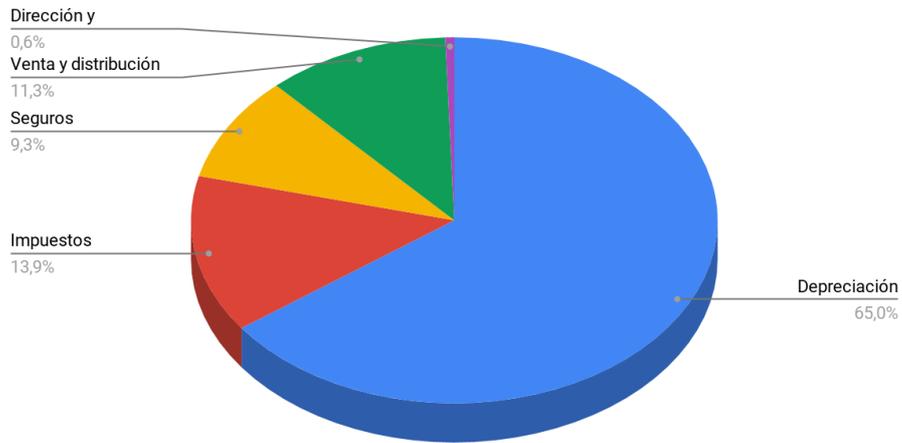


Gráfico 9-4. Gráfico de torta de los componentes de costos fijos.

9.3.3 Estructura de costos

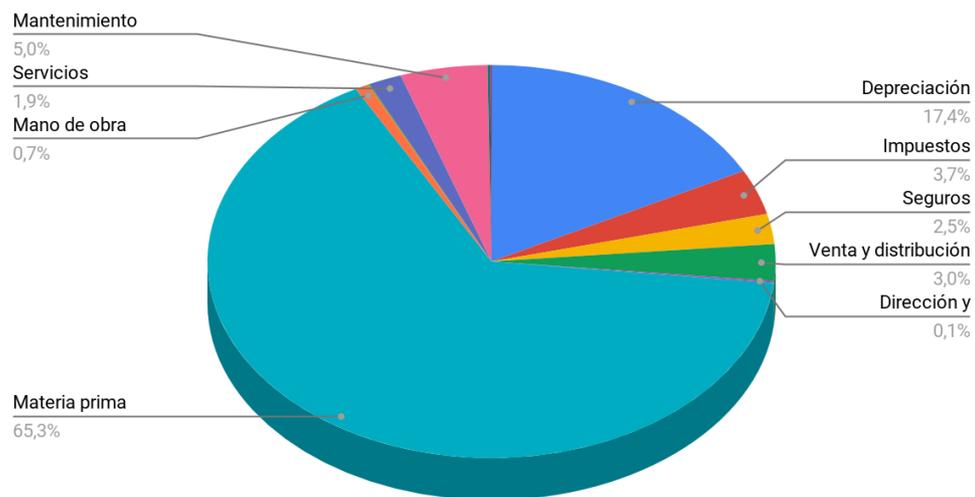


Gráfico 9-5. Costos totales de operación.

Se puede observar que la materia prima es el mayor costo, donde representa un 65,3% de los mismos.

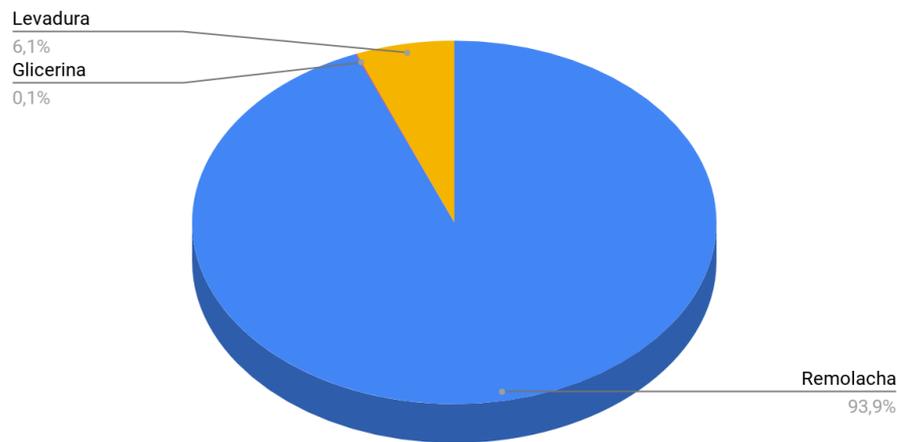


Gráfico 9-6. Costos de materia prima.

Para un mejor análisis en el gráfico 9-6 se presenta en detalle los componentes de los costos en materia prima, lo cual revela que el costo del bioetanol está básicamente determinado por el valor de la remolacha.

9.4 Rentabilidad

Una vez establecida la estimación de la inversión requerida junto con el costo de producción que tiene el bioetanol es posible determinar si el proyecto es rentable. En este punto el proyecto se aprueba, se rechaza o se proponen cambios para ajustar los puntos claves. Para ello, es necesario tomar un criterio de aceptación.

La rentabilidad es una medida de la ganancia obtenida por una actividad en relación a la inversión de capital necesaria para que la actividad se realice. Para su análisis, se recurre en una primera instancia a un método estático (es decir que no se tiene en consideración el valor temporal del dinero) como lo es el tiempo de repago (n_r) para estimar la rentabilidad. El tiempo de repago se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión total original.

Un proyecto se considera rentable según este criterio, si el mismo representa un tiempo menor a la mitad de la vida útil del proyecto. Si cumple con este requisito se continúa el análisis con un método dinámico (como por ejemplo el de valor presente) para poder confirmar la rentabilidad, pero en caso de que el n_r sea mayor a la mitad de vida útil del proyecto, se puede afirmar la no rentabilidad del mismo.

9.4.1 Tiempo de repago sobre la inversión total

Se calculará a partir de la siguiente expresión:

$$nR = \frac{IT}{BB}$$

Donde:

IT: inversión total

Beneficio Bruto (BB): diferencia entre los ingresos por ventas y los costos anuales de producción.

A partir del precio fijado para el etanol elaborado a partir de caña de azúcar y maíz [12], se realiza una estimación de U\$S 0,5 por litro de etanol producido a partir de remolacha.

Ingresos por ventas (U\$S/año)	62.500.000
Costos de producción (U\$S/año)	62.232.000
Beneficio Bruto (U\$S/año)	268.000

Tabla 9-17. Beneficio bruto del proyecto.

Siendo la inversión total U\$S 171.930.000, el tiempo de repago es 641,52 años.

Este método estático de análisis, define que para continuar con el estudio de la rentabilidad (mediante la utilización de un método dinámico como puede ser la TIR o el Valor Presente), el valor del resultado debe ser menor o igual a la mitad de la vida útil del proyecto. Condición que no se cumple por lo que se rechaza el proyecto según este criterio.

9.5 Alternativas hacia un proyecto viable

En el inciso anterior, se concluye que al evaluar la rentabilidad del proyecto sólo a partir de la venta de su producto principal (bioetanol), no se logra un buen resultado. Lo antes mencionado se puede verificar simplemente al estimar el tiempo de repago.

En esta etapa, se analizan alternativas a evaluar para volver el proceso rentable. Se mencionan algunas que no involucran el cambio en la tecnología o el proceso propuesto y otras que requieren un cambio sustancial.

Cabe destacar que el costo de producción de los biocombustibles casi dobla al del de la nafta o gasoil (sin aplicar impuestos). Por ello, no son competitivos sin la ayuda de políticas públicas.

En capítulos anteriores se plantea la alternativa de comercializar los subproductos obtenidos de la línea de producción: la pulpa de remolacha, las levaduras desechadas y el CO₂ que se genera en la etapa de fermentación. Esta posibilidad, aumenta la capacidad de la planta de obtener mayores ingresos por ventas. Par ello se requiere el estudio de su producción y almacenamiento, junto con la estructura de costos de las subplantas que se tengan que construir.

En el caso de **recuperar la pulpa agotada**, se requiere de equipos secadores, o una gran superficie de terreno para aprovechar la energía solar y generar un secado natural. La pulpa prensada se puede vender como alimento para el ganado. Se producen 28.211 kg pulpa prensada por hora, luego de la peletizadora, se vende el pellet de pulpa de remolacha (con un 10% de agua) a 240,69 U\$S por tonelada, entonces se obtienen 7.617 Kg por hora, esto representa ingresos de aproximadamente 13.332.000 U\$S por año [18].

En cuanto a la aprovechar la **levadura desechada**, se sabe que es un alimento con un alto contenido nutricional, que se utiliza tanto para abonar los suelos como para alimentar al ganado. Posee un alto contenido de proteína, además de ser rica en aminoácidos esenciales y en vitaminas del complejo B (hidrosolubles)[21]. Si se requieren 652 Kg levadura por hora, la cual se comercializa a un precio de 0,18 U\$S por kg de levadura[23], se obtiene un ingreso por ventas de 853.441 U\$S por año.

En la **recuperación y posterior almacenaje de CO₂**, el proceso requiere una mayor inversión en equipamiento, pero es de importante interés el análisis, debido a que no solo se recupera un subproducto comercializable, sino que también se reduce el impacto generado por la actividad. Se producen 12.200 Kg por hora de dióxido de carbono en la etapa de fermentación. Para poder venderlo se lo debe purificar y envasar. El producto se vende a 0,17 U\$S/kg de CO₂. Entonces, se podrían obtener 15.082.128 U\$S por año.

Las alternativas de comercializar los subproductos que se generan en el proceso genera una ganancias que se muestran en la siguiente tabla:

Análisis de alternativas propuestas		
	Ingreso ventas (U\$S/año)	Tiempo de repago, n_R (años)
Caso base	62.500.000	641,52
Caso base + venta pellet pulpa de remolacha	75.830.000	12,64
Caso base + venta CO ₂	77.582.000	11,20
Caso base + venta levaduras desechadas	63.353.000	153,37
Caso base + combinación venta subproductos	91.768.000	5,32

Tabla 9-18 Análisis alternativas

La tabla 9-18, considera para su análisis, sólo la variación de la rentabilidad en función del aumento en los ingresos, pero no tiene en cuenta el adicional de costos que introducen las subplantas para poder acondicionar los subproductos para la venta.

9.5.1 Valor presente

Para el último caso de la tabla 9-18, el tiempo de repago, es cercano al requerido para continuar el análisis. Por esto, se decide analizar el **valor presente** (método dinámico de determinación de la rentabilidad) para esta condición, siendo:

$$VP = \left[\sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1+TRMA)^j} \right] - IT$$

Siendo FC, los flujos de caja de cada año y considerando la tasa de rentabilidad mínima aceptable del 30% (TRMA=0,3) y la tasa impositiva es del 35%.

Este método compara los flujos de caja año a año, teniendo en cuenta el valor temporal del dinero, y el valor residual, terreno y capital de trabajo se suman en el flujo de caja del último año. Se considera que según este criterio el proyecto es rentable, si el VP resulta positivo.

$$VP = u\$s - 96.248.658$$

Al analizar un método estático y uno dinámico, se concluye que con las tasas impositivas y de expectativas de rentabilidad impuestas, se muestra que el proyecto **no resulta rentable** y se recomienda que sea descartado de tener que implementarlo como está planteado, o seguir buscando variantes para lograr la rentabilidad..

9.5.2 Sensibilidad de la rentabilidad

Se realiza además un análisis de **sensibilidad** en base a las variables determinantes del proceso. En el gráfico 9-5, se puede ver que el costo de la materia prima, representa un 65% de los costos totales de producción (casi un 90% de los variables), por lo que se avanza en el análisis de visualizar cuánto afecta variar este parámetro en la rentabilidad.

Para realizar esta comparativa, se estima que la variación del precio de la materia prima (remolacha azucarera) se puede deber al mercado, o a la utilización de una variante, como lo es reemplazar las remolachas por la compra del jugo azucarado directamente.

Análisis de sensibilidad		
	Costo de remolacha (U\$S/año)	Tiempo de repago, n_R (años)
Precio base -20%	30.524.000	21,74
Precio base remolacha	38.154.000	641,52
Precio base +20%	45.785.000	-
Precio base -89,42%	4.036.000	5

Tabla 9-19 Análisis sensibilidad - Precio remolacha

En la tabla 9-19 se puede evidenciar que la sensibilidad de la rentabilidad depende fuertemente de el costo de la remolacha. Con una baja de este valor en un 20%, el tiempo de repago pasa de ser de 641,52 años a tan sólo 21,74. Luego, si aumenta ese mismo porcentaje, los costos de producción superan los ingresos por ventas, razón por la cual es imposible lograr un repago. Por último, se estima que un porcentaje de disminución de la materia prima (remolacha) del 89,42% ocasiona que el proyecto sea rentable según este criterio de análisis.

Otra opción para darle viabilidad económica al proyecto, es analizar la sensibilidad que tiene el precio de venta del bioetanol con la rentabilidad. Esto podría suceder de producirse una retracción de la oferta de este biocombustible (a nivel nacional o internacional), debido a cuestiones climáticas o políticas de estado relacionadas con la importación. Esta situación de escasez de oferta, produce un aumento del precio, sumado al incremento de la demanda que se acrecienta anualmente.

Análisis de sensibilidad		
	Ingresos por ventas (U\$S/año)	Tiempo de repago (n_R años)
Precio base -20%	50.000.000	-
Precio Venta base	62.500.000	641.52
Precio base +20%	75.000.000	13,46
Precio base +54,58	96.618.000	5

Tabla 9-20 Análisis sensibilidad -Ingreso por ventas

En la tabla 9-20 se puede observar que la sensibilidad a las variaciones del precio de venta es mayor que a la del precio de la remolacha. Igualmente ambos resultan determinantes en la estructura de costos y rentabilidad.

9.6 Cronograma de proyecto

Una vez que se han realizado las estimaciones de los costos de inversión y producción, se ha concluido que el proyecto no es viable en términos económicos. Si lo fuera, la siguiente etapa sería llevar a cabo un cronograma de inversión. Esto es, realizar una estimación del tiempo en que la planta va a lograr la operación normal bajo los niveles esperados. Para esto, es necesario conocer los tiempos aproximados en que van a concretarse las diferentes etapas que intervienen en el proyecto, entre las cuales se encuentran:

- Aspectos legales.
- Proyecto de ingeniería.
- Compra del equipamiento principal.
- Desarrollo de la obra civil.
- Compra del equipamiento auxiliar.
- Instrumentación y control.
- Instalación y montaje.
- Ajustes de las instalaciones.
- Contratación del personal.
- Operación normal de la planta de producción.

Etapas/Meses	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
Aspectos legales	x	x	x	x																			
Proyecto de ingeniería			x	x	x	x																	
Equipamiento principal						x	x	x	x														
Desarrollo de obra civil							x	x	x	x	x	x											
Equipamiento auxiliar											x	x											
Instrumentación y control												x	x	x									
Instalación y montaje													x	x	x	x	x	x					
Ajustes de instalación																		x	x	x			
Contratación de personal																			x	x	x		
Operación normal																							x

Tabla 9-21. Cronograma del proyecto.

Desde que se da inicio a la revisión de los aspectos legales, y a la elaboración de los documentos necesarios para la instalación de la planta, hasta que ésta comienza a operar bajo los niveles de producción esperados, transcurren 22 meses, un intervalo de tiempo que resulta razonable para la instalación de una planta de esta magnitud.

Es importante mencionar, que el financiamiento para la ejecución del proyecto, podría obtenerse de fondos propios, de algún interesado en invertir o créditos. El detalle de este punto excede el alcance del proyecto, al igual que la descripción de recursos necesarios en la planificación/ cronograma, como puede ser la cantidad de gente requerida, etc.

9.7 Justificación de la inversión

Al comienzo del trabajo de investigación, se describe la importancia del estudio de la producción de biocombustibles. Su utilización es una alternativa que viene adquiriendo una importancia creciente a nivel mundial, ante la necesidad de sustituir, con costos apropiados, los combustibles de origen fósil. Entre sus principales causas se destacan el ascendente nivel en precio del petróleo, y la necesidad de disminuir la contaminación ambiental y las emisiones de carbono que llevan al calentamiento global.

El bioetanol, es el principal producto obtenido de la fermentación y destilación del almidón (azúcares) contenido en la materia orgánica (biomasa), previamente extraído por procesos enzimáticos. En este proceso se obtiene bioetanol que luego de ser deshidratado, se puede utilizar como combustible. El etanol mezclado con la nafta produce un biocombustible con similares características, pero con una importante reducción en las emisiones contaminantes de los motores.

En la actualidad, la nafta posee etanol en concentraciones del 5 o el 10% (E5 y E10), con esta proporción, no se requieren modificaciones en los motores.

El presente capítulo se encuentra íntimamente relacionado con el primero de este proyecto final. En este, se realizó el estudio de mercado correspondiente y se discutió acerca de la dificultad de competir con las otras materias primas. En este último capítulo se determina si el proyecto es, en efecto rentable.

Más allá del positivo impacto social y ambiental que el montaje de la planta presenta, como ingenieros a cargo de este proyecto, debemos informar a los inversionistas, que la situación actual del país presenta un marco de incertidumbre, donde, los precios parecieran nunca estabilizarse y la rentabilidad de cualquier empresa se ve amenazada. Sumado a esto, resulta que el proyecto no es viable de la forma propuesta.

Se sugiere estudiar la localización de la planta en otro lugar, donde el valor y la disponibilidad de la materia prima sean más auspiciosos que en Argentina, al igual que todas las propuestas especificadas en 9.5.

Conclusión

En este proyecto se ponen en juego los conocimientos adquiridos a lo largo de la carrera, tanto en las disciplinas básicas como en las áreas de las operaciones ingenieriles y procesos. Desde el comienzo del mismo se encontraron muchas dificultades y problemas para la resolución de cada capítulo. En algunos casos por falta de información se realizaron estimaciones que pueden no ser adecuadas e introducir errores en el diseño. De todas maneras, para poder decidir respecto a qué camino seguir se usó lo que se cree que es el mejor criterio posible. En cuanto al diseño de la planta se cumple con el objetivo de capacidad de producción y con las especificaciones del producto, pero no se puede afirmar que el diseño propuesto sea el óptimo, ya que hay innumerables factores a tener en cuenta que escapan al análisis propuesto. Al poder profundizar sobre un tema en particular, se decide hacerlo respecto a las normas HAZOP. Se considera que es un aspecto muy importante que todas las industrias de procesos deben tener en cuenta, para el análisis de riesgos.

En cuanto a la viabilidad del proyecto, teniendo en cuenta el análisis realizado, no se recomienda la instalación de una planta de bioetanol con la definición propuesta. De todos modos, aunque el proyecto fuera rentable desde el punto de vista económico, eso no es suficiente para concretarlo. Hay muchas variables que deben considerarse y que escapan al análisis aquí planteado, como por ejemplo la materia prima, que no se produce en el país, lo que representa un aspecto negativo.

Se debería profundizar también el estudio de mercado en cuanto a la demanda del producto, para determinar si es posible vender todo el bioetanol que se produce y la competencia, ya que tanto los ingenios azucareros como las plantas que producen a partir del maíz, concentran el mercado.

Por último, si bien se sigue investigando e invirtiendo en el desarrollo de este biocombustible, actualmente existen otras alternativas ante una futura falta de combustibles fósiles, como lo son los motores eléctricos impulsados por hidrógeno o energía solar que directamente evitan el uso de motores a combustión. Por otro lado la economía argentina es muy impredecible, lo cual dificulta realizar un proyecto a largo plazo que impliquen grandes inversiones sin que esto conlleve riesgos considerables, como se presenta en este caso.

BIBLIOGRAFÍA

Capítulo 1

1. Frutos y semillas. http://www7.uc.cl/sw_educ/cultivos/remolach/frutos.htm
2. Julio Calzada- Federico Di Yenno (2017). Capacidad de producción de etanol de Argentina no llega al 2% de la de EE.UU.
https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal_noticias.aspx?pidNoticia=664
3. Manuel Ernesto Tituaña Tipán(2011). Estudio de factibilidad para la producción y comercialización de remolacha azucarera forrajera.
<http://repositorio.usfq.edu.ec/bitstream/23000/728/1/99927.pdf>
4. Ministerio de Energía, Presidencia de la Nación. Precio de Bioetanol.
https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php
5. Biodiesel Argentina, noticias sobre biodiesel y energías renovables. Remolacha azucarera: comienza la cosecha. <https://biodiesel.com.ar/485/remolacha-azucarera-comienza-la-cosecha>
6. Guillermo Rossi (2016). Rápido vistazo al biodiesel y bioetanol en Argentina.
https://www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/informativosemanal_noticias.aspx?pidNoticia=243
7. Propiedades Termodinámicas de Sustancias Seleccionadas.
<http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbasees/Tables/therprop.html>
8. Secretaría de Energía (2008).
<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/145000-149999/147291/texact.htm>
9. Biodiesel Argentina, noticias sobre biodiesel y energías renovables. Bioetanol Resolución 1293/2008. <https://biodiesel.com.ar/2609/resolucin-12932008>
10. El cultivo de la remolacha azucarera.
http://www.infoagro.com/herbaceos/industriales/remolacha_azucarera2.htm
11. Ministerio de Energía, Presidencia de la Nación. Precio de Bioetanol.
https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php
12. Argentina.gob.ar Cálculo de Precios Bioetanol.
<http://www.energia.gov.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=4226>
13. Lansagro S.A. Manual del cultivo de la remolacha (2007- 2008).
https://issuu.com/multimedial/docs/manual_tecnico
14. Biodiesel Argentina, noticias sobre biodiesel y energías renovables. Remolacha azucarera: comienza la cosecha. <https://biodiesel.com.ar/485/remolacha-azucarera-comienza-la-cosecha>

15. Elizabeth Bustos, Katherine Veit y Carolina Vera. Producción de azúcar de remolacha: Puro Chile es tu suelo endulzado.
<http://www.periodismo.uchile.cl/themoroso/2001/nacional/remolacha.htm>

Capítulo 2

1. Centrales termoeléctricas de biomasa. <http://www.plantasdebiomasa.net/bioetan.html>
2. Jorge Elías A.(2009). Producción de etanol a partir de la Remolacha alcohólica. <http://proyectopragnalia.blogspot.com.ar/2009/08/184-produccion-de-etanol-partir-de-la.html>
3. Fermentación alcohólica. https://fjarabo.webs.ull.es/Biomasa/Bio04/Bio04_41.html
4. María Luisa Siliceo Rodríguez (2014). Análisis de la productividad industrial de bioetanol. <https://cdigital.uv.mx/bitstream/123456789/46727/2/SiliceoRodriguezMLuisa.pdf>
5. Propiedades Termodinámicas de Sustancias Seleccionadas. <http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbasees/Tables/therprop.html>
6. Luiz Carlos Basso, Thiago Olitta Basso and Saul Nitsche Rocha (2011). Ethanol Production in Brazil: The Industrial Process and Its Impact on Yeast Fermentation. <https://www.intechopen.com/books/biofuel-production-recent-developments-and-prospects/ethanol-production-in-brazil-the-industrial-process-and-its-impact-on-yeast-fermentation>
7. Egharevba Felix, Ogbemor Clara, Akpoveta Oshevwiyo Vincent (2014). Thermodynamic Characterization of *Saccharomyces cerevisiae* catalized fermentation of cane sugar.
8. Jelena M. Dodić, Damjan G. Vucurovic (2012). Kinetic modelling of batch ethanol production from sugar beet raw juice.
9. Dr. Nicolás José SCENNA. Modelado simulación y optimización de procesos químicos.
10. Ponomarev, V. V.; Migarskaya, L. B. (1960). Heats of combustion of some amino-acids.
11. H. Scott Fogler(2016). Elements of Chemical Reaction Engineering.
12. Carlos A. Cardona, Oscar J. Sanchez. Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities.
13. Enrique Galindo, Octavio T. Ramirez (1994). Advances-in-Bioprocess-Engineering.

Capítulo 3

1. Eric C. Carlson(1996). Don't Gamble With Physical Properties For Simulations.
<https://pdfs.semanticscholar.org/a691/8690efb562b462410b4bb82a3ec58cd694bc.pdf>
2. Rojas (2012). Determinación experimental del equilibrio líquido-vapor del sistema etanol-agua-glicerina.
<http://www.bdigital.unal.edu.co/50352/1/Williamandreschasoyrojas.2012.pdf>
3. J. Chem. Eng. Data (1969). Vapor-liquid equilibriums of binary systems of water with methanol and ethanol at extreme dilution of the alcohol.
<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/je60042a022?journalCode=jceaax>
4. Emily Bowen Sean C. Kennedy Kelsey Miranda (2010). Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis A Major Qualifying Project Submitted to the faculty of WORCESTER POLYTECHNIC INSTITUTE In partial fulfillment of the requirements For the Degree of Bachelor of Science.
https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol_from_Sugar_Beets_-_A_Process_and_Economic_Analysis.pdf
5. Jaime Torres, Daniel Molina, Carlos Pinto, Fernando Rueda (2002). Estudio de la mezcla de gasolina con 10% de etanol anhidro. Evaluación de propiedades fisicoquímicas.
http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0122-53832002000100007
6. Albert Puxan. Estrategias de ahorro de agua en Estrategias Estrategias de ahorro de agua en la higiene alimentaria.
<https://www.cresca.upc.edu/sites/default/files/docs/albertpuxan.pdf>
7. Verónica Capdevila , Viatsheslav Kafarov , Cristina Gely , Ana Pagano (2015). Simulación del proceso fermentativo para la obtención de bioetanol a partir de residuos de arroz.
http://www.exeedu.com/publishing.cl/av_cienc_ing/2015/Vol6/Nro2/2-ACI1227-14-full.pdf
8. Separation and Purification Technology (2012). Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation.
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586612002948>
9. Process Safety and Environmental Protection(2010). Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study.
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S095758200900113X>
10. Alan Didier Pérez Ávila. Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de Caña azucarera,
<https://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluacion-del-proceso-de-produccion-de-etanol-carburante-a-partir-de-cac3b1a-azucarera-remolacha-azucarera-y-mac3adz.pdf>
11. Braz. J. Chem (2014). Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent.
http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0104-66322014000100024

12. Sociedad Cooperativa General Agropecuaria(2018). Remolacha y azúcar.
<http://www.cooperativaacor.com/es/extraccion/art/189/>
13. Robert E. Treybal. Segunda edición. Operaciones de transferencia de masa.

Capítulo 4

1. Jelena M. Dodić, Damjan G. Vuc̃urovic (2012). Kinetic modelling of batch ethanol production from sugar beet raw juice.
2. Emily Bowen Sean C. Kennedy Kelsey Miranda (2010). Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis A Major Qualifying Project Submitted to the faculty of WORCESTER POLYTECHNIC INSTITUTE In partial fulfillment of the requirements For the Degree of Bachelor of Science.
https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol_from_Sugar_Beets_-_A_Process_and_Economic_Analysis.pdf
3. Iván D. Gil a, Jorge M. Gómez b, Gerardo Rodríguez(2012). Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer.
4. María Luisa Siliceo Rodríguez (2014). Análisis de la productividad industrial de bioetanol.
<https://cdigital.uv.mx/bitstream/123456789/46727/2/SiliceoRodriguezMLuisa.pdf>
5. Biodiesel Argentina, noticias sobre biodiesel y energías renovables. Remolacha azucarera: comienza la cosecha.
<https://biodiesel.com.ar/485/remolacha-azucarera-comienza-la-cosecha>
6. Perfil (2018). La vida no es tan dulce para productores chilenos de remolacha.
<https://www.perfil.com/noticias/bloomberg/bc-la-vida-no-es-tan-dulce-para-productores-chilenos-de-remolacha.phtml>
7. H.J. Vázquez y O. Dacosta. Departamento de Sistemas, Universidad Autónoma Metropolitana (2017). Fermentación alcohólica: Una opción para la producción de energía renovable a partir de desechos agrícolas.
<http://www.journals.unam.mx/index.php/ingenieria/article/view/13478/12818>
8. Fundación Española para el Desarrollo de la Nutrición Animal (2018). Pulpa de remolacha.
http://www.fundacionfedna.org/subproductos_fibrosos_humedos/pulpa-de-remolacha

Capítulo 5

1. M.Elena Lienqueo. Diseño de Bio-reactores. Transferencia de energía. Agitación y Aireación de Fermentadores - U-Cursos
2. Agitación. Procesos biológicos.
<http://procesosbio.wikispaces.com/Agitador>
3. Angel Geovanny Moyano Barahona Oscar Enrique Quisingo Toasa (2015). Realizar el diseño y construcción de un fermentador para producción de alcohol a partir de la remolacha.
<http://dspace.esPOCH.edu.ec/bitstream/123456789/4746/1/96T00319%20UDCTFC.pdf>
4. Propuesta de automatización de un proceso de producción de inóculo de levadura a escala industrial para producción de etanol 2013.
https://www.researchgate.net/publication/307555815_Propuesta_de_automatizacion_de_un_proceso_de_produccion_de_inoculo_de_levadura_a_escala_industrial_para_produccion_de_etanol
5. Vogelbusch Bioethanol Technology.
<https://www.vogelbusch-biocommodities.com/technology/alcohol-process-plants/bioethanol-technology/>
6. Diseño y modelado de un bioreactor tipo batch y continuo para aplicaciones de control automático (2013).
https://www.researchgate.net/publication/277312156_Diseño_y_modelado_de_un_bioreactor_tipo_batch_y_continuo_para_aplicaciones_de_control_automático
7. Hydrodynamics of Stirred Bioreactors (1998).
https://www.researchgate.net/publication/245371842_Hydrodynamics_of_Stirred_Bioreactors
paletas rush
8. Diseño del fermentador.
<http://tesis.uson.mx/digital/tesis/docs/4053/Capitulo5.pdf>
9. Advances in bioprocess engineering. Enrique Galindo y Octavio Ramirez. Optimum Design of a Continuous Fermentation Unit of an Industrial Plant for Alcohol Production.
10. Climate-data.org (2018).
<https://es.climate-data.org/location/764065/>
11. Intercambiadores de calor: Eduardo Cao (1983).
12. Determinación de densidad, viscosidad e índice de refracción (2015).
<http://farmupibi.blogspot.com/2015/03/determinacion-de-densidad-viscosidad-e.html>
13. Cesar Lujan Luis (2009). Agitación.
<https://es.slideshare.net/guest6d731e/agitacion-1735401>
14. Octavio Cadet (2011). Viscocimetría.
<https://es.scribd.com/document/70606410/Viscosimetria>

15. Emily Bowen Sean C. Kennedy Kelsey Miranda (2010). Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis.
https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-042810-165653/unrestricted/Ethanol_from_Sugar_Beets_-_A_Process_and_Economic_Analysis.pdf Ethanol from Sugar Beets:A Process and Economic Analysis

Capítulo 6

1. Errico, Massimiliano; Rong, Ben-Guang(2012). Trabajo de investigación. Separation and purification Technology. Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation. Massimiliano Errico, Ben-Guang Rong.
2. Sergio Jesús Navas Herrera. Control de Columnas de Destilación.
<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20374/fichero/Proyecto+completo.pdf>
3. Meilyn González Cortés, Anneley Fariñas Díaz, Yenisleidy Martínez Martínez, Lilisbet Castellano Gallo y Yaillet Albernas Carvajal (2016). Análisis energético e integración de la destilación de alcohol: método convencional y doble efecto.
http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2223-48612016000300006
4. Oppac. Ficha técnica Glicerina.
<http://www.oppac.es/fds/Glicerina.pdf>.
5. Meilyn González Cortés, Anneley Fariñas Díaz, Yenisleidy Martínez Martínez, Lilisbet Castellano Gallo y Yaillet Albernas Carvajal. Diferencia entre torres de platos y empacadas.
<https://es.scribd.com/doc/86646455/Diferencia-Entre-Torres-de-Platos-y-Torres-Empacadas>

Capítulo 7

1. Alan Didier Pérez Ávila. Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de Caña azucarera, remolacha azucarera y maíz.
<https://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluacion-del-proceso-de-produccion-de-etanol-carburante-a-partir-de-caña-azucarera-remolacha-azucarera-y-maíz.pdf>
2. Básculas Gama.
<http://www.basculasgama.com.ar/post/bascula-san-lorenzo-especificaciones-tecnicas.pdf>
3. Secretaría de Gobierno de salud. Salud Ocupacional.
<http://www.msal.gob.ar/index.php/home/salud-ocupacional>
4. Sistemas auxiliares del proceso.
PDF]sistemas auxiliares del proceso - OCW - UC3M
5. Eyectores Inmateinsa.
http://www.inmateinsa.com/sistemas_vacio.html
6. Reductores de tamaño.Putsch.
http://www.gw-putsch.de/Pu_Ge_Se/englischeVersion/Ebene6/Frame2_e/PP_Zu_e/PP_TSM16_e.html
7. Mezcladores Simes.
http://www.simes-sa.com.ar/espanol/productos/mezcladores/mezclador_solido_liquido.html
8. Balanzas industriales. Tipos y funciones (2015).
<https://www.balanzasdigitales.com/blog/9/usos-de-balanzas/12/balanzas-industriales-tipos-y-funciones/>
9. Cintas transportadoras. Brunssen.com.mx
<http://www.comercioindustrial.net/productos.php?id=bandas%20transportadoras&mt=bandas>
10. Palas mecánica. John Deere Cargadores con Ruedas.
<https://www.deere.com/latin-america/es/cargadores-de-ruedas/>
11. Amalia García-Vellido Santías (2017) Proyecto de Instalaciones Necesarias en una Planta Azucarera.
<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/91520/fichero/%C3%BA%20ultima+versi%C3%B3n+tfp.pdf>
12. Iglesias Zamora, Marta (2010). Planta de producción de jarabe de azúcar a partir de remolacha.
<http://rodin.uca.es/xmlui/handle/10498/9465>
13. Lavadora. Techinservice.
<http://www.techinservice.com.ua/en/products/sugar/beet-transportation/drum-beet-washer.html>
14. Instalaciones de extracción para remolacha de BMA.
<https://www.bma-worldwide.com/es/instalaciones-de-extraccion-para-remolacha.html>
15. Catálogos Bombas.

- a. Bombas Goulds de procesos con Monitoreo inteligente patentado.
https://www.gouldspumps.com/ittgp/medialibrary/goulds/website/Literature/Brochures/Product%20Bulletins/Numerical/3196_i_FRAME_bulletin_Spanish.pdf?ext=.pdf
- b. KSB. Bomba para aguas residuales, para productos agroalimentarios. Eléctrica. Autocebante.
<http://www.directindustry.es/prod/ksb/product-7053-2009483.html>
- c. ir series. bomba de agua limpia / eléctrica / centrífuga / monobloque.
<http://www.directindustry.es/prod/saer/product-19914-505430.html>
16. Fernando Gómez García(2015). Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol con una capacidad de 20.000 tm/año.
<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20453/fichero/Proyecto+Fin+de+Carrera.pdf>
17. Ficha de datos de seguridad etanol. Roth.
https://www.carlroth.com/downloads/sdb/es/6/SDB_6724_ES_ES.pdf
18. Prominent. Plantas de ósmosis inversa Dulcosmose® Rango TW.
<https://www.prominent.es/es/Productos/Productos/Tecnolog%C3%ADa-de-membrana/%C3%93smosis-inversa/p-dulcosmose-tw.html>
19. Agrofy. Silo GSI.
<https://www.agrofy.com.ar/silo-gsi-de-3000-a-5500-tn-cfl.html>
20. EWP caños. Dimensions & Weights of Pipes ASTM A53
http://www.wermac.org/pipes/dim_pipes_a53_1.html
21. Tubos sin costura trefilados en frío. Norma ASTM A192.
<http://www.sidernoa.com.ar/gallery/astm%20a192.pdf>
22. Taishan Group. Caldera.
http://www.directindustry.es/prod/taishan-group-co-ltd/product-162338-1781678.html#product-item_1781690
23. Taishan Group Taian Boao International Trade Co., Ltd. Caldera.
http://www.taishanboao.com/products_detail/productId=149.html
24. Ortega, Andrés N. Montilla, Eduardo. Cunsulo, Mario Esteban (2013). Clima urbano árido: base de datos para estudios del Área Metropolitana de San Juan.
<http://ri.conicet.gov.ar/handle/11336/15688>
25. Luis G. Obregón Quiñones, José C. Pertuz , Rafael A. Domínguez. (2016). Análisis del desempeño de una torre de enfriamiento a escala de laboratorio para diversos materiales de empaque, temperatura de entrada de agua y relación másica de flujo agua-aire.
<http://www.scielo.org.co/pdf/prosp/v15n1/1692-8261-prosp-15-01-00042.pdf>
26. http://www.sodeca.com/upload/imgCatalogos/ES/CT11_60Hz_2012ES.pdf
27. Alibaba.com. Secadora de pulpa.

<https://spanish.alibaba.com/product-detail/free-installation-and-training-rotary-drum-type-exhausted-beet-pulp-dryer--60603869102.html?spm=a2700.8699010.normalList.16.4c94146a0rDper>

28. Tanque de lavado de remolacha.

<https://www.crossagrieng.ie/elephant-beet-washer>

29. Poder calorífico del gas.

<http://www.energia.gob.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=3622>

30. Porcentaje de materia seca en Pienzo.

http://www.innovacion.gob.sv/inventa/attachments/article/2281/hd_1987_08.pdf

Capítulo 8

1. Casal, Montiel, Planas, Vílchez (1999). Análisis de Riesgos es Instalaciones Industriales.
2. Hao Wu, Igor Peñarrubia, Lin Cui, jinsong Zhao (2017). Process safety management considerations for biofuel production.
PDF]Process safety management considerations for biofuel production.
3. Consuelo Goberna Selma. TESIS DOCTORAL. Análisis de riesgo y operabilidad de riesgo de plantas de proceso a escala piloto: aplicación a una planta de extracción en condiciones supercríticas.

Capítulo 9

1. Perfil (2018). La vida no es tan dulce para productores chilenos de remolacha.
<http://m.perfil.com/noticias/bloomberg/bc-la-vida-no-es-tan-dulce-para-productores-chilenos-de-remolacha.phtml?rd=1>
2. Estimación de costos de equipos online. Disponible en:
<http://mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>
3. Estimación de costes de capital.
<https://frgarcia.webs.ull.es/Teoria/Tema2/T2FT100.pdf>
4. Diego Alejandro Schneuer Finlay (2010). Estudio exploratorio para la producción de bioetanol y co-productos de biorefinería, a partir de rastrojos de maíz.
http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/103733/schneuer_df.pdf?sequence=3
5. Acta acuerdo refinerías (2018).
<http://www.petroleoygas.com.ar/upload/convenios/Actas%20Acuerdo%20Refinerias%2016-08.pdf>
6. Distribuidora de gas del centro s.a (2018). Tarifas finales a usuarios residenciales, p1, p2, p3, sdb y gnc - sin impuestos - resolución enargas nº 282/18 - provincia de San Juan.
https://www.ecogas.com.ar/appweb/leo/pub/notas/2378/San_Juan.pdf
7. Cepci updates: january 2018 (prelim.) and december 2017 (final). (2018)
<https://www.chemengonline.com/cepci-updates-january-2018-prelim-and-december-2017-final/?p rintmode=1>
- 8a. Educación en ingeniería química. Costos de inversión en refinerías en el Golfo de Estados Unidos.
<http://www.ssecoconsulting.com/costos-de-inversioacuten-de-refineriacuteas-golfo-eua.html>
- 8b. Chemical Engineering Plant Cost Intex.
http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/leonardo/MatApoyo/EvalProyectos/CEPCI%201950_2006.xls
9. Alibaba.com. Costo de báscula para camiones.
<https://spanish.alibaba.com/product-detail/SCS-100-3-18m-100t-weighbridge-1103039745.html?spm=a2700.7724838.2017115.11.6c813d506aLPqU&s=p>
10. Alibaba.com. Costo silo circular.
<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Bolt-type-100-ton-storage-silo-1330192373.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.11.55ec54919gH4Fe&s=p>
11. Estimación de costos de equipos online. Disponible en:
<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>
12. El cronista (2018). Actualizaron precios locales de biodiesel y etanol para mezclas con combustibles.

<https://www.cronista.com/economiapolitica/Actualizaron-los-precios-locales-de-biodiesel-y-etanol-para-mezcla-con-combustibles--20180903-0018.html>

13. Diario el centro (2018). Iansa condiciona funcionamiento de Planta Linares a la siembra de 5 mil hectáreas de remolacha. Costo remolacha.

<http://www.diarioelcentro.cl/noticias/cronica/iansa-condiciona-funcionamiento-de-planta-linares-a-la-siembra-de-5-mil-hectareas-de-remolacha>

14. Alibaba.com. Costo Levadura *Saccharomyces cerevisiae*.

<https://spanish.alibaba.com/product-detail/Yeast-saccharomyces-cerevisiae-898718646.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.99.639a91675n3Teb>

15. Energía San Juan. Valores tarifarios maximos vigentes desde el 01/08/2018 hasta el 31/10/2018. Costo electricidad.

http://www.energiasanjuan.com.ar/cuadros_tarifarios/CT%2001-08-2018%20al%2031-10-2018.pdf

16. Alibaba.com. Costo glicerina.

https://www.alibaba.com/product-detail/Industrial-Glycerin-95-glycerol-prices_1072445803.html?spm=a2700.7724857.normalList.25.585b6781Vb2E6T

17. Estimación de costos de equipos online. Disponible en:

<http://fermaq.biz/maquinaria/lavadoras/>

18. Poballe S.A. Precio pulpa de remolacha.

<https://www.poballe.com/alimentacionanimal/home/21-pulpa-de-remolacha.html>

19. Johann Tasker (2017).FW. Precio anunciado para la cosecha de remolacha azucarera 2018/19.

<https://www.fwi.co.uk/business/markets-and-trends/crop-prices/price-announced-201819-sugar-beet-crop>

20. USDA. United States Department of Agriculture. Economic Research Service.

<https://www.ers.usda.gov/webdocs/DataFiles/53304/TABLE12.XLS?v=0>

21. Fernando Morales Vallecilla, Gerente técnico de FDN Nutrientes (2015). Experiencias en el uso de residuos de la industria de cerveza en Colombia y Ecuador.

<https://www.engormix.com/ganaderia-carne/articulos/experiencias-uso-residuos-industria-t31927.htm>

22. Agrodigital.com(2018). Tereos paga 28,04 euros/tn en la campaña 2017/18.

<https://www.agrodigital.com/2018/04/20/tereos-paga-la-remolacha-a-2840e-t-en-la-campana-2017-18/>

23. Acor, Sociedad Cooperativa General Aropecuaria (2017). Contratación de remolacha Campaña 2017/2018.

<http://acor.es/NdSite/OnLineCache/FMS/74/05/d6d2e0e0a4c423d66e9a4c7648e16e3a/CIRCULAR%20503%20CONTRATACI%20d3N%20REMOLACHA%202017-18.pdf>

24. Diario El Cronista (2011), Residuos que abre una oportunidad productiva.

<https://www.cronista.com/pyme/Residuos-que-abren-una-oportunidad-productiva-20110210-0009.html>

ANEXO

A7

I Opciones de equipos

A.7.1 Transporte de materiales

El equipo para el manejo de materiales puede ser manual o mecánico. El equipo mecánico es el mejor coordinador de los procesos, no sólo elimina el trabajo manual sino que también sirve para regular la marcha del proceso y para convertir una operación intermitente en continua. Puede ser para el manejo de sólidos, líquidos y gases. La selección del equipo depende del costo y del trabajo que debe realizarse.

Factores que deben tenerse en cuenta a la hora de elegir el equipo:

1. Naturaleza química del material a manejar.
2. Naturaleza física del material a manejar
3. Carácter del movimiento a efectuar (horizontal, vertical o combinación).
4. Distancia a recorrer (del movimiento).
5. Cantidad de material (peso, nº de piezas, volumen) a mover por unidad de tiempo.
6. Naturaleza de la alimentación del equipo de manejo.
7. Naturaleza de la descarga.
8. Naturaleza del flujo - continuo o intermitente.

Es de importancia aclarar, que el esfuerzo humano para el movimiento de los materiales en la planta de ser requerido, debe regirse en los términos de la LEY N° 19.587 DE HIGIENE Y SEGURIDAD EN EL TRABAJO y LA LEY N° 24.557 SOBRE RIESGOS DEL TRABAJO [3].

7.1.1 TRANSPORTE DE SÓLIDO

7.1.1a Transportadores

Las máquinas de transporte pueden clasificarse según si se trata de máquinas móviles o fijas.

- *Máquinas motrices móviles*

Las máquinas motrices móviles se tratan de máquinas que se desplazan por la acción de un motor. Entre ellas se encuentran las siguientes:

Carretillas: las carretillas son plataformas con ruedas accionadas por un motor que puede ser eléctrico o naftero. En horizontal pueden transportar hasta 2 toneladas de carga a una velocidad máxima de hasta 25 km/h para las nafteras. En algunos casos cuentan con una plataforma elevable, dando lugar a los denominados auto-elevadores, que permiten apilar y acomodar cargas en los depósitos hasta una altura de 10 metros (figura 7-2a).

Tractor con remolques: consiste en un tractor que remolca vagonetas, que llevan el material. El volumen en material a transportar depende de la potencia del tractor y de la cantidad de vagones que remolca. Esta es una forma de transporte utilizada solamente en transporte horizontal (figura 7-2b).

Palas mecánicas: constan de una base o plato giratorio y un brazo que en el extremo tiene una cuchara o pala. Las palas mecánicas pueden ser a nafta, a gasoil o eléctricas. Se utilizan para la manipulación de grandes cantidades de materiales en trozos para carga, descarga y apilado de los mismos (figura 7-2c).



Figura 7-2. (a) autoelevador, (b) tractor con remolque, (c) pala mecánica.

- *Instalaciones fijas*

Son máquinas en las que el desplazamiento del material es entre puntos determinados y por medio de una fuerza mecánica. Entre los más utilizados se encuentran los siguientes:

Elevador de cangilones: se utilizan para el transporte de materiales de variada clase, ya sea a granel, secos, húmedos e inclusive líquidos. Constan de una banda o cadena motora accionada por una polea de diseño especial (tipo tambor) que la soporta e impulsa, sobre la cual van fijados un determinado número de cangilones. Los cangilones se tratan de baldes, de diferentes formas, tamaños y material, dependiendo de lo que se desea transportar. Estos van unidos a la banda o cadena por la parte posterior, mediante bulones, en forma rígida (figura 7.3a).

Transportador de cadena tipo Redler: este transporte puede absorber todo tipo de necesidades, tanto en trayectorias, inclinaciones, cantidad de puntos de carga y de descarga, tipo de materiales, y condiciones físico-químicas de estos, hasta incluso la posibilidad de flujo de material dentro de un mismo equipo en ambos sentidos. Se basa del empuje dinámico del material a través de empujadores transversales impulsados por una cadena (figura 7.3b).

Transportador de tornillo (o de rosca): el transportador de rosca consiste en un eje de acero, sobre el cual se desarrolla una espiral, que gira dentro de un canal. El eje es propulsado por un motor y el acople se produce a través de engranajes o cadenas. Este transportador se utiliza para el movimiento de materiales abrasivos y no abrasivos, en horizontal y oblicuo con pendiente que no supere los 30°. La longitud máxima de transporte no debe superar los 30 metros, pues más allá de esa distancia los esfuerzos de torsión que se producen son muy elevados, y el diámetro máximo a utilizar es de 0,60 metros, (figura 7.3c).

Cinta transportadora: pueden trasladar material sólido desde unos pocos metros hasta kilómetros, suelen operarse de manera horizontal, o con algún grado de inclinación, sin embargo se les puede asignar un grado de inclinación generalmente limitado por ángulos de 15 a 20 grados, fijando este límite se evita el movimiento del material durante el transporte (figura 7.3d).



Figura 7-3. (a) elevador de cangilones, (b) transportador de cadenas, (c) transportador de tornillo, (d) cinta transportadora.

7.1.1.b Alimentadores de sólidos

Son artefactos que mantienen un flujo uniforme de materiales a granel, llevando a cabo simultáneamente una función de medición. Puede funcionar con:

- Sólidos a granel.
- Mezclas de sólidos - líquidos.
- Mezclas sólido - gas.

Hay dos tipos:

- Volumétricos: miden su carga en volumen por unidad de tiempo.
- Gravimétricos: peso por unidad de tiempo. Son más precisos porque en los materiales a granel el peso por unidad de volumen puede variar hasta un 15%.

7.1.2 TRANSPORTE DE FLUIDOS

7.1.2a Caños

Conducto cerrado que se usa para el transporte de fluidos. Suministran los fluidos esenciales para el funcionamiento y mantenimiento de la planta.

Factores a evaluar a la hora de elegir caños:

- Selección del tamaño y material adecuado.
- Distribución de los caños (facilidad de acceso).
- Selección de válvulas.

- Unión de juntas (sellado).
- Determinación de colores para su identificación.

Diámetro de los caños: a la hora de seleccionar un caño se presentan los problemas típicos de flujo de fluidos:

- Encontrar el diámetro óptimo del caño para un determinado flujo.
- Encontrar la caída de presión en función de la velocidad de flujo.
- Estudio de costo: un caño con un diámetro pequeño tiene un costo menor, pero el costo en bombeo es excesivo. Si se tiene un caño con un diámetro menor el costo es mayor, pero el de bombeo es mucho menor.

Con un diámetro menor aumenta el rozamiento y la pérdida de presión. El fluido tiene que ir a altas velocidades, con lo cual el bombeo necesario es alto. Si el caño tiene un mayor diámetro el rozamiento es menor, la velocidad es menor por lo tanto el bombeo necesario es menor.

Una vez determinado el diámetro interno hay que seleccionar el espesor de pared y el material del caño. Para dicha selección, se debe conocer en primer lugar el tipo de fluido a transportar y luego las condiciones de trabajo del sistema, como presión, temperatura, resistencia a la corrosión, etc.

Entre los diferentes materiales se puede encontrar:

- Cañerías de Acero Carbono con Costura.
- Cañerías de Acero Carbono sin Costura.
- Cañerías de Acero Inoxidable.
- Cañerías de PVC.
- Cañerías de Polietileno de Alta Densidad (HDPE).
- Cañerías de Cobre.

Las cañerías de acero carbono pueden ser galvanizadas en caliente, lo que permite una mejor resistencia a la corrosión.

Según la presión a la que se trabaje, se seleccionan tubos con o sin costura, sabiendo que la soldadura de la costura representa un punto débil al trabajar a presiones considerables.

Las redes de cañerías se deberán diseñar de forma que se garantice una velocidad no superior a 2 m/s en ninguno de los tramos para reducir los posibles ruidos y vibraciones. En la red se instalarán llaves de paso para poder cortar el suministro cuando se desee. Esto es especialmente

importante en caso de roturas ya que permite cortar el paso únicamente a la zona afectada sin perjudicar el resto de la instalación.

La conexión de tramos de cañerías entre sí y la conexión de cañerías con válvulas, recipientes, bombas, etc. se hará por medio de bridas. Son dos discos iguales o anillos de metal unidos mediante tornillos que comprimen una junta situada entre sus caras, permitiendo así las distintas conexiones de las cañerías. La conexión se realiza por medio de bridas y no de soldadura puesto que éstas últimas son herméticas y no se pueden realizar cambios, por tanto las bridas facilitarían los trabajos que se requieran de mantenimiento y sustitución.

7.1.2b Bombas

Son medios de propulsión para el transporte de fluidos por medio de caños. Se utilizan para el transporte de líquidos, suspensiones coloidales o sólidos suspendidos en gas.

Bombas de desplazamiento positivo: aplican presión directamente al líquido por un pistón reciprocante o por miembros rotatorios, los cuales forman cámaras alternadamente llenas o vacías convirtiendo la energía cinética resultante del líquido en energía de presión.

Bombas centrífugas: 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, que dispone de unos álabes para conducir el fluido, y por efecto centrífugo 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 o hacia el siguiente rodete. La eficacia de una bomba centrífuga depende del rendimiento de este rodete. Su flujo está libre de pulsaciones, son seguras y de manejo sencillo, su caudal es constante y elevado. Son adecuadas para bombear fluido poco viscoso, sin sólidos abrasivos.

7.1.3 TRANSPORTE DE GASES

Compresores: su función es almacenar y suministrar gas a alta presión donde se requiera.. Pueden ser centrífugas, rotatorias.

Ventiladores: manejan volúmenes de gases sin ningún efecto de compresibilidad. Se clasifican por la dirección del flujo del aire en radiales y axiales.

Eyectores: son bombas de vacío, generalmente movida por vapor, que no tiene partes móviles. Su principio de funcionamiento es que el fluido motriz, generalmente vapor, es acelerado en una tobera convergente-divergente, donde se convierte la presión en velocidad. Debido al efecto Venturi, la presión en la descarga es muy baja, lo que produce una succión del fluido aspirado en la

cámara de mezcla. La mezcla del fluido motriz y aspirado es introducida en el difusor, donde se transforma la velocidad en presión, obteniendo en la descarga una presión intermedia entre la del fluido motriz y el impulsado.

A.7.2. Reducción de tamaño

La función principal de la operación de corte de remolacha es mejorar la operación de difusión y la extracción de sacarosa de las remolachas. Esto se consigue principalmente debido al aumento de la superficie de la remolacha. Además puede favorecer el mezclado y la homogeneización posterior.

Las remolachas deben ser cortadas con cuchillos afilados para minimizar la rotura de las células de la remolacha. Las células estropeadas permiten que se difundan más impurezas en el jugo, lo que provoca un aumento de los no-azúcares y, en consecuencia, una reducción de la pureza del jugo.

Para la eliminación completa del azúcar por el proceso de difusión, el tamaño y la calidad de los trozos son importantes. Generalmente, para el mismo resultado, los trozos gruesos necesitan más tiempo de difusión, o una mayor cantidad de agua de difusión que los trozos más finos. Por lo que lo más deseable es que los trozos sean finos. Para garantizar una extracción óptima es necesario un trozo fino con una superficie amplia y lisa, pero con una solidez uniforme de los trozos.

Formas de romper un sólido en los equipos de reducción de tamaño:

1. **Compresión:** reducción gruesa, sólidos duros, da lugar a sólidos poco finos.
2. **Impacto:** genera productos gruesos, medios y finos.
3. **Frotación o rozamiento:** da lugar a productos muy finos a partir de materiales blandos.
4. **Corte:** da lugar a un tamaño definido de partícula.

Equipos a evaluar:

Quebrantadores: máquinas de baja velocidad para la reducción gruesa de grandes cantidades de sólidos.

Máquinas de corte: se utilizan cuando se quieren conseguir dimensiones fijas o para materiales demasiado tenaces o elásticos.

-*Rebanadoras*: consisten esencialmente en una serie de cuchillas rotatorias o de vaivén que cortan el alimento que circula bajo ellas.

-*Cortadora en cubos*: se utiliza para frutas, verduras y carne. El alimento en cuestión se corta en primer lugar en rebanadas y luego en tiras, por acción de unas cuchillas rotatorias. Las tiras se alimentan a su vez a un segundo conjunto de cuchillas rotatorias que efectúa el corte en cubitos.

A.7.3. Mezclado

Los objetivos de mezclado son:

1. Producir mezclas físicas simples donde no se efectúen reacciones ni cambios en el tamaño de partícula.
2. Efectuar cambios físicos:
 - disolución de compuestos.
 - formación de cristales.
3. Llevar a cabo una dispersión en aquellos casos en que se va a fabricar un producto de apariencia homogénea.
4. Promover una reacción, es el uso más importante.

Tipos de mezcladores:

Mezclador de flujo: se usa en los sistemas continuos, el mezclado se produce por interferencia en el flujo.

Mezcladores de paletas o brazos: incluyen un gran número de tipos según las paletas utilizadas. El flujo se produce hacia las paredes del tanque. Se utiliza para fluidos viscosos.

Mezcladores de hélice: utilizan dos hélice con las paletas dispuestas para que propulsen el fluido en direcciones opuestas. Fluidos poco viscosos.

Mezcladores de turbina: los materiales son sumergidos en el fluido con el que va a mezclarse. Giran a velocidades moderadas y altas. Fluidos con viscosidad intermedia.

A.7.4 Tanques de almacenamiento

En el presente proyecto se necesita de una serie de tanques de almacenamiento de distintos tipos y diversos tamaños. Por una parte, están los tanques de almacenamiento incluidos dentro del proceso y, por otra, los tanques de almacenamiento de productos químicos necesarios para el buen funcionamiento de éste.

Lo referido al manejo y almacenamiento de la materia prima y materiales inflamables, se debe alinear a varias normas y códigos empleadas en las industrias de proceso, como pueden ser las de American Petroleum Institute (API), código ASME y normativa vigente a nivel nacional.

Factores a tener en cuenta en el almacenamiento de la remolacha:

-Los equipamientos de transporte y almacenamiento deben ser diseñados y utilizados de manera que las alturas de caídas sean lo menor posible. Especialmente en el punto final de la caída es útil utilizar sondas de contacto, creadas para obtener una caída que no exceda de 1 a 2 metros entre el extremo de la cinta y la altura acumulada de remolacha.

-Se debe repartir regularmente el punto de caída de la remolacha en el recinto de almacenamiento especialmente por el desplazamiento sistemático de la cinta. Así se evitarán acumulaciones excesivas de tierra obtenidas cuando el punto de vertido no es modificado en un período prolongado.

-Se debe controlar los calentamientos internos en la columna de remolacha limitando la altura del almacenaje y/o ventilando de manera intensa.

Existen distintos tipos de silos de almacenamiento, los más comunes se muestran a continuación:

Silos circulares: se emplean para una capacidad de almacenamiento de algunos días, se adaptan bien para ensilar y desensilar fácilmente de un modo automático. Están diseñados para permitir un avance continuo sin retroceso permitiendo la utilización del silo a su máxima capacidad.

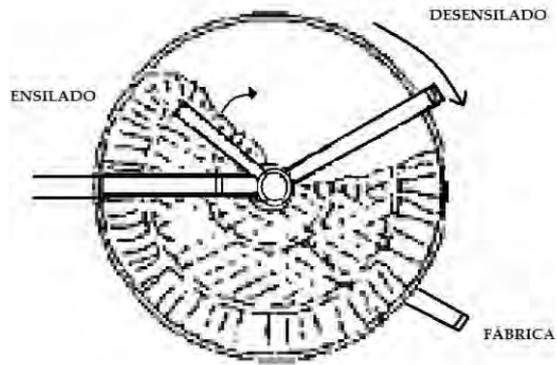


Figura 7-4. Ensilado y desensilado de silos circulares.

Silos rectangulares: permite generalmente una mejor utilización de las superficies disponibles de suelo y se adapta fácilmente a las extensiones posibles.

Los diversos sistemas de transporte de remolacha pueden ser utilizados fácilmente para el llenado de los silos rectangulares (equipos fijos y móviles).

En cuanto al desensilado, se puede realizar en seco o hidráulicamente, donde un chorro hidráulico se dirige sobre la masa de remolacha y se las lleva a un conducto de poca pendiente. El agua utilizada es agua con barro, ya que ha servido al lavado, y se pone en un circuito. Esta agua, que tiene una densidad superior a 1 g/l, favorece la flotación de la remolacha.

A.7.5 Tanques de lavado

La importancia de un buen lavado afecta principalmente a una reducción del consumo de cuchillas en los molinos, desgaste en el difusor, mejora de la filtración y evaporación del jugo, reducción de desgaste en prensas y reducción de las pérdidas de sacarosa en el proceso.

El principal trabajo de la estación de lavado de remolacha es suministrar a la estación de corte un flujo constante de remolachas limpias.

Los dos tipos de lavadoras de remolacha comúnmente utilizados son los siguientes:

-Lavadora de brazo: consiste en un tambor cilíndrico con un eje con múltiples brazos. El fondo del tanque está perforado. El eje gira a aproximadamente 5 rpm. Las remolachas entran por un lado y se lavan gradualmente frotándose una contra otra a medida que son movidas por los brazos, y son descargadas por el otro lado. El agua entra en la lavadora y se mueve contra las remolachas.

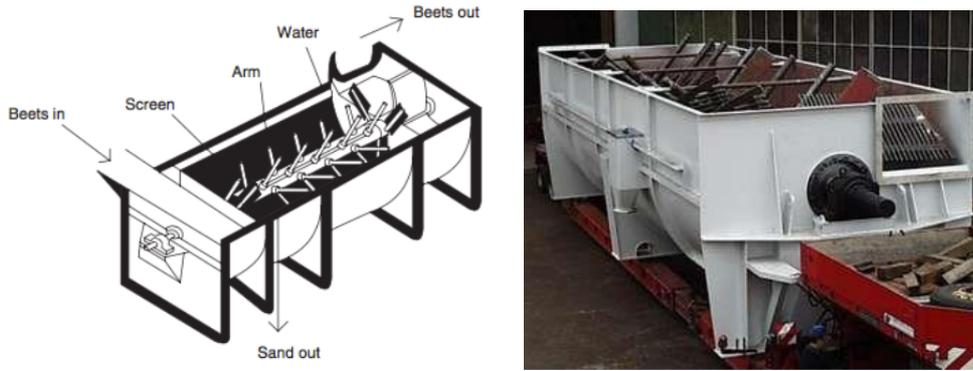


Figura 7-5. Lavadora de brazos.

-Lavadora de tambor: La lavadora de tambor es la más usada. El tambor gira sobre unos rodillos que están montados sobre un marco de acero. Una lavadora de tambor de 3m de diámetro y 20m de largo puede lavar aproximadamente 8000 toneladas de remolacha al día. El tambor gira de 3 a 5 RPM.

Optimiza perfectamente el tiempo de lavado y las pérdidas de sacarosa.

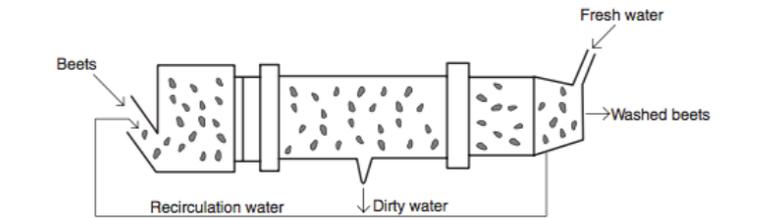


Figura 7-6. Lavadora de tambor.

A.7.6 Intercambiadores

Son importantes para la economía de vapor de la planta porque los productos se calientan generalmente para tener mejor rendimiento. Los intercambiadores de calor pueden utilizar vapor o condensado suministrado por el tren de destilación.

Se suelen utilizar dos tipos de intercambiadores de calor en este tipo de planta:

- **Intercambiador de calor de tubo.**
- **Intercambiador de calor de placas.**

Un intercambiador de calor de tubo consiste en una cañería situada dentro de otra.

El vapor o condensado va por coraza y el fluido de proceso por los tubos.

Un intercambiador de calor de placas consiste en un conjunto de placas paralelas de acero. Cada dos placas, se forma un canal de circulación. El caudal total del fluido, se divide en partes iguales por la cantidad de placas del intercambiador. Este se vuelve a dividir por la cantidad de subcanales internos de cada placa. Los intercambiadores de calor de placas pueden manejar un alto caudal.

Se está volviendo popular su uso en esta industria debido a las siguientes ventajas:

- Superficie baja.
- Mantenimiento simple.
- Baja inversión de capital.
- Se puede aumentar la capacidad añadiendo más placas al marco.
- Operar satisfactoriamente, particularmente para calentar productos de baja viscosidad.

La desventaja de estos calentadores es la rápida acumulación de deposición de incrustaciones sobre la superficie de las placas debido a la estrecha separación entre placas. La deposición a escala disminuye la velocidad de transferencia de calor, por lo que las placas deben limpiarse a intervalos regulares.

A.7.7 Balanzas

Es importante tener en cuenta la capacidad de cada balanza para garantizar su duración, así como también que el margen de precisión sea el indicado. Si se elige la mejor balanza industrial se verán reducidos los problemas de producción con respecto al pesaje y se estará realizando una excelente inversión.

Algunas opciones de balanzas industriales:

Plataformas: con un plato de acero inoxidable, las balanzas de plataforma pueden soportar cajas y cargas de hasta 600 kilogramos en condiciones extremas dentro de almacenes. Se puede

transladar la balanza al sitio de pesaje gracias a sus ruedas y timón de dirección suave para un fácil manejo.

Pesaje de vehículos: como su nombre lo indica, sus usos tienen lugar en el pesado de vehículos con carga, se empotran en el suelo y son transportables. Las básculas industriales para camiones deben seleccionarse en función del tamaño y peso del camión que se va a pesar.

Las balanzas de camión más populares pesan de 18 a 60 toneladas, son de acero y concreto. La estructura de la báscula está fabricada con estructura de acero, red de refuerzo de hormigón fundido.

Cuando se trata de balanzas pequeñas de hasta 8 m de largo y una capacidad de carga de 30T, las balanzas más populares son pesadoras de acero, toda la construcción de las balanzas es de acero como un elemento, y tiene como ventaja su facilidad de transporte.

Las básculas deben ser calibradas en el lugar donde se van a utilizar, y se distinguen según su precisión y escala.

A.7.8 Válvulas

7.8.1 Válvulas de expansión

7.8.2 Válvulas de retención

Tienen como función principal el paso del fluido en un solo sentido. Se abren debido a la presión del fluido que circula en un determinado sentido. Estas válvulas se limitan a temperaturas bajas, aquellas que no afecten a los asientos de plásticos.

7.8.3 Válvulas de mariposa

Su aplicación fundamental está en la regulación del caudal en cañerías de gran tamaño, y se prestan muy bien al accionamiento neumático, hidráulico, etc. Estas válvulas se emplearán en el circuito de gas, dióxido de carbono, para aislar equipos y tuberías. El material de las válvulas será acero inoxidable, por su aceptable resistencia a la corrosión y su fácil mecanizado.

7.8.4 Válvulas de asiento

Se utilizan para detener el flujo. Es poco recomendable para una regulación rigurosa del flujo, aunque es muy adecuada para servicios que requieren grandes aperturas o cierres.

A.7.9 Calderas

Una caldera industrial es un recipiente cerrado en el cual se evapora agua para producir vapor de alta presión con el propósito de calentar y producir potencia. La alta presión aumenta la temperatura del vapor, produciendo vapor con una mayor energía térmica. La sala de calderas es el lugar donde se encuentran las calderas, cañerías y equipo auxiliar, tales como bombas, tanques etc. La seguridad es una de las principales preocupaciones en el funcionamiento de la sala de calderas. Por este motivo, es importante una formación adecuada de los operadores de la sala y los supervisores.

Tipos de calderas

- Calderas acuotubulares: el agua está en el interior y el calor de combustión está en el exterior de los tubos. Son de aplicación cuando la presión de trabajo es superior a los 22 bar.

- Calderas pirotubulares: el agua está en el exterior y el calor está en el interior de los tubos.

Las calderas acuotubulares pueden producir vapor con una presión de vapor más alta que las pirotubulares. Las acuotubulares pueden tener los tubos rectos o doblados, es más beneficioso tubos curvados ya que tienen más superficie de calentamiento y proporcionan una mejor eficiencia energética.

Combustible de las calderas

Los combustibles son compuestos químicos que contienen principalmente carbón, oxígeno y sulfuro. La presencia de sulfuro es indeseable. Es deseable combustibles con bajo contenido de oxígeno. Los más comunes que se utilizan en las calderas son el carbón, petróleo y gas natural.

El tipo de combustible utilizado en la planta depende de su valor, disponibilidad y políticas ambientales con respecto a las emisiones.

II Tabla

- Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión de 0 a 2 Kg/cm ²	20 m/seg
- Vapor de agua saturado o ligeramente recalentado a presión de > 2 Kg/cm ²	30 m/seg
- Vapor de agua recalentado a presión < 14 Kg/cm ²	50 m/seg
- Vapor de agua recalentado a presión > 14 Kg/cm ²	50-70 m/seg
- Agua, en servicios normales	1,2 + 1,8 m/seg
- Amoníaco líquido	1,8 m/seg
- Amoníaco gas	30 m/seg
- Aceites	1,5 m/seg
- Cloro líquido	1,5 m/seg
- Gas natural	30 m/seg
- Hidrógeno	20 m/seg
- Aire (0-2 Kg/cm ²)	20 m/seg
- Oxígeno (temp. ambiente)	10 m/seg
- Acido sulfurico	1,2 m/seg
- Agua de mar (en tubería recubierta de goma)	1,5 + 2,4 m/seg
- Agua de mar (en tubería recubierta de cemento)	1,5 + 3,5 m/seg

Tabla A.1. Velocidades medias de circulación recomendadas para distintos fluidos. Fuente. Muñoz y Blandino, 2004.

A9

nº	Conceptos	Factor	Concepto
1	Equipo, DEL	1	1
2	Instalación	1,40-2,20	1
3	Tuberías		2
	sólidos	0,07-0,1	
	mixtas	0,1-0,30	
	fluidos	0,3-0,6	
4	Instrumentación, automatización		2
	poca	0,02-0,05	
	algo	0,05-0,1	
	completa	0,1-0,15	
5	Edificios y preparación del terreno		2
	existente	0	
	externa	0,0-0,2	
	mixtas	0,2-0,6	
	interna	0,6-1,0	
6	Servicios auxiliares		2
	ninguna	0	
	ampliación pequeña	0,00-0,05	
	grande	0,05-0,25	
	nuevas	0,25-1,00	
7	Líneas exteriores		2
	integrada	0,00-0,05	
	separada	0,05-0,15	
	dispersa	0,15-0,25	
8	Coste físico total		
9	Ingeniería y construcción		8
	simple	0,2-0,35	
	complicada	0,35-0,5	
10	Contingencia		8
	completado	0,10-0,2	
	sujeto a cambios	0,2-0,3	
	especulativo	0,3-0,5	
11	Factor de Tamaño		8
	Unidad grande	0,00-0,05	
	pequeña	0,05-0,15	
	planta piloto	0,15-0,35	
12	Coste total planta		

Tabla A9-1. Chilton 1949.

