

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**“DISEÑO PRELIMINAR DE UN PROCESO DE DESHIDRATACIÓN PARA LA
PRODUCCIÓN DE 3.600 BPD DE ETANOL ANHIDRO”**

Realizado por:

FRANCISCO ABSALON ROMERO GUERRA

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de
INGENIERO QUÍMICO**

Puerto La Cruz, junio de 2007

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**“DISEÑO PRELIMINAR DE UN PROCESO DE DESHIDRATACIÓN PARA LA
PRODUCCIÓN DE 3.600 BPD DE ETANOL ANHIDRO”**

Asesores

Ing. Químico Fidelina Moncada M.Sc.
Asesor Académico

Ing. Químico Víctor Carrizales Ph.D.
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, junio de 2007

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**“DISEÑO PRELIMINAR DE UN PROCESO DE DESHIDRATACIÓN PARA LA
PRODUCCIÓN DE 3.600 BPD DE ETANOL ANHDIRO”**

El jurado otorgó la calificación de:

Ing. Químico Fidelina Moncada
M.Sc.
Asesor Académico

Ing. Químico Lucas Álvarez
Ph.D.
Jurado Principal

Ing. Químico Hernán Raven
M.Sc.
Jurado Principal

Puerto La Cruz, junio de 2009

RESOLUCION

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE:

“Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.

DEDICATORIA

A DIOS

Primeramente te lo dedico a ti, en quien siempre confié y me refugie; gracias por darme salud, inteligencia y fortaleza; creo que es lo esencial que necesita un ser humano para vencer los obstáculos de la vida, sin ti hubiera sido imposible haber alcanzado esta meta... Te amo

A MI ABUELA

A mi querida y amada amiga, compañera y gran abuela EMMA; mil gracias por estar siempre a mi lado, aunque Dios te llevo hace poco a su lado, tu espíritu y tu recuerdo vive en mí, y sé que estás conmigo en todo momento. Me haces mucha falta y quisiera que físicamente disfrutaras de este logro..... Te extraño

A MIS PADRES

Por darme la vida, por todo el amor y el apoyo que me han brindado para llegar hasta lo que soy hoy, espero de todo corazón estén orgullosos de mí, es triunfo es de ustedes.... Los quiero

AGRADECIMIENTO

❖ *A Dios, por ser estricto y someterme a pruebas de vida las cuales me hicieron crecer como ser humano; eres lo máximo, aparte me has dado la dicha de lograr esta meta. Espero sigas cultivando buena fe y éxitos en mi vida.*

❖ *A mis padres; ustedes son lo más grande y único seguro que tengo, son el piso por donde camino, no saben lo orgulloso que estoy de los sacrificios que han hecho por mí, sé que no les ha sido fácil traerme hasta donde estoy, por eso les estaré eternamente agradecido, lo logré y fue gracias a ustedes. No los defraudé!!!!*

❖ *A mis tutores y amigos:*

Fidelina Moncada: Por brindarme su apoyo y acompañarme en este reto de mi vida. Víctor Carrizales “Profe”: Haberlo conocido ha sido la bendición más grande que he tenido, UD es una caja llena de conocimientos y humanidad. Espero contar siempre con ustedes y sobre todo con ese baúl de conocimientos que cada uno tiene.

❖ *A mis tías: Norma, América, Evelia, Nancira, Eumelia, Teresa, Irene, Emelina, la negra, Anita y Guadalupe, por haber estado pendiente de mí.*

❖ *A todos los compañeros del Proyecto Etanol, por su sencillez, amabilidad y por hacerme sentir cada día en familia, ustedes son grandes personas. Especialmente le agradezco a la cálida familia de la Gerencia Industrial: El Sr. Evangelista Guerrero, Juan Gutiérrez, Alfonso Núñez, José Borrell, Cesar Chacón, Luis Canela y Eulalio Méndez. Y por supuesto a las mujeres bellas y locas, pero “exitosas”, Lisbeth Urquiola y Johanna Pérez. Las dos fueron un apoyo indiscutible en este logro.*

❖ *A unos grandes y especiales amigos los cuales quiero muchísimo, Andrés Zambrano, la queridísima Sra. Miladys Uzcátegui, y el apreciado amigo Edgard Rondón.*

❖ *A la Casa más alta del Oriente del País, La Universidad de Oriente, por haberme abierto sus puertas.*

AGRADECIMIENTO

- ❖ *A todos los profesores del departamento quienes en cada asignatura, lograron impartir e inculcar sus conocimientos, siendo propulsores indispensables de la formación de mi carrera, la cual me ayudará para contribuir con el desarrollo del país.*

- ❖ *A mis compañeros de estudio y especialmente mis amigos: Marielquis, Gaby R, Ángela, Eliana, María, Natalia, Gabriel, Ana T, Emily, Gaby M, Rosalía, Claudia, Jesús, Rosita, Naillet, Yemmi, Antonella, Daniela, Patricia Calderón, Patricia "Donalds", Ramón y Johanna. Quienes uno a uno y de distintas maneras me dieron su amistad y acompañaron en toda mi carrera. Como siempre les digo: ¡el que no arriesga no gana!, y si deseamos un futuro exitoso no debemos rendirnos ante cualquier dificultad; suena fácil decirlo pero sé que no lo es. Espero de verdad contar siempre con ustedes así como lo pueden hacer conmigo. Amigos míos de corazón; los adoro y no los olvidaré.*

- ❖ *Y por último a grandes personas que de una u otra manera me ayudaron y estuvieron pendientes de mí: Tíbisay Rincón y familia, Ana Marcano, Ángela Figuera, La nena, y a todos los que no pude nombrar, pero que los tengo en mis pensamientos y les estoy muy agradecido.*

Francisco Absalon Romero Guerra

“Siempre sé tu mismo en todo momento, nunca le digas que no a cualquier reto, ten fe y confianza en lo que vas hacer, y esto te llevará por el camino del ÉXITO.

RESUMEN

En este trabajo se diseñó en forma preliminar un sistema o proceso de deshidratación para la producción de 3.600 BPD de etanol anhidro, a partir de etanol hidratado al 96 % de pureza proveniente de la columna rectificadora. Para ésto se realizó un estudio de las tecnologías más conocidas en el campo de la deshidratación de alcoholes, específicamente etanol; con el fin de seleccionar la tecnología más conveniente para este proceso. Esto se pudo lograr empleando matrices de decisión técnica o de selección, las cuales se basaron en el método de los criterios ponderados; obteniendo como resultado que la opción favorecida fue la de tamices moleculares con un 63,83% con respecto a la destilación con glicoles y la azeotrópica, las cuales arrojaron un porcentaje de 52,4 % y 41,17 %, respectivamente. Una vez establecida la tecnología y de haber realizado los balances de masa en función de la producción de 3.600 BPD, se diseñaron los principales equipos que conforman la unidad de deshidratación; estos son: un compresor, dos torres de tamices moleculares (zeolitas 3A), un condensador y una bomba. Se calcularon así sus dimensiones y características esenciales, utilizando las ecuaciones de diseño respectivas para cada equipo. Luego se elaboró un estimado de costos clase V del proyecto, por medio del método de los equipos entregados (CEE) y de datos proporcionados por proveedores para el caso de las zeolitas, los cuales permitieron estimar el costo de inversión que se requiere para la unidad de deshidratación, siendo de \$15.837.977,43, lo que es lo mismo a 34.051.651.465 bolívares.

CONTENIDO

RESOLUCION	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vi
AGRADECIMIENTO	vii
RESUMEN.....	vii
CONTENIDO	ix
INDICE DE TABLAS	xiii
INDICE DE FIGURAS.....	xv
CAPITULO I.....	16
EL PROBLEMA.....	16
1.1. PRESENTACIÓN DE LA EMPRESA.....	16
1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	17
1.3. OBJETIVOS	19
1.3.1. OBJETIVO GENERAL	19
1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	19
CAPITULO II	21
MARCO TEORICO.....	21
2.1 ANTECEDENTES.....	21
2.2. CAÑA DE AZUCAR.....	21
2.2.1. Zonas de cultivo.....	22
2.2.2. Rubros agrícolas.....	22
2.3. ETANOL.....	23
2.3.1. Principales usos del etanol	24
2.4. PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR.....	25
2.4.1. Área 100 o de preparación del jugo de caña	25
2.4.2. Área 200 o de fermentación y separación de levadura	26
2.4.3. Área 300 o de destilación del mosto y deshidratación del alcohol	26

2.4.4. Área 400 o tratamiento de vinazas	26
2.5. VENTAJAS DEL USO DE ETANOL CARBURANTE	27
2.6. AZEÓTROPO	28
2.7. DESHIDRATACIÓN	28
2.8. TECNOLOGÍAS PARA DESHIDRATAR ETANOL	29
2.8.1. Destilación azeotrópica	29
2.8.1.1. Equipos involucrados en el proceso	31
2.8.1.2. Ventajas y desventajas de la destilación azeotrópica	32
2.8.2. Destilación extractiva con glicoles	32
2.8.2.1. Equipos involucrados en la operación:	35
2.8.2.2. Ventajas y desventajas de la destilación extractiva con glicoles	35
2.8.3. Destilación extractiva con sales	36
2.8.3.1. Equipos de la destilación extractiva con sales	37
2.8.3.2. Ventajas y desventajas de la destilación extractiva con sales	37
2.8.4. Tamices moleculares	38
2.8.4.1. Equipos requeridos por el proceso de tamices	40
2.8.4.2. Ventajas y desventajas de los tamices moleculares	41
2.8.5. Pervaporación	41
2.8.5.1. Aplicaciones de la pervaporación:	43
2.8.5.2. Ventajas y desventajas de la pervaporación	44
2.9 CONSIDERACIONES GENERALES PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LAS DIFERENTES TECNOLOGÍAS DE DESHIDRATACIÓN DE ETANOL	45
2.10. ETAPAS DE UN PROYECTO	47
2.10.1. Visualización o ingeniería preliminar	47
2.10.2 Ingeniería básica	47
2.10.3 Ingeniería de detalle	48
2.10.4 Procura	48
2.10.5 Construcción	48
2.10.6 Arranque y puesta en servicio	48
2.11. ECONOMÍA DEL PROYECTO	49
2.11.1. Estimados de costos	49

2.11.2. Tipos de estimados de costos	49
CAPITULO III	52
DESARROLLO DEL TRABAJO	52
3.1. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA LA SEPARACIÓN DE AGUA EN ETANOL	52
3.1.1. Metodología para la selección tecnológica	52
3.1.2. Preselección de tecnologías de deshidratación (lista corta)	52
3.1.3. Matriz de opciones para realizar la preselección tecnológica	53
3.1.4. Matriz de selección de la tecnología de deshidratación	55
3.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA SELECCIONADO	59
3.2.1. BALANCE DE MATERIALES DEL SISTEMA	60
3.2.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS	64
3.2.2.1. Compresor de vapores ricos en etanol	64
3.2.2.2. Altura del tamiz molecular	67
3.2.2.3 Condensador de los vapores de etanol después de la deshidratación.....	70
3.2.2.5 Sistema de regeneración.....	72
3.2.2.6 Condensador de los vapores de etanol después de la regeneración	72
3.2.2.7 Tanque de condensado para el condensador después de la deshidratación	73
3.2.2.8 Tanque de condensado para el condensador después de la regeneración	74
3.2.2.9 Bomba para transportar la solución alcohólica de la etapa de regeneración	74
3.2.3. ESTIMADO DE COSTOS	75
3.2.3.1 Costo del desecante	75
3.2.3.2 Costo de los equipos entregados	75
CAPITULO IV	78
DISCUSION DE RESULTADOS, CONCLUSION Y RECOMENDACIONES.....	78
4.1. ANALISIS DE RESULTADOS	78
4.1.1. SELECCIÓN TECNOLÓGICA	78
4.1.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS	81

4.1.3. ESTIMADO DE COSTO DEL PROCESO	86
4.2. CONCLUSIONES	89
4.3. RECOMENDACIONES	89
BIBLIOGRAFIA	91

INDICE DE TABLAS

TABLA 2. Resumen de los tipos de membranas, con sus respectivos materiales de construcción y usos [11].....	44
TABLA 2. Resumen de los tipos de membranas, con sus respectivos materiales de construcción y usos [11] (continuación).....	44
Tabla 3.1 Escala comparativa para la preselección de tecnologías.....	53
Tabla 3.2 Matriz de opciones para la preselección de tecnologías	55
Tabla 3.3 Escala evaluativa de los factores, criterios y puntuación establecidos para la selección tecnológica.....	57
Tabla 3.4 Matriz de selección de la tecnología para deshidratación de etanol	58
Tabla 3.5 Datos requeridos para el diseño del compresor.....	65
Tabla 3.6 Costos de los equipos entregados para el año de 1998	76
Tabla 3.7 Estimación de los rubros de capital total de inversión basados en los costos de equipos entregados para una planta de fluidos	77
Tabla 4.1 Puntuación total de cada tecnología en el proceso de preselección.....	79
Tabla 4.2 Puntuación total de cada una de las opciones tecnológicas de la lista corta para la selección final	80
Tabla 4.3 Valores obtenidos del balance de material para el compresor de vapores de etanol	82
Tabla 4.4 Valores obtenidos del balance de material para las torres de tamices moleculares.....	82
Tabla 4.5 Valores obtenidos del balance de material para el condensador de vapores de etanol	83
Tabla 4.6 Valores obtenidos del balance de material para la bomba que transporta etanol	83
Tabla 4.7 Valores de la caracterización para el compresor de vapores de etanol	85
Tabla 4.8 Valores de la caracterización para las torres de tamices moleculares.....	85
Tabla 4.9 Valores de la caracterización para el condensador de vapores de etanol.....	86

Tabla 4.11 Costo de inversión de los principales equipos de la unidad de deshidratación	87
Tabla 4.12 Costo de inversión de la unidad de deshidratación	87

INDICE DE FIGURAS

FIGURA N° 1	17
Figura 2.1 Representación del cultivo de la caña de azúcar.	22
Figura 2.2 Ubicación de los complejos agroenergéticos para la producción de etanol para las diferentes materias primas.....	23
Figura 2.3 Configuración espacial y estructural del etanol [8].....	24
Figura 2.4 Usos del etanol como combustible [7].	25
Figura 2.5 Proceso de producción de etanol carburante	27
Figura 2.6 Diagrama de formación de un azeótropo [9].....	28
Figura 2.7 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol con destilación azeotrópica.....	30
Figura 2.8 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol por medio de la destilación extractiva con glicoles [3].....	34
Figura 2.9 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol por destilación extractiva con sales [3]	37
Figura 2.10 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol con tamices moleculares.....	39
Figura 2.11 Diagrama del mecanismo de pervaporación.....	42
Figura 3.1 Composiciones de las corrientes involucradas en el proceso.	60
Figura 4.1 Representación porcentual de la preselección de tecnologías.	80
Figura 4.2 Representación de la sumatoria total de cada tecnología para los tres estudios realizados	81
Figura 4.3 Proyección porcentual promedio de las tecnologías de la lista corta para cada sumatoria total de cada uno de los casos estudiados	81
Figura 4.4 Diagrama de flujo cuantitativo del proceso de producción de etanol anhidro a partir de etanol hidratado 96 % proveniente del jugo de caña.....	84

CAPITULO I

EL PROBLEMA

1.1. PRESENTACIÓN DE LA EMPRESA

Desde su creación en 1976, Petróleos de Venezuela, S.A. (PDVSA) se ha convertido en una de las corporaciones energéticas más importantes del mundo, y es propiedad de la República Bolivariana de Venezuela. Se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, además de planificar, coordinar, supervisar y controlar las actividades operativas de sus divisiones, tanto en Venezuela como en el exterior.

Esta corporación a lo largo de su trayectoria ha venido implementando acciones que favorezcan a la nación, una de ellas fue la eliminación del tetraetilo de plomo en agosto de 2005 como aditivo para la gasolina, consciente de los efectos del plomo al ambiente y la salud humana; además de la sustitución del MTBE el cual también genera daños. Para lograr este propósito se requiere la adición de 10% de etanol en la mezcla del combustible, estimándose un consumo interno de 20 mil barriles diarios (MBD) de alcohol, pero en el país existe una deficiencia de alcohol debido a que las destilerías sólo producen aproximadamente 250.000 litros por día y es destinado para bebidas y uso medicinal, lo cual indica que la producción no cubre con la demanda nacional requerida por lo que anualmente se importan alrededor de 3 millones de litros[1].

Es por eso que en marzo de 2005 inicia sus labores el Proyecto Etanol, Gerencia adscrita a la Gerencia de Refinación de Oriente, la cual se encuentra ubicado en el edificio administrativo de PEQUIVEN S.A., en el Complejo Petroquímico e Industrial General de División José Antonio Anzoátegui, en la costa norte del estado Anzoátegui entre la población de Puerto Píritu (15 km) y las ciudades de Barcelona/Puerto la Cruz (28 km). La figura 1, muestra la ubicación de este proyecto en el complejo. El proyecto etanol surgió con el interés de crear un plan nacional de promoción y uso de etanol combustible, además de introducir al mercado venezolano una gasolina más amigable con el ambiente y cubrir la deficiencia de alcohol para los distintos usos [2].

Aunado a esto el Plan Nacional de Etanol Combustible en Venezuela traerá consigo una contribución positiva, ya que contribuirá al desarrollo sustentable de las poblaciones rurales con miras a su transformación en ciudadelas agroindustriales, para la respectiva producción y procesamiento de la materia prima requerida en los complejos agroenergéticos diseñados para cubrir las demandas de etanol carburante del mercado nacional, y a futuro generar excedente para la exportación.

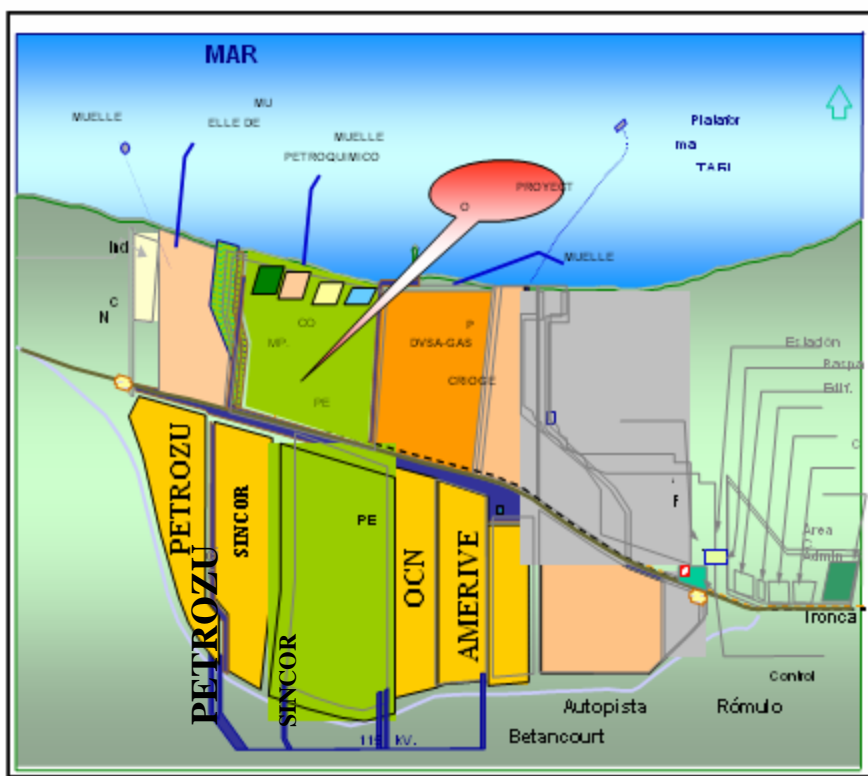


FIGURA N° 1

1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Actualmente PDVSA tiene contemplada la incorporación de un nuevo aditivo para la gasolina en el país; para ello cuenta con la Gerencia del Proyecto Etanol la cual propone como aditivo para la gasolina el etanol anhidro en una proporción de 10 % v/v. Este alcohol se puede

generar de muchas materias primas de origen agrícola como lo son las sustancias sacarosas (que contienen azúcar, la caña de azúcar, la melaza, y la remolacha), las sustancias feculentas (granos de cereales, yuca, batata, patata, etc.) y las sustancias celulósicas (bagazo de caña, madera, residuos agrícolas, etc.); pero a mediano plazo se va a trabajar con el jugo de la caña de azúcar como materia prima.

Este proyecto incluye la expansión de los cultivos agrícolas, así como también la construcción de quince destilerías en diferentes regiones del país, las cuales contarán con materia prima en las adyacencias de los centrales agroenergéticos, exclusivamente para la producción de etanol carburante.

En tal sentido se propone la realización de este trabajo “Diseño preliminar de un proceso de deshidratación de etanol”, orientado a la producción de 3.600 BPD de etanol anhidro por unidad de producción. Para llevar a cabo este proceso dicha unidad requiere de unas 125 ha/día de caña de azúcar, y unas 20.000 ha para la producción anual. Esta producción se logra en 160 días lo que es equivalente al período de zafra del cultivo. Cabe señalar que en Venezuela existe un déficit de caña para la producción de azúcar y esto lo viene estudiando la CVA (Corporación Venezolana Agraria) la cual es la encargada de desarrollar, coordinar y supervisar las actividades empresariales del Estado para el desarrollo del sector agrario para fines alimenticios; mientras que el proyecto etanol cuenta con un grupo de especialistas agrícolas que tienen como único fin la siembra de caña de azúcar para la producción de etanol.

El proceso hasta la operación de destilación arroja como resultado un alcohol hidratado el cual en muchos países ha sido usado en un 100 % como combustible para automóviles, pero la propuesta del proyecto es obtener un alcohol deshidratado para su uso como oxigenante de la gasolina y de esta forma sustituir el MTBE (Metil-Ter-Butil-Éter) el cual ya está generando problemas ambientales.

Es por lo antes señalado que surge la necesidad de obtener alcohol. Debido a esto, la industria y los diferentes centros de investigación se han impuesto una serie de retos ya que el costo de producción de etanol dependen directamente de los costos de la materia prima, de la energía utilizada y de la tecnología aplicada. Por ello es conveniente realizar una selección adecuada de la tecnología a emplear para la conversión de etanol hidratado en etanol anhidro.

La importancia de este estudio se enfoca, como se expuso anteriormente, en el diseño de la tecnología más adecuada para la deshidratación del etanol con miras a su aplicación en Venezuela, para lo cual se requiere previamente una amplia revisión bibliográfica, con el fin de visualizar las últimas tecnologías en lo que respecta a deshidratación de alcoholes, identificando los insumos que estén vinculados a alguna de éstas; luego mediante el uso de una matriz de selección se puede escoger la más conveniente.

Posterior a esto se realizará el dimensionamiento de los equipos que integran la operación de deshidratación de etanol, para lo cual se usarán las herramientas que posee la empresa, como lo son los diferentes programas de Microsoft; además, tomando como criterio las distintas normas de diseño establecidas por PDVSA y cualquier otra necesaria para el desarrollo de este proyecto.

Finalmente, se hará un estimado económico clase V, el cual cuenta el costo de inversión de los equipos mayores del proceso, que permitirá de manera consecutiva determinar un costo unitario y proporcionará una visión global de la magnitud y rendimiento de la inversión del proyecto.

1.3. OBJETIVOS

1.3.1. OBJETIVO GENERAL

Diseñar en forma preliminar un proceso de deshidratación para la producción de 3600 BPD de etanol anhidro.

1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Seleccionar la tecnología para la separación de agua del etanol.
2. Realizar el dimensionamiento de los principales equipos y unidades del proceso de la tecnología de deshidratación seleccionada.

3. Elaborar un estimado de costos clase V del proceso de deshidratación para la producción de etanol anhidro.

CAPITULO II

MARCO TEORICO

2.1 ANTECEDENTES

Entre los antecedentes de mayor relevancia, destaca el trabajo presentado por Montoya y colaboradores de la Universidad Nacional de Colombia en el 2004 [3], quienes establecieron un estudio del “Efecto del esquema de separación de producto en la producción biotecnológica de alcohol carburante”, con el objetivo de comparar los diferentes esquemas de separación para la obtención de bioetanol a partir de almidón de maíz, evaluando desde el punto de vista de consumo energético, costos de capital y de fluidos de servicios, haciendo uso de simuladores comerciales para las distintas tecnologías.

Cardona y Sánchez de la Universidad Nacional de Colombia en el 2005 [4], plantearon los procesos de separación no convencional para el alcohol hidratado, presentando a su vez los aspectos ambientales más relevantes que incluye la producción de dicho alcohol, así como también la integración de proceso, de reacción-reacción, de reacción-separación, de separación-separación y energética, con la meta de evaluar y optimizar las diferentes secciones del proceso de producción y la diversificación de productos.

Por otra parte, Cerpa de la Universidad de Valladolid España en el 2005 [5], realizó un estudio acerca de la producción del etanol anhidro (EA) como aditivo para la gasolina a partir de la caña de azúcar, con el propósito de revisar las tecnologías actuales más difundidas a nivel mundial para la obtención de (EA). En este trabajo se definen algunas ventajas y limitaciones, así como también se presentan una serie de diagramas de dichas tecnologías.

2.2. CAÑA DE AZUCAR

Conocida científicamente como *Saccharum officinarum* y perteneciente a la familia de gramíneas, con el tallo leñoso, de unos dos metros de altura, hojas largas, lampiñas y flores pupúreas en panoja piramidal, es una hierba gigante originaria de Asia; de allí pasó a Europa y

luego a América. La caña, en su tallo forma y acumula un jugo rico en sacarosa, compuesto, que al ser extraído y cristalizado en el ingenio forma el azúcar.

Esta planta es una de las materias primas más usadas en el mundo para la producción de etanol, debido a que su jugo (guarapo de la caña) contiene una cantidad de azúcares reductores las cuales al someterlas a un proceso de fermentación se convierten en etanol. En la Figura 2.1 se muestra dos vistas distintas del cultivo de caña de azúcar.



Figura 2.1 Representación del cultivo de la caña de azúcar.

2.2.1. Zonas de cultivo

La caña de azúcar se cultiva prácticamente en todas las regiones tropicales y subtropicales de la tierra; su período de zafra dura alrededor de 160 de días dependiendo de muchos factores, entre los cuales el más importante es la cantidad y distribución del agua. La caña de azúcar está constituida básicamente por agua y carbohidratos. Los carbohidratos se hayan presentes en forma tanto insoluble en agua (la fibra) como soluble (sacarosa, glucosa, fructosa); además de ésto el contenido de cenizas, lípidos (extracto etéreo) y proteína es prácticamente despreciable [6]. En la tabla A.1, se presenta la composición de la caña de azúcar.

2.2.2. Rubros agrícolas

Para llevar a cabo la producción de etanol no solo se logra a partir de la caña de azúcar, sino de otros rubros agrícolas como lo son: el maíz, el arroz, la yuca, el sorgo, entre otros. Por eso el proyecto etanol tiene contemplada la construcción de 15 complejos agroenergéticos

alrededor del país, donde cada uno trabajará con una materia prima en particular. Para dar una visión más clara de estos complejos se presenta la figura 2.2.



Figura 2.2 Ubicación de los complejos agroenergéticos para la producción de etanol para las diferentes materias primas.

2.3. ETANOL

Es el más común y conocido de todos los alcoholes; su molécula está formada por dos átomos de carbono uno de los cuales está unido al grupo hidróxilo característico de los alcoholes, completándose con cinco hidrógenos, siendo su fórmula química C_2H_5OH . En la figura 2.3 se presenta la molécula de etanol tanto en su representación espacial como estructural.

El etanol es el alcohol etílico producido a partir de la fermentación de azúcares que se encuentran en los productos vegetales (cereales, caña de azúcar, remolacha o biomasa lignocelulósica) combinados en forma de sacarosa, almidón, hemicelulosa y celulosa hasta lograr un grado alcohólico alrededor de 10-15% v/v.

Este alcohol obtenido en la etapa de fermentación es conocido también como bioetanol; y es llevado al proceso de destilación donde se trata de concentrar al máximo, lográndose etanol con un 96% grado alcohólico debido a que en este punto el etanol forma un azeótropo con el agua, impidiendo una mayor concentración [7].

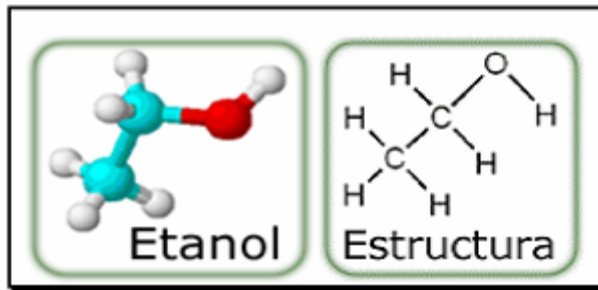


Figura 2.3 Configuración espacial y estructural del etanol [8].

La producción de etanol renovable puede llevarse a cabo usando una variedad de materias primas de origen agrícola como lo son:

Biomasa amilácea: son productos agrícolas como: maíz, yuca, papa, etc., de los cuales se consigue el almidón el cual a partir de un proceso de hidrólisis es convertido en azúcares.

Biomasa azucarada: esta biomasa comprende los rubros de las materias primas azucaradas como lo son la caña de azúcar y la remolacha, que son transformadas en jugo o melaza para el posterior proceso.

Biomasa lignocelulósica: a partir de ésta se obtiene la celulosa que por medio de un proceso de hidrólisis se transforma en azúcares; entre este tipo de biomasa se tiene a la madera, desperdicios municipales, el bagazo de caña, etc.

2.3.1. Principales usos del etanol

El etanol producido tiene distintos usos a escala mundial subdividiéndose en tres principales destinos: combustible, uso industrial y bebidas.

El uso como combustible representa un 65 % de la producción mundial, ya sea para mezclar o reemplazar petróleo o derivados; un 19 % que abarca el sector industrial (cosméticos, farmacéutica, químicas, entre otras) y el 16 % restante se destina a la industria de bebidas [7].

Ahora bien, su aplicación más importante es en el área de los biocombustibles y para el caso del proyecto, éste es el sector de interés, que a su vez tiene una clasificación que se visualiza en la figura 2.4.

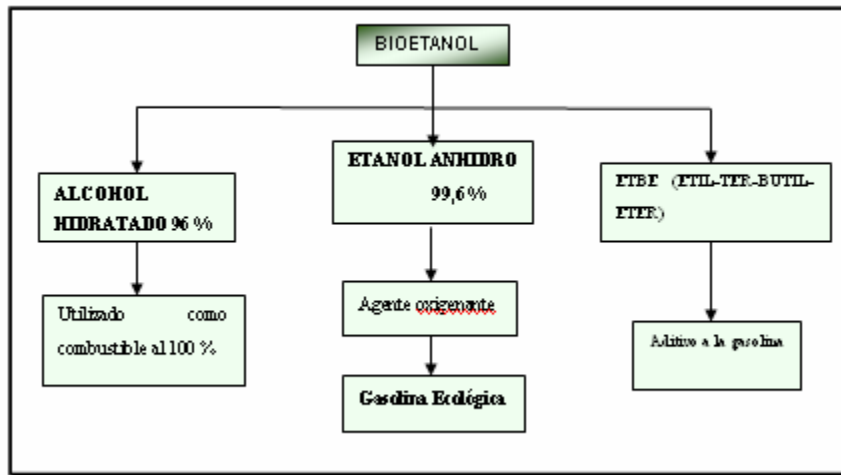


Figura 2.4 Usos del etanol como combustible [7].

2.4. PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR

Para llevar a cabo la producción de etanol carburante a partir de caña de azúcar, el proceso se dividió en varias áreas las cuales están constituidas de la siguiente forma:

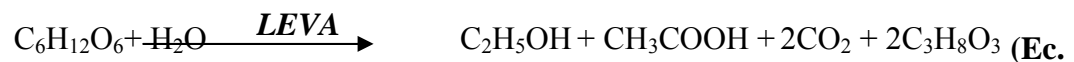
2.4.1. Área 100 o de preparación del jugo de caña

Unidad en la cual se recibe el jugo de caña, además se somete a un proceso de concentración para llevarlo de 14° Brix en contenido de azúcares totales a 18° Brix; para ello se utiliza un evaporador de un solo efecto, saliendo el jugo a una temperatura de 30°C. Luego de esto se envía a un proceso de pasteurización de 30°C a 90°C para eliminar las bacterias que se encargan de degradar el mosto hacia productos químicos no deseados. Finalmente, el mosto

caliente se enfría desde 90°C hasta 30°C por medio de un intercambiador de calor antes de entrar a la segunda etapa del proceso.

2.4.2. Área 200 o de fermentación y separación de levadura

Aquí se efectúa, por acción biológica de la levadura, la transformación de los azúcares fermentables del jugo, en alcohol etílico y gas carbónico. A continuación se presentan las ecuaciones clásicas de Gay-Lussac para explicar la formación de alcohol:



Luego de un proceso fermentativo continuo de aproximadamente 12 a 16 horas, se obtiene del último fermentador, el vino con una concentración de 8 % de etanol.

2.4.3. Área 300 o de destilación del mosto y deshidratación del alcohol

El vino obtenido con 8 % de etanol en volumen es bombeado hacia una primera columna donde el etanol es separado parcialmente de los demás componentes del vino; dejando la parte superior de la columna con un 75 % en volumen; los líquidos y sólidos residuales conocidos como vinaza, salen por el fondo de la columna y van al sistema de tratamiento de vinazas. El etanol obtenido con un 75 % en volumen entra a una columna rectificadora donde el alcohol es llevado a su punto azeotrópico (96 %) y abandona la parte superior de la torre como vapor saturado. Posteriormente entra a la sección de deshidratación, donde por técnicas como: destilación azeotrópica con ciclohexano, destilación extractiva con trietilenglicol, destilación extractiva con acetato de potasio, tamices moleculares o pervaporación puede modificarse la composición azeotrópica y obtener etanol anhidro.

2.4.4. Área 400 o tratamiento de vinazas

Las vinazas obtenidas del fondo de la torre despojadora pasan a un sistema de evaporación de efecto múltiple, los cuales permiten concentrar la vinaza desde 7° Brix a 40°

Brix, y por consiguiente, reducir su volumen, con la finalidad de tener un control de la cantidad de vinaza.

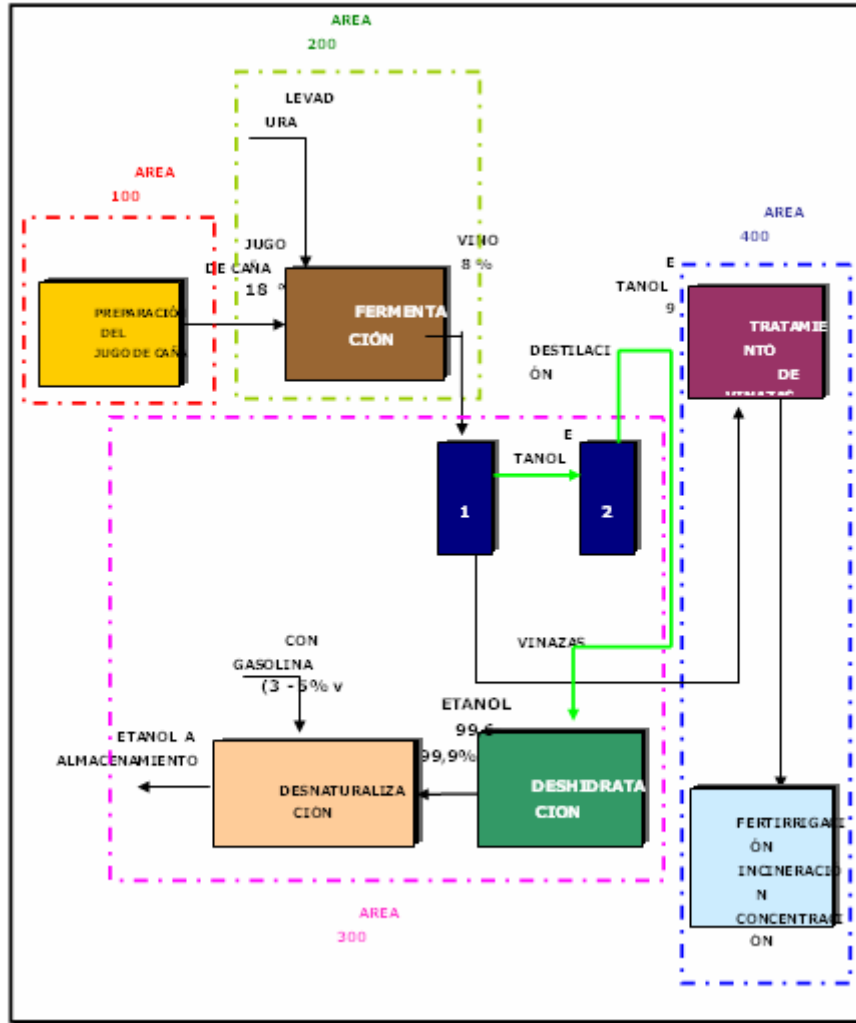


Figura 2.5 Proceso de producción de etanol carburante

2.5. VENTAJAS DEL USO DE ETANOL CARBURANTE

El uso de etanol como aditivo en las gasolinas presenta las siguientes ventajas [8]:

- ❖ El etanol puede ser producido a partir distintas fuentes renovables.

- ❖ Crea nuevos mercados para productos agrícolas, integrando a los sectores rurales con la industria.
- ❖ Es un compuesto líquido y puede ser manejado tan fácilmente como la gasolina y el diesel.
- ❖ Mejora la combustión y presenta un alto índice de octano (105).
- ❖ Al quemarse produce menos dióxido de carbono que la gasolina.
- ❖ Por ser de origen biomásico la mayor parte del dióxido de carbono producido es absorbido nuevamente por los cultivos.
- ❖ Genera menos emisiones de monóxido de carbono cuando se usa como aditivo de la gasolina.
- ❖ Presenta baja toxicidad y disminuye la contaminación ambiental.

2.6. AZEÓTROPO

Es una mezcla líquida donde la composición de la fase líquida es igual a la de sus vapores en equilibrio; tiene un máximo y mínimo en los puntos de ebullición, con relación a los puntos de ebullición de las composiciones de la mezcla a su alrededor. Los puntos de ebullición de los componentes puros presentes en la mezcla deben ser lo suficientemente cercanos para permitir la formación de un azeótropo [9]. En el caso de la mezcla etanol-agua el azeótropo formado es de punto mínimo de ebullición de 78,15°C, y en la figura 2.6 se evidencia un diagrama de formación del azeótropo.

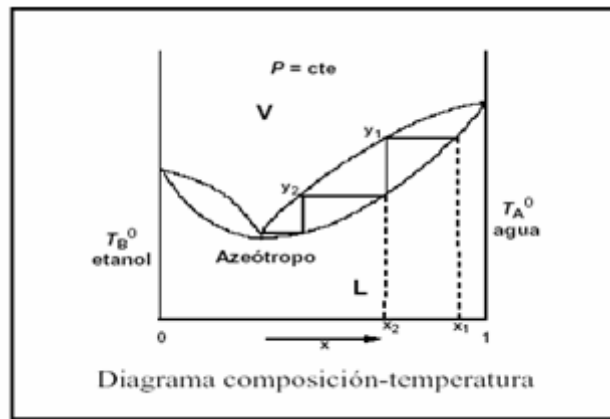


Figura 2.6 Diagrama de formación de un azeótropo [9].

2.7. DESHIDRATACIÓN

Es el proceso mediante el cual se remueve el agua contenida en un fluido. En el caso del tratamiento del gas natural la deshidratación previene principalmente el congelamiento del gas; pero en el caso del proceso productivo de etanol donde se obtiene a un 96 % grado alcohólico, el proceso permite modificar la composición azeotrópica formada, logrando de esta manera obtener etanol anhidro que cumpla con las especificaciones requeridas para su uso como aditivo de la gasolina. [5].

2.8. TECNOLOGÍAS PARA DESHIDRATAR ETANOL

En la actualidad existen varias tecnologías en el mundo para separar agua de etanol; es por ello que luego de la etapa de destilación convencional donde se obtiene el etanol en un 96 % grado azeótropo, se requiere deshidratar el etanol hasta la mínima cantidad para que cumpla con las necesidades requeridas. Dichas tecnologías comúnmente usadas se presentan a continuación:

2.8.1. Destilación azeotrópica

El término destilación azeotrópica ha sido aplicado a un amplio tipo de técnicas de separación de mezclas que presentan formación de azeótropo.

Por eso luego de obtener el alcohol del proceso de destilación en un 96 % grado azeótropo, esta corriente entra a una columna de destilación fraccionada, en la cual se busca la ruptura de dicho azeótropo.

Este proceso se logra adicionando un compuesto químico llamado “modificador o agente de separación”, el cual rompe el azeótropo agua-etanol enviando al etanol por el fondo de la torre a un 99,6 % de pureza; mientras que se forma un azeótropo ternario heterogéneo (ATH) entre el agente extractor y el agua.

Luego este ATH es condensado como producto de cabeza y se le decanta para obtener dos fases inmiscibles. La fase orgánica, rica en el modificador, regresa a la columna azeotrópica como reflujo, mientras la fase acuosa del azeótropo formado es bombeada a una tercera columna de destilación fraccionada llamada recuperadora, donde se separa el modificador restante del agua.

En la columna regeneradora el modificador es obtenido como producto de cabeza, y es reciclado a la alimentación principal de la columna azeotrópica, mientras que el agua obtenida como producto cola es utilizada junto con la corriente obtenida en la columna rectificadora, como alimentación para otras etapas del proceso. En la figura 2.7 se describe el diagrama de proceso de toda esta operación [9].

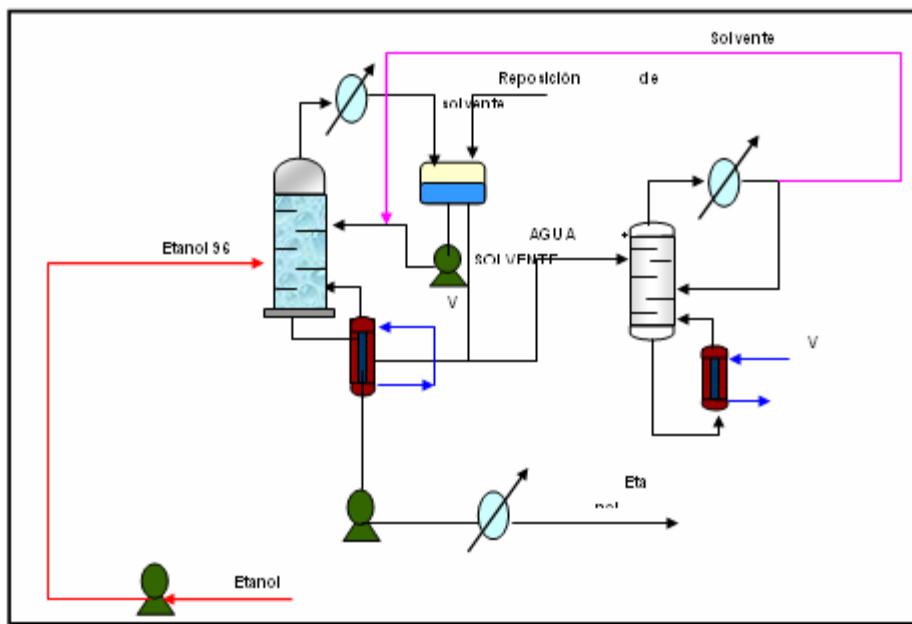


Figura 2.7 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol con destilación azeotrópica

Los agentes de separación usados en la destilación azeotrópica son: el benceno, tolueno y ciclohexano, y en ciertos casos los n-pentanos. Estos agentes de separación no convencional, son descritos de manera breve a continuación:

Benceno

El benceno, ciclohexatrieno o benzol es un hidrocarburo aromático líquido de fórmula C_6H_6 , volátil, incoloro, inflamable, de olor aromático característico y es poco soluble en agua; dicho compuesto se produce en los complejos BTX mediante reformación catalítica de las

naftas del petróleo. En Venezuela se cuenta con un complejo BTX ubicado en la refinería el Palito estado Carabobo; la cual tiene una producción de 1200 BPD.

Entre algunos usos del benceno se tiene que es usado como materia prima en la fabricación de ciclohexano, estireno, fenil nitrobenceno y anhídrido maleico; además de eso también es usado como solvente. Cabe señalar que el benceno es altamente peligroso, debido a que es cancerígeno y esto resulta ser una desventaja para su uso como solvente extractor en la operación de deshidratación.

Tolueno

El tolueno o metil benceno, es un hidrocarburo derivado del petróleo de formula química $C_6H_5CH_3$; es líquido, incoloro, inflamable e insoluble en agua; al igual que el benceno se produce en la Refinería el Palito, generándose 1.300 BPD.

Es usado como solventes, aditivo a la gasolina, y como agente extractor. Al igual que el benceno éste es también peligroso aunque en menor proporción.

Ciclohexano

Es conocido también como expectranal, hexametileno o hexahidrobenceno, el ciclohexano se obtiene mediante la hidrogenación catalítica del benceno de alta pureza. Pero también puede ser obtenido por destilación del petróleo; su formula química es C_6H_{12} , es un compuesto líquido incoloro, con olor aromático, es inflamable y miscible en casi todos los solventes orgánicos. Entre los principales usos están: para la remoción de pinturas, modificador en sistemas de deshidratación, etc.

En el anexo B.1 se muestran tablas con algunas propiedades de estos compuestos que pueden ser usados en el proceso de destilación azeotrópica.

2.8.1.1. Equipos involucrados en el proceso

- ❖ Una torre rectificadora y una recuperadora.
- ❖ Cuatro bombas centrífugas.
- ❖ Un decantador y una bomba de vacío.

2.8.1.2. Ventajas y desventajas de la destilación azeotrópica

Ventajas

- ❖ Es una tecnología madura, disponible comercialmente para cualquier escala y con suficiente información para ser fácilmente modelada y simulada [5].
- ❖ Permite la separación parcial del modificador en el tope de la columna azeotrópica, con lo cual se disminuye el costo operativo, ya que usamos una nueva mezcla azeotrópica con un punto de ebullición menor a la obtenida por una destilación extractiva.
- ❖ Existe una amplia gama de solventes extractores disponibles: hidrocarburos alifáticos, aromáticos y cíclicos. El requisito principal es la inmiscibilidad con el agua.

Desventajas

- ❖ Cualquier pérdida del modificador en las corrientes acuosas puede crear problemas ambientales.
- ❖ El proceso es difícil de operar y controlar, ya que las columnas azeotrópicas frecuentemente se comportan erráticamente dentro de ciertos rangos de operación en sus parámetros de control. Estas columnas pueden exhibir múltiples estados estables. Cualquier pérdida del modificador en las corrientes acuosas puede crear problemas ambientales.
- ❖ El uso de solventes orgánicos tóxicos o cancerígenos, como modificadores genera fuertes restricciones sanitarias.

2.8.2. Destilación extractiva con glicoles

Esta tecnología al igual que para la azeotrópica consta de dos columnas de destilación fraccionada adicionales a la de rectificación, una donde se lleva a cabo la adición del solvente y en la otra donde se recupera éste mismo; esta operación consiste en un proceso de vaporización parcial en presencia de un agente másico de separación miscible, de alto punto de ebullición y no volátil, normalmente llamado disolvente, que se añade a una mezcla de alimentación azeotrópica o no azeotrópica para modificar las volatilidades de los componentes claves, sin que se forme ningún azeótropo adicional [9].

El proceso extractivo con el uso de glicoles se lleva a cabo de la siguiente manera: de la columna rectificadora se obtiene una solución alcohólica concentrada (96 %), la cual ingresa a un plato de alimentación de la torre extractora y unos platos más arriba se inyecta el agente de separación (99,9 % pureza) el cual hierve por lo común a una temperatura por

encima de los componentes de la alimentación, que hace imposible la formación de nuevos azeótropos. Este lo que hace es modificar de manera selectiva los coeficientes de actividad de los componentes que van a ser separados; por ello, para un logro acertado es conveniente una alta concentración de disolvente.

En la región entre la alimentación del solvente y la de la solución, el agua es absorbida por el solvente obteniéndose por el tope de la torre vapor de etanol anhidro (99,5 % de pureza) el cual es condensado para convertirlo en producto final, mientras que la solución agua-modificador desciende a la base de la columna. Esta corriente es llevada a una tercera columna llamada recuperadora, donde el agua es separada del solvente saliendo como producto de cabeza y enviada a otras etapas del proceso.

Por otra parte el solvente recuperado es reciclado a la torre extractora junto con la corriente de alimentación fresca de solvente.

Es importante tener en cuenta dos cosas; la primera, que la columna recuperadora debe operar al menos a unos 10°C por encima de la temperatura del agua, que en este caso es uno de los componentes que se quiere separar y que presenta menor punto de ebullición y la segunda que cuando se recicla el trietilenglicol es necesario disminuir su temperatura a un valor aproximadamente de 80°C para poder ser ingresado a la columna extractiva y así dar garantías de una mejor separación [5]. Esto se puede observar en la figura 2.8.

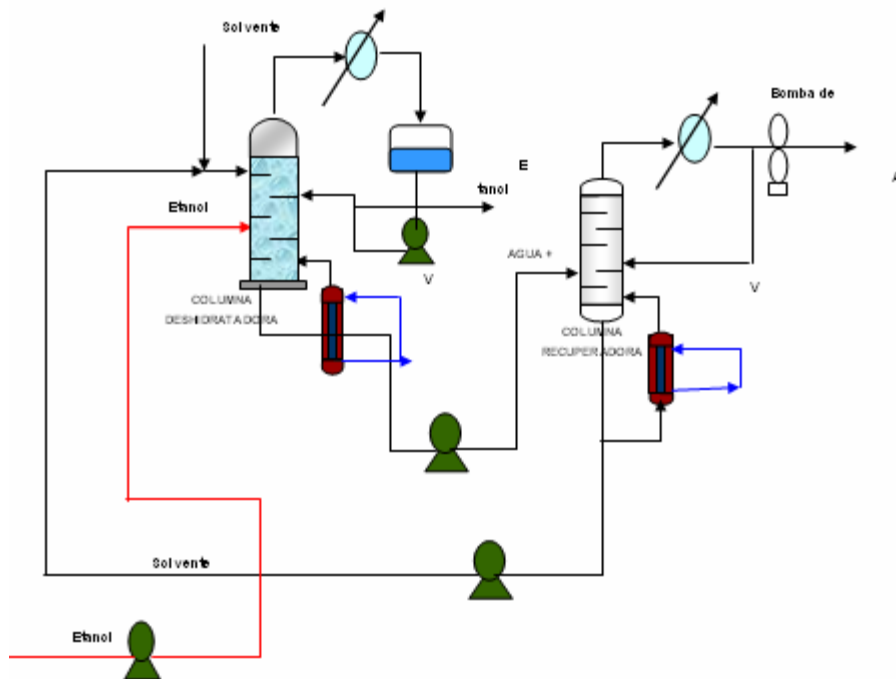


Figura 2.8 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol por medio de la destilación extractiva con glicoles [3].

Entre los disolventes usados para este tipo de operación son los glicoles, entre ellos tenemos:

Etilenglicol

También conocido como 1,2 etanodiol, es un líquido incoloro, inodoro, viscoso y poco volátil; soluble en agua y en muchos compuestos orgánicos; presenta una formula química $C_2H_6O_2$ ó $HOCH_2CH_2OH$. Este compuesto químico se elabora en el país en la planta Pralca ubicada en Santa Rita, estado Zulia, a partir de la adición de agua al óxido de etileno el cual también se produce en esta misma planta, generándose unas 84.000 TM/año de monoetilenglicol (MGE).

Posee diversos usos entre ellos: como líquido anticongelante en los circuitos de refrigeración de motores y maquinaria, agente de tratamiento en la industria, específicamente para la deshidratación de fluidos, etc.

Trietilenglicol

Llamado también 1,2-BIS (2-Hidro Etoxi) Etano, es un líquido viscoso, higroscópico, prácticamente inodoro e incoloro. El trietilenglicol (TEG) presenta una fórmula química $C_6H_{14}O_4$ ó $(HOCH_2CH_2OCH_2)_2$. Al igual que el etilenglicol este compuesto es elaborado en el estado Zulia en las instalaciones de Pralca S.A., produciendo una cantidad de 1.300 TM/año. Su uso principal a nivel industrial es en la deshidratación del gas natural.

Es importante señalar que el solvente usado comúnmente en la deshidratación de alcoholes es el TEG.

En el anexo B.2 se hallan tablas de las propiedades más importantes de estos dos tipos de glicoles.

2.8.2.1. Equipos involucrados en la operación:

- ❖ Una absorbedora (unidad deshidratadora).
- ❖ Tres bombas centrífugas.
- ❖ Un intercambiador gas/glicol.
- ❖ Un intercambiador glicol/glicol.
- ❖ Un sistema de regenerador de glicol.

2.8.2.2. Ventajas y desventajas de la destilación extractiva con glicoles

Ventajas

- ❖ Se evita la formación de un ATH, puesto que el solvente interactúa de manera más fuerte con uno de los componentes de la mezcla que con los demás, permitiendo la separación [5].
- ❖ El sistema de recuperación del solvente trabaja independientemente de la operación de la columna extractiva; por ello puede servir a varias columnas extractivas simultáneamente.
- ❖ El solvente no es inflamable en condiciones ambientales; es poco tóxico, no es corrosivo ni cancerígeno. Es biodegradable en bajas concentraciones y puede ser disperso en agua sin causar daños ambientales.

Desventajas

- ❖ Es complicada la selección del solvente para una determinada mezcla, ya que hallar un compuesto con una estructura química afín, con una alta solubilidad en la mezcla, con una alta selectividad en la solvencia con respecto al componente clave y otros factores adicionales. .
- ❖ La mezcla acuosa del solvente suele tener un alto calor de vaporización, mayor al modificador acuoso, usado en la destilación azeotrópica, lo cual constituye un mayor consumo de energía para la columna de recuperación.
- ❖ La relación de reflujo del destilado en la columna extractiva puede presentar límites mínimos o máximos, los cuales disminuyen el grado de separación del compuesto clave de la mezcla alimentada y conlleva a establecer un rango fijo para esta relación.

2.8.3. Destilación extractiva con sales

Es un proceso análogo a la destilación extractiva, con la diferencia de que el agente extractor es una sal iónica, no volátil y soluble en la mezcla de alimentación. En cuanto al proceso éste se da de la siguiente manera: la sal se alimenta por la parte superior de la columna mediante su disolución en la corriente de reflujo caliente ante su introducción en la columna; como destilado se obtiene etanol anhidro (99,7 % aproximadamente) el cual se condensa para llevarlo a producto final y por el fondo se obtiene una solución concentrada de la sal, la cual es enviada a una etapa de recuperación. La etapa de recuperación consta de un secador por atomización, el cual permite obtener la sal en estado sólido y recircularla a la columna destiladora salina. Otra corriente que sale del ciclón entra a un evaporador para terminar de retirar algún resto de sal contenida en el agua, mientras que el agua en forma de vapor es enviada a un depurador con el fin de eliminar cualquier traza de sal, para luego enviar ese vapor y mezclarlo con la corriente de aire que sale del compresor, enviando dicha corriente a un intercambiador de calor para su posterior incorporación en el secador [9].

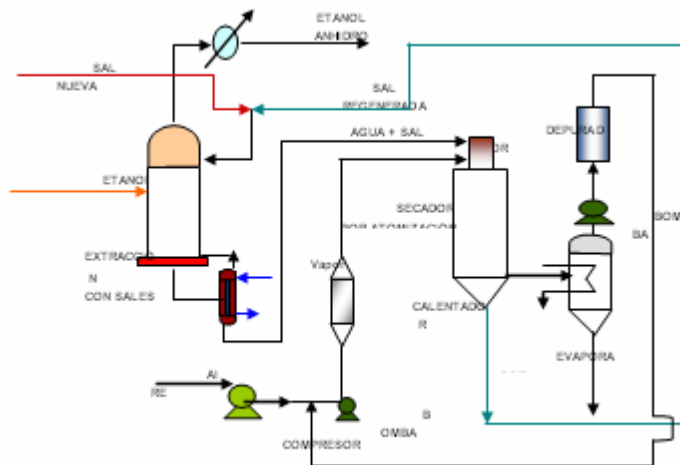


Figura 2.9 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol por destilación extractiva con sales [3]

El agente modificador más usado para este proceso es, la sal potásica del ácido acético o mejor dicho el acetato de potasio, la cual es un polvo cristalino blanco, posee un sabor salino y moderadamente alcalino, es inodoro o posee un débil olor acético y tiene por fórmula química $C_2H_3KO_2$. Este tipo de sal es comúnmente usada como reactivo químico en diversas circunstancias y como agente modificador de puntos azeotrópicos. En el anexo B.3 se presenta una tabla de sus propiedades donde se visualizan algunas correspondientes al acetato de potasio.

2.8.3.1. Equipos de la destilación extractiva con sales

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

2.8.3.2. Ventajas y desventajas de la destilación extractiva con sales

Ventajas

- ❖ Producción de un destilado, etanol anhidro (EA) libre completamente del agente de separación, gracias a la baja solubilidad que presenta la sal iónica en el destilado [5].
- ❖ Las sales iónicas comúnmente usadas son degradables en medios acuosos, lo cual minimiza el impacto ambiental de los efluentes.

Desventajas

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

2.8.4. Tamices moleculares

Son lechos rellenos con materiales granulares adsorbentes en forma esférica o cilíndrica; estas partículas poseen estructura uniforme en los poros, las cuales actúan como un adsorbente selectivo (orgánico e inorgánico) de mezcla de fluidos (gaseosa o líquida) [10]. Esta es una operación de adsorción en la que ciertos componentes se separan de una fase fluida, transfiriéndose hacia la superficie de un sólido adsorbente, donde quedan retenidos; generalmente las partículas del adsorbente se mantienen en un lecho fijo mientras que el fluido pasa continuamente a través del lecho hasta que el sólido esté prácticamente saturado. En esta técnica no se utilizan productos químicos, requiere de una gran automatización del proceso con una alta tecnología y un alto equipamiento de instrumentación [5].

Para este esquema de separación se requieren dos columnas de adsorción; el proceso se lleva a cabo en fase vapor, debido a que de la torre de rectificación se obtienen vapores de etanol al 96% en volumen con una presión aproximadamente de 14,7 psi; pero al salir de dicha torre se debe comprimir los vapores hasta una presión de 29,4 psi. Este incremento de presión es necesario debido a que se deben cubrir las pérdidas en el lecho sólido de los tamices por caída de presión. Al aumentar la presión a su vez se incrementa la temperatura del fluido a valores por encima de 120 °C, el aumento de temperatura contribuye a que los vapores de saturados pasen a vapores sobrecalentados; el cual es necesario para ingresar a la columna, así como también mientras se lleva a cabo el proceso de adsorción.

Este ciclo de adsorción consta de: presurización de la columna (se efectúa con los vapores provenientes de la rectificación), adsorción de agua (el tamiz retira el agua) y desorción de agua (se realiza con una porción de los vapores del producto final). Cabe señalar que mientras un tamiz está adsorbiendo agua el otro se está regenerando; luego al obtener el etanol deshidratado (99,9 % de pureza) se pasa a un condensador para llevar los vapores a etanol anhidro líquido, el cual es transportado al tanque de almacenamiento para su despacho. La figura 2.10 presenta el diagrama de producción de esta tecnología.

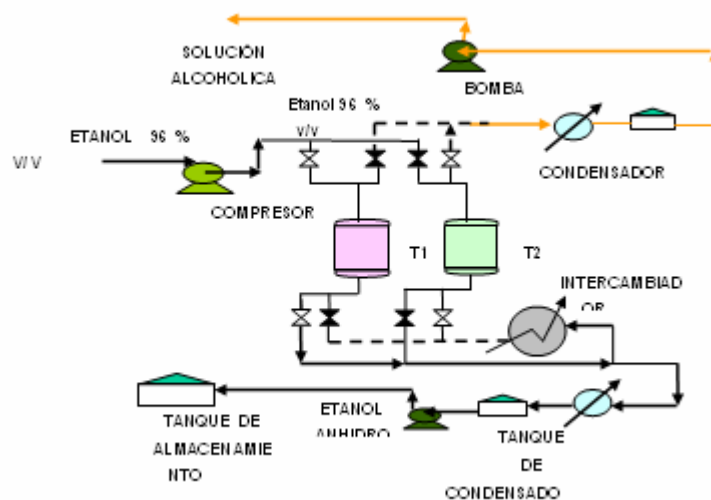


Figura 2.10 Diagrama de proceso para la deshidratación de etanol con tamices moleculares

Existe una amplia gama de materiales adsorbentes, entre ellos [10]:

- *Carbón activado*

Es uno de los más usados para la adsorción de compuestos orgánicos no polares o de baja polaridad, debido a que su superficie es esencialmente no polar. Este material es poco usado en la separación de mezclas que contengan moléculas de agua, debido a que por su no polaridad tiende a retener de manera muy débil a estas moléculas.

- *Alúmina activada*

Se obtiene deshidratando hidratos de aluminio; su superficie presenta una gran afinidad por el agua y además no resulta dañada si es introducida en agua líquida. La aplicación más habitual es el secado de gases y líquidos, aunque también puede adsorber otros compuestos.

- *Sílice de gel*

Es un sólido amorfo compuesto de partículas esféricas de sílice (SiO_2); la superficie de este adsorbente posee afinidad con el agua por lo que su uso más habitual es para secar gases y líquidos. Es importante señalar que debe tenerse especial cuidado de no poner en contacto este adsorbente con agua líquida, ya que podría dañarse.

- *Zeolitas*

Son minerales aluminosilicatos hidratados altamente cristalinos, que al deshidratarse desarrollan, en el cristal ideal, una estructura porosa con diámetros de poro mínimos de 3 a 10 ángstrom. Estos compuestos son muy útiles en algunas ocasiones ya que se puede disponer de una estructura en tres dimensiones, rígida y de dimensiones exactas, en la que sólo quepan moléculas de un tamaño determinado y las mayores no se adsorberán. Se utilizan frecuentemente en la deshidratación de gases (gas natural, vapores de etanol), así como el secado de líquidos.

En el anexo B.4, se encuentran ciertas propiedades de alguno de estos tipos de tamices moleculares.

2.8.4.1. Equipos requeridos por el proceso de tamices

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

2.8.4.2. Ventajas y desventajas de los tamices moleculares

Ventajas

- ❖ Presentan consumos energéticos bajos.

No involucran otras sustancias ajenas al proceso como arrastradores que al final quedan como trazas en el producto obtenido, siendo un proceso más limpio y amigable con el medio ambiente [5].

Desventajas

- ❖ Presentan un alto costo de capital.
- ❖ Requiere de una alta automatización.
- ❖ Posee una vida promedio de cuatro años.

2.8.5. Pervaporación

La pervaporación (PV) es una tecnología de membranas utilizada para separar mezclas líquidas; ésta expresión es una contracción de los términos permeación y evaporación, ya que se trata de un proceso de separación en el cual una mezcla líquida se pone en contacto con una membrana selectiva y uno de los componentes de la mezcla se transporta mediante permeación preferencial a través de la membrana, saliendo uno de los componentes líquidos en fase vapor del otro de la membrana, como se muestra en la figura 2.11. Una relación con el transporte de materia entre las fases adyacentes a ella, debido a que sólo es necesario evaporar una fracción de la mezcla, el consumo de calor latente es inferior al requerido en destilación, lo cual representa una gran ventaja para la PV en la separación de azeótropos y mezclas de componentes cuyo punto de ebullición está cercano, así como para eliminar sustancias presentes en bajas concentraciones. Además, esta tecnología permite separar compuestos sensibles a la temperatura, ya que no es necesario calentar la mezcla a la temperatura ebullición.

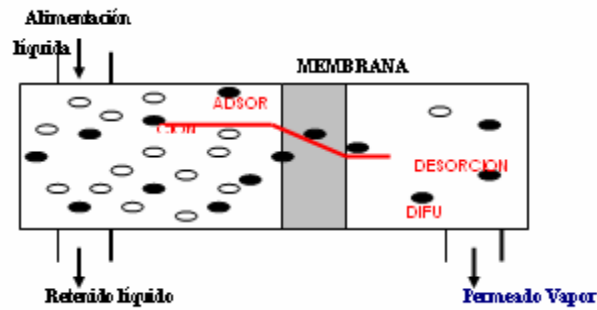


Figura 2.11 Diagrama del mecanismo de pervaporación

El vapor obtenido como permeado (producto deseado) es rico en el componente que permea de forma preferente y se condensa para posteriores tratamientos y disposiciones; mientras, el retenido se enriquece en el otro componente y puede bien ser utilizado en otro proceso o reciclado para mayor separación. La pervaporación se lleva a cabo en tres etapas fundamentales: adsorción de los componentes de la mezcla líquida en la membrana, difusión de los compuestos adsorbidos a través de la membrana y desorción en el lado del permeado por medio de un efecto calorífico. En este proceso la fuerza impulsora de la transferencia de masa a través de la membrana es el gradiente de potencial químico del componente que permea desde el líquido de alimentación hasta el vapor del permeado, y generalmente se expresa como gradiente de presiones parciales o de actividad de dicho compuesto. Esta fuerza impulsora se puede establecer de dos maneras para mantener una presión total reducida en el lado del permeado: aplicando vacío o mediante una purga con un gas de arrastre, como se muestra en la figura 2.12.

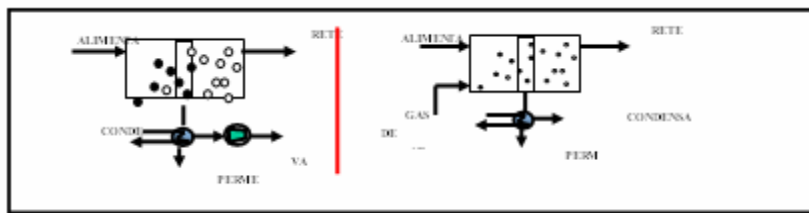


Figura 2.12 Esquemas generales de una pervaporación al vacío (izquierda) y con gas de arrastre (derecha) [11].

El rendimiento de una membrana en la separación de una mezcla se logra evaluando tres aspectos:

Productividad: esta se caracteriza experimentalmente mediante el flujo de permeado, es decir, la cantidad de compuesto que atraviesa la unidad de área de membrana por unidad de tiempo, expresada normalmente en $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$.

Selectividad: se cuantifica mediante dos cocientes alternativos α y β , que para el caso de la pervaporación no se encuentran bien definidos, debido a que los componentes de la mezcla no permean de manera independiente, sino que el flujo de uno fluye en el del otro; caso distinto cuando se aplica a gases que son puros. La selectividad depende a su vez de variables de operación tales como: la presión de alimentación, la presión de permeado, la temperatura, la composición de la alimentación, así como variables vinculadas a la membrana como: el material elegido, la estructura y el espesor de la capa activa.

Estabilidad: se refiere a la capacidad que posee la membrana de mantener las mismas condiciones de permeabilidad y selectividad durante períodos de tiempo prolongados [11].

2.8.5.1. Aplicaciones de la pervaporación:

Se pueden clasificar en tres grupos:

Deshidratación de compuestos orgánicos: se utilizan membranas hidrófilas (la mayoría hechas de alcohol polivinílico), a través de las cuáles se produce la permeación preferencial del agua, para la deshidratación de disolventes orgánicos, sobre todo mezclas azeotrópicas. Estas membranas separan el agua con flujos y selectividades variables en función de la estructura química de su capa activa así como de su morfología.

Eliminación de compuestos orgánicos de disoluciones acuosas: se trata de aplicaciones en que la concentración del compuesto orgánico en la mezcla es minoritaria. Se utilizan membranas organófilas con una permeación preferente por compuestos no polares.

Separación de mezclas orgánicas: está es la aplicación menos desarrollada aunque en las últimas décadas han surgido numerosos trabajos de investigación debido al alto potencial de esta tecnología para la separación de mezclas de compuestos orgánicos. Para llevar a cabo esta aplicación se usan membranas organoselectivas.

TABLA 2. Resumen de los tipos de membranas, con sus respectivos materiales de construcción y usos [11]

HIDROFÍLICA	Basadas en alcohol polivinílico	Agua-isopropanol, agua-etanol, agua-ácido acético
	Basadas en quitosan y acetato de celulosa	Agua-etanol, agua-metanol, agua-etilenglicol, etc.
	Basadas en polielectrolitos	Agua-etanol, agua-butanol, agua-acetona, agua-ciclohexano, etc.
	Zeolitas NaA	Agua t-butanol, agua-etanol, agua-DMF.
	SiO ₂	Agua-dioxano, agua-etanol, agua-THF, agua-fenol, etc
ORGANOFILICAS	PDMS	Cloroformo-agua, DCM-agua, fenol-agua, piridina-agua, etc.
	Fibras huecas de PVDF	Acetona-agua, DMAc-acetona-agua.
	Silicalita	Metanol-agua, etanol-agua, acetona-agua.

TABLA 2. Resumen de los tipos de membranas, con sus respectivos materiales de construcción y usos [11] (continuación).

ORGANOSELECTIVAS	Basadas en PVA	Metanol-MTBE, etanol-MTBE
	Basadas en PDMS	Metanol-isopenteno
	Basadas en silice, SiO ₂	Tolueno-ciclohexano, etanol-ciclohexano, metanol-MTBE.

2.8.5.2. Ventajas y desventajas de la pervaporación

Ventajas

- ❖ La selectividad en la separación del etanol es alta e independiente del equilibrio de fases termodinámico, restricciones físicas presente en las otras operaciones, lo cual permite variar los parámetros de operación según las necesidades del proceso.
- ❖ El ahorro energético con respecto a los otros procesos es relativamente bajo, ya que no se necesita de procesos auxiliares para la recuperación del agente de separación.
- ❖ Mínimo impacto ambiental, puesto a que no usa solventes ni sales orgánicas, y las membranas pueden ser recicladas, después de su tiempo de servicio [5].

Desventajas

- ❖ Se necesita membranas de alta selectividad lo cual eleva el costo de las unidades de pervaporación o conlleva a buscar constantemente nuevos tipos de membrana.
- ❖ Se necesitan nuevos modelos fenomenológicos para simular y diseñar estas unidades, ya que esta operación esta regida por la transferencia de masa y la adsorción, en vez del equilibrio de fases termodinámico, como es el caso de las destilaciones azeotrópicas y extractivas.
- ❖ Sus costos operativos son mayores a las demás operaciones ya que se necesitan alcanzar bajas temperaturas para lograr la condensación del permeado y los flujos efluentes de la unidad suelen ser bajos, limitando la producción del etanol anhidro.

2.9 CONSIDERACIONES GENERALES PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LAS DIFERENTES TECNOLOGÍAS DE DESHIDRATACIÓN DE ETANOL

En esta sección se hace una referencia de manera global acerca de los parámetros o pasos que se debe seguir para el dimensionamiento de cada una de las tecnologías; y es muy importante señalar que no se describen fórmulas ni ecuaciones debido que hasta esta fase aún no se conoce la tecnología a utilizar; por consiguiente, es muy complejo definir la metodología de cálculo de las cinco tecnologías de deshidratación del etanol. A continuación se tiene

❖ Destilación azeotrópica

Los procedimientos básicos de cálculo para este tipo de operación son iguales a los métodos rigurosos, utilizados para la destilación simple; sin embargo el diseño es hasta cierto punto más complejo, esto es por las variables adicionales que resultan de la alimentación adicional.

Por eso para el dimensionamiento solo se describen los tópicos más importantes, entre ellos se tiene:

- Caracterización de las corrientes (mediante balances de masa y energía).
- Cálculo del diámetro y altura de la torre.
- Determinación del tipo de plato y el solvente a usar.
- Tipos de rehervidores y condensadores de la torre.
- Caracterización del sistema de regeneración.
- Capacidad calorífica del rehervidor, intercambiadores, bombas, etc.
- Especificaciones del producto final.

❖ **Destilación extractiva con glicoles o sales**

Analizando el dimensionamiento de un sistema de deshidratación con glicoles y paralelo a ello el de deshidratación con el uso de sales, se presentan los diferentes criterios que se deben tomar en cuenta:

- Caracterización de las corrientes del proceso.
- Cálculo del diámetro y altura de la columna absorbadora.
- Determinación del tipo de platos (así como el espaciamiento entre ellos).
- Selección del tipo de solvente, definiendo las propiedades más importantes.
- Descripción de las capacidades de trabajo (flujos, potencias, cantidad de vapor necesario, etc.) de las bombas, intercambiadores, evaporadores, compresores entre otros equipos.
- Definición completa del sistema de regeneración en el caso del uso de glicoles.
- Especificaciones del producto final.

❖ **Tamices moleculares**

Para llevar a cabo el dimensionamiento de un proceso de deshidratación con desecantes sólidos, se debe tener en cuenta lo siguiente:

- Caracterización de las corrientes.
- Cantidad requerida del desecante.
- Determinación del diámetro y longitud del lecho.
- Tipo de sistema de regeneración.
- Tamaño de los intercambiadores, bombas, etc.
- Tipo de desecante y algunas propiedades de éste.

❖ **Pervaporación**

El uso de membranas de pervaporación aún no está bien definido a nivel industrial, por lo que se carece de información para llevar a cabo un diseño, pero con la poca información encontrada se sugiere que pudiese tomarse en cuenta lo siguiente:

- Balances de materia y energía aplicados a la unidad de membrana.
- Ecuación de flujo, que expresa el transporte de materia a través de la membrana de PV, para cada uno de los componentes de la mezcla.
- Determinación de las capacidades de bombas e intercambiadores.

2.10. ETAPAS DE UN PROYECTO

Un proyecto es una tarea específica a ser ejecutada dentro de los parámetros de costos y calidad establecidos en un período determinado, el cual debe tener una definición de los resultados deseados en términos de instalaciones finales y descripción de los trabajos. Las etapas de un proyecto son [12]:

2.10.1. Visualización o ingeniería preliminar

En esta etapa se establecen los objetivos y propósitos del proyecto, se desarrolla el alcance del proyecto, se hace un estimado de costos clase V de toda la propuesta y al tener ésta, se analiza la factibilidad económica, con el fin de proseguir o no con la propuesta.

2.10.2. Ingeniería conceptual

En esta fase se desarrolla cada opción propuesta, se efectúa un análisis técnico-económico de la misma y se selecciona aquella, que se considere más conveniente para satisfacer las necesidades y requerimientos de la empresa, todo esto sobre la base de premisas y criterios seleccionados para demostrar su factibilidad técnica, además de su rentabilidad.

En este tipo de ingeniería se seleccionan los procesos, al igual que los diagramas de flujo del mismo. El estimado de costo correspondiente en esta ingeniería está entre clase III y IV.

2.10.2 Ingeniería básica

En esta etapa la opción u opciones seleccionadas se evalúan exhaustivamente. Se establecen los parámetros de diseño y la filosofía operacional, se desarrolla la programación

total del proyecto y un estimado de costos clase II, que permite la formulación de presupuesto para el proyecto de inversión de capital.

Se elaboran los diagramas de flujo, se dimensionan y especifican los materiales y equipos principales, basándose en los balances de masa y energía para elaborar los planos y detalles de construcción que se desarrollarán en la ingeniería de detalle.

Las especificaciones de los equipos principales de largo tiempo de entrega deben ser establecidas, y de ser posible, ordenadas de acuerdo con la programación del proyecto.

2.10.3 Ingeniería de detalle

Es la fase del proyecto concerniente a la elaboración de los planos detallados de las ingenierías de procesos, civil, mecánica, electricidad e instrumentación, al mismo tiempo comprende la elaboración del listado de todos los equipos, unidades, instrumentos y demás requisiciones de compra para poner en marcha el proyecto,

En este nivel de ingeniería la clase de costo es de tipo I, y permite realizar ajuste en las partidas del presupuesto formulado o en ejecución.

2.10.4 Procura

Es la selección y especificación de los equipos de forma que de inicio al proceso de adquisición o fabricación de los mismos mediante las bases de diseño.

2.10.5 Construcción

Esta etapa se refiere a la ejecución física de actividades en el sitio de la obra. En ella se realiza un control de materiales utilizados en la obra, progreso físico de la misma, gasto de inversión, tiempo de ejecución, etc.

2.10.6 Arranque y puesta en servicio

Fase en la cual se ejecutan las pruebas de aceptación de la obra y se reciben y conforman los trabajos terminados, verificando el correcto funcionamiento de máquinas, equipos y sistemas.

Se ejecutan las pruebas operacionales de garantía que son requeridas para la aceptación de un proyecto. Dependiendo de la magnitud, complejidad y naturaleza del proyecto, la secuencia de ejecución de cualquiera de las etapas o fases mencionadas, puede ser obviada o alterada; y entre ello cabe señalar que este proyecto es sólo una ingeniería preliminar la cual estudia el alcance que puede tener la propuesta escogida.

2.11. ECONOMÍA DEL PROYECTO

La evaluación económica presenta uno de los pilares fundamentales en la toma de decisiones de un proyecto, ya que de ella depende la selección de una determinada opción.

Al realizar una evaluación económica es importante conocer una buena aproximación de la inversión inicial para determinar la factibilidad del proyecto. Todo esto se muestra en los diferentes tipos de estimados de costos.

2.11.1. Estimados de costos

Los estimados de costos se elaboran en las diversas etapas de un proyecto con la finalidad de conocer la factibilidad económica de éste y establecer un margen para el control de gastos de inversión.

Es por ello que existen diversos tipos de estimados, los cuales se van elaborando a medida que se avanza en la realización de cada fase del proyecto; de allí que cada estimado posea un margen de error característico asociado a la etapa en la cual se generó. Es importante señalar que en el presente trabajo se empleará un estimado de costo Clase V, pero no dejando atrás la definición de los otros tipos de estimados.

2.11.2. Tipos de estimados de costos

◆ Estimado de costos Clase II

Es un pronóstico basado en especificaciones de diseño completadas (Ingeniería Básica), las cuales son de un alcance suficiente como para definir íntegramente el proyecto para el diseño y la ingeniería de detalle subsiguiente.

Los principales componentes de equipos, edificios, requerimientos de almacenaje, etc., han sido completamente especificados en lo referente a tamaño, detalles críticos de diseño, materiales de construcción, distribución física, etc. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es del 80% [13].

◆ **Estimado de costos Clase III**

Es un pronóstico realizado después que la "base del diseño" del proyecto se ha completado el 60 % de la Ingeniería Básica, y cuando se ha finalizado con los estudios para seleccionar el tipo, tamaño y parámetros de diseño para las plantas de procesamiento y otras unidades y se ha comenzado el trabajo de diseño de equipos básicos incluyendo las especificaciones de diseño.

La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es del 60% [13].

◆ **Estimado de costos Clase IV**

Se realiza cuando la Ingeniería Conceptual esta completada, y se ha avanzado en las especificaciones del diseño básico. Además cuando también se han concluido los estudios para la preselección, el tipo y tamaño de los equipos mayores, así como también se han preparado los diagramas principales de flujo y los requerimientos de servicios profesionales. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos 10% del estimado, es un 30% [13].

◆ **Estimado de costo clase V-Orden de magnitud**

Es un estimado con una precisión del tipo *orden de magnitud*, el cual se utiliza en la planificación a mediano plazo para establecer si los proyectos reúnen los méritos suficientes

para proseguir su desarrollo. Se realiza en la fase preliminar o idea, basándose en una descripción muy general del proyecto donde la información disponible se limita esencialmente al tipo de proyecto, tamaño, posible ubicación, características de los insumos y gráficos de producción preliminares. En esta fase no es necesario de ningún tipo de plano, diagramas o especificaciones que permitan elaborar cómputos métricos, pero estas mismas pueden ofrecer información de mucha ayuda.

Para este trabajo se tomará en cuenta el costo de inversión de los equipos mayores del proceso para en una fase posterior determinar un costo unitario, el cual permita dar una visión de la magnitud global de la inversión. Por lo tanto, el costo puede estimarse empleando índices, cotizaciones o asumiendo Las mismas inversiones de proyectos similares ya terminados, haciendo los respectivos ajustes en función del tamaño, ubicación, inflación, o cualquier otro requerimiento.

Es importante destacar que las estimaciones de costos en una etapa de prediseño, aunque requiere información menos detallada que las estimaciones definitivas, son muy importantes para determinar si un proyecto determinado ha de seguir su curso, y para la comparación de diversas alternativas posibles [13].

CAPITULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

Para llevar a cabo el desarrollo del proyecto se sigue una metodología que se describe a medida que se va desarrollando cada uno de los objetivos específicos planteados.

3.1. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA LA SEPARACIÓN DE AGUA EN ETANOL

Para seleccionar la tecnología más adecuada para el proceso de deshidratación, primeramente se estableció la metodología a emplear en el proceso selectivo, siendo ésta el uso de matrices de selección, las cuales permiten por medio de criterios y ponderaciones evaluar a cada tecnología, y así dar un resultado confiable de la opción más conveniente. Para realizar esta fase se establecieron los siguientes pasos:

3.1.1. Metodología para la selección tecnológica

Inicialmente se hizo una revisión de las tecnologías para la separación de agua del etanol, seguidamente se estableció la metodología a usar tanto en la preselección como en la selección de la tecnología de deshidratación, siendo ésta el método de los criterios ponderados del manual de selección tecnologías [14], el cual se basa en evaluaciones de criterios-tecnologías por medio de matrices de selección. Es importante señalar que éste método aplica para cualquier tipo de selección, pero definiendo criterios afines para cada caso con las respectivas ponderaciones. En la figura C.1 se presenta la secuencia de pasos que permiten cuantificar criterios importantes en la determinación de la tecnología a aplicar.

3.1.2. Preselección de tecnologías de deshidratación (lista corta)

Para determinar la lista corta, se hizo una preevaluación subjetiva y de forma rápida, esto quiere decir se tomo en cuenta criterios de cualquier tipo sin ninguna clasificación específica, pero sí tomando criterios puntuales y determinantes para la respectiva reducción.

Los criterios establecidos para la preselección de las tres tecnologías, son: complejidad tecnológica, impacto ambiental e inexperience comercial; los cuales mediante referencias del manual de selección de tecnológicas [14]; fueron ponderados y se les asignó un factor peso, así como también se le definió a cada uno, como se muestra en la tabla C.1. Esto proporciona información importante para el llenado de la matriz de selección, la tabla 3.1 muestra los diferentes criterios y sus escalas.

Tabla 3.1 Escala comparativa para la preselección de tecnologías

FACTOR PESO	CRITERIOS	PONDERACIÓN		
		A	M	B
DESEABLE	COMPLEJIDAD TECNOLÓGICA	1		
IMPORTAN	IMPACTO	1		
MUY IMPORTAN	INEXPERIENCIA COMERCIAL	1		

3.1.3. Matriz de opciones para realizar la preselección tecnológica

Luego de señalados los criterios y la ponderación, se emplea la matriz, teniendo en cuenta las siguientes tecnologías (lista larga):

- Destilación azeotrópica (DA)
- Destilación extractiva con glicoles (DEG)
- Destilación extractiva con sales (DES)
- Tamices moleculares (TM)
- Pervaporación (PV).

Una vez definidos los criterios y las tecnologías que abarcan la lista larga, se prosigue a la elaboración de la matriz de selección la cual se estructura colocando los criterios y el factor peso en la vertical y las opciones tecnológicas en la horizontal. El llenado de esta matriz se hizo tomando en cuenta la escala comparativa de la tabla 3.1, la cual involucra la ponderación individual de cada criterio. Es importante señalar que según el método de los

criterios ponderados se le dio una puntuación del 1 al 10 al factor peso, pasando desde la categoría deseable hasta llegar a la muy importante; esto con el objetivo de darle fuerza a cada criterio de acuerdo a su grado de importancia. Sumado a lo anterior se encuentran los valores asignados a la ponderación tecnológica los cuales están divididos en tres secciones:

Alta: Esta clase de ponderación involucra todo lo desventajoso que puede ser un criterio en específico con respecto a la tecnología estudiada; el valor asignado para ello fue de 10 puntos.

Media: Este tipo de puntuación (50) equivale a un valor intermedio, lo cual indica que el criterio puede ser favorable o no para la tecnología, dependiendo del punto de vista que se le dé a cada parámetro.

Baja: Esta categoría indica que el criterio es muy positivo para la tecnología evaluada y que no presenta ninguna desventaja para su aplicación; el puntaje que se maneja en esta categoría es de 100, que corresponde a la escala ponderada más alta en esta matriz.

Una vez definidas las escalas ponderativas, se procede a llenar la matriz, la cual se hace de la siguiente forma: se evalúa cada parámetro de la vertical con cada opción tecnológica de la horizontal, asignando un valor que debe estar entre los rangos de la escala definida en la tabla 3.1.

Concretado todo el análisis de selección para las cinco tecnologías con respecto a los tres criterios definidos, se efectúa la sumatoria de las ponderaciones, la cual debe hacerse tomando en cuenta el factor peso establecido para cada criterio; ésto quiere decir multiplicar cada valor dado a una tecnología en particular para un criterio cualquiera por el factor peso, y éste sería el valor real de la ponderación para ese caso, el cual posteriormente es sumado con los otros valores obtenidos en las otras filas para determinar el puntaje total de esa tecnología.

Por ejemplo: al evaluar CT (en la vertical), con DA (en la horizontal), se le otorga un valor de 100 puntos; este valor se debe multiplicar por el factor peso del CT que es 5 puntos, para obtener el valor definitivo de la ponderación en esta celda, que sería de 500 puntos, de igual manera se procede para el resto de los criterios y para cada tecnología. A continuación se presenta la matriz de opciones, tabla 3.2:

Tabla 3.2 Matriz de opciones para la preselección de tecnologías

		PONDERACION TECNOLOGICA				
CRITERI	FACTOR PESO	DA	DEG	DES	TM	PV
CT	5	100	100	50	50	50
IA	10	10	50	50	100	100
IC	10	100	100	10	100	10

En función de la sumatoria total, tabla 4.1, se seleccionaron tres de las opciones que obtuvieron mayor puntuación (destilación azeotrópica, destilación extractiva con glicoles y tamices moleculares), con el propósito de llevar esta lista corta a la etapa de selección final. En la figura C.2 se encuentra esta matriz en una hoja de cálculo.

3.1.4. Matriz de selección de la tecnología de deshidratación

Obtenida la lista corta de tecnologías, se procede de manera similar a efectuar una matriz de selección por medio del mismo método, el de los criterios ponderados, para determinar la opción de deshidratación más adecuada a emplear en la producción de etanol anhidro.

Es importante, luego de poseer la lista corta de tecnologías, considerar visitas a plantas que involucren las tecnologías a evaluar [15], ya que ésto es parte esencial en la evaluación, permitiendo visualizar mejor el funcionamiento del sistema. En la figura C.3 se

muestra la información brindada por las Guías de Gerencias para Proyectos de Inversión de Capital (GGPIC) para las visitas a plantas.

Por eso se realizó la visita a la planta de extracción de San Joaquín ubicada en las cercanías de la ciudad de Anaco en el estado Anzoátegui. En esta planta, aunque no se trabaja en la deshidratación de etanol, si se hace en la deshidratación del gas natural, y se utiliza el mismo principio.

Este proceso involucra una de las tecnologías que se pretenden evaluar en la selección definitiva, como lo es los tamices moleculares. Esta visita permitió visualizar la unidad de deshidratación, por medio de personal calificado en el conocimiento de estas áreas, así como también se logró el acceso a los paneles de control con el fin de entender mejor el funcionamiento, obteniendo así una visión más clara en cuanto al funcionamiento de la unidad, como a los criterios primordiales que deben tomarse en cuenta a la hora de la selección tecnológica. En base a lo anteriormente dicho, y debido a que existe un gran número de criterios, con mayor o menor relevancia, entre los que se debe diferenciar para llevar a cabo la selección tecnológica, fue conveniente clasificarlos de la forma siguiente:

- Factores económicos.
- Factores ambientales.
- Factores tecnológicos-laborales.

Estos factores a su vez tienen una clasificación intrínseca; esto quiere decir una serie de criterios importantes que los conforman a cada uno, con el fin de hacer una comparación más objetiva entre las tecnologías y los criterios establecidos de acuerdo al factor correspondiente. Cabe señalar que cada factor tiene un porcentaje en peso, donde la suma entre los tres factores debe sumar 100 puntos [15], para tener rangos definidos; aunado a estos criterios establecidos para cada tipo de clasificación, se tiene un factor peso de acuerdo al porcentaje asignado a cada uno de los tres factores. Las definiciones de cada tipo de factor clasificado para esta evaluación se encuentran en la tabla C.3.

La tabla que se presenta a continuación contiene la escala evaluativa de los criterios a usar en la selección de la tecnología:

Tabla 3.3 Escala evaluativa de los factores, criterios y puntuación establecidos para la selección tecnológica

CRITERIOS		PONDERACION		
		ALTA	MEDIA	BAJA
ECONÓMICOS	INVERSIÓN	10	50	10
	COSTOS OPERACIONALES	10	50	10
	CONSUMO	10	50	10
AMBIENTALES	IMPACTO	10	50	10
TECNOLOGICOS-LABORALES	DEPENDENCIA	10	50	10
	RIESGO	10	50	10
	REQUERIMIENTOS	10	50	10

Luego de definida la escala evaluativa, que va desde la clasificación principal con los tres factores, pasando por la clasificación intrínseca con los siete criterios hasta llegar a la escala ponderativa (alta, media, baja), se realiza el esquema necesario (matriz de evaluación), para llevar a cabo la selección definitiva de la tecnología más conveniente en relación a los aspectos estudiados para la conversión de etanol hidratado en etanol anhidro.

En la tabla 3.4 se refleja el esquema de matriz elaborado para lograr este objetivo, la cual involucra tanto criterios como las opciones tecnológicas que conforman la lista corta, es

muy importante mencionar que la forma de llenar la tabla, así como la suma del total de la ponderación, es igual al usado en la matriz de preselección de la sección 3.1.3 de este capítulo; además cabe señalar que las definiciones de los distintos criterios tomados en consideración se hallan en la tabla C.3.

Tabla 3.4 Matriz de selección de la tecnología para deshidratación de etanol

CLASIFICACIÓN Y FACTOR		PONDERACIÓN TECNOLÓGICA			
FACTORES - CRITERIOS		FACTOR	DEST.	DEST. EXTRAC.	TAMICES
ECONÓMICOS	INVERSIÓN				
	COSTOS OPERACIONALES				
	CONSUMO				
AMBIEN	IMPACTO				
TECNOLÓGICOS- LABORALES	DEPENDENCIA				
	RIESGO DEL				
	REQUERIMIENTO DE				
PUNTAJE TOTAL DE LA					

Finalizada la evaluación se obtiene la suma total de cada tecnología, encontrando que la opción tecnológica alcanzó mayor puntaje fue la de tamices moleculares, por consiguiente será a esta tecnología que se le realizará un posterior estudio. Los resultados obtenidos de

esta matriz están en la tabla 4.2, así como también los resultados de las matrices evaluadas por ingenieros calificados, estando la configuración de estas últimas matrices en las tablas C.4 y C.3 respectivamente.

3.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA SELECCIONADO

En esta sección del proyecto se va a realizar el dimensionamiento de la principal unidad de deshidratación, así como también de equipos mayores y de algunos equipos auxiliares. Pero primeramente es necesario conocer las corrientes de entrada y salida de todo el sistema, es por esto que se llevan a cabo los balances de masa en el proceso.

Debido a esto se elaboró las bases de diseño del proceso de deshidratación, estableciendo lo siguiente:

- La producción anual es de 150 días hábiles de los 365 días del año, lo que equivale al tiempo que dura la zafra.
- El etanol anhidro de 99,9 % en volumen será producido a razón de 572.400 litros por día, o lo que es igual a 3.600 barriles por día.
- El sistema se encuentra en estado estacionario.
- Los equipos se encuentran aislados de forma tal que las pérdidas de calor al ambiente son despreciables.

Además de las bases de diseño, se requiere de datos para llevar a cabo el balance de materiales del sistema, estos están disponibles en la figura 3.1.

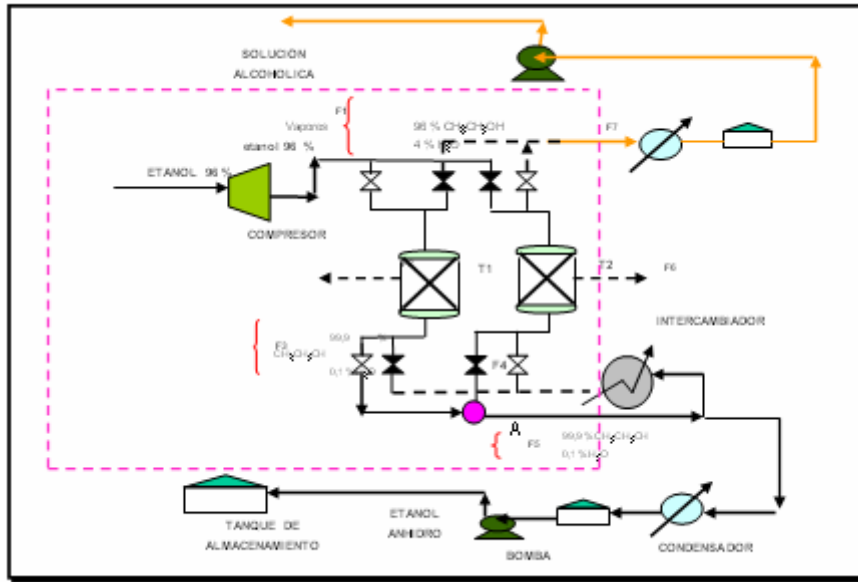


Figura 3.1 Composiciones de las corrientes involucradas en el proceso.

3.2.1. BALANCE DE MATERIALES DEL SISTEMA

Esté se efectúa mediante los balances de masa sin reacción química, debido a que lo que ocurre es sólo cambios físicos. Además de lo anteriormente señalado hay que destacar que se tiene como condición de diseño las especificaciones de la corriente F5, así como su valor el cual es de 3.600 BPD, pero dicho valor se llevará a flujo másico para luego realizar los respectivos balances; para ello en primera instancia se calcula la densidad de la mezcla, la cual se asume constante a lo largo de todo el sistema por no presentarse grandes variaciones de temperatura, está se determina por medio de la siguiente ecuación:

$$p_m = p_e * X_e + \quad \quad \quad (\text{Ec.3.1})$$

Donde p_e y X_e corresponde al etanol y las otras nomenclaturas al agua, seguidamente se sustituyen los valores de las densidades para los dos compuestos involucrados, así como de las composiciones de la figura 3.1 en la ecuación 3.1, se obtiene que:

$$\rho_m = 0,999 * 0,79 \text{ kg / l} + 0,001 * 0,999 \text{ kg / l}$$

$$\rho_m = 0,7902 \text{ kg / l}$$

Una vez calculada la densidad de la mezcla, se procede a determinar el valor de la corriente F5 en condiciones de flujo másico de la siguiente manera:

$$F5 = 3600 \frac{Bl}{D} * \frac{1D}{24h} * \frac{159lts}{1Bl} * 0,7902 \frac{kg}{lt}$$

$$F5 = 18.846,27 \text{ kg}$$

Calculado el valor de F5 en unidades de flujo másico, se realiza el balance de materia en todo el sistema, de la forma siguiente:

❖ Balance global del sistema

Este balance se realiza mediante la consideración de lo que entra es igual a lo que sale, teniendo:

$$F1 = F5 + F7 \quad (\text{Ec.3.2})$$

Sustituyendo el valor de F5 en la Ec. 3.2, se obtiene el siguiente resultado:

$$F1 - F7 = 18.846,27 \text{ kg / h} \quad (\text{Ec.3.3})$$

❖ Balance en el tamiz 1

Para este caso, se toma en consideración que lo que entra es igual a lo que sale mas lo que se queda retenido, de esta manera se tiene:

$$F1 = F2 + F3 \quad (\text{Ec.3.4})$$

Adicional a este balance se hace un balance por componentes en el tamiz 1, en este caso de agua y de etanol.

$$\text{AGUA } F1 * X1a = F2 * X2a + F3 * X3a \quad (\text{Ec.3.5})$$

$$\text{ETANOL } F1 * X1e = F3 * X3e + F2 * X2e \quad (\text{Ec.3.6})$$

Sustituyendo los respectivos valores en las ecuaciones 3.5 y 3.6, se llega a:

$$\text{AGUA } F1 * 0,04 = F2 * 0,999 + F3 * 0,001 \quad (\text{Ec.3.7})$$

$$\text{ETANOL } F1 * 0,96 = F3 * 0,999 + F2 * 0,001 \quad (\text{Ec.3.8})$$

❖ Balance en el punto A

En este punto se lleva a cabo un balance de materiales ya que una parte de la corriente F3 se desvía hacia el tamiz 2 y la restante (F5) va a otra etapa de proceso.

$$F3 = F4 + F5 \quad (\text{Ec.3.9})$$

Ya obtenida la Ec. 3.9, se tiene por referencias bibliográficas [10], que para regenerar el sistema se usa un porcentaje de aproximadamente 15% del producto seco, en este caso de etanol anhidro, esto quiere decir que:

$$F4 = 0,15 * F3 \quad (\text{Ec.3.10})$$

Ahora sustituyendo la Ec. 3.10. y el valor de F5 en la Ec.3.9, y la vez despejando, se obtiene:

$$F3 - 0,15 * F3 = 18.846,27 \text{ kg} / h$$

$$F3 = 22.172,08 \text{ kg}$$

Encontrado el valor de la corriente F3, se incluye en la Ec.3.4, quedando la siguiente ecuación:

$$F1 - F2 = 22.172,08 \text{ kg} / h \quad (\text{Ec.3.11})$$

A su vez se determina el valor de F4, el cual se logra mediante la Ec.3.10:

$$F4 = 3.325,81 \text{ kg / h}$$

❖ Balance en el tamiz 2 (Tamiz en etapa de regeneración)

Es importante hacer referencia, que en este al contrario del tamiz 1, el balance involucra que lo que entra más lo que se retiene es igual a lo que sale, debido a que este tamiz esta en proceso de regeneración, y una vez que salga de este servicio entra a la etapa de adsorción pasando el tamiz 1 a la etapa de regeneración, esto quiere decir lo siguiente:

$$F4 + F6 = F7 \quad (\text{Ec.3.13})$$

Sustituyendo el valor de la corriente F4 y despejando, queda:

$$F7 - F6 = 3.325,81 \text{ kg / h}$$

Del balance de componentes realizado en el tamiz 1, se tomó la Ec 3.7 correspondiente al balance de agua, al cual se le sustituyó el valor de la corriente F3, llegando a lo siguiente:

$$F1 * 0,04 - F2 = 22,172 \text{ kg / h} \quad (\text{Ec.3.14})$$

Posteriormente se elaboró un sistema de ecuaciones con la Ec.3.11 y 3.14, para determinar el valor de las corrientes F1 y F2, teniendo que:

$$\text{Sistema de ecuaciones} \begin{cases} F1 - F2 = 22.172,08 \text{ kg / h} \\ F1 * 0,04 - F2 = 22,172 \text{ kg / h} \end{cases}$$

$F1 = 23.073,76 \text{ kg / h}$

$F2 = 901,68 \text{ kg / h}$

Ya definidas las corrientes F1 y F2, se puede establecer el valor de la corriente F6, puesto a que son iguales, debido a que la corriente F2 es el agua retenida en el tamiz mientras que la corriente F6 es el agua retirada, siendo esto así se puede obtener el valor de la corriente F7 mediante la Ec.3.13, lo cual se presenta a continuación:

$$F7 - 901,68 = 3.325,81 \text{ kg / h} \quad F7 = 4.227,29 \text{ kg / h}$$

Además de todo lo elaborado, no se puede omitir para este caso el balance por componentes, ya que de aquí saldrán los valores de las composiciones para los componentes presentes en esta corriente, por ello se tiene:

$$F4 * X4a + F6 * X6a = F7 * X7a \quad (\text{Ec.3.15})$$

$$F4 * X4e = F7 * X7e + F6 * X6e \quad (\text{Ec.3.16})$$

Introduciendo los respectivos valores de las corrientes y composiciones con que se cuenta en las ecuaciones 3.15 y 3.16, se consigue las composiciones de los componentes en la corriente F7, siendo presentado a continuación:

$$X7_{\text{AGUA}} =$$

$$X7_{\text{ETANOL}} =$$

3.2.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

El dimensionamiento de los principales equipos se realiza en base a los respectivos balances descritos en la sección anterior, además de las ecuaciones de diseño correspondientes para cada equipo. Cabe señalar que adicional al dimensionamiento de los equipos principales se efectuó el diseño de algunos equipos secundarios de importancia. A continuación se presentan los equipos y la unidad principal:

3.2.2.1. Compresor de vapores ricos en etanol

Para llevar a cabo el dimensionamiento de este equipo se hace la siguiente suposición:

- Por ser cálculos rápidos, se asume que el proceso a llevarse a cabo en el compresor es isentrópico (adiabático y reversible), usando para ello el respectivo método de cálculo que ofrece el manual de diseño de proceso de PDVSA [16].

Este equipo maneja un flujo másico igual a 23.073,76 kg/ h, correspondiente a F1 calculada en el balance de materiales de sección anterior; es bueno recalcar que dicha corriente es la proveniente del tope de la columna de rectificación. Para el cálculo del compresor se cuenta con la siguiente tabla de datos:

Tabla 3.5 Datos requeridos para el diseño del compresor

FLUJO MÁSICO A MANEJAR	23073,76 kg / h	6,409 kg / s
PRESION DE SUCCION (P _s)	1 atm	
TEMPERATURA DE SUCCION (T _s)	90 °C	363,15 °K
PRESION DE DESCARGA (P _d)	2 atm	
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	1	
CONSTANTE UNIVERSAL	8314,34 J / °K* kmol	
ACELERACION DE LA GRAVEDAD (g)	9,81 M / S ²	
FACTOR GRAVITACIONAL	9,81 M-kgf / kgf*S ²	
FACTORES DE CONVERSION	9,806 y 102	
RELACION DE CALORES ESPECIFICOS	1.13	
EFICIENCIA (E _f)	0,65	

Teniendo los datos necesarios para los cálculos, se procede a determinar el requerimiento de potencia de este equipo, haciendo uso del manual de diseño de PDVSA N° MDP-02-k-04, para los diferentes pasos que se deben seguir para realizar dicho cálculo.

- **Cálculo de la potencia requerida**

La potencia de un compresor viene definida por la ecuación:

$$P = \frac{W * H * g}{F3 * Ef * gc} \quad (\text{Ec.3.17})$$

Donde H es el cabezal (m) y los demás parámetros están definidos en la tabla 3.5. Para determinar el valor del cabezal, se utiliza la siguiente expresión [16]:

$$H = \frac{g_c}{g} * \frac{Z * R * T_s}{M} * \left(\frac{K}{K-1}\right) * \left[\left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{(K-1)/K} - 1\right] * \frac{1}{F_o} \quad (\text{Ec.3.18})$$

De todos los parámetros involucrados con el único que no se cuenta es con el peso molecular de la mezcla, pero el mismo se puede determinar de siguiente manera:

$$M_m = M_e * V_e + M_a * V_a \quad (\text{Ec.3.19})$$

Con los pesos moleculares del etanol (Me) y del agua (Ma), así como las composiciones en esta corriente se tiene:

$$M_m = 44,95 \text{ kg / mol}$$

Sustituyendo los respectivos valores de cada parámetro en la ecuación 3.18, se puede determinar el cabezal del compresor:

$$H = \frac{9,81 \frac{m \cdot kgf}{S^2} * 1 * 8314,34 \frac{J}{K * kgmol} * 363,15^\circ K}{9,81 \frac{m}{S^2} * 44,95 \frac{Kg}{kgmol}} * \left(\frac{1,13}{1,13-1}\right) * \left[\left(\frac{2}{1}\right)^{(1,13-1)/1,13} - 1\right] * \frac{1}{9,806}$$

De esta manera se encuentra un valor igual a:

$$H = 4.942,52 \text{ m}$$

Encontrado el valor del cabezal, se puede determinar el requerimiento de potencia para este compresor sustituyendo los respectivos valores de los parámetros involucrados en la ecuación 3.17, obteniendo:

$$P = \frac{6,409 \frac{kg}{S} * 4942,52m * 9,81 \frac{m}{S^2}}{102 * 0,65 * 9,81 \frac{m \cdot kgf}{S^2}} \quad P = 477,43 \text{ Kw}$$

Una vez determinada la potencia requerida por el compresor, se hace el cálculo de la temperatura de fluido a la descarga, por medio de la siguiente expresión [16]:

$$T_2 = T_1 \left[1 + \frac{\left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{K-1}{K} \right)} - 1 \right]}{Ef} \right]$$

Introduciendo los valores de variables involucradas, ubicadas en la tabla 3.5, se tiene:

$$T_2 = 363,15 \left[1 + \frac{\left[\left(\frac{2}{1} \right)^{\left(\frac{1,13-1}{1,13} \right)} - 1 \right]}{0,65} \right]$$

$T_2 = 136,38 \text{ } ^\circ\text{C}$

Este valor de temperatura es bueno, ya que a nivel industrial el vapor que sale de la torre de destilación para este proceso, debe ser sobrecalentado con el fin de que no haya riesgos de condensación en la etapa de deshidratación, el valor de la temperatura para este caso está por encima de $116 \text{ } ^\circ\text{C}$ [3]. Además de esto se determinó la relación de compresión; esta se logra resulta de la división de la presión de descarga entre la presión de succión, el valor se encuentra en la tabla 4.7.

3.2.2.2. Altura del tamiz molecular

Los tamices moleculares son utilizados para una mayor eliminación del agua existente en la disolución de etanol, por ello debido al poder de adsorción se estableció que el tipo de material desecante a utilizar es la zeolita del tipo 3A.

Para este proceso se utilizarán dos recipientes con tamiz molecular, mientras uno opera en el modo de adsorción el otro se estará regenerando, por ello estos cálculos están en base a una sola torre, sabiendo ya que la otra tendrá las mismas dimensiones.

- **Cantidad requerida del desecante**

Para determinar la cantidad de material desecante se utiliza la siguiente relación [10]:

$$Cd = \frac{Ar}{Ca} \quad (\text{Ec.3.21})$$

donde Cd es la cantidad de tamiz requerida (m^3/h), Ar la cantidad de agua retenida por el material (equivale a la corriente F2 igual a $900,74 \text{ kg/h}$) y Ca la capacidad de adsorción del material ($0,21 \text{ kg agua / kg desecante}$) [10]. Sustituyendo en la ecuación 3.21, queda lo siguiente:

$$Cd = \frac{900,74 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0,21 \frac{\text{kgagua}}{\text{kgde sec ante}}}$$

$$Cd = 4.289,24 \text{ kgdesecante}$$

La cantidad de desecante necesaria para un ciclo de adsorción de 12 horas es [10]:

$$Cd_c = 4289,24 \frac{\text{Kgde sec ante}}{\text{h}} * 12 \frac{\text{h}}{\text{lciclo}}$$

$$Cd_c = 51.470,86 \text{ kgdesecante /}$$

- **Volumen del desecante**

El volumen de material deshidratante que requiere una torre, se puede calcular con la siguiente fórmula:

$$V_d = \frac{C_d}{\rho_d} \quad (\text{Ec.3.22})$$

donde C_d es la cantidad de tamiz necesaria (kg / ciclo) y ρ_d la densidad del tipo de tamiz, sustituyendo dichos datos se tiene:

$$V_d = \frac{51470,86 \frac{\text{kgde sec ante}}{\text{ciclo}}}{753,54 \frac{\text{kgde sec ante}}{\text{m}^3}}$$

$$Vd_c = 68,31 \text{ m}^3 / \text{ciclo}$$

El valor obtenido es el volumen de tamiz necesario, pero a nivel industrial a la hora del diseño se le debe dar una holgura operacional a los equipos, para este caso será un rango

aproximado entre 10 y 15% [12], en este caso sería un factor promedio igual a 12,5%, de ésta manera se encuentra el valor real del volumen de tamiz a requerir:

$$V_{dr} = V_{dc} + 0,125(V_{dc}) = 68,31 \frac{m^3}{ciclo} + 0,125 * 68,31 \frac{m^3}{ciclo}$$

$V_{dr} = 76,84 m^3 /$

- **Diámetro y longitud del lecho**

Para este caso se tomó en consideración la relación L/D establecida por muchos diseñadores, la cual refiere que L/D = 4 [10], de igual forma se tiene que la expresión para determinar el diámetro de la torre es [10]:

$$V_{d=} \frac{\pi * D^2}{4} * L \tag{Ec.3.23}$$

Introduciendo en la ecuación anterior la relación planteada de L/D, y despejando el diámetro queda:

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_{d=}}{\pi}} \tag{Ec.3.24}$$

Tomando el valor del volumen real del tamiz, el diámetro de la torre es:

$$D = \sqrt[3]{\frac{76,84 m^3}{3,14}}$$

$D = 2,90 m \sim 3 m$

Luego la longitud del lecho viene determinada por la relación L/D=4, encontrando una longitud de:

$$L = 4 * 2.90m$$

$L = 11,61 m \sim 12$

3.2.2.3 Condensador de los vapores de etanol después de la deshidratación

- **Cantidad de agua de refrigeración requerida**

Los vapores al 99,9 % en peso de etanol anhidro (el resto agua) que salen de los tamices moleculares se convierten en líquido en un condensador, para ello se cuenta con la siguiente expresión:

$$Q = m * \Delta_{VAP} \quad (\text{Ec.3.25})$$

teniendo que Q es el calor absorbido por la corriente del lado de los tubos, m es el flujo de vapor ($F_5 = 18846,27 \text{ kg/h}$) y Δ_{VAP} es el calor latente de vaporización del etanol, se obtiene:

$$Q_c = 18.846,27 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 903 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_c =$$

como el calor cedido por el vapor es igual al calor ganado por el agua de refrigeración ($Q_c = Q_a$), se puede determinar la cantidad de agua de refrigeración a usar por medio de la siguiente fórmula:

$$Q = m * C_p * \Delta T \quad (\text{Ec.3.26})$$

siendo m el flujo de agua a requerir (kg/h), Cp capacidad calorífica del agua (kJ/Kg*°C) y ΔT el cambio de temperatura (°C) el cual se toma de estándares industriales [17], sustituyendo los valores en la Ec.3.26 y despejando se tiene:

$$m = \frac{17.018.181,81 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^\circ \text{C}} * (46 - 27)^\circ \text{C}}$$

$$m = 214.280,81$$

- **Área de transferencia de calor**

$$Q = U_d * A * MLDT \quad (\text{Ec.3.27})$$

Primero se determina la media logarítmica de diferencia de temperatura de la siguiente forma:

$$MLDT = \frac{(Th_o - Tc_i) - (Th_i - Tc_o)}{\ln \frac{(Th_o - Tc_i)}{(Th_i - Tc_o)}} = \frac{(30 - 27)^\circ C - (136 - 46)^\circ C}{\ln \frac{(30 - 27)}{(136 - 46)}} = 25,58$$

Luego para una solución similar (agua-metanol) a la que se esta estudiando, se utilizo un rango de coeficiente entre 250-500 Btu/h*pie²* °C [18]; seguidamente se obtuvo un valor promedio de U_d para este tipo de soluciones, el cual es de 375 Btu/h*pie²* °C que llevado a las unidades necesarias por medio de factores de conversión cambia a 7.661,84 kJ/h*m²*°C,

ahora sustituyendo los valores necesarios en la Ec 3.27, el área será:

$$A = \frac{17.018.181,81 \frac{kJ}{h}}{7.665,25 \frac{kJ}{h * m^2 * ^\circ C} * 25,58^\circ C}$$

$$A = 86,79 \text{ m}^2$$

3.2.2.3 Bomba para transportar el etanol hasta el sitio de almacenamiento

Debido a que no se conocen ni las alturas ni los diferenciales de presión, sólo se especificará para cada una de las bombas los caudales que transportan en galones por minuto.

La corriente a manejar tiene un valor de 18.846,27 kg/h, la cual es igual a la corriente F5 del balance de materiales, la densidad para esta línea es de 790,209 kg/m³, entonces se tiene que la cantidad de caudal a manejar es de:

$$Q = \frac{18.846,27 \frac{kg}{h}}{790,209 \frac{kg}{m^3}} * \frac{1000 \text{ lts}}{1 m^3} * \frac{1 \text{ gal}}{3,785 \text{ lts}} * \frac{1 h}{60 \text{ min}}$$

$$Q = 105,02 \text{ gpm}$$

Ahora se presentan a continuación los equipos secundarios del proceso, pero es importante señalar que estos equipos no tienen relevancia para el proyecto, debido a que sólo se tomarán en cuenta los equipos principales:

3.2.2.5 Sistema de regeneración

El sistema de regeneración propuesto para reestablecer las condiciones iniciales del lecho, es usar etanol anhidro en contracorriente, este flujo debe ser calentado hasta una temperatura de regeneración, que según experiencias comerciales va entre rangos de 200 y 230°C, tomándose un valor promedio de 215°C, para lograr este aumento de temperatura se utiliza un intercambiador de calor, para estimar la carga energética de este equipo se utilizó la ecuación 3.26, donde se sustituyó el flujo másico, el cual está representado por la corriente F4 del balance de materiales y es igual a 3325,81 kg / h, Cp capacidad calorífica de la mezcla (5,63 kJ / kg*°C) a las condiciones de la corriente [19] y ΔT la diferencia de temperatura, obteniendo así::

$$Q = 30.859.112,04$$

3.2.2.6 Condensador de los vapores de etanol después de la regeneración

Luego de regenerado el lecho sólido, estos vapores salen por el tope en una mezcla etanol-agua, convirtiéndose en una solución líquida por medio de un condensador, para calcular el calor cedido por los vapores se usará la Ec.3.26, pero antes se determina el calor latente de vaporización promedio, de la siguiente manera:

$$\Delta_{VAP}m = 2,29 \frac{kJ}{kg} * 0,2139 + 903 \frac{kJ}{kg} * 0,7861$$

$$\Delta_{vap} = 710,33$$

encontrado el valor y con la cantidad de vapor a condensar (F7 = 4226,55 kg / h) se hace uso de la Ec.3.26, y se tiene que el calor cedido es:

$$Q_c = 3.002.245,26$$

- Cantidad de agua de refrigeración requerida

Siendo el calor cedido igual al calor ganado, y usando la Ec. 3.26, tenemos que el agua de refrigeración necesaria es:

$$m = \frac{3002245,26 \frac{Kj}{h}}{4,18 \frac{Kj}{Kg^{*o}C} * (46 - 27)^{o}C}$$

$$m = 37.802,13$$

- **Área de transferencia de calor**

Para este cálculo se sigue los mismos pasos que para el anterior condensador, obteniendo una MLDT igual a 87,78°C y con un U_d de 7.661,84 kJ/h*m²*°C, el valor del área es:

$$A = \frac{3002245,26 \frac{Kj}{h}}{7665,25 \frac{Kj}{h * m^2 * ^oC} * 87,78^{o}C}$$

$$A = 4,46 \text{ m}^2$$

- **Tanques de condensado**

Para este diseño se recomienda utilizar un recipiente que pueda contener al menos diez veces la cantidad volumétrica de líquido que pase a través de él por minuto, y una relación altura/diámetro igual a dos [12].

3.2.2.7 Tanque de condensado para el condensador después de la deshidratación

Para este caso la cantidad de líquido es de 397,5 lts/min. (Equivalente a la corriente F5=18846,27), por lo que el recipiente debe tener aproximadamente 39750 lts/min. (3,975 m³) de capacidad.

Altura del recipiente

Suponiendo una forma cilíndrica vertical para el recipiente, el volumen vendrá dado por la siguiente ecuación:

$$V = \pi * r^2 * h \tag{Ec.3.28}$$

Sustituyendo el término de diámetro por radio y la relación h=2d [12] en la Ec 3.28, se tiene que el diámetro viene expresado por:

$$D = \left(\frac{2 * V}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{2 * 3,9750 m^3}{3,1416} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 1,36 \text{ m} \approx 1,5$$

Siendo ahora la altura de:

$$h = 2D = 2 * 1,36 \text{ m}$$

$$h = 2,73 \text{ m} \approx 3 \text{ m}$$

3.2.2.8 Tanque de condensado para el condensador después de la regeneración

Para este tanque se procede de la misma manera que el anterior, con la única diferencia que la cantidad de líquido a manejar es de 84,39 lts/min., por lo que el recipiente debe tener un tamaño aproximado de 843,92 lts/min. ($0,8439 \text{ m}^3$) de capacidad.

Altura del recipiente

Haciendo la misma suposición que en el caso anterior y usando la Ec. 3.28 en la cual se hace la respectiva sustitución y despeje, se tiene que el diámetro es de:

$$D = \left(\frac{2 * 0,8439 m^3}{3,1416} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 0,81 \text{ m} \approx 1 \text{ m}$$

De esta manera usando el valor del diámetro y de la relación $h=2d$, se tiene:

$$h = 2 * 0,81 \text{ m}$$

$$h = 1,63 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

3.2.2.9 Bomba para transportar la solución alcohólica de la etapa de regeneración

Esta bomba transporta un fluido de 4226,55 Kg/h, dicho valor está referido a la corriente F7 del balance de materiales, con la densidad de la mezcla para esa corriente de $834,71 \text{ Kg/m}^3$, tenemos que se transportan:

$$Q = \frac{4.226,55 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{834,7054 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} * \frac{1.000 \text{ lts}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ gal}}{3,785 \text{ lts}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$Q = 22,29 \text{ gpm}$$

3.2.3. ESTIMADO DE COSTOS

En esta parte se presenta el estimado de costos clase V para el proceso de deshidratación de etanol, el cual tiene una capacidad de producción de 3.600 barriles por días, este estimado cuenta con la cotización del material adsorbente por medio de información adquirida y con el método del costo de los equipos entregados (CEE) para los equipos principales del proceso.

3.2.3.1 Costo del desecante

El costo del material adsorbente se determinó por medio de información adquirida por el proveedor (Delta Adsorbents), dando un precio para este desecante de \$98 por bolsas de 25 libras, este valor se puede apreciar en la tabla E.1. De esta manera y con la cantidad requerida de adsorbente se hace la siguiente relación para calcular el costo del desecante (C_d):

$$C_d = 51.470,86kg * \frac{1lb}{0,454kg} * \frac{\$98}{25lbs}$$

$$C_d = \$441.417,99$$

Además se obtuvo el estimado de costo de la carcasa de la torre, por medio de la información suministrada de la planta de extracción Santa Bárbara, la cual maneja torres de tamices moleculares con longitud y diámetro similar, generando un costo de carcasa aproximadamente según sus ordenes de compra de \$1.305.516; o lo que es lo mismo a 2.806.859.400 bolívares, este valor al igual que el del material desecante es para una sola torre por lo cual se debe doblar la cantidad total y de esta manera tomar el costo como costo de equipo entregados.

3.2.3.2 Costo de los equipos entregados

Para la estimación de costos mediante el método del costo de los equipos entregados (CEE), se utilizó la ecuación costo-capacidad, la cual viene expresada de la siguiente manera:

$$C_{06} = C_{98} * \frac{I_{06}}{I_{98}} * \left(\frac{Q_{06}}{Q_{98}} \right)^{EXP}$$

donde C_{06} y C_{98} son los costos para el año 2006 y 1998 respectivamente, I_{06} (1.322,3) e I_{98} (1.069,9) son los índices de costo, Q_{06} y Q_{98} la capacidad del equipo en cada el año, y EXP es el factor de adimensionamiento característico para cada equipo. Los índices de costos de equipos utilizados son los de Marshall & Swift, figura E.2.1 y figura E.2.2 publicadas en la Chemical Engineering, en Junio de 2003 y Septiembre de 2006, respectivamente. En la tabla 3.6, se muestran los costos de los equipos entregados (1\$=2.150 Bs.)

Por ejemplo, para el compresor de vapores de etanol, con una potencia de 650 HP, se empleo un compresor similar del tipo centrífugo de 150 HP de potencia ya que la planta de referencia era de menor capacidad [20], el valor comercial para el año 1998 era de \$141,736.26. Sustituyendo estos valores y los índices de Marshall & Swift en la ecuación 3.29, se tiene que el costo es de:

$$C_{06} = \$141.736,26 * \frac{1.322,3}{1.069,9} * \left(\frac{650}{150}\right)^{0,32}$$

$$C_{06} = \$280.059,85$$

El mismo procedimiento se hace para todos los equipos de la tabla 3.6 reportándose los costos para el 2006 en la tabla 4.3 y duplicando el valor para cada equipo, ya que se consideran los equipos auxiliares en caso de daño o mantenimiento. Al tener todos los costos de los equipos entregados, se incluirá el costo del material desecante en estos, para así obtener el total de costo de los equipos entregados CEE, y luego se estimar los rubros del capital total de inversión, tabla 4.4.

Tabla 3.6 Costos de los equipos entregados para el año de 1998

<i>Nombre</i>	<i>Ca</i>	<i>Q₉₈</i>	<i>Unida</i>	<i>C₉₈ (\$)</i>	<i>E</i>
Compresor	1	150	HP	141.73	0
Condensad	1	150	pies ²	3.984,	0
Bomba nara etanol	1	20	gpm	1.940	0 6

Tabla 3.7 Estimación de los rubros de capital total de inversión basados en los costos de equipos entregados para una planta de fluidos

Rubro	%(CEE)
Costos directos	
Equipos entregados	100
Instalación de equipos	47
Instrumentación	18
Cañerías y tuberías	66
Instalaciones eléctricas	11
Obras civiles	18
Terreno	0
Mejoras del terreno	0
Instalación de servicios	20
Total Costos Directos	280
Costos Indirectos	
Ingeniería y supervisión	33
Gastos de construcción	10
Total de costos directos e indirectos de la planta	323
Honorarios del contratista	21
Eventuales	42
Inversión de Capital Fijo	386

CAPITULO IV

DISCUSION DE RESULTADOS, CONCLUSION Y RECOMENDACIONES

4.1. ANALISIS DE RESULTADOS

En esta sección se presenta de forma detallada los resultados obtenidos en este trabajo; por eso se describe de forma precisa el logro de cada uno de los objetivos, a fin de enfocar el diseño preliminar del proceso de deshidratación de etanol para una producción de 3600 BPD.

4.1.1. SELECCIÓN TECNOLÓGICA

Luego de haber recopilado información de libros, revistas científicas, Normas PDVSA, entre otros, sobre las distintas tecnologías de deshidratación de etanol, se encontró que las más conocidas son: destilación azeotrópica, destilación extractiva con glicoles, destilación extractiva con sales, tamices moleculares y pervaporación. Estas cinco tecnologías representan una lista larga de opciones que deben ser evaluadas, por ello se estableció el procedimiento a seguir para su evaluación y selección, dicho esto se propuso la metodología de las matrices de decisión técnica o mejor conocidas como de selección, las cuales permiten por medio de criterios determinantes y ponderaciones; evaluar cada tecnología, y arrojar un resultado de cada una de las opciones en estudio.

Esta metodología fue usada en la obtención de la lista corta de opciones, así como también en la decisión definitiva de la mejor alternativa.

Para determinar la lista corta de tecnologías, se realizó una preselección subjetiva y de forma rápida, esto quiere decir se establecieron tres criterios primordiales que deben tomarse en cuenta a la hora de una primera fase, como lo son: complejidad del proceso, impacto ambiental e inexperiencia comercial, a estos criterios se les asignó un factor peso y una escala ponderativa [14], las cuales son de suma importancia al momento de la evaluación tecnológica.

Se prosiguió con la elaboración de la matriz de selección, teniendo en la vertical a los criterios y factor peso y en la horizontal a las opciones tecnológicas, obteniendo como resultado de esta preselección la lista corta con tres tecnologías: Destilación azeotrópica, destilación extractiva con glicoles y tamices moleculares, las cuales alcanzaron la puntuación que se presenta en la tabla 4.1, mientras que las otras dos opciones fueron desfavorecidas por la inexperiencia comercial que tienen cada una.

De igual manera se supuso un cumplimiento satisfactorio de los criterios y de las tecnologías (CSCT) en un 100 %; ésto con el fin de visualizar mejor por medio de porcentajes la preselección.

Tabla 4.1 Puntuación total de cada tecnología en el proceso de preselección.

Tecnología	Sumatoria total
Destilación azeotrópica	1.600
Destilación extractiva con glicoles	2.000
Destilación extractiva con sales	850
Tamices moleculares	2.250
Pervaporación	1.350

Además de la tabla anteriormente presentada se realizó una gráfica que representará los porcentajes obtenidos de cada una de las tecnologías en base al cumplimiento satisfactorio de los criterios, para de ésta forma marcar la diferencia entre cada una, (figura 4.1).

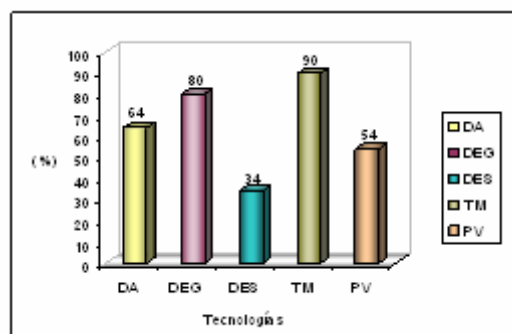


Figura 4.1 Representación porcentual de la preselección de tecnologías.

Una vez establecida la lista corta de tecnologías, se prosiguió con la selección definitiva de la tecnología, para ello se aplicó la misma metodología empleada para la preselección. En vista de que la selección final de la opción tecnológica es de forma objetiva, y debido al gran número de aspectos deseables que se pueden manejar, se clasificó los criterios en tres categorías primordiales: económicos, ambientales y tecnológicos-laborales, y estos a su vez tienen una división respectiva; además de esto se tomó en consideración que la sumatoria del peso de los factores sea de 100 puntos, con el fin de dar mayor factor peso a aquella categoría que a nivel industrial y a nivel de experiencia lo requiera [15].

Luego de haber elaborado y evaluado las opciones tecnológicas de la lista corta, se obtuvieron los resultados que se presentan en la tabla 4.2, y en ésta tabla también se evidencian los resultados de la sumatoria total de las otras dos matrices evaluadas por el grupo de expertos.

Tabla 4.2 Puntuación total de cada una de las opciones tecnológicas de la lista corta para la selección final

Tecnologías	Sumatoria Total	Sumatoria Total 1	Sumatoria Total 2
Destilación azeotrópica	3250	4600	4500
Destilación extractiva con glicoles	5500	5000	5250
Tamices moleculares	6600	6400	6150

La figura 4.2, presenta los resultados mostrados en la tabla anterior para las distintas sumatorias y tecnologías, y la figura 4.3 muestra el porcentaje promedio que representa cada tecnología para las tres sumatorias y según el cumplimiento satisfactorio de criterios y tecnologías.

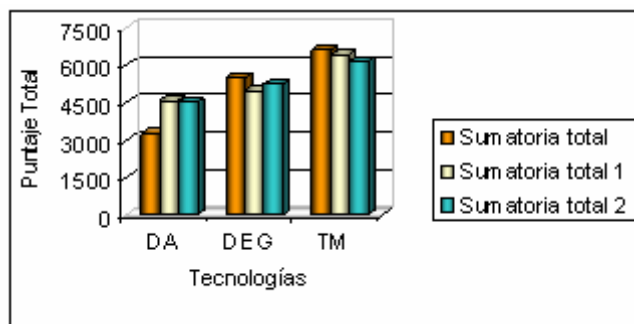


Figura 4.2 Representación de la sumatoria total de cada tecnología para los tres estudios realizados

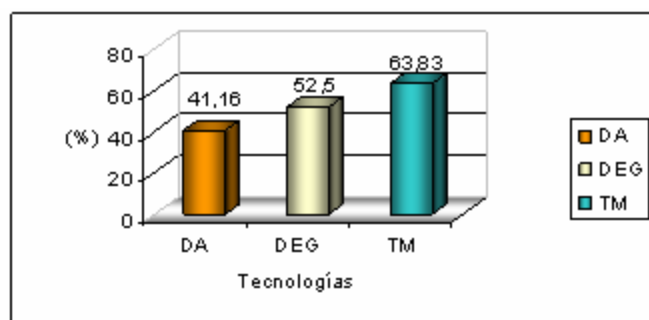


Figura 4.3 Proyección porcentual promedio de las tecnologías de la lista corta para cada sumatoria total de cada uno de los casos estudiados

Después de ver los resultados en la tabla 4.2, la representación de la sumatoria total figura 4.2 y la proyección porcentual figura 4.3, la tecnología que se ve favorecida es la opción de los tamices moleculares, con el fin de usar en el proceso de deshidratación de etanol, obteniendo un puntaje total mayor a 6.000 para los tres casos en comparación con las otras dos opciones, y a su vez con un porcentaje promedio 63,83 %, con respecto a las otras dos opciones.

4.1.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

En esta parte se describe el dimensionamiento de cada uno de los equipos principales necesarios para la deshidratación de etanol con tamices moleculares, pero primeramente serán

mostrados los resultados de los balances de materia para los principales equipos, las tablas 4.3, 4.4, 4.5 y 4.6 reflejan estos valores; al menos de que se indique lo contrario las cantidades están expresadas en kg/h.

Tabla 4.3 Valores obtenidos del balance de material para el compresor de vapores de etanol

Entrada	
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH).....	22149,91
Agua (H ₂ O).....	922,91
Total.....	23072,82
Salida	
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH).....	22149,91
Agua (H ₂ O).....	922,91
Total.....	23072,82

Tabla 4.4 Valores obtenidos del balance de material para las torres de tamices moleculares

<i>Torre de tamiz 1</i>	<i>Torre de tamiz 2</i>
Entrada	Entrada y removido
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH)..... 22.149,91 kg/h	Etanol (CH ₃ CH ₂ OH)..... 3.322,48 kg/h
Agua (H ₂ O).....922,91 kg/h	Agua (H ₂ O)..... 3,33 kg/h
Total.....23.072,82 kg/h	Agua (H ₂ O) removida 901,68 kg/h

Salida y retenido	Total.....4.226,55 kg/h
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH).....22.149,91 kg/h	Salida
Agua (H ₂ O).....22,17 kg/h	Etanol (CH ₃ CH ₂ OH)..... 3.322,49 kg/h
Agua (H ₂ O) retenida901,68 kg/h	Agua (H ₂ O).....904,06 kg/h
Total.....23.072,82 kg/h	Total.....4.226,55 kg/h

Tabla 4.5 Valores obtenidos del balance de material para el condensador de vapores de etanol

Condensador	
Entrada	
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH).....	18.827,42 kg/h
Agua (H ₂ O).....	18,85 kg/h
Total.....	18.846,27 kg/h
Salida	
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH).....	18.827,42 kg/h
Agua (H ₂ O).....	18,85 kg/h
Total.....	18.846,27 kg/h

Tabla 4.6 Valores obtenidos del balance de material para la bomba que transporta etanol

Luego de definidas las corrientes y las composiciones para cada equipo, se prosigue con la caracterización de los equipos principales según su dimensionamiento determinados en la sección 3.2.2, obteniendo los resultados que se muestran en las tablas 4.7, 4.8, 4.9 y 4.10 correspondientes a cada uno de los equipos.

Tabla 4.7 Valores de la caracterización para el compresor de vapores de etanol

Identificación: Compresor	
Función: Aumentar la presión y la temperatura de los vapores	
Operación:	
Tipo: Centrífugo	
Material de construcción: Acero al carbono	
Potencia requerida: 477,85 Kw. (641	
Temperatura de descarga:	
Temperatura de entrada: 90 °C	Presión de entrada: 1
Cabezal del compresor: 4.942,	Presión de salida:
	Relación de

Tabla 4.8 Valores de la caracterización para las torres de tamices moleculares

Función: Deshidratar etanol a 99,9%	
Operación: Continúa (por ciclo, una en adsorción y la otra en regeneración)	
Tipo: Zeolitas 3A (Ángstrom) Diámetro del poro : 1,5-2,5 Mm. (8*12 mesh)	
Cantidad de tamiz requerido : 51.470,86 kg (entre las dos torres) Volumen de desecante: 76,84 m ³ Diámetro de la torre: 2,90 m Longitud de la torre: 11,61 m	
Tiempo de adsorción: 12 horas Velocidad del vapor: 0,14 m/s Temperatura de trabajo: aprox. 136 °C	Presión de trabajo: aprox. 1-2 atm Caída de presión: 0,34 atm
Sistema de regeneración: Flujo de vapores de etanol a 215°C aprox.	
Nota: Estas especificaciones son para una sola torre, la otra tiene las mismas dimensiones	

Tabla 4.9 Valores de la caracterización para el condensador de vapores de etanol

Identificación: Condensador	
Función: Condensar los vapores salientes de la torre deshidratadora	
Operación: Continúa	
Material de construcción: Acero al carbono AISI 333	
Calor transferido: 17.0181.81,81 kJ/h Área de transferencia: 86,79 m ²	
Lado tubos: Vapores de etanol y agua Flujo másico: 18.846.27 kg/h Temperatura: 136 °C a 30 °C	Lado coraza: Agua de enfriamiento Flujo másico: 214.280.81 kg/h Temperatura: 30 °C a 46 °C

Tabla 4.10 Valores de la caracterización para la bomba que transporta etanol

Identificación: Bomba
Función: Transportar el etanol anhidro hasta el
Operación: Continua
Tipo: Centrifuga
Material de construcción: Acero al carbono AISI 333
Capacidad a manejar: 105 gpm
Temperatura: 30 °C

Es importante destacar que a nivel comercial no se encuentran bombas que manejen esta capacidad, por lo que se tomará en consideración una de 150 gpm de capacidad la cual si se encuentra en el mercado.

4.1.3. ESTIMADO DE COSTO DEL PROCESO

El parámetro principal para el estimado de costo del proyecto se fundamentó en el costo de inversión mediante el método de costo de los equipos entregados (CEE), además del valor del desecante obtenido por proveedores. El costo de inversión para el método de los equipos entregados fue determinado según el procedimiento detallado de la sección 3.2.2 [12], dando

como resultado los valores que se muestran en la tabla 4.3, para los equipos considerados como principales en el diseño preliminar de este proceso.

Tabla 4.11 Costo de inversión de los principales equipos de la unidad de deshidratación

No	Cant.	Precio c/u	Precio c/u	Total	Total
Compre	2	280.059	602.128,677,5	560.119,7	1.204.251.355
	2	13.513,	29.053.659,5	27.026,66	58.107.319
Bomba	2		17.268.864,5	16.064,6	34.538.890
Zeolita	9.070	98	210.700	888.860	1.911.041.000
Carcas	2	1.303.516	2.806.859,4	2.611.032	5.613.711,8

Luego, el costo total de la inversión calculada por el método de costo de equipos entregados para los equipos principales y por datos del proveedor para la zeolita 3A, es el que se muestra en la tabla 4.4.

Tabla 4.12 Costo de inversión de la unidad de deshidratación

Rubro	%(CE E)	\$	bs
Costos directos		4.103.102,9	8.821.671.36
Equipos entregados	100	6	4
Instalación de equipos	47	1.928.458,3	4.146.185.54
Instrumentación	18	738.558,53	6
Cañerías y tuberías	66	2.708.047,9	5.822.303.10
Instalaciones eléctricas	11	451.341,33	970.383.850

			1.587.900.84
Obras civiles	18	738.558,53	6
Terreno	0	0,00	0,00
Mejoras del terreno	0	0,00	0,00
Instalación de servicios	20	820.620,59	3
Total Costos		11.488.688,	24.700.679.8
Directos	280	29	19
Costos Indirectos			
Ingeniería y supervisión	33	1.354.023,98	2.911.151.55
Gastos de construcción	10	410.310,30	4
Total de costos directos e indirectos de la planta	323	13.253.022,	28.493.998.5
		56	06
Honorarios del contratista	21	861.651,62	6
Eventuales	42	4	3
Inversión de Capital		15.837.977,	34.051.651.4
Fijo (CFI)	386	43	65

Es importante señalar que al rubro de terreno y mejoras de mismo, se le asignó un valor de cero por ciento, debido a que éste es una unidad dentro de una planta, por lo tanto ya se cuenta con el terreno y con las mejoras requeridas para cada sección de la planta. Así como también se redujo el porcentaje a las instalaciones de servicio ya que se contará con una planta de servicios industriales en las adyacencias de la misma.

4.2. CONCLUSIONES

La metodología empleada tanto en la preselección como en la selección de opciones, fue el método de los criterios ponderados, usando para ello matrices de decisión técnica (de selección).

La lista corta de opciones se determinó por medio de una preselección subjetiva, con tres criterios fundamentales, obteniendo las tres tecnologías con mayor puntaje: destilación azeotrópica (1.600), destilación extractiva con glicoles (2.000) y tamices moleculares (2.250).

Las tecnologías que conforman la lista corta de opciones, se evaluaron por medio de una selección definitiva con criterios determinantes, con la ayuda de ingenieros calificados y según el cumplimiento satisfactorio de criterios y tecnologías, encontrando el siguiente resultado: tamices moleculares (63,83 %), destilación extractiva con glicoles (52,5 %) y destilación azeotrópica (41,17 %).

La tecnología seleccionada para el proceso de deshidratación de etanol, es la de tamices moleculares con un porcentaje promedio de 63,83 %.

Los equipos principales fueron dimensionados de forma preliminar encontrando las siguientes características: un compresor centrífugo de 477,85 kw (641 HP), un condensador de 86,79 m² (937 pie²), una bomba centrífuga 150 gpm y dos torres de tamices moleculares con zeolita del tipo 3A, requiriendo una cantidad de 102.941,72 kg (226.743,88 lb).

6. El costo de la inversión de capital de la operación de deshidratación es de \$15.837.977,43, lo que es lo mismo a 34.051.651.465 bolívares.

4.3. RECOMENDACIONES

Realizar una preselección más objetiva de la lista larga de opciones, que permita involucrar un estudio más detallado de cada una de las tecnologías, sobre todo de las que fueron descartadas como: la destilación extractiva con sales y la pervaporación.

Elaborar matrices de riesgos para los insumos requeridos en cada tecnología; de esta forma se dará de manera cuantitativa los riesgos presentes en los procedimientos de trabajo, operacionales o de mantenimiento para cada tecnología.

Preparar una matriz de evaluación técnico-económica de la opción seleccionada; esto se logra por medio del contacto con los distintos proveedores de la tecnología, con el fin de obtener la mejor oferta a las condiciones requeridas.

Estudiar otros sistemas de regeneración utilizados para este tipo de proceso.

Realizar el diseño del sistema de regeneración propuesto para los tamices moleculares, específicamente del horno para el calentamiento de los vapores de etanol a usar en la regeneración del lecho, ya que el intercambiador sugerido no es lo suficientemente eficiente para lograr el gradiente de temperatura, el cual supera los 100 °C.

Considerar la elaboración de la ingeniería conceptual de la tecnología seleccionada, con el propósito de establecer información definida y detallada de la opción propuesta; para que de esta forma se prosiga en el proceso de ejecución del proyecto planteado.

Elaborar un nuevo estimado de costo, dependiendo del tipo de ingeniería a realizar, para garantizar un mejor margen de exactitud en los costos de inversión total del proyecto.

BIBLIOGRAFIA

1. Sitio oficial de Petróleos de Venezuela “Portal de PDVSA” en Internet, <http://www.pdvsa.com>
2. PDVSA, **“Plan Nacional de Etanol Combustible”**. Gerencia Proyecto Etanol, (2005).
3. Montoya M, Quintero, J, Sánchez O y Cardona C. **“Efecto del esquema de separación de producto en la producción biotecnológica de alcohol carburante”**. Universidad Nacional de Colombia (2005).
4. Sánchez, O y Cardona, C. **“Producción biotecnológica de alcohol carburante II: Integración de Procesos”**. Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de Caldas. Colombia, (2005).
5. Cerpa, M. **“Producción del etanol anhidro como aditivo para la gasolina a partir de la caña de azúcar de la región río Huallaga”**. Departamento de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente de la Universidad de Valladolid de España, (2005).
6. Prada V. **“Manual del Azúcar de Caña”**. Editores Aragón. España (1967).
7. Posadas, J. **“Producción de etanol mediante caña de azúcar”**. Trabajo de grado de la Universidad Nacional de Honduras. (2006).
8. Poy, M. **“Perspectivas para la producción de etanol”**. Cámara Nacional de la Industria Azucarera y Alcoholeras, México, D.F. (1998).
9. Perry, **“Manual del Ingeniero Químico”**, Editorial McGraw-Hill, sexta edición, México (1982).
10. Martínez, M. **“Deshidratación de Gas Natural”**. Manual de Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. (1991).
11. Ortiz I, y Urtiaga A. **“Comportamiento de membranas cerámicas de pervaporación en la deshidratación de disolventes en la industria”**, Tesis Doctoral del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Cantabria, Santander (2005).
12. Peters, M., Timmerhaus, K., **“Plant Design and Economics for Chemical Engineers”**. Cuarta Edición. McGraw-Hill International Edition, (1991).

13. PDVSA, “**Manual de Estimación de Costos, clase II, III, IV y V. Documento SCIP-CP-E-01-P**”. Normas Técnicas de PDVSA (2000).

14. PDVSA, “**Manual de tratamientos de residuos sólidos Documento N° MDP-09-RS-04**”. Normas Técnicas de PDVSA (2000).

15. PDVSA, “**Guías Gerenciales para la Inversión de Capital, GGPIC**”. Documentación Técnica de PDVSA (1999).

16. PDVSA, “**Cálculos en Sistemas de Compresión, Doc. N° MDP-02-k-04**”. Normas Técnicas de PDVSA (2000).

17. Borrell J, y Rossi V. “**Ingeniería Conceptual, Requerimiento de Servicios Industriales para Planta Productora de etanol en Yaracuy, PDVSA**”. Documentación Técnica (2006).

18. Kern, D. “**Transferencia de Calor**”. Editorial Mc.Graw-Hill Octava Edición. México. (1999)

19. Colmenares A, y Marfisi S. “**Manual de Tablas, Fisicoquímica I**”. (1996).

20. Adamson B, Beaulieu N. “**Ethanol Production from potato waste**”, UND Chemical Engineering Department, University of North Dakota (1998).