

TECNOLÓGICO NACIONAL DE MÉXICO
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ

INGENIERÍA QUÍMICA.

INFORME TÉCNICO DE RESIDENCIA PROFESIONAL

TEMA:

Estudio de factibilidad técnica para la producción de alcohol de
98° GL en la destilería La Fe.

LUGAR DE REALIZACIÓN:

CÍA. AZUCARERA LA FE S.A. DE C.V. (INGENIO PUJILTIC).

ASESOR INTERNO:

ING. ROBERTO DAVID VÁZQUEZ SOLÍS

REVISORES:

ING. RENÉ CUESTA DÍAZ.
ING. AMÍN RODRÍGUEZ MENESES.

PRESENTA:

SAÚL HERRERA OVANDO

No. DE CONTROL:

12270562

Índice

1	Introducción	1
2	Justificación	3
3	Objetivos	4
4	Caracterización del área en que participó	5
4.1	Generalidades de la empresa	5
4.1.1	Historia del ingenio azucarero ubicado en Pujiltic, Chiapas	5
4.1.2	Área de influencia	6
4.2	Datos de la empresa	6
4.2.1	Localización	6
4.2.2	Ubicación	7
4.3	Misión	7
4.4	Visión	8
4.5	Valores	8
4.6	Compromisos de la empresa	8
5	Problemas a resolver	11
6	Alcances y limitaciones	12
6.1	Alcances	12
6.2	Limitaciones	12
7	Fundamento teórico	13
7.1	Producción de Alcohol en la Destilería La Fe (Ingenio Pujiltic)	13
7.2	Tecnologías alternativas para la deshidratación de alcohol	15
7.2.1	Destilación al vacío	16
7.2.2	Destilación azeotrópica	18
7.2.3	Destilación extractiva	20
7.2.4	Pervaporación	26

7.2.5 Procesos híbridos.....	27
7.2.6 Adsorción con tamices moleculares.....	28
8 Procedimiento y descripción de las actividades realizadas.....	34
8.1 Ingeniería Básica.....	34
8.1.1 Selección de la tecnología.....	34
8.1.2 Diagrama de bloques.....	35
8.1.3 Síntesis del Proceso.....	35
8.1.4 Simulación del Proceso.....	35
8.1.5 Estimación de costos.....	36
8.2 Evaluación Económica.....	37
9 Resultados.....	38
10 Conclusiones y recomendaciones.....	46
11 Competencias desarrolladas y/o aplicadas.....	48
12 Referencias bibliográficas y virtuales.....	49

1 Introducción

En este estudio de factibilidad se pretende resolver el problema del Ingenio Pujiltic a saber de producir su propio etanol carburante como combustible para su parque vehicular.

En el próximo capítulo se mencionan la importancia que tiene el proyecto para el ingenio Pujiltic en materia de combustibles alternativos; para ello se considera la necesidad de alcohol de alto grado como una buena alternativa para dicho combustible.

Para el tercer capítulo quedan establecidos los objetivos principales para que la empresa pueda desarrollar la manera de producir su propio combustible a base de etanol a 98° GL, así como también los objetivos particulares que lleva el proceso para ese fin.

El cuarto capítulo describe el área en la que se desarrolló este proyecto dando una introducción histórica del ingenio y una descripción de su posición actual tanto geográfica como económica y socialmente. Así también se mencionan sus funciones administrativas y gerenciales, como su misión, visión y valores que se fomentan.

En el capítulo cinco se describe el problema que existe en la empresa en este tema, que de manera resumida es: diseñar el proceso, que de manera eficiente, pueda producir etanol de 98° GL a partir de alcohol de 96° GL en suficiente cantidad para cumplir con sus necesidades de combustible.

En el sexto capítulo se describen los alcances ambientales y económicos que tiene este proyecto así como las limitaciones de tiempo y de información que existieron en cuanto a su elaboración y desarrollo dentro del ingenio

Para el capítulo del fundamento teórico se describe el proceso ya existente en el ingenio Pujiltic para producir alcohol con la finalidad de identificar las líneas que se utilizarán en el proceso a diseñar. También se realizó una búsqueda bibliográfica exhaustiva para conocer las tecnologías aplicadas hacia la deshidratación de alcohol más importantes, que fueron: destilación extractiva, destilación azeotrópica, destilación por vacío y adsorción con tamices moleculares.

En el capítulo posterior se describen todos los pasos realizados para desarrollar el proyecto, que incluyen: la búsqueda exhaustiva de las tecnologías, la selección de la tecnología de producción de etanol de 98° GL más apropiada para el ingenio, realizar la síntesis del proceso con la tecnología seleccionada y los intereses de la empresa, simular el proceso con las

condiciones de operación establecidas por la empresa, diseñar los equipos necesarios para la realización del proceso, estimar los costos de inversión y determinar los costos de producción, elaborar la evaluación económica para conocer la factibilidad del proyecto.

Después de realizar la revisión bibliográfica se seleccionan los tamices moleculares debido a que es la tecnología que requiere menor cantidad de energía para disminuir la concentración de agua en la mezcla con etanol, así como la más amigable con el ambiente y el operador. Con este indicio empieza el capítulo nueve. En este capítulo de resultados se encuentra la propuesta para la adición de una torre de adsorción al proceso de producción de etanol usando la línea de alcohol de segundo grado como materia prima, también se menciona la simulación llevada a cabo para este proceso, así como el diseño de la torre misma y de los equipos auxiliares con ciertas especificaciones para que su operación sea más sencilla y fácil de controlar, como lo es usar una sola columna, manejar equipos de vacío para su regeneración y mantener la alimentación en estado líquido, las memorias de cálculo para los costos de producción y de inversión que reflejan que dichos costos son de “tanto” y #tanto#, respectivamente, y la hoja de cálculo final de la evaluación económica.

De los resultados obtenidos en el capítulo nueve, se llevaron a cabo las conclusiones para el capítulo diez, que refleja que el proyecto propuesto eventualmente funciona para el año en que se elaboró a lo largo de 10 ciclos de funcionamiento durante la zafra.

2 Justificación

Los combustibles producidos con base en etanol anhidro tienen una ventaja económica sobre los fósiles ya que a pesar de su menor rendimiento en combustión, su precio está muy por debajo del actual de la gasolina, por otro lado, estos mismos combustibles tienen un alto octanaje en los motores de combustión interna además de producir menos gases contaminantes, es decir, son ecoamigables; además, su uso en mezclas con gasolinas aumentan el octanaje de las mismas y se pueden usar hasta un 15% en peso en los motores convencionales.

Es así como debido a la ventaja económica y ambiental de consumir alcohol de alto grado como combustible para los motores E-85 que maneja la destilería La Fe del grupo Zucarmex, en 3 de sus vehículos, es importante que la empresa se plantee producir su propio alcohol a 98° G. L., a partir del alcohol de segunda con la finalidad de disminuir los costos del combustible que se consume aprovechar un residuo de la propia planta.

Esto disminuirá los costos generales de insumos y por ende aumentará la productividad de la misma planta.

3 Objetivos

Objetivo general

Formular el proyecto para la producción de alcohol de 98° G.-L. y evaluarlo económicamente.

Objetivos específicos

- *Seleccionar y adaptar la tecnología para concentrar el alcohol de caña.
- *Realizar la síntesis del proceso.
- *Simular el proceso de deshidratación del alcohol.
- *Dimensionar los equipos.
- *Estimar los costos de inversión y operación.

4 Caracterización del área en que participó

4.1 Generalidades de la empresa

Giro empresarial: Industrial (producción de azúcar y la fabricación de alcohol de 96 grados)

Tipo de capital: Privado.

RFC: AFE951229563

4.1.1 Historia del ingenio azucarero ubicado en Pujiltic, Chiapas.

En el año de 1938, el señor Hernán Pedrero Arguello adquirió las tierras de la finca Pujiltic (tierra de vientos), ocupó las tierras para el cultivo de maíz, frijol y ganadería; posteriormente se dedicó a la siembra de caña de azúcar, transformándola en panela y distribuyéndola en todo el estado.

Tiempo después forma el trapiche para la molienda manejada por caballos y bueyes, fue hasta el año de 1950 cuando su propietario dejó de producir la panela para dedicarse a la producción de aguardiente; más adelante se hicieron los trabajos para preparar las tierras donde se expandió el cultivo de la caña de azúcar.

En 1958, la familia Pedrero empezó la construcción del ingenio, ya que la zona cañera se había expandido lo suficiente. Sabían a futuro que varios dueños de trapiches le suministrarían la materia prima.

Construyéndose así “La Sociedad de Plantaciones Agrícolas Intensivas”, primera razón social del Ingenio Pujiltic.

Para su construcción se compró en Nueva York un molino para sorgo al que se le hicieron las adaptaciones necesarias para la molienda de caña y fabricación de azúcar.

Durante muchos años el Ingenio trabajó con capital propio y era autosuficiente económicamente, sin embargo, más adelante requirió de los créditos de FINASA.

En 1968 Moctezuma Pedrero compró a su hermano su parte en la sociedad y la mayoría de las acciones de las tierras y junto con sus hijos Hugo e Iván Pedrero Gutiérrez se encargaron de la administración del Ingenio Pujiltic. Durante esta gestión se hicieron frecuentes inversiones para el mejoramiento de las instalaciones y la ampliación de las zonas de abastecimiento; en 1973 la superficie cultivada aumentó a 3,990 hectáreas y se obtuvo una producción de 27,127 toneladas de azúcar.

Para la zafra de 1974-1975 los propietarios consiguieron un fuerte crédito por mediación del Banco Mundial para llevar a cabo una nueva ampliación a la fábrica, esta deuda posteriormente la absorbió FINASA al pasar la empresa al sector público (zafra 1976-1977) a partir de entonces fue incrementado la producción en el Ingenio Pujiltic, hasta que se obtuvo en 1983-1984 el primer lugar nacional en productividad.

A partir de 1996 el ingenio es propiedad de la CIA AZUCARERA “LA FE” S.A DE C.V. del grupo ZUCARMEX que abarca los ingenios ubicados en: “La Primavera” (Sinaloa), “Melchor Ocampo” (Jalisco), y “Pujiltic” (Chiapas). Este último se encuentra ubicado en San Francisco Pujiltic, municipio de Venustiano Carranza, Chiapas.

4.1.2 Área de influencia

Las tierras en las que se sentó el ingenio y la finca de la familia Pedrero pertenecían al ejido de Soyatitán, en el municipio de Venustiano Carranza.

Las comunidades cañeras de los ejidos vecinos son los municipios de Soyatitán, Socoltenango, Venustiano Carranza, Las Rosas y Tzimol, cuentan con una superficie de 39.9 millones de m², poco a poco se convirtieron en proveedores del ingenio y a la vez en la principal área de influencia de este empresa.

Su establecimiento trajo como consecuencia el mejoramiento de la calidad de vida de los productores, al comercializar el producto directamente el ingenio. Actualmente es administrado por el consorcio azucarero ZUCARMEX. Tiene una capacidad de producción de 8 mil toneladas de caña; ocupando el segundo lugar a nivel nacional en producción debido a que sus tierras son de muy buena calidad y una producción de azúcar de 1000 toneladas por día, con esto se beneficia a un total de 58 comunidades cañeras con 2,997 ejidatarios y 901 pequeños propietarios.

4.2 Datos de la empresa

ZUCARMEX, CIA. AZUCARERA “LA FE” S.A. DE C.V. INGENIO PIJULTIC, MPIO. DE VENUSTIANO CARRANZA.

4.2.1 Localización

Esta unidad industrial se encuentra en el kilómetro 46 de la carretera a Tuxtla-Villa de las Rosas, Chiapas, la cual parte del kilómetro 1,204 de la carretera panamericana Cristóbal Colón. La superficie de la fábrica es de 99 mil m² y la sección construida de 14 mil m². Encontrándose a 670 metros sobre el nivel del mar.

Con dirección: Domicilio conocido, sin número, Colonia San Francisco Pujiltilic, Municipio Venustiano Carranza. C. P.: 30310.

4.2.2 Ubicación

Al norte con el ejido de Soyatitán

Al sur con la finca El Zapote

Al oriente con la colonia Hernández, Hernández

Al poniente con la finca el cascajal.

Teléfono: (992) 6871300

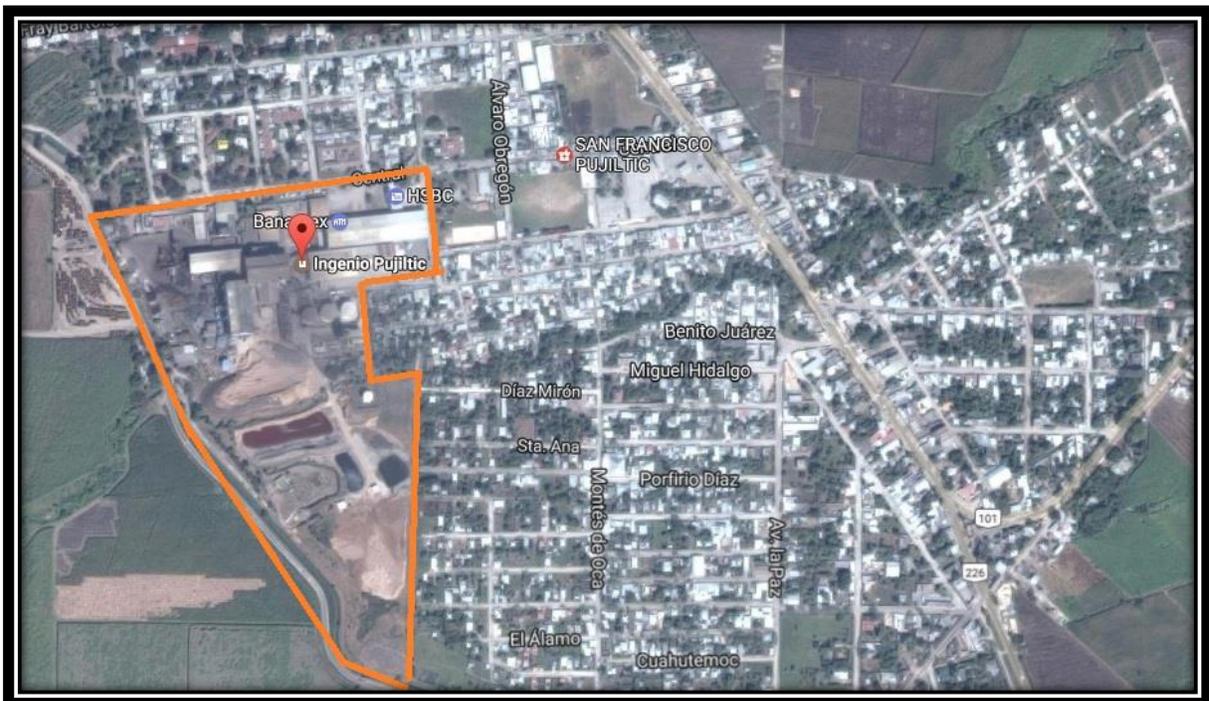


Fig. 4.1 Localización vía satélite del ingenio Pujiltilic (Google Maps)

4.3 Misión

La misión del grupo ZUCARMEX es ser cada día más productivos y aprovechar las oportunidades de negocios que se presenten en el entorno nacional e internacional, para lograr una mejor calidad de vida para todos los que somos ZUCARMEX, y crear los espacios para el desarrollo de los jóvenes que enfrentan los retos del nuevo milenio.

4.4 Visión

Ser una empresa que invierta y participe en el proceso de desarrollo económico de nuestro país y de nuestra región, ofreciendo oportunidad y fuentes de trabajo estables a los jóvenes que constituyen la mayoría de nuestra población.

Ser líderes a nivel nacional en eficiencia, volumen de producción, calidad, servicio, innovación y tecnología, respetando y protegiendo celosamente el medio ambiente.

Ser una empresa generadora de riqueza que se distribuya de manera equitativa a nuestros trabajadores, productores de caña y accionistas.

Ser una empresa dirigida con una perspectiva internacional, pero planificada con una visión nacionalista.

4.5 Valores

Integridad

Actuar con honestidad, responsabilidad y respeto

Colaboración

El trabajo productivo colectivo basado en trabajo de equipo y obtener los mejores resultados

Liderazgo

Visualizar el futuro y orientar el esfuerzo hacia la excelencia en el servicio y la competitividad.

Ética:

Nuestro comportamiento estará siempre basado en nuestros principios y valores.

Nuestro código de ética:

Nuestra cultura ZUCARMEX cimentada en nuestros valores cumpliendo nuestra misión, promueve el crecimiento de nuestra empresa y el desarrollo de nuestros clientes, inversionistas, trabajadores, proveedores, productores de caña y la comunidad en general.

4.6 Compromisos de la empresa

Colaboradores

Garantizar el respeto a su dignidad, a su individualidad y facilitar un ambiente para su bienestar y desarrollo.

Accionistas

Proporcionar una rentabilidad razonable de manera sostenida.

Proveedores

Mantener relaciones cordiales y propiciar su desarrollo.

Clientes.

Brindar un servicio ejemplar y apoyarlos en su crecimiento y desarrollo.

Competidores

Competir en el mercado de manera vigorosa y objetiva, basándose en prácticas de comercio leales.

Sociedad

Promover el fortalecimiento de los valores éticos universales. Apoyar el crecimiento económico y social de las comunidades en donde nos encontramos.

Nombre del departamento donde se trabajó: Fábrica de alcohol/ron

Organigrama

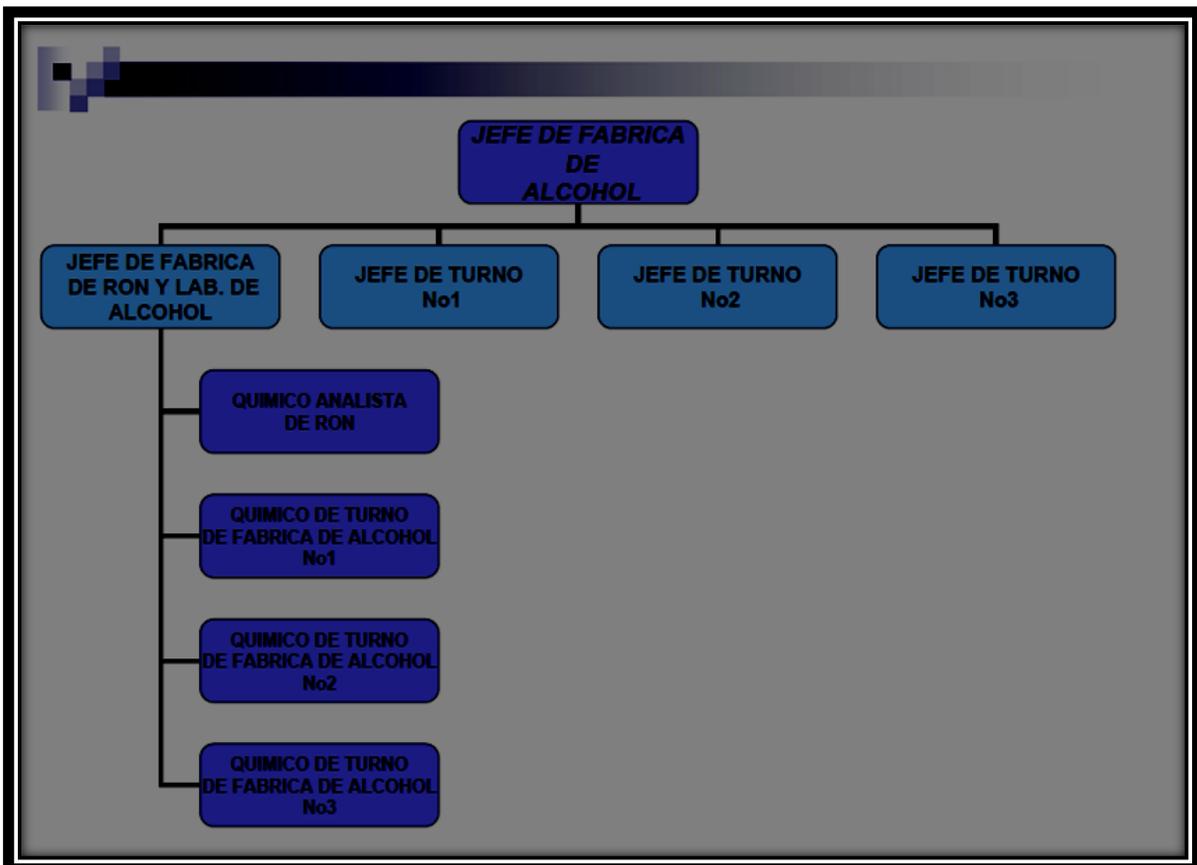


Fig. 4.2. Organigrama de la fábrica de alcohol.

5 Problemas a resolver

El ingenio Pujiltic cuenta con 3 vehículos con motores E-85 que permiten el uso de alcohol etílico de 98° GL como combustible mezclándolo con gasolina hasta un 85%. El alcohol grado carburante necesario es adquirido con proveedores externos.

La destilería La Fe, por su parte, produce el alcohol de segunda como residuo a una concentración de 96° GL; sin embargo, dadas sus necesidades de alcohol a 98° G-L se plantea la posibilidad de purificarlo directamente en la planta, por lo que primeramente hay que determinar la tecnología que permita deshidratar el alcohol que produce la destilería La Fe hasta 98° G-L.

Al buscar los métodos de purificación de alcohol se tiene que solamente Tamices Moleculares es la opción que mejor satisface las necesidades de la empresa ya que tiene un bajo consumo energético, así también es una operación segura y sencilla, aparte de que la empresa puede otorgar material para su instalación y no elevar su costo. Por lo que hay que adaptarlo a las condiciones de operación e intereses del ingenio.

6 Alcances y limitaciones

6.1 Alcances

Con este trabajo se pretende seleccionar la mejor opción tecnológica para deshidratar alcohol en la destilería La Fe; desarrollar la ingeniería básica y de detalle correspondiente..

Se estima que la destilería será capaz de producir su propio alcohol para combustible y generar ahorros del mismo, así como a futuro adquirir más vehículos que utilicen esta mezcla de etanol-gasolina y producir mayor cantidad de alcohol a 98° GL.

6.2 Limitaciones

- 1) La demanda real no pudo establecerse hasta un par de semanas antes de que empezara el periodo de zafra.
- 2) Los datos de los tamices moleculares no se pudieron conocer hasta que el vendedor hubo mandado la hoja de especificaciones de la misma.
- 3) La empresa posee material que pueden usarse en este proyecto que no están siendo utilizados en el proceso, por lo que aplicarlos en el diseño del equipo puede ahorrarle algunos gastos a la planta.

7 Fundamento teórico

7.1 Producción de Alcohol en la Destilería La Fe (Ingenio Pujiltic)

En la Cía. Azucarera La Fe S. A. de C. V., ubicada en la colonia San Francisco Pujiltic del municipio de Venustiano Carranza en el estado de Chiapas, además de procesar la caña para la obtención de azúcar, se encuentra una destilería capaz de producir hasta 60000 litros de alcohol de caña diarios.

En el proceso de producción de azúcar a partir de la caña se obtiene un componente residual llamado melaza (miel incapaz de formar cristales), la cual es bombeada a los tanques de almacenamiento de la fábrica de alcohol. Para el almacenamiento se requiere que la melaza se encuentre con 85° BRIX, para evitar la aparición de hongos y otros microorganismos que puedan comprometerla.

Al inicio del proceso para la obtención de alcohol, la melaza es transportada a un tanque predilutor, donde se consigue llevar la melaza cerca de los 40° BRIX con agua caliente.

Posteriormente la melaza pasa a un decantador dinámico, en el cual se le agrega floculante mediante agitación para separar la mayor cantidad de lodos y carbonatos de la miel, además se adiciona ácido sulfúrico para reducir el pH a un rango entre 4 a 4.5 y se calienta la melaza hasta llegar entre 80 a 85° C con vapor de agua.

Después la mezcla pasa a un decantador estático donde se deja reposar durante 4 horas para que se pueda decantar 60-70% de los lodos y carbonatos contenidos en la melaza.

El clarificador, el cual es el siguiente equipo por el que pasa la melaza, sirve para continuar eliminando residuos de lodos y carbonatos. Este equipo cuenta con las salidas de residuos, la de lodos, que se bombean a la laguna de vinaza para su posterior tratamiento, y la de recirculación, que devuelve una mezcla pobre de lodos y carbonatos al decantador estático para que repose otras 4 horas y pueda eliminar la mayor cantidad de residuos presentes.

Cuando el tiempo termina en el decantador estático, se pasa la mezcla hacia las tinajas de fermentación, en las cuales se les agrega la levadura a una temperatura de 30-35° C, además se cuida que los grados Brix se mantengan en el rango de 10-15 y que el pH esté entre 2.5 y 3 acorde a las condiciones, lo que permite que la levadura se desarrolle y se multiplique, siendo aquí la única operación unitaria donde se favorece la producción de alcohol.

Después de la fermentación el líquido resultante se manda a la tina volante, equipo que siempre debe contener producto; el flujo de salida de la tina volante es conocido como vino, el cual, en este caso, es una mezcla de alcohol, levadura e impurezas.

La destilación consecuente de este vino se lleva a cabo con el fin de obtener una concentración de etanol correspondiente al 96% v/v (Ramos, 2009).

El vino se bombea posteriormente a la primera columna de destilación conocida como columna destrozadora, que tiene dos etapas, la desgasificadora y la de despojamiento. Durante la etapa desgasificadora se retiran los vapores volátiles, mientras que los líquidos pasan a la etapa de despojamiento. En la etapa de despojamiento se agota el etanol hasta obtener la "vinaza" ($<0.08^{\circ}$ G.-L.) como producto de cola, también se fomenta la remoción de sólidos en el fondo con la vinaza, así como la remoción de alcoholes secundarios y aldehídos (Ramos, 2009). De los fondos de dicha torre se obtiene la vinaza, la cual es enviada a la laguna de vinaza, mientras que por el domo se obtiene una mezcla de alcohol entre $50-70^{\circ}$ G. L. con aldehídos y cetonas que se produjeron en la fermentación, este alcohol con impurezas se conoce como aguardiente o flema de alto grado.

Posteriormente, la flema de alto grado llega a la columna depuradora en la cual se le agrega agua para disminuir los grados G. L. hasta un rango entre 10-15, esto con la finalidad de que el etanol pueda ser transportado la menor cantidad de impurezas residuales, entendiéndose como aldehídos, acetonas, ésteres, acetatos a dichas impurezas. El producto de cabeza de esta columna es conocido como alcohol de segundo grado y la mezcla de etanol-agua que sale por el fondo de esta columna se le conoce como flegma, la cual es transportada a la columna rectificadora.

La columna rectificadora tiene la función de concentrar y remover los alcoholes superiores conocidos como "aceites fusel", así como también la de concentrar y remover flemaza o compuestos livianos de la mezcla. Una vez que se recibe la flema, se hace la separación del etanol hasta llegar al punto azeotrópico, el cual se extrae lateralmente por debajo del tope de la columna (Ramos, 2009). Posteriormente se separan las impurezas restantes del etanol final y se recirculan a la torre depuradora con el nombre de flemaza.

Para aumentar la calidad del alcohol rectificado, de la columna rectificadora se extraen lateralmente dos mezclas principales de alcoholes, la primera es una mezcla rica en propanol (fusel alto) y la segunda es una mezcla de alcoholes isoamílicos (fusel bajo). Siendo el fusel inmisible en agua, se aprovecha a lavarlo en un separador y retornando la mezcla etanol-agua a la columna rectificadora y el fusel queda como subproducto (Ramos, 2009).

Finalmente, el alcohol de 96° G. L. es transportado a los tanques de almacenamiento diario para posteriormente despacharlos. Si no se llegan a despachar en el mismo día, se manda a un tanque de almacenamiento final.

El alcohol obtenido como producto principal es llamado alcohol de calidad y presenta las siguientes especificaciones de acuerdo a la norma NXM-V-034-1982:

Sensoriales

1. Color: Incoloro
2. Olor: característico
3. Sabor: Ardiente
4. Apariencia: Líquido transparente

Físicas y químicas

1. Grado alcohólico real a 288 K (15 °C), % de alcohol en volumen a 288 K (15 °C): 96.0
2. Acidez total (como ácido acético), aldehídos (como acetato de etilo), alcoholes superiores (aceite de fusel) (como alcohol amílico) y furfural. Valor máximo expresado en mg/dm³ referidos a alcohol 100%: 125

7.2 Tecnologías alternativas para la deshidratación de alcohol

La manera más usual de obtener etanol de calidad a partir de la fermentación es por medio de la destilación convencional, la cual permite conseguir una mezcla etanol-agua cercana al punto azeotrópico (96% v/v), sin embargo, esta no puede ser utilizada en las mezclas gasolina-etanol ya que puede ocurrir separación de fases (Carreón, Ramos, Centeno, Leal, Martínez, Fernández, 2009).

Es necesario entonces que el contenido de agua en la mezcla sea suficientemente bajo para poder aplicarla como oxigenante en las gasolinas y poder aumentar su octanaje (Carreón et al, 2009), además que la presencia de agua en el etanol puede conllevar a fallas durante la combustión en el motor (Wyman, 1994). No obstante, no es posible obtener alcohol anhidro (<0.4% v/v de humedad) por métodos convencionales (Palacio, 1956).

La deshidratación se lleva a cabo por un proceso físico y permite separar el agua del etanol que por destilación no se pudo separar porque ambos tienen la misma volatilidad a la temperatura y presión de trabajo (Ramos, 2009).

Palacio (1956) divide los métodos para romper o evitar el punto azeotrópico de la mezcla etanol-agua de la siguiente manera:

- a) Por métodos químicos
- b) Por métodos físicos

Los métodos químicos son aquellos procedimientos donde se manejan cuerpos capaces de absorber el agua, principalmente sales.

Mientras que en el segundo grupo, de acuerdo a Palacio (1956), se mencionan los procedimientos que desplazan el punto azeotrópico o lo suprimen como pueden ser: por variación de presión empleando vacío, por medio de un reactivo que consiga un alcohol de grado superior y eventual destilación, basándose en la adsorción, o bien utilizando absorbentes de agua o etanol que fraccionen la mezcla azeotrópica.

La primera alternativa que se tuvo en consideración para superar el punto azeotrópico consiste en modificar las condiciones de operación de la destilación, las cuales abarcan desde la aplicación de alto vacío hasta la adición de solvente; dichas modificaciones varían los coeficientes de actividad de la mezcla. Posteriores a las técnicas de destilación, que involucran operaciones líquido-vapor, se han introducido otras que utilizan los principios de adsorción y permeación, y como propuestas alternas se encuentran los procesos híbridos que combinan diferentes técnicas y procesos (Uyazán, Gil, Aguilar, Rodríguez y Caicedo, 2004).

Las siguientes son alternativas que muestran amplias posibilidades para superar la composición azeotrópica.

7.2.1 Destilación al vacío

La destilación a vacío hace uso del cambio en el equilibrio de fases a presiones inferiores a la atmosférica, sin embargo, para obtener un producto de alta pureza es necesario utilizar columnas de deshidratación con un gran número de etapas y con altas relaciones de reflujo (Uyazan y Gil, 2003).

En la figura 7.1 se muestra el efecto de la presión sobre la composición azeotrópica del sistema etanol-agua. Por debajo de los 6 kPa el azeótropo desaparece y la separación de los componentes se hace teóricamente posible (Quintero, Montoya, Sánchez y Cardona, 2007).

Para deshidratar alcohol de esta manera se utilizan dos columnas consecutivas (fig. 7.2): la primera sirve para llevar una solución diluida a una concentración cercana a la azeotrópica y

llevarla a la segunda, en la cual se hace vacío para deshidratar el alcohol y obtener una composición por encima del 99% en volumen (Uyazán et al, 2004).

El destilado obtenido de la columna de rectificación es enviado a una columna que opera a presiones inferiores a 6 kPa, el destilado de esta columna consiste de etanol al 99.3 % en peso (Quintero et al, 2007).

Para conseguir un producto de alta pureza es necesario manejar torres de deshidratación con más de 40 etapas y con grandes relaciones de reflujo, lo que lleva a grandes costos en la operación y la instalación.

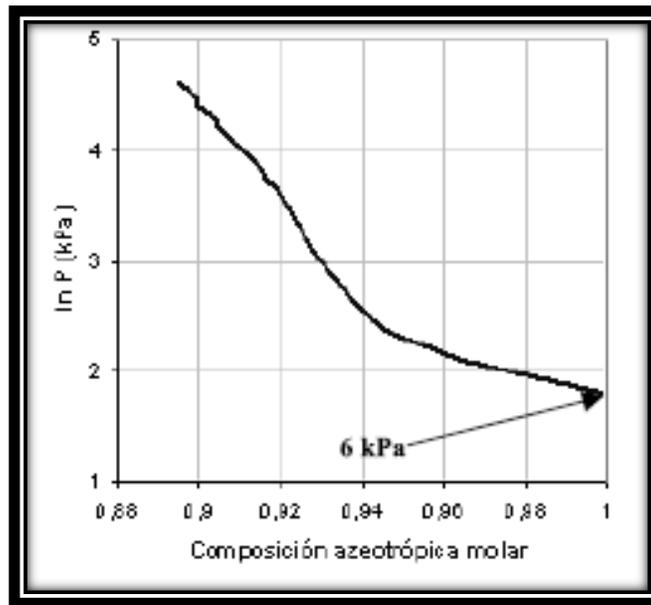


Fig. 7.1 Efecto de la presión sobre la composición azeotrópica de la mezcla etanol-agua.

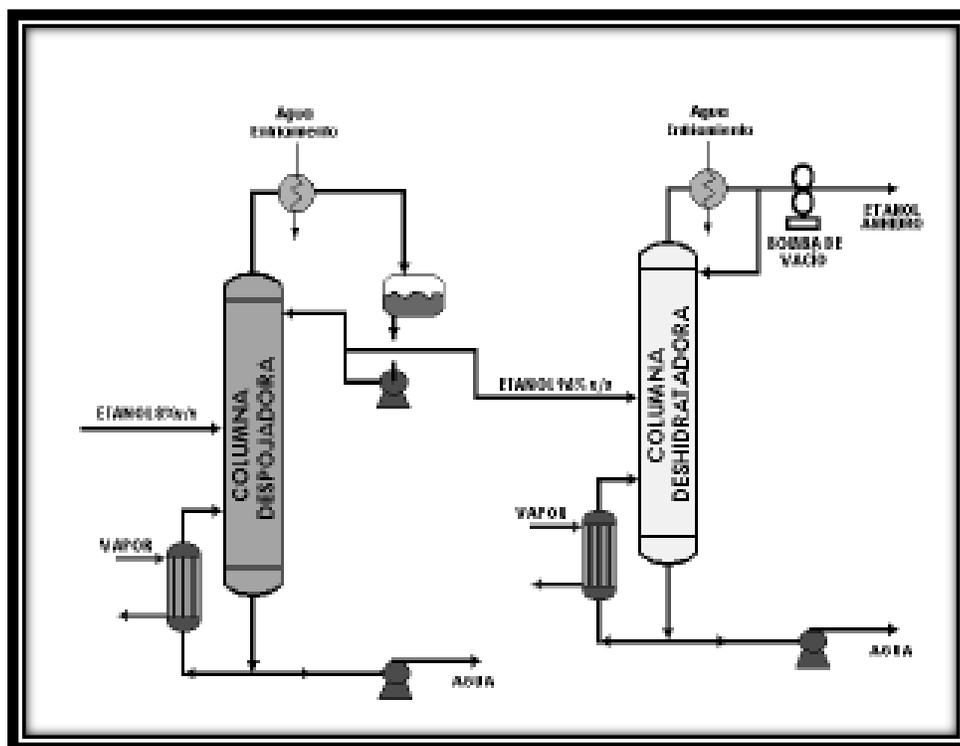


Fig. 7.2 Diagrama esquemático de la deshidratación a vacío.

7.2.2 Destilación azeotrópica

La destilación azeotrópica consiste en la adición de un tercer componente a la mezcla etanol-agua para formar nuevos azeótropos ternarios que facilitan la separación en esquemas tecnológicos que involucran dos o tres columnas de destilación (Sánchez y Cardona, 2005).

De acuerdo a Palacio (1956) en este método se obtiene por destilación una mezcla ternaria cuyo punto de ebullición es inferior al del constituyente que hierve a menor temperatura, en este caso, el alcohol.

Para la mezcla etanol-agua se han usado agentes (conocidos como arrastradores) como benceno, tolueno, pentano, ciclohexano y dietil-eter (Uyazán y Gil, 2003).

Ramos (2009) compara las características de la destilación azeotrópica por su uso con “Aromáticos” y con “Solventes” de la siguiente manera:

Tabla 7.1. Comparación de los arrastradores usados en la destilación azeotrópica.

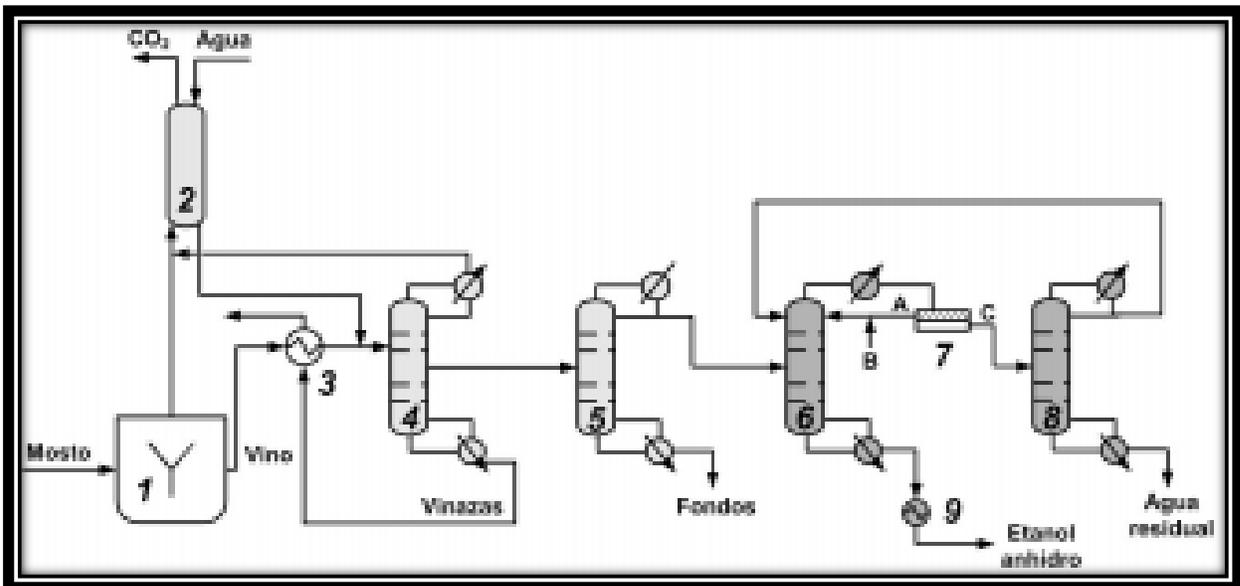
Destilación azeotrópica con el uso de “Aromáticos”	Destilación azeotrópica con el uso de “Solventes”
----------------------------------------------------	---------------------------------------------------

Utilización más antigua	Utilización de solvente como el glicol para extraer humedad
Utilización de productos “cancerígenos”	
Alto consumo de energía (vapor)	Alto consumo de energía (vapor)
Instalación y Operación complejas	Costo de operación es más bajo que con “Aromáticos” pero mayor que con los Tamices Moleculares
Contaminación Ambiental por trazas del “secuestrante” en el residual	

En el caso del benceno, el proceso consiste de una columna de deshidratación, azeotrópica propiamente dicha, que es alimentada con la mezcla de etanol con una concentración del 90-92% procedente de la columna de rectificación de acuerdo a la figura siguiente (Quintero et al, 2007).

En la destilación, pasa toda la mezcla ternaria en tanto que estén presentes los tres constituyentes. Cuando uno de los componentes, por ejemplo el agua, ha desaparecido por completo, el punto de ebullición se eleva hasta el correspondiente al de la mezcla binaria y en él se mantiene hasta que no quede más que uno solo de los primitivos constituyentes; este destila entonces a su punto de ebullición normal (Palacio, 1956).

El sistema de deshidratación consta de 3 columnas, la primera (5 en la figura 7.3) se utiliza para concentrar la solución alcohólica a una concentración cercana a la azeotrópica (Uyazán et al, 2004). En la segunda (6, en la figura 7.3) se agrega el benceno en la parte superior; de la parte inferior de la columna azeotrópica se retira el alcohol anhidro (9, en la figura 7.3), con una concentración menor al 1% de agua, mientras que la salida de cabeza de la columna se condensa y se envía a un separador de fases líquido-líquido (7, en la figura 7.3) que debido a que el azeótropo etanol-agua-benceno se encuentra en la región de inmiscibilidad se generan dos fases: una con alto contenido de benceno (fase liviana) que se recircula a la columna azeotrópica (corriente A en la figura 7.3) y la otra con un mayor contenido de agua (fase pesada) que se alimenta a la siguiente columna (corriente C en la figura 7.3) para recuperar el benceno (Quintero et al, 2007).



Fermentador. 2. Lavador de gases. 3. Precalentador. 4. Columna de concentración. 5. Columna de rectificación. 6. Columna azeotrópica. 7. Separador de líquidos. 8. Columna de recuperación del arrastrador. 9. Enfriador del producto. A – corriente rica en benceno, B – corriente de reposición de benceno, C – corriente rica en agua.

Fig. 7.3 Esquema tecnológico para la separación y deshidratación de etanol por destilación azeotrópica usando benceno como arrastrador.

Uyazán et al (2004) mencionan que en la columna azeotrópica el consumo de vapor es de 1.5 kg por cada litro de etanol anhidro producido, con una presión entre 15 y 25 psig; además en la tercera columna, la recuperadora de benceno, el consumo de vapor es de 0.78 kg por cada litro de etanol anhidro producido.

Mientras Quintero et al (2007) mencionan que el benceno requerido es de 17.980 kg/h y que es necesario reponer solamente 17 kg/h gracias a la recirculación en el proceso.

El agente de separación se selecciona en base al precio, toxicidad, eficiencia en la separación y de su conservación de energía (Uyazám et al, 2004).

7.2.3 Destilación extractiva

La destilación extractiva se lleva a cabo adicionando una sustancia no volátil y de alto punto de ebullición que modifica la volatilidad relativa del componente facilitando de esta manera su separación como producto de cima. Los agentes de separación pueden ser líquidos como glicoles, glicerol, furfural, etilenglicol y tolueno, o sólidos como sales solubles (NaCl, KCl, CCl₂, KI) (Pinto, 200).

Sánchez y Cordona (2005) afirman que el disolvente debe ser de baja volatilidad para que su separación en la segunda torre de destilación, donde se recupera, sea mucho más fácil.

La destilación extractiva es un método de separación de azeótropos binarios de mínimo punto de ebullición, y ocurre en presencia de una sustancia que es completamente miscible con los componentes de la mezcla binaria y no forma azeótropos adicionales (Uyazán et al, 2004).

La destilación extractiva es ampliamente usada en las industrias de procesos químicos y petroquímicos para la separación de sistemas azeotrópicos, cuyos puntos de ebullición son muy cercanos. Así mismo, tiene aplicación en la separación de componentes que contienen uno o más grupos funcionales, pero es costosa para la separación de estereoisómeros, series homólogas o isómeros estructurales (Perry, 1992)

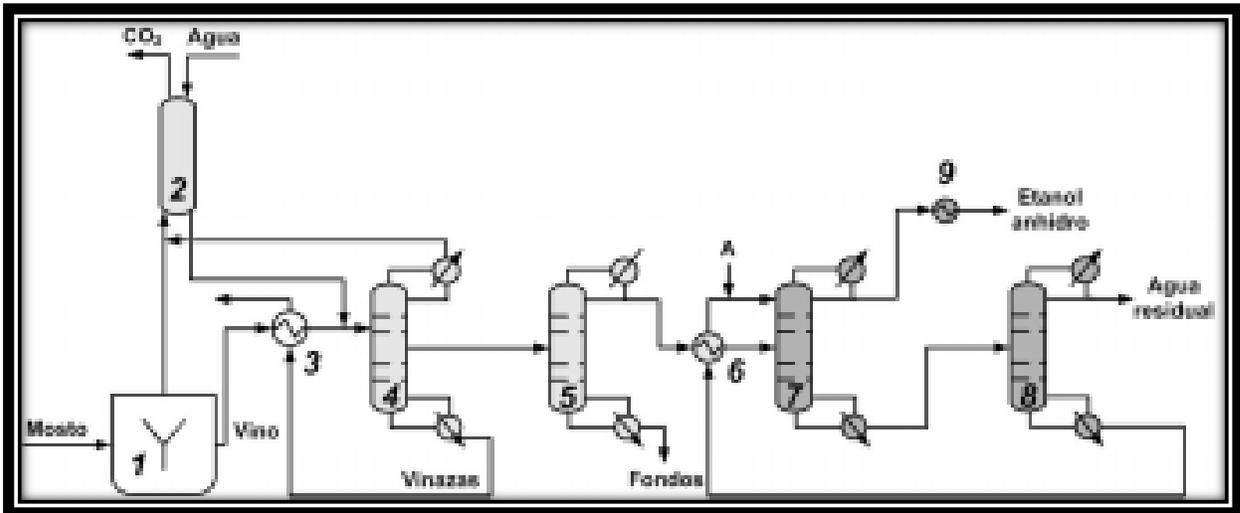
7.2.3.1 Destilación con solventes

Cuando el agente que se aplica es una sustancia líquida se denomina solvente. Debido a la baja volatilidad de los solventes, éstos tienden a permanecer en la fase líquida, por lo que se alimentan en la parte superior de la columna para que su efecto sea aprovechado a lo largo de toda la columna (Uyazán et al, 2004).

Quintero et al (2007) explican el proceso de deshidratación de etanol mediante destilación extractiva con etilenglicol de la siguiente manera:

“El disolvente se alimenta unos platos más arriba que la corriente de etanol que proviene de la columna de rectificación. A diferencia de la destilación azeotrópica, en la columna extractiva se recupera el etanol deshidratado por el destilado mientras que de los fondos se retira una corriente con composición ternaria en donde se concentra la casi totalidad del etilenglicol. Esta corriente se envía a la columna de recuperación del disolvente donde merced a su baja volatilidad se recupera el etilenglicol en los fondos, los cuales se recirculan a la columna extractiva. En el destilado de la columna de recuperación se recupera el agua de la mezcla inicial. Cuando se recircula el etilenglicol es necesario disminuir su temperatura a un valor de 80° C para poder alimentarlo a la columna extractiva y así garantizar una mejor separación [...]. Para evitar la posible descomposición del etilenglicol debido a su alta temperatura de ebullición, la columna de recuperación se opera a 0,2 atm de tal manera que la temperatura de los fondos no alcance los 150° C, temperatura a la cual se puede degradar...” (p. 78)

En la figura se muestra el diagrama de flujo de la deshidratación de etanol por destilación extractiva.



1. Fermentador. 2. Lavador de gases. 3. Precalentador. 4. Columna de concentración. 5. Columna de rectificación. 6. Intercambiador de calor. 7. Columna extractiva. 8. Columna de recuperación del disolvente. 9. Enfriador del producto. A – corriente de reposición de etilenglicol.

Fig. 7.4 Esquema tecnológico para la separación y deshidratación de etanol por destilación extractiva usando etilenglicol como disolvente.

Perry (1992) enlista las características más importantes de un solvente.

Tabla 7.2 Características de un solvente para la destilación extractiva.

Características de un solvente
Debe afectar el comportamiento de la fase líquida de los componentes clave.
Debe tener un punto de ebullición superior al de los componentes a separar y ser relativamente no volátil, para asegurar su permanencia en la fase líquida.
No debe formar azeótropos con los componentes de la mezcla a separar.
Debe tener baja viscosidad, baja toxicidad y bajo costo.

El etilenglicol requerido para lograr la deshidratación es de 17900 kg/hr, sin embargo, sólo es necesario reponer 50 kg/hr gracias a la recirculación empleada (Quintero et al, 2007).

7.2.3.2 Destilación con sal

Si se adiciona una sal iónica, soluble y no volátil de forma diluida en el reflujo caliente de la columna, la fase líquida de la mezcla modifica su comportamiento.

Las modificaciones más notables para el uso de sales en la destilación extractiva es que al no ser volátiles, las sales se recuperan del producto de fondos en la fase líquida, además, para eliminar el agua es necesario fundir o calentar la sal hasta asegurar que se encuentre sin líquido (Uyazán, 2004).

Palacio (1956) menciona 3 tecnologías específicas para la deshidratación con sales, a continuación se muestran las reseñas de dichas tecnologías:

a) Método Merck

Este procedimiento trabaja a presión de 4 a 5 atmósferas. Se utiliza cal viva bastante pura (90 por 100 de CaO) para la deshidratación del etanol evitando que durante su almacenamiento absorba agua ni anhídrido, así mismo que durante su pulverización, ya que se maneja de forma pulverulenta, se evita que se hidrate y carbonate.

El funcionamiento de esta instalación consta de dos partes, la primera de deshidratación y la otra de recuperación. La primera parte se lleva a cabo en una autoclave a presiones entre 4 a 5 atmósferas, equivalentes a una temperatura interior de 125-130° C; la segunda parte consiste en efectuar vacío a la autoclave por medio de una bomba.

El consumo de cal llega a ser de 25 kg por cada hectolitro de alcohol absoluto, lo cual representa un costo importante en este método; sin embargo, en las destilerías de lejías sulfúricas (donde este método nace) disminuye el costo debido a que en ellas se utiliza cal apagada para la neutralización de las lejías ácidas.

La principal ventaja de este proceso es que las impurezas contenidas en las flemas no afectan el proceso de deshidratación, permitiendo así eliminar impurezas que son más perjudiciales para los motores de explosión.

b) Proceso de la I. G. Farbeindustrie A.G.

Este proceso es continuo y se utiliza el sulfato cálcico sobre los vapores alcohólicos como deshidratante sólido. El yeso, una vez hidratado puede regenerarse por calentamiento con aire caliente.

El funcionamiento de este proceso consiste en llevar alcohol de 95° G.-L. a un tambor de deshidratación, en el cual se encuentra el yeso anhidro y que circula en contracorriente de los vapores alcohólicos. Posteriormente, los vapores anhidros pasan por un filtro de polvo antes de condensarse. El sulfato hidratado cae por una hélice hacia un tambor de secado, donde lo calienta con una corriente de aire caliente que se carga de agua antes de desprenderse a la atmósfera.

Partiendo de alcohol a 95° G.-L., los inventores dan las siguientes cifras de consumo y rendimiento por hectolitro de alcohol anhidro:

Tabla 7.3 Consumo y rendimiento por hectolitro de alcohol anhidro.

Gasto de calor	53 kg, incluyendo 13 para la regeneración del yeso
Electricidad	1 kW/hora
Aire	12 m ³
Pérdida de yeso	1.2 kg
Pérdidas de alcohol	0.5 kg

Este proceso de deshidratación es de los más económicos y solo supeditado al consumo de vapor y de energía, ya que el yeso es pequeño y su precio insignificante comparado con otros agentes. Por otro lado, si la alimentación del aparato se realiza con los vapores alcohólicos procedentes de la columna rectificadora, el gasto de vapor disminuye a la mitad, aproximadamente.

c) Procedimiento Hiag

Para este método se requiere que el alcohol rectificado tenga mínimo 95° G.-L. y las sales que se aplican son una mezcla de acetatos (70% acetato potásico, 30% acetato sódico).

El alcohol entra en una caldera de la columna de deshidratación y es inmediatamente vaporizado en su calentador, entonces los vapores alcohólicos ascienden por la columna rellena de anillos Rasching encontrándose en contracorriente con las sales de acetatos, que se desprenden por fuerza de gravedad deshidratando así al alcohol.

En este proceso la deshidratación es racional y progresiva, encontrándose, en la cabeza de la columna, los vapores de alcohol deshidratado en presencia de sales anhidras. La mezcla alcohólica de las sales pasa de un mezclador a la parte superior de la columna de deshidratación, para ir descendiendo por su peso y en el recorrido ir cargándose de agua para posteriormente llegar a una caldera que contiene una mezcla de sales, alcohol y agua. En esta caldera las sales en disolución se calientan a 300° C por medio de vapor con un doble objetivo: vaporizar el agua contenida en las sales y fusionarlas. Posteriormente caen en un depósito donde se mezclan con alcohol absoluto y esta mezcla cae por la parte superior de la columna, comenzando así el ciclo nuevamente.

Según la casa Hiag Verein, Holzverkohlungsindustrie, G. m. b. H. de Francfort, los consumos de este procedimiento, por hectolitro de alcohol absoluto son los siguientes:

Tabla 7.4 Consumos del procedimiento Hiag por hectolitro de alcohol absoluto

Vapor de agua	65 kg de vapor recalentado a 300° C
Agua	Su uso es para refrigeración, supuesta a 15° C, se requieren 1200 litros

Energía eléctrica	0.3 kilovatios hora
Sales deshidratantes	Su consumo es nulo si se trata de alcohol rectificado. Si el alcohol contiene productos de cabeza y cola, hacen que las sales se resinifiquen e imposibilitan su regeneración
Pérdidas de alcohol	Aproximadamente 0.1%

Las ventajas de este proceso se marcan por su simpleza. No intervienen productos volátiles ni inflamables, ni desprenden gases tóxicos para los obreros ni perjudiciales para los aparatos. No se producen ataques ni corrosiones a la instalación.

7.2.3.3 Destilación con sal y solvente

Este proceso combina la destilación extractiva convencional con el principio del efecto de la sal y de acuerdo a Uyazán et al (2004) se pueden citar las siguientes características:

- Mejora el desempeño del solvente, comparada con la destilación extractiva, la cantidad de solvente a recircular se reduce a una cuarta o quinta parte, el número de etapas teóricas requerid se reduce en una tercera parte, así como el consumo energético y el costo de los equipos también desciende de manera importante.
- Permite la operación continua dada de alta eficiencia y el bajo desperdicio de solvente
- Se obtiene un producto de alta pureza
- Se incrementa la volatilidad relativa del sistema etanol-agua, comparada con el efecto producido por cada uno de los agentes de manera independiente

Palacio (1956) menciona el procedimiento Mariller como una propuesta a la destilación extractiva con solventes, a continuación se hace una reseña del procedimiento:

Este procedimiento utiliza glicerina como solvente líquido, ya que puede disolver diversas sales; por ejemplo: 98 partes de carbonato sódico, 50 de cloruro de zinc, 30 de sulfato de cobre, etc. por 100 partes de glicerina, pero esta disolución se realiza muy lentamente y con dificultad por la ausencia de agua. Para Mariller se utiliza carbonato potásico en concentración de 10 kg de carbonato por 100 de glicerina.

El mosto fermentado para del depósito a la columna depuradora pasando por un calentavinos. Esta columna tiene dos zonas, una de concentración y otra de agotamiento. Los productos de cabeza de esta columna se condensan y se mandan a la columna rectificadora, la cual está dotada de las tomas de extracción de los aceites altos y bajos que se producen. Estos aceites

se lavan en un emulsionador y, después de decantados, se extraen. Las aguas de lavado de este aparato pueden alcanzar una graduación alcohólica de 10-12° G.-L.

En la parte superior de la columna de deshidratación, entre el tercer o cuarto plato, llega la mezcla deshidratante. La mezcla de glicerina y carbonato potásico llega a una temperatura de 120-150° C y los vapores alcohólicos, bajo la influencia de la glicerina carbonatada, pasan de una concentración de 95° G.-L. a 99.8-99.9° G.-L., y se desprenden por la parte superior de la columna, llegando a un condensador. La solución glicérica se va acumulando en la base de la última columna y contiene unas 20 partes de alcohol por 100 de glicerina. Su regeneración se hace en dos etapas, una de desalcoholización y la otra de deshidratación.

La etapa de desalcoholización consiste en llevar la solución deshidratante al intercambiador de calor donde la misma solución enfría el alcohol anhidro, posteriormente es desalcoholizado en la columna depuradora del proceso general. La deshidratación ocurre en una columna similar, el reactivo deshidratante es evacuado por un purgador de la columna de desalcoholización y aspirado por vacío. Se calienta el líquido hasta lo menos 140° C., temperatura mínima necesaria para asegurar la deshidratación. La temperatura más recomendable es de 150 a 160° C. Una bomba impulsa la glicerina carbonatada a través de un intercambiador de calor al depósito final mientras que el vapor se dirige a un condensador y posteriormente llevada a su respectivo depósito.

En la práctica, el consumo de reactivo por hectolitro de alcohol es de 15 a 25 gramos.

7.2.4 Pervaporación

La pervaporación (evaporación a través de membranas) es una operación basada en la separación de dos componentes mediante una membrana selectiva bajo un gradiente de presión. Se emplean membranas que, como las compuestas de polivinil alcohol, presentan una alta selectividad al favorecer el paso de agua a través de ellas y un alto poder de retención para varios solventes orgánicos. El agua transferida a través de la membrana conforma el permeado, mientras el etanol se concentra en el retenido. La fuerza impulsora de la pervaporación se mantiene gracias a la aplicación de vacío del lado del permeado. Con esta tecnología es posible obtener soluciones de etanol por encima de su composición azeotrópica (Sánchez y Cardona, 2005).

La presión parcial del vapor de agua es función de la concentración y la temperatura por lo que la presión y la temperatura del alimento se deben manipular de manera que no se presente la ebullición del mismo. El vacío del lado permeado debe ser el adecuado para

asegurar que no ocurra condensación del otro lado de la membrana para no inhibir la fuerza impulsora (Uyazán et al, 2004).

Como se muestra en la figura 7.5 el etanol entra concentrado (cerca del 94% en peso) a las secciones de membranas, que pueden varias dependiendo de las necesidades particulares. Aunque no se muestre en la figura, también se puede aplicar por poner un precalentador a la salida de la torre para el etanol concentrado para recuperar el calor de la corriente de salida de la última etapa de membranas. El agua en fase gaseosa (permeado) se retira a través de un condensador para recircularla a la alimentación de la columna de destilación, obteniendo así el etanol deshidratado.

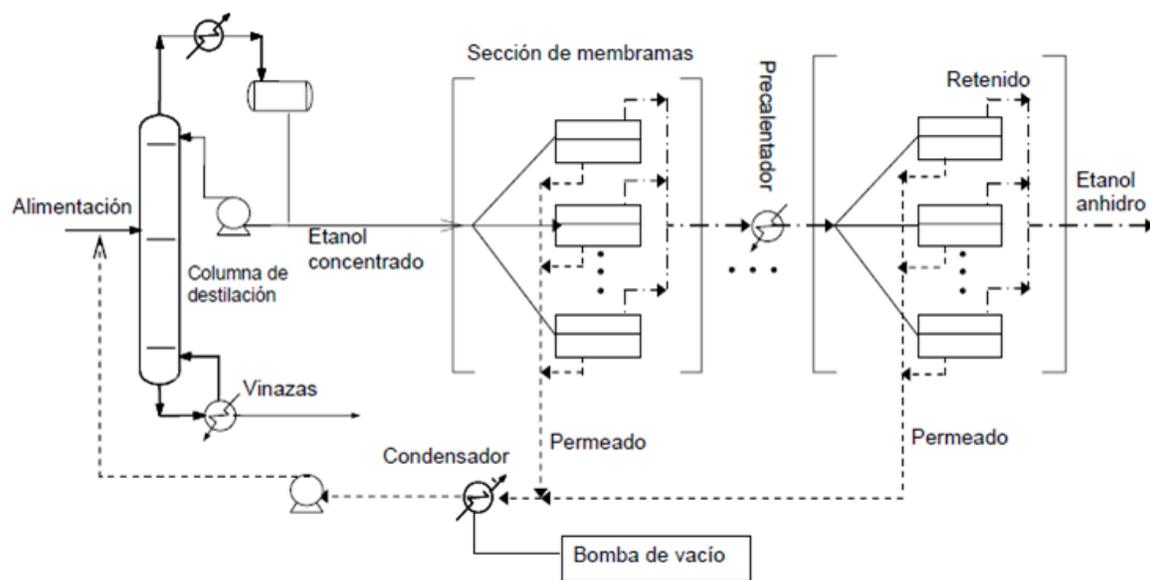


Fig. 7.5 Esquema de la deshidratación del etanol por pervaporación.

7.2.5 Procesos híbridos

La combinación de procesos tiene como fin mejorar la eficiencia del proceso y reducir los costos. Para la deshidratación de etanol los procesos híbridos son las tecnologías más prometedoras, especialmente el sistema destilación-pervaporación (Szitkai, 2002).

En un proceso híbrido que adiciona la destilación con la pervaporación se permite producir etanol arriba del 99.5% en peso a partir de un etanol al 60% (Uyazán et al, 2004).

7.2.6 Adsorción con tamices moleculares

La adsorción es otra de las operaciones unitarias ampliamente usadas en la industria para la deshidratación del etanol. Preliminarmente se propuso el uso de granos de maíz rotos como material adsorbente, en vista de su capacidad para atrapar el agua en soluciones acuosas de etanol (Tanaka y Otten, 1987). Sin embargo, para Sánchez y Cordona (2005) la tecnología que más se ha desarrollado en la industria y que viene desplazando el uso de la destilación azeotrópica es la adsorción de agua con tamices moleculares.

En esta operación, a mezcla etanol-agua pasa a través de un equipo empacado de material adsorbente. El uso de tamices moleculares en la deshidratación se da gracias a que las moléculas de agua pueden ser adsorbidas sobre la superficie interna de los poros del tamiz. (Cardoza, Montoya, Quintero, 2004).

El uso de la adsorción de acuerdo con Geankoplis (2014) consiste en hacer pasar el fluido por el lecho de adsorbente donde las partículas sólidas adsorben componentes del fluido, luego, cuando este lecho se encuentre casi saturado se detiene el flujo y se regenera por diversos métodos, es decir, se lleva a cabo una desorción del soluto, recuperando así el material adsorbido (adsorbato) y el adsorbente queda listo para otro ciclo del proceso.

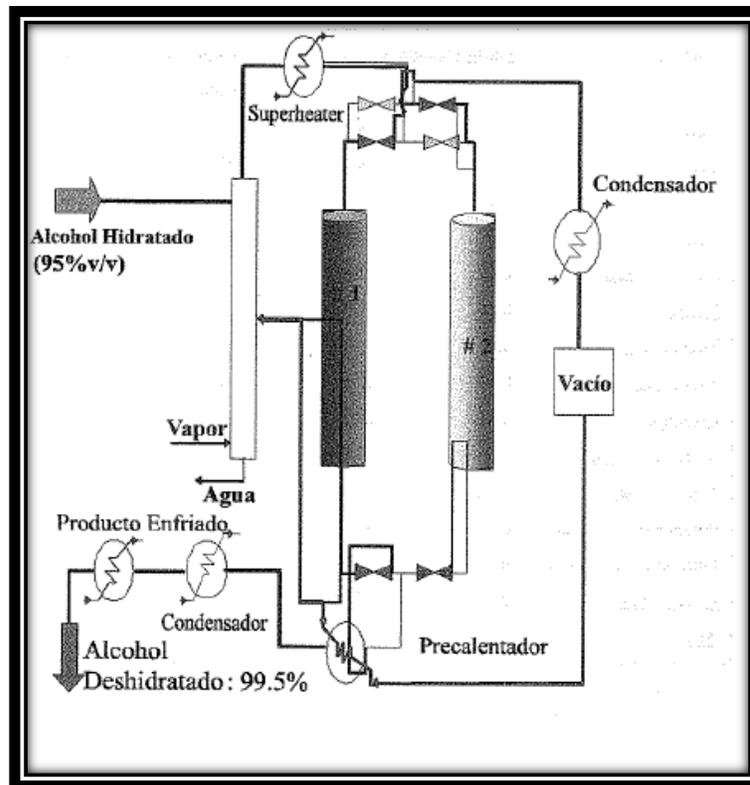


Fig. 7.6 Esquema de deshidratación por medio de tamices moleculares.

Los adsorbentes más utilizados se enlistan a continuación:

1 *Carbón activado.* Éste es un material microcristalino que proviene de la descomposición térmica de madera, cortezas vegetales, carbón, etc., y tiene áreas superficiales de 300 a 1 200 m²/g con un promedio de diámetro de poro de 10 a 60 Å. Las sustancias orgánicas generalmente se adsorben por carbón activado.

2 *Gel de sílice.* Este adsorbente se fabrica tratando con ácido una solución de silicato de sodio y luego secándola. Tiene un área superficial de 600 a 800 m²/g y un promedio de diámetro de poro de 20 a 50 Å.

3 *Alúmina activada.* Para preparar este material se activa el óxido de aluminio hidratado calentándolo para extraer el agua. Se usa ante todo para secar gases y líquidos. Las áreas superficiales fluctúan entre 200 y 500 m²/g con un promedio de diámetro de poro de 20 a 140 Å.

4 *Zeolitas tipo tamiz molecular.* Estas zeolitas son aluminosilicatos cristalinos porosos que forman una red cristalina abierta que tiene poros de uniformidad precisa. Por tanto, el tamaño uniforme del poro es diferente al de otros tipos de adsorbentes que tienen una gama de tamaños de poro. Las diversas zeolitas tienen tamaños de poro que van de cerca de 3 a 10Å. Las zeolitas se usan para secado, separación de hidrocarburos y de mezclas y muchas otras aplicaciones.

5 *Polímeros o resinas sintéticas.* Se fabrican polimerizando dos tipos principales de monómeros. Los que se generan a partir de compuestos aromáticos como el estireno y el divinilbenceno se usan para adsorber compuestos orgánicos no polares de soluciones acuosas. Los que provienen de ésteres acrílicos se utilizan para solutos más polares en soluciones acuosas. (Geankoplis, 2014, pp. 773-774)

Una de las características esenciales para el uso de torres de adsorción por acción de tamices moleculares es que la cantidad del soluto a remover por medio del tamiz sea baja (Uyazán et al, 2004).

Ramos (2009) enumera las características de la deshidratación utilizando Tamices Moleculares:

Tabla 7.5 Características de la deshidratación de alcohol utilizando Tamices Moleculares

Deshidratación utilizando "Tamices Moleculares"
Lecho con "zeolitas"
Retiene las moléculas de agua por adsorción (tamaño y polarización), al tener las zeolitas un diámetro de poro mayor al del agua y menor al del etanol (Øagua: 2.8 Å - Øetanol: 4.4 Å)
Deshidrata con "Presión"- "Regenera con Vacío"
Bajo costo de operación

No requiere químicos externos por lo que el alcohol deshidratado puede ser usado como grado farmacéutico y perfumería
Alta recuperación de alcohol

Tomsa Destil (2002) maneja dos tipos de tamices moleculares, además de comercializarlos, atribuye características de las columnas empacadas que se pueden diseñar con ellos. A continuación se muestra un resumen de su trabajo.

Los tipos más importantes de tamices moleculares están hechos sintéticamente. Aunque las estructuras cristalinas de los tamices moleculares pueden ser bastante diferentes, hay dos tipos, A y X, que son los más importantes. En cada uno, los cristales contienen cavidades interconectadas de tamaño uniforme, separadas por aperturas estrechas de igual tamaño. Bajo condiciones favorables, el proceso de evacuación y relleno de las cavidades pueden repetirse indefinidamente.

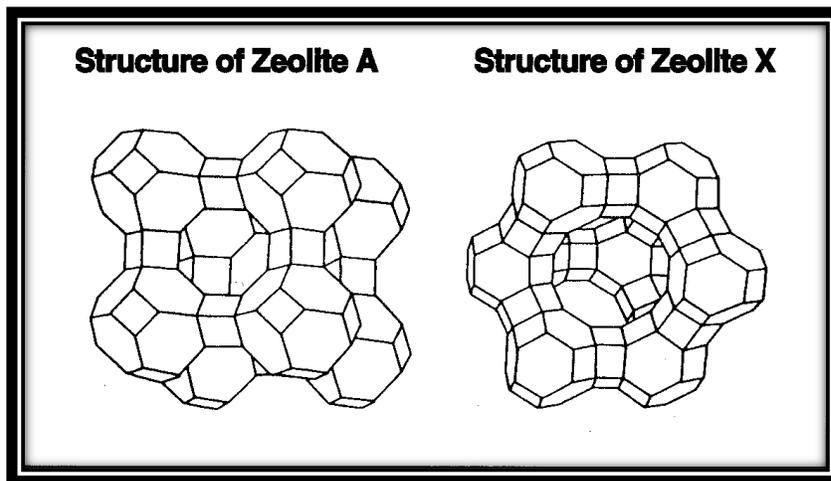


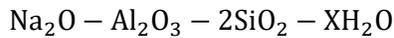
Fig. 7.7 Tipos de zeolita A y X.

Es posible producir zeolitas que contengan diferentes proporciones de silicio y aluminio y con diferentes estructuras cristalinas que contengan otros cationes.

Tamices Moleculares tipo A.

Es la zeolita comercial más común. Los tetraedros se agrupan para formar un octaedro truncado con un tetraedro de silicio-alúmina en cada punta. Cuando se apilan las celdas de sodalite en formas cúbicas simples, el resultado es una red de cavidades de aproximadamente 11.5 Å de diámetro, accesible a través de las aperturas de todos los lados.

Esta estructura cristalina se representa químicamente por la fórmula siguiente:



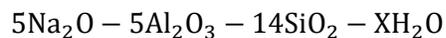
El agua de hidratación que llena las cavidades durante la cristalización puede eliminarse con calefacción moderada. Los huecos ocupados anteriormente por esta agua pueden rellenarse adsorbiendo una gran variedad de gases y líquidos.

Entre las zeolitas sintéticas, se han encontrado dos modificaciones particularmente útiles en la industria. Reemplazando una gran fracción del sodio con iones de potasio, se forma el tamiz molecular 3Å. Este tamiz 3A es el adsorbente recomendado para la deshidratación de etanol.

Tamices moleculares tipo X.

La estructura de cristal de la zeolita tipo X se forma colocando celdas básicas en una estructura de diamante. Estas estructuras proporcionan aperturas de 9-10 Å de diámetro en el interior de la estructura.

La fórmula química es:



En los tamices moleculares los poros de la red cristalina son uniformes en vez de ser de dimensiones variables, como es el caso de los adsorbentes tradicionales, además pueden realizar virtualmente cualquier trabajo de adsorción. Además, pueden hacer separaciones moleculares utilizando poros uniformes, en base al tamaño molecular y configuración. Por esta razón se les llama "Tamices moleculares".

Factores que afectan el diseño de los adsorbentes.

1) Velocidad y Diámetro del lecho.

Los lechos altos y delgados son más eficaces en la mayoría de los casos que los lechos achatados. Sin embargo, esta alta eficacia tiene como inconveniente una pérdida de carga mayor.

Aumentando la velocidad de la alimentación hasta cierto punto, se mejorará la proporción de transferencia de masa adsorbida, y por consiguiente, la capacidad dinámica. Esta velocidad depende de la densidad del fluido, densidad de la partícula, y forma y tamaño del adsorbente.

2) Requisitos del efluente

Se refiere a la pureza del efluente solicitado. Puesto que la longitud de la zona de transferencia de masa aumenta con requerimientos bajos de concentración del efluente. Cuanto más baja sea la concentración exigida menor será la capacidad del tamiz molecular.

3) Lecho con adsorbido residual

La cantidad de adsorbido presente en el lecho al principio de la adsorción afecta la capacidad dinámica. Cuanto más alto es la carga residual, más baja es la capacidad. La cantidad de adsorbido residual viene determinada por las condiciones de la regeneración.

4) Temperatura del sistema

El efecto de la temperatura en la capacidad útil es inversa –altas temperaturas causan bajas capacidades útiles. Cuando se adsorben los componentes, se libera calor, conociendo esto como el calor de humidificación. La suma del calor latente más el calor de humidificación es el calor de adsorción. Esto es muy importante para la deshidratación del etanol debido a la carga masiva de agua.

5) Tamaño de la partícula

Una partícula más pequeña tiene una proporción de adsorción más rápida que una más grande, por lo que el tamaño de la partícula influirá en la longitud de la zona de transferencia de masa. El tamaño de la partícula también afecta a la facilidad de distribuir el flujo.

6) Fase

El porcentaje de adsorción de la fase líquida es más lento, a menudo con un factor de 10 o más respecto a la fase gaseosa. Esto significa que la velocidad del fluido superficial en los sistemas líquidos debe ser relativamente bajo para mantener zonas de transferencia y torres con longitudes razonables.

Una velocidad extremadamente baja puede introducir problemas de distribución o canalización, sobre todo si se utilizan torres cortas, para proporcionar velocidad baja.

Regeneración

La regeneración puede lograrse por lo menos de tres maneras. Los tres métodos dependen del mismo principio: Se cambian las condiciones que rodean al adsorbente por las que correspondan a una capacidad de equilibrio muy baja. En general, cuanto mayor es la diferencia entre las dos capacidades de equilibrio, más rápida y completa será la regeneración.

a) Balance térmico

El balance térmico involucra la calefacción del lecho a una temperatura a la cual la capacidad de adsorción se reduzca a un nivel bajo para que el adsorbido deje la superficie y sea fácilmente eliminado por una pequeña corriente de purga de gas

b) Balance de presión

La regeneración por balance de presión depende de la reducción de la capacidad adsorbente al reducirse la presión y por tanto la presión parcial del adsorbido. El adsorbido se extrae fuera por una corriente pequeña de purga de gas de baja presión, normalmente a la misma temperatura que el gas adsorbido.

c) Desplazamiento

Hay ocasiones dónde el adsorbente es térmicamente inestable y no puede tolerar una regeneración por balance térmico normal sin polimerizarse o descomponerse. En este caso puede eliminarse inundando el lecho con un compuesto estable fuertemente adsorbido que desplazará de sitio el adsorbido inestable.

8 Procedimiento y descripción de las actividades realizadas.

El estudio de factibilidad técnica para la deshidratación del etanol se realizó en dos partes: 1) la ingeniería básica y 2) la evaluación económica.

8.1 Ingeniería Básica

Se llevó a cabo bajo el siguiente procedimiento:

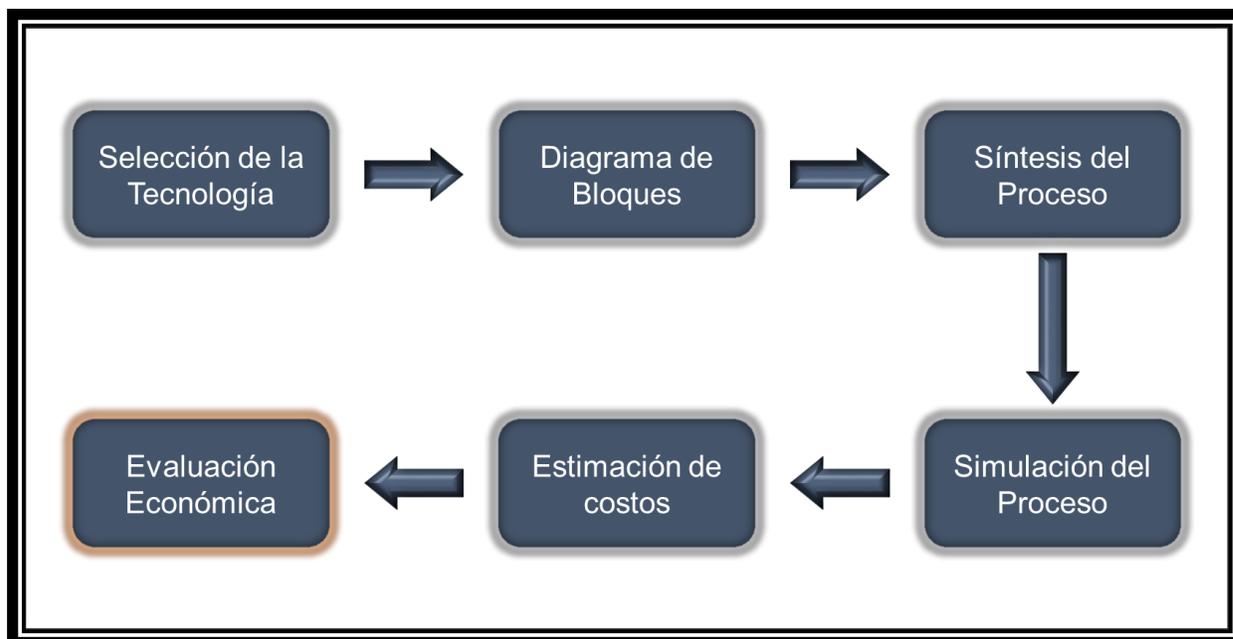


Fig. 8.1 Diagrama de flujo para la Ingeniería Básica.

8.1.1 Selección de la tecnología

Se realizó una revisión bibliográfica acerca de las tecnologías relacionadas con la deshidratación de alcohol en las siguientes fuentes:

1. Palacio Llamas H. (1956) *FABRICACIÓN DE ALCOHOL* Barcelona, España. SALVAT EDITORES S. A.
2. Pinto, R. T. (2000) et al. *Saline Extractive Distillation Process for Ethanol Purification*. Computers and Chemical Engineering 24. pp 1689 – 1694.
3. Quintero, J. A.; Montoya, M. I., Sánchez O. J., Cardona C. A. (20 de junio de 2007). “Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos” Facultad de Ciencias Agropecuarias. Vol. 5 No. 2. pp. 72 – 83.

4. Ramos, A. A. (2009). *PROCESOS DE ELABORACIÓN DE AZÚCAR Y ETANOL DE LA CAÑA*. Colombia. Universidad del Valle, Unidad de Artes Gráficas de la Facultad de Ciencias Naturales y Exactas.
5. Sánchez, O. J.; Cardona C. A. (11 de octubre de 2005). "Producción Biotecnológica de alcohol carburante II: Integración de procesos". *INERCIENCIA*. Vol 30, No. 11. Pp 679 – 686.
6. Uyazán, A. M.; Gil, I. D. (2003) *Simulación de la Deshidratación de Etanol Azeotrópico por Destilación Extractiva*. Tesis Universidad Nacional de Colombia, Bogotá.
7. Uyazán, A. M.; Gil, I. D.; Aguilar, J. L.; Rodríguez, G.; Caicedo, L. A. (diciembre 2004) "Deshidratación del etanol" *Ingeniería e Investigación*. Vol. 24 No. 3. Pp 49-59.

Así mismo para tomar la decisión se elaboró una tabla comparativa respecto a su eficiencia energética.

8.1.2 Diagrama de bloques

Una vez elegida la tecnología a emplear se elaboró un diagrama de bloques que mostró las operaciones unitarias a aplicarse y en qué orden, tomando en cuenta las disponibilidades del ingenio en materia de equipos de proceso y técnicas.

Las bases de diseño para este proceso fueron aportados por la empresa.

8.1.3 Síntesis del Proceso

Con el diagrama de bloques hecho y las bases de diseño establecidas se procede a especificar cada operación unitaria con su respectivo balance además de agregar los equipos auxiliares que vayan a intervenir en el proceso considerando las condiciones de operación en un diagrama nuevo. De igual forma se dimensionaron los equipos de proceso y auxiliares.

Por último se decidió el tipo de material a utilizar con base en la calidad del producto a manejar.

8.1.4 Simulación del Proceso

Usando los balances de la Síntesis del proceso se procedió a introducirlos en un simulador, en este caso se pudo manejar una hoja de cálculo del programa Excel para tal propósito, junto con las condiciones anteriores de operación. La hoja de cálculo es una herramienta muy importante para la toma de decisiones, sobre todo, porque nos permite ver el efecto que los cambios en las variables ocasionan en el resultado buscado.

El simulador muestra las alternativas de dimensionamiento al variar la cantidad requerida de alcohol de 98° G.-L con base en los balances de materia descritos por el proceso.

8.1.5 Estimación de costos

Ya teniendo los balances y el simulador, se dimensionaron los equipos requeridos con base en la cantidad de producto deseado, además de las conexiones que se deben intercalar.

Posteriormente se calcularon los perímetros de las conexiones de dichos equipos para conocer la cantidad de soldadura que se van a necesitar.

Se hizo una estimación de costos de inversión para conocer el costo real que tendrá este proyecto con fines de evaluación económica. La empresa aportará la mayor cantidad de equipos de proceso y auxiliares, toda vez que tengan existencia en planta de los mismos.

De igual manera, se evocó a la determinación del costo de producción para que con base en este se proceda a la estimación del costo total.

A continuación se muestra la secuencia de cálculos para una mejor comprensión teniendo el perímetro total de todas las conexiones:

La mano de obra directa durante el proceso se calculó a partir de un salario mínimo correspondiente a \$240/ día (\$80/turno por 3 turnos), además se propuso que fuera un encargado con su ayudante para el funcionamiento de la torre durante los 150 días netos productivos de la zafra, por lo que el costos de mano de obra quedó fijado a \$72000.

Además, para el montaje del equipo se aplican dos tipos de soldadura o electrodo (AWSE 7018 y AWSE 6010) que se manejan son las siguientes con sus respectivos cálculos para su costo:

Electrodo AWSE 7018 ϕ 1/8 " [\$32/kg]

$$\text{Costo electrodo 7018} = 32 * P_T * \frac{1kg}{1 m} \quad [\$]$$

Donde P_T representa el perímetro total a soldar, la constante 32 representa el precio por kilogramo y el factor (1 kg/1 m) representa el rendimiento del electro que por cada metro se consume 1 kilogramo de electrodo.

Electrodo AWSE 6010 ϕ 1/8 " [\$33.70/kg]

$$\text{Costo electrodo 6010} = 33.70 * P_T * \frac{1.5kg}{1 m} \quad [\$]$$

Donde la constante 33.70 representa el precio por kilogramo y el factor (1.5 kg/1 m) representa el rendimiento del electro que por cada metro se consume 1.5 kilogramos de electrodo.

El costo de materia prima se obtuvo a partir del costo unitario por litro de alcohol de 96° GL con la cantidad necesaria para la producción de 43200 litros de alcohol de 98° GL. También se estimó un costo de 10% del costo de la materia prima para servicios, ya que no se pudo contar con el costo real de la empresa.

8.2 Evaluación Económica

Con fines de llevar a cabo una evaluación financiera, se estimó el costo de la torre de adsorción, con el método de Guthrie, así como de los equipos auxiliares que principalmente son bombas con costos aproximados. Por otro lado, se determinó el costo del empaque de la torre (zeolita) como \$101/kg.

9 Resultados

Selección de la tecnología

A continuación se muestran los resultados en el mismo orden en que se obtuvieron.

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

Fig. 9.1 Consumo energético para la deshidratación de alcohol (Quintero et al, 2007).

La tendencia actual en la aplicación y diseño de procesos tiene como uno de los requisitos fundamentales la eficiencia energética de las operaciones de transformación y separación. En la figura 9.1 se presentan los consumos energéticos, la energía necesaria para producir etanol anhidro, de las tecnologías para deshidratación de alcohol más importantes calculadas mediante simulación por Quintero et al (2007).

Al compararlos se ve que la tecnología de tamices moleculares es la que tiene el valor más bajo, añadiéndole su ventaja ambiental y en salud de los obreros respecto a la destilación azeotrópica y extractiva, además de su, relativamente, sencilla regeneración de zeolita, se considera en este caso para su implementación en la destilería La Fe.

Diagrama de bloques

Ya que se eligió la tecnología, se procedió a realizar su diagrama de bloques (Fig. 9.2) considerando que se usaría como alimento alcohol de segunda, que el almacenamiento del alcohol de 98° GL sería el tanque de aceite fassel y que el adsorbato se recircularía a la tina volante del proceso.

Ya con el diagrama de bloques, se pudieron realizar los balances de materia, así como desarrollar el diagrama de flujo de la torre empacada de adsorción.

Para los balances de materia se tomó en cuenta que la demanda real de los vehículos en la empresa es de 50720 litros de combustible E-85 por año, lo que equivale a 43112 (85%) litros de etanol a 98° G.-L. al año. Sin embargo, la producción de alcohol en la empresa solo se lleva a cabo durante la “zafra” que es el periodo de 6 meses en que la planta opera de manera continua, por lo que la cantidad de alcohol necesaria para combustible solo se puede producir

durante los 180 días de la misma producción (150 días netos considerando paros laborales); esto equivale a 240 litros de alcohol/ día de zafra.

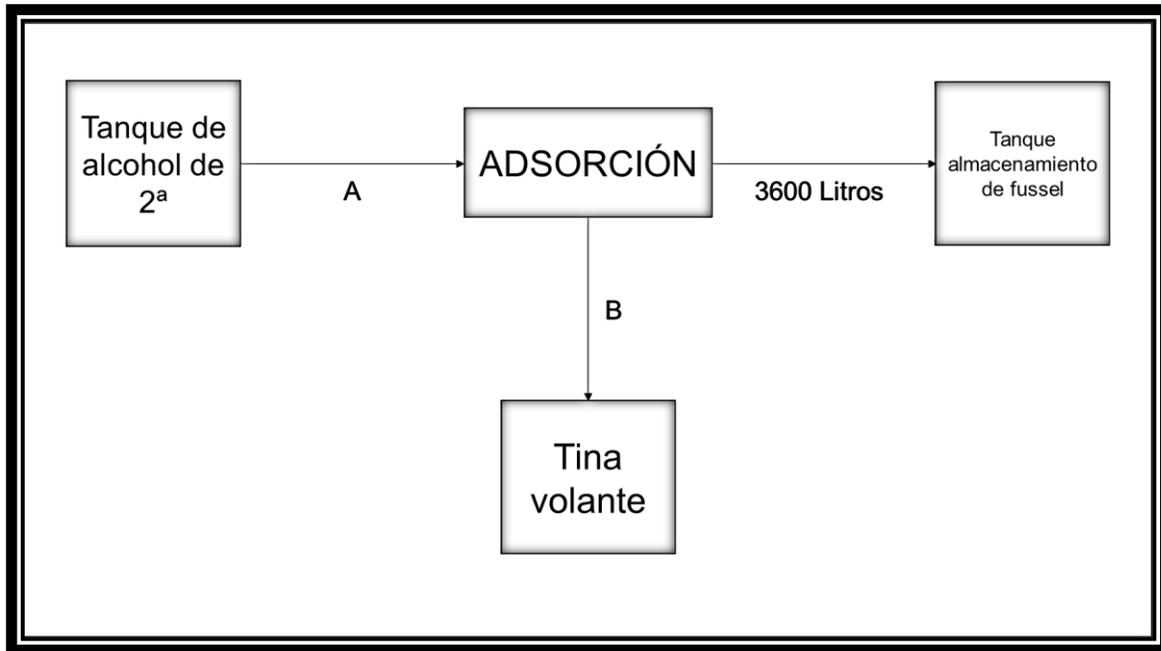


Fig. 9.2 Diagrama de bloques para la tecnología Tamices Moleculares.

Adicionalmente, el equipo se operará de manera quincenal, es decir que solo se mantendrá en operación durante un turno cada quince días, por lo cual se trabaja con una producción base de 3600 litros de alcohol a un día cada quincena.

Tomando en cuenta el diagrama de bloques, considerando líquidos incompresibles y que en el proceso no hay pérdidas, entonces resulta cierto el siguiente balance:

$$3600(0.98) = A(0.96)$$

Donde A representa la cantidad de alcohol de segunda necesaria para el proceso (Fig. 9.2).

Por lo tanto:

$$A = \frac{3600(0.98)}{0.96} = 3675 \quad [\text{litros}]$$

De esto mismo se considera que el líquido adsorbido es la diferencia entre la alimentación y la producción, siendo:

$$B = A - 3600 = 75 \quad [\text{litros}]$$

Siendo B es la cantidad de líquido absorbido (agua) por los tamices moleculares, en cuyo caso ha de calcularse también la cantidad requerida para adsorber tal cantidad de agua.

Considerando el mínimo funcionamiento de la capacidad de adsorción estática (q) de la zeolita reportada en su hoja de especificaciones, se tiene:

$$q = 21\% = \frac{B \cdot \rho_{H_2O}}{C} \times 100 \quad \left[\frac{Kg \text{ soluto}}{Kg \text{ adsorbente}} \right]$$

Donde C es la cantidad en masa del adsorbente. De manera que:

$$C = \frac{B \cdot \rho_{H_2O}}{0.21} = \frac{75 \cdot 1}{0.21} = 357.1428 \quad [Kg \text{ adsorbente}]$$

Para fines de diseño de una torre de adsorción comúnmente se utilizan cilindros, por lo que es importante conocer el volumen que alcanzará la zeolita una vez sea empacada, por lo que usando la densidad de la misma zeolita se obtiene:

$$V_{zeolita} = \frac{C}{\rho_{zeolita}} \quad [m^3 \text{ adsorbente}]$$

$$V_{zeolita} = \frac{357.1428}{640} = 0.5580 \quad [m^3 \text{ adsorbente}]$$

$$V_{cilindro} = V_{zeolita} = \frac{\pi}{4} D^2 h \quad [m^3]$$

Se sabe que la propia planta puede apoyar al proyecto con tubos de acero inoxidable de 12" de diámetro, con lo cual:

$$D = 12'' = 0.3048 \quad [metros]$$

$$h = \frac{4}{\pi} \times \frac{V_{zeolita}}{D^2} = \frac{4}{\pi} \times \frac{0.5580}{(0.3048)^2} = 7.6474 \approx 7.65 \quad [metros]$$

La torre cilíndrica empacada de tamices moleculares debe ser de 7.65 metros para cumplir con las especificaciones de la planta.

De acuerdo a la figura 9.3, la torre de lecho fijo funcionará de la siguiente manera:

Se abrirán las válvulas para que el alcohol de segunda alimento a la torre por el fondo en estado líquido, la presión es lo que le permitirá subir a través del lecho y el mismo logrará adsorber agua dejando paso al alcohol por la cabeza de la torre. Este proceso será continuo por seis horas cada quince días en la destilería. Cuando se completen los 3600 litros de alcohol de 98° GL se procede a terminar el proceso.

Para la regeneración del empaque, se cuenta con un sistema de vacío en el fondo de la torre que permitirá desorber el agua de las zeolitas por gravedad y recuperar dicho adsorbato hacia

la tina volante del proceso general de alcohol. La válvula de alivio compensa el vacío que sufrirá la torre para que esta no sufra daño alguno. La regeneración se llevará a cabo por 1 hora una vez que la fase de adsorción haya finalizado.

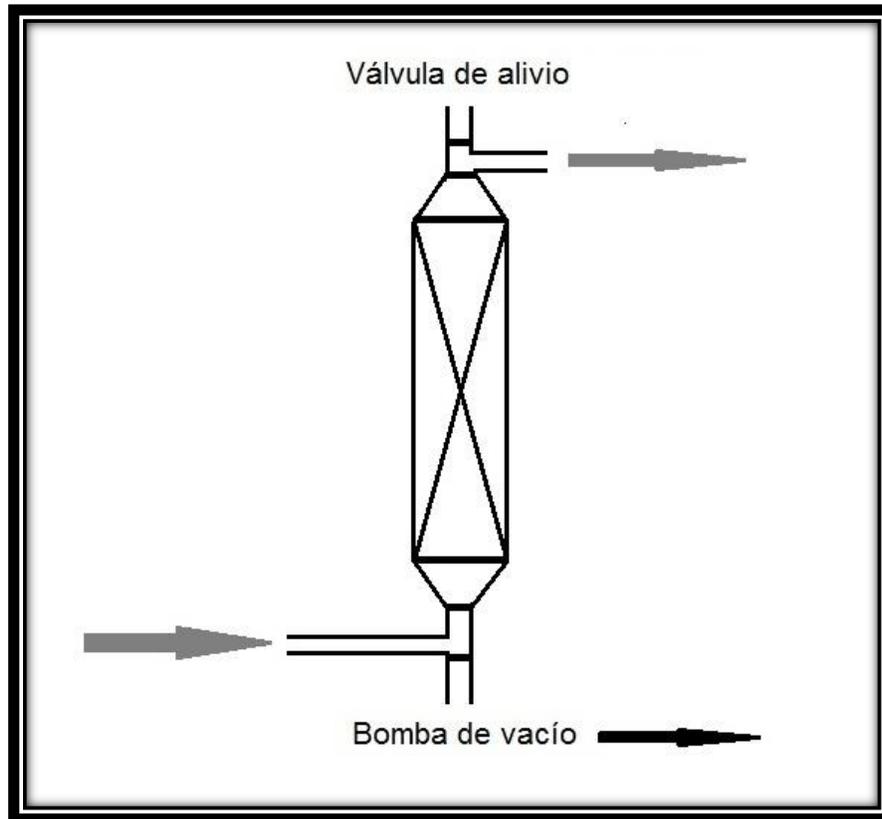


Fig. 9.3 Diagrama de flujo para la torre de adsorción de tamices moleculares.

Simulación

Para la simulación se realizó el balance anterior en una hoja de cálculo (Excel) para conocer cómo al variar la cantidad de producto, puede cambiar la altura de la torre de adsorción. Esto resolvió, además, la cantidad necesaria de zeolita para la torre misma, quedando una torre de 7.65 metros con 12" de diámetro con una cantidad de 357 kg de zeolita (Fig. 9.4).

Por otro lado, conociendo el diámetro de la torre y de las conexiones que se le iban a soldar, se pudo calcular la cantidad lineal que se iba a soldar, que resultó de 2.7 metros en total para el montaje del equipo.

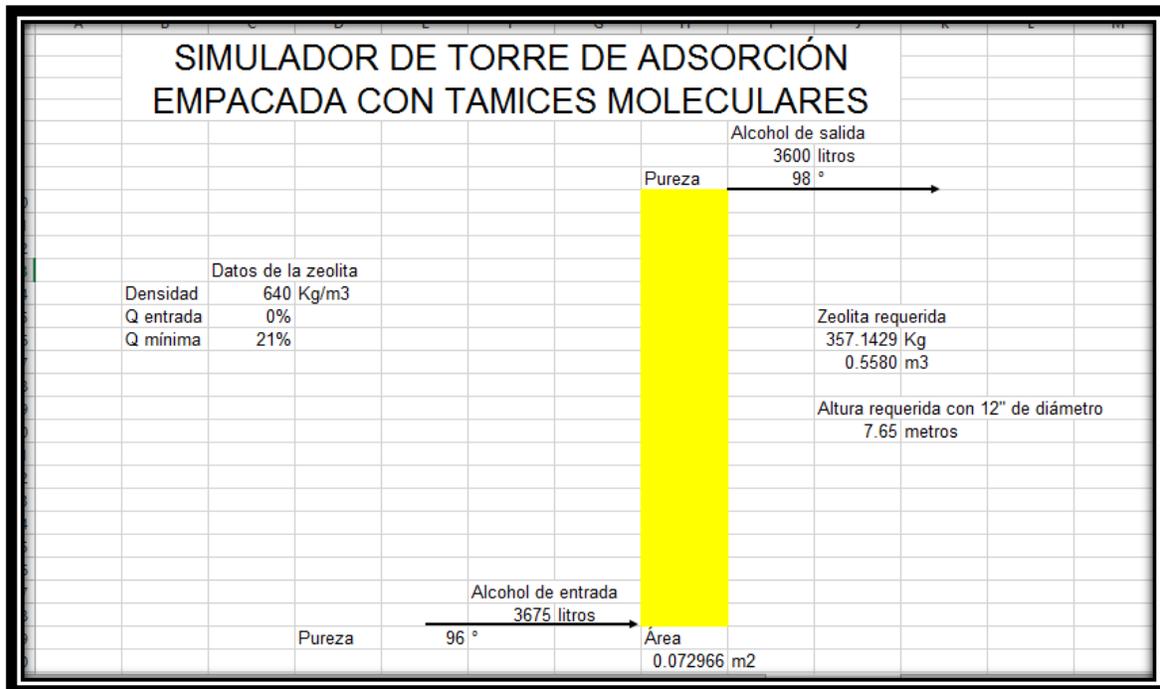


Fig. 9.4 Simulador de torre de adsorción empacada con tamices moleculares.

Estimación de costos

Primeramente se calculó el costo de la materia prima al tomar en cuenta que la cantidad necesaria para producir 43200 litros de etanol al 98° GL eran 44100 litros de etanol de 96° GL, que al ingenio le cuesta aproximadamente \$10/litro, lo que significa que el costo de la materia prima es de \$441,000.00.

Por otro lado se calculó el costo del tamiz necesario:

$$\text{Costo de zeolita} = 101 * C = 101 * 357.1428 = 36071.42 \quad [\$]$$

Además de los electrodos para la soldadura,

$$\text{Costo electrodo 7018} = \$32 * P_T * \frac{1kg}{1m} = 86.40 \quad [\$]$$

$$\text{Costo electrodo 6010} = \$33.70 * P_T * \frac{1.5kg}{1m} = 136.49 \quad [\$]$$

Recordando los costos de mano de obra determinados anteriormente y que los servicios pueden llegar a ser estimados como el 10% del costo de la materia prima, entonces, el costo de producción se pudo determinar de la siguiente manera:

Tabla 9.1 Costo de producción del proyecto

CONCEPTO		COSTO
Total		593,394
Materias Primas	100%	441,000
Insumos	8%	36,294
Servicios	10%	44,100
Mano de Obra	16%	72,000

Generalmente los costos de producción se hacen con base en el costo de las materias primas, lo que permite conocer la relación que existe de los demás costos respecto a las mismas, en este caso los insumos que incluyen la zeolita y los electrodos representan el 8% del costo de la materia prima. Cabe recalcar que eso se hizo en base a un volumen de 43200 litros de producción con 44100 litros de materia prima, lo que conlleva a decir que el costo unitario de producción de alcohol a 98° GL es de \$13.75/litro.

Además el costo total de operación se estimó tomando en cuenta los siguientes porcentajes con base al costo de producción:

Tabla 9.2 Costo total de producción del proyecto

Costo Total:		611,196
Costo de Producción	100%	593,394
Costo de Ventas	0%	0
Costo de Admon.	0%	0
Otros Costos	3%	17,802

Se consideró que las ventas y la administración no generan costos porque el consumo es propio de la empresa, lo que no lleva a hacer campañas publicitarias y la persona que lo administrará será el mismo jefe de la fábrica de alcohol. Se tomó un 3% en otros costos para tener un respaldo de dinero en caso de contingencias esperando no sean de gran magnitud.

Evaluación económica

Esta evaluación se hizo proyectado a 10 ciclos del proceso y se tomaron las siguientes consideraciones:

Flujo de efectivo (Fig. 9.5):

- Todo lo que se produce se vende a un precio de \$30/litro
- Inversión estimada con el método de Guthrie de \$1'109,600.00 por parte del equipo de proceso y \$25,000.00 por parte de equipos auxiliares

- Los costos de tuberías y accesorios se estiman como 0.30% de las inversiones
- Los socios responsables de la empresa aportan todo el monto de inversión
- Se le devolverá la inversión inicial a los socios en 4 años
- No se les devuelve intereses a los socios por su aportación

Flujo de Efectivo												
CONCEPTO	C I C L O S											
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
Volumen de Producción y Ventas (LPI)	0	43,200	43,200	43,200	43,200	43,200	43,200	43,200	43,200	43,200	43,200	
Precio de Venta de la competencia (\$)	0	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	
Saldo Inicial	0	-1,138,004	-860,897	-583,790	-306,683	-29,576	409,697	848,969	1,288,242	1,727,514	2,166,787	
Ingresos	1,138,004	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	
Ingresos por ventas	0	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	
Ingresos por crédito refaccionario	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Ingresos por crédito de avío	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Ingresos por aportaciones de socios	1,138,004	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Ingresos por productos financieros	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Egresos	1,138,004	1,018,893	1,018,893	1,018,893	1,018,893	856,727	856,727	856,727	856,727	856,727	856,727	
Inversiones:	1,138,004	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Equipos de procesos	1,109,600	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Equipos auxiliares	25,000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Tuberías y accesorios 0.30%	3,404	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Terreno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Obra Civil	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Equipo de Transporte	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Equipo de Oficina	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Equipo de Computo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Costo Total:	0	611,196	611,196	611,196	611,196	611,196	611,196	611,196	611,196	611,196	611,196	
Costo de Producción	0	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	
Costo de Ventas 0%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Costo de Admon. 0%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Otros Costos 3%	0	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	
Costo Financiero	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Aportación Socios Operación	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Aportación Socios Inversión	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Amortizaciones de financ. recibidos	0	284,501	284,501	284,501	284,501	0	0	0	0	0	0	
Aportación Socios Operación	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Aportación Socios Inversión	0	284,501	284,501	284,501	284,501	0	0	0	0	0	0	
Impuestos	0	123,196	123,196	123,196	123,196	245,532	245,532	245,532	245,532	245,532	245,532	
ISR 35%	0	100,276	100,276	100,276	100,276	199,851	199,851	199,851	199,851	199,851	199,851	
PTU 10%	0	22,920	22,920	22,920	22,920	45,680	45,680	45,680	45,680	45,680	45,680	
Saldo = Ingresos - Egresos	-1,138,004	-860,897	-583,790	-306,683	-29,576	409,697	848,969	1,288,242	1,727,514	2,166,787	2,606,059	

Fig. 9.5 Resultados del Flujo de Efectivo

Estado de resultados (Fig. 9.6):

- No hay devoluciones ni descuentos sobre las ventas brutas
- No se maneja costo financiero para la utilidad bruta
- Se considera un 10% para la depreciación del activo fijo

Además, se calculó el valor actual neto, la tasa interna de retorno y el índice de rentabilidad para el ejercicio con base en una tasa de compensación o de interés de 8.93%.

Usando las funciones que maneja Excel en su hoja de cálculo, estos índices se pudieron calcular fácilmente usando los Saldos que se obtuvieron en el Flujo de Efectivo.

Estado de Resultados:											
CONCEPTO	C I C L O S										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas Brutas	0	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000
- Dev., Gra. y Dctos.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ventas Netas	0	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000	1,296,000
- Costo de Producción	0	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394	593,394
Utilidad Bruta	0	702,606	702,606	702,606	702,606	702,606	702,606	702,606	702,606	702,606	702,606
- Costo de Ventas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
- Costo de Administración	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
- Costo Financiero	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
- Otros Costos	0	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802	17,802
Utilidad de Operación	0	684,804	684,804	684,804	684,804	684,804	684,804	684,804	684,804	684,804	684,804
- Depreciaciones del Activo Fijo	0	113,800	113,800	113,800	113,800	113,800	113,800	113,800	113,800	113,800	113,800
- Amortizaciones Financiamientos Re	0	284,501	284,501	284,501	284,501	0	0	0	0	0	0
Utilidad Neta antes de Impuestos	0	286,503	286,503	286,503	286,503	571,004	571,004	571,004	571,004	571,004	571,004
- ISR (35%)	0	100,276	100,276	100,276	100,276	199,851	199,851	199,851	199,851	199,851	199,851
- PUT (8%)	0	22,920	22,920	22,920	22,920	45,680	45,680	45,680	45,680	45,680	45,680
Utilidad del Ejercicio	0	163,307	163,307	163,307	163,307	325,472	325,472	325,472	325,472	325,472	325,472
		13%	13%	13%	13%	25%	25%	25%	25%	25%	25%

Fig. 9.6 Estado de resultados

Tabla 9.3 Índices para la evaluación financiera

Valor Actual Neto (VAN)	\$1,787,090.66
Índice de Rentabilidad	2.57
Tasa Interna de Retorno (TIR)	17%

Como se puede observar con estos índices, el VAN obtenido fue positivo bastante lejano de cero. El índice de rentabilidad es de 2.57, lo que quiere decir que por cada peso invertido se recupera ese mismo peso y se obtiene una ganancia de $(2.57-1)$ 1.57 pesos. La TIR calculada fue mayor a la tasa de compensación o de interés, lo que quiere decir que al proyecto se le puede exigir aún más ganancias, específicamente hasta llegar a una tasa de compensación del 17%.

10 Conclusiones y recomendaciones

Como se vio en la figura 9.1 la deshidratación de etanol por tamices moleculares es una tecnología altamente atractiva debido a su bajo consumo energético comparada con la competencia, además tiene ventajas mayores sobre las otras porque no utiliza arrastradores que sean peligrosos para el ambiente ni tóxicos para los operadores. Cabe recalcar que la adaptación de esta tecnología a cualquier sistema existente es sencilla.

Esta tecnología tiene como finalidad utilizar alcohol de segunda, que es un subproducto de la destilería, para producir alcohol de 98° GL, por lo que la alimentación de esta columna será el alcohol proveniente de su tanque de almacenamiento y el alcohol purificado se enviará a un tanque de almacenamiento de aceite fússel para su despacho durante todo el año.

El equipo de proceso fundamental, acorde a los balances realizados con el simulador resultó ser una torre vertical empacada con zeolita de 7.5 metros con 12 pulgadas de diámetro de acero inoxidable.

Respecto a los costos de operación se obtuvo una cantidad de \$611,196.00 como costo total, por lo que el proyecto debe procurar tener un saldo por cada periodo superior para que este sea rentable y no necesite más aportaciones de los socios. Por parte del costo de inversión, se estima que sería de \$1'138,000.00, sin embargo, si el equipo principal de proceso y los equipos auxiliares son aportados en forma material por la propia empresa se puede llegar a ahorrar dicha cantidad, es decir, manejar los equipos que tienen en existencia genera un ahorro para el ingenio.

De acuerdo con la evaluación financiera se puede observar que el proyecto de instalar el equipo de adsorción con tamices moleculares para la purificación de etanol es una buena alternativa de inversión, ya que la TIR indica que el proyecto puede tener mayores ganancias, y la rentabilidad aparte de regresar la inversión aporta ganancias de \$1.57 por peso invertido.

Con base en los resultados obtenidos, es posible que la destilería La Fe del Ingenio Pujiltic pueda producir su propio combustible a usar en su parque vehicular; el estudio de factibilidad técnica y económica arroja estimaciones en el sentido de que invirtiendo poco más de 600 mil pesos puede hacer realidad este proyecto. Adicionalmente, se obtendrán beneficios como los siguientes:

1. Aprovechamiento de un subproducto proveniente de la producción de etanol.

2. Ahorro interno por la compra de combustibles fósiles para el parque vehicular de la empresa.

Se recomienda usar una torre que guarde una relación D/H menor al 30% para evitar pérdidas de presión, así como el uso de un rotámetro en la salida de la torre para conocer y controlar la cantidad de producto que se obtiene. Además, este proceso está enfocado a plantas altamente automatizadas, por lo que un sistema de control aplicado en este equipo es altamente recomendable en su operación.

11 Competencias desarrolladas y/o aplicadas

Diseñar, seleccionar y controlar procesos en industrias químicas y de servicios con base en el desarrollo tecnológico de acuerdo a las normas de higiene y seguridad, de manera sustentable.

Utilizar las tecnologías de la información y comunicación como herramientas en la construcción de soluciones a programas de ingeniería y difundir el conocimiento científico y tecnológico.

Realizar innovación y adaptación de tecnología en procesos aplicando la metodología científica, con respeto a la propiedad intelectual.

Comunicarse en forma oral y escrita en el ámbito laboral de manera explícita y concisa.

Poseer actitud creativa y emprendedora para impulsar empresas que contribuyan al progreso nacional.

Administrar recursos humanos, materiales y financieros para el sector privado.

Poseer actitudes de superación continua para lograr metas personales y profesionales con pertinencia y competitividad.

Dar seguimiento a programas de mantenimiento a equipos e instalaciones.

12 Referencias bibliográficas y virtuales.

1. Cardona, C. A.; Montoya M. I.; Quintero J. A. (2004) *Selección de tecnologías apropiadas para la producción de etanol carburante*. Colombia. Ingeniería de Recursos Naturales y del Ambiente. Vol 1 No. 2. Pp 48 – 55.
2. Carreón O. E.; Ramos A. S.; Centeno S.; Leal L. J.; Martínez A.; Fernández M. T. (2009) *Etanol Carburante*. BioTecnología. Instituto de Biotecnología, Universidad Nacional Autónoma de México. Vol. 13 No. 3. Pp 79 – 102.
3. Geankoplis C. J. (2014) *PROCESOS DE TRANSPORTE Y PRINCIPIOS DE PROCESOS DE SEPARACIÓN (INCLUYE OPERACIONES UNITARIAS)* Universidad de Minnesota: GRUPO EDITORIAL PATRIA.
4. Palacio Llamas H. (1956) *FABRICACIÓN DE ALCOHOL* Barcelona, España. SALVAT EDITORES S. A.
5. Perry, R., “Manual del Ingeniero Químico”, 7 ed, Estados Unidos de Norteamérica, Mc Graw-Hill, pp.13-56 -- 13- 81, 1992.
6. Pinto, R. T. (2000) et al. *Saline Extractive Distillation Process for Ethanol Purification*. Computers and Chemical Engineering 24. pp 1689 – 1694.
7. Quintero, J. A.; Montoya, M. I., Sánchez O. J., Cardona C. A. (20 de junio de 2007). “Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos” Facultad de Ciencias Agropecuarias. Vol. 5 No. 2. pp. 72 – 83.
8. Ramos, A. A. (2009). *PROCESOS DE ELABORACIÓN DE AZÚCAR Y ETANOL DE LA CAÑA*. Colombia. Universidad del Valle, Unidad de Artes Gráficas de la Facultad de Ciencias Naturales y Exactas.
9. Sánchez, O. J.; Cardona C. A. (11 de octubre de 2005). “Producción Biotecnológica de alcohol carburante II: Integración de procesos”. INERCIENCIA. Vol 30, No. 11. Pp 679 – 686.
10. Sztikai, Z. (2002). *Optimization of Hybrid Ethanol Dehydration Systems*. Chemical Engineering and Processing 41. Pp 631 – 646.
11. Tanaka B., Otten L. (1987) Dehydration of aqueous etanol. Energ. Agr. 6: 63 – 76.

12. Uyazán, A. M.; Gil, I. D. (2003) *Simulación de la Deshidratación de Etanol Azeotrópico por Destilación Extractiva*. Tesis Universidad Nacional de Colombia, Bogotá.
13. Uyazán, A. M.; Gil, I. D.; Aguilar, J. L.; Rodríguez, G.; Caicedo, L. A. (diciembre 2004) "Deshidratación del etanol" *Ingeniería e Investigación*. Vol. 24 No. 3. Pp 49-59.
14. Wyman CE (1994) Ethanol from lignocellulosic biomass. Technology, economics, and opportunities, *Bioresource Technol.* 50: 3-16.