

Trabajo Final de
Ingeniería Química
UNMDP

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

BADRA, Virginia
FERRARI, Emiliano
VILLARREAL, Gonzalo
2018



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

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

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



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

ÍNDICE

Capítulo 1: INTRODUCCIÓN

BIOCOMBUSTIBLES.....	8
Biocombustibles de primera generación.....	8
Biocombustibles de segunda generación	9
Biocombustibles de tercera generación.....	10
BIOETANOL	11
Bioetanol a partir de caña de azúcar.....	12
Materia prima: caña de azúcar.....	13
PROCESO DE OBTENCIÓN	15

Capítulo 2: ESTUDIO DE MERCADO

SITUACIÓN ACTUAL	23
ANTECEDENTES.....	24
ANÁLISIS DEL MERCADO MUNDIAL Y EN ARGENTINA	25
UBICACIÓN DE LA PLANTA.....	29
ANÁLISIS FODA	31
MARCO LEGAL.....	34

Capítulo 3: REACCIÓN BIOLÓGICA

ANÁLISIS DE REACCIÓN QUÍMICA	41
ANÁLISIS TERMODINÁMICO.....	41
MODELO MATEMÁTICO DE REACCIÓN.....	42
ANÁLISIS DE VARIABLES DE OPERACIÓN	47
Efecto del pH	47
Efecto de la temperatura	47
Efecto de la concentración de levaduras.....	50
Efecto de la concentración del sustrato	51

Parámetros óptimos.....	52
-------------------------	----

Capítulo 4: PURIFICACIÓN DEL PRODUCTO

PROCESO DE SEPARACIÓN	54
ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS	56
Tamices moleculares.....	56
Destilación con solvente	58

Capítulo 5: PROCESO DE PRODUCCIÓN

CAPACIDAD DE LA PLANTA.....	63
DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES	65
DISEÑO TÉRMICO	70
SISTEMAS DE CONTROL	75

Capítulo 6: DISEÑO DE TORRES DE DESTILACIÓN

ANÁLISIS DE LA SECUENCIA ÓPTIMA DE TORRES IDEALES.....	78
ESPECIFICACIONES DE LAS TORRES	79
CAUDAL ÓPTIMO DE SOLVENTE.....	85

Capítulo 7: EQUIPOS AUXILIARES

COSECHA Y PREPARACIÓN DE LA CAÑA DE AZÚCAR.....	87
MOLIENDA.....	88
CLARIFICACIÓN	90
FILTRACIÓN	92
DISEÑO DE EVAPORADORES.....	94
DISEÑO DE CONDENSADORES DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN.....	98
DISEÑO DE REBOILERS DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN.....	100
TANQUES DE ALMACENAMIENTO	104
TORRES DE ENFRIAMIENTO DE AGUA.....	106
INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	109

INTERCAMBIADORES DE CALOR AUXILIARES.....	113
CALDERAS.....	115
EQUIPO DE REFRIGERACIÓN.....	117
CONSUMO ELÉCTRICO.....	118
CAÑERÍAS.....	122

Capítulo 8: PLANTA DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO

INTRODUCCIÓN.....	126
USOS DEL CO ₂	128
CO ₂ gaseoso.....	128
CO ₂ líquido.....	129
CO ₂ sólido.....	130
PROCESO DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO.....	130

Capítulo 9: ANÁLISIS ECONÓMICO

COSTOS DE INVERSIÓN.....	141
COSTOS DE OPERACIÓN.....	152
ANÁLISIS DE RENTABILIDAD.....	158
CRONOGRAMA Y PLANIFICACIÓN.....	160
ESTRUCTURA ORGANIZACIONAL.....	163
BIBLIOGRAFÍA.....	165



Capítulo 1

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS Y ALCANCE DEL PROYECTO

En la actualidad, la demanda energética está en constante crecimiento, acarreando problemas medioambientales. Para la generación de energía se utilizan principalmente combustibles fósiles, que además de no ser renovables, generan daños irreversibles en el ambiente, siendo el consumo de los mismos uno de los principales generadores de gases de efecto invernadero. Por este motivo, se está implementando la generación de alternativas energéticas distintas a las ya convencionales obtenidas principalmente de la explotación del petróleo, conllevando al uso de materias primas naturales dando lugar a los llamados biocombustibles; dentro de los cuáles destaca el bioetanol. Ha surgido a raíz de la necesidad de proteger el medio ambiente, preservando los recursos tanto renovables como no renovables.

Hoy en día, es una realidad el uso de estos combustibles alternativos, pero su implementación no es del 100%, sino que éstos se encuentran mezclados en porcentajes relativamente pequeños con los combustibles fósiles en la mayoría de los casos. En los últimos años, la tendencia es incrementar estos porcentajes de mezclado con los combustibles fósiles, así como llegar al objetivo de emplear los biocombustibles como carburantes sin ir mezclados en porcentaje alguno con combustibles fósiles. Por todo ello, es previsible que el consumo a nivel mundial de biocarburantes se vea incrementado considerablemente.

Este proyecto tiene como objetivo el diseño, construcción y puesta en marcha de una planta de procesamiento de caña de azúcar para la producción de bioetanol. A su vez, también se quiere reducir casi en su totalidad las emisiones de gases de efecto invernadero generados en el proceso de producción, tales como el CO₂ producido durante la etapa de fermentación. Para ello, se incluye una planta de recuperación, purificación y almacenamiento de CO₂ licuado con calidad alimentaria para su posterior utilización en la fabricación de bebidas, entre otros usos.

Para disminuir al máximo posible el efecto medioambiental de la planta, se reutilizan las principales corrientes de efluentes generadas en el proceso. Por un lado, el efluente principal denominado vinaza sigue un tratamiento apropiado para obtenerlo como fertilizante. Del mismo modo, la cachaza es tratada y reutilizada de

igual forma en los mismos suelos donde se siembra la caña de azúcar. De esta forma se reduce al máximo el efecto sobre el medioambiente del proyecto.

BIOCOMBUSTIBLES

Los biocombustibles son combustibles sólidos, líquidos o gaseosos producidos a partir de biomasa. Los combustibles de origen biológico líquidos sirven particularmente para satisfacer las necesidades de transporte automotor, utilizándose de manera bastante eficiente en motores de combustión interna que equipan la mayoría de los vehículos. Se clasifican básicamente en dos tipos, dependiendo de la manera como inicia la combustión: los motores del ciclo Otto, con ignición a chispa, para los cuales el biocombustible más recomendado es el bioetanol; y motores del ciclo Diésel, en los cuales la ignición se logra por compresión y que pueden utilizar con buen desempeño el biodiesel. De este modo, los biocombustibles pueden sustituir parcial o totalmente el consumo de combustibles fósiles.

El objetivo de estos biocombustibles es reducir las emisiones de gases de efecto invernadero que sobrecalientan la superficie terrestre y aceleran el cambio climático, además de intentar sustituir el consumo de petróleo. Cuando la biomasa de la que provienen estos combustibles es quemada, libera dióxido de carbono, el cual es absorbido inmediatamente por las plantas. A través de este ciclo, las plantas remueven carbono de la atmósfera, y el carbono se libera nuevamente a la atmósfera cuando las plantas son quemadas. Este balance hace que la biomasa no genere emisiones netas de carbono, es por esto que son considerados como una fuente de energía renovable con bajo impacto ambiental.

Los biocombustibles, a su vez, se clasifican en tres grupos: de primera generación, segunda generación y tercera generación.

Biocombustibles de primera generación

Los biocombustibles de primera generación se producen directamente de cosechas que pueden destinarse a la alimentación humana o del ganado, y por lo tanto su producción es muy polémica teniendo en cuenta los millones de personas en el mundo que mueren por hambre.

Las principales fuentes de los biocombustibles de primera generación son el almidón, el azúcar, grasas animales y los aceites vegetales. Los principales cultivos empleados son el maíz, la caña de azúcar, la soja y los aceites vegetales vírgenes.

Las ventajas de los biocombustibles de primera generación:

- Se parte de cultivos establecidos y disponibles en prácticamente todo el mundo
- Existe tecnología para su transformación y es más sencilla

Pero se plantean una serie de inconvenientes y conflictos:

- Se debería destinar la totalidad de la superficie cultivable para poder sustituir el uso de combustibles fósiles, por lo que no habría cosechas destinadas a la alimentación
- Uso intensivo del suelo, que compromete su conservación
- Grandes necesidades de agua y fertilizantes
- Disminución de la biodiversidad, con desaparición de zonas boscosas o selváticas para destinarlas a plantaciones intensivas
- Conflicto ético moral: cosechas para comida o para combustibles

Biocombustibles de segunda generación

Los biocombustibles de segunda generación también se conocen con el nombre de biocombustibles avanzados. Lo que les diferencia de los de primera generación es el hecho de que la materia prima usada para su producción no son cosechas que pueden destinarse para alimentación en primera instancia. Por ejemplo, un aceite virgen sería un biocombustible de primera generación; pero no así los aceites obtenidos mediante extracción química que no sirven para alimentación humana. También se diferencia en que se cultivan aprovechando áreas marginales improductivas en cultivos para alimentación y que no se requiere agua o fertilizantes para su cultivo.

Se suelen emplear tecnologías específicas para su extracción. Esto no significa que los biocombustibles de segunda generación no se puedan quemar directamente como la biomasa. Las fuentes principales de los biocombustibles de segunda generación contienen gran cantidad de lignina y celulosa, por lo que necesita procesos previos a su fermentación: conversión termoquímica (gasificación, pirolisis o torrefactado) y conversión bioquímica.

Las ventajas de estos biocombustibles de segunda generación son:

- Son generalmente más eficientes y más respetuosos con el medio ambiente que los biocombustibles de primera generación.
- Aunque se requieran también grandes extensiones de cultivo para la obtención de la biomasa de partida, en una misma cosecha se puede destinar, por ejemplo, el grano a alimentación, y los residuos (tallos, hojas, cáscaras) a la producción de biocombustible.
- Se pueden aprovechar otras especies no destinadas a producción de alimentos como distintas especies de gramíneas.

Y como principales inconvenientes tendríamos:

- Requieren una tecnología más compleja para su obtención, lo que en muchos casos aumenta el coste hasta hacerlos más caros que los combustibles fósiles.

Biocombustibles de tercera generación

El término “tercera generación” se ha empezado a aplicar recientemente a los biocombustibles y se refiere a los biocombustibles obtenidos a partir de algas o microalgas. Por ello también se les conoce como oleoalgal, oilgae o algaeoleum. Anteriormente, los biocombustibles obtenidos de las algas quedaban englobados en los de segunda generación, pero visto los superiores rendimientos partiendo de menor cantidad de materia prima, se ha considerado apropiado crear un grupo específico para ellos. La cantidad de aceite producida por las algas alcanza los 10.000-20.000 m³/km², que resulta mucho más elevado que el alcanzado por la colza (120 m³/km²), la soja (40 m³/km²), la mostaza (130 m³/km²) y la palma (600 m³/km²).

Por si fuera poco, las algas producen un aceite que se refina fácilmente en diésel o incluso en ciertos componentes de la gasolina. Y más importante aún, es que las algas pueden manipularse genéticamente para producir desde etanol a gasolina o diésel puros.

El butanol es un biocombustible de gran interés por su parecido excepcional a la gasolina. De hecho, tienen la misma densidad energética y mejor perfil de emisiones. Pero su producción era muy complicada hasta que se consiguió de forma efectiva por modificación genética de las algas. Hoy en día, hay varias

empresas que se dedican a su fabricación a escala comercial y se está convirtiendo en el biocombustible más popular, por encima del etanol, ya que no implica realizar cambios en el motor para su uso y no produce daños en el motor.

Por lo tanto, resumiendo las ventajas que ofrecen los biocombustibles de tercera generación:

- Son neutrales en las emisiones de carbono durante la combustión
- Gran rendimiento por unidad de superficie.
- No tienen porqué ser producidas en terrenos destinados a la agricultura, se pueden producir incluso en laboratorios o en instalaciones de circuito cerrado.
- En las instalaciones de circuito cerrado, el CO₂ y el agua residual vuelven a ser empleados como nutrientes.
- Pueden generar gran diversidad de combustibles: gasolina, biodiesel, etanol, butanol, metano, aceite vegetal, etc.

Por otra parte, sus desventajas son:

- Normalmente, la producción de algas necesita condiciones muy controladas de temperatura.
- Requieren la aplicación de fósforo, que se está convirtiendo en un recurso escaso y que entraría en conflicto con la fertilización para la producción de alimentos.
- Mayores costos de producción.
- El empleo de ingeniería genética sigue siendo un problema para mucha gente.

BIOETANOL

El bioetanol es una sustancia con fórmula molecular C₂H₆O, obtenido a partir de la fermentación de materia orgánica rica en almidones o azúcares. La producción de bioetanol se basa en la fermentación alcohólica. La glucosa se somete a fermentación de donde se obtiene el etanol. Las principales materias orgánicas de las que proviene el bioetanol son:

- Azúcares de plantas ricas en sacarosa, como la caña de azúcar o remolacha.

- Fuentes ricas en almidón y cereales como el maíz, trigo o cebada.
- Tubérculos ricos en calorías como la yuca y la papa.
- Materia prima de residuos de procesos industriales, agrícolas o forestales con un alto contenido de biomasa.

Actualmente el 70% de la producción de bioetanol es destinado a combustible, cuyo uso se da en motores con ignición a chispa. Sin embargo, las posibilidades energéticas del bioetanol no se limitan al sector del transporte, ya que se puede utilizar como combustible para la calefacción y el ámbito doméstico. Por otra parte, por sus propiedades anticongelantes y por su baja viscosidad es utilizado en solución acuosa en los sistemas de refrigeración. Sin embargo, en este proyecto se producirá etanol destinado al mercado de los biocombustibles.

Al ser renovable, el bioetanol permite disminuir la dependencia del petróleo, lo que mejora la seguridad energética de los países. Esto es aún más importante para los países no productores de petróleo, dado que la mayoría de este se encuentra en zonas de alta inestabilidad política.

Bioetanol a partir de caña de azúcar

Si bien el alcohol obtenido de distintas materias primas es químicamente idéntico, el costo de producirlo en términos de unidades de energía es bastante diferente, siendo la caña de azúcar la más eficiente de todas las materias primas. La caña de azúcar puede llegar a producir hasta ocho unidades de energía por cada unidad de energía utilizada en su cultivo y en la producción del bioetanol que deriva de ella.

La mayor parte del mérito de esta alta eficiencia de la caña de azúcar le corresponde a la planta misma. La caña convierte mediante fotosíntesis la energía solar en una gran cantidad de materia, principalmente fibra, sacarosa y otros azúcares. Además, el crecimiento de la productividad agrícola, junto con los excedentes de azúcar en el mercado internacional, excluye a la caña de la discusión energía vs alimentos.

Por otro lado, el proceso es más sencillo ya que los azúcares están disponibles en la biomasa.

Materia prima: caña de azúcar

La caña de azúcar es un cultivo plurianual con un ciclo de duración de cinco a siete años. Se trata de una actividad estacional: la zafra comienza en mayo y concluye a fines de octubre. Su duración aproximada es de 160 a 180 días, dependiendo de las condiciones climáticas, la maduración de la caña y los volúmenes a procesar.

Con 365 mil hectáreas cultivadas y una molienda de 22 mil toneladas de caña, la industria azucarera es la segunda actividad de mayor importancia económica y social del noroeste argentino.

La producción de caña de azúcar se realiza principalmente en zonas cálidas y húmedas. Los climas tropicales y subtropicales son propicios para este cultivo. En la Argentina, las principales provincias productoras son Salta, Jujuy y Tucumán. Estas tres provincias representan el 99,5% del total de la producción de azúcar del país. El resto se distribuye entre Misiones y Santa Fe.

A nivel mundial el mayor productor de caña de azúcar es Brasil (739.300 tn/año), seguido por India (341.000 tn/año) y China (125.500 tn/año). Luego vienen Tailandia (100.000 tn/año), Pakistán (63.800 tn/año) y México (61.000 tn/año). Por otra parte, Argentina produce alrededor de 22.000 toneladas de caña de azúcar al año.

En Tucumán, una de las principales provincias productoras, se observa una estructura agraria heterogénea en la etapa primaria, con una importante presencia de productores minifundistas cañeros, un estrato de productores independientes de medianos a grandes, e ingenios integrados verticalmente. Hacia inicios de los años noventa, existían en la provincia alrededor de 14 mil productores de caña. La concentración de la producción provocó que desaparecieran gran cantidad de ellos.

En Tucumán existían 6.357 productores cañeros, de los cuales aproximadamente 4.800 tenían menos de 50 has. Por otra parte, se estima que los productores grandes concentraban el 25% de la tierra y los ingenios un 50%. Durante el período 2011-2014 estos dos últimos segmentos han aumentado la superficie plantada con caña en 50.000 hectáreas. Hay una tendencia hacia el incremento de la superficie implantada debido a las expectativas generadas por la Ley Nacional que regula y promociona la producción y uso sustentables de biocombustible.

Esta industria creció gracias a la implementación de nuevas tecnologías y manejos del cultivo, combinadas con aspectos agroecológicos, empresariales y de políticas públicas. Una de las transformaciones más importantes en el sector durante la última década es el manejo del campo. La cosecha manual y la quema de los cañaverales para levantar la caña han sido crecientemente reemplazadas por la mecanización. La llamada “cosecha en verde” es utilizada en los ingenios más grandes que integran la producción primaria y progresivamente empieza a ser utilizada en la totalidad de las fábricas. Esto favorece el cuidado del medio ambiente, ya que evita la quema de caña, pero requiere más consumo de combustible.

En relación con el mercado internacional, según el análisis realizado por la Organización Internacional de Azúcar (ISO), la producción mundial fue aproximadamente de 168.334 miles de toneladas, con un consumo de alrededor de 174.203 miles de toneladas. Esto muestra un déficit de 5.87 miles de toneladas en la relación producción vs. consumo por segundo año consecutivo. Se prevé que la producción mundial de azúcar suba un 6,9% en 2017/18, lo que equivale a 186,35 millones de toneladas, con un consumo más modesto del 1,2%, equivalente a 184,53 millones. Este aumento fue impulsado por el incremento de la producción en la India, la Unión Europea, Tailandia, Centro Sur de Brasil y Sudáfrica.

En cuanto al consumo es necesario analizar las situaciones socio-políticas actuales de los principales productores/consumidores.

La agitación política en Brasil, el mayor país productor de azúcar del mundo y el mayor exportador ha sido el factor clave de la volatilidad de los precios de este año. Cincuenta y siete por ciento de la cosecha de caña de azúcar de Brasil se convierte ahora en etanol, lo que contribuye al déficit de azúcar.

Por otra parte, las precipitaciones insuficientes en la India también han afectado a esta escasez de azúcar, obligando a más de 100 fábricas de azúcar a detener la producción en febrero, de acuerdo con la Indian Sugar Mills Association. Sin embargo, en este proyecto es necesario hacer un análisis más exhaustivo, ya que las condiciones meteorológicas cambian año a año y esta situación puede revertirse en 2019. Sin embargo, el consumo de azúcar en la India, se espera que aumente a un récord de 27,2 millones de toneladas métricas, mientras que la producción del país se pronostica una disminución de 25,5 millones de toneladas.

El consumo de azúcar en China, proyectada en un récord de 17,8 millones de toneladas métricas, continúa su tendencia alcista, con lo que las existencias hasta 3,2 millones de toneladas métricas, mientras que la producción se pronostica una disminución de 8,2 millones de toneladas métricas. En los últimos años, el aumento de costos de la tierra y la mano de obra, y la cancelación de los precios mínimos de compra en las provincias de Yunnan, Guangdong y Hainan han dado lugar a los productores que optan por cultivar otros, más rentables, cultivos como el tabaco y el plátano. Las importaciones se pronostican en un registro 7,9 millones de toneladas métricas.

PROCESO DE OBTENCIÓN DEL BIOETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR

El proceso de producción de etanol a partir de caña de azúcar comienza con la cosecha de la misma. Se utiliza una cosecha mecanizada ya que es más eficiente debido a que se reduce el tiempo de espera entre el corte y el traslado a la fábrica. La caña es cortada, picada, limpiada y arrojada por las cosechadoras directamente hacia un camión que se ubica en paralelo a las mismas.

Luego, la caña es transportada por dichos camiones hasta la planta. Una vez que llega a la industria, es descargada en mesas alimentadoras alojadas bajo el nivel del suelo, y mediante el empleo de un sistema de transporte, es trasladada hasta los molinos. El sistema de transporte utilizado es de conductores de tablillas, que cumple dos funciones principales. En un primer lugar, pone en contacto los tallos de la caña con picadoras y desfibradoras, las cuales son rotores provistos de cuchillas colocados sobre el conductor. Mientras más desmenuzada esté la caña se logrará un mejor trabajo de extracción en los molinos y se mejorará el rendimiento. A su vez, en esta sección se usa un sistema de limpieza en seco para limpiar la caña de azúcar, eliminando aproximadamente el 70% de la suciedad antes de que se alimente a los molinos. La finalidad principal de la limpieza en seco es separar las impurezas vegetales y minerales de la caña, reduciendo el consumo de agua.

Una vez que se tiene la caña desmenuzada y limpia, el mismo conductor tiene la función de elevarla para descargarla en una tolva que alimenta al primer

molino cuya función fundamental es proporcionar una alimentación de caña estable al primer molino. Luego, la caña de azúcar ingresa en el tren de molinos que es una de las áreas de mayor importancia dentro de la industria. En esta sección se realiza la molienda, es decir, la extracción del jugo a la caña, por lo que su trabajo es el punto de partida del balance de masa y energía de la fábrica. La extracción del jugo de la caña se realiza fundamentalmente por medio de presión. Los ingenios están provistos de varios molinos colocados en cascada, cada uno de los cuales posee cuatro mazas que actúan como rodillos trituradores. Sus funciones fundamentales son moler la caña, extraer el máximo contenido de sacarosa y entregar el bagazo para usarlo como combustible en las calderas y para la producción de derivados. Para cumplir sus funciones el tándem de molinos realiza dos operaciones básicas: la compresión, donde el jugo de la caña se extrae por la compresión del colchón de caña o bagazo al pasar entre las mazas del molino y la fuerza para comprimir el colchón se aplica a la maza superior por medio de cilindros hidráulicos. La otra operación básica es la imbibición compuesta, que se realiza para obtener un grado óptimo de mezcla con la adición de una cantidad moderada de agua; el agua se aplica solamente antes del último molino; el jugo exprimido por éste está muy diluido y es enviado al molino anterior. El jugo exprimido por este penúltimo molino se aplica a su vez a uno que se encuentre en el tren en una posición anterior. De este modo se realiza una extracción a contracorriente, obteniendo el bagazo en el quinto molino y un jugo muy diluido de sacarosa del primer y segundo molino.

Una vez que se obtiene el jugo se procede a separar las impurezas sólidas presentes en el mismo. Esto se realiza mediante sedimentación. La precipitación de las impurezas sólidas es más eficiente si es realizada en caliente, por ello se calienta el jugo alcalizado hasta una temperatura de aproximadamente 105° C, pues por encima de esta temperatura se produce la destrucción de la molécula de sacarosa. Luego del calentamiento se agrega floculante para agrupar las impurezas sólidas insolubles presentes, que al ser más pesadas que el jugo tienden a sedimentar. La separación de los sólidos suspendidos se realiza en equipos llamados clarificadores, obteniéndose por la parte superior un jugo limpio y por el fondo del equipo un lodo que contiene todas las impurezas sólidas (tierra, arena, residuos de cal y residuos de floculante). A este lodo se lo denomina cachaza, y debido a que hay algunos azúcares contenidos en este lodo, se lo somete a un proceso de filtrado. Esto se realiza en filtros rotativos al vacío obteniéndose; por un

lado, una torta sólida de cachaza, que por tener presencia de nutrientes es utilizada como abono en los cultivos de caña. Por otro lado, un jugo filtrado, que es alimentado al clarificador para separarle las impurezas sólidas presentes y obtener un jugo que pueda ser recirculado al proceso.

El jugo clarificado contiene alrededor del 11-15% en peso de sólidos, por lo que debe ser concentrado antes de la fermentación para que las condiciones de operación sean las óptimas dentro de los tanques. La concentración se hace en un evaporador de múltiple efecto de cinco etapas hasta obtener un jugo con 17,9% en peso de sacarosa.

Una vez que se obtiene el jugo concentrado, éste sigue hacia los tanques de fermentación. La fermentación se define como el conjunto de reacciones químicas que sufre una sustancia orgánica por medio de microorganismos y que generalmente van acompañadas de desprendimiento gaseoso y producción de energía. En este caso, se fermentan los azúcares provenientes de la caña de azúcar con levaduras del tipo *Saccharomyces Cerevisiae* para dar como productos etanol y dióxido de carbono. Debido a que es una reacción biológica, donde el crecimiento y la actividad de los microorganismos se ven muy afectas por las condiciones del medio en que se desarrollan, se debe tener un buen control de las variables de operación dentro de los tanques de fermentación. Hay que tener presente que durante la etapa de fermentación se genera una elevada cantidad de CO_2 , por lo que se dispone de una planta de captura y almacenamiento de este gas de efecto invernadero para su posterior aprovechamiento.

Luego, se procede a la purificación del producto principal, bioetanol, al que se lo somete a un proceso de destilación. Durante la destilación, primero se recupera el bioetanol en forma hidratada, con aproximadamente cerca del 6% de agua en peso, dejando la vinaza como residuo que es utilizada como fertilizante en las plantaciones de caña. A su vez, para obtener la pureza deseada, se pueden realizar dos tipos de operaciones. Puede utilizarse la deshidratación por medio de la adición de un solvente extractor. En este caso, se tiene una columna de destilación extractiva donde se agrega glicerol, retirándose del tope el bioetanol anhidro, con aproximadamente 0,2% de agua en peso. Además, la mezcla ternaria extraída del fondo de la columna se envía a otra columna de recuperación de solvente en la que puede separarse casi en su totalidad el glicerol, reutilizándose.

Por otro lado, también puede procederse a la deshidratación del etanol a través de tamices moleculares, siendo esta la tecnología más utilizada.

En la figura 1.1 se esquematizan las operaciones del proceso de producción con los sub-productos obtenidos.



Figura 1.1: esquema del proceso de producción de bioetanol

Vinaza

La vinaza es un líquido derivado de la destilación del vino resultante de la fermentación de jugos o mieles de caña de azúcar. Se trata de un líquido de pH ácido, con alto contenido de materia orgánica, que, si no se trata adecuadamente, puede ser contaminante. Por tal razón, se ha prohibido explícitamente el volcado de vinaza a cursos naturales de agua.

Por otra parte, puede considerarse a la vinaza como un subproducto la que se le puede agregar un valor agregado y generar ingresos al proyecto. Entonces, la vinaza es un subproducto de la destilación del alcohol etílico que se convierte en contaminante cuando se dispone inadecuadamente en el suelo o en cursos de agua.

A continuación, se describen las alternativas primarias para el tratamiento que ya se encuentran en aplicación o han sido ensayadas bridadas por el CONICET.

Aprovechamiento agrícola

Las alternativas de aprovechamiento agrícola de la vinaza son hoy las de mayor aplicación, en el mundo entero, incluso han sido incorporadas a las legislaciones ambientales. Particularmente en Tucumán, la Secretaría de Estado de Medio Ambiente ha reconocido, basándose en informes técnicos de la EEAOC, estas prácticas como ambientalmente sustentables emitiendo una resolución oficial. Son las alternativas que menor costo de inversión representan y se necesita contar con suficiente tierra disponible para realizarlas. El retorno de la inversión es bajo o nulo.

Las posibilidades de aplicación en suelo son:

- Aplicación en surco de vinaza diluida: la dilución se realiza con agua en una relación 1:10 a 1:30. Se trata de un sistema de fácil implantación, bajo costo, baja eficiencia y que se viene aplicando desde hace unos 15 años.
- Aplicación por aspersión de vinaza pura: este método no requiere de agua de dilución, pero se hace necesaria una planificación. Este sistema tiene mayores costos, tanto fijos como variables.
- Aplicación por chorreo de vinaza cruda o concentrada: Consiste en una aplicación direccionada sobre el surco de la vinaza cruda o previamente concentrada mediante algún otro proceso.
- Deposición en suelos improductivos: Consiste en el agregado de vinaza pura en dosis específicas a suelos salinos y salinos sódicos. En aquellos salinos sódicos se puede llegar a modificar su composición química y procurar luego de aplicar determinadas técnicas, su recuperación. Requiere de superficies de suelos salinos y salinos sódicos.

El primer caso es el seleccionado para el alcance de este proyecto. No conlleva gastos adicionales y se suministra directamente al sector agrícola.

Tratamientos biológicos

Es una opción relativamente económica, que implica principalmente costos de transporte y requiere importantes superficies de terreno. El biocompostaje consiste en un proceso aeróbico en el que la materia orgánica se descompone por la acción de microorganismos. En la agroindustria sucroalcoholera se utilizan distintos residuos orgánicos, cachaza, ceniza de lavado de gases de chimenea, bagazo, RAC, en mezclas donde se puede incorporar proporcionalmente hasta un 30% de la vinaza producida. También se puede agregar a las mezclas la vinaza

previamente concentrada. Pueden ser utilizados microorganismos adicionales (inóculos) preparados para acelerar el proceso.

Durante la aplicación de la vinaza se deben mezclar las pilas para homogeneizar la vinaza, el resto de componentes y el inóculo con el objeto de mantener disponible la materia orgánica para los microorganismos, proporcionar el aire requerido, remover calor, vapor de agua y gases atrapados en el material.

El producto final puede ser usado como enmienda orgánica en campos agrícolas con el aporte de nutrientes como el potasio en cantidades importantes o nitrógeno en menor cantidad.

Concentración

La idea de concentrar la vinaza, y en consecuencia reducir su volumen, es bastante antigua. Los problemas que presenta para su puesta en práctica son la corrosión de los equipos y la formación de incrustaciones.

Busca elevarse el porcentaje de sólidos desde 5-8% hasta 60%. La vinaza concentrada es un jarabe que puede transportarse con menores costos que la original. En una etapa posterior, es posible deshidratarla completamente, hasta obtener un polvo fino que conserva sus características de fertilizante orgánico. La vinaza concentrada puede usarse como fertilizante, quemarse en calderas o como insumo para ración animal

Las tecnologías utilizadas para esta aplicación son evaporadores múltiple efecto, evaporadores naturales o tecnologías de membranas.

Cachaza

La cachaza es el residuo en forma de torta que se elimina en el proceso de clarificación del jugo de caña. Es un material marrón oscuro, constituido por una mezcla de fibra de caña, sacarosa, coloides, coagulados, incluyendo la cera, fosfato de calcio y partículas de suelo.

Se venderá la cachaza como fertilizante por su alto contenido de nitrógeno, fósforo, calcio y materia orgánica que aporta al suelo. Puede aportar cantidades importantes de sales al suelo, aunque esto varía con su composición, y sus efectos en este sentido depende de clima, suelo, cultivo y manejo.

Para el alcance de este proyecto se considerarán ambos sub-productos, sin embargo, no se diseñarán los procesos por los que son sometidos los mismos.



Capítulo 2

ESTUDIO DE MERCADO

SITUACIÓN ACTUAL

Actualmente las políticas mundiales se están re direccionando hacia la idea de desarrollo sustentable. La Argentina, está comenzando a fomentar el uso de los biocombustibles a través de buenos precios de compra y subsidios.

Para 2020 el consumo de combustibles de origen fósil rondará el 80% de la matriz energética, en la cual el consumo del sector transporte representa el 35%. Y ante esta cruda realidad se impone la necesidad de mejorar la calidad de los mismos y eso justamente es lo que se busca con la mezcla de los biocombustibles, dado que la mezcla del etanol con la gasolina oxigena el combustible motor, lo cual contribuye a la reducción de emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI) a la atmósfera.

A comienzo de este año (2018) el precio del bioetanol a partir de caña de azúcar se encontraba en 15,608 [\$/l], mientras que el precio actual (10-2018) 21,999 [\$/l]. El precio por litro, aumento en un 41% que iguala a la inflación anual de la Argentina. El bioetanol es, entonces, un producto que no sufre las fluctuaciones de la economía argentina.

Por otra parte, en la Argentina rige la obligatoriedad de que el diésel comercializado al público tenga un 10% de biodiesel, mientras que las naftas un 12%. Esto genera que, al no haber exportaciones de bioetanol, la demanda interna se deba al uso de combustibles. Como se observa en el gráfico 2.1 la producción de naftas en la argentina se mantuvo estable a pesar de las distintas crisis que hubo, y en los últimos años el resurgimiento de YPF (controla el 50% del mercado de producción de naftas) se espera un aumento de la producción como ocurrió en 2017. Esto, unido a un aumento en el porcentaje de cortes de naftas, aumentara la demanda de bioetanol.

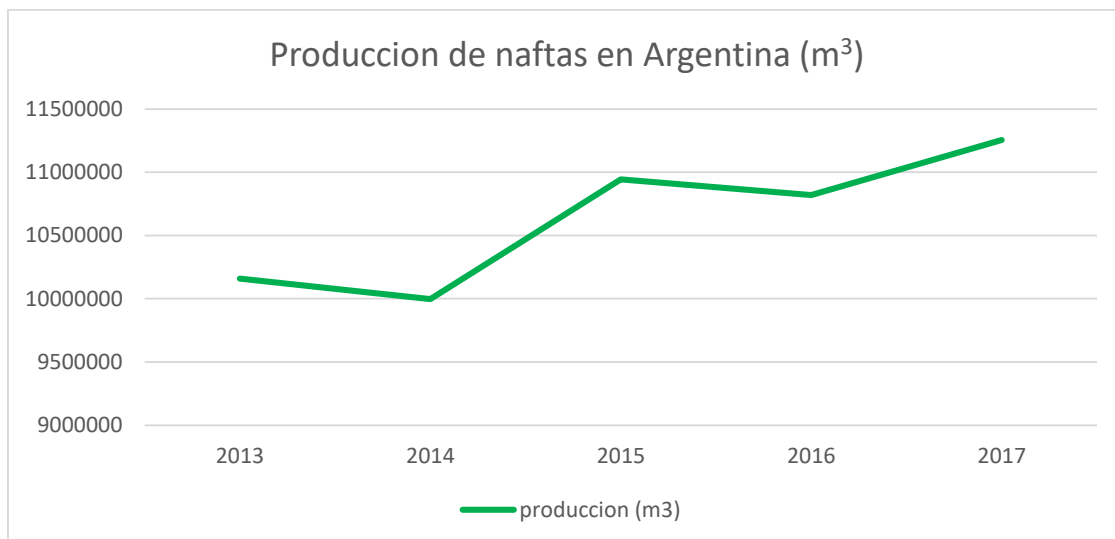


Gráfico 2.1: Producción de nafta súper, común, euro e infinia en la Argentina.

Fuente: Instituto Argentino de gas y petróleo.

Si se analiza las políticas latinoamericanas todas tienen el mismo rumbo: Aumentar el corte en las naftas con bioetanol. Uruguay cuenta con una ley de promoción de los biocombustibles, similar a la que tiene Argentina y al igual que Bolivia. Brasil presenta un porcentaje de cortes de naftas con bioetanol del 27%, y este parece ser el rumbo político que piensa seguir la argentina.

Otro factor a tener en cuenta, es la demanda inelástica que presenta la azúcar. Esto sumado a la caída del consumo de la azúcar, por el ingreso de los edulcorantes, hace que haya excedentes de materia prima (caña de azúcar). Es por eso, que se considera a la caña de azúcar como la mejor materia prima para realizar el producto.

ANTECEDENTES

En 2017, la producción de etanol ascendió a 1.060 millones de litros, 19% por encima de los 890 millones del 2016 y 30% más que lo obtenido en el 2015. La estimación del USDA para la producción de bioetanol en el 2018 prevé una suba del 5,6% interanual, ascendiendo a 1.120 millones de litros. Varios factores estarían detrás del incremento, mencionándose la demanda récord de nafta, la ampliación de la capacidad productiva y el aumento en la tasa de corte decretado por el gobierno en 2016. La demanda de bioetanol en la Argentina está en alza desde el año 2015.

En cuanto al uso de materia prima, en el 2017 el uso de caña de azúcar tuvo mayor peso ya que habría crecido un 24% respecto al año anterior llegando a 1,9 Mt, mientras que el uso de maíz habría aumentado un 14% totalizando 1,4 Mt. Si se compara con el año 2015, la utilización de caña de azúcar para la producción de bioetanol aumentó un 47% en el 2017, mientras que la de maíz sólo lo hizo en 16%. Para este 2018, la estimación del USDA de uso de maíz para la producción de bioetanol queda sin cambios respecto del 2017, mientras que se proyecta un aumento en el uso de la caña de azúcar como insumo; un 12% frente a 2017 para ascender a 2,1 Mt.

Este notable crecimiento del derivado de caña por sobre el de maíz tiene su origen en el 2016 ya que, mediante el decreto 543/2016 el gobierno elevó el corte obligatorio de nafta con bioetanol del 10% al 12%. Esos dos puntos adicionales fueron otorgados a las plantas que producen en base a caña de azúcar para buscar nivelar la producción de los dos cultivos (en el año 2015 el 60% del etanol argentino provenía del maíz y sólo el 40% de caña). Esta medida también estableció como objetivo que la mitad de la producción nacional de etanol fuese en base a maíz y la otra mitad en base a caña de azúcar, atendiendo a las necesidades de las provincias del noroeste argentino, que no lograban canalizar su producción excedente de azúcar hacia el mercado interno. Es por esta medida que en el 2016 el porcentaje de etanol en base a caña ascendió a 48% y en el 2017 (con datos hasta octubre) llegó a 51%.

El precio actual del etanol en la Argentina a base de caña de azúcar es de \$21,998 en litro, y este precio es fijado por el estado, es decir no está sujeto a cambios en la oferta demanda del bien.

ANÁLISIS DEL MERCADO MUNDIAL Y EN ARGENTINA

Como se puede observar en el grafico 2.2, la producción de etanol a nivel mundial ha crecido exponencialmente en los últimos años. Esto se debe a, como se dijo anteriormente, la idea del mundo de direccionar las políticas a una mirada más sustentable.

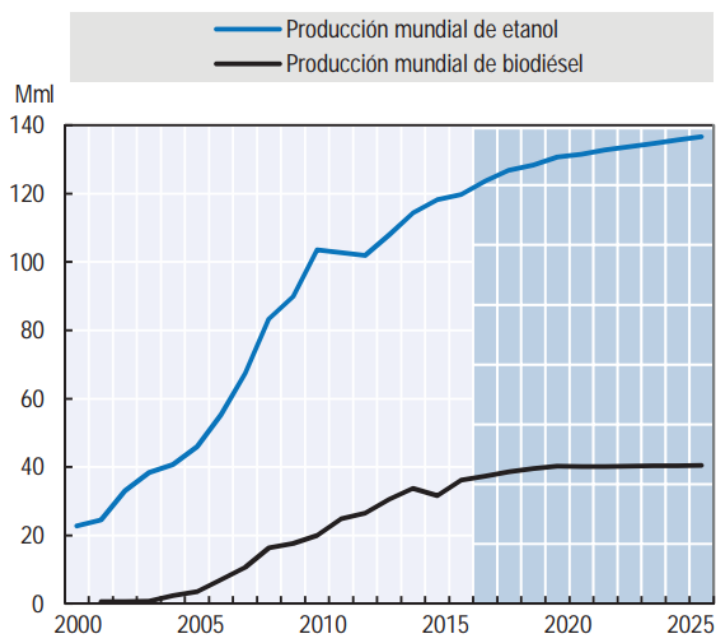


Grafico 2.2: Evolución de la producción de etanol en el mundo (2000-2015; proyección a 2025). Fuente: FAO

Estados Unidos es el principal productor de bioetanol en el mundo, doblando al segundo productor Brasil, mientras que Argentina ocupa el séptimo lugar en el ranking de productores.

En primer lugar, Argentina tiene 14 plantas importantes elaboradoras de etanol, tanto a partir de maíz como de caña de azúcar, contra 198 de los Estados Unidos de América. Nuestro país apenas tiene el 7% del total de fábricas que se encuentran radicadas en USA. Por otra parte, las 198 fábricas estadounidenses cuentan con una capacidad de producción normal de 58,6 millones de metros cúbicos de etanol en el año. Las argentinas apenas tienen una capacidad de producción anual conjunta de 965.350 m³/año (dato 2016). Esto significa que Argentina apenas tiene el 1,6% de la capacidad normal de producción de etanol de los Estados Unidos de América.

Observando las grandes empresas de ambos países, la fábrica más grande de etanol en Estados Unidos está ubicada en Illinois, en Decatur y su titular es la firma ADM, siendo uno de los mayores exportadores de cereales y procesador agrícola en el mundo. Esa planta de Decatur tiene una capacidad de producción normal de 1.419.000 metros cúbicos en el año, una cifra por cierto elevadísima. La planta productora de etanol más grande de Argentina es la de Compañía Bioenergética La Florida SA ubicada en la provincia de Tucumán. Esta fábrica tiene

una capacidad de producción de 150.000 m³/año y procesa caña de azúcar. Evidentemente esta planta argentina es chica comparada con la de ADM en Decatur, Illinois: tiene el 10% de la capacidad de producción de la fábrica estadounidense.

A la hora del análisis de las principales competencias argentinas, es necesario tener en cuenta la producción anual que se piensa realizar. Nuestra planta, producirá 200.000 m³. Es un valor alto, si se lo compara con las plantas argentinas, sin embargo, es una planta pequeña, en comparación con las grandes productoras americanas mencionadas anteriormente. Se escogió este valor, ya que como se dijo en el año 2016 la Argentina estaba capacitada para producir 965.350 m³/año y la producción de bioetanol alcanzaría este 2018 el récord de 1150 millones de litros, lo que representaría un incremento del 24,2% en comparación al 2016, consignó la Bolsa de Comercio de Rosario. Como se observa, la demanda de etanol presenta un alza, lo que conlleva a la Argentina a tener que generar nuevas plantas industriales.

En la tabla 2.1 se muestran las principales plantas de bioetanol instaladas en el país (datos 2016).

Plantas de bioetanol a partir de maíz	Capacidad de producción (m ³ /año)	Plantas de bioetanol A partir de caña de azúcar	Capacidad de producción (m ³ /año)
Promaiz, Bunge y Aceitera Gral Dheza	145.000	La Florida	150.000
ACA Bio	145.000	Bio Ledesma	64.000
Diaser	82.500	Alconoa SRL	51.000
Bio 4	82.000	La Corona	44.550
Vicentin	60.000	Bionergía Santa Rosa	40.000
		Biotrinidad	30.000

Tabla 2.1: Principales empresas productoras de bioetanol en la Argentina

Brasil es el principal productor de bioetanol a partir de caña de azúcar, mientras que Estados Unidos es quien se impone en la producción a partir de maíz;

siendo la producción nacional muy pequeña frente a estas dos potencias. Debido al pequeño papel que ocupa la producción de bioetanol argentina en el mercado mundial las posibles competencias son nacionales, siendo la Bioenergética de La Florida la de mayor peso al tener la producción anual de bioetanol en el rango propuesto en este proyecto.

Por otra parte, la totalidad del bioetanol producido en Argentina se utiliza para el mercado interno, es decir, no se exporta. Aunque hay incentivos para hacerlo, es una propuesta complicada dados los márgenes de competencia que manejan actores como Brasil y Estados Unidos, cuya capacidad instalada es mucho mayor, haciendo su bioetanol más económico. Por estos motivos y debido a que el consumo de bioetanol está enfocado en el transporte automotor, los principales consumidores de bioetanol en Argentina serían petroleras tales como YPF, Shell, Petrobras, Axion Energy, entre otras. Para el alcance de este proyecto, solo se considerará venta interna, pero seguramente al instalar una planta tan grande, la Argentina ocuparía un lugar mejor en el mercado del bioetanol y podría comenzar a exportar.

En cuanto a la competencia con otras materias primas es notable el crecimiento a nivel mundial del derivado de caña por sobre el de maíz, como se observa en el gráfico 2.3. Y la Argentina no es la excepción.

Esto tiene su origen en el 2016 ya que, mediante el decreto 543/2016 el gobierno elevó el corte obligatorio de nafta con bioetanol del 10% al 12%. Esos dos puntos adicionales fueron otorgados a las plantas que producen en base a caña de azúcar para buscar nivelar la producción de los dos cultivos (en el año 2015 el 60% del etanol argentino provenía del maíz y sólo el 40% de caña). Esta medida también estableció como objetivo que la mitad de la producción nacional de etanol fuese en base a maíz y la otra mitad en base a caña de azúcar, atendiendo a las necesidades de las provincias del noroeste argentino, que no lograban canalizar su producción excedente de azúcar hacia el mercado interno. Es por esta medida que en el 2016 el porcentaje de etanol en base a caña ascendió a 48% y en el 2017 (con datos hasta octubre) llegó a 51%.

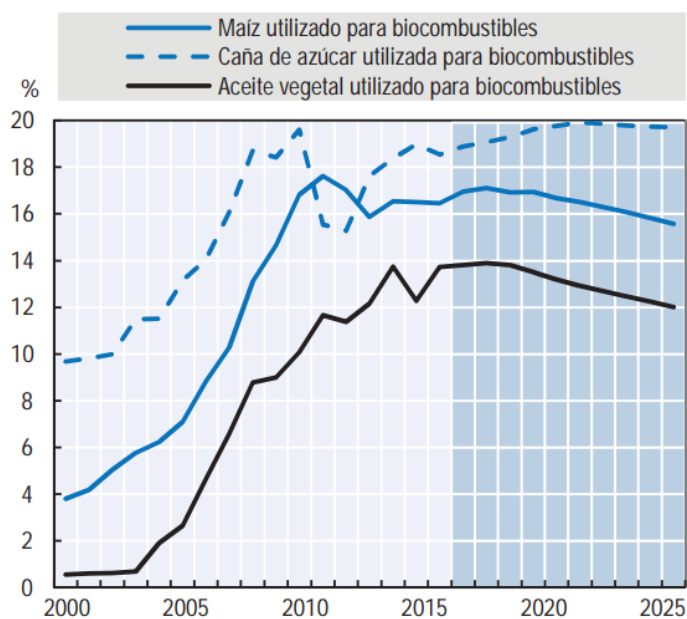


Gráfico 2.3: Producción de bioetanol (2000-2015; proyección a 2025) a partir de caña y maíz. En negro, producción de biocombustibles a partir de aceites. Fuente: FAO

UBICACIÓN DE LA PLANTA

La producción de caña de azúcar en el NOA es clave en la economía regional de Tucumán, Salta y Jujuy –con una participación del 98% sobre el total de la producción nacional. En los últimos años, el sector alcanzó una producción promedio de 2.1 millones de toneladas de azúcar y cerca de 380 millones de litros de alcohol destinado a biocombustibles. De acuerdo con las estimaciones, para 2020 más del 80% del etanol producido será de caña de azúcar.

Debido a que la caña es una planta tropical, su desarrollo es mejor en lugares calientes y soleados. Al haber temperaturas muy altas, la planta alcanza un mayor crecimiento vegetativo y bajo estas condiciones la fotosíntesis se desplaza, hacia la producción de carbohidratos de alto peso molecular, como la celulosa y otras materias que constituyen el soporte fibroso del tallo. Es imprescindible proporcionar una adecuada cantidad de agua a la caña durante su desarrollo, con el fin de permitir la absorción, transporte y asimilación de los nutrientes.

Por lo dicho anteriormente, la ubicación de la planta será en el norte argentino. Se ha elegido esta región debido a las propiedades de su suelo y las

características de su clima, que hacen que la cosecha de caña de azúcar sea productiva y rentable.

En la Argentina, hay más de 350 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 centro de la provincia de Tucumán se encuentra una de las zonas más importantes de producción de caña de azúcar.

De este modo, se cree conveniente la ubicación de la planta en la provincia de Tucumán, donde las condiciones climáticas favorecen el crecimiento de caña de azúcar. Además, en la provincia de Tucumán la producción cañera se caracteriza por la presencia de una estructura productiva que incluye a pequeños productores que luchan para sobrevivir, y se asocian en cooperativas para obtener un poder de negociación más fuerte frente a los ingenios azucareros. Por otro lado, muchos ingenios azucareros todavía no explotan a la caña de azúcar como materia prima para la producción de bioetanol.

Por otra parte, Tucumán cuenta con un parque industrial de 38,3824 Hectáreas, con los siguientes servicios:

- Agua Potable
- Alumbrado público
- Áreas Verdes
- Calles Internas
- Cerramiento Perimetral
- Correos
- Desagüe Pluvial
- Energía Eléctrica
- Estacionamiento p/automóviles
- Estacionamiento p/camiones
- Internet
- Mantenimiento de áreas Comunes
- Nomenclatura de calles
- Oficinas Administrativas
- Sala de eventos Especiales

- Seguridad Privada
- Señalización
- Sistema contra incendio
- Subestación Eléctrica
- Teléfonos

ANÁLISIS FODA

Para el análisis FODA, herramienta empleada para conocer la situación presente de la empresa, es necesario identificar las amenazas y oportunidades que surgen del ambiente, y las fortalezas y debilidades internas de la organización.

Las fortalezas incluyen capacidades, recursos y factores situacionales positivos e internos que podrían ayudar a la compañía a servir a sus clientes y alcanzar sus objetivos.

Las debilidades incluyen limitaciones internas y factores situacionales negativos que podrían interferir con el desempeño de la misma.

Las oportunidades son factores o tendencias favorables en el entorno externo que la compañía podría ser capaz de explotar para obtener una ventaja.

Las amenazas son factores o tendencias externas desfavorables que podrían plantear desafíos al desempeño. En la tabla 2.1 se detalla el análisis FODA realizado.

	Fortalezas	Debilidades
Internas	F1: La ubicación. Bajos costos de traslado de materia prima	D1: Empresa nueva, sin posicionamiento en el mercado
	F2: Capacidad de vender alcohol hidratado en caso de merma de ventas	
	F3: Altamente automatizado, baja mano de obra	D2: Dependencia de los días de zafra de la caña de azúcar
	F4: Venta a granel. Ahorra gastos de empaque	
	Oportunidades	Amenazas
Externas	O1: Políticas argentinas de elevar el corte en naftas	A1: Grandes empresas a nivel mundial
	O2: Mercado en crecimiento a nivel mundial	
	O3: Empresas de baja producción en Argentina	A2: Gran antigüedad de la industria azucarera en Argentina
	O4: Reemplazo de motores a combustión de naftas por bioetanol	
	O5: La región presenta los sueldos más bajos del país	A3: Peligro del consumo de naftas a nivel mundial (química verde)

Tabla 2.1: Análisis FODA

Estrategia de desarrollo

Matriz FODA A partir de las relaciones entre las fortalezas y debilidades internas de la empresa con las oportunidades y amenazas del entorno planteadas en el análisis FODA, se constituyen cuatro estrategias: FO, DO, FA, DA. Las mismas se pueden apreciar en la tabla 2.2:

	Fortalezas	Debilidades
Oportunidades	<p>Gracias a nuestros procesos que se encuentran altamente automatizados buscaremos aprovechar eficientemente la oportunidad que nos da el mercado de reemplazo de motores a combustión de nafta por bioetanol.</p> <p>Por otra parte, con los bajos costos de traslado de materia prima, aprovecharemos las oportunidades que brinda el gobierno nacional, con sus políticas de desarrollo sustentable</p>	<p>Somos una empresa nueva, sin posicionamiento en el mercado, sin embargo, el mercado mundial de etanol está en crecimiento, esto da oportunidades a nuevas empresas como nosotros.</p>
Amenzas	<p>Si bien es cierto que peligra el consumo de naftas a nivel mundial por el desarrollo de políticas de desarrollo sustentable, se obtiene un producto intermediario como es alcohol hidratado que puede ser vendido, como alcohol de buen gusto.</p>	<p>Se debe tener especial cuidado en que además de ser una empresa nueva, la competencia lleva años en el rubro. Es por ello que se buscará contratar gerentes con experiencia.</p>

	<p>Por más de que a nivel mundial hay grandes empresas, nuestra ubicación tan próxima a la mano de obra, nos ahorra gastos de transporte.</p>	
--	---	--

Tabla 2.2: Análisis FODA

MARCO LEGAL

La Ley N° 26.093 fue sancionada el 19/04/2006 con el fin de promover y controlar la producción y uso sustentable de biocombustibles en Argentina y se compone de dos Capítulos.

En el Capítulo I se establece lo que constituye el nudo de la legislación que es la obligatoriedad de mezclar el 5 % de biodiesel en todo combustible líquido caracterizado como gasoil y el 5 % de alcohol anhidro en todo combustible líquido caracterizado como nafta que se comercialicen en el país y otra serie de premisas entre las cuales las más importantes son:

Se define una Autoridad de Aplicación que tendrá entre otras funciones fijar el precio del bioetanol, definir las normas de calidad, reglamentar los requisitos de seguridad de las plantas, aprobar los proyectos que se presenten, distribuir los cupos, entre otras cosas. Se establece que sólo podrán producir biocombustibles las plantas habilitadas por la Autoridad de Aplicación. Establece que el Estado deberá utilizar biocombustibles en las condiciones que determine la Autoridad de Aplicación. El Capítulo II define el Régimen Promocional que tendrá como beneficiarios a todos los proyectos de radicación de industrias de biocombustibles que reúnan una serie de características como: Se instalen en el territorio nacional. Sean sociedades constituidas en la Argentina y habilitadas con exclusividad para producir biocombustibles. Sean propiedad de personas físicas o jurídicas dedicadas mayoritariamente a la actividad agropecuaria.

La secretaría de energía como órgano de aplicación de la ley sacó la Resolución 1293/2008 que establece el mecanismo de selección, aprobación y orden de prioridad para los proyectos de producción de bioetanol, mediante el cual se otorgaran los beneficios promocionales acordes al Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles de la Ley N°

26.093. Esta misma resolución da prioridad a aquellos proyectos que favorezcan el desarrollo de las llamadas economías regionales. Los proyectos sujetos a beneficios promocionales tendrán que: tratarse fundamentalmente de Pequeñas y Medianas Empresas (PyMES), que tengan mayoritaria participación de productores agropecuarios y, con igual prioridad, de personas comprendidas en la Ley N° 26.334.

Un aspecto no menor reclamado fue el de contar con cierta previsibilidad en cuanto al precio de referencias de los combustibles destinados al corte. Es este sentido se dictó la Resolución 1294/2008 de la misma secretaría estableciendo el procedimiento para calcular el precio de adquisición del bioetanol, destinado a la mezcla para la Producción y Uso Sustentable de Biocombustibles. Esta Resolución complementa a la Ley N° 26.334, la cual intenta fomentar un Régimen de Promoción de la Producción de Bioetanol, cuyo objetivo principal es satisfacer tanto las necesidades de abastecimiento de bioetanol del país, como las de generar excedentes para la exportación. De esta forma, las adquisiciones y los precios del bioetanol se establecerán siguiendo los siguientes criterios:

- Las adquisiciones de biocombustibles a las empresas promocionadas, a los efectos del cumplimiento del Artículo 9° de la Ley N° 26.093, se realizarán a los valores que determine la Autoridad de Aplicación (Secretaría de Energía) y dichos valores serán calculados teniendo en cuenta que los productores tengan la oportunidad de obtener ingresos suficientes para satisfacer todos los costos operativos aplicables a la producción, los impuestos, las amortizaciones y una rentabilidad razonable.
- El precio resultante será obligatorio para los proyectos promocionados por el Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentable de Biocombustibles creado por la Ley N° 26.093, sus complementarias y/o modificatorias, independientemente de la materia prima utilizada para la obtención del producto. De esta forma, las empresas promocionadas no podrán vender el bioetanol a un precio inferior ni superior al determinado por la Autoridad de Aplicación (Secretaría de Energía).
- El precio de adquisición del bioetanol será publicado el primer día hábil de cada mes en la página web de la Secretaría de Energía y calculado mensualmente a través del siguiente mecanismo: El primer día hábil de cada

mes la Secretaría de Energía establecerá el mayor de los dos siguientes precios, menos el 3 %, como valor de transferencia fijo a salida de planta para el bioetanol durante todo ese mes.

Precio uno (1): determinado en base a la fórmula de precio que considera los costos más la rentabilidad. Esta fórmula surge de un Proyecto Tipo utilizado por la Secretaría de Energía y contempla la cantidad que es necesaria de cada componente del costo para producir un litro de bioetanol y la rentabilidad del mismo.

Precio dos (2): es el precio promedio ponderado de la nafta súper sin plomo de más de noventa y dos octanos, publicado por la Secretaría de Energía en su página web, conforme a lo dispuesto en la Resolución N° 606 de la Secretaría de Energía, incluyendo el impuesto para el Fondo Hídrico de Infraestructura establecido en la Ley N° 26.181, el Impuesto sobre los Combustibles Líquidos y el Gas Natural establecido en el Capítulo I, Título III de la Ley N° 23.966, así como aquellos tributos que en el futuro puedan sustituir, incorporarse o complementar a los mismos.

A su vez el Precio 2 tendrá como tope el valor del Precio 1 con más un 35 % de este último. En el caso de que el Precio 2 supere en un 35 % al Precio 1, el diferencial de precios será destinado a incentivar la producción de bioetanol en las llamadas economías regionales.

El Proyecto Tipo utilizado por la Secretaría de Energía está basado en la elaboración del bioetanol a partir de la caña de azúcar y en la utilización de la totalidad de esta última para la elaboración de alcohol, lo cual no impide que puedan acceder a los beneficios del cupo fiscal aquellos elaboradores de bioetanol que utilicen otras materias primas, como el maíz, el sorgo dulce, la remolacha.

Así, el Proyecto Tipo presenta las siguientes características:

- Un plazo estimado de construcción de la planta de doce meses, considerándose una planta para procesar unas 26.400 toneladas de bioetanol, con una inversión de \$60.000.000.
- La financiación de la inversión inicial ocurre a una tasa de interés del 14 % en pesos, financiada en un 40 % con capital propio y el resto con capital de terceros.

- El capital de trabajo fue estimado en un 16,5 % de las ventas de bioetanol. Asimismo, para la financiación de este capital de trabajo se tuvo en cuenta una tasa de interés del 10 % en pesos. Se consideró que este capital de trabajo es financiado en un 40 % con capital propio y el resto con capital de terceros.
- Para la determinación de los costos de producción de la caña de azúcar se tuvo en cuenta los costos de cosecha, riego, cultivo, agroquímicos, fletes y servicios auxiliares. Se consideró que por cada tonelada de caña de azúcar se obtienen 0,7 m³ de bioetanol.
- Los gastos comerciales y administrativos fueron estimados en un 5 % sobre el costo total operativo.

Precio 1 = [(litros de gas oil*1 * precio promedio del litro de gas oil*2) + (horas hombre*3 * valor de la hora hombre) + (metros cúbicos de gas natural* 4 * precio del gas natural*5) + (valor de los demás componentes del costo*6)] * (1 + factor de correlación*7).

* 1 Se considera que son necesarios 0,110 L de gas oil para producir un litro de bioetanol.

* 2 El precio promedio del gas oil que se tome resultará del precio promedio ponderado al público en las provincias de Jujuy, Salta y Tucumán.

* 3 Se considera que son necesarias 0,104 hs hombre para producir un litro de bioetanol. Donde el valor de la hora hombre para su aplicación en la fórmula mencionada será el valor promedio de la hora hombre vigente para obreros (Categoría 4) para el Centro Azucarero Regional Tucumán (CART) y el Centro Azucarero Regional Norte Argentino (CARNA), tomado del Convenio Colectivo de Trabajo para la Actividad Azucarera N° 12/88.

* 4 Se considera que son necesarios 0,360 m³ de gas natural para producir un litro de bioetanol.

* 5 El precio del gas natural será calculado considerando el valor de dicho producto en boca de pozo publicado en el sector indicador de precios informados por la Subsecretaría de Combustibles dependiente de la Secretaría de Energía para la zona Noroeste, en la página web del Mercado Electrónico de Gas S.A, teniendo en

cuenta a su vez los costos de transporte y distribución correspondientes para cada mes.

* 6 El valor del resto de los componentes del costo por litro de bioetanol se establece en \$0,382, siendo este valor se actualizado mensualmente por aplicación de la variación del último mes disponible del índice del costo de la construcción en el Gran Buenos Aires, publicado por el Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC), dependiente del Ministerio de Economía y Producción.

* 7 El factor de correlación representa a un valor que permite que el flujo de fondos del Proyecto Tipo utilizado por la Secretaría de Energía obtenga el recupero de la inversión necesaria, el pago de los impuestos correspondientes y la rentabilidad considerada para el mismo, estableciéndose en 0,313.

Finalmente, la resolución 1293/2008 establece el mecanismo de selección, aprobación y orden de prioridades de proyectos de producción de bioetanol, mediante el cual se otorgarán los beneficios promocionales del Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles que serán aprobados por la SECRETARIA DE ENERGIA "ad referéndum" del Señor Ministro de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios.

La selección de los proyectos de producción de bioetanol será realizada entre los que cumplan con los requisitos establecidos en la Ley N° 26.093, el Decreto N° 109 de fecha 9 de febrero de 2007, la Ley N° 26.334, y toda la normativa complementaria pertinente, y que se encuentren inscriptos en la sección productores, mezcladores, revendedores, distribuidores, consumos propios, almacenadores y comercializadores de biocombustibles del anexo i del registro de empresas productoras, elaboradoras, almacenadoras, comercializadoras y grandes usuarios de combustibles fósiles y no fósiles, de la resolución de la secretaria de energía N° 419 de fecha 27 de Agosto de 1998.

Las prioridades para la selección y aprobación de los Proyectos se realizarán sobre las siguientes bases:

Hasta completar como mínimo 20% de la demanda total de bioetanol prevista para un año, generada por las destilerías, refinerías de petróleo o aquellas instalaciones que hayan sido debidamente aprobadas por la Autoridad de Aplicación para el fin específico de realizar la mezcla con derivados de petróleo, se

dará prioridad a aquellos Proyectos que favorezcan el desarrollo de economías regionales, entendiendo como tales a todas las provincias del Territorio Nacional a excepción de BUENOS AIRES, CORDOBA y ENTRE RIOS, y entre ellos, a los que contemplen los criterios de selección que en orden prioritario.

Entre ellos se priorizarán aquellos proyectos que tengan participación mayoritaria de Pequeñas y Medianas Empresas con mayor participación de productores agropecuarios y, con igual prioridad, de personas comprendidas en la Ley N° 26.334.

Una vez completado el 20% de la demanda total de bioetanol, el resto de los beneficios promocionales se asignará en orden a los siguientes criterios de selección: I. Proyectos que tengan participación mayoritaria de Pequeñas y Medianas Empresas. Dentro de estos Proyectos, se priorizarán primero a aquellos que favorezcan el desarrollo de economías regionales y entre estos a los que tengan mayor participación de productores agropecuarios y, con igual prioridad, de personas comprendidas en la Ley N° 26.334. II. Para el resto de los Proyectos se otorgará prioridad a los que posean mayor porcentaje de participación en el mismo de Pequeñas y Medianas Empresas, favorezcan el desarrollo de economías regionales y dentro de estos proyectos a las que posean mayor porcentaje de participación de productores agropecuarios y, con igual prioridad, de personas comprendidas en la Ley N° 26.334.

Cumplidos todos los requisitos y aprobados los proyectos por la secretaría de energía la información será girada al ministerio de economía que será el encargado de efectuar el cálculo correspondiente del cupo fiscal de beneficios promocionales, y de incluirlo en el presupuesto de los años fiscales.

La ADMINISTRACION FEDERAL DE INGRESOS PUBLICOS (AFIP), verificará la condición de productor agropecuario y el cumplimiento de todos los requisitos de la Ley N° 26.093 y el Decreto N° 109 de fecha 9 de febrero de 2007.

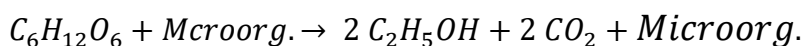


Capítulo 3

REACCIÓN BIOLÓGICA

ANÁLISIS DE REACCIÓN QUÍMICA

La fermentación es considerada la etapa principal para la producción de etanol. Para determinar los parámetros básicos de diseño de la planta debe analizarse la reacción química en la que se obtiene al etanol como producto principal a partir de la materia prima caña de azúcar. Por otro lado, el constante incremento de la demanda de bioetanol como biocombustible ha conllevado a la necesidad de optimizar su producción a través del aumento de la eficiencia de este proceso. La producción de etanol a partir de caña de azúcar es un proceso que está compuesto de varias etapas principales, donde la fermentación alcohólica es la etapa con mayor complejidad y la que se ha analizado en detalle con el fin de comprender este proceso para su posterior optimización. La fermentación alcohólica es un proceso biológico en el que algunos microorganismos procesan hidratos de carbono con el fin de obtener etanol como producto principal. En el caso de la producción de bioetanol a partir de caña de azúcar, se lleva a cabo la fermentación de glucosa y una parte de la fructosa en etanol y dióxido de carbono, mediante la levadura *Saccharomyces cerevisiae* según la ecuación:

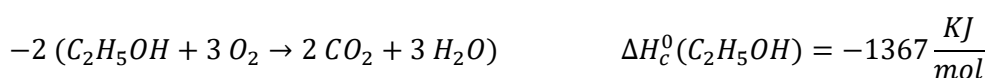


Desde el punto de vista energético, la fermentación alcohólica tiene como finalidad biológica proporcionar energía anaeróbica a los microorganismos unicelulares en ausencia de oxígeno. Para ello, las levaduras, disocian las moléculas de glucosa y proporcionan la energía necesaria para sobrevivir, produciendo el alcohol y el dióxido de carbono como desechos de la fermentación.

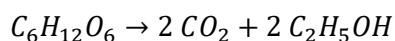
ANÁLISIS TERMODINÁMICO

Para conocer los parámetros termodinámicos principales, como el calor de reacción, se procede a utilizar la Ley de Hess. Conociendo las entalpías de combustión tanto de la glucosa como del etanol, es posible calcular a través de la misma el calor de reacción. Los cálculos fueron realizados en condiciones estándar (25° C y 1 atm).

Siendo la entalpía de combustión de cada compuesto:



Sumado ambas ecuaciones se obtiene:



$$\Delta H_f^0 = \Delta H_c^0(C_6H_{12}O_6) - 2 * \Delta H_c^0(C_2H_5OH) = -79 \frac{KJ}{mol}$$

Luego, es posible observar que se trata de un proceso exotérmico que libera 79 kJ por cada mol de etanol producido. Por otro lado, la energía libre de Gibbs del proceso muestra un valor negativo que indica que, desde el punto de vista termodinámico de la reacción, la fermentación es un proceso espontáneo. Sin embargo, la rapidez de una reacción es independiente de la espontaneidad, dependiendo más bien de la cinética química de la misma.

MODELO MATEMÁTICO DE REACCIÓN

Para comprender lo que ocurre en la fermentación alcohólica es necesario predecir un modelo matemático. Se han realizado una gran cantidad de estudios con el fin de obtener un modelado de la cinética de fermentación alcohólica. Dichos modelos suelen ser estudiados en reactores discontinuos, que son utilizados en primer lugar para identificar los principales fenómenos que rigen en la cinética de fermentación. La estimación de parámetros es un paso esencial en el uso posterior de un modelo matemático, es por esto que es necesaria su verificación. El objetivo de un modelo de reactor es describir la respuesta del microorganismo a lo largo del tiempo frente a la variación de distintas condiciones dentro del reactor. Claramente, la limitación de este procedimiento es que el comportamiento cinético de los sistemas de fermentación continua y discontinua no es exactamente el mismo. De todos modos, necesario tener una primera aproximación del proceso de fermentación a pequeña escala.

Hay distintos modelos que predicen el crecimiento y la inhibición celular, basándose en los modelos utilizados en la cinética enzimática, con diferentes significados para los distintos parámetros cinéticos propuestos por cada modelo.

La mayoría de estos modelos se basan en la ecuación de Monod $[\mu = \mu_{max} * (\frac{S}{Ks+S})]$ que predice que la velocidad de crecimiento de la enzima aumenta con la concentración del sustrato. Sin embargo, en la práctica, a partir de un cierto valor de concentración del sustrato la velocidad de crecimiento de la enzima comienza a disminuir, lo que se conoce como inhibición por sustrato. Por otro lado, también debe tenerse en cuenta la inhibición producida por el etanol en la fermentación.

El modelo propuesto para describir la fermentación alcohólica utilizado es el planteado por Samuel C Oliveira, Romulo C Oliveira, Mariana V Tacin y Edwil AL Gattás. Dicho modelo se basa en modelos utilizados en la cinética enzimática, pero debe considerar tanto la inhibición por parte del sustrato como por parte del producto. Para poder describir este modelo se tuvieron una serie de consideraciones:

- La experiencia fue realizada en un reactor batch con mezclado perfecto.
- Se consideró una limitación del crecimiento de la levadura por escasez de sustrato.
- Inhibición del crecimiento de la levadura por el etanol y el sustrato.
- No se considera muerte celular.
- Formación de producto asociada con el crecimiento celular.

De este modo, se puede describir el modelo a través de las siguientes ecuaciones obtenidas a través de un balance de masa:

$$\frac{dX}{dt} = \mu * X$$

$$\frac{dP}{dt} = \pi * X$$

$$\frac{dS}{dt} = -\sigma * X$$

Donde:

$$\mu = \mu_{max} * \left(\frac{S}{Ks + S + \frac{S^2}{K_{SS}}} \right) * g(P)$$

$$\pi = \alpha * \mu$$

$$\sigma = \frac{\pi}{Y_{ps}}$$

$$g(P) = \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n$$

Siendo S la concentración del sustrato, P la concentración del producto, X la concentración de la enzima y μ_{max} , Ks, Kss, Pmax, n, α , Yps los parámetros cinéticos propios del modelo. Además, g(P) es la función de inhibición del etanol, donde n es el poder de toxicidad que indica el nivel de inhibición que tiene la levadura por parte del etanol.

Experimentalmente se determinaron las constantes cinéticas del modelo, las cuales se muestran en la tabla 3.1:

Parámetro	Unidades	Valor
Tasa máxima de crecimiento específica en ausencia de efectos inhibidores (μ_{max})	1/h	0.5
Constante de saturación (Ks)	g/L	$6 \cdot 10^{-3}$
Parámetro de inhibición del sustrato (Kss)	g/L	139.7
Parámetro de inhibición del producto (Pmax)	g/L	94.2
Poder de toxicidad del producto	-	4.12
Yps	g/g	0.4
α	g/g	4.87

Tabla 3.1: Parámetros cinéticos del modelo propuesto.

Una vez determinados los valores de los parámetros cinéticos y conociendo las condiciones iniciales de la experiencia fue posible obtener los perfiles de concentraciones en el tiempo, a través del método numérico de Runge-Kutta. Las condiciones iniciales utilizadas en el proceso de fermentación discontinua fueron:

$$S(0) = 111.5 \text{ g/L}$$

$$P(0) = 0 \text{ g/L}$$

$$X(0) = 25 \text{ g/L}$$

Obteniéndose los perfiles de concentraciones de la levadura, el sustrato y el producto para cada tiempo en un rango de 8 hs, como se muestra en el gráfico 3.1.

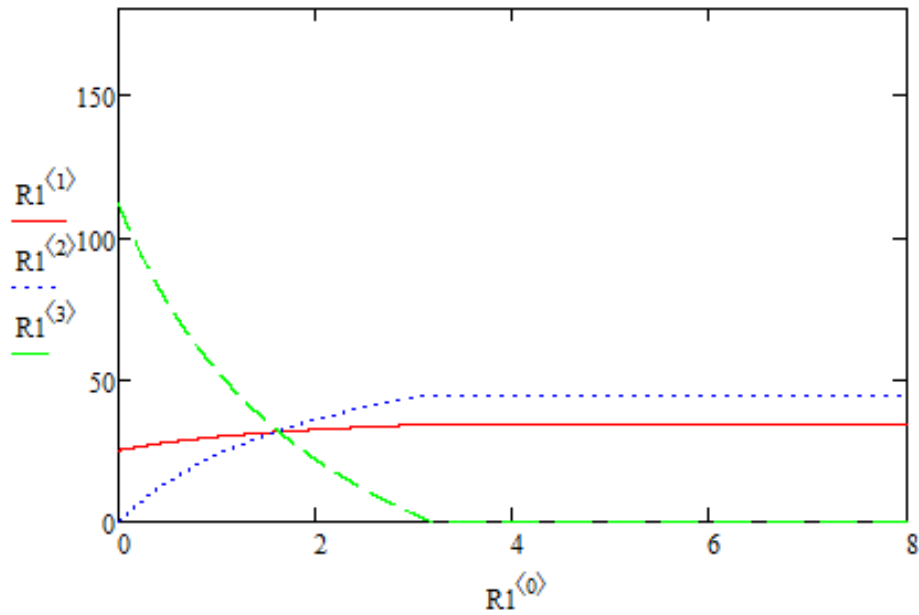


Gráfico 3.1: Perfiles de concentración de la enzima, el sustrato y el producto a 30° C.

Por otro lado, a través de ensayos se obtuvo el perfil de concentraciones experimental, tomándose muestras de los tres componentes presentes en la fermentación para distintos tiempos que duro la experiencia.

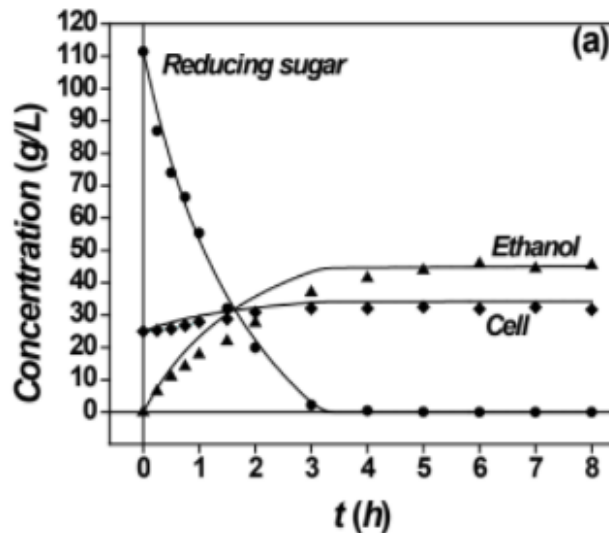


Gráfico 3.2: Perfiles de concentración obtenidos experimentalmente a 30° C.

Comparando los perfiles obtenidos a través del método numérico con los perfiles obtenidos experimentalmente se puede afirmar que tanto el modelo propuesto como los parámetros cinéticos son correctos. Se puede ambos modelos alcanzan el estado estacionario en el mismo tiempo, $t=3$ horas. Esto se da cuando la concentración de azúcar alcanza un valor nulo y las concentraciones de los productos se mantienen constantes.

Sin embargo, los parámetros hallados anteriormente dependen de las concentraciones iniciales. Si se desea trabajar con distintas concentraciones iniciales es necesarios ajustar nuevamente el valor de μ_{max} .

El valor de K_s tan bajo indica una gran afinidad de la levadura por el sustrato utilizado. Por otra parte, un alto valor de n indica una fuerte inhibición en el crecimiento de la levadura por parte del etanol.

La aplicación de este modelo matemático es válida para cualquier otro proceso a mayor escala, por ejemplo, para escala industrial. En este último caso, habría que analizar experimentalmente si los datos cinéticos concuerdan, pero el modelo matemático ajustaría perfectamente.

ANÁLISIS DE VARIABLES DE OPERACIÓN

En la fermentación alcohólica, hay muchas variables operativas que condicionan la eficiencia del proceso, limitándolo. Estas limitaciones se deben a que al ser un proceso en el que intervienen microorganismos, tanto las condiciones del medio como las concentraciones de determinadas sustancias pueden resultar tóxicas para la levadura, bajando el rendimiento final. Algunas de estas variables pueden ser:

- Acidez. El pH es un factor limitante en el proceso de la fermentación ya que las levaduras se encuentran afectadas claramente por el ambiente, ya sea alcalino o ácido.
- Temperatura. El proceso de fermentación es exotérmico, y las levaduras tienen un régimen de funcionamiento en unos rangos de temperatura óptimos.
- Ritmo de crecimiento de las cepas. Durante la fermentación las cepas crecen en número debido a las condiciones favorables que se presentan en el medio, esto hace que se incremente la concentración de levaduras.
- Concentración de azúcares. La concentración excesiva de hidratos de carbono puede frenar la actividad bacteriana. De la misma forma la baja concentración puede frenar el proceso.
- Concentración de etanol resultante. Es la resistencia de las levaduras a las concentraciones de etanol que se llegan a producir durante la fermentación.

El análisis de cada una de estas variables fue realizado en distintos gráficos donde se varía la variable a analizar manteniendo las demás constantes. De este modo, es posible observar para que valores es máxima la velocidad de reacción. Todos los gráficos fueron realizados en base a la bibliografía [1].

Efecto del pH

Las enzimas poseen grupos químicos ionizables en las cadenas laterales de sus aminoácidos. Según el pH del medio, estos grupos pueden tener carga eléctrica

positiva, negativa o neutra. Como la conformación de las proteínas depende, en parte, de sus cargas eléctricas, habrá un pH en el cual la conformación será la más adecuada para la actividad catalítica. Este es el llamado pH óptimo.

La mayoría de los enzimas son muy sensibles a los cambios de pH. Desviaciones de pocas décimas por encima o por debajo del pH óptimo pueden afectar drásticamente su actividad.

Se puede decir que el pH óptimo para una buena actividad fermentativa de la *Saccharomyces cerevisiae* estaría entre 4,5 y 6. En las masas de fermentación directa, el pH se acostumbra a situar entre un 5,2 y un 5,7.

Análisis del pH óptimo

En base a datos de bibliografía [1] se construyó el gráfico 3.3. Los datos se obtuvieron en una experiencia batch, manteniendo la concentración de sustrato igual a 50 % v/v, concentración de enzima 1 % p/v, temperatura 30 ° C variando el pH entre 3 y 6.

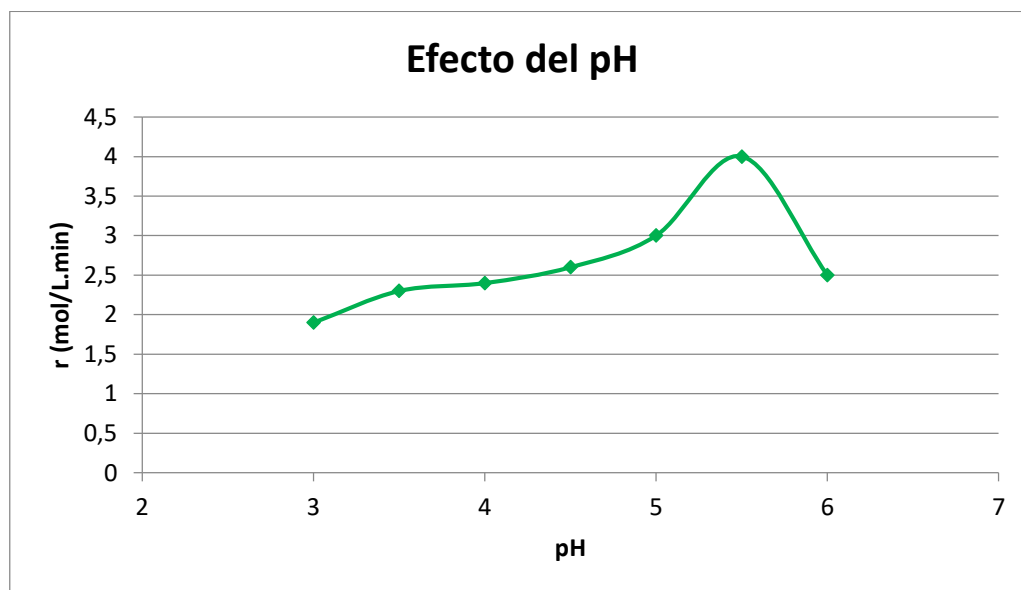


Gráfico 3.3: Variación de la velocidad de reacción en función del pH.

En el gráfico 3.3 se puede observar que la velocidad de reacción aumentó al aumentar el pH hasta llegar a un máximo en 5,5. El rango de pH óptimo sería de 4,5-6. Fuera del rango de pH las células son menos activas y se reduce la velocidad de reacción. En conclusión, se trabajará en un pH de 5, para mantenerlo estable frente a pequeñas perturbaciones.

Efecto de la temperatura

En general, cuando se aumenta la temperatura de una reacción, aumenta también la velocidad de la misma. Esto se debe a que aumenta la energía cinética de las moléculas; y por lo tanto aumenta el número de las mismas que poseen la energía necesaria para reaccionar (energía de activación). Sin embargo, en las reacciones catalizadas por enzimas, a partir de cierta temperatura las mismas comienzan a desnaturalizarse por el calor. Esto quiere decir que pierden la actividad catalítica, y por lo tanto disminuye la velocidad de reacción. Se busca encontrar la temperatura óptima, es decir la temperatura para la cual la velocidad de reacción es máxima.

Análisis de la temperatura óptima

En el gráfico 4.4 se muestra la relación de la velocidad de reacción en función de la temperatura, con una concentración de sustrato de 50 % v/v, concentración de enzima 1 % p/v y pH=5. Este gráfico demuestra lo mencionado anteriormente, donde la temperatura óptima es de 36 ° C.

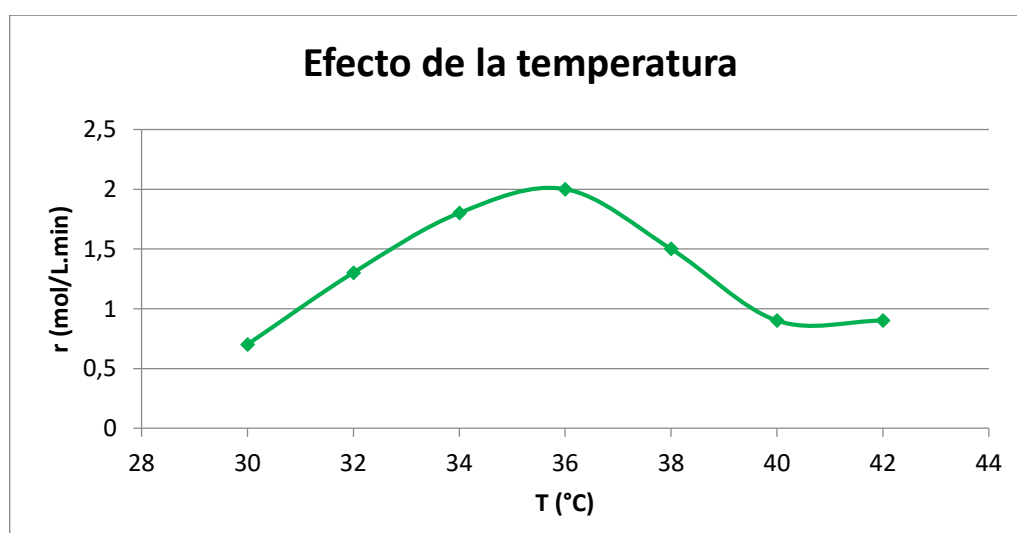


Gráfico 4.4: Variación de la velocidad de reacción en función de la temperatura.

Sin embargo, consultando con profesionales en la materia (Ingenio Concepción) se determinó que la temperatura óptima de fermentación está entre 28° C y 32° C. Además, al estar las constantes cinéticas del modelo determinadas a 30° C, se optó por seleccionar este rango de temperaturas como la óptima.

Efecto de la concentración de levaduras

Durante la fermentación, las cepas crecen en número debido a las condiciones favorables que se presentan en el medio, lo que hace que se incremente la concentración de levaduras. En algunas levaduras, ocurre un fenómeno llamado efecto killer: consiste en la secreción de una toxina de carácter proteico por parte de unas determinadas cepas de levaduras, que provoca la muerte celular de levaduras denominadas sensibles. Por esta razón, si la concentración de enzima es muy alta la velocidad de reacción puede disminuir.

Análisis de la concentración de levaduras

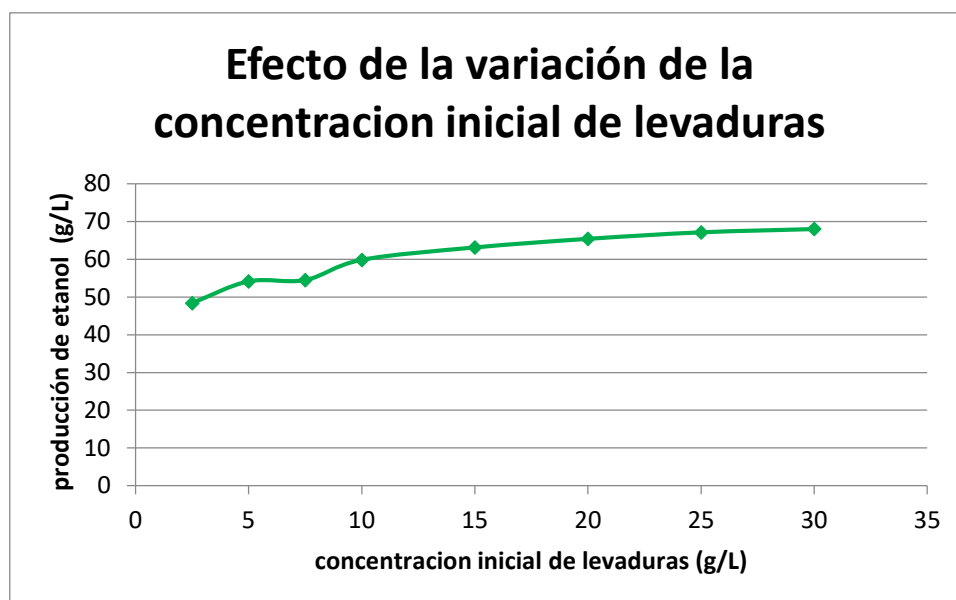


Gráfico 3.5: Variación de la velocidad de reacción en función de la concentración de las levaduras.

En el gráfico 3.5 se muestra la variación de producción de etanol para distintas concentraciones iniciales (g/L) de levadura, con una concentración de sustrato de 170 g/L, pH igual a 5 y temperatura 30 ° C. En esta curva es posible observar que la producción de etanol aumenta con la concentración de la enzima; sin embargo, llega un momento en que, si bien sigue aumentando, lo hace muy lentamente. Es por esto, que se selecciona como concentración óptima de enzima 25 g/L debido a que concentraciones mayores producen poca variación en la producción final de etanol.

Efecto de la concentración del sustrato

Como las reacciones catalizadas por enzimas son saturables, la velocidad de catálisis no muestra un comportamiento lineal en una gráfica al aumentar la concentración de sustrato. Siguiendo el modelo propuesto, se entiende que la velocidad de fermentación aumenta con la concentración del sustrato hasta un cierto valor, donde comienza a disminuir. Esto se debe a que altas concentraciones de sustrato inhiben a la enzima, disminuyendo la velocidad de la reacción. Es por esto, que la concentración de glucosa en la fermentación debe ser tenida en cuenta con el objetivo de optimizar la producción de etanol.

Análisis de la concentración de sustrato

Para determinar el efecto de la concentración de sustrato (glucosa) en la cinética de fermentación, manteniendo constantes los factores como la temperatura, pH, concentración de levadura y tiempo de fermentación, se evalúa la producción de etanol dependiendo de las distintas concentraciones iniciales de sustrato, tal como se ve en el gráfico 3.6. La concentración de enzima era de 25 g/L, la temperatura 30 ° C y el pH igual a 5. La concentración de sustrato fue variada entre 140 y 220 g/L.

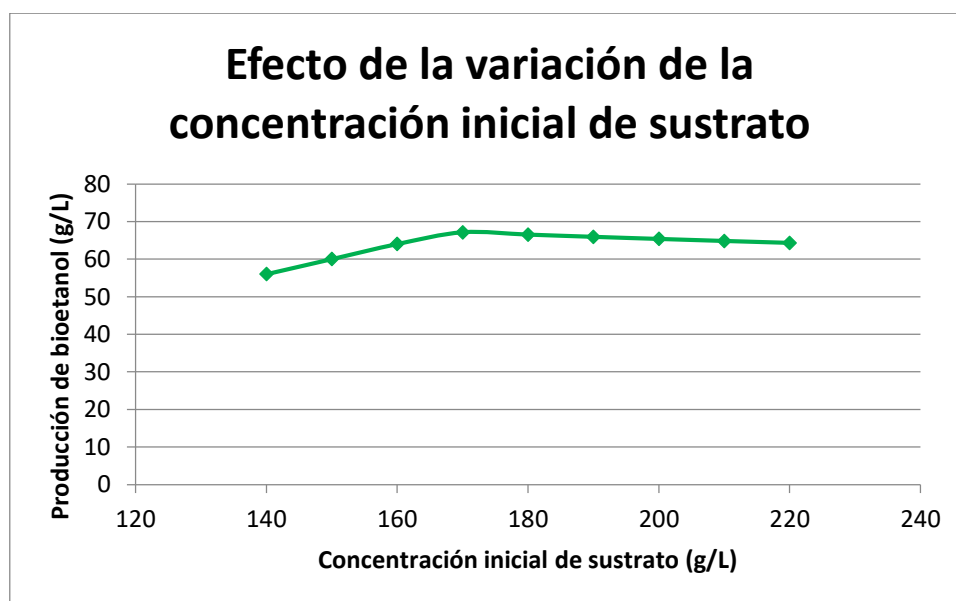


Gráfico 3.6: Variación de la velocidad de reacción en función de la concentración de sustrato.

En el gráfico 3.6 se observa un máximo en la velocidad de reacción para una concentración de 170 g/L. Para una concentración mayor, la velocidad de reacción comienza a decrecer levemente, esto se debe a que a altas concentraciones el sustrato actúa como inhibidor. La inhibición por sustrato es uno de los mecanismos comunes de regulación de la actividad enzimática de la célula. Generalmente a bajas concentraciones, la unión de una molécula de sustrato con la enzima en uno de sus sitios activos, aparentemente aumenta la afinidad de la enzima por otras moléculas de sustrato, incrementándose la velocidad de la reacción catalizada hasta alcanzar una máxima concentración de sustrato. Cuando se sobrepasa esta concentración crítica, disminuye la velocidad de la reacción. En algunos casos el exceso de sustrato influye sobre la presión osmótica y la consiguiente deshidratación de la célula.

Parámetros óptimos

Luego, se llega a la conclusión de que los parámetros óptimos de operación durante la fermentación son:

- Concentración de levaduras inicial: 25 g/L
- Concentración de glucosa inicial: 170 g/L
- Temperatura de fermentación: 28-32 ° C
- pH: 5,5

Como se dijo con anterioridad, algunos de los parámetros determinados de la velocidad de reacción están definidos para ciertas concentraciones iniciales. Esto debe ser considerado a la hora de variar las condiciones de operación.

Para una concentración inicial de 88,7 g/L de glucosa y 23,9 g/L de levadura, el valor de $\mu_{max} = 0,25 \frac{1}{h}$. Para una concentración inicial de 111,5 g/L y 25 g/L de glucosa y levadura respectivamente el valor de $\mu_{max} = 0,5 \frac{1}{h}$. De este modo, para las concentraciones óptimas se halló un nuevo valor de $\mu_{max} = 1,14 \frac{1}{h}$, considerando que este valor variaba linealmente con la concentración de glucosa principalmente.



Capítulo 4

PURIFICACIÓN DEL PRODUCTO

PROCESO DE SEPARACIÓN

Luego de la fermentación alcohólica, se producen dos corrientes, una líquida y una gaseosa. En el Gráfico 4.1 se observa que, a la temperatura y presión de trabajo del fermentador, la composición del CO_2 en la fase líquida es muy baja. En consecuencia, no es necesario ningún proceso auxiliar de separación líquido-gas. También puede explicarse, desde el lado de la ley de Henry, ya que a la presión y temperatura de trabajo del fermentador la constante de solubilidad es muy baja.

Se determinó que el gas se burbujea en el mismo mosto hasta separarse de la fase líquida, venteándose.

Por otro lado, la corriente gaseosa producida contendrá un porcentaje de etanol en su composición. Para poder recuperarlo, se utilizará un absorbedor a contracorriente con agua, con el fin de obtener el etanol en solución libre de gases. Luego, la corriente de bioetanol con agua será enviada a la primera torre de destilación, mientras que la de CO_2 y agua pasará por una serie de procesos para su purificación y posterior comercialización. Utilizando el Unisim Design Thermo Workbench, se realizó el diagrama ternario agua-dióxido de carbono-etanol. El modelo matemático utilizado fue NRTL.

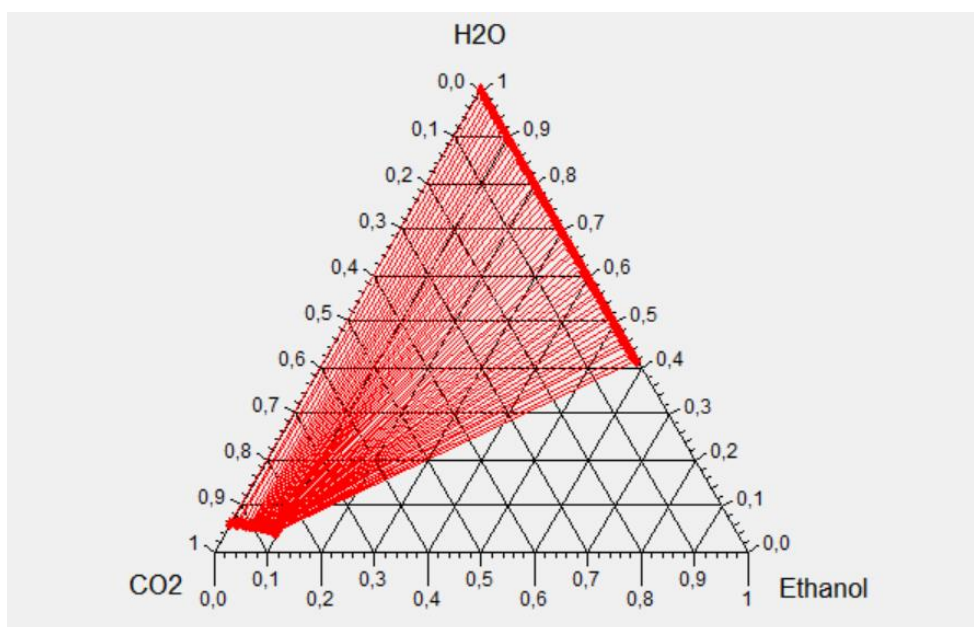


Gráfico 4.1: Diagrama ternario a 1 atmósfera y 36 ° C

Una vez que se produce la fermentación alcohólica, la concentración de etanol en el mosto fermentado suele ser baja, es por ello que debe ser recuperado.

El principal método de purificación es la destilación. Sin embargo, aunque el alcohol etílico tenga una temperatura de ebullición de 78.3 ° C a presión atmosférica, las relaciones de la fase etanol-agua son tales que el etanol no puede recuperarse como un producto puro por medio de la destilación convencional. Si se requiere producir etanol en su forma anhidra para uso como aditivo carburante, existen dos grandes etapas requeridas en el proceso de destilación: la rectificación para producir alcohol con una composición similar a la azeotrópica (96.5 % de etanol en volumen). Luego, la deshidratación para producir alcohol anhidro ya sea a través de destilación extractiva o por el uso de tamices moleculares.

ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

Tamices moleculares

Una alternativa reciente y ahora de uso más frecuente es la deshidratación por tamices moleculares. Los tamices moleculares son aluminosilicatos sintéticos o naturales que tienen un tamaño de poro de 3 Å, que permiten al alcohol escapar reteniendo las moléculas de agua. Este es el principio para el diseño de las plantas de deshidratación por tamices moleculares. En este proceso se utilizan lechos de zeolitas con poros de 0.3 nm, donde la molécula de agua es adsorbida en el tamiz. Las moléculas más grandes de etanol no son retenidas y pasan a través del lecho.

El alcohol hidratado conteniendo cerca de 96 % v/v de alcohol es precalentado en un pre-calentador de alimentación con la ayuda de vapores de producto y luego es enviado a un Tanque Flash Vaporizador. El objetivo del vaporizador es evaporar el alcohol hidratado. Luego, los vapores de alcohol obtenidos en la cabeza del vaporizador pasan a través de un sobre-calentador para obtener vapor de alcohol sobrecalentado. Los vapores de alcohol hidratado sobrecalentado se envían a los Lechos Adsorbentes gemelos. Estos lechos trabajan en forma cíclica y continua. Mientras un lecho está en modo deshidratación, el otro está en modo regeneración. Los vapores de alcohol de alimentación se pasan por el lecho en el modo deshidratación. El lecho adsorberá la humedad contenida en los vapores de alimentación y se obtienen vapores de producto alcohol deshidratado (con humedad máxima de 0.1% v/v). El consumo de vapor en este sistema es

considerablemente menor. El proceso es simple y puede operarse automáticamente.

Durante el modo regeneración. Se aplica vacío al lecho que se encuentra regenerando. Una pequeña cantidad de vapores de producto alcohólico se purgan a través del lecho en regeneración bajo alto vacío, para preparar el desecante para el próximo ciclo del lecho. Los vapores de alcohol purgado actúan como conductores en la remoción de la humedad del lecho de zeolitas.

A continuación, se esquematiza el sistema de tamices moleculares para la deshidratación de etanol.

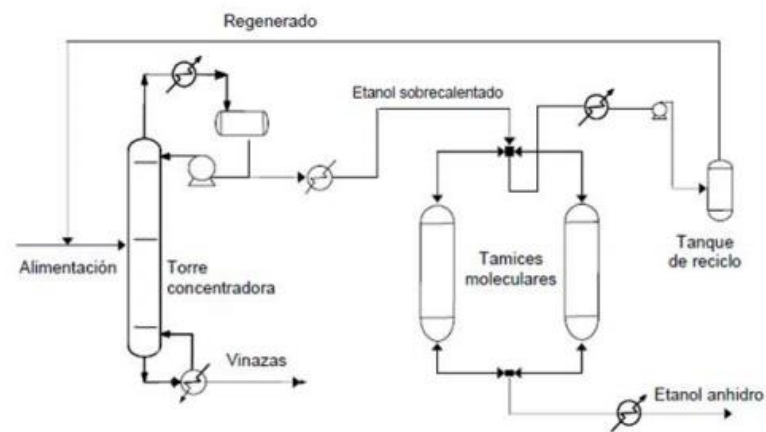


Figura 4.1: esquema de la separación mediante el empleo de tamices moleculares.

Destilación con solvente

Otra opción para la deshidratación es la extracción con solvente utilizando glicerol. El solvente tiene mayor afinidad por el agua y por esta razón es agregado en la columna deshidratadora para separar el etanol del agua. El etanol anhidro es condensado en la parte alta de la columna y la mezcla agua/solvente sale del fondo. Se utiliza una columna separadora para recuperar el solvente, el cual es reutilizado. Luego de la destilación, el etanol es enfriado y bombeado a tanques de descarga y de allí a los tanques de almacenamiento de producto. En este caso, el esquema propuesto se muestra en la Figura 4.2.

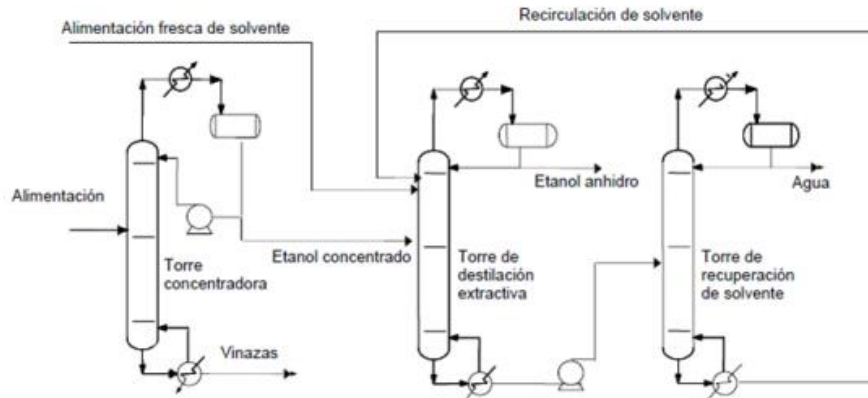


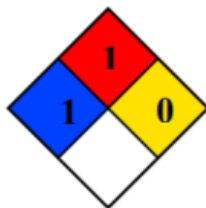
Figura 4.2: esquema de purificación por destilación extractiva

Elección del solvente

En la etapa de destilación extractiva, es necesario utilizar un solvente para separar al bioetanol del agua, el cual debe ser insoluble o parcialmente miscible con el etanol. En esta etapa, el agua presente en el bioetanol se transfiere al solvente, formando dos fases: una de etanol con muy baja concentración de solvente y agua, y otra fase de solvente y agua. De esta forma, se puede separar al etanol y obtener la pureza deseada. Luego, deberá separarse el solvente del agua para recuperar el mismo y volver a utilizarlo en la columna extractiva.

Además, el solvente debe tener un punto de ebullición mayor al del agua y del etanol, con el objetivo de que este no pase a la fase vapor y se pueda lograr la extracción del agua. Por otro lado, se debe elegir un solvente que sea inerte, no tóxico y no inflamable. Por último, hay que asegurarse de que sea fácil separar al solvente del agua para poder recuperarlo y usarlo nuevamente en la destilación extractiva.

El solvente elegido que cumple con las condiciones mencionadas anteriormente es el glicerol. Para asegurarse de que el solvente cumple con los requisitos necesarios, se analiza el diamante NFPA 704 del glicerol:



Se puede ver que el mismo tiene grados de toxicidad e inflamabilidad iguales a 1. Esto quiere decir que el glicerol es poco peligroso para la salud. Además, se observa que tiene un grado de reactividad de 0, por lo tanto, es estable y no reaccionará con el agua ni el bioetanol al entrar en contacto con ellos.

El punto de ebullición del glicerol es de 290 ° C. Sin embargo, debe considerarse que su temperatura de descomposición es de 250° C.

Destilación extractiva con el solvente elegido

La mezcla obtenida etanol-agua es una mezcla no ideal, que presenta un azeótropo para una fracción molar de etanol de aproximadamente 0,95 como se observa en el Gráfico N° 2. Esto quiere decir que, a esta composición, la mezcla hierve a temperatura constante y se comporta como si estuviese formada por un solo componente, por lo que al hervir su fase de vapor tendrá la misma composición que su fase líquida.

La pureza deseada es de 99,6%, entonces no se puede realizar solamente una destilación fraccionada.

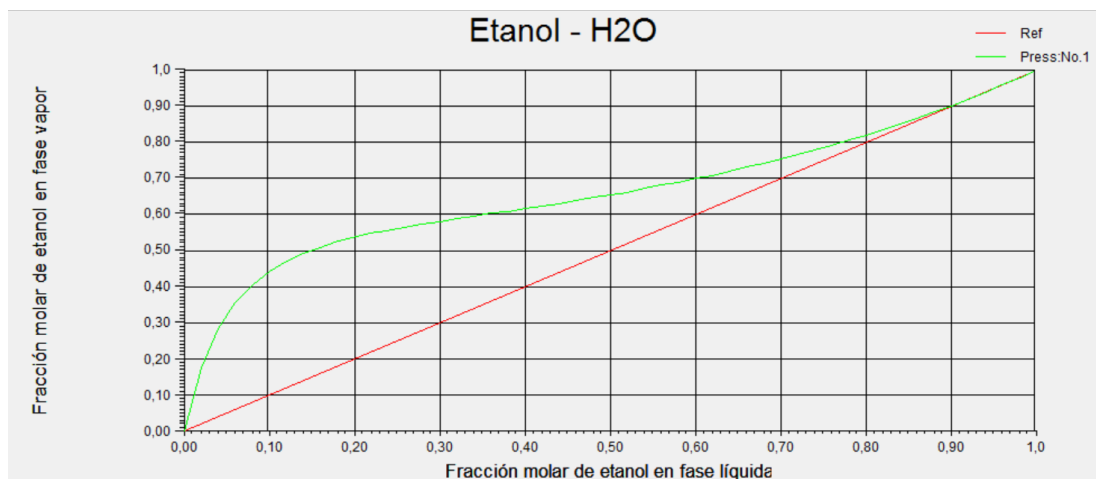


Gráfico 4.2: Diagrama binario etanol-agua, $P=1atm$ y $T=36 ° C$

Para separar al etanol del agua, se empleará una configuración mixta de una destilación extractiva, como se representa en el gráfico 4.2.

En la primera columna se lleva a cabo una destilación fraccionada, la cual funciona como un pre concentrador, donde se separa parcialmente el agua del etanol. Debido a la presencia del azeótropo, la máxima concentración de etanol que se puede obtener en esta etapa es la azeotrópica. En esta columna se obtiene agua con las impurezas que aún estén presentes como producto de fondo y etanol de composición casi azeotrópica en el destilado.

Luego, la mezcla es alimentada a la columna extractiva con el objetivo de aumentar la pureza del etanol. El glicerol, al ser menos volátil que el agua y el etanol, entra a la columna varios platos más arriba que la mezcla azeotrópica. Este mismo fluye hacia abajo en fase líquida. El etanol con la pureza deseada es obtenido en el destilado, y en el fondo se obtiene una mezcla glicerol-agua. Esta mezcla se transfiere a la columna de recuperación del solvente, donde se separa el glicerol del agua. Allí, se obtiene agua pura en el destilado y solvente en la corriente de fondo. Finalmente, el solvente es enfriado y reciclado hacia la columna extractiva.

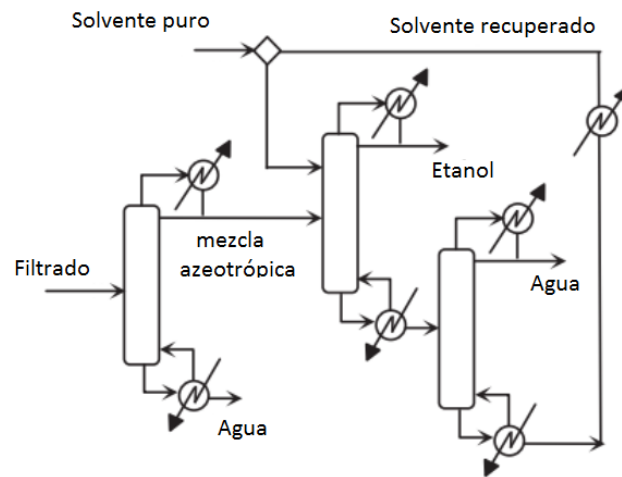


Figura 4.3: Esquema de equipos a utilizar

En la columna de destilación extractiva se trabaja entre 80-110° C y 1 atm de presión, para obtener la máxima pureza de etanol posible. Con el programa Unisim Design Thermo Workbench se realizó el diagrama ternario de la mezcla etanol-agua-glicerol a diferentes temperaturas para observar el comportamiento de las fases con el agregado del solvente extractor.

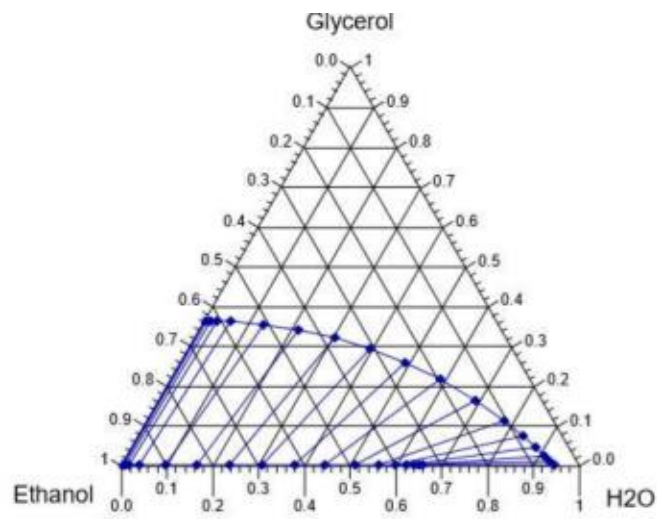


Gráfico 4.3: Diagrama ternario agua-etanol-etilenglicol a 90° C y 1 atm.

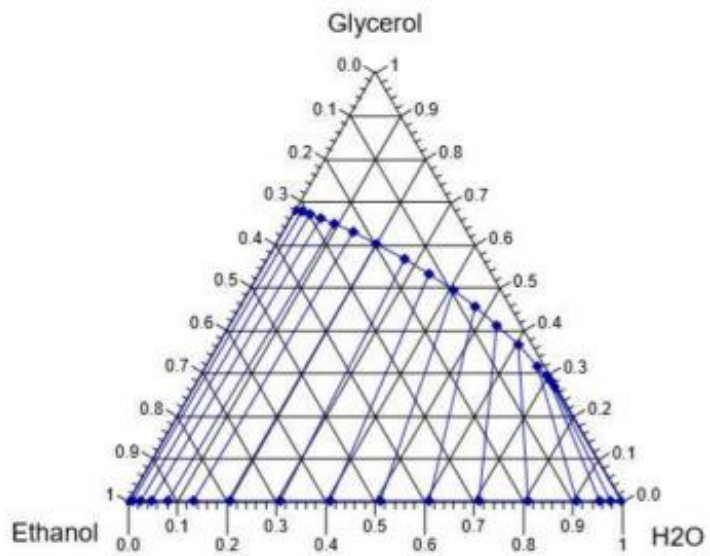


Gráfico 4.4: Diagrama ternario agua-etanol-etilenglicol a 110° C y 1 atm.

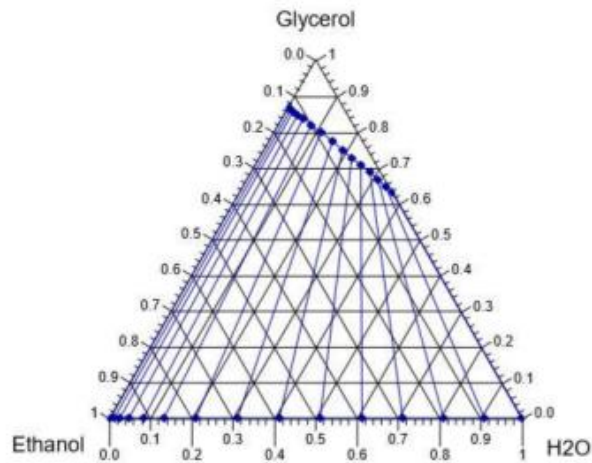


Gráfico 4.5: Diagrama ternario agua-etanol-etilenglicol a 140° C y 1 atm.

En los gráficos 4.3, 4.4 y 4.5 se observa que es posible utilizar el glicerol como solvente extractor, evidenciándose por la formación de un equilibrio de fases líquido-vapor. En todos los casos, se deduce que se pueden separar por un lado el etanol y por el otro una mezcla solvente-agua. De este modo, es posible llegar a la pureza de etanol deseada si se trabaja con un número de etapas coherente.



Capítulo 5

PROCESOS DE PRODUCCIÓN

CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad instantánea de producción de la planta será de 200.000 m³ de bioetanol por año. Considerando una eficiencia general de proceso (80 %), compuesta por:

- Disponibilidad: es la relación entre las horas de producción y las horas totales disponibles. Este valor se ve afectado por factores como paradas de mantenimiento programadas o imprevistas; es por esto que se le da un valor de 95% considerando dichos factores.
- Porcentaje de producto conforme: es la relación entre el producto en especificación y el producto fuera de especificación. En este caso el valor de este factor puede ser afectado por la calidad de las materias primas, fallas de equipos, entre otras cosas. Es por esto, que se considera un valor de 98%.
- Performance: es la producción instantánea sobre la estándar. Este valor puede ser afectado por distintos factores como la disponibilidad de las materias primas, la capacitación, la calidad de los equipos y otro tipo de limitaciones. Se consideró un valor de 85%.

De este modo, se obtiene una capacidad nominal de producción anual de 250.000 m³ de bioetanol a un 99,8% de pureza p/p.

Una vez calculada la capacidad de diseño de la planta, se calculó el caudal de bioetanol que deberá ser producido por hora, considerando un período de zafra y producción de 180 días:

$$\frac{250.000 \text{ m}^3/\text{año}}{180 \frac{\text{días}}{\text{año}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{día}}} = 57,87 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ de bioetanol}$$

Sabiendo que la densidad del etanol es 789 kg/m³ y que el producto obtenido es prácticamente puro, se considera que la densidad del producto es la del etanol:

$$57,87 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 789 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 45.659,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de bioetanol} \cong 46.000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de bioetanol}$$

A su vez, tal como se detalló anteriormente las concentraciones iniciales óptimas son de 170 g/L para la glucosa y 25 g/L para las levaduras. Para conocer los balances de masa de toda la planta es necesario diseñar los sistemas de

reactores. Esto se debe a que son el punto de partida para producir el etanol necesario.

DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

A la hora de analizar el diseño adecuado para producir 200.000 m³/año de etanol se analizaron distintos aspectos.

En primer lugar, los fermentadores suelen ser tanques agitados que pueden operar tanto continuamente como en discontinuo; donde la operación continua presenta varias ventajas frente a un proceso batch. Tanto los costos de inversión, como los costos operacionales y las contaminaciones se reducen; por otro lado, la calidad del producto obtenido siempre es la misma. Es por este motivo, que se optará por la utilización de reactores continuos.

Por otro lado, se descarta el uso de reactores tubulares. En un principio, debido a que en la fermentación se debe trabajar en condiciones de operación óptimas, el control de las distintas variables es más sencillo de realizar en reactores de tanque agitado gracias a que las condiciones dentro del reactor son iguales en cada punto del mismo por ser mezclado perfecto. Por el contrario, en el TUB, las condiciones de operación varían punto a punto a lo largo del reactor; lo que hace más difícil su control.

Por otra parte, en los tanques de agitación continua la concentración de glucosa dentro del tanque disminuye rápidamente a la concentración que se obtiene a la salida del fermentador produciendo mayores velocidades de reacción y así mayores producciones de etanol; también, la constante agitación dentro de los TACs evita el asentamiento de levaduras que si puede ocurrir en los reactores tubulares. Por último, la limpieza de los reactores de tanque agitado es más sencilla que en los reactores tubulares. Por estas razones se optó por la selección de tanques de agitación para que se produzca la fermentación alcohólica.

Usualmente, en los procesos de fermentación continua, el mosto fluye por una serie de reactores continuos en serie, en donde la concentración de alcohol va aumentando a lo largo del sistema de reactores. En este caso, se analizaron de 1 a 4 reactores en serie.

En el caso de un solo tanque agitado continuo, para asegurar la producción diaria, fue necesario un tanque de 10 000 m³, mientras que en el caso de dos

reactores TAC en serie el volumen necesario fue de 6000 m^3 en total (3000 m^3 cada uno). En cambio, en 3 reactores TAC, fue necesario un volumen de 4500 m^3 . Por otra parte, para producir 46000 kg de etanol por hora en un sistema 4 tanques en serie, fue necesario un volumen de 4400 m^3 .

Luego se llegó a la conclusión de que, con 3 tanque en series, y un volumen de cada tanque de 1500 m^3 con un caudal de entrada de 1250 toneladas/hora es suficiente. Sin embargo, se considera cada tanque de un volumen de 1600 m^3 como margen de seguridad.

Por otro lado, no se considerará agitación mecánica dentro de los tanques de fermentación. Se utilizará un intercambiador de placas que asegure trabajar dentro de cada TAC a una temperatura de operación de entre 28° C y 32° C y se bombeará parte del mosto a dicho intercambiador que luego se reenviará dentro del tanque con la potencia suficiente para homogeneizar el mosto.

Además, se estará produciendo constantemente dióxido de carbono, que al burbujear desde el seno de la solución producirá un grado de mezclado dentro del fermentador. Entre estos dos procesos se asegurará un buen mezclado dentro de cada tanque sin ser necesaria la implementación de un equipo de agitación mecánica. De este modo, se optará por un tanque con fondo cónico para optimizar el mezclado una vez que reingrese el mosto luego de ser bombeado.

Condiciones de operación

Dentro de las condiciones de operación se determinó el volumen de cada reactor y el recirculado de levadura. Para ello, fue necesario plantear un balance de masa para cada reactor y en cada nodo.

La levadura se regenera, en consecuencia, antes de ser recirculada se debe extraer una porción de la misma. Por otra parte, debe agregarse para diluir el barro a la salida de la centrifuga y ser más sencillo su bombeo.

Siendo el sistema de reactores propuesto el de la figura 5.1 (el nodo del barro y el agua está alejado, aunque debe ubicarse a la salida de la centrifuga) se plantearon los balances de masa correspondientes:

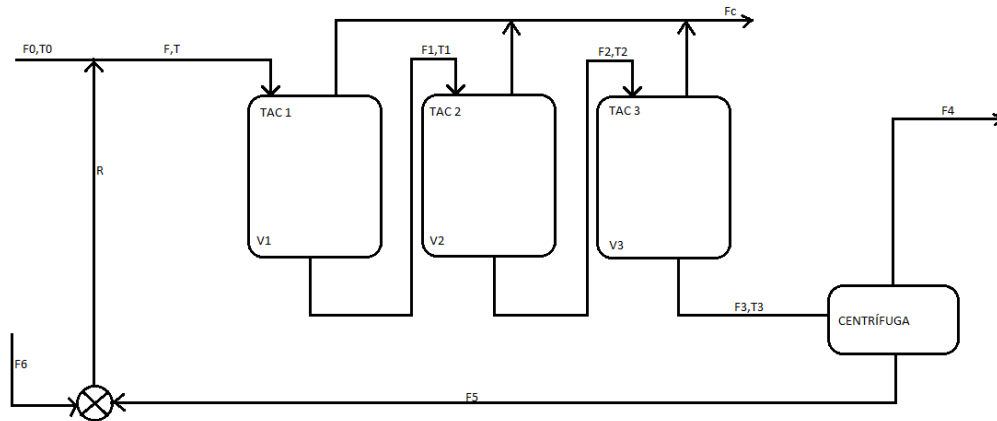


Figura 5.1: sistema de reactores seleccionado. No se incluye la recirculación para refrigeración, porque no afecta a los balances de masa.

Balance de masa en el TAC 1 para cada componente:

$$\begin{aligned} F_{G0} &= F_{G1} + (-r_G) * V1 \\ F_{L0} &= F_{L1} + (-r_L) * V1 \\ F_{E0} &= F_{E1} + (-r_E) * V1 \\ F_{C0} &= F_{C1} + (-r_C) * V1 \end{aligned}$$

Balance de masa en el TAC 2 para cada componente:

$$\begin{aligned} F_{G1} &= F_{G2} + (-r_G) * V2 \\ F_{L1} &= F_{L2} + (-r_L) * V2 \\ F_{E1} &= F_{E2} + (-r_E) * V2 \\ F_{C1} &= F_{C2} + (-r_C) * V2 \end{aligned}$$

Balance de masa en el TAC 3 para cada componente:

$$\begin{aligned} F_{G2} &= F_{G3} + (-r_G) * V3 \\ F_{L2} &= F_{L3} + (-r_L) * V3 \\ F_{E2} &= F_{E3} + (-r_E) * V3 \\ F_{C2} &= F_{C3} + (-r_C) * V3 \end{aligned}$$

Balance en el nodo 1:

Balance global

$$R + F_0 = F$$

Balance para levadura

$$R * x_{LR} = F * x_{LF}$$

Balance para glucosa

$$F_0 * x_{G0} = F * x_{GF}$$

Balance para la centrifuga

Balance global

$$F_3 = F_4 + F_5$$

Balance para glucosa

$$F_3 * x_{GF3} = F_4 * x_{GF4} + F_5 * x_{GF5}$$

Balance para levadura

$$F_3 * x_{LF3} = F_5 * x_{LF5}$$

Balance para etanol

$$F_3 * x_{EF3} = F_4 * x_{EF4} + F_5 * x_{EF5}$$

Condición de centrifugado:

$$x_{LF5} = 30\%$$

Balance de masa para el nodo 2:

Balance global

$$F_6 + (F_5 - F_{\text{desperdicio}}) = R$$

Para la levadura

$$(F_5 - F_{\text{desperdicio}}) * x_{LF5} = R * x_{LR}$$

Para la glucosa

$$(F_5 - F_{\text{desperdicio}}) * x_{GF5} = R * x_{GR}$$

Para el etanol

$$(F_5 - F_{\text{desperdicio}}) * x_{EF5} = R * x_{ER}$$

Aclaraciones

- El CO₂ producido es extraído para ser tratado y almacenado, en consecuencia, el caudal va disminuyendo reactor a reactor.
- Se consideró que la composición del líquido es la misma del caudal F₅ y F₄.
- Luego de un balance por componentes después de la centrifuga, se consideró despreciable la cantidad de etanol y de glucosa que reingresan al fermentador con el recirculado de levadura. Esto se debe a que el caudal

que reingresa al fermentador tiene una composición 70% levadura, y 1,12% de etanol. Este valor, está lejos del valor de inhibición.

- El modelo matemático de reacción no considera la muerte celular.
- Se consideró que se no se agrega levadura fresca. Se planteará un plan mensual, para luego de tantos ciclos, cambiar toda la levadura.
- Inicialmente se resolvió el sistema de ecuaciones con una densidad de entrada, una densidad de salida en el mejor de las condiciones (nada de glucosa en la corriente de salida) y una densidad intermedia como promedio de la entrada y la salida. Luego se recalculo esas densidades y se fue iterando hasta que el resultado no vario por el cambio de las densidades.
- Se consideró que la levadura sale toda por el centrifugado y con una composición 70% levadura, 30% agua (este valor se determinó tras consultar cómo es el proceso de fermentación para la producción de cerveza, donde la composición a la salida de la centrífuga es esta). Este caudal es diluido con agua en concentración 1:1 antes de ser recirculado hacia el fermentador.
- Se consideraron valores de volúmenes iguales para los 3 reactores, para facilitar la compra.
- Se consideró solo el CO₂ como producto secundario. No se consideraron reacciones paralelas.

RESULTADOS

Resultados de la simulación de los 3 TAC en serie:

Los resultados de la simulación de los 3 reactores en serie se muestran en la tabla 5.1:

Variable	Valor (unidades)
Concentración de etanol TAC1	19,352 (g/l)
Concentración de etanol TAC2	31,139 (g/l)
Concentración de etanol TAC3	38,996 (g/l)
Concentración de glucosa TAC1	122,682 (g/l)
Concentración de glucosa TAC2	93,924 (g/l)
Concentración de glucosa TAC3	74,698 (g/l)
Concentración de levadura TAC1	29,13 (g/l)
Concentración de levadura TAC2	31,654 (G/L)
Concentración de levadura TAC3	33,329 (g/l)
Caudal másico de CO ₂ TAC1	2,241*10 ⁴ (kg/h)
Caudal másico de CO ₂ TAC2	1,35*10 ⁴ (kg/h)
Caudal másico de CO ₂ TAC3	8,952 *10 ³ (kg/h)

Tabla 5.1: Resultados de la simulación de reactores

Luego el caudal de etanol producido fue de 46899 kg/hora.

Al plantear los balances en los nodos se obtuvieron los resultados de la tabla 5.2:

Variable	Valor (unidades)
Caudal jugo de caña de entrada	1186470 (kg/h)
Caudal recirculado (F ₅)	5.5412*10 ⁷ (g/h)
Caudal de levadura desperdicio	1.216*10 ⁷ (g/h)
Caudal que ingresa al destilador	1.148*10 ⁹ (g/h)
Caudal que entra a la centrifugadora	1.205*10 ⁹ (g/h)
Caudal de agua que ingresa (F ₆)	1.89*10 ⁷ g/h

Tabla 5.2: Caudales en referencia a la figura 5.1

En cuanto a las concentraciones que entran al destilador, las mismas son:

$$X_E = 0,04$$

$$X_G = 0,076$$

$$X_L = 0$$

$$X_{H_2O} = 0.884$$

DISEÑO TÉRMICO

Se deberá tener en cuenta un diseño térmico tal que la fermentación ocurra en su temperatura óptima entre 28 y 32 ° C. Para ello será necesario realizar un balance de energía en cada reactor para poder conocer el calor necesario a suministrar, el caudal del fluido de intercambio y su temperatura.

Tal como se dijo con anterioridad, se utilizará un intercambiador de placas, donde el mosto de fermentación será utilizado para que ingrese al mismo regulando su temperatura y vuelva a ingresar al tanque con la potencia suficiente para homogeneizar la mezcla del fermentador y a su vez asegurar una temperatura óptima en todo el tanque.

Balances de energía

Se planteó un balance de energía para cada tanque de fermentación. Se consideró el calor generado por la reacción, el calor de entrada y salida de las corrientes para poder calcular el calor necesario que debe aportar el intercambiador.

TAC 1

$$\rho_1 * C_p * V_1 * \frac{dT}{dt} = (-\Delta H) * r * V_1 + \overline{(F * C_p)} * (T_0 - T_1) + Q_{int} + Q_{alr}$$

TAC 2

$$\rho_2 * C_p * V_2 * \frac{dT}{dt} = (-\Delta H) * r * V_2 + \overline{(F * C_p)} * (T_1 - T_2) + Q_{int} + Q_{alr}$$

TAC 3

$$\rho_3 * C_p * V_3 * \frac{dT}{dt} = (-\Delta H) * r * V_3 + \overline{(F * C_p)} * (T_2 - T_3) + Q_{int} + Q_{alr}$$

Donde Q_{alr} es el calor intercambiado con los alrededores y Q_{int} es el calor a intercambiar en el serpentín. El término de acumulación es cero ya que se está trabajando en un reactor TAC. Entonces:

$$-Q_{\text{int}} = (-\Delta H) * r * V_2 + \overline{(F * Cp)} * (T_e - T_s) + Q_{\text{alr}}$$

Calores de entrada y salida de las corrientes

Para calcular los calores de las entradas y salidas de las corrientes, se determinaron los caudales de entrada y salida de cada tanque, siendo F la entrada al TAC 1, F1 la salida del TAC 1 y la entrada del TAC 2, F2 la salida del TAC2 y la entrada del TAC 3 y por último F3 la salida del ultimo tanque.

Siendo para cada reactor:

$$Q_{\text{corriente}} = \overline{(F * Cp)} * (T_e - T_s)$$

Se calculó al producto F*Cp como un promedio entre la entrada y la salida:

$$\overline{F * Cp} = \frac{(F * Cp)_{\text{entrada}} + (F * Cp)_{\text{salida}}}{2}$$

Además, se calculó un Cp promedio, conociendo las composiciones en cada tanque con su respectivo Cp. Siendo:

$$Cp_0 = 3,792 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$Cp_1 = 3,883 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$Cp_2 = 3,942 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

$$Cp_3 = 3,983 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

Debido a que el rango de temperaturas óptimo es entre 28 y 32° C se determinó que la temperatura a la que el mosto entrará al primer fermentador es de 28° C. Por otro lado, ya que el mayor calor generado por reacción es en el primer tanque se considerará una temperatura de salida de 30° C.

$$\overline{(F * Cp)}_1 = 4.509.570 \frac{\text{kJ}}{\text{h K}}$$

$$\Delta T = -2^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = -2505,3 \text{ kW}$$

Para el segundo tanque se consideró que la temperatura de entrada sea de 30° C y debido a que el calor generado no aporta tanto como el TAC anterior, se considera una temperatura de salida de 31° C. De este modo:

$$\overline{(F * Cp)}_2 = 4.527.776 \frac{\text{kJ}}{\text{h K}}$$

$$\Delta T = 1^\circ\text{C}$$

$$Q_2 = -1257,7 \text{ kW}$$

Para el tercer tanque se considera una temperatura de entrada de 31°C y una temperatura de salida de 32°C , siendo:

$$\overline{(F * Cp)}_3 = 4.541.266 \frac{\text{kJ}}{\text{h K}}$$

$$\Delta T = 1^\circ\text{C}$$

$$Q_3 = -1261,5 \text{ kW}$$

Calor generado por reacción

El calor generado por la reacción depende de la entalpia de la reacción, de la velocidad y del volumen del reactor. Entonces:

$$Q_g = (-\Delta H) * r * V$$

Siendo:

$$V_{\text{reacción}} = 1500 \text{ m}^3$$

$$(-\Delta H) = 79 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$r_1 = 14,643 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 * \text{h}}$$

$$r_2 = 8,821 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 * \text{h}}$$

$$r_3 = 5,849 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 * \text{h}}$$

$$Q_{g1} = (-\Delta H) * r_1 * V = 10462 \text{ kW}$$

$$Q_{g2} = 6303 \text{ kW}$$

$$Q_{g3} = 4179 \text{ kW}$$

Calor intercambiado con los alrededores

Debido a que la temperatura máxima registrada en Tucumán durante los meses de zafra (abril-septiembre) este año fue de 36°C , se considera este caso extremo desfavorable donde los alrededores entregarán calor al sistema. De este modo, cuando la temperatura ambiental sea menor que la del interior de los tanques, el intercambio de calor necesario será menor y con este diseño se cubren todas las condiciones posibles. Luego,

$$Q_{alr} = U * A * (T_r - T_{alr})$$

Dónde:

A es el área de transferencia de calor donde se consideró la de las paredes del tanque y la de la tapa del mismo

T_r es la temperatura dentro de cada tanque siendo las mismas 30° C, 31° C y 32° C respectivamente.

T_{alr} es la temperatura de los alrededores considerada 36° C

$$U = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} + \frac{e}{k}$$

Además:

h_i es el coeficiente de transferencia de calor por convección dentro del tanque y se obtuvo de bibliografía, siendo su valor 5000 W/m² K

h_o es el coeficiente de transferencia de calor por convección del ambiente determinado también por bibliografía siendo el mismo de 50 W/m² K

e es el espesor de las paredes del tanque, considerado de 0,1 m

k es el coeficiente de transferencia de calor por conducción de las paredes del tanque, considerando acero inoxidable se obtuvo un valor de bibliografía de 16,3 W/ m K

De esta forma:

$$Q_{alr1} = 137,4 \text{ kW}$$

$$Q_{alr2} = 114,5 \text{ kW}$$

$$Q_{alr3} = 91,6 \text{ kW}$$

Calor de intercambio

Con el sistema de refrigeración propuesto, el calor removido por cada intercambiador deberá ser:

$$-Q_{int} = Q_{corriente} + Q_g + Q_{alr}$$

$$Q_{int1} = -8094,1 \text{ kW}$$

$$Q_{int2} = -5159,8 \text{ kW}$$

$$Q_{int3} = -3009,1 \text{ kW}$$

Se observa que el calor a intercambiar disminuye tanque a tanque, esto se debe a que la velocidad de reacción también decrece. Por este motivo, el caudal de mosto a recircular irá disminuyendo al igual que las áreas de los intercambiadores.

Luego, se determinó el caudal de mosto a recircular:

$$Q_{int} = W * Cp * \Delta T$$

Se consideró que la temperatura a la que llega el mosto dentro del intercambiador es de 24° C. Si bien esta temperatura esta fuera del rango óptimo de operación, esta medida no inhibiría la reacción. Por mezclado perfecto, el mosto recirculado adquiere instantáneamente la temperatura de cada tanque.

Siendo:

$$\Delta T_1 = 6^{\circ}C \quad Cp_1 = 3,883 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

$$\Delta T_2 = 7^{\circ}C \quad Cp_2 = 3,942 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

$$\Delta T_3 = 8^{\circ}C \quad Cp_3 = 3,983 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

De este modo:

$$W1 = 1251 \frac{m^3}{h}$$

$$W2 = 673 \frac{m^3}{h}$$

$$W3 = 340 \frac{m^3}{h}$$

Por otro lado, se determinó el área para cada uno de los intercambiadores de placas a través de la siguiente ecuación:

$$Q_{int} = U * A * \Delta T_{ML} * F$$

Siendo ΔT_{ML} la diferencia de temperaturas media logarítmica y F un factor de corrección determinado a través del siguiente gráfico. Considerando $U =$

$$1170 \frac{J}{s m^2 K}$$

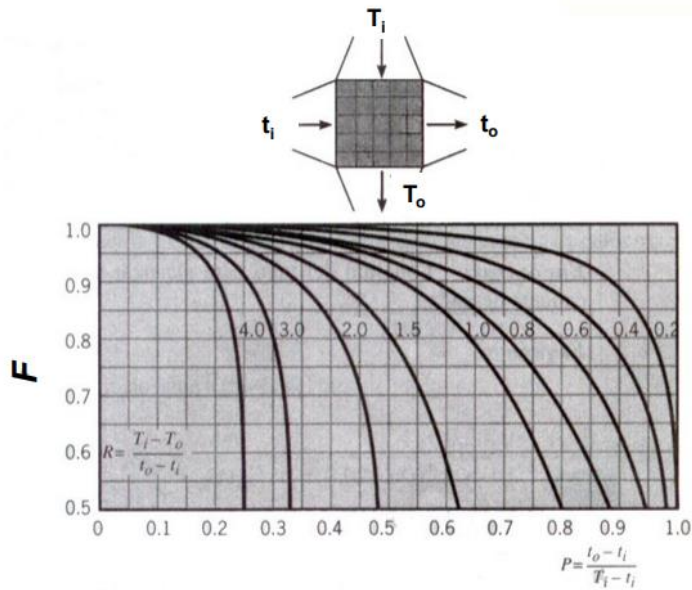


Gráfico 5.1: Factor de corrección para un intercambiador de calor de un solo paso en flujo cruzado con ambos fluidos no mezclados

Siendo para cada intercambiador $t_i = 20^\circ\text{C}$ y $T_o = 24^\circ\text{C}$. T_i y t_o dependen de cada intercambiador. Para el primero $T_i=30^\circ\text{C}$ y $t_o=28^\circ\text{C}$, para el segundo $T_i=31^\circ\text{C}$ y $t_o=28^\circ\text{C}$ y para el tercero $T_i=32^\circ\text{C}$ y $t_o=29^\circ\text{C}$. Además:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_i - t_o) - (T_o - t_i)}{\ln \frac{(T_i - t_o)}{(T_o - t_i)}} = 8,49$$

Del gráfico 5.1: $F_1 = 0,8$; $F_2 = 0,83$; $F_3 = 0,85$

Luego,

$$A_1 = 1018 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 521 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 300 \text{ m}^2$$

SISTEMAS DE CONTROL

Para el sistema de reactores en serie indicado anteriormente se propone un sistema de control que mida la temperatura del mosto dentro del reactor, controlando el caudal del fluido que refrigera al mosto a recircular, con el fin de trabajar en el fermentador a la temperatura óptima. Para ello, deberá haber un sensor de temperatura tipo termocupla a la salida de cada reactor, ya que por la hipótesis de mezclado perfecto dentro de cada reactor la temperatura de la

corriente de salida es igual a la que hay en cada punto dentro del reactor, un controlador de temperatura al que se le setea el rango de temperaturas óptimo de operación del proceso de fermentación y que actúa sobre una válvula que abre o cierra el paso del fluido auxiliar.

Por otro lado, se determinó que el pH óptimo de fermentación era de 5,5. Durante la fermentación de la glucosa con *Saccharomyces Servisiae* se produce, además de etanol, dióxido de carbono que en contacto con el agua produce ácido carbónico. De este modo, el pH puede disminuir; entonces se propone también un sistema de control que mida el pH de cada reactor y controle un caudal de una solución básica inerte, suministrando al reactor cuando sea necesario dicha solución.

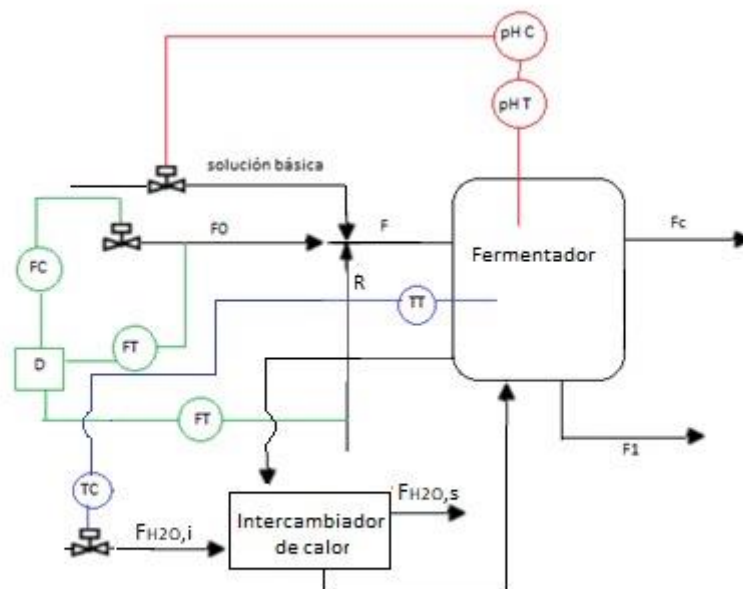


Figura 5.2: esquema tecnológico del sistema de control

En la Figura 5.2 es posible observar los dos sistemas de control a utilizar. En este caso, se plantearon para el primer tanque, pero tanto el segundo como el tercer tanque tendrán el mismo sistema de control.

Por otro lado, debido a que se determinaron concentraciones óptimas de entrada de glucosa y levadura, se decidió colocar un sistema de control de relación entre la concentración de entrada de levadura y de glucosa con el objetivo de que la relación entre ambas sea la adecuada.



Capítulo 6

DISEÑO DE LA SECUENCIA DE TORRES DE DESTILACIÓN

ANÁLISIS DE LA SECUENCIA ÓPTIMA DE TORRES IDEALES

En el diseño de sistemas de separación se analizaron distintas alternativas posibles para la selección de la secuencia óptima. Luego de este análisis optó por la selección de tres torres de destilación. En la primera, ocurrirá una destilación fraccionada en la que se obtendrá etanol en composición un poco menor que la azeotrópica en el tope de la torre.

Debido a que la pureza requerida para el producto deseado es mayor que dicha composición, se requerirá una segunda torre de destilación extractiva en la que se utilizará glicerol como solvente extractor. En esta columna, se obtendrá etanol con una pureza del 99,8% p/p.

Luego de este proceso, se requerirá recuperar el solvente utilizado. Es por esto, que se diseñó una tercera columna con el fin de recuperar el solvente que, a la salida de la misma, es recirculado a la segunda columna extractiva. Por otro lado, el agua que se obtiene en el tope de esta columna también es recirculada a la entrada de la primera columna de destilación con el fin de que el etanol remanente en esta corriente no se desperdicie.

El diagrama de la secuencia seleccionada de torres es el siguiente:

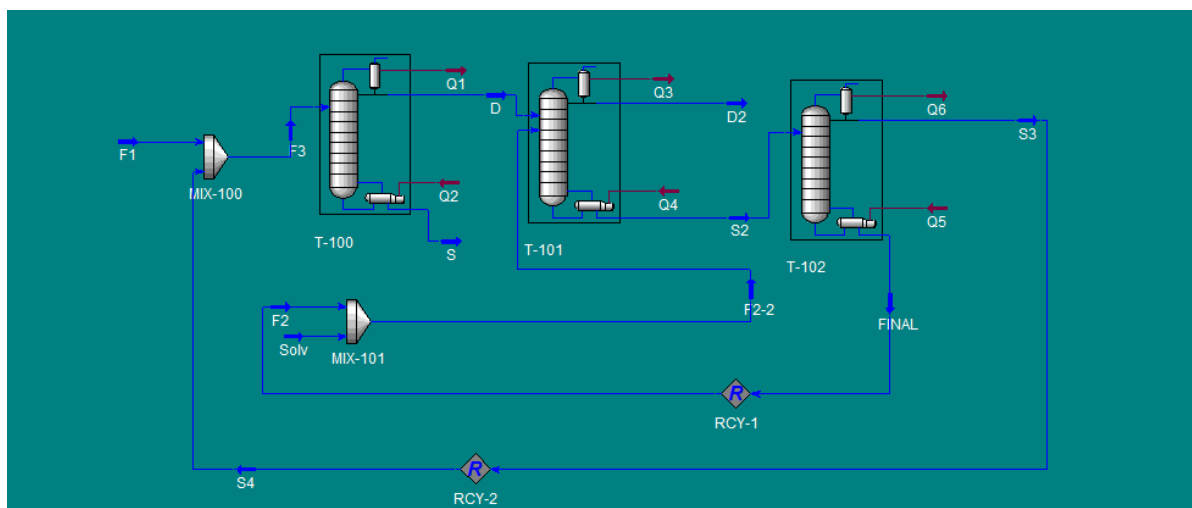


Figura 6.1: Secuencia de separación elegida.

Se utilizó el programa de simulación UniSim Design R390.1, eligiéndose el paquete termodinámico NRTL para la simulación. Se trabajó en cada una de las columnas a presión constante.

Se decidió que esta secuencia era la óptima ya que se requerían tres torres de destilación que no eran de gran tamaño. Por otro lado, en esta disposición elegida se aprovechaba al máximo el producto obtenido luego de la fermentación, purificándolo hasta un 99,8% y se recuperaba casi la totalidad del solvente utilizado en la destilación extractiva, produciendo una alta eficiencia en el proceso y un ahorro en dicho solvente.

ESPECIFICACIONES DE LAS TORRES

En los tres diseños de torres de destilación se consideraron columnas ideales con una eficiencia de plato de 1. Sin embargo, esto no es posible de realizar en la práctica; siendo el tamaño de las torres reales mayor que el de las columnas ideales para poder cumplir con los requerimientos del proceso.

Torre N° 1: Destilación fraccionada

En la primera torre se llevará a cabo la destilación fraccionada. Se optó por la selección de una torre de destilación de 32 platos que trabajará isobáricamente a presión atmosférica. Se consideró un condensador total y el calor necesario fue suministrado en un reboiler en el fondo de la columna. Por otro lado, el espaciamiento entre los platos se escogió en base a la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo. Se consideró un espaciamiento entre platos de 0,55 metros. Este valor fue determinado ya que para cualquier diámetro de torre este valor es una separación mínima aceptable desde el punto de vista de la limpieza de los platos. De este modo, se obtiene una altura de torre de 17,6 metros.

La corriente de alimentación ingresó al destilador en el plato N° 21 (siendo el plato N° 1 en el tope de la torre), en el tope de la torre se obtuvo una mezcla etanol-agua con composición cercana a la azeotrópica y en el fondo de la torre se obtuvo la vinaza, que es un subproducto al que se tratará diluyéndolo y de este

modo es posible utilizarlo como fertilizante. Las condiciones de operación y los caudales de cada corriente fueron (se utiliza la nomenclatura utilizada en la Figura 6.1):

Entrada al destilador:

$$F_3 = 1,158 * 10^6 \quad \frac{kg}{h}$$

$$w_{Et} = 0,040805, \quad w_{Agua} = 0,889436, \quad w_{Glucosa} = 0,069759$$

$$T_3 = 36,01 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Salida del destilador

Tope

$$D = 5 * 10^4 \quad \frac{kg}{h}$$

$$w_{Et} = 0,939978, \quad w_{Agua} = 0,060022$$

$$T_D = 78,13 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Fondo

$$S = 1,108 * 10^6 \quad \frac{kg}{h}$$

$$w_{Et} = 0,000228, \quad w_{Agua} = 0,926864, \quad w_{Glucosa} = 0,072906$$

$$T_S = 100,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para la primera torre la relación de reflujo externa, que es la relación entre el caudal recirculado a la columna y el que sale como destilado, fue de 4.

Torre N° 2: Destilación extractiva

En la segunda torre se llevó a cabo la destilación extractiva en la que se adiciona un agente separador a una mezcla azeotrópica. La principal característica de este solvente es que no forma azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla original y gracias a la diferencia de solubilidades entre los componentes a separar en el solvente extractor, se puede obtener el etanol con la pureza deseada.

A la corriente de salida de tope de la primera torre de destilación se le agregó glicerol como solvente extractor con el fin de que se genere una nueva fase en el que el agua remanente en la corriente D migre hacia ésta nueva. De este

modo se obtienen dos corrientes, una más volátil rica en etanol y otra que es una mezcla agua-solvente, con baja volatilidad.

Se seleccionó una torre de destilación de 30 platos que, también, trabajará isobáricamente a presión atmosférica. Se consideró un condensador total y el calor necesario fue suministrado en un reboiler en el fondo de la columna. Tal como se dijo anteriormente, se consideró un espaciamiento entre los platos de 0,55 metros, siendo la altura de la torre de 16,5 metros.

La corriente de alimentación D ingresó al destilador en el plato N° 26 y la corriente de solvente entro por el primer plato. En el tope de la torre se obtuvo etanol con la pureza deseada y en el fondo de la torre se obtuvo una mezcla solvente-agua. En este caso, las condiciones de operación y los caudales de cada corriente fueron:

Entrada

Corriente D detallada anteriormente

$$F_2 = 4,903 * 10^4 \quad \frac{kg}{h}$$

$$w_{solvente} = 0,99995 \quad , \quad w_{Agua} = 0,00005$$

$$T_{F2} = 215,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Salida

Tope

$$D_2 = 4,6 * 10^4 \quad \frac{kg}{h}$$

$$w_{Et} = 0,998418, \quad w_{Agua} = 0,001528, \quad w_{solvente} = 0,000054$$

$$T_{D2} = 78,16 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Fondo

$$S_2 = 5,303 * 10^4 \quad \frac{kg}{h}$$

$$w_{Et} = 0,02059 \quad , \quad w_{Agua} = 0,054942, \quad w_{solvente} = 0,924468$$

$$T_{S2} = 110,0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De este modo, se están perdiendo 2,484 kg/h de solvente por la corriente de tope del destilador, que no podrían ser recuperados. Por otro lado, la relación de reflujo externa a utilizar fue de 2,04.

Torre N° 3: Columna de recuperación de solvente

Por último, se debió utilizar una torre de destilación que trabajará isobáricamente a una presión de 0,1 atm. Esto se debe a que el glicerol se descompone térmicamente a 250° C y para poder recuperarlo totalmente se sobrepasaba dicha temperatura trabajando a presión atmosférica. En este caso, al bajar la presión dentro de toda la columna se trabaja en todo el equipo a una temperatura menor que 250° C y es posible reutilizar el solvente recirculándolo hacia la entrada de la segunda torre de destilación. A su vez, se consideró un condensador total y el calor necesario fue suministrado en un reboiler en el fondo de la columna.

La columna de destilación a utilizar deberá ser una torre con relleno ordenado Mellapak 170.X para minimizar la pérdida de carga. En este caso, se cuenta con 10 etapas ideales. Luego, para calcular la altura de la torre es necesario conocer la altura equivalente de plato teórico (HETP) siendo:

$$Z(m) = N^{\circ} \text{etapas ideales} * HETP$$

El factor F presente en el gráfico N° 1 es:

$$F = \frac{Q_g * \sqrt{\rho_g}}{A}$$

Dónde:

Q_g caudal volumétrico de gas

A área de la torre

ρ_g densidad del gas

Deben analizarse ambos gráficos en conjunto. Por un lado, imponiendo un área para la torre es posible determinar la altura de la misma. Sin embargo, como es posible observar en el gráfico 6.1 (a), el valor de HETP casi no varía para valores de F entre 2 y 4. De este modo, sería conveniente utilizar el mayor valor de F para así minimizar el diámetro de la torre. Por otro lado, al aumentar el valor de F, también lo hace la pérdida de carga en la torre, tal como es posible observar en el gráfico 6.1 (b). Es por esto, que deberá ser necesario encontrar un equilibrio entre ambos para obtener el diseño óptimo de la misma.

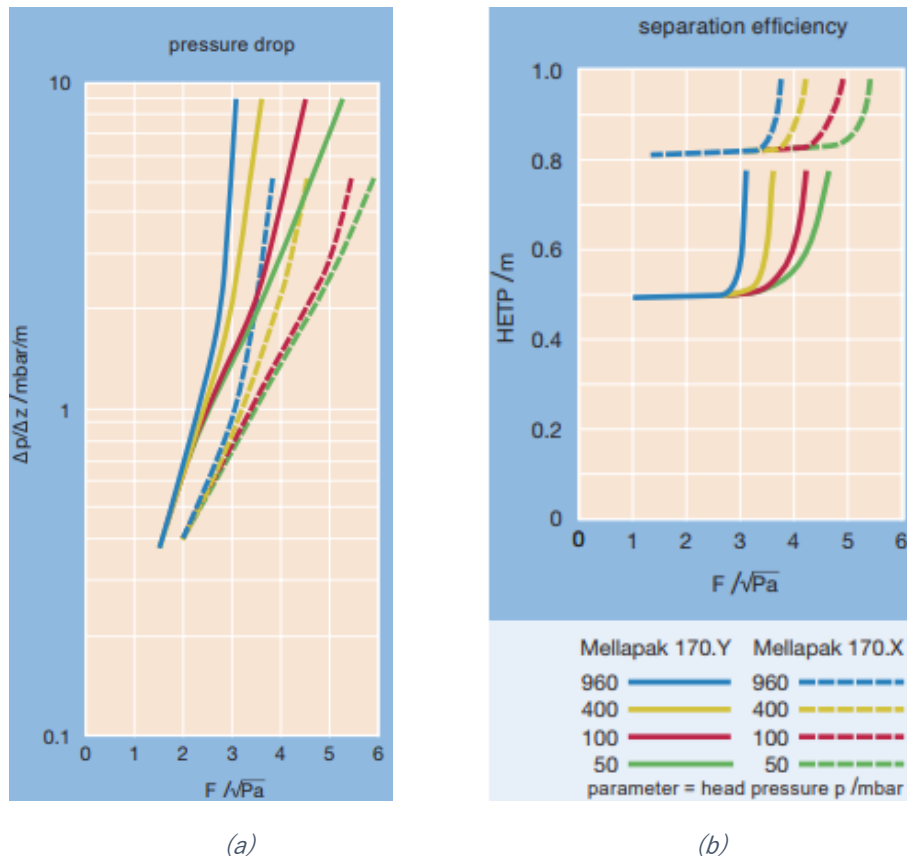


Gráfico 6.1: determinación de pérdida de carga en la torre (a) y HETP (b)

Luego, analizando ambos gráficos en conjunto se determinó un valor de $F = 4\sqrt{Pa}$. De este modo:

$$HETP = 0,82$$

$$Z = 0,82 * 10 = 8,2 \text{ m}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = 1,3 \frac{\text{mbar}}{\text{mm}} \rightarrow \Delta P = 10,66 \text{ mbar}$$

Por otro lado, el valor de F fue calculado en función del caudal máximo de vapor que se encuentra en el fondo de la torre. De este modo, se determinó la densidad del mismo a las condiciones de operación ($P=0,1 \text{ atm}$ y $T=209,1 \text{ }^\circ \text{C}$) a través de la ecuación de gases ideales; siendo la misma:

$$\rho_g = 0,215 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$Q_g = 25,34 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

De este modo:

$$A(\text{m}^2) = (Q_g * \sqrt{\rho_g})/F = 2,94 \text{ m}^2$$

$$A = \pi * \frac{D^2}{4} \rightarrow D = 1,93 \text{ m}$$

En este caso, en el tope de la torre se obtuvo agua, que fue recirculada a la entrada del primer destilador; mientras que en el fondo de la torre se recuperó el solvente utilizado en un 99%. Para la tercera columna, las condiciones de operación y los caudales fueron:

Entrada

Corriente S₂ detallada anteriormente

Salida

Tope

$$S_3 = 4008 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$w_{Et} = 0,272440 \text{ , } w_{Agua} = 0,726844$$

$$T_{S3} = 33,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Fondo

$$Final = 4,902 * 10^4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$w_{Agua} = 0,000051 \text{ , } w_{solvente} = 0,999949$$

$$T_{Final} = 215,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

En esta última torre, la relación de reflujo externa empleada fue de 1.

La primera torre es aquella que posee la mayor cantidad de platos, esto se debe a que la composición de etanol a la que se llega es muy cercana a la composición azeotrópica; la que sería posible obtener con una torre infinitamente grande; sin embargo, la altura de esta torre no es excesivamente alta y es la necesaria para la composición de etanol obtenida por el tope de la misma. De todos modos, la altura real será mayor que la que se obtuvo considerando torres ideales. Por otro lado, la torre de recuperación de solvente es la más chica ya que la diferencia entre los puntos de ebullición de los componentes a separar es muy grande, lo que implica que no haga falta una columna tan alta para separarlos.

CAUDAL ÓPTIMO DE SOLVENTE

Se utilizó la columna de recuperación para optimizar el uso del glicerol como solvente debido a que, si es sometido a una destilación fraccionada, es posible recuperar un 99% del mismo. Gracias al alto nivel de recuperación producido en esta última torre, es posible recircular la corriente de solvente obtenida a la salida de la misma, enviándola por medio de un reciclo a la entrada de la segunda columna.

Se propuso colocar un mezclador a la entrada de la segunda columna de destilación con el fin de unir la corriente de solvente recirculada con una corriente de solvente puro. Dicha operación se realizó debido a que 2,484 kg/h de solvente salen por la segunda torre y no son recuperables. De este modo, se determinó que se debía ingresar un cierto caudal de solvente puro a la entrada del mezclador con el fin de obtener una composición constante de etanol a la salida del segundo destilador de 0,998.

Siendo:

$$Solvente_{puro} = 2,484 \text{ kg/h}$$

A su vez, también se colocó un mezclador a la entrada de la primera torre de destilación. En este caso, a dicho mezclador entraron dos corrientes:

- Caudal de solución obtenida a la salida de la centrífuga
- Caudal recirculado desde la última torre

Dicha operación se realiza con la finalidad de que, al reciclar la corriente de agua obtenida en el tope de la columna de recuperación de solvente, el etanol remanente en esta corriente reingrese a la secuencia de destiladores propuesta. De este modo, se estaría aprovechando la totalidad del etanol producido, purificándolo y obteniéndolo como el producto final deseado, optimizando la producción del mismo.

Con los reciclos propuestos se optimiza la operación ya que se aprovechan al máximo todos los elementos utilizados durante el proceso, obteniendo un producto de composición constante y de alta pureza.



Capítulo 7

EQUIPOS AUXILIARES

En el proceso de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar, la materia prima es sometida a una serie de procesos con el fin de obtener la producción deseada. Para cumplir satisfactoriamente con el proceso productivo de bioetanol es necesario contar con una serie de equipos auxiliares. En la figura 7.1 se muestra un esquema de la planta:

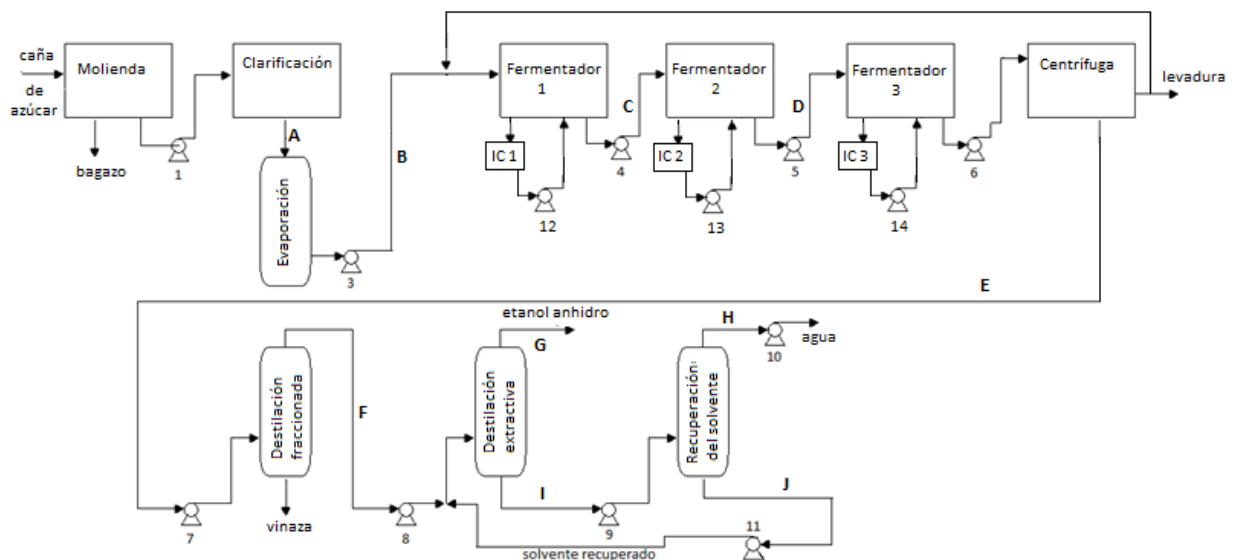


Figura 7.1: esquema de la planta.

COSECHA Y PREPARACIÓN DE LA CAÑA DE AZÚCAR

El período de zafra de la caña de azúcar, en Argentina, se da entre los meses de abril a octubre. Es en ese período de tiempo en el que se va a llevar a cabo la cosecha y recepción de la materia prima del proceso. Además, debido a que la caña de azúcar no puede ser almacenada, es también el período de tiempo en que la planta está en funcionamiento.

Como se mencionó con anterioridad, la recepción de la materia prima se realiza en mesas alimentadoras, que contienen un sistema de transporte para llevar la caña hasta la sección de la molienda. Dentro de los conductores que transportan la caña de azúcar hacia los molinos hay distintos equipos destinados a la adecuación de tamaños que se encargan de romper la estructura dura de la caña con el fin de obtener mejores resultados en la molienda de la misma.

Por un lado, están las cuchillas, que permiten convertir las cañas enteras en un material formado por pedazos cortos y pequeños. Se encargan de mejorar la

capacidad de molienda transformando la caña en una masa compacta y homogénea, lo que facilita su desintegración y la extracción de jugo. Hay dos tipos de cuchillas, las niveladoras que ajustan el nivel de la caña en los conductores y las cortadoras cuya finalidad es completar el corte de la caña. Generalmente, las segundas trabajan con mayor velocidad, mayor fuerza y una penetración más profunda en el colchón formado por la caña en las transportadoras.

Por otro lado, se cuenta con una máquina desfibradora, que también se encuentra ubicada en los conductores. El trabajo que realiza la desfibradora complementa el de las cuchillas y también contribuye al mejoramiento de la capacidad de molienda. Está formada por martillos y como su nombre lo indica, su función es completar la preparación de la caña, desmenuzándola o triturándola en pedazos mucho más pequeños, pero por desfibramiento, más bien que por corte y esto lo hace presionando las fibras.

Luego, del balance de masa propuesto con anterioridad se determinó que el caudal de caña a procesar por ambos juegos de cuchillas y desfibradora es de 1416 toneladas de caña por hora.

MOLIENDA

El proceso de extracción de la sacarosa de la caña de azúcar se puede considerar dividida en dos etapas: una de extracción en seco y otra en húmedo. La de extracción en seco, propiamente dicha, está constituida por las cuchillas y la desmenuzadora detalladas con anterioridad, siendo esta etapa la que entrega jugo y la fibra a la etapa de extracción en húmedo. La etapa de extracción en húmedo ocurre en el tándem de molinos, a través de la imbibición compuesta. El proceso de extracción en húmedo se acerca a uno de lixiviación a contracorriente, donde cada etapa está constituida por el molino y el tramo de transportador que lo alimenta.

La primera etapa trata de extraer por compresión la mayor cantidad posible del jugo de las células abiertas retenido por el bagazo. En la segunda, se quiere lograr lixiviar mediante el proceso de imbibición la sacarosa del jugo retenido por el bagazo y llevar este último, en el último molino, a un porcentaje de humedad que permita utilizarlo económicamente como combustible. Entonces, considerando el proceso en los molinos de extracción en húmedo del tándem cañero equivalente a etapas de un proceso de lixiviación, es posible lograr considerables ahorros de energía en el tándem de molinos operando los molinos de extracción en

húmedo a menores presiones hidráulicas que las empleadas tradicionalmente sin afectar los parámetros de calidad del jugo y bagazo final.

La gran mayoría de fábricas aplica toda la imbibición delante del último molino, como se muestra en la Figura 7.2. Este sistema se conoce como imbibición compuesta, donde el jugo fluye desde el último hasta el primer molino en contracorriente. Luego, el jugo del segundo molino se combina con el del primer molino, formando lo que se conoce como jugo diluido, que continúa para su posterior procesamiento. De este modo, M_i es la alimentación total al molino i , J_i es el jugo extraído en el molino i y B_i es el bagazo que se descarga por el molino i . El jugo de los molinos 1 y 2 pasa a través de unas mallas para remover las fibras que han sido arrastradas por el mismo.

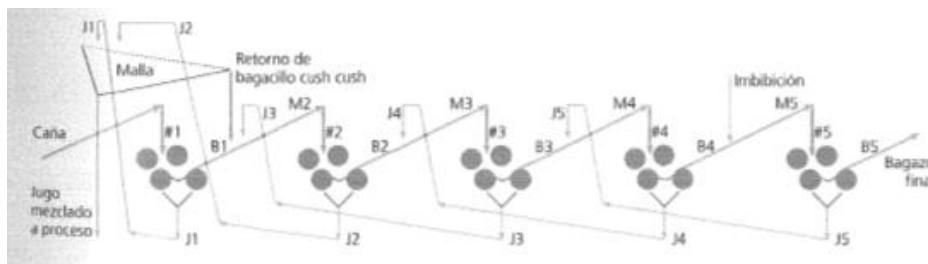


Figura 7.2: diagrama de flujo de un tren de molinos con imbibición compuesta

Por otro lado, al realizar una imbibición compuesta se reducen considerablemente los consumos de agua. Considerando al agua de imbibición como un 22% de la caña que ingresa a la molienda se obtiene:

$$\text{Agua de imbibición} = 0,22 * 1.416.013 \frac{kg}{h} = 311.523 \frac{kg}{h}$$

Luego, se tienen dos corrientes provenientes de los molinos. La primera es un jugo diluido en azúcares y la segunda corriente es aquella que contiene al bagazo, que luego se utiliza como combustible para calderas.

Sabiendo que el contenido de bagazo en la caña de azúcar corresponde a un 15% se determinó el caudal de bagazo como:

$$\text{Bagazo} = 0,15 * 1.416.013 \frac{kg}{h} = 212.402 \frac{kg}{h}$$

De este modo, se estarán produciendo aproximadamente 200 toneladas de bagazo, que son posibles de utilizar como combustible para una caldera a biomasa.

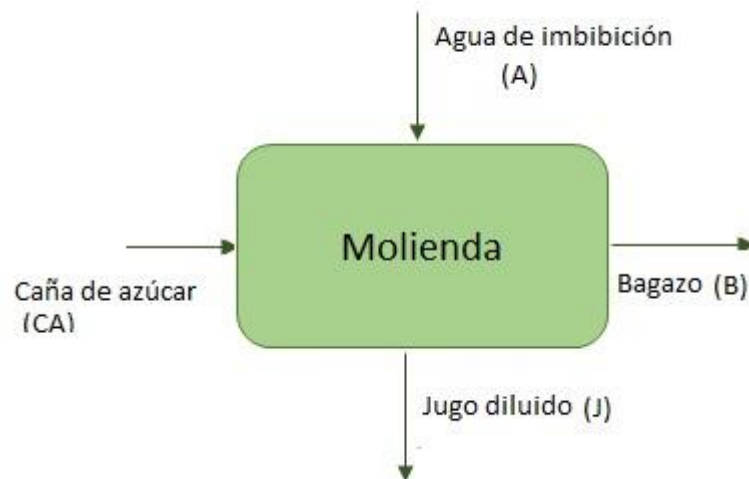


Figura 7.3: diagrama utilizado para el balance de masa en el tren de molinos

Por otro lado, se deduce que el caudal de jugo diluido es de:

$$J = CA + A - B = 1.515.134 \frac{kg}{h}$$

El contenido de glucosa puede determinarse, conociendo el caudal de glucosa expresado anteriormente y el caudal total de jugo diluido. Siendo el mismo de:

$$x_G = \frac{\text{Glucosa}}{\text{Jugo diluido}} = 0,14$$

CLARIFICACIÓN

De los tantos procesos que se han analizado para la purificación del jugo de caña de azúcar solamente pocos han logrado algún nivel de importancia a escala industrial. El tratamiento utilizando cal en solución continúa siendo el método básico de clarificación. De este modo, la cal ha sido la sustancia química usada universalmente para neutralizar la acidez del jugo, mientras que el proceso únicamente varía en el método y la temperatura de adición.

Los principales objetivos de la clarificación del jugo son proporcionar las condiciones de temperatura y pH óptimo para maximizar la precipitación de impurezas sólidas del jugo, produciendo así un jugo clarificado limpio y de buena calidad. Los sólidos en suspensión pueden causar problemas de bombeo e incrustaciones en los equipos, es por ello que es de suma importancia extraerlos.

En este caso se procede a encalar el jugo proveniente de los molinos agregando entre 0,6-1,2 kg de cal por cada tonelada de caña a procesar, hasta que alcance un pH de 7,2 aproximadamente. Luego, el jugo encalado es calentado hasta alcanzar una temperatura de 102° C y es allí donde se agrega el floculante en cantidades de 0,2-0,8 kg por tonelada de caña. Por último, el jugo es enviado al tanque de clarificación.

En un principio, antes del uso de floculantes, los clarificadores más utilizados eran los multibandeja con varios compartimientos superpuestos para tener una gran área de sedimentación. Hoy en día, gracias al desarrollo y aplicación de aditivos floculantes, los más utilizados son los clarificadores rápidos. El diseño se enfoca en una entrada pasiva de la alimentación y un flujo vertical de jugo uniformemente dirigido hacia arriba, donde es recogido por desborde sobre canaletas recolectoras. La velocidad del flujo hacia arriba debe ser siempre inferior que la velocidad inicial de sedimentación de los lodos. El diseño de los clarificadores rápidos es más simple y efectivos que los de los clarificadores multibandeja; siendo los costos operacionales también menores.

En la Figura 7.4 es posible observar un sedimentador rápido

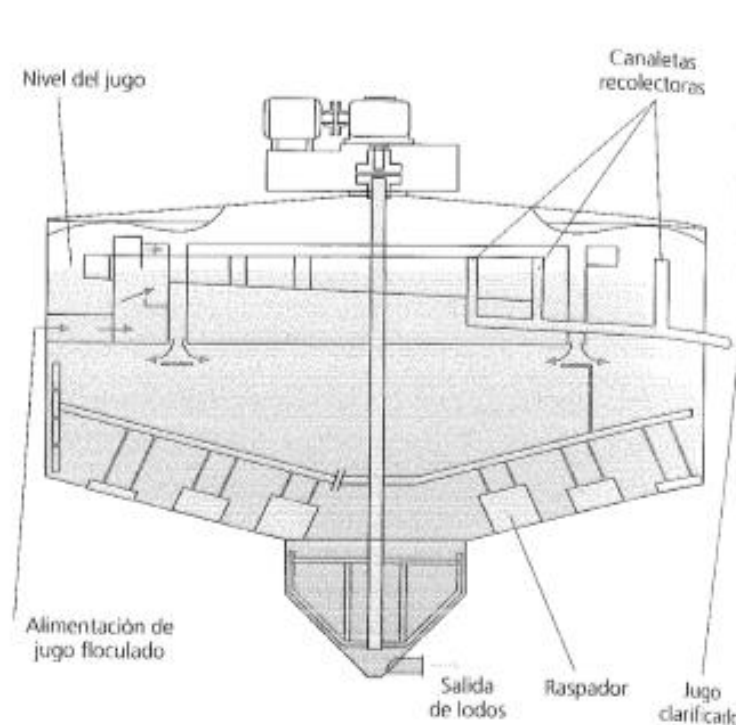


Figura 7.4: sedimentador rápido

Conociendo las proporciones en las que deben ser agregadas tanto la cal como el floculante se determina la cantidad que debe proveerse de cada uno de ellos. En ambos casos se tomó un promedio del rango indicado de adición.

$$Cal = 0,9 \frac{kg}{tonelada\ de\ caña} * 1.416,01253 \frac{toneladas}{h} = 1274,4 \frac{kg}{h} cal$$

$$Floculante = 0,5 \frac{kg}{tonelada\ de\ caña} * 1.416,01253 \frac{toneladas}{h} = 708 \frac{kg}{h} floculante$$

FILTRACIÓN

El lodo floculado se sedimenta durante el proceso de clarificación sobre la capa del fondo. Subsecuentemente tiene que ser filtrado para poder recuperar el jugo que se encuentra en los sólidos de lodo, básicamente mediante la adición de finas partículas de bagazo, conocidas como bagacillo, utilizadas como ayuda filtrante. Luego, el jugo filtrado se retorna al sistema de calentamiento.

El filtro utilizado es un filtro de tambor rotativo al vacío. Está compuesto de un tambor hueco con un gran diámetro, fabricado en acero inoxidable, que gira en torno a su eje horizontal y que se halla parcialmente sumergido en el líquido a ser filtrado. La periferia del tambor sirve como superficie filtrante y su cubierta típicamente se divide en zonas independientes, cada una ocupando un espacio sobre la circunferencia y extendiéndose a lo largo de todo el tambor. Cada una de estas zonas está conectada individualmente con un sistema interno de vacío mediante tuberías de acero inoxidable sobre tres válvulas, situadas en uno de los extremos del tambor y que están encargadas de tres sectores distintos. El primero es el sector de descarga de la torta de filtros o cachaza, el segundo es el sector de formación de la torta y el tercer sector está conectado con una cámara que se mantiene a alto vacío.

Por otro lado, se determinó que contenido de sólidos a quitar antes del clarificador es de 7-9%. Además, el contenido de sólidos luego de la clarificación es aproximadamente nulo. De este modo, realizando un balance de masa se puede determinar el caudal de jugo clarificado y la cantidad de cachaza producida. Se tomó como referencia el diagrama de la Figura 7.5. Donde, no se consideró ambas etapas (clarificación y filtrado) como un bloque, realizando un balance global donde no se tiene en cuenta el reciclo al clarificador ni el caudal que ingresa al filtro.



Figura 7.5: diagrama simplificado de la clarificación y filtración del jugo

$$\text{Caudal a clarificar} = J = 1.515.134 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Balance de masa global:

$$J = C + JC$$

Balance de masa para los sólidos:

$$J * x_J = C * x_C + JC * x_{JC}$$

Siendo,

$$x_{JC} = 0$$

$$x_C = 1$$

$$x_J \cong 0,08$$

Resolviendo ambas ecuaciones en conjunto, se obtiene:

$$C = \text{Cachaza} = 126.514 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$JC = \text{Jugo clarificado} = 1.388.620 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

DISEÑO DE EVAPORADORES

La configuración de evaporación determina, en gran medida, la cantidad de vapor que la fábrica requiere. Por lo tanto, el arreglo de los evaporadores es de gran importancia. El uso de múltiples efectos de evaporación en serie hace posible reducir la demanda de vapor, por lo cual la mayor parte del agua es evaporada mediante este proceso. El vapor que se suministra a los evaporadores usualmente es vapor de escape, que generalmente se encuentra a presiones entre 180 y 250

kPa. Las temperaturas de saturación del vapor correspondientes son 117 ° C y 127 ° C. El último efecto del tren de evaporadores normalmente opera en un rango de presiones entre 12 y 17 kPa, correspondiente a temperaturas de vapor saturado entre 49° C y 57° C.

Para diseñar el sistema de evaporadores, se eligió trabajar con un sistema de flujo a co-corriente, con los flujos de líquido y de vapor en la misma dirección, como se indica en la figura 7.6:

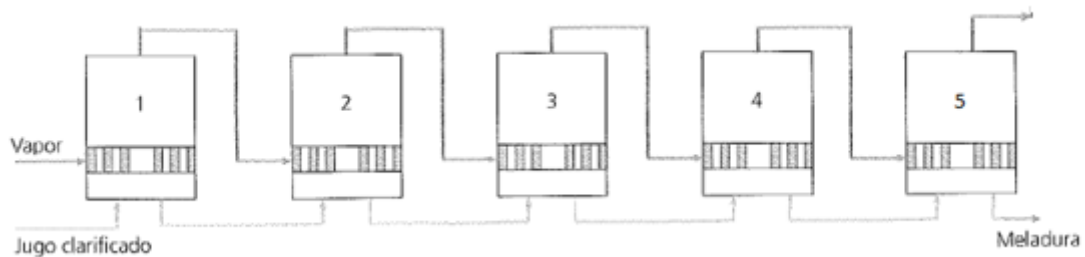


Figura 7.6: configuración de evaporadores

Las razones por las que se eligió esta configuración y no en contracorriente son las siguientes:

- No se necesitan bombas entre un evaporador y otro, ya que $P_1 > P_2 > P_3 > P_4 > P_5$.
- Al disminuir la presión en cada evaporador, la temperatura también lo hará y por lo tanto la solubilidad. De esta forma, se evita la cristalización de la meladura.
- Con los sistemas con flujo co-corriente el jugo que sale de cada efecto tiene cierto sobrecalentamiento respecto del siguiente. La evaporación instantánea por descompresión al entrar en el siguiente efecto promueve la circulación en los tubos, mejorando la tasa de transferencia de calor.
- Al usar el sistema con flujo contracorriente, el líquido que entra a cada efecto está sub-enfriado debido a la diferencia de presión entre uno y otro. Por lo tanto, se utiliza parte del área de intercambio para calentar el jugo hasta la temperatura de evaporación.
- La mayor parte de las incrustaciones generadas en los evaporadores se debe a sales de calcio, las cuales precipitan a altas temperaturas. En flujo a contracorriente, las altas temperaturas coinciden con la mayor

concentración de las sales, lo cual haría que las incrustaciones sean más severas.

El primer evaporador estará a una presión a 1 atm, ya que, si esta fuera más alta disminuiría la fuerza impulsora, y si fuera más baja los siguientes efectos deberían tener presiones muy bajas para que el jugo de caña fluya sin ser bombeado. El último efecto estará a 0,1 atm, por lo tanto, la temperatura de ebullición será 46 ° C. Sin embargo, hay que tener en cuenta que, al concentrarse la solución, la temperatura de ebullición aumenta por propiedades coligativas. El incremento del punto de ebullición (IPE) se encuentra en el gráfico de la página 314 del libro “Ingeniería de la caña de azúcar” de Peter Rein. Entonces, la temperatura del primer efecto será de 100,13 ° C y la del último 48,25 ° C. El vacío necesario será generado con bombas de vacío de anillos de agua.

Para realizar el cálculo del área de transferencia necesaria, debemos conocer el caudal de agua a evaporar. Sabemos que el jugo de caña obtenido luego de la clarificación tiene una concentración de 15,29% en peso de azúcares, y que la concentración de entrada al fermentador es de 17,9 %p/p.

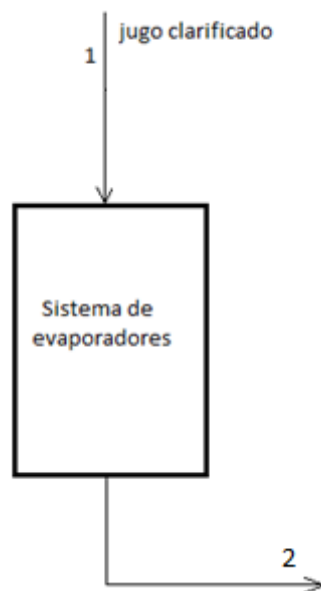


Figura 7.7: caudal de fluido que entra al evaporador

Conociendo los caudales de entrada y salida del sistema de evaporadores, podemos calcular el flujo de agua eliminada en el mismo.

$$W_{H_2O \text{ eliminada}} = W_1 - W_2$$

De los balances planteados anteriormente, sabemos que:

$$w_1 = 1.388.620 \frac{kg}{h}$$
$$w_2 = 1.186.470 \frac{kg}{h}$$

Entonces

$$w_{H_2O \text{ eliminada}} = 202.150 \frac{kg}{h}$$

Si se quisiera calcular el área de intercambio exacta, deberíamos conocer las presiones y temperaturas de cada efecto, y las composiciones de los mismos. Pero para lograr esto se debe llevar a cabo un procedimiento muy riguroso, por lo tanto, se hará una estimación del área necesaria. La ecuación de diseño para un evaporador es:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Dónde:

Q es el calor a intercambiar

U es el coeficiente global de transferencia de calor

A es el área de transferencia

ΔT es la diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo

El calor a intercambiar en el sistema de evaporadores se puede calcular de la siguiente forma:

$$Q = w_{H_2O} \cdot \lambda$$

Donde λ es el calor de vaporización del agua. Para el cálculo se usó el promedio de los calores de vaporización a 100,13° C y a 48,25° C, resultando en 2323,5 kJ/kg.

$$Q = 130.471 \text{ kW}$$

En la página 323 del libro “Ingeniería de la caña de azúcar” se pueden encontrar valores de U sugeridos para cada evaporador. Estos se muestran en la tabla 7.1:

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

Tabla 7.1: valores del coeficiente global de transferencia de calor en $kW/^\circ C m^2$

Tomando el promedio de los 5 efectos, se obtiene el siguiente valor de U:

$$\bar{U} = 1,84 \frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Para llevar a cabo la evaporación en el primer efecto, se utilizará vapor de escape de las turbinas que utilizan el vapor para generar energía eléctrica. Este vapor de escape sale saturado a aproximadamente 2,5 bar de presión, es decir a $128^\circ C$. Suponiendo un ΔT constante entre el primer y el último efecto, se obtiene un ΔT entre cada efecto desde el segundo al quinto de $13,5^\circ C$, siendo el del primer evaporador de $28^\circ C$. Tomando un promedio entre las diferencias de temperatura en cada evaporador, se obtiene un $\Delta T_{promedio} = 16,4^\circ C$.

Volviendo a la ecuación de diseño:

$$Q = \bar{U} \cdot A \cdot \Delta T$$

Se obtiene:

$$A = 4.324 m^2$$

Este valor es el área total de intercambio en el sistema de evaporadores.

Suponiendo un diámetro de tubos de $\frac{3}{4}$ " y 6 m de largo, calculamos el número de tubos de la siguiente manera:

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

$$N_{tubos} = 12.041 tubos$$

Por lo tanto, suponiendo que cada efecto tiene más o menos la misma cantidad de tubos, quedan 2.408 tubos por equipo.

Notar que los valores calculados son sólo una estimación, y si se quisieran conocer los valores exactos habría que calcular las temperaturas y composiciones de cada efecto.

DISEÑO DE CONDENSADORES DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN

Se requieren de tres condensadores, cada uno correspondiente a cada torre de destilación, considerando los tres como condensadores totales, y sólo ocurre el cambio de estado sin subenfriarse.

Se utilizará agua de red como fluido auxiliar. Con el fin de reutilizar el agua y hacer un uso sustentable de este recurso se considerará un circuito cerrado, en el que el agua será enfriada luego de cada condensador. Para ello, se utilizará una torre de enfriamiento de agua. Al ser la temperatura de bulbo húmedo más alta registrada en Tucumán de 25° C y considerando una fuerza motriz disponible de 5° C, la temperatura del agua que saldrá de la torre de enfriamiento será de 30° C aproximadamente.

En la primera torre de destilación, de capítulos anteriores, se había determinado que el calor a intercambiar en el condensador era:

$$Q_1 = 2,069 * 10^8 \frac{kJ}{h}$$

Siendo:

$$Q = m_{agua} * Cp_{agua} * \Delta T$$

$$Cp_{agua} = 4,18 \frac{kJ}{kg K}$$

Y se fijó una variación de temperatura $\Delta T = 20^\circ C$

Entonces la cantidad de agua requerida es $m_{agua} = 2\,474\,880 \frac{kg}{h}$

Por otro lado:

$$Q = U * A_t * \Delta T_{ML}$$

Siendo:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 37,2^\circ C$$

Donde $T_1 = T_2 = 78,13^\circ C$. Este valor fue el que se obtuvo en el tope de la columna de destilación en el capítulo anterior.

Se tomó un $U = 825 \frac{J}{s m^2 K}$ sugerido por el libro Eduardo Cao de intercambiadores de calor, indicado para solventes orgánico y agua. Este valor es el valor medio del rango sugerido en el libro.

De este modo el área de intercambio de calor es de $A_t = 1872,7 m^2$.

Para el caso del segundo condensador, se había determinado:

$$Q_2 = 1,035 * 10^8 \frac{kJ}{h}$$

Siendo:

$$Q = m_{agua} * Cp_{agua} * \Delta T$$

$$Cp_{agua} = 4,18 \frac{kJ}{kg K}$$

Y se fijó una variación de temperatura $\Delta T = 20^\circ C$

Entonces la cantidad de agua requerida es $m_{agua} = 1\ 238\ 038 \frac{kg}{h}$

Por otro lado:

$$Q = U * A_t * \Delta T_{ML}$$

Siendo:

$\Delta T_{ML} = 37,2^\circ C$ ya que la temperatura en el tope de la segunda columna es igual a la de la primera.

Se tomó un $U = 825 \frac{J}{s m^2 K}$ tal como en el caso anterior.

De este modo el área de intercambio de calor es de $A_t = 936,8 m^2$.

La última torre de destilación trabaja a presiones reducidas de 0,1 atm. En este caso, el calor intercambiado en el condensador es:

$$Q_3 = 1,391 * 10^7 \frac{kJ}{h}$$

Siendo:

$$Q = m_{agua} * Cp_{agua} * \Delta T$$

$$Cp_{agua} = 4,18 \frac{kJ}{kg K}$$

Y se fijó una variación de temperatura $\Delta T = 20^\circ C$

Entonces la cantidad de agua requerida es $m_{agua} = 665\ 550 \frac{kg}{h}$

Por otro lado:

$$Q = U * A_t * \Delta T_{ML}$$

Siendo:

$$\Delta T_{ML} = 7^{\circ}C$$

Se tomó un $U = 1100 \frac{J}{s m^2 K}$ tal como en los casos anteriores, pero en este caso esto tendrá un error al no considerar las bajas presiones del fluido de proceso.

De este modo el área de intercambio de calor es de $A_t = 500 m^2$.

DISEÑO DE REBOILERS DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN

Se requerirán tres rehervidores, uno por cada torre de destilación, dónde el calor necesario para producir la separación de los componentes de cada mezcla será suministrado por cada uno de ellos.

En las primeras dos torres de destilación, en las que la temperatura en cada reboiler es de $100,2^{\circ} C$ y $110,0^{\circ} C$ respectivamente, se utilizará vapor de agua como fluido calefactor en cada uno. Para ello, ya que el vapor producido por la caldera a biomasa no es suficiente, se contará con una caldera que producirá vapor a $8 kg/cm^2$ donde la temperatura de saturación del vapor es de $169,6^{\circ} C$. Como los vapores provenientes de la caldera a gas y el vapor de escape se mezclarán, se utilizará una válvula reductora antes de la unión de los mismos. Esta válvula reducirá la presión a $2,5 atm$. La temperatura se disminuirá significativamente y se considerará que llega a la temperatura de equilibrio. No obstante, en la práctica esta puede ser mayor, pero se analiza el peor caso para ser más conservativo. A su vez, esta válvula sirve para secar el vapor y retirar el condensado que se genera en el recorrido por la cañería.

En ambos casos, se utilizará un intercambiador de carcasa y tubos, dónde el vapor circulará por los tubos y la mezcla hervirá en la carcasa. Para el caso de la columna de recuperación de solvente, al trabajar a presiones reducidas se contará con un intercambiador de película descendente para minimizar la pérdida de carga. Al ser la temperatura en el reboiler de $215,6^{\circ} C$ se consideró la utilización de un fluido térmico. La ventaja de este tipo de fluidos es que brindan la posibilidad de trabajar a temperaturas de servicio de hasta $340^{\circ} C$ sin presión, dada su baja presión de vapor.

En la primera torre de destilación, el calor suministrado en el reboiler fue:

$$Q_1 = 5,202 * 10^8 \frac{kJ}{h}$$

Siendo:

$$Q_1 = m_{vapor} * \lambda_{vap}$$

Donde $\lambda_{vap} = 2179,87 \frac{kJ}{kg}$ es el calor latente de vaporización a la presión de salida de la caldera. De este modo, el caudal necesario de vapor a utilizar para el primer rehervidor es $m_{vapor} = 238.638 \frac{kg}{h}$

Por otro lado:

$$Q = U * A_t * \Delta T_{ML}$$

Con:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 55,41 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Donde $T_1 = T_2 = 126,8 \text{ } ^\circ\text{C}$, $t_1 = 31 \text{ } ^\circ\text{C}$ y $t_2 = 100,2 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Se tomó un $U = 2600 \frac{J}{s \text{ m}^2 \text{ K}}$ sugerido por el libro Eduardo Cao de intercambiadores de calor, indicado para vapor y soluciones acuosas. Este valor es el valor medio del rango sugerido en el libro.

De este modo el área de intercambio de calor es de $A_t = 1003 \text{ m}^2$.

Luego, para la segunda torre de destilación el calor suministrado en el reboiler fue de:

$$Q_2 = 8,487 * 10^7 \frac{kJ}{h} = m_{vapor} * \lambda_{vap}$$

Siendo necesario un caudal de vapor de $w_{vapor} = 38.934 \frac{kg}{h}$.

Por otro lado:

$$Q = U * A_t * \Delta T_{ML}$$

Siendo:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 29,96 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Donde $T_1 = T_2 = 126,8 \text{ } ^\circ\text{C}$, $t_1 = 78,13 \text{ } ^\circ\text{C}$ y $t_2 = 110,0 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Se tomó un $U = 900 \frac{W}{\text{m}^2 \text{ K}}$ sugerido por el libro Eduardo Cao de intercambiadores de calor, indicado para vapor y solventes orgánicos. Este valor es el valor medio del rango sugerido en el libro.

De este modo el área de intercambio de calor es de $A_t = 874,3 \text{ m}^2$.

En el caso de la tercera columna de destilación, el calor suministrado en el reboiler fue de:

$$Q_3 = 2,444 * 10^7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Además, conociendo la temperatura a la que debe llegar el rehervidor se puede seleccionar el fluido térmico a utilizar. Observando la figura 7.7 se opta por la utilización de aceites minerales ya que los mismos pueden llegar a una temperatura de hasta 310°C a 1 bar de presión. Consultando con catálogos se seleccionó el fluido PIROBLOC HTF-MINERAL.

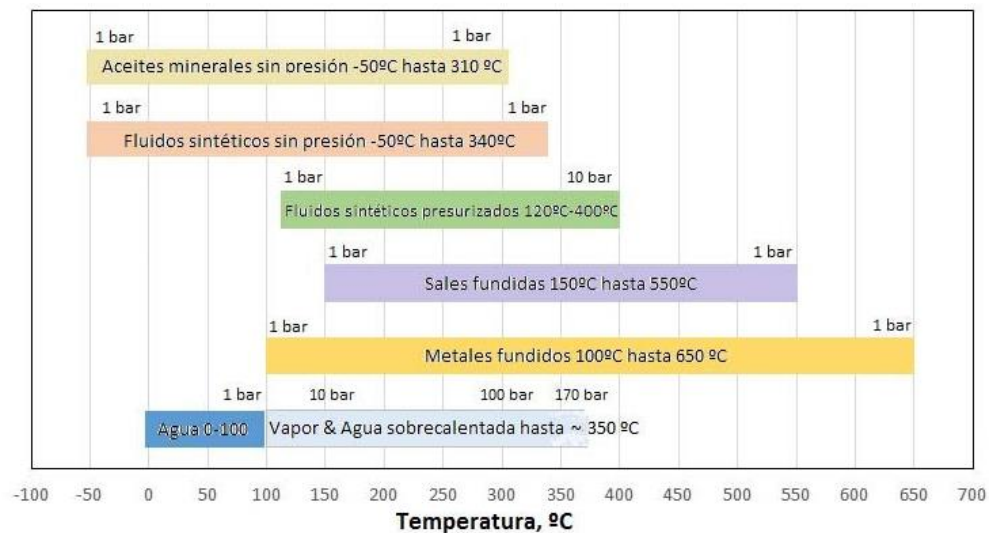


Figura 7.8: rangos de utilización de fluidos térmicos

Luego, del gráfico 7.1 es posible obtener el calor específico del aceite elegido, siendo seleccionado el mismo como un promedio entre la temperatura de entrada y salida del aceite en el intercambiador.

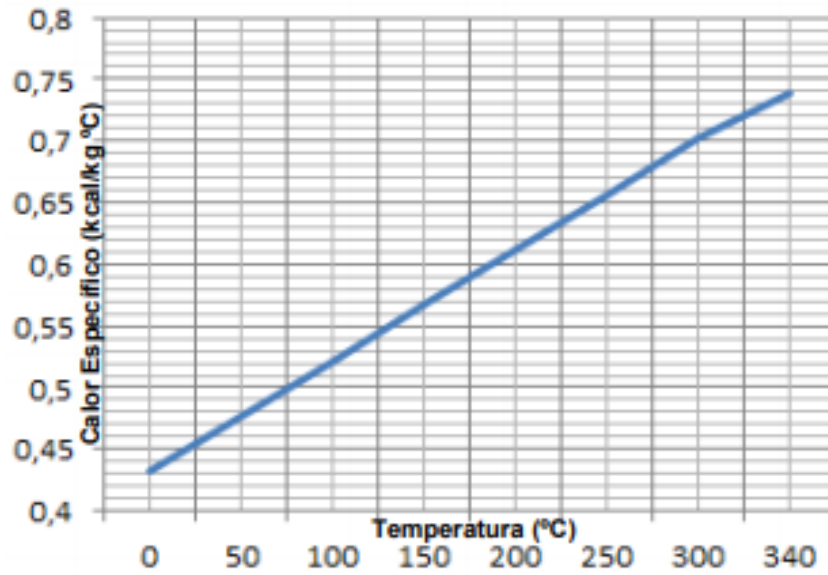


Gráfico 7.1: calor específico del aceite mineral térmico seleccionado para distintas temperaturas.

De este modo:

$$Q = m_{aceite} * C_{p_{aceite}} * \Delta T$$

$$\Delta T = (300 - 230)^{\circ}C = 70^{\circ}C$$

$$C_{p_{aceite}} = \frac{0,7 + 0,63}{2} = 0,665 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} = 2,78 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

Entonces, el caudal necesario de aceite mineral es $w_{aceite} = 125.591 \frac{kg}{h}$

Por otro lado, se trabaja con un intercambiador de película descendente del tipo carcasa y tubos, en el que el producto circula por el interior de los tubos y el aceite mineral por la carcasa, calentando las paredes externas de los mismos, tal como se ve en la figura 7.10. El líquido entra por la parte superior y cae de manera uniforme por los tubos por acción de la gravedad, formando una delgada capa que es calentada por contacto con la pared interior de los mismos.

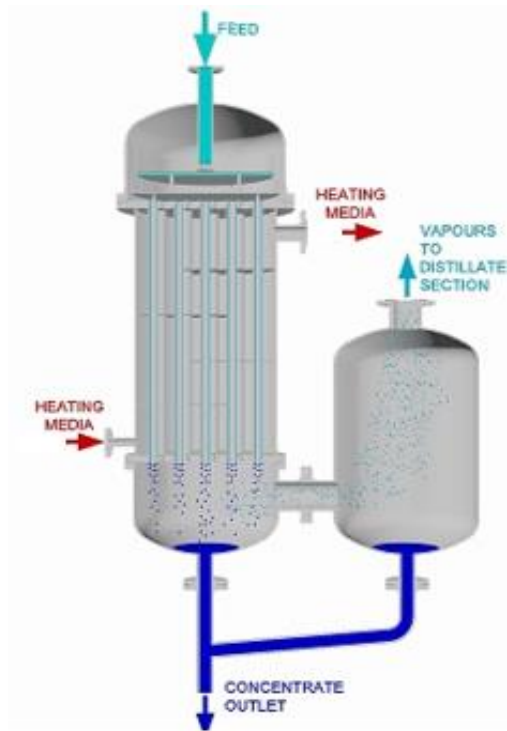


Figura 7.9: intercambiador de película descendente

A su vez, para determinar el área de intercambio:

$$Q = U * A_t * \Delta T_{ML}$$

Siendo:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 84,15^\circ \text{ C}$$

Donde $T_1 = 300^\circ \text{ C}$, $T_2 = 230^\circ \text{ C}$, $t_1 = 146,1^\circ \text{ C}$ y $t_2 = 215,6^\circ \text{ C}$.

Se tomó un $U = 172,5 \frac{\text{J}}{\text{s m}^2 \text{K}}$ sugerido por el libro Eduardo Cao de intercambiadores de calor, indicado para fluidos térmicos y solventes orgánicos. Este valor es el valor medio del rango sugerido en el libro.

De este modo el área de intercambio de calor es de $A_t = 468 \text{ m}^2$

TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Los tanques de almacenamiento seleccionados son los de techo flotante. Esto se debe a que estos tanques reducen la pérdida por evaporación del producto ya que, como lo dice su nombre, presentan un techo móvil interno que siempre está en contacto con el líquido evitando que el producto este en contacto con el aire.

La producción diaria de etanol anhidro es de 1400 m³; es por esto, que se cuenta con dos tanques de almacenamiento de 700 m³ que se llenarán a razón de 38,3 m³/h. De este modo, se tiene espacio de almacenamiento de hasta un día.

DISEÑO DE TORRES DE ENFRIAMIENTO DE AGUA

Todas las corrientes provenientes de los condensadores se enfriarán en una torre de enfriamiento. Para ello se unieron todas estas siendo la resultante la de entrada a la torre:

$$\sum m_{agua i} * Cp_{agua} * Ti = L * Cp * t1$$

$$L = 4\,378\,468 \frac{kg}{h}$$

$$t1 = 45^{\circ}C$$

Para comenzar con el diseño se calculó el caudal mínimo de aire necesario para cumplir con el requerimiento y se realizó gráficamente a continuación. Además, $t2 = 30^{\circ}C$ se determinó tal como se dijo anteriormente (al ser la temperatura de bulbo húmedo más alta registrada en Tucumán de 25° C y considerando una fuerza motriz disponible de 5° C, la temperatura del agua que saldrá de la torre de enfriamiento será de 30° C aproximadamente). Por otra parte, la temperatura a 45° C se fijó ya que a más de esta temperatura la evaporación se da demasiado rápida.

$$L * Cp * (t1 - t2) = Gs * (H2 - H1)$$

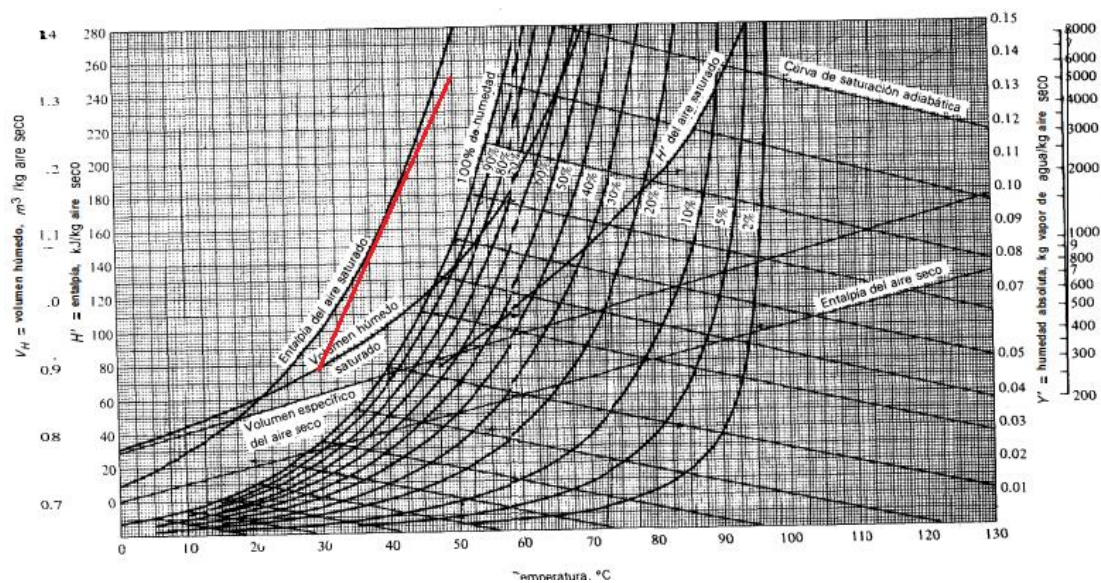


Gráfico 7.2: Determinación del caudal mínimo de gas

Como se tenían los datos de un extremo de la torre, se determinó el caudal mínimo de aire que debía circular para cumplir con el requerimiento, tal que:

$$G_{s_{min}} = 2.769.184 \frac{kg \text{ aire seco}}{h}$$

Luego,

$$G_s = 1,5 * G_{s_{min}} = 4.153.777 \frac{kg \text{ aire seco}}{h}$$

Se consideró un caudal 1,5 veces más grande que el mínimo como sugiere el Treybal. Así, con el valor real de aire necesario, se calculó la nueva pendiente y el número de platos teóricos, como se observa en el gráfico 7.3. Este gráfico es una representación de la forma a calcular, cabe destacar, que el cálculo se realizó de manera exacta.

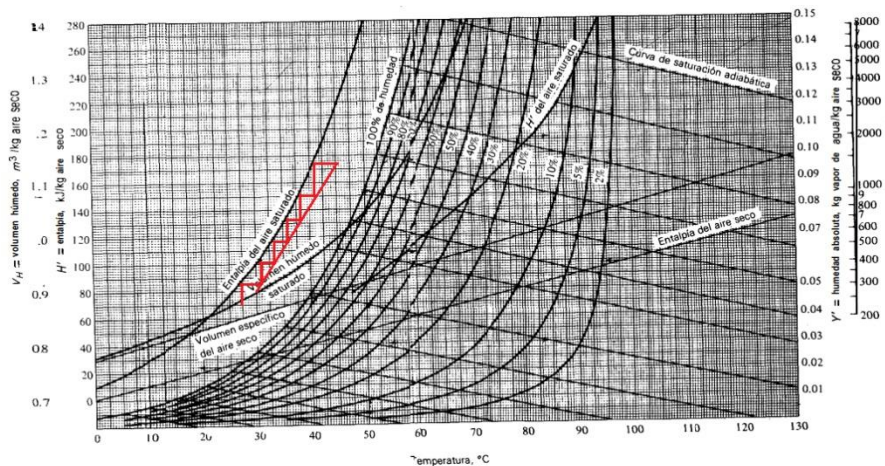


Gráfico 7.3: determinación gráfica del número de etapas teóricas.

De este modo:

$$N^{\circ} \text{ de platos} = 5,5$$

Una vez obtenido el número de platos, se utilizó las correlaciones brindadas por la empresa Sulzer. Se utilizará un relleno ordenado, de plástico del tipo Mellapak 125.X. En la figura 7.12 se adjunta el gráfico brindado por la empresa. Para el caudal de gas a utilizar, se consideró que a la salida de la torre el mismo sale saturado, y se utilizó este valor (valor más alto, caso más desfavorable).

A la salida de la torre se presenta un valor de $y=0,085 \frac{kg \text{ de agua}}{kg \text{ de aire seco}}$. Luego el caudal de gas a trabajar es 4.506.848 kg/hora. La densidad a la salida es de 1,334 kg/m³.

La forma de trabajar con estos gráficos es la siguiente:

1. Se determina el número de platos teóricos como se realizó anteriormente
2. Una vez obtenido el número de platos, se estima un valor de F de acuerdo al rango de caudales a trabajar, en este caso se utilizó el máximo por ser el caudal a trabajar muy alto.
3. Una vez obtenida la altura, se determina un área acorde a la altura, generalmente se puede considerar el 50%.
4. Una vez fijada el área y con el valor de F estimado anteriormente, se despeja el caudal de gas a tratar en la torre.
5. De acuerdo al caudal de gas estimado mediante el método del caudal mínimo, se determina el número de torres necesarias.
6. Por último, se calcula la pérdida de carga y se corrobora que no sea muy alta.

En este caso, se utilizó un valor de $F=3,9$ y se obtuvo un valor de HETP de 1,3 metros mediante el gráfico 7.4 (a). Luego multiplicando este valor por el número de etapas da una altura de 7,15 metros. Se consideró un lado de 3 metros y se obtuvo un caudal de gas de 113.000 m³/h. Para lograr enfriar los 3 caudales son necesarias 24 torres de las dimensiones especificadas.

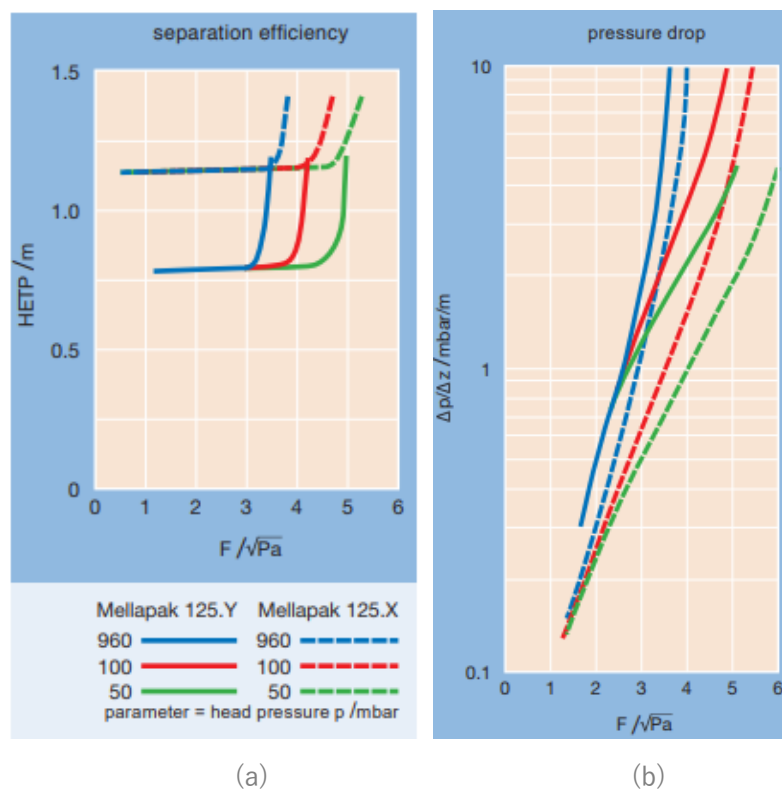


Gráfico 7.4.: Determinación de HETP (a) y caída de presión (b)

Como se puede observar en el gráfico 7.4 (b), la pérdida de carga es de 10 mbar, es decir 1 kPa.

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

El método pinch de diseño de procesos es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital. 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.

Las corrientes analizadas serán:

- Corriente "B": 48 °C \longrightarrow 28 °C
- Corriente "G": 78 °C \longrightarrow 25 °C
- Corriente previa al clarificador: 20 °C \longrightarrow 105 °C
- Extracciones del tren de evaporadores: calor sensible
 - Extracción 1: 100 °C
 - Extracción 2: 95 °C
 - Extracción 3: 75 °C
 - Extracción 4: 65 °C
 - Extracción 5: 48 °C

Más adelante se explica cómo se llegó a los valores de temperatura de cada extracción.

- Condensador de la torre de destilación fraccionada: calor sensible, 78 °C
- Condensador de la torre de destilación extractiva: calor sensible, 78 °C

De esta forma, se obtuvo el siguiente gráfico:

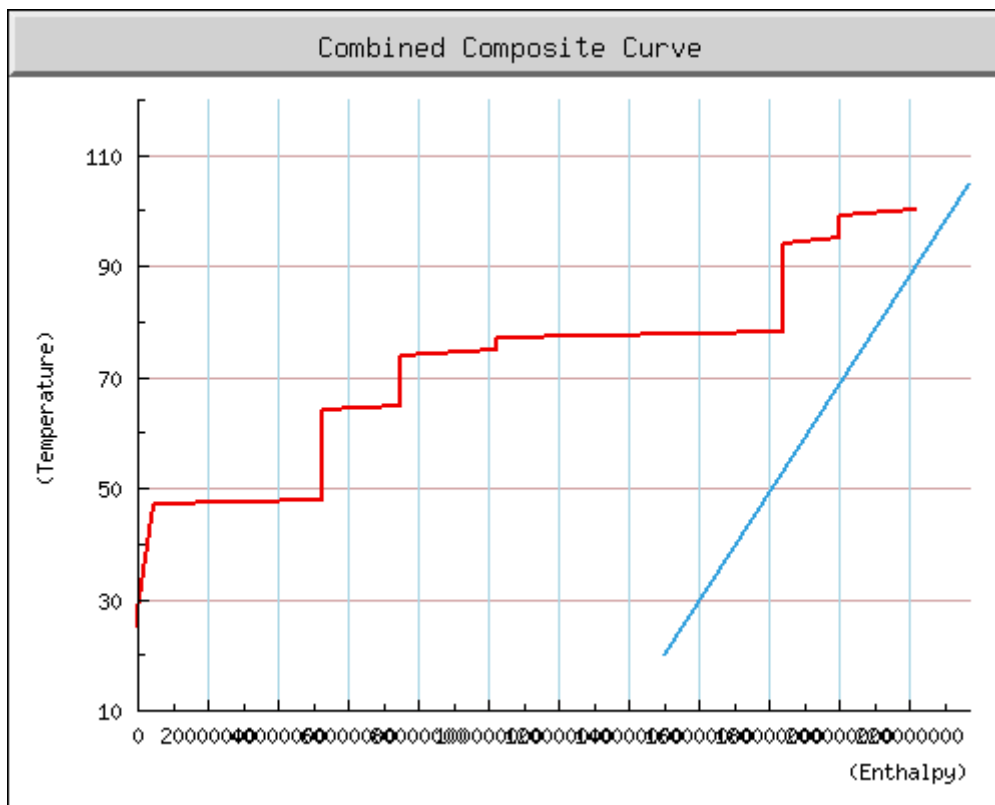


Gráfico 7.5: Integración de corrientes de proceso.

Analizando el gráfico obtenido es posible observar que la corriente fría puede calentarse parcialmente hasta una temperatura de 90 °C aproximadamente, y más allá de esta temperatura se necesita una corriente auxiliar. Para calentar esta corriente, según el gráfico obtenido, se podrían usar la primera y la segunda extracción del sistema de evaporadores, y parte del calor de los condensadores de las torres de destilación.

Sin embargo, no se usará el gráfico para realizar la integración energética ya que, por cuestiones de espacio, es más cómodo usar todas las extracciones de cada efecto de los evaporadores. Esto se debe a que el clarificador está muy cerca de los evaporadores, y las torres de destilación se encuentran mucho más alejadas. Además, de cualquier forma, es necesario utilizar una corriente auxiliar para calentar la corriente fría hasta la temperatura deseada.

Luego, se determinó que la mejor opción para el intercambio de calor entre cada corriente es la siguiente:

- Para calentar la corriente previa al clarificador, el calor será suministrado en 6 intercambiadores diferentes. En los primeros 5, se usarán las extracciones de vapor mencionadas anteriormente, y como no se llega a la temperatura

deseada, se usará una corriente auxiliar en un último intercambiador con vapor de escape saturado a 2,5 atm.

Calentamiento del jugo previo al clarificador

Antes de entrar al clarificador, el jugo obtenido de la molienda debe ser calentado desde 20 ° C hasta 105 ° C. Para ello, se decidió realizar extracciones en cada efecto del tren de evaporadores y usarlo para calentar dicha corriente.

Primero, se fijó la temperatura en cada evaporador, como se ve en la figura 7.10:

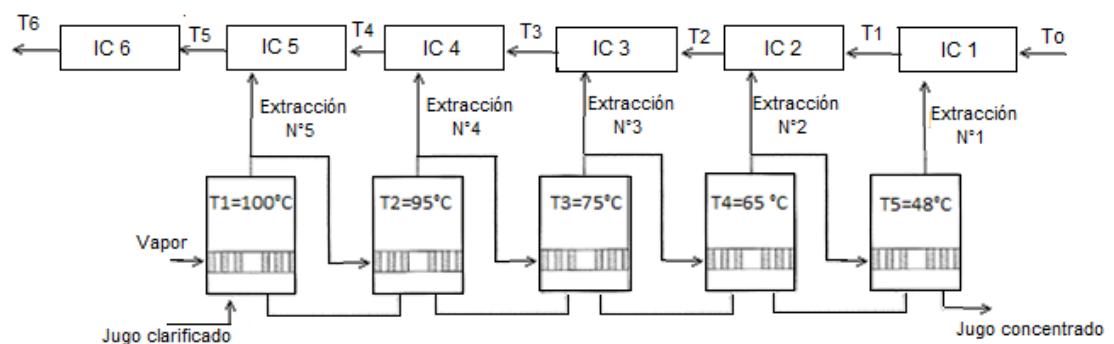


Figura 7.10 Sistema de evaporadores e intercambiadores para el calentamiento del jugo de caña

Por otro lado, se fijó el caudal de vapor generado en cada efecto del tren de evaporadores. Este caudal disminuye al avanzar en los evaporadores, y esto se debe a que, al estar a menor presión y temperatura, el calor de vaporización va aumentando y por lo tanto el calor a intercambiar también. En la tabla 7.2 se pueden ver los caudales de vapor generados impuestos, además del calor que posee cada corriente

N° de corriente	1	2	3	4	5
Caudal de vapor (w, ton/h)	60	50	42	30	20,15
Calor de vaporización (λ , kJ/kg)	2258,9	2270,2	2321,5	2346,3	2387,7
Calor de la corriente ($Q=w \cdot \lambda$, kJ/h)	$1,35 \cdot 10^8$	$1,14 \cdot 10^8$	$9,75 \cdot 10^7$	$7,04 \cdot 10^7$	$4,81 \cdot 10^7$

Tabla 7.2: Extracciones de vapor en cada efecto.

El calor de cada corriente equivale al calor necesario a entregar a cada evaporador. Se puede ver que a pesar de que λ aumenta a medida que se avanza en los evaporadores, el valor de este calor disminuye debido a que también lo hace el caudal de vapor generado. De esta manera, se pueden hacer extracciones en los evaporadores 1 a 4 y utilizar el calor que sobra para calentar la corriente que va a entrar al clarificador.

Para calcular el exceso de calor en cada corriente, se utilizó la siguiente expresión:

$$Q_{extracción,i} = Q_{corriente,i} - Q_{corriente,i+1}$$

$$Q_{extracción,1} = 2,15 \cdot 10^7 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{extracción,2} = 1,65 \cdot 10^7 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{extracción,3} = 2,71 \cdot 10^7 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{extracción,4} = 2,23 \cdot 10^7 \frac{kJ}{h}$$

Para el caso del quinto efecto, se usará toda la corriente para calentar el jugo.

Sabiendo que:

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

Donde

$$w = 1.515.134 \frac{kg}{h} \text{ es el caudal de jugo previo al clarificador}$$

$$Cp = 3,9 \frac{kJ}{kg} \text{ es la capacidad calorífica del jugo}$$

Se calcularon las temperaturas a la salida de cada intercambiador, obteniéndose:

$$T_1 = 28,1 \text{ } ^\circ C$$

$$T_2 = 31,9 \text{ } ^\circ C$$

$$T_3 = 36,5 \text{ } ^\circ C$$

$$T_4 = 39,3 \text{ } ^\circ C$$

$$T_5 = 42,9 \text{ } ^\circ C$$

Por otro lado, sabiendo que $T_6=105^\circ\text{C}$, se calculó el flujo de vapor de escape necesario para calentar la corriente hasta la temperatura deseada de la siguiente forma:

$$w_{\text{jugo}} * C_{p_{\text{jugo}}} * (T_6 - T_5) = w_{\text{vapor de escape}} * \lambda_{\text{vapor de escape}}$$

Dónde:

$$\lambda_{\text{vapor de escape}} = 2179,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Se obtiene:

$$w_{\text{vapor}} = 168.374 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Por otro lado, se debe calcular el caudal de vapor necesario en el primer efecto:

$$w_{\text{vapor generado},1} * \lambda_1 = w_{\text{vapor de escape},1} * \lambda_{\text{vapor de escape}}$$

$$w_{\text{vapor de escape},1} = 62.000 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR AUXILIARES

Calentamiento del jugo a clarificar

Como se dijo anteriormente, se necesitarán 6 intercambiadores de calor para calentar el jugo obtenido en la molienda a 105°C . Los intercambiadores usados serán de tubos y coraza. Conociendo las temperaturas de entrada y salida de cada una de las corrientes y el calor intercambiado, se puede calcular el área de cada intercambiador. En la figura 7.11 se muestra un esquema simplificado de uno de los intercambiadores a utilizar:

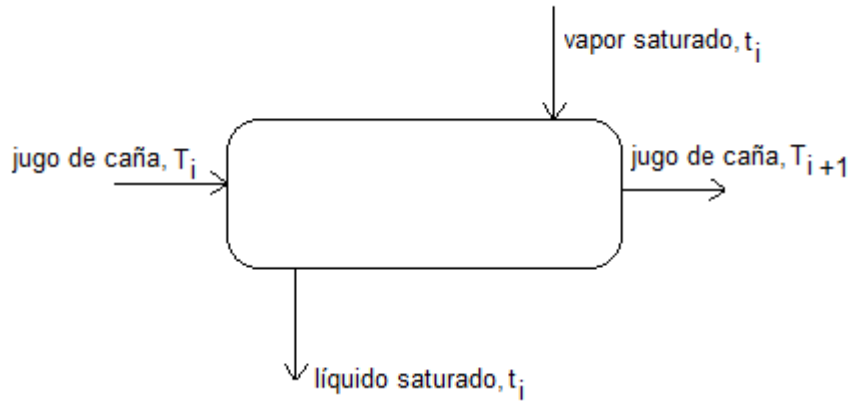


Figura 7.11: Esquema simplificado de un intercambiador de calor de tubos y coraza.

El área de intercambio se calcula con la siguiente expresión:

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

Donde:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(t_i - T_{i+1}) - (t_i - t_i)}{\ln\left(\frac{t_i - T_{i+1}}{t_i - T_i}\right)}$$

T_i es la temperatura de entrada del jugo al intercambiador

T_{i+1} es la temperatura de salida del jugo del intercambiador

t_i es la temperatura del vapor de la extracción "i" según la figura 7.10

U es el coeficiente de transferencia de calor, siendo el mismo $300 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$.

De esta forma, se obtuvieron los siguientes resultados:

$$A_1 = 1884 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 591 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 616 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 268 \text{ m}^2$$

$$A_5 = 338 \text{ m}^2$$

$$A_6 = 7017 \text{ m}^2$$

Enfriamiento del jugo a fermentar:

Luego de los evaporadores el jugo concentrado está a una temperatura de $48,25^\circ \text{ C}$. Debido a que la temperatura óptima de fermentación se da entre $28-32$

° C se procede a enfriar dicha corriente. Para ello, se utiliza un intercambiador de tubo y coraza, donde el calor a intercambiar se determina como:

$$Q_{int} = m_{jugo} * Cp_{jugo} * \Delta T$$

Siendo:

$$m_{jugo} = 1.186.470 \frac{kg}{h}$$

$$Cp_{jugo} = 4,139 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}$$

$$\Delta T = (48,25 - 28)^\circ C = 20,25 \text{ } ^\circ C$$

De este modo:

$$Q_{int} = 27.623,25 \text{ kJ}$$

Debido a que la temperatura a la que debe llegar el jugo es menor de la que puede proporcionar el agua proveniente de las torres de enfriamiento, se utilizará agua enfriada por el equipo de refrigeración. En este caso las dimensiones del equipo estarán dadas a través de la siguiente ecuación:

$$Q_{int} = U * A * \Delta T_{ML}$$

Dónde:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(48,25 - 20) - (28 - 5)}{\ln\left(\frac{48,25 - 20}{28 - 5}\right)} = 25,54$$

$$U = 300 \frac{J}{s \text{ m}^2 \text{ K}}$$

Entonces:

$$A = 3.605,23 \text{ m}^2$$

Enfriamiento del etanol anhidro

En este caso, el producto obtenido tras la destilación extractiva está a una temperatura de 78,16 ° C. Sin embargo, la temperatura de almacenamiento debe ser cercana a la del ambiente. Es por eso, que se propone otro intercambiador de calor que utilice agua enfriada por el equipo de refrigeración como fluido auxiliar para enfriar la corriente de etanol. Siendo:

$$Q_{int} = m_{etanol} * Cp_{etanol} * \Delta T$$

Siendo:

$$m_{jugo} = 46.000 \frac{kg}{h}$$

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

$$\Delta T = (78,16 - 25)^\circ C = 53,16 \text{ } ^\circ C$$

De este modo:

$$Q_{int} = 2.241,58 \text{ kJ}$$

Luego, se determinaron las dimensiones del equipo a través de la siguiente ecuación:

$$Q_{int} = U * A * \Delta T_{ML}$$

Donde el valor de U se determinó del libro Eduardo Cao, utilizando el valor medio del rango propuesto para intercambiadores con solventes orgánicos como fluido a enfriar y agua como fluido auxiliar, siendo:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(78,16 - 20) - (25 - 5)}{\ln\left(\frac{78,16 - 20}{25 - 5}\right)} = 35,75$$

$$U = 500 \frac{W}{m^2 \text{ } K}$$

Entonces:

$$A = 125,4 \text{ m}^2$$

CALDERAS

Caldera a bagazo

De capítulos anteriores se había determinado que se obtendrán, luego de la molienda, 212,4 ton/h de bagazo. De este modo, se utilizará una caldera Caldema modelo MONODRUM AMD que tiene una capacidad para generar 420 ton/h de vapor. Considerando un bagazo con 50% de humedad podrán producirse 2.1 kg de vapor por kg de bagazo, requiriendo 200 ton/h de bagazo para producir las 420 ton/h de vapor. Se consideró un margen de seguridad de 12 toneladas, por falta de bagazo.

Las Calderas AMD poseen una amplia cámara de combustión que permite quemar en suspensión, sin que las partículas arrastradas sean quemadas y son

equipadas con parrilla del tipo pin-hole, viajera o vibratoria. Son dotadas de un único pozo de vapor instalado fuera del circuito de gases y poseen los recalentadores y el evaporador, ambos pueden ser drenados e instalados en una cavidad localizada en la parte posterior al horno, sin la incidencia de radiaciones luminosas. Las calderas AMD permiten partidas y paradas más seguras, con estabilidad en el control del nivel de agua en el pozo y como consecuencia una elevada confiabilidad operacional.

En el esquema propuesto, se producirá vapor a 21 atm. De este modo, el turbogenerador debería consumir 10 t vapor por cada MW producido. La presión del vapor de escape será 2,5 atm.

Caldera a gas

Por otro lado, también se requerirá una caldera convencional a gas para poder producir el vapor utilizado en los reboilers de las torres de destilación. Se calculó el caudal de vapor necesario como la diferencia entre el total de vapor requerido y el producido por la caldera siendo el mismo de:

$$vapor_{caldera\ a\ gas} = vapor_{total} - vapor_{caldera\ a\ bagazo}$$

$$vapor_{total} = vapor_{evaporadores} + vapor_{reboilers} = 230.374 \frac{kg}{h} + 277.572 \frac{kg}{h}$$

$$vapor_{total} = 507.946 \frac{kg\ vapor}{h}$$

$$vapor_{caldera\ a\ gas} = 507.946 \frac{kg\ vapor}{h} - 420.000 \frac{kg\ vapor}{h}$$

$$vapor_{caldera\ a\ gas} = 87.946 \frac{kg\ vapor}{h}$$

De este modo, será necesario producir aproximadamente 90 ton/h de vapor a una presión de 8 atm.

EQUIPO DE REFRIGERACIÓN

Para llevar a cabo la refrigeración de los fermentadores, se decidió usar un equipo de refrigeración ya que en las torres de enfriamiento no se puede obtener agua a menor temperatura que 30 ° C, y en nuestro caso el mosto se enfría hasta 24 ° C antes de ser recirculado al tanque. De esta forma, se usará agua en un circuito cerrado a 5 ° C, la cual saldrá de cada intercambiador de calor con una

temperatura de 20 ° C. Sabiendo el calor extraído en cada uno de ellos, se calcula el caudal de agua necesario.

$$Q = w_{H_2O} * Cp_{H_2O} * (T_{H_2O,salida} - T_{H_2O,entrada})$$

$$Q_1 = 8094 \text{ kW}$$

$$Q_2 = 5159 \text{ kW}$$

$$Q_3 = 3009 \text{ kW}$$

Luego, los caudales de agua necesarios para cada intercambiador son:

$$w_{H_2O,1} = 465 \frac{m^3}{h}$$

$$w_{H_2O,2} = 296 \frac{m^3}{h}$$

$$w_{H_2O,3} = 173 \frac{m^3}{h}$$

Por otro lado, también se planteó el uso de un equipo de frío para enfriar las corrientes “B” y “G” de la figura 7.1. La corriente “B” sale de los evaporadores a 48,25 ° C, y debe entrar a 28 ° C al primer reactor, para que no se inhiba la levadura. La corriente G, por su lado, será enfriada hasta temperatura ambiente (25 ° C) ya que no es conveniente almacenar el etanol anhidro a altas temperaturas (sale de la torre de destilación a 78 ° C).

Tanto la temperatura final de la corriente “B” como la de la corriente “G” son menores a 30 ° C, entonces será necesario utilizar un equipo de refrigeración. Nuevamente, se utilizó la siguiente expresión para calcular el caudal de agua de enfriamiento:

$$Q = w_{H_2O} * Cp_{H_2O} * (T_{H_2O,salida} - T_{H_2O,entrada})$$

- Corriente “B”:

$$Q_B = 27.623 \text{ kW}$$

$$w_{H_2O,B} = 1.586 \frac{m^3}{h}$$

- Corriente “G”:

$$Q_G = 2.241 \text{ kW}$$

$$w_{H_2O,G} = 128 \frac{m^3}{h}$$

La tabla 7.3 muestra los resultados obtenidos, así como el calor intercambiado total y el caudal de agua necesario:

Corriente a enfriar	Calor a intercambiar (kW)	Caudal de agua necesario (m ³ /h)
Recirculación reactor 1	8.094	465
Recirculación reactor 2	5.159	296
Recirculación reactor 3	3.009	173
B	27.623	1.586
G	2.241	128
TOTAL	46.126	2648

Tabla 7.3 Caudales a enfriar por el equipo de refrigeración

De acuerdo con la tabla 7.3, el calor total intercambiado es 46.126 kW. Por lo tanto, ésta deberá ser la capacidad de enfriamiento del equipo de refrigeración a comprar.

CONSUMO ELÉCTRICO

Bombas

Se seleccionaron las bombas necesarias solamente para el proceso, dependiendo del tipo de fluido a transportar. Para los que no tienen sólidos en suspensión, se utilizarán bombas centrífugas ya que: son las más económicas, son simples y tienen pocas piezas móviles y además tienen una larga vida útil. Por otro lado, para las corrientes que contienen levadura serán utilizadas bombas de cavidad progresiva ya que sirven para manejar altos caudales de sólidos en suspensión, tienen alta eficiencia con un bajo consumo de energía y tienen relativamente pequeñas dimensiones.

En la figura N° 1 se muestra un esquema simplificado de la planta en el cual se pueden ver las bombas a colocar. De acuerdo a lo dicho anteriormente, las bombas 4, 5 y 6 serán bombas de cavidad progresiva, mientras que el resto serán bombas centrífugas.

La potencia que debe entregar una bomba se puede estimar a partir de la siguiente expresión:

$$Pot = Q \cdot \Delta P$$

Para el cálculo, se asumirá que las pérdidas de carga se deben principalmente a la elevación del fluido. Por lo tanto, para las bombas antes de cada fermentador:

$$Pot_1 = 1170 \frac{m^3}{h} \cdot 1007 \frac{kg}{m^3} \cdot 13 m \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 150.101.406 \frac{J}{h} = 41,69 kW$$

Se supuso un caudal constante ya que las variaciones entre un reactor y otro son despreciables y se usó una densidad promedio para el cálculo.

Para las bombas 12, 13 y 14:

$$Pot_{12} = 1253 \frac{m^3}{h} \cdot 1007 \frac{kg}{m^3} \cdot 13 m \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 160.749.625 \frac{J}{h} = 44,65 kW$$

$$Pot_{13} = 681 \frac{m^3}{h} \cdot 1007 \frac{kg}{m^3} \cdot 13 m \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 87.366.715 \frac{J}{h} = 24,27 kW$$

$$Pot_{14} = 350 \frac{m^3}{h} \cdot 1007 \frac{kg}{m^3} \cdot 13 m \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 44.902.130 \frac{J}{h} = 12,47 kW$$

Para la bomba 7:

$$Pot_7 = 1159 \frac{m^3}{h} \cdot 998,3 \frac{kg}{m^3} \cdot 14,3 m \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 162.146.142 \frac{J}{h} = 45,04 kW$$

Para las bombas 8 y 11 (calculamos la potencia de la suma de las 2 ya que se suman los caudales porque están en paralelo):

$$Pot_8 = 59,57 \frac{m^3}{h} \cdot 805,7 \frac{kg}{m^3} \cdot 11 m \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 5.173.920 \frac{J}{h} = 1,44 kW$$

Para la bomba 9:

$$Pot_9 = 50,65 \frac{m^3}{h} \cdot 1243,8 \frac{kg}{m^3} \cdot 4,4 m \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 2.716.494 \frac{J}{h} = 0,75 kW$$

Además, debemos calcular la potencia consumida por las bombas utilizadas para el agua que va a las torres de enfriamiento. A esta la llamamos Pot_{15} :

$$Pot_{15} = 4.378.468 \frac{kg}{h} * 7,15 m * 9,8 \frac{m}{s^2} = 306.799.252 \frac{J}{h} = 85,22 kW$$

Sumando:

$$Pot_{1.3} + Pot_7 + Pot_8 + Pot_9 + Pot_{12} + Pot_{13} + Pot_{14} + Pot_{15} = Pot = 338,91 \text{ kW}$$

Para tener en cuenta la pérdida de carga en tuberías, accesorios, centrifugas y más agregamos un 20% del valor calculado.

$$Pot_{BOMBAS} = 406,7 \text{ kW}$$

Centrifugas

Para llevar a cabo la separación del mosto fermentado de la levadura se utilizará una centrifuga de discos, como la que se ve en la figura 7.12. Se eligió esta centrifuga ya que tiene una eficiencia alta debido a que la fuerza centrífuga generada es alta. Estas son adecuadas para la separación de dos líquidos de distintas densidades, o de un líquido y un sólido con partículas de pequeño tamaño.



Figura 7.12 centrifuga seleccionada

Esta centrifuga maneja un caudal de 180 m³/h y consume una potencia igual a 132 kW. Como el caudal manejado a la salida de la fermentación es de 1170 m³/h, se necesitarán 7 centrifugas trabajando en paralelo.

$$Pot_{CENTRÍFUGAS} = 924 \text{ kW}$$

Molino

El molino consume 10 kWh/tonelada de caña. Como se manejan 1416 ton/h, la potencia consumida será:

$$Pot_{MOLINO} = 10 \frac{\text{kWh}}{\text{ton caña}} * 1416 \frac{\text{ton caña}}{\text{h}} * 0,75 = 10.620 \text{ kW}$$

Bandas transportadoras

$$Pot_{BANDAS\ TRANSPORTADORAS} = 0,5 \frac{kWh}{ton\ caña} * 1416 \frac{ton\ caña}{h} = 708\ kW$$

Picadoras

Las picadoras son dos: una consume 0,45 kWh/ton caña y la otra 0,67 kWh/ton caña

$$Pot_{PICADORAS} = \left(0,45 \frac{kWh}{ton\ caña} + 0,67 \frac{kWh}{ton\ caña} \right) * 1416 \frac{ton\ caña}{h} = 1586\ kW$$

Desfibradora

$$Pot_{DESFIBRADORA} = 1,7 \frac{kWh}{ton\ caña} * 1416 \frac{ton\ caña}{h} = 2407\ kW$$

Ventiladores de torres de enfriamiento

La potencia consumida por los ventiladores se puede calcular usando la siguiente expresión:

$$Pot = \frac{\Delta P * w_{gas}}{\rho_{gas}}$$

Dónde:

ΔP representa la caída de presión del gas en la torre, N/m²

w_{gas} es el máximo caudal de aire, es decir a la salida, ya que es el caso en el cual la potencia será máxima, kg/s

ρ_{gas} es la densidad del aire a la salida de la torre

$$Pot_{VENTILADORES} = \frac{1000 \frac{N}{m^2} * 1251,9 \frac{kg}{s}}{1,334 \frac{kg}{m^3}} = 938.457 \frac{N \cdot m}{s} = 938,5\ kW$$

Notar que éste cálculo se hizo para el conjunto de 24 torres, por lo tanto, el valor obtenido es la potencia consumida en el total de los ventiladores. Dividiendo la potencia por el número de torres, se obtiene un consumo de 39 kW por ventilador.

Equipo de ósmosis

El consumo de electricidad del equipo de ósmosis se debe solamente al uso de la bomba que impulsa el agua a que pase por la membrana. Por esta razón, y porque no se encontraron valores sobre el consumo de este equipo, se supuso que el mismo consume 30 kW.

En la tabla 7.4 se muestran los valores de potencia consumida de cada equipo, junto con el consumo total de la planta:

Equipo	Consumo eléctrico (kW)
Bombas	406,7
Centrífugas	924
Molino	14.160
Bandas transportadoras	708
Picadoras	1.586
Desfibradora	2.407
Ventiladores	938,5
Equipo de frío	7.952,8
Compresor de CO ₂	2.200
Equipo de ósmosis	30
TOTAL	29.333

Tabla 7.4: Consumo de electricidad total y por equipo.

CAÑERÍAS

Transporte de fluidos:

- Líquidos:

Para encontrar el diámetro de cañerías que se va a usar se fijó la velocidad de fluido en 2 m/s, con el objetivo de asegurarse que el flujo sea turbulento, pero no se genere demasiada pérdida de carga. Como se puede ver en la figura N° 1, las corrientes de proceso están diferenciadas con una letra cada una. De este modo, los diámetros de cada cañería serán los siguientes:

Tramo A:

Tramo F:

$$Q=1338 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,49 \text{ m} = 19,5''$$

Tramo B:

$$Q=1205 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,46 \text{ m} = 18,2''$$

Tramo C:

$$Q=1202 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,46 \text{ m} = 18,2''$$

Tramo D:

$$Q=1197 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,46 \text{ m} = 18,2''$$

Tramo E:

$$Q=1157 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,45 \text{ m} = 17,8''$$

$$Q=61 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,1 \text{ m} = 4''$$

Tramo G:

$$Q=57 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,1 \text{ m} = 4''$$

Tramo H:

$$Q=3 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,023 \text{ m} = 0,9''$$

Tramo I:

$$Q=50 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,094 \text{ m} = 3,7''$$

Tramo J:

$$Q=47,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$D=0,092 \text{ m} = 3,6''$$

- Vapores

En este caso, se asignó una velocidad del fluido de 10 m/s.

Las cañerías destinadas a conducir productos de servicio se identifican pintándolas en toda su longitud con los colores fundamentales establecidos en la tabla 7.5:

Elemento a transportar	Color
Elementos para la lucha contra el fuego (sistemas de rociado, bocas de incendio, agua de incendio, ignífugos, etc.)	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franja naranja

Tabla 7.5: colores de cañerías estándar.

Las cañerías destinadas a conducir productos terminados o en proceso de fabricación que sean inofensivos para la seguridad personal se identifican pintándolos de color gris en toda su longitud, cualquiera sea el producto que conduzcan.

En cuanto a los materiales de las cañerías el gas se transportará en caños de acero y polietileno, con unión por termo fusión, ya que es resistente a la corrosión, y además es barato y fácil de instalar.

Las de agua de servicio caliente y fría se transportarán en material de acero galvanizado, ya que es barato y resistente. No se usarán de plástico ya que son frágiles, ni de acero galvanizado porque se oxida más fácilmente.

En cuanto a las cañerías que transportan el producto (ya sean intermediarios o producto terminado) serán de acero inoxidable, ya que es el material más limpio, y se debe evitar la contaminación del producto.

Por último, las cañerías que transporten vapor serán de acero al carbono porque son muy resistentes y de bajo precio.

A vertical strip on the left side of the page shows several green bamboo stalks. The stalks are segmented with visible nodes and have a slightly textured surface. They are arranged in a dense, vertical cluster.

Capítulo 8

RECUPERACION DE CO₂

INTRODUCCIÓN

El calentamiento global de la Tierra como consecuencia del aumento de la concentración del dióxido de carbono y de otros gases en la atmósfera es posiblemente la cuestión ambiental más importante que afronta el mundo actualmente. Por esta razón, en esta entrega se realizará el diseño de una planta de recuperación del CO₂ generado en la fermentación para su posterior comercialización.

En el conjunto de la Tierra se produce un efecto natural de retención del calor como ocurre en un invernadero, gracias a algunos gases atmosféricos. Se le llama efecto invernadero por similitud de efectos térmicos, porque en realidad la acción física por la que se produce es muy distinta a la que sucede en el invernadero de plantas. El efecto invernadero hace que la temperatura media de la superficie de la Tierra sea 33 ° C mayor que la que tendría si no existieran gases con efecto invernadero en la atmósfera. Dicho efecto se origina porque la energía que llega del Sol, al proceder de un cuerpo de muy elevada temperatura, está formada por ondas de frecuencias altas que traspasan la atmósfera con gran facilidad. La energía remitida hacia el exterior, desde la Tierra, al proceder de un cuerpo mucho más frío, está en forma de ondas de frecuencias más bajas, “absorbible” por los gases con efecto invernadero. Esta retención de la energía hace que la temperatura sea más alta. En condiciones normales, la cantidad de energía que llega a la Tierra es la misma que la que ésta emite, ya que de no ser así la temperatura de nuestro planeta habría ido aumentando continuamente. Lo que el efecto invernadero consigue es ralentizar la emisión de la energía que llega a la Tierra, y reducir los bruscos cambios de temperatura de la superficie terrestre entre el día y la noche, haciendo posible la vida en nuestro planeta.

El desequilibrio se produce al aumentar de forma desmedida la concentración de gases con efecto invernadero en la atmósfera. La concentración media de CO₂ se ha incrementado desde unas 275 ppm antes de la revolución industrial, a 315 ppm cuando se empezaron a usar las primeras estaciones de medida exactas en 1958, llegando hasta 361 ppm en 1996. A partir de 1979, los científicos comenzaron a afirmar que un aumento al doble en la concentración del CO₂ en la atmósfera supondría un calentamiento medio de la superficie de la Tierra de entre 1,5 y 4,5 °C, si bien estudios más recientes sugieren que el calentamiento se produciría más rápidamente sobre tierra firme que sobre los mares.

Aparte del CO₂, existen en la atmósfera otros gases con efecto invernadero, como el CH₄, con una acción 25 veces superior al CO₂, y los CFCs, 15 000 veces más activos que el CO₂. No obstante, como la cantidad de CO₂ es mucho mayor que la del resto de los gases, su contribución real al efecto invernadero es del 76% respecto al total de gases. El oxígeno y el nitrógeno, aunque se encuentran en proporciones mucho mayores, no son capaces de generar efecto invernadero. En los gráficos 8.1 y 8.2 se puede ver cómo las emisiones de CO₂ fueron aumentando desde 1960 hasta 2012 en el mundo y en Argentina, respectivamente.

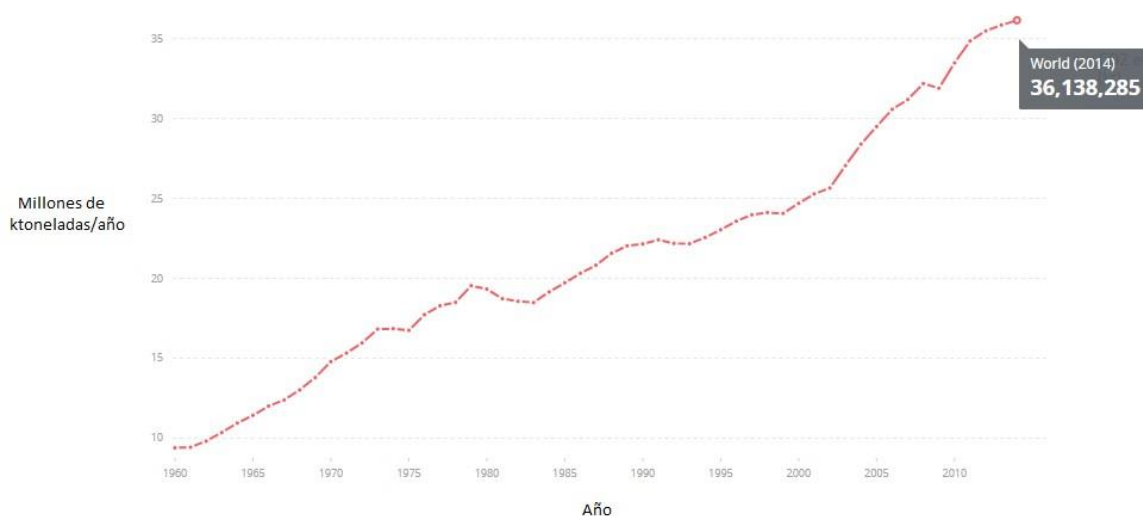


Gráfico 8.1: Emisiones de CO₂ en todo el mundo en el período 1960-2014

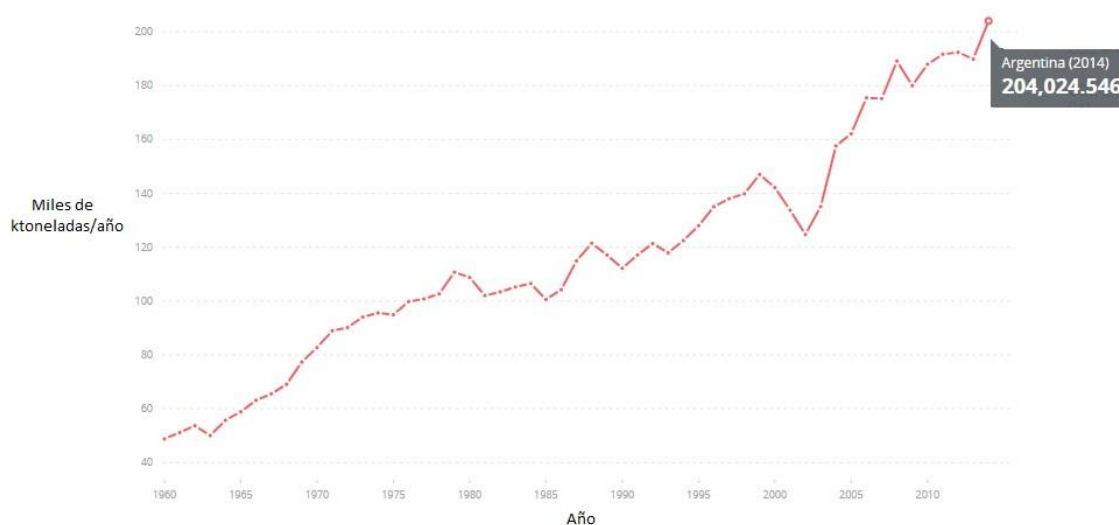


Gráfico 8.2: Emisiones de CO₂ en Argentina en el período 1960-2014

En los gráficos 8.1 y 8.2 se puede ver que tanto en Argentina como en el mundo las emisiones de CO₂ aumentaron desde 1960 hasta 2014. Sin embargo, en 2015 y 2016 éstas se mantuvieron más o menos constantes. Luego, en 2017, según la revista Nature Climate Change, se había previsto que las emisiones volvieran a aumentar en un 2% respecto de 2016, debido al aumento de la producción industrial de China, el país que más emisiones de CO₂ genera anualmente.

En cuanto al precio del CO₂ en Argentina, sabemos que el precio final de venta es de 1 dólar por kilogramo (este es el precio de venta de la empresa PRAXAIR). Sin embargo, éste no es el precio al que sería vendido por el ingenio. Suponiendo que la cadena de distribución y comercialización hasta el precio final incrementa el precio de venta en fábrica en un 100%, se obtendría un precio de venta en fábrica de 0,5 dólares/kg de CO₂.

USOS DEL CO₂

Sus aplicaciones son muchas y muy variadas, y se pueden diferenciar según el estado en que se encuentra el gas, como se detalla a continuación.

CO₂ gaseoso

Una gran proporción (aprox. 50%) de todo el CO₂ recuperado se utiliza en el punto de producción de productos químicos comerciales, principalmente urea y metanol. En estas aplicaciones el CO₂ se utiliza en estado gaseoso, y sus propiedades químicas son de vital importancia. Una de las aplicaciones más importantes cerca del punto de producción es la de aumentar la recuperación de petróleo, aplicación desarrollada en Estados Unidos. El resto de CO₂ se utiliza en forma líquida o sólida.

CO₂ líquido

Los usos del CO₂ en estado líquido son los más variados. La temperatura crítica es de 31 °C y la presión crítica 7,4 MPa, por lo que debe ser licuado a cualquier temperatura entre 31 °C y su punto triple (-56,6 °C).

Una aplicación extendida del CO₂ es la obtención de *atmósferas inertes*. En el manejo y transporte de alimentos envasados, la pérdida de aroma o el crecimiento de bacterias se puede prevenir mediante el uso de CO₂: embotellado y transporte de cerveza, empaquetado de café, transporte de frutas, vegetales y

cereales son claros ejemplos donde, además, la naturaleza no tóxica del CO₂ es obviamente muy importante, compitiendo con el nitrógeno en esta aplicación.

El CO₂ es muy útil en la extinción de incendios porque es más pesado que el aire y extremadamente estable. Puede ser utilizado en aquellos fuegos en los que el agua no sea eficaz, por ejemplo, en los de origen eléctrico. Dado que no es tóxico y se evapora sin dejar residuo, no daña ni contamina los materiales sobre los que actúa.

También se utiliza como gas de protección de soldaduras, cuya función es proteger la zona a soldar del ataque del oxígeno, nitrógeno e hidrógeno. Pocos gases poseen este efecto escudo, y las alternativas al CO₂ (gases nobles, principalmente Ar) son más caras.

Una aplicación derivada de su acción en la naturaleza es la *mejora del crecimiento de las plantas*, seguida sobre todo en el Reino Unido y Holanda por los agricultores de frutas y verduras. Introducen el gas en sus invernaderos para aumentar los niveles que normalmente se encuentran en el aire (por ejemplo, 100 mg/kg comparado con 300 mg/kg). Las plantas responden asimilando una mayor cantidad de CO₂ con aumentos del rendimiento de hasta un 15%.

El CO₂ se utiliza también en ciertos reactores nucleares como medio de transferencia de calor intermedio, y como refrigerante del reactor, mientras genera vapor para producir electricidad. Es útil en este tipo de aplicaciones porque no se vuelve significativamente radioactivo y se puede disponer en grandes cantidades.

El CO₂ presenta una moderada solubilidad en agua, y se hace uso de esta propiedad en la producción de bebidas alcohólicas y no alcohólicas. Ésta fue la primera gran aplicación del CO₂. La carbonatación de bebidas se lleva a cabo con CO₂, para evitar la precipitación de compuestos de calcio insolubles.

El uso del CO₂ en la industria del aerosol va aumentando estacionariamente. Esta aplicación depende de la solubilidad en el producto a ser administrado.

En el proceso silicato-dióxido de carbono para la producción de moldes fundidos, se utiliza la reacción química entre el CO₂ y la sílice para unir los granos de arena.

El silicato de sodio, uno de los intermedios en la producción de la aspirina, se obtiene de la reacción entre el CO₂ y el fenolato sódico.

También se utiliza en la fabricación de carbonato de plomo básico, y en carbonatos de sodio, potasio y amonio. Y como agente neutralizante en operaciones de mercerización en la industria textil, con mejor resultado que el ácido sulfúrico.

Por último, el CO₂ líquido se utiliza en la obtención de carbón, siendo alimentado a la mina para que la rápida expansión rompa el carbón. En la extracción a altas presiones de productos naturales se utiliza CO₂ líquido como disolvente, para aislar aromas o fragancias particulares.

CO₂ sólido

El rango de refrigeración del CO₂ sólido se extiende hasta $-78\text{ }^{\circ}\text{C}$ a presión atmosférica (se pueden conseguir temperaturas menores a presiones reducidas). Se usa el CO₂ en estado sólido porque no deja ningún residuo al evaporarse, no es pesado y puede ponerse en contacto directo con los alimentos. Sin embargo, después de la Segunda Guerra Mundial, los cambios en el diseño de los compresores y la posibilidad de disponer de temperaturas muy bajas hizo posible obtener CO₂ en estado líquido a gran escala, y el CO₂ en estado líquido empezó a sustituir al sólido en muchas aplicaciones. Los usos en los que aún esté favorecido en estado sólido son muy pocos, donde el peso es un factor importante, como en el transporte de alimentos refrigerados por carretera o aire.

PROCESO DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO

El proceso de producción de etanol a partir de caña de azúcar, se lleva a cabo como se ha explicado detalladamente anteriormente, mediante un proceso de fermentación, entre cuyos productos de reacción se encuentra el dióxido de carbono. En la planta de producción de bioetanol, el objetivo es llevar a cabo la recuperación de la totalidad del dióxido de carbono generado durante el proceso de fermentación y de este modo provocar que las emisiones de este gas sean nulas.

Para lograr la recuperación del CO₂, se plantea una secuencia de operaciones que se detallan a continuación:

- Lavado: el objetivo de esta etapa es eliminar cualquier impureza que pudiera contener la corriente de CO₂ procedente del tanque de fermentación. En este caso, la corriente procedente del fermentador contiene un bajo porcentaje en peso de etanol arrastrado. Para conseguir

eliminar el etanol de la corriente de CO₂, se procede a realizar un lavado de la corriente a presión atmosférica con agua a contracorriente a temperatura ambiente. De este modo, se obtendrá una corriente compuesta por etanol y agua y otra que estará compuesta por el CO₂ y algo de agua. La corriente de etanol-agua continúa al tren de destilación, con lo que se consiguen eliminar cualquier tipo de pérdida de etanol. Por otro lado, la corriente compuesta por CO₂ húmedo se conduce a la siguiente etapa de proceso de recuperación del etanol.

- Compresión: una vez que se han eliminado los restos de etanol de la corriente de CO₂, el dióxido de carbono húmedo requiere ser comprimido para posteriormente ser secado y almacenado en estado líquido en el correspondiente tanque criogénico. Tras la compresión, la temperatura de salida será elevada, por lo que se lo envía a un intercambiador de calor para hacer disminuir la temperatura de la corriente de salida de forma que las siguientes etapas puedan desarrollarse a temperatura cercana a la ambiente.
- Eliminación de malos olores: el CO₂ húmedo procedente de la columna de lavado se hace pasar a través de un lecho de carbón activado en el que se lleva a cabo la eliminación de malos olores.
- Secado: el dióxido de carbono húmedo ya comprimido y sin olores se introduce en el interior de una columna rellena con desecante con el objetivo de que la corriente de CO₂ a la salida de la columna tenga un contenido despreciable de humedad.
- Almacenamiento: una vez que la corriente de CO₂ está limpia y seca, se procede a su almacenamiento en un depósito criogénico diseñado para tal fin. Para ello, es preciso que el gas limpio se introduzca en una planta de licuefacción del gas proporcionada con un circuito de refrigeración de amoníaco, encargada de suministrar la potencia frigorífica al tanque de almacenamiento criogénico.

Luego, debido a que sus usos son muy variados y a que, dependiendo de los mismos, se requieren distintos grados de pureza se considerará un producto con una pureza de 99,9% tal como lo indica el grado alimenticio. De este modo, se cumple la especificación para todos los usos del dióxido de carbono.

Lavado

Para recuperar el etanol arrastrado por el CO_2 se implementará una torre de absorción como se observa en la Figura N° 1. En cada tanque se pierde entre el 1% y el 2% del etanol producido por el arrastre gaseoso. Se unen todos los caudales de salida y se los introduce a una torre de absorción. La torre presenta un relleno aleatorio y el líquido a utilizar es agua a temperatura ambiente. La torre fue diseñada para un rango de temperatura del agua de entrada de 20 a 25 grados, para considerar posibles variaciones por el efecto de la temperatura ambiente, y operará a presión atmosférica.

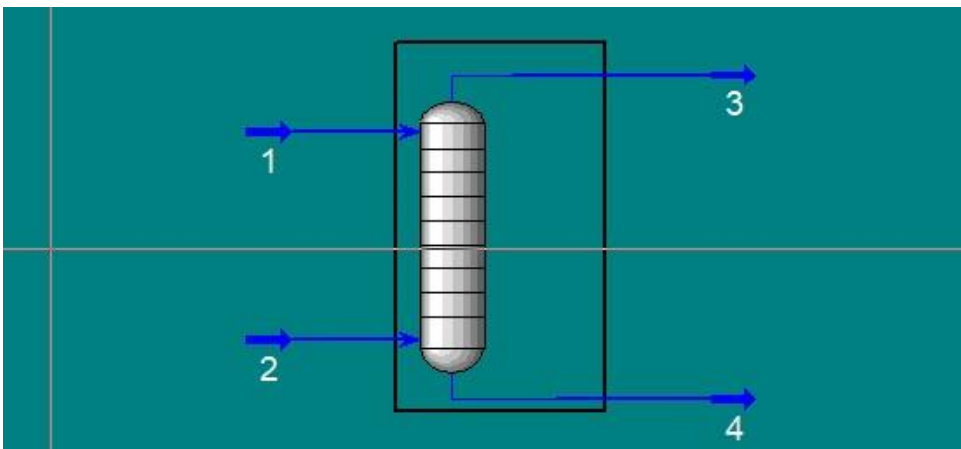


Figura 8.1: Torre de absorción líquido-gas.

Utilizando el programa Unisim Design R390, se obtuvieron las especificaciones de los caudales:

Caudal N° 1:

$$Q = 34.000 \frac{kg}{h}$$

$$T = 20 - 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$x_{\text{agua}} = 1$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Caudal N° 2:

$$Q = 48.790 \frac{kg}{h}$$

$$T = 33 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$x_{\text{CO}_2} = 0,9195 \text{ (p/p)}$$

$$x_{etanol} = 0,08050 (p/p)$$

$$P = 1 atm$$

Caudal N° 3:

$$Q = 45.684 \frac{kg}{h}$$

$$T = 31,1 \text{ } ^\circ C$$

$$x_{CO_2} = 0,981 (p/p)$$

$$x_{agua} = 0,019 (p/p)$$

$$P = 1 atm$$

Caudal N° 4:

$$Q = 37.103,76 \frac{kg}{h}$$

$$T = 35,07 \text{ } ^\circ C$$

$$x_{CO_2} = 0,001 (p/p)$$

$$x_{etanol} = 0,106 (p/p)$$

$$x_{agua} = 0,893 (p/p)$$

$$P = 1 atm$$

Dimensiones de la torre

Para calcular el diámetro de la misma se utilizará la figura 8.2. Normalmente los absorbedores y de sorbedores están diseñados para caídas de la presión del gas de 200 a 400 N/m* por metro de espesor empacado. Es por ello, que se diseñara el diámetro de la torre, en función del caudal del gas a utilizar en la entrada (Caudal más grande).

Luego se entra con un valor de abscisa de 0,06 y se lee un valor de ordenada de 0,08. Despejando se obtiene un valor de área de y un diámetro de 3,2 m.

De este modo, se necesitará una torre con 22 etapas ideales y 3,2 metros de diámetro.

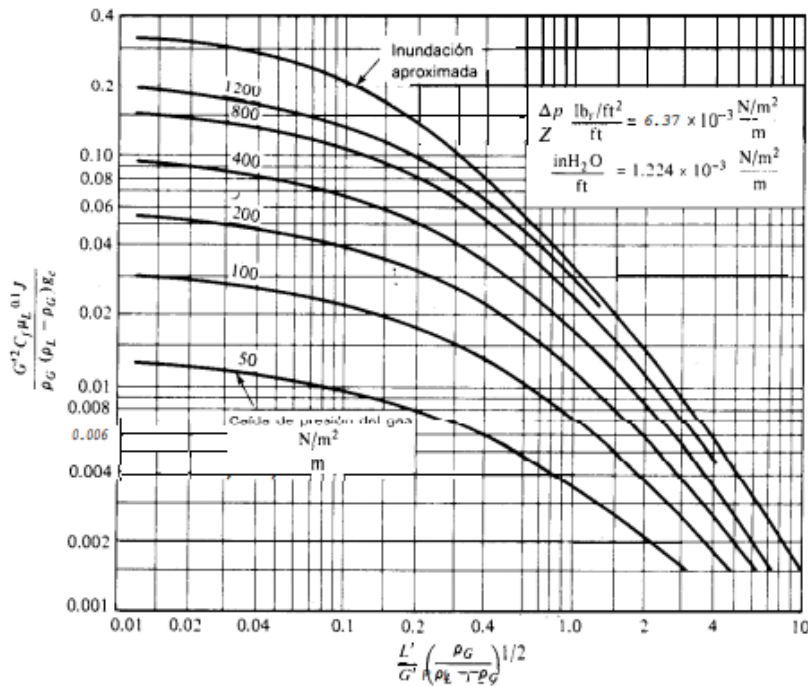


Figura 8.2: Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar. Para unidades SI (kg, m, s), $g = 1$, y utilizar $J = 1$.

Compresión

La corriente obtenida luego del absorbedor es una corriente compuesta por dióxido de carbono húmedo que debe ser comprimida para poder almacenarse. El objetivo de este compresor es llevar la línea de alimentación desde presión atmosférica hasta la presión de almacenamiento, que es 1800 KPa. Para ello se utilizó un compresor, que se especifica a continuación:

Potencia a consumir = 2206,66 Kw.

Condiciones de caudal de entrada:

$$T(C^\circ) = 31,2$$

$$P(KPa) = 101,3$$

Condiciones de caudal de salida:

$$T(C^\circ) = 213,5$$

$$P(KPa) = 1800$$

Luego de que el gas es comprimido, debido a su aumento de temperatura, es sometido a un proceso de intercambio de calor para disminuirla y así trabajar siempre cerca de la temperatura ambiente. Se considerará una temperatura ambiente de 25 C° , luego el balance energético:

$$Q_1 = W_{CO_2} * C_{pCO_2} * (T_{salida} - T_{amb})$$

$$W_{co2} = 45684 \text{ Kg/hora}$$

$$Cp_{co2} = 1,01 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * \text{C}^\circ}$$

$$T_{salida} = 213,5^\circ$$

$$T_{amb} = 25 \text{ C}^\circ$$

$$Q_1 = 8697548,34 \text{ kJ/h}$$

Para el enfriamiento se utilizará agua como refrigerante, y utilizando un ΔT de 20 C° . Luego el caudal de agua de refrigeración es de $103,88 \text{ m}^3/\text{h}$. Va a estar en circuito cerrado, con una torre de enfriamiento. El diseño es el mismo al hecho en el capítulo N° 7, y la torre a implementar es la misma diseñada en dicho capítulo.

Para este caso, se utilizará un intercambiador de tubo y coraza. Para su diseño, se utilizó un U sugerido por la bibliografía (Eduardo Cao). Luego:

$$Q_1 = U * A * \Delta T_{ml}$$

$$U = 200 \frac{\text{J}}{\text{s} * \text{m}^2 * \text{K}}$$

$$\Delta T_{ml} = 50,32 \text{ C}^\circ$$

Luego el área necesaria para intercambiar dicho calor es de 240 m^2 .

Eliminación de malos olores

Una vez que el CO_2 se encuentra a la presión requerida y a una temperatura adecuada cercana al ambiente, el gas se hace pasar a través de un lecho de carbón activado el cual es el encargado de eliminar posibles malos olores.

El sistema propuesto estará compuesto por dos lechos de carbón activado que se encuentran en pellets de iguales características, con el objetivo de que mientras uno de los dos lechos se encuentre operando en condiciones normales, el otro esté sometido al proceso de regeneración del carbón activado de forma que no se vea afectada la operación de la planta. Los principales parámetros a determinar para el diseño básico del lecho son la cantidad requerida de carbón activado y en consecuencia el volumen ocupado por éste, el diámetro y la altura del lecho. Para ello, se consultó a un catálogo de torres desodorizadoras y según el caudal de CO_2 a tratar se especificó el tamaño de la torre requerida.

Luego, debido a que el caudal de dióxido de carbono que pasará a través del lecho es de 45684 kg/h y la densidad del gas a 1800 KPa y 25° C es de 3,197 kg/m³, el caudal volumétrico a tratar es de 14290 m³/h. Consultando el catálogo nombrado anteriormente se determinó que se utilizará una torre de carbono activado que puede procesar un caudal máximo de 16600 m³/h. Para dicha torre, se requieren de 5200 kg de carbón activado, ocupando un volumen de 39,6 m³. De este modo, el diámetro de la misma es de 3,5 m y su altura es de 3,6 m.

Secado

Una vez que el dióxido de carbono ha pasado a través del lecho de carbón activado en el que se han eliminado los malos olores, el CO₂ es conducido por la red de tuberías hacia un sistema de lechos con material desecante, cuyo objetivo es el de llevar a cabo la eliminación de la humedad que contiene el gas. Si bien el contenido de humedad es bastante bajo (0,019 % p/p) se requiere de este paso para llegar a la pureza requerida para obtener la calidad alimenticia de 99,9 % de pureza. El material que compone el lecho es sílica gel y en base a la información proporcionada por los diversos proveedores de este material, se sabe que la capacidad de adsorción de la sílica gel es del 30% de su peso cada 6 hs; es decir, un 5% de humedad por hora.

Teniendo presente lo anterior, y que el contenido de agua en la corriente de CO₂ es de 868 kg/h, se requieren 17360 kg de sílica gel para la eliminación del agua que contiene la corriente de CO₂. Como la capacidad de adsorción de la sílica es del 30% a las 6 horas de funcionamiento, se determinan ciclos de regeneración del lecho cada 6 horas, teniéndose presente que durante la regeneración del lecho se produce una pérdida de sílica gel del 0,9 %, es decir, tras la regeneración será preciso incorporar en el lecho 156,24 kg de sílica gel nueva.

Determinada la cantidad requerida de sílica gel, y conocida la densidad de ésta, siendo la misma aproximadamente 649,3 kg/m³, se determina el volumen del lecho de 26,74 m³. Para establecer el diámetro y la altura del lecho, se tiene presente que la velocidad de paso del gas a través del lecho está recomendada en torno a 1 m/s, por lo que se toma un diámetro de 2,25 m siendo entonces la altura del lecho de 3,8 m. Luego, se contarán con dos torres desecantes con las características nombradas anteriormente que trabajarán alternadamente. Mientras una esté tratando el caudal de dióxido de carbono, la otra se estará regenerando.

Licuefacción de gas

Luego de los tratamientos previos hechos sobre el CO₂, se hace imprescindible la licuefacción del gas con la finalidad de poder almacenar y transportar el mismo hasta su destino final. Para ello, se requiere de una planta de refrigeración, cuyo objetivo es el de hacer disminuir la temperatura del dióxido de carbono desde la temperatura ambiente hasta los -50 ° C, temperatura a la que el CO₂ se encuentra licuado y a la que permanecerá almacenado. Para conseguir la disminución de temperatura requerida, se debe emplear un refrigerante. El proceso de refrigeración comienza con la compresión del gas refrigerante mediante un compresor hasta la presión óptima, donde el gas comprimido se hace pasar a través de un condensador en el que el gas de refrigeración licua. Tras esto, el gas de refrigeración licuado atraviesa una válvula de expansión (momento en el que la presión de la línea disminuye) y el gas licuado comienza a expandirse para volver a su estado gaseoso original. Esta última fase tiene lugar en el condensador, dando lugar a la expansión a bajas temperaturas; y, por consiguiente, a la transferencia del frío producido en la expansión al medio que se requiere refrigerar, en este caso, la corriente de CO₂ gaseoso.

Almacenamiento

Una vez que el dióxido de carbono es sometido a los procesos detallados con anterioridad, se lo conduce mediante tuberías hasta el interior de los tanques criogénicos, donde se encuentra almacenado hasta su distribución.

Estos tanques cuentan con un recipiente interior construido en acero inoxidable mientras que el recipiente exterior será de acero al carbono. Entre ambos recipientes se encuentra una cámara de vacío con aislante, provocando el mayor aislamiento posible del recipiente interior con el ambiente, de forma que se consiga reducir al mínimo la transferencia de calor entre el interior del tanque y el ambiente. La superficie exterior es decapada por granallado y protegida con dos capas de pintura: imprimación de alto poder anticorrosivo y exterior en poliuretano color blanco reflectante.

Los tanques criogénicos cuentan con un sistema que vaporiza líquido para aumentar la presión cuando está baja, a medida que se descarga el tanque. En caso

de presión excesiva, entrega gas a la línea de consumo, con lo que la presión baja rápidamente. Este sistema está diseñado para que el tanque criogénico trabaje a una presión constante. Por otro lado, los tanques criogénicos están equipados con válvulas de alivio para dejar escapar el gas si hay un aumento excesivo de presión ante un imprevisto.

Luego de la recuperación del dióxido de carbono, se requeriría tanques de almacenamiento. El caudal volumétrico de CO₂ será de 38 m³/h, considerando una densidad para el CO₂ licuado a -50° C de 1177 kg/m³ (valor hallado en bibliografía). Por lo tanto, el tanque de almacenamiento se llenaría a razón de 38 m³ por hora. Es por esto que se determinó que se adquirirían tres tanques de un volumen de 950 m³ cada uno, lo que implica un almacenamiento de hasta un día en cada tanque.



Capítulo 9

ANÁLISIS ECONÓMICO

COSTOS DE INVERSIÓN

Inversión total

La inversión total es la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación. Esta inversión se puede afrontar por capital propio, créditos de organismos financieros nacionales y/o internacionales, y de proveedores. Esta inversión se compone de dos partes:

- Inversión fija: es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es la suma de todos los activos de la planta.
- Inversión en capital de trabajo: comprende la disponibilidad de capital necesario para una vez que la planta se encuentre lista para operar, pueda hacerlo a los niveles previstos. Es el capital necesario adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto.

Inversión fija

Se buscará obtener el valor de cada uno de los componentes de la inversión fija, tanto los directos como los indirectos. En el caso de no encontrar algún valor específico se utilizará la estimación por factores en la que:

$$I_F = [I_E * (1 + \sum f_i) + \text{valor comp. directo}] * (1 + \sum f_{ii}) + \text{valor comp. indirecto}$$

Donde:

$$\text{Inversión directa} = I_E * (1 + \sum f_i)$$

$$\text{Factor de inversión indirecta} = (1 + \sum f_{ii})$$

Siendo:

I_F la inversión fija

I_E es el valor del equipo ya instalado

f_i es cada uno de los factores experimentales que representan una fracción de I_E

f_{ii} es cada uno de los factores experimentales que representan una fracción de la inversión directa.

Componentes directos

- Equipos principales e instalación

La planta de producción de bioetanol cuenta con una capacidad instantánea de producción de 200.000 m³ anuales y con una capacidad nominal de 250.000 m³ al año operando 180 días al año. Los equipos necesarios para realizar todo el proceso de producción de bioetanol serán divididos en tres áreas. La primera será la de acondicionamiento de materias primas, la segunda la de la fermentación de azúcares y la tercera la de purificación del producto. En todas las áreas se estimaron los costos de los equipos, algunos de ellos en base a un apéndice de costos de quipos del año 2002 y otros en base a un apéndice del año 1998. Es por esto, que se utilizó un índice de costos para reproducir ese valor obtenido al que se tendría en la actualidad. Por otro lado, algunos valores obtenidos fueron en referencia a otras capacidades de equipos y en esos casos fue necesario aplicar un factor de costo-capacidad para conocer valor del equipo para la capacidad requerida.

Dentro del acondicionamiento de materias primas los principales equipos son:

o Preparación de caña

En esta sección se incluye tanto el transporte de la caña como la trituración de la misma hasta su llegada a los molinos. De este modo, se utilizan dos juegos de cuchillas en este transcurso, siendo el costo de estos equipos de 5.000 USD en referencia al año 1998. Luego, se debió actualizar el costo al año 2018 a través del índice de costos:

$$\text{Valor a tiempo } t = \text{Valor a tiempo base} * \frac{\text{Índice a tiempo } t}{\text{Índice a tiempo del costo base}}$$

El valor del índice a tiempo base corresponde al año 1998 y es de 64,063. El valor a tiempo actual es 106,413. Ambos valores fueron obtenidos de los índices de costos de la Industria Química, en la sección de Índice de Precios Industriales de la categoría Precios y Costes de la bibliografía [9.2]. De este modo, el precio actual de los equipos involucrados es de 8.305 USD. Luego, se determinó con la misma bibliografía que el costo del equipo instalado es de 12.000 USD.

o Molienda

En la molienda se utiliza un tren de cinco molinos, consumiéndose aproximadamente 10 KWh por tonelada de caña de azúcar que se procesa. De este

modo, con los datos propuestos en la bibliografía [9.1] se calculó el precio del tándem de molinos en referencia al año 1998, siendo el mismo de 2.876.027 USD. De este modo, el precio actual del equipo es de 4.777.277 USD. Siendo el costo del equipo instalado de 5.732.733 USD.

- Tanque de clarificación

Se requirió un tanque sedimentador de un volumen de 1250 m³. Consultando con un proveedor se determinó que el costo con instalación para un equipo de esas dimensiones es de 461.000 USD.

- Evaporador de quintuple efecto

Se estimó el costo de los evaporadores en función del área de cada uno de ellos, suponiendo que son todas iguales. De este modo, el área cada efecto fue de 865 m². Debido a que este valor no se encontraba en el gráfico de la bibliografía [9.1] se tuvo que calcular el valor a partir de la utilización del factor de costo-capacidad. De este modo:

$$\text{Inversión por la capacidad } Q_A = \text{Inversión por la capacidad } Q_B * \left(\frac{Q_A}{Q_B}\right)^x$$

Siendo x el factor costo capacidad. En este caso, para evaporadores verticales toma un valor de 0,53. Así, se obtuvo un valor para cada equipo de 377.271 USD al año 1998. De este modo el valor total del evaporador de quintuple efecto sería de 1.886.358 USD. Luego, aplicando el índice de costos el valor de los cinco evaporadores para el año 2018 es de 3.133.369 USD. Luego, usando la misma bibliografía se determinó el costo del equipo instalado siendo el mismo de 5.326.727 USD.

En la fermentación los equipos con los que se cuenta son:

- Tres tanques agitados continuos en serie

Cada TAC es de acero inoxidable y tiene una capacidad de 1600 m³. Se consultó con un proveedor siendo el precio para cada tanque de 520.000 USD. De este modo el total sería de 1.560.000 USD con instalación incluida.

- Separación centrífuga

Se utilizarán ocho separadores centrífugos luego de los fermentadores, con el fin de separar el producto de la levadura luego de la fermentación. Se consultó a la

empresa GEA y las centrifugas que se utilizarán son de boquillas modelo HDE 200-06-177, con una capacidad de 180 m³/h. El precio con instalación de todos estos equipos es de 2.760.000 USD.

En el proceso de purificación del producto los equipos principales son:

- Columnas de destilación

En esta etapa se cuenta con tres columnas de destilación. La primera columna de destilación tiene 32 platos ideales y una altura de 17,6 m. Con este valor, y utilizando la información de la bibliografía [9.1], se obtuvo un costo para este equipo, considerando la instalación, de 120.000 USD referido a enero del año 1998. Luego, se determinó que el valor actual de la torre es de 199.328 USD. La segunda columna de destilación tiene 30 platos ideales, pero en este caso una altura de 16,5 m; es por ello que el costo del equipo para el año 1998 con instalación es de 115.000 USD y para el año actual es de 191.023 USD. Por último, la tercera columna de destilación es una columna que opera a presiones reducidas, con relleno empacado. En este caso, se utilizó la bibliografía [3] para determinar el costo del equipo referido al año 2002. Al ser el diámetro de la torre de 1,9 m y la altura de la misma de 8,2 m, siendo más pequeña pero su valor más elevado. En este caso, el costo con instalación es de 246.000 USD al año 2002 y 333.122 USD al año actual, valor determinado con el índice de costos correspondiente a ese mes del año (67,202).

Luego, cada una de estas torres de destilación cuenta con un condensador total. Se determinó el costo de cada uno dependiendo de cada área de intercambio. En el primer caso, la misma es de 1872 m². Por lo tanto, su valor con instalación incluida al año 1998 es de 395.370 USD y con el índice de costos se determinó que el valor a la actualidad es de 657.178 USD. Para el caso del segundo condensador, éste tiene un área de 937 m², siendo su valor con instalación para el año 1998 de 222.030 USD y para el año 2018 de 368.805 USD. Por último, para el último condensador se tiene un área de 500 m², por lo tanto, su valor con instalación para el año 1998 es de 137.000 USD y para el año 2018 es de 227.574 USD.

Por otro lado, se calculó el valor de los reboilers de las torres de destilación. Al igual que los condensadores, con el área de intercambio de cada uno de ellos se determinó su precio. En el primer caso, se tiene un área de intercambio de 1003 m², siendo el valor del equipo con la instalación incluida al año actual de 107.000

USD. En el segundo caso, se tiene un área de 874,3 m², siendo en este caso un valor para el equipo instalado de 103.000 USD. Para el último caso, se tiene un reboiler de película descendente de 468 m² siendo su valor con instalación para el año 2002, determinado de la bibliografía [3], de 1.004.957 USD. El valor determinado para el año actual es de 1.585.153 USD.

De este modo el monto total de inversión para las tres torres de destilación con sus respectivos condensadores y reboilers es de 3.772.183 USD.

- Tanques de almacenamiento del producto requerido

Se consideraron dos tanques de almacenamiento de 700 m³ cada uno, lo que implica un volumen total de 1400 m³ que es la producción diaria de bioetanol anhidro. Por otro lado, se requieren dos tanques de techo flotante siendo el valor para cada uno de ellos de 180.000 USD (valor referido a 1998). Actualizando el valor con el índice de costos este es de 300.000 USD cada uno, siendo el total de 600.000 USD. En este caso, el costo del equipo instalado es de 745.000 USD.

- Planta de recuperación de CO₂

Por otro lado, se cuenta con una planta de recuperación de dióxido de carbono. El valor de una planta que recupera 120 kg/h de CO₂ es de 196.849 USD, afectando este valor por un factor costo-capacidad de 0,6 se obtuvo el valor de la planta con su instalación incluida de 6.895.281 USD.

- Planta de tratamiento de efluentes

También se cuenta con una planta de tratamiento de efluentes con un costo de 5.800.000 USD con instalación incluida. Este valor se determinó tras consultar a un proveedor.

- Caldera a biomasa y generador de energía

Por último, la energía eléctrica que consumirá la planta para todos los procesos involucrados en la producción de bioetanol será producida en una turbina gracias al vapor generado en una caldera que utilizará el bagazo como materia prima. El costo de inversión para ambos equipos es de un valor de 12.000.000 USD con la instalación incluido. Este valor fue determinado tras consultar con el Ingenio Concepción, ubicado en la provincia de Tucumán. En el ingenio se instaló dicha caldera que produce 200 ton/h de vapor, consumiendo 95 ton/h de bagazo para

ello, debido a que las dimensiones de nuestra caldera son el doble de la mencionada anteriormente, se aplica un factor costo-capacidad de 0,6 como una buena estimación. De este modo, el costo de la caldera y la turbina con instalación es de 18.728.924 USD.

- Caldera a gas

Este valor se estimó mediante correlaciones para el año 1998, resultando un valor de USD 500.00 y luego con los índices de costos nombrados con anterioridad se calculó un valor actual que es de USD 996.640, incluida su intalación.

Por otro lado, se cuenta con equipos auxiliares tales como:

- Torres de enfriamiento

Para el caso de la torre de enfriamiento se determinó el caudal de agua a enfriar. Se obtuvo un valor para una capacidad de un tercio de la requerida. Debido a que no se consiguió el factor costo-capacidad para una torre de enfriamiento, se lo consideró 0,67 ya que este valor es una buena estimación cuando no se tienen datos exactos. De este modo, el valor de los equipos que cumplen con la capacidad requerida considerando su instalación para el año 1998 es de 473.000 USD y para el año 2018 de 785.605 USD.

- Intercambiadores de calor

Es necesario utilizar varios intercambiadores de calor, para distintas secciones de la planta. En la tabla 9.1 se especifica cada uno de ellos, con su costo incluyendo la instalación.

Etapa del proceso	Área (m ²)	Precio (USD)
Intercambiadores de placas de los Reactores de fermentación	1.018	60.000
	521	35.000
	300	23.000
Clarificación	1884	200.000
	591	80.000
	616	77.000
	268	40.000
	338	51.000
	7017	800.000
Enfriamiento jugo concentrado	36052	400.000
Enfriamiento etanol anhidro	125	25.000
Precio total (USD)		1.791.000

Tabla 9.1: costos de inversión en intercambiadores de calor

Todos estos valores están en referencia al año 2002, corrigiendo estos valores por el índice de costos, se obtiene un total de inversión en estos equipos con instalación incluida de 2.835.745 USD.

- Equipo de ósmosis

La caldera, trabaja con agua de osmosis. El agua de reposición de la caldera es de 42 m³/h. Se comprará un equipo de osmosis de 45 m³/h para asegurarnos cualquier imprevisto. El precio de este equipo se consultó con la empresa Milton SA y es de 20.000 USD instalado para 3 m³/h. Luego el costo de este equipo para nuestra producción es de USD 101.551.

- Bombas

Se requieren bombas para distintas etapas del proceso, dependiendo de la potencia de cada una de ellas se determinó su valor. Para el caso de los tres fermentadores, se requieren 3 bombas de 42 kW; de este modo, el costo de cada una de ellas con instalación para el año 2002 es de 13.000 USD y para el año 2018 es 20.585 USD cada una, siendo el total de 61.755 USD. También se precisan tres bombas, una para cada sistema de refrigeración de cada fermentador. A la potencia calculada se le sumó un 50% más debido a que estas bombas impulsan el fluido que reingresa al fermentador y se encarga de la buena agitación dentro del mismo.

En este caso, el valor de las tres bombas instaladas es de 90.258 USD. Para las torres de enfriamiento se requieren de 5 bombas, cada una de ellas con una potencia de 13,6 KW. Entonces, el costo todas ellas con instalación es de 15.440 USD. Luego, para el caso de la bomba que transporta el producto hacia el primer destilador el valor es de 23.752 USD para el año 2018 con instalación incluida. Para el caso de la que impulsa el fluido hacia la segunda columna y la bomba que recircula el solvente recuperado también hacia la segunda columna el valor con instalación para ambas considerando el costo de instalación es de 47.600 USD. Por último, para ingresar a la última columna de destilación que trabaja a presiones reducidas se requiere de una bomba de vacío, el precio de la misma con instalación es de 44.682 USD. De este modo el costo total de las bombas requeridas es de 283.487 USD.

- Compresores

Se consideró necesario 1 compresor y se consultó con un proveedor siendo el valor del equipo con su instalación de 30.000 USD.

- Equipo de frío

Se adquirió un equipo de frío, utilizado para enfriar agua usada como fluido auxiliar para distintos intercambiadores de calor. Consultando con un proveedor (GEA) se determinó su valor con instalación de 2.587.814 USD.

Luego, el costo total de los equipos con su instalación es de 59.414.690 USD.

- Cañerías

Se determinó con el método de los factores pudiendo ser su valor entre 0,1 y 0,3. Se lo estimó siendo su fracción 0,25 del valor del total de los equipos instalados. Se consideró este valor debido a que serán necesarias tuberías tanto como para sólidos como fluidos a distintas temperaturas y presiones; por lo tanto, se estimará un valor alto de este factor.

- Instrumentación y control

Este rubro incluye la compra, instalación y calibración de los instrumentos para el control y el registro de las distintas variables del proceso en cada una de sus etapas. Debido a que se requiere un alto nivel de control, tanto en la caldera, como en los tanques fermentadores para asegurar una óptima producción; se

estima esta sección a través del método de los factores teniendo el mismo un valor de 0,1.

- Servicios

En este rubro se incluyen todas las estructuras, equipos y servicios que no entran directamente en el proceso. Normalmente incluyen las instalaciones para suministrar vapor, agua, electricidad, aire comprimido, combustibles. También suelen adicionarse las instalaciones para tratamiento de efluentes, sistema de protección contra incendio, depósitos de materias primas y producto terminado. Debido a que muchos de los elementos que la incluyen ya han sido calculados, se considera a este sector como una adición a las plantas de servicios nombradas con anterioridad, estimando a este factor como 0,15.

- Terreno

Se consideró un terreno ubicado en Lules, Tucumán con las siguientes características:

- Superficie total 5,0 Has
- Superficie para la industria 4,5 Has
- Superficie Servicios Comunes y Comodato 719 m²
- Superficie Calle Interna y veredas 4.218 m²
- Calle interna asfaltada longitud 418 m
- Red de agua interna longitud 400 m
- Cordón cuneta longitud 780 m
- Vereda peatonal interna longitud 780 m
- Potencia eléctrica 315 KVA
- Gas natural factibilidad
- Cerca olímpica perimetral 1.000 m
- Iluminación calles internas
- Beneficios impositivos de Parque Industrial

El valor para este terreno es de 1.200.000 USD.

- Construcción

El área de construcción se dividió en tres secciones. La primera sección es la de infraestructura y accesibilidad a la planta; donde se consideran el asfalto para la circulación vehicular, estacionamientos, cercos. El valor estimado por metro cuadrado de construcción es de 170 USD. Luego, se considera el sector productivo que requiere una estructura semi-cubierta. Esta sección incluye nivelación del terreno, excavaciones, fundaciones, estructura metálica, cubierta y cerramiento de chapa siendo el valor aproximado del metro cuadrado de 450 USD. Por último, se considera la sección administrativa que cuenta con un sector de servicios que incluye baños, office, y salón destinado a oficinas. Esta sección, también incluye fundaciones, estructura de hormigón armado, cerramiento de mampostería y cubierta de chapa siendo el metro cuadrado de construcción estimado en 900 USD.

De todos modos, si se considera el terreno propuesto con anterioridad, no hace falta calcular los costos de accesibilidad a la planta debido a que ya cuenta con estos avances. Así, el valor de construcción se estima en 11.250.000 USD considerando 20.000 m² de estructura semi-cubierta y 2500 m² de sector administrativo.

Componentes indirectos: se estimó este rubro con el método de los factores.

- Ingeniería y supervisión

Estos gastos corresponden al pago de servicios técnicos y administrativos durante el período de construcción del proyecto; y también incluyen los gastos de ingeniería general, confección de planos y licitaciones. Se lo considera como un proyecto de ingeniería complejo por lo tanto se le estima un valor de 0,425.

- Gastos de construcción

Son aquellos gastos indirectos de construcción que aseguran que la construcción de la planta se realice sin dificultad. Incluyen ingeniería de campo, abastecimientos, equipos de construcción y servicios temporarios. Debido a que es una unidad comercial grande se le estima un valor de 0,025.

- Contingencias

Este factor compensa acontecimientos imprevistos, por ello se lo estima con un valor de 0,25.

- Gastos en componentes auxiliares

Este rubro, se compone por todos compuestos necesarios para el óptimo desarrollo del proceso.

El agua de enfriamiento usada se encuentra en dos circuitos cerrados distintos, por esto se considera en el costo de inversión. Para saber el volumen de agua a comprar en un principio, se debería conocer exactamente los volúmenes ocupados por el agua en todo el circuito. Esto incluye cañerías, torres de destilación, torres de enfriamiento, etc. Debido a que esto necesitaría un análisis muy exhaustivo, y el error en el cálculo de costos de inversión es muy chico ya que estos costos son muy bajos en comparación a la inversión por equipos, se estimará el volumen como el 20% del caudal a manejar:

- Condensación de las corrientes de destilado en las tres torres de destilación:

En este circuito, el agua se calienta en los condensadores y es enfriada en las torres de enfriamiento diseñadas anteriormente. El caudal de agua es de 4.378 m³/h, por lo tanto, el volumen de agua inicial será de 875 m³. Decimos que es el volumen de agua inicial ya que se tendrá en cuenta que en las torres de enfriamiento puede evaporarse una fracción del agua que circula y perderse hacia la atmósfera. Esta fracción fue estimada como un 20% del caudal de operación. Este costo se especifica más adelante, ya que se considera como un costo de operación.

- Agua enfriada por el equipo de refrigeración:

En este circuito cerrado el agua es utilizada como fluido auxiliar para enfriar el mosto de fermentación, el jugo que entra al clarificador y el etanol anhidro. El caudal total es de 2648 m³/h, luego el volumen de agua será de 529,6 m³.

- Agua de osmosis necesaria para la caldera.

Nuestra planta, cuenta con una planta de osmosis de 45 m³/h ya que es el caudal necesario para recuperar el 10% que se necesita en la caldera, en consecuencia, antes de la puesta en marcha es necesario operar el equipo de osmosis 9 horas y media para obtener el caudal de agua necesario, es por ello que a esta agua se le suma un 20% de precio por consumo energético. Luego el precio es 8,4\$/m³.

El volumen total de agua de red inicial es de 1809,6 m³. Sabiendo que el precio del agua es de 7,2291 \$/m³, el precio de inversión en agua de red es 374 USD. Por otra parte, el agua de osmosis para caldera tiene una inversión de 100 USD.

En cuanto al glicerol, la estimación fue la misma: inicialmente se tendrá un 20 % del caudal de operación. El caudal de solvente es 1.109.000 kg/h, por lo tanto, se necesitan 221.800 kg. Se encontró que el precio de la glicerina es de 200 USD la tonelada. El precio de inversión en glicerol es de USD 44.360.

Luego, el costo de la inversión fija se calcula como se detalló anteriormente siendo el mismo de USD 170.677.294

Sumándole el valor del terreno se tiene el valor de la inversión fija total, siendo el mismo de USD 171.877.294.

Inversión en capital de trabajo

Es la disponibilidad de capital de necesaria para que una vez que la planta esté en régimen de operación, pueda hacerlo de acuerdo a lo previsto en los estudios técnico-económicos. Está compuesto por inventarios de materias primas, productos en elaboración, efectivo para pagos de materias primas, salarios, servicios, créditos a proveedores, cuentas a pagar, entre otras cosas. Se lo estima como un 10% de la inversión fija total. Es por esto que toma un valor de 17.187.729 USD.

Inversión total

La inversión total es la suma de la inversión fija total y del capital de trabajo. El valor de la misma es de USD 189.065.023.

COSTOS DE OPERACIÓN

Los costos de producción o costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación o una pieza de un equipo en producción. Los costos de producción para un determinado período de tiempo, por ejemplo, un mes, pueden dividirse en dos grandes categorías: los COSTOS VARIABLES, que son proporcionales a la producción como por ejemplo el costo de materia prima, y los

COSTOS FIJOS que son independientes de la producción, como por ejemplo el costo de los impuestos que paga el edificio.

Costos variables

Estos costos se calcularon para el 100% de la capacidad de nominal.

Costos de materia prima

Este rubro está integrado por los gastos en las materias primas que intervienen directamente con los procesos de transformación.

Según los balances de materia, son necesarios 1416 toneladas/hora de caña de azúcar. El precio de caña de azúcar, se consultó a un profesional en la materia, que ejerce en la provincia de Tucumán, siendo el mismo con la cosecha es de $500 \frac{\$}{t}$

Costo de caña de azúcar (por año) = 87.387.428 USD

Por otra parte, la levadura se reutilizará durante todo el año, es decir solo es necesario comprar los kilos iniciales. El precio de levadura se consultó al ingenio Concepción, y es de 140 \$/kg. Se consumen 31.250 kg de levadura.

Costo de levadura (por año) = 125.000 USD

El agua de imbibición es 311 t/h. Para este consumo, se utilizará el agua condensada en los evaporadores y agua fresca. Esa agua tiene un caudal de 202,15 t/hora. Luego el consumo de agua como materia prima es de 108,85 t/hora. El precio del agua en Tucumán es 7 \$/m³.

Costo de agua = 94.046 USD.

Costos totales de materia prima = 87.606.474 USD

Mano de obra y supervisión

Para la mano de obra y supervisión, se analizó cada sector de la planta por separado y se consultó al ingenio Concepción. Se cuenta con 5 sectores, y cada uno tiene su propio personal.

- Molienda: 5 operarios (3 turnos al día).
- Evaporador – Clarificador: 4 operarios (se estimó $\frac{1}{4}$ de hombre por evaporador y 1 por clarificador, 3 turnos al día).

- Fermentación – Separación - Destilación: 6 operarios por turno (se cuentan con 8 centrifugas, 3 tac y 3 torres de destilación, 3 turnos al día).
- Sub-planta de CO₂: 3 operarios (3 turnos al día).

Se tiene un total de 54 empleados. Según la Federación Obrera Tucumana de la industria Azucarera, el suelo de agosto 2018 es de \$22.500 mensuales. Se debe adicionar el aguinaldo para cada operario y un 35% por carga sociales, por lo cual se tendrá un costo anual \$11.481.750.

Costos totales por mano de obra anuales: 328.050 USD

Los costos de supervisión se estiman como un porcentaje del costo de la mano de obra directa que puede variar desde 10% hasta 25% de la misma. Considerando el 20% se obtiene un costo total por supervisión de USD 57.408 anuales.

Luego, en el costo de laboratorio, se determinó que se contará con 2 personas, solo por turno diario, siendo el costo del mismo estimado como un 5% del costo de mano de obra. De este modo el costo de laboratorios es de USD 16.402 anuales.

Costos de servicios

- Energía eléctrica

La caldera a bagazo genera 420 tn/hora de vapor de agua. Las turbinas generan 1 MW por cada 10 toneladas de vapor. En consecuencia, se genera una energía de 42 MW.

Por otra parte, se consideró un gasto del 30% de los consumos en la planta, en iluminación de la misma y los consumos de las oficinas.

Todo esto sumado produce un consumo total de 40.667 kW. Con lo generado en la caldera se alcanza a cubrir el gasto energético y no se involucran gastos adicionales en esta área. Actualmente en la Argentina no se puede vender energía a la red, sin embargo, el excedente podría comercializarse si las leyes cambian.

- Vapor

El vapor utilizado para los procesos auxiliares es el vapor de escape de la caldera. Por lo tanto, no tiene un costo asociado directamente.

- Consumo de agua

Los costos por agua, son el total del consumo, que es 524,22 tn/h, por el precio del agua en Tucumán. Luego, el precio final es de 452.926,08 USD.

- Consumo de gas

Se consideró únicamente el consumo de la caldera a gas. La energía que consume esta caldera está dada por el calor necesario para calentar el agua de 21 a 161 grados, y el calor de vaporización a la presión de operación (8 bares). A esto se le debe sumar un porcentaje por pérdidas de energía por disipación. Luego el calor total es:

$$Q = m * c_p * (169 - 21) + m * \Delta H_{vap} = 1.036.542 \text{ BTU/año}$$

Luego considerando el valor del MBTU en 4,18 dólares el costo en gas por el consumo de la caldera es de USD 4.332.747. Vale destacar que para el desarrollo de los cálculos no se tuvieron en cuenta las pérdidas por disipación de energía.

Luego el costo total en servicios es de 4.785.673 USD.

Costos de suministros

- Glicerol

El caudal de reposición de glicerol es de 3 kg/h. Luego los costos por reposición de glicerol es de USD 2.592.

- Silica gel

Se renueva completamente todos los años. Además, hay que tener en cuenta que en la regeneración se pierde silica gel. En consecuencia, los gastos son 700 toneladas al año. El precio de este producto es 1000 dólares la tonelada. Luego este rubro tiene un gasto de USD 700.000.

- Carbón activado

Se renueva completamente todos los años y se necesita 6 toneladas. El precio de la tonelada de este producto es de USD 1100. Luego los costos por carbón activado son de USD 6.600

Costos de mantenimiento

Este rubro incluye costos de materiales y mano de obra empleados en planes de mantenimiento preventivos y de reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento de distintos equipos. Dependiendo del tipo de operación se lo puede estimar desde un 2 a un 10% de la inversión fija. En este caso se lo considerará como un 9,5% de la inversión fija siendo el costo anual del mismo de USD 16.407.821

Costos fijos

Costos de ventas y distribución

Este componente del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, comisiones y gastos de viajes para empleados del departamento de ventas, transporte y gastos extras asociados a las ventas, servicios técnicos de venta y participación en ferias, entre otros. En general, se calcula como un porcentaje (del 1 al 5%) de los ingresos por ventas anuales. En este caso se consideró como USD 5.565.262.

Costos de administración y dirección

Incluye todos los gastos en administración de la empresa, salarios de personal administrativo, gastos generales tanto de insumos como de servicios. Además, contempla gastos de dirección de la empresa, pago de asesoramiento legal y contable. Este costo puede estimarse como un porcentaje (del 20 al 40%) del costo de mano de obra directa. Se lo considera un 30% del MOD siendo el mismo de USD 98.415 por año.

Depreciación

Depreciación significa una disminución en valor. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. Los bienes de producción comprados recientemente, tienen la ventaja de contar con las últimas mejoras y operan con menos posibilidades de roturas o necesidad de reparaciones. Excepto para posibles valores de antigüedad, el equipo de producción

gradualmente se transforma en menos valioso con el uso. Esta pérdida en valor se reconoce en prácticas de contabilidad como un gasto de operación. En lugar de cargar el precio de compra completo de un nuevo bien como un gasto de una sola vez, la forma de operar es distribuir su costo de compra durante la vida del bien en los registros contables. Este concepto de depreciación puede parecer en desacuerdo con el flujo de caja real para una transacción particular, pero para todas las transacciones tomadas colectivamente provee una representación realista del consumo de capital en estados de beneficio y pérdida.

En los pocos años de vida útil que presenta este proyecto, se considera que los bienes no pierden valor. En consecuencia, la depreciación se considera nula.

Costo	Valor (USD)
Materia prima	87.606.474
Mantenimiento	16.407.821
Ventas	5.565.262
Servicios	4.785.673
Suministros	709.192
mano de obra	328.050
Administración y dirección	98.415
Supervisión	57.408
Laboratorios	16.402
TOTAL	115.574.697

Tabla 9.2: Costos de producción.

En el gráfico 9.1 se puede observar que los principales costos que presenta el proyecto son por la materia prima. El 80% de los costos totales se los lleva este rubro. Luego, el mantenimiento también conlleva un valor significativo en la estructura de costos.

Los costos totales de operación son de USD 115.574.697.



Gráfico 9.1: Costos de operación.

ANÁLISIS DE RENTABILIDAD

Ingresos por ventas

Para calcular los ingresos por ventas se consideró los ingresos por etanol y CO₂. El precio del kilogramo de dióxido de carbono es de 17,5\$ y el litro de bioetanol tiene un precio de 21,999 [\$/l]. Luego los ingresos totales son:

$$\text{Ingresos por CO}_2 = 17,5 \text{ \$/kg} * 44862 \text{ kg/h} = 785085 \text{ \$/h} = \text{USD } 96.901.920.$$

$$\text{Ingresos por etanol} = \text{USD } 125.708.571.$$

$$\text{Ingresos totales por ventas (anuales): } 222.610.491 \text{ USD}$$

Luego, el beneficio neto antes de impuestos se calcula como:

$$\text{BNAI} = \text{Ventas} - \text{Costo}$$

$$\text{BNAI} = 107.035.800 \text{ USD/año}$$

Cabe destacar que se despreció el valor de la depreciación anual, ya que en los años que se calcula del proyecto se considera insignificante.

$$\text{Impuestos} = 0,35 * \text{BNAI} = 37.462.530 \text{ USD/año}$$

Por último, el flujo de caja anual es:

$$\text{FC} = 69.573.270 \text{ USD/años}$$

Para analizar la rentabilidad, se eligió el método de la tasa interna de retorno. Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero (o al valor residual más terreno más capital de trabajo) durante la vida útil del proyecto. Por lo tanto, la tasa de retorno que se obtiene por este método es equivalente a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla totalmente paga al final de la vida útil del proyecto. Por lo tanto, en este método se especifica que la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total sea igual a cero.

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 3	Año 4	Año 5
FUENTES	Capital propio	189.065.023					
	Ventas netas	222.610.491	222.610.491	222.610.491	222.610.491	222.610.491	222.610.491
	Total (a)	411.675.514	222.610.491	222.610.491	222.610.491	222.610.491	222.610.491
USOS	Activo fijo	171.877.294					
	Activo de trabajo	17.187.729					
	Costos de producción	115.574.697	115.574.697	115.574.697	115.574.697	115.574.697	115.574.697
	Total (b)	304.639.720	\$4.579.134.057	\$4.579.134.057	\$4.579.134.057	\$4.579.134.057	\$4.579.134.057
BNAI = Saldo (a)-(b)		107.035.800	107.035.800	107.035.800	107.035.800	107.035.800	107.035.800
Impuestos		37.462.530	37.462.530	37.462.530	37.462.530	37.462.530	37.462.530
Beneficio neto= BNAI- impuestos		69.573.270	69.573.270	69.573.270	69.573.270	69.573.270	69.573.270

Tabla 9.3: Cuadro de usos y fuentes.

Como no se tuvo en cuenta la depreciación, el beneficio neto es igual al flujo de caja (FC).

Para calcular el TIR se utilizó la ecuación (1). La TRMA (tasa de rentabilidad mínima aceptable) se consideró 21%, ya que es el valor más utilizado en la práctica. El valor de TIR calculado es de 36,9%. Luego el valor de la TIR es mayor que la TRMA y se debe continuar con el análisis de rentabilidad.

$$0 = \sum_{j=1}^5 \frac{Fc}{(1+TIR)^j} - I_T \quad (1)$$

Es importante aclarar que al último flujo de caja se le sumo el valor residual del proyecto, el valor del terreno y el capital de trabajo.

Por otro lado, se decidió analizar el tiempo de repago del proyecto, para corroborar la rentabilidad del mismo. Este es el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión original en forma de flujos de caja del proyecto. Este valor puede calcularse con la siguiente ecuación, siempre y cuando los flujos de caja sean constantes:

$$n_R = \frac{I_F - L}{FC}$$

Al no tener en cuenta la depreciación, la expresión queda:

$$n_R = \frac{I_F}{FC}$$

Se obtiene un tiempo de repago de 2,35 años. Por lo tanto, se puede concluir que se recupera la inversión fija antes de la mitad de vida útil del proyecto. En consecuencia, el proyecto es rentable.

CRONOGRAMA Y PLANIFICACIÓN

Se consideró un periodo de 4 años para realizar este proyecto. En el siguiente cuadro se detalla cada etapa del proyecto, con el porcentaje que representa del mismo (0-100%) y con la duración que debe tener cada una de estas etapas.

Duración del Proyecto

4 años

Etapa [N°]	Etapa general	Descripción	Peso [0-100]	Avance (días)
1	Ingeniería Básica	<p>Propuesta Técnica</p> <p>Capacidades requeridas</p> <p>Equipos necesarios</p> <p>Enlazamiento y disposiciones generales</p> <p>Diagramas de flujos preliminares</p> <p>Determinación preliminar de las condiciones de operación</p> <p>Peso y dimensiones de los equipos principales del proceso</p> <p>Especificaciones para compra de equipos principales (hojas de datos) Listados preliminares</p>	15	216
2	Ingeniería de detalle	<p>Revisión de la Ingeniería Básica</p> <p>Planos de Disposición de Equipos</p> <p>Diseño de áreas y aprobación de planos</p> <p>Diagramas de Flujos y P&ID definitivos</p> <p>Diseño de cañerías, sistemas eléctricos y dispositivos de control</p> <p>Listados de compras de todos los equipos incluidos. Órdenes de compra de los terrenos y equipos</p> <p>Estudio de disponibilidad de servicios: agua, luz y gas</p>	20	508
3	Obra civil	<p>Adecuación del terreno</p> <p>Sub-estructuras</p>	10	654

		Super-estructuras Distribución física		
4	Instalación de servicios		5	727
		Tuberías y aislamiento Trabajo eléctrico		
5	Instalación de equipos		20	1019
		Instalación de equipos principales Cañerías y válvulas Instalación de sistemas de control		
6	Comisionamiento		5	1092
		Monitoreo de los Indicadores del proyecto Entrega de documentación al departamento que quedarán a cargo Elaborar un Contrato de Puesta en Marcha Evaluación o Entrega Segura del proyecto		
7	Pruebas con agua		5	1165
8	Puesta en marcha		10	1311
9	Período de optimización		10	1457

ESTRUCTURA ORGANIZACIONAL

La distribución jerárquica de la empresa se puede observar en el gráfico 9.2.

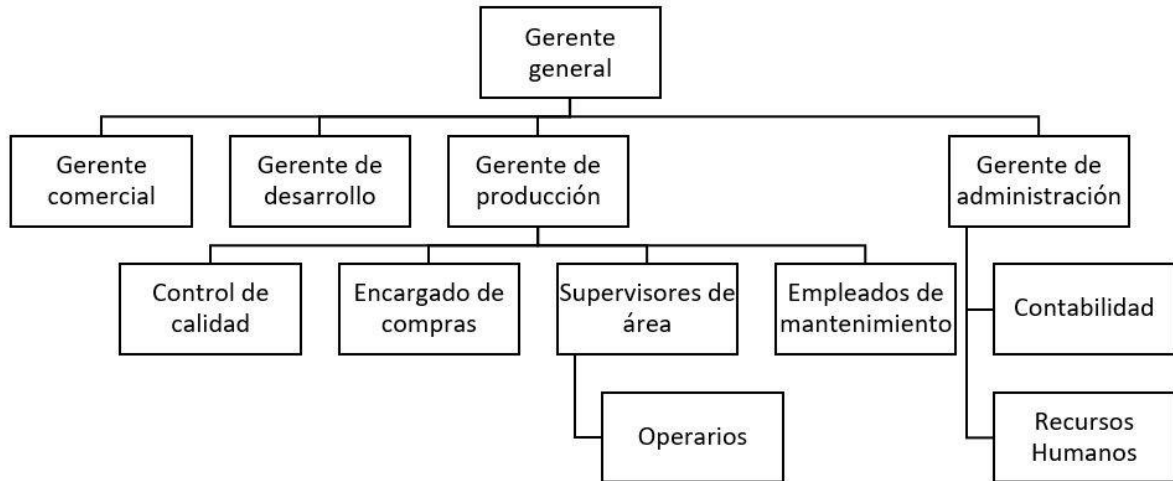


Grafico 9.2: Organigrama de la empresa.

Para la mano de obra y supervisión, se analizó cada sector de la planta por separado y se consultó al ingenio Concepción. La planta operara 24 hs, durante el periodo de zafra que son 180 días. Se cuenta con 5 sectores, y cada uno tiene su propio personal.

- Molienda: 5 operarios (3 turnos al día).
- Evaporador – Clarificador: 4 operarios (se estimó $\frac{1}{4}$ de hombre por evaporador y 1 por clarificador, 3 turnos al día).
- Fermentación – Separación - Destilación: 6 operarios por turno (se cuentan con 8 centrifugas, 3 tac y 3 torres de destilación, 3 turnos al día).
- Sub-planta de CO₂: 3 operarios (3 turnos al día).

Se tiene un total de 54 empleados.

Además, se requiere de un gerente general (director ejecutivo), el cual tiene a cargo al siguiente personal:

- Un gerente administrativo, responsable de dirigir, organizar y controlar, un administrativo de recursos humanos y un administrativo de finanzas, contabilidad, (a cargo de la planificación, ejecución e información

financiera, con la finalidad de cumplir los objetivos de corto, mediano y largo plazo propuestos por la empresa).

- Un gerente comercial, responsable de mantener la rentabilidad del negocio, atender a los clientes más importantes, revisar con el equipo gerencial las metas internas, liderar y coordinar las funciones de planificación estratégica. Debe ser capaz de manejar un equipo de ventas o asociarse con otros departamentos de ventas relacionadas con el fin de determinar la forma más efectiva de hacer crecer el negocio de la compañía.
- Un gerente de desarrollo (e investigación) responsable de la oficina técnica, con el fin de obtener mejoras en el producto y eventualmente proyección de nuevos productos para que la empresa pueda mantenerse competitiva e incluso alcanzar mayor porción del mercado.
- Un gerente de producción responsable de llevar a cabo el proyecto ideado por el productor. Es el responsable del equipo de producción, que suele formarse junto a un jefe general y un número determinado de operarios. El gerente de producción es el encargado de elaborar las estrategias de esa área, tomar decisiones y planificar los procesos.

BIBLIOGRAFÍA

Capítulo 1

1. <http://www.olade.org/sites/default/files/CIDA/Biocomustibles/CEPAL/bioetanol%20ca%C3%B1a%20de%20azucar.pdf>
2. <http://www.infocampo.com.ar/el-bioetanol-en-argentina-ayer-y-hoy/>
3. www.portalcania.com.ar
4. <http://www.revistachacra.com.ar/nota/13485>
5. <http://agromaker.com.ar/argentina-tiene-14-plantas-grandes-elaboradoras-de-etanol-contra-198-de-ee-uu/>
6. http://www.ub.edu/ecologia/carlos.gracia/PublicacionesPDF/Cap%C3%ADtulo%204_Bioetanol.pdf
7. <http://www.refinaciondeaceites.com/aplicaciones-del-bioetanol.html>
8. <http://www.biodisol.com/biocombustibles/ventajas-y-desventajas-del-bioetanol/>
9. <https://biodiesel.com.ar/12344/biocombustibles-en-argentina>

Capítulo 2

1. https://inta.gob.ar/sites/default/files/08_marco_legal.pdf
2. <http://www.energia.gov.ar>
3. <https://www.indec.gov.ar>
4. Bioetanol de Caña de azúcar- Energía para el desarrollo sostenible

Capítulo 3

1. “A Kinetic Study of the Fermentation of Cane Sugar Using *Saccharomyces cerevisiae*” Egharevba Felix, Ogbemor Clara, Akpoveta Oshevwiyo Vincent
2. “Kinetic Modeling and Optimization of a Batch Ethanol Fermentation Process” Samuel C Oliveira, Romulo C Oliveira, Mariana V Tacin and Edwil AL Gattás.
3. “Recirculación de vinazas en la fermentación alcohólica” Germán Andrés Castro Moreno.

Capítulo 4

1. “Innovative single step bioethanol dehydration in an extractive dividing-wall column” Anton A. Kiss, Radu M. Ignat
2. “Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation” Massimiliano Errico, Ben-Guang Rong

3. "Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study" M.A.S.S. Ravagnani, M.H.M. Reis, R. Maciel Filho, M.R. Wolf-Maciel
<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20453/fichero/Proyecto+Fin+de+Carrera.pdf>
4. "Improving bioethanol production from sugarcane: evaluation of distillation, thermal integration and cogeneration systems" Marina O.S. Dias, Marcelo Modesto, Adriano V. Ensinas, Silvia A. Nebra, Rubens Maciel Filho, Carlos E.V. Rossell

Capítulo 5

1. <https://docs.google.com/viewer?a=v&pid=sites&srcid=ZGVmYXVsdGRvbWVpbnxwbGFudGFwaWxvdG9tZHFvcGVyYWNpb25lc3xneDpjMGZmNWNiZDhINjRiODM>
2. Bioreactor Design for Chemical Engineers, Gregory T. Benz.
3. "Procesos de transferencia de calor" Donald Q. Kern
4. "Design of a batch stirred fermenter for ethanol production" Mohammad EmalQazizadaa
5. "Ethanol production in Brasil: The industrial process and its impact on yeast fermentation" Luiz Carlos Basso, Thiago Olitta Basso, Saul Nitsche Rocha
6. http://personales.upv.es/vsoto/index_archivos/FTP/TC/Intercambiadores%20de%20calor.pdf?fbclid=IwAR2r72R974uI2FfVIbdA2LMPq3cod7IZ4Lg9cE2jMwM-m35Yfpl_RgUVrG8
7. https://www.researchgate.net/publication/313808497_A_model_of_heat_exchange_and_accumulation_in_small-sized_bioreactors_during_ethanol_fermentation?fbclid=IwAR3d9vOk7bL4a1idh3PE8CzurQYp7j49glpwHlqoRKBuXyuhOD8KCmc2aDM

Capítulo 6

1. Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation.
Sulzer Chemtech

Capítulo 7

1. Operaciones de transferencia de masa. Robert E. Treybal
2. Ingeniería de la caña de azúcar- Peter Rein
3. Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation.
Sulzer Chemtech

Capítulo 8

1. <https://data.worldbank.org>
2. <https://www.foronuclear.org/es/newsletters/junio-2017/123084-las-emisiones-de-co2-en-el-mundo-en-un-informe-de-la-fundacion-empresa-y-clima>
3. <http://www.tecnicaindustrial.es/TIFrontal/a-1133-planta-recuperacion-dioxido-carbono-gasescombustion.aspx>
4. Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol. Fernando Gómez García.

Capítulo 9

1. Process Equipment Cost Estimation Final Report, enero 2002, H.P. Loh.
2. <https://tematicas.org/indicadores-economicos/precios-y-costes/indice-de-precios-industriales-precios-produccion/industria-quimica/>
3. http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/apendiceA.pdf
4. <https://www.caldema.com.br/fornecimentos>
5. Catálogo GEA, Self-cleaning Separator HDE 200-06-177, Technical Data, Recovery of yeast after bioethanol fermentation
6. https://www.properati.com.ar/1spfs_venta_terreno_lules_global-propiedades
7. https://www.pdhonline.com/courses/g127/g127content.pdf?fbclid=IwAR0fHmbSovcX4WuINs4vNRPIQLz3pH3DHQ5C-X8Ux_MYPuYUzVjSgV7jdbA
8. <http://scielo.sld.cu/pdf/rtq/v32n3/rtq09312.pdf>