



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**PLANTA PILOTO PARA PRODUCIR ALCOHOL ETILICO**

**A PARTIR DE OPUNTIA FICUS**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA**

**CRISTOPHER GOMEZ CERDA**



**MÉXICO, D.F.**

**2015**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:**           **Profesor: ANTONIO VALIENTE BARDERAS**

**VOCAL:**               **Profesor: LUCILA CECILIA MENDEZ CHAVEZ**

**SECRETARIO:**       **Profesor: JESÚS TORRES MERINO**

**1er. SUPLENTE:**     **Profesor: GENOVEVO SILVA PICHARDO**

**2° SUPLENTE:**       **Profesor: LUIS MEDINA TORRES**

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**LABORATORIO DE INGENIERÍA QUÍMICA, FACULTAD DE QUÍMICA UNAM C.U. MÉXICO  
D.F.**

**DR. JESUS TORRES MERINO**  
**ASESOR DEL TEMA**

**CRISTOPHER GOMEZ CERDA**  
**SUSTENTANTE**

---

<b>INDICE</b>	<b>Pág.</b>
RESUMEN .....	1
OBJETIVOS .....	2
INTRODUCCION .....	3
CAPITULO I.- ETANOL: GENERALIDADES Y OBTENCION .....	5
1.1 Introducción .....	6
1.2 Panorama internacional del etanol.....	6
1.3 Síntesis de etanol a nivel industrial.....	7
1.3.1 Síntesis de etanol a partir de etileno y ácido sulfúrico. ....	8
1.3.2 Hidratación directa de etileno.....	8
1.3.3 Síntesis de etanol a partir de CO <sub>2</sub> .....	9
1.3.4 Síntesis de etanol por fermentación .....	10
1.4 Producción de etanol en México.....	13
1.4.1 Etanol en la industria alimenticia en México .....	14
CAPITULO 2.- FASE EXPERIMENTAL.....	19
2.1 Objetivos .....	20
2.2 Introducción .....	20
2.3 Primera Etapa: Extracción del Jugo .....	20
2.4 Segunda Etapa Experimental: Reducción de Volumen .....	25
2.5 Tercera Etapa Experimental: Fermentación.....	27
2.5.1 Determinación de concentración de etanol con respecto al tiempo de fermentación... 34	
2.6 Cuarta Etapa Experimental: Destilación.....	38
2.6.1 Estimación del volumen a destilar en la etapa de destrozamiento .....	38
2.6.2 Destilación de Lote completo de mosto fermentado .....	43
2.7 Quinta Etapa Experimental: Depuración.....	46
2.8 Resumen de resultados y bases de diseño.....	49
CAPITULO 3.- DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA OBTENER ALCOHOL ETILICO A PARTIR DE OPUNTIA FICUS .....	52
3.1 Objetivos .....	53
3.2 Criterios para especificación y selección de equipos requeridos en la planta piloto .....	53
3.2.1 Introducción .....	53
3.2.2 Separación de cascara y pulpa .....	54

3.2.3 Prensado de la pulpa de tuna.....	55
3.2.4 Equipos para la reducción de tamaño.....	57
3.2.5 Filtrado del jugo de tuna .....	63
3.3 Diseño de Equipo.....	71
3.3.1 Evaporadores .....	72
3.3.2 Diseño mecánico de un tanque agitado.....	76
3.3.3 Diseño Térmico de un evaporador tipo marmita.....	79
3.3.4 Metodología para el Cálculo y diseño de un tanque enchaquetado con agitación..	82
3.3.5 Fermentación de jugo de tuna .....	87
3.3.6 Metodología para el diseño mecánico de un tanque fermentador .....	88
3.3.7 Destilación de alcohol etílico obtenido en el fermentador.....	91
3.3.8 Método de Ponchon – Savarit para el cálculo de etapas de equilibrio en una torre de destilación. ....	93
3.3.9 Metodología de cálculo para diseñar un destilador simple y una torre de destilación para obtener una concentración de etanol cercana al punto azeotrópico. ....	97
CAPITULO 4.- CALCULOS Y RESULTADOS .....	99
4.1 Objetivos .....	100
4.2 Introducción .....	100
4.3 Equipo: Tanque enchaquetado con agitación.....	100
4.4 Equipo: Tanque Fermentador .....	106
4.5 Equipo: Destilador Simple .....	108
4.6 Equipo: Torre de destilación .....	112
4.7 Equipos Especificados .....	120
4.7.1 Separación de cáscara y pulpa .....	120
4.7.2 Molino de Cuchillas .....	121
4.8.3 Filtro .....	121
DIAGRAMA DE PLANTA PILOTO .....	122
4.8 DFP Planta piloto.....	123
CONCLUSIONES .....	124
REFERENCIAS.....	126
APENDICE .....	130
APENDICE I TABLAS DE VAPOR.....	131
APENDICE I (Continuación) TABLAS DE VAPOR.....	132
APENDICE II PROPIEDADES FISICAS ETANOL.....	133

---

APENDICE II (Continuación) PROPIEDADES FISICAS ETANOL .....	134
APENDICE III ENTALPIAS DE EXCESO EXPERIMENTALES SISTEMA ETANOL-AGUA .....	135
APENDICE IV ENTALPIAS DE EXCESO 365.981 – 344.999 [K] .....	136
APENDICE V $C_p$ DE COMPUESTOS .....	137
APENDICE VI PROPIEDADES DE ACERO INOXIDABLE SS-304 .....	138
APENDICE VII VISCOSIDADES DE SOLUCIONES DE SACAROSA .....	139
APENDICE VII (Continuación) VISCOSIDADES DE SOLUCIONES DE SACAROSA .....	140
APENDICE VII (Continuación) VISCOSIDADES DE SOLUCIONES DE SACAROSA .....	142
APENDICE VIII VISCOSIDADES DEL AGUA .....	143
APENDICE IX CAPACIDAD CALORIFICA Y ENTALPIA ESPECÍFICA PARA SOLUCIONES DE SACAROSA .....	144
APENDICE X DATOS DE EQUILIBRIO Y GRAFICAS PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA a 585 mmHg .....	145
APENDICE X (Continuación) DATOS DE EQUILIBRIO Y GRAFICAS PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA a 585 mmHg.....	146
APENDICE XI DIAGRAMA ENTALPIA COMPOSICIÓN Y DATOS PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA a 585 mmHg.....	147
APENDICE XII GRAFICO DE NUMERO DE POTENCIA VS $N_{Re}$ . PARA DIFERENTES TIPOS DE AGITADORES.....	148

## RESUMEN

La tuna es un fruto con producción importante a nivel nacional, sin embargo, este fruto no es aprovechado en favor de la industria debido a la falta de tecnología disponible para los productores en el campo mexicano. De acuerdo a esto un proyecto importante para dar una utilidad a este fruto sería de gran ayuda tanto a los productores, como a las economías locales.

Una de las industrias importantes en el ramo alimenticio es la producción de bebidas alcohólicas o sus derivados la cual tiene un índice de exportación del 70%, basándose en este hecho importante y debido a las cualidades y características de la tuna, se encuentra una opción en el procesamiento de dicho fruto para obtener productos derivados de alto valor tanto a nivel nacional como internacional a partir de la producción de etanol tanto para consumo humano como posible uso para la industria energética o farmacéutica.

Para tales motivos se plantea este trabajo, el cual consiste en el diseño de una planta piloto para producir alcohol etílico a partir de la fermentación de los azúcares contenidos en la tuna (opuntia ficus) en las condiciones más sencillas posibles. Se pretende que el diseño propuesto en este trabajo sea un punto de partida para los productores de tuna, e inclusive pueda serlo para productores de otros frutos con altos contenidos de sacarosa en el campo mexicano que aún no tienen utilidad alguna.

## OBJETIVOS

- Obtener Alcohol etílico a partir de la fermentación de jugo de tuna (Opuntia Ficus) a escala de laboratorio
- Describir los procesos básicos que se requieren para obtener Alcohol etílico mediante la fermentación de jugo de tuna (Opuntia Ficus)
- A partir de datos experimentales establecer las bases para el diseño que permitan diseñar una planta piloto de alcohol etílico a partir de jugo de tuna por fermentación
- Establecer los criterios necesarios para la selección de equipos en una planta piloto para producir etanol a partir de jugo de tuna por fermentación
- Calcular los parámetros de diseño necesarios para los equipos en la planta piloto que no puedan ser establecidos mediante reglas heurísticas
- Plantear un modelo básico de planta piloto para producir etanol a base de jugo de tuna fermentado



## INTRODUCCION

En la presente investigación experimental se describen la serie de etapas del proceso de obtención a escala piloto de alcohol etílico, utilizando como materia prima *Opuntia ficus Indica* (tuna). Ver tabla A-1

Las etapas van desde el corte y procesamiento del fruto maduro, el proceso de fermentación del mosto de tuna y la obtención de alcohol etílico por destilación. El alcohol así obtenido puede ser utilizado en diversos sectores de la industria, por ejemplo en la elaboración de bebidas alcohólicas, como reactivo químico, disolvente o insumo para la producción de biocombustibles.

Se busca ofrecer una alternativa de ingresos a los productores de tuna de los estados productores del país al dar un valor agregado al producto y mejorar las condiciones socio económicas de las diversas regiones productoras.

COMPONENTES	<i>O. ficus indica</i>	<i>O. amyclaea</i> Engelm	<i>O. streptocontha</i> Lem.
Humedad [%]	84.7	-	87
°Bx	14.8	15.5	-
pH	6.2	6.6	-
Glucosa [%]	7.8	8.2	6
Fructuosa [%]	7.6	6.7	5.7
Sacarosa [%]	0	1.1	.1
Azucares totales [%]	15.4	16	11.9
Vitamina C [mg/100g]	31.7	22	-
Agronomía Mesoamericana 15(2):215-219.2004 "Los frutos de las cactáceas y su potencial como materia prima.			

**TABLA A-1:** Propiedades de diversas especies del género *Opuntia*

La tesis está dividida en cuatro capítulos. En el capítulo 1 se trata el tema de la de los diversos procesos para la producción de etanol, así mismo se aborda un panorama general de la fabricación nacional y mundial de etanol. En el capítulo 2 se explica el procedimiento experimental desarrollado en este trabajo a nivel Laboratorio. En el capítulo 3 se explican los criterios y aspectos a considerar para

el escalamiento de equipos a nivel de Planta piloto. En el capítulo 4 se realiza el cálculo, diseño y especificación de equipo para el dimensionamiento de una planta piloto. Se pretende que esta información sea útil para el escalamiento a nivel industrial.

# **CAPITULO I**

## **ETANOL: GENERALIDADES Y OBTENCION**

## 1.1 Introducción

Principalmente, existen dos formas para producir etanol, la primera es mediante una reacción de fermentación y la segunda es mediante una hidratación catalítica de etileno. La mayor parte de la producción mundial, se obtiene a partir del procesamiento de materia orgánica con un alto contenido de azúcares, sin embargo, en la actualidad a este tipo de etanol comúnmente se le conoce como bioetanol, por otra parte, el etanol también puede obtenerse mediante una reacción de síntesis de etileno.

La obtención del etanol por medio de la fermentación de azúcares es la más utilizada actualmente y su uso principal es como combustible o aditivo para gasolinas. Hoy en día se utilizan varios tipos de materias primas para la producción a gran escala de etanol de origen biológico (*bioetanol*), tales como las sustancias con alto contenido de sacarosa (dulces-caña de azúcar), almidón (maíz) y celulosa (madera-cítricos).

Por otra parte el etanol para uso industrial se suele sintetizar mediante hidratación catalítica del etileno con ácido sulfúrico como catalizador. El etileno suele provenir del etano (un componente del gas natural) o de nafta (un derivado del petróleo). Tras la síntesis se obtiene una mezcla de etanol y agua que posteriormente hay que purificar.

## 1.2 Panorama internacional del etanol

En la actualidad se producen más de 15 millones de galones de etanol en el mundo en donde el 50 % de la producción se realiza a base de fermentación de maíz. El país líder en este tipo de producción de etanol a nivel mundial es Estados Unidos en donde se producen más de 8 mil millones de galones principalmente a base de maíz.

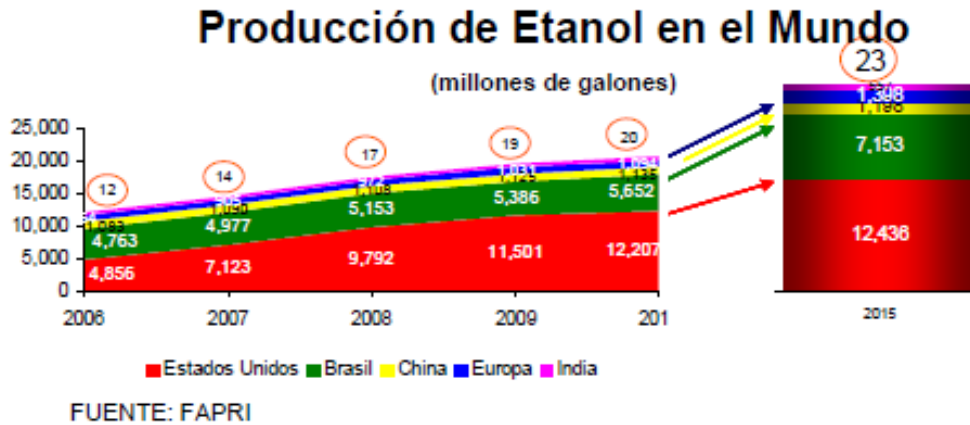


FIGURA 1.1 Producción de etanol a nivel mundial

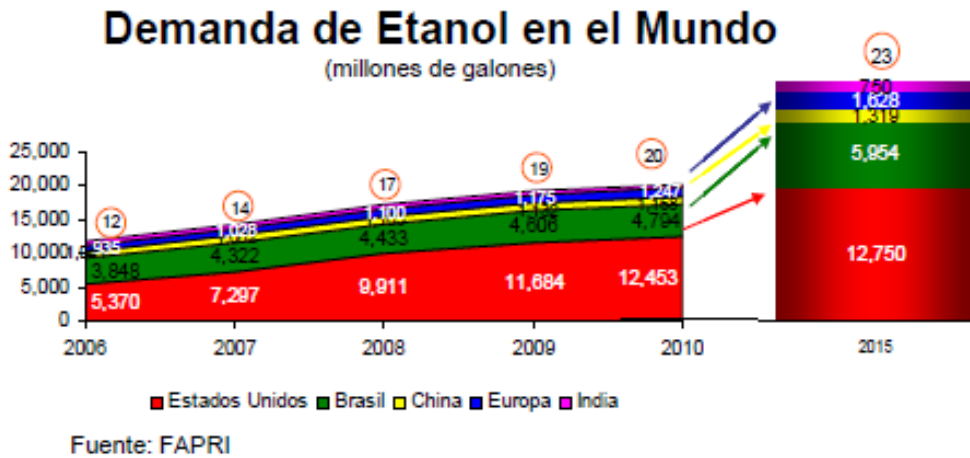


FIGURA 1.2 Demanda de etanol a nivel mundial

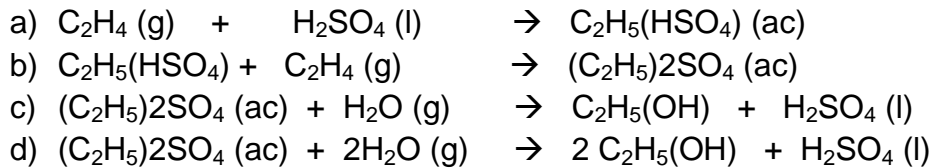
Las tendencias globales en la demanda de biocombustibles continúa y continuará creciendo en gran medida. México es un país que no puede estar exento de estas tendencias, además de que es un país que cuenta con diversos recursos naturales para la producción y demanda de estos insumos y cuenta con condiciones geográficas y climáticas favorables para la producción de los mismos.

### 1.3 Síntesis de etanol a nivel industrial

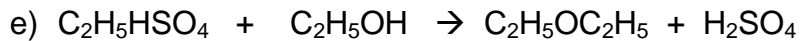
En la actualidad existen diferentes métodos industriales para la producción de etanol, los procesos industriales utilizados para la producción de etanol a escala industrial

### 1.3.1 Síntesis de etanol a partir de etileno y ácido sulfúrico.

El método de hidrogenación catalítica de etanol con ácido sulfúrico, fue el primer método que se utilizó comercialmente para producir etanol, las reacciones que se dan en este proceso son las siguientes:



En el proceso se lleva a cabo la absorción de etileno purificado, se absorbe en torres con ácido sulfúrico entre el 95 y 98 % a una temperatura de 135 °F con una presión de operación de 100 psi, se obtienen los sulfatos de etilo, estos sulfatos son hidratados continuamente con agua. En esta reacción se obtiene como producto secundario éter etílico y este proviene a partir de la siguiente reacción secundaria:



### 1.3.2 Hidratación directa de etileno

En todas las fábricas nuevas donde se obtiene alcohol etílico sintético se utiliza el proceso de hidratación directa que se basa en la siguiente reacción:



El éxito comercial para lograr este proceso, depende termodinámicamente de lograr las siguientes condiciones:

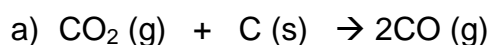
- El uso de un muy buen catalizador que permita excelentes rendimientos a bajas temperaturas.
- El uso de presiones altas
- El uso de etileno de alta pureza, para pueda ser recirculado en el proceso sin una alta acumulación de gases inertes.

En 1945, se encontró que el ácido fosfórico es un muy buen catalizador activo para esta reacción, sin embargo tiene la desventaja de ser volátil y una gran afinidad con el agua. La alimentación de etileno se alimenta aproximadamente a 1000 psig antes de unirla a la corriente de recirculación. Se añade agua en una relación de 0.6 mol de agua por mol de etileno y la mezcla se calienta a 300 °C. La mezcla pasa por un reactor catalítico donde una fracción de la mezcla se transforma en etanol.

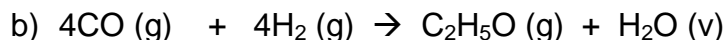
Los efluentes del reactor, pasan a un intercambiador de calor donde son parcialmente condensados, después se lavan en una solución de hidróxido de sodio diluido, pasan a un segundo intercambiador y un separador flash para dar una corriente líquida y una gaseosa, líquido condensado que contiene etanol prácticamente etanol se purifica y vapor que contiene etileno en su mayoría y de un 10 a 20% de etanol se hace recircular en el proceso para reciclarlo, la pureza del producto obtenido tiene un porcentaje del 95 %.

### 1.3.3 Síntesis de etanol a partir de CO<sub>2</sub>

En este proceso el dióxido de carbono se reduce a monóxido de carbono, pasándolo a través de carbón encendido, la reacción que se lleva a cabo en este proceso es la siguiente:



En la síntesis de Fisher se produce la siguiente reacción:



También puede utilizarse el gas natural como materia prima para llevar a cabo la reacción. En este caso el gas natural es sometido a una combustión parcial para convertirlo en una mezcla de monóxido de carbono e hidrogeno. Posteriormente esta mezcla se pasa por un catalizador, obteniéndose así el alcohol etílico. Este proceso no es muy usado de manera industrial, debido a la sensibilidad de los catalizadores a las impurezas.

### **1.3.4 Síntesis de etanol por fermentación**

La síntesis de etanol por fermentación es el único método aceptado para aplicaciones alimentarias o para la industria farmacéutica.

#### **1.3.4.1 Definición**

Se define como fermentación al proceso de transformación química de las sustancias, llevado a cabo por las enzimas producidas por los microorganismos y que, generalmente va acompañado de un desprendimiento de gases y de energía en forma de calor. Los microorganismos pueden clasificarse de la siguiente manera:

- a) **Aerobios:** Estos organismos pueden metabolizar y crecer en presencia de oxígeno atmosférico.
  
- b) **Anaerobios:** Estos solo metabolizan y crecen en ausencia de oxígeno y es importante que el oxígeno sea eliminado en su totalidad debido a que este es perjudicial debido a que las moléculasceptoras de electrones involucradas en este tipo de organismos no corresponden al oxígeno, ejemplo piruvato, acetaldehído, etc.
  
- c) **Facultativos:** Estos microorganismos son capaces de cambiar su metabolismo de aerobio a anaerobio dependiendo del medio donde se encuentren.

Las enzimas o fermentos segregados, por dichos microorganismos son poderosos catalizadores de naturaleza proteica que, sin embargo pueden actuar de manera independiente de la de los respectivos microorganismos que los generan.



---

Los principales microorganismos que intervienen en los procesos de fermentación son los siguientes:

- 1) Levaduras: Son microorganismos pertenecientes al grupo de los hongos, con un núcleo que encierra los cromosomas portadores de la información genética en forma de una molécula de Acido Desoxirribonucleico (ADN). Cada célula mide aproximadamente 5 micrómetros en su longitud mayor; dichos organismos se reproducen de manera asexual, mediante gemación.
  
- 2) Bacterias: Son organismos unicelulares carentes de membrana nuclear que delimita en su citoplasma un verdadero núcleo. Su tamaño oscila entre 1 y 3 micrómetros y, por su forma, se dividen en: bacilos (bastoncitos), cocos (redondeados), espirilos (espiral)... etc.
  
- 3) Hongos: Son plantas que carecen de tejido vascular y su reproducción es mediante esporas. Como no tienen hojas ni clorofila, no pueden obtener alimento mediante la fotosíntesis; de modo que, son saprófitas (Es decir que viven sobre la materia orgánica descompuesta), o parásitas (se nutren de otros seres vivos). La mayoría de los hongos son de carácter microscópicos, pero también existen de tamaño regular (tipo setas).

#### **1.3.4.2 Fermentación alcohólica**

La fermentación alcohólica es una de las etapas principales que transforman un mosto o zumo azucarado, en un líquido con determinado contenido de alcohol etílico. Dura aproximadamente, una semana a una temperatura de 20 °C y se ve reflejada en la disminución de la densidad del mosto.

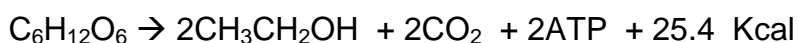
Existen materiales nutritivos como la glucosa que ya contienen oxígeno en su molécula el cual participa directamente en el proceso de combustión. En el caso de la fermentación alcohólica, el oxígeno es necesario para oxidar carbono y como

---

resultado se obtiene dióxido de carbono y etanol. El oxígeno está contenido en la propia molécula de glucosa y esta conversión no requiere de oxígeno atmosférico.

En el caso concreto de la fermentación alcohólica, al descomponerse la glucosa en alcohol etílico y dióxido de carbono, se desprende solo un 7.33 % de la energía susceptible de recuperación. Desde un punto de vista energético, este rendimiento es muy bajo, sin embargo lo compensa el hecho de que estas pequeñas cantidades de energía representan un capital productivo.

Gracias a las levaduras presentes en un mosto, los azúcares son transformados mediante un cierto número de etapas en etanol y anhídrido carbónico, según la ecuación de Gay-Lussac:



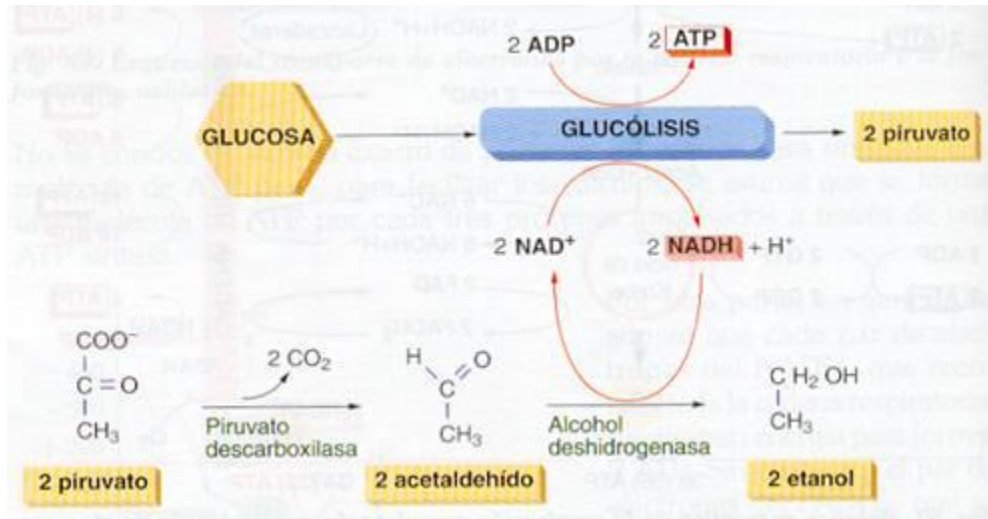
Como puede observarse en la fermentación alcohólica no se quema nada, ni se requiere de oxígeno de procedencia exterior, es decir este no interviene de manera directa en las reacciones, por lo cual se le considera a este tipo de fermentación como un proceso anaerobio y debido a la naturaleza del mismo si hay presencia de oxígeno en el mismo puede afectar el rendimiento de una reacción debido a la naturaleza de las levaduras utilizadas.

La fermentación alcohólica va acompañada de la liberación de moléculas energéticas (Trifosfato de Adenosina), (ATP) – energía materialmente comprometido y puesta a disposición de las levaduras; se trata de energía que pueda gastar el microorganismo. Esta forma de energía no es calor, pues con calor no puede hacer nada el microorganismo.

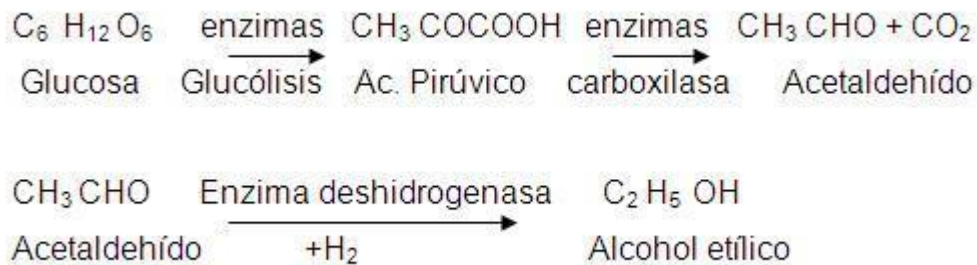
El ATP juega el papel de intermediario y sirve en todas partes para la acumulación de energía, pues para su formación se requiere relativamente poca energía, y esta, obtenida en el transcurso de complejos procesos que tienen lugar en la respiración de los animales y microorganismos y también en la fotosíntesis de las plantas. En otras palabras cualquier etapa que requiera de energía se acopla con la ruptura del ATP que la suministra.

### 1.3.4.3 Síntesis de etanol por fermentación alcohólica

La reacción de síntesis de etanol por fermentación alcohólica se da de la siguiente manera:



**FIGURA 1.3** Síntesis de etanol por fermentación



### 1.4 Producción de etanol en México

En México, desde hace varios años, se produce etanol de caña de azúcar en los diferentes ingenios azucareros del país que cuentan con destilerías, sólo que su uso es para bebidas alcohólicas y uso industrial, no para uso como combustible. Se produce, principalmente de melazas de caña de azúcar y con una tecnología tradicional y bastante conocida.

No obstante de contar con capacidad instalada para producir mayores cantidades de etanol, los ingenios del país no la utilizan, dado que la demanda es limitada y que el insumo es cíclico. En promedio, la capacidad utilizada es solo 44% respecto a la capacidad instalada; Se pueden hacer adecuaciones simples para ampliar esa capacidad.

Aproximadamente, la mitad de los ingenios cuentan con destilerías, algunas más modernas que otras, pero puede producir etanol (96 °GL).

En el cuadro 1.4 se presenta el ciclo agrícola 2002 – 2003 con la producción de etanol por algunos ingenios azucareros.

<b>Producción de Etanol en México y capacidad instalada</b> (Litros por ciclo agrícola)			
Ingenio	Capacidad instalada (L)	Producción (L) (ciclo 2002/03)	Capacidad utilizada (%)
Aarón Sáenz	8 550 000	4 948 000	57.9
Calipam	2 400 000	990 261	41.3
Constancia	9 000 000	4 997 400	55.5
El Carmen	5 400 000	2 923 000	54.1
El Mante	7 200 000	5 082 300	70.6
Independencia	4 500 000	1 250 908	27.8
La Joya	4 200 000	1 307 000	31.1
La Providencia	7 500 000	1 818 471	24.2
Pujilic	6 000 000	3 373 004	56.2
San José de Abajo	7 500 000	1 118 000	14.9
San Nicolás	12 000 000	2 547 683	21.2
San Pedro	7 500 000	3 206 000	42.8
Tamazula	7 500 000	5 643 750	75.3
<b>Total</b>	<b>89 250 000</b>	<b>39 205 777</b>	<b>43.9</b>

Fuente: *Op cit.*

<http://www.ejournal.unam.mx/ecu/ecunam16/ECU001600606.pdf>

**FIGURA 1.4** Producción de etanol por fermentación en México

### 1.4.1 Etanol en la industria alimenticia en México

A diferencia del uso de etanol en México como combustible, el uso de este producto en la industria alimentaria es de alto valor en el mercado internacional, teniendo como principal ramo las bebidas alcohólicas derivadas a partir de

diversas fuentes de sacarosa contenida en frutos y plantas de genero agaváceas, o algunas cactáceas.

A continuación se presentan algunos productos del ramo alimenticio que utilizan etanol por fermentación para el consumo humano:

Bebidas Alcohólicas (agave):



FIGURA 1.5 Tequilas y Mezcales producidos en México

Bebidas Alcohólicas (Uva)



**FIGURA 1.6** Vinos producidos en México

Licores artesanales a base de etanol producido por fermentación



**FIGURA 1.7** Cremas y licores producidos en México

Aguardiente a base de (Caña de Azúcar)



FIGURA 1.8 Aguardiente de caña producido en México

Cervezas artesanales y comerciales a base de (trigo y malta)



FIGURA 1.9 Cervezas artesanales producidas en México

Dulces Artesanales o comerciales con etanol producido por fermentación



**FIGURA 1.10** Chocolatería y confitería envinada de México



# **CAPITULO 2**

## **FASE EXPERIMENTAL**

## 2.1 Objetivos

- Describir las etapas para producir alcohol a partir de *Opuntia ficus indica* (tuna).
- Obtener los datos experimentales a nivel de laboratorio que permitan establecer las bases de diseño para dimensionar una planta para producir alcohol de tuna a nivel de *Planta piloto*.

## 2.2 Introducción

La obtención de alcohol de tuna por fermentación se lleva a cabo en varias etapas, que comprenden desde la eliminación de espinas, el despulpado hasta la destilación del mosto fermentado. En este capítulo se describen cada una de estas etapas.

## 2.3 Primera Etapa: Extracción del Jugo

Metodología:

### 1) Selección de tunas:

El criterio de selección de la materia prima se basa en el estado de madurez (máximo contenido de azúcares), color y estado general de la tuna. Para fines prácticos se inició con 118.3 Kilogramos de tunas distribuidos en 6 cajas de madera, sin embargo se eliminaron 8.6 Kg por no cumplir con requisitos mínimos de calidad para poder ser introducidas al proceso.



**FIGURA 2.1** Cajas con tunas

## 2) Mondado de las tunas:

Una vez seleccionada la materia prima de buena calidad se procedió a mondar las tunas separando la pulpa.



**FIGURA 2.2** Cáscara de tuna



**FIGURA 2.3** Pulpa de tuna

**Material requerido**

<b>NUMERO DE PIEZAS</b>	<b>NOMBRE DE LA PIEZA</b>
1	Cuchillo
1	Licuadaora
1	Colador de Acero Inoxidable
4	Cubeta de 10 L

**3) Molienda**

Para la molienda y extracción de la pulpa y el jugo de tuna se utilizó una licuadora a baja velocidad y de manera pulsante para obtener un producto sin dañar las semillas.



**FIGURA 2.4** Licuando Tunas

**4) Filtrado**

Finalmente mediante el uso de una coladera de acero inoxidable se filtró el jugo de tuna con una malla lo suficientemente pequeña para no permitir el paso de las semillas. Se fue depositando cuidadosamente el jugo de tuna con fibra en las cubetas de 10 Litros.



**FIGURA 2.5** Semillas de tuna en colador



**FIGURA 2.6** Semillas de tuna coladas

El resultado final del jugo y pulpa de tuna colectados fue de 40 litros los cuales serán empleados para la segunda etapa del proceso.



**FIGURA 2.7** Jugo de tuna

Los datos obtenidos en la primera etapa de la fase experimental son los siguientes:

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES	PORCENTAJE
Peso de tuna	109.7	Kilogramos	50.33 %
Cáscara	59.238	Kilogramos	27.18 %
Semillas húmeda	8.510	Kilogramos	3.9 %
Fibra	0.5	Kilogramos	0.23 %
Jugo y pulpa	40.025	Kilogramos	18.36 %

Como parte opcional en esta primera etapa del proceso, se secaron las semillas de tuna durante 1 día al sol y el resultado fue el siguiente.

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
Semilla seca	2.775	Kilogramos



FIGURA 2.8 Semillas de tuna secas

## 2.4 Segunda Etapa Experimental: Reducción de Volumen

Metodología de la segunda etapa:

Una vez colectados los 40 kg de jugo, se midió el contenido de azúcar °Bx usando un refractómetro, esto se hizo solo con el propósito de seguir concentrando hasta obtener un mosto con 21 °Bx.

NOTA: En los ingenios azucareros se establece por regla general, la cantidad de 21°Bx para iniciar la fermentación y de esta manera producir alcohol de caña.

Los objetivos de la evaporación del jugo original son concentrar los azúcares, además de conseguir su esterilización, por lo tanto la eliminación de microorganismos indeseables y establecer las condiciones para maximizar la producción de alcohol usando *Saccharomyces Cerevisiae*. De esta manera se decidió reducir el volumen aproximado de 40 a 20 litros de mosto, por lo que se llevó el jugo de tuna a ebullición durante 6 horas, procurando mantener una agitación con la cuchara de madera, para evitar que los azúcares se adhirieran a la base del tanque de 50 litros, durante esta operación, se fueron tomando muestras, para medir la concentración de azúcares en °Bx, hasta llegar a 21 °Bx.

### MATERIAL PARA LA SEGUNDA ETAPA

NUMERO DE PIEZAS	MATERIAL
1	Refractómetro Escala: BRIX 0 – 32 °Bx. Portátil.
1	Olla de aluminio Capacidad 50 L.
1	Estufa de gas
1	Cuchara de Madera



FIGURA 2.9 Refractómetro portátil y su escala interior

Durante esta etapa, el color del jugo de tuna cambio de un color verde característico, a un café con aspecto de miel y un aroma característico del piloncillo por lo que a partir de este momento, se referirá al jugo de tuna con el nombre de mosto.



FIGURA 2.10 Jugo de tuna concentrado en olla de aluminio

Los resultados obtenidos experimentalmente en esta etapa fueron los siguientes:

CONCEPTO	CANTIDAD	UNIDADES
Contenido inicial de azúcar	11.5	°Bx
Peso de mosto (final)	20.01	Kilogramos
Contenido final de azúcar	21	°Bx



## 2.5 Tercera Etapa Experimental: Fermentación

Material requerido para la tercera etapa.

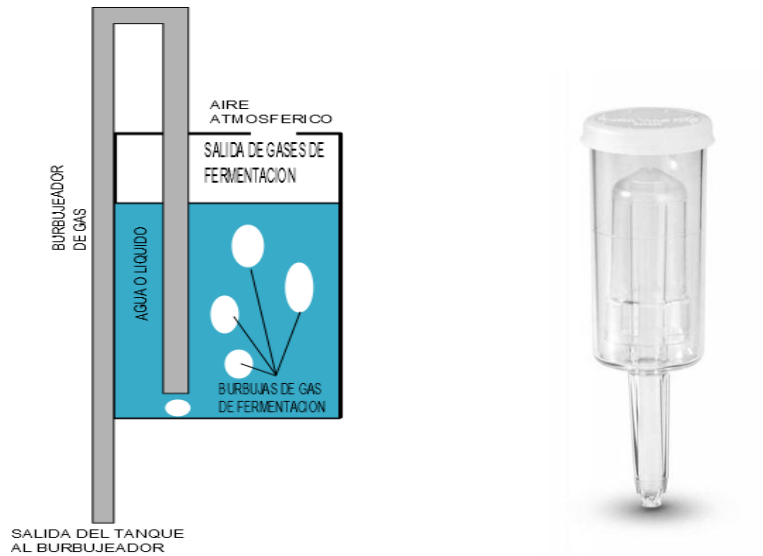
### MATERIAL

NUMERO DE PIEZAS	MATERIAL
2	Garrafones de 20 litros plástico
2	Válvula tipo air-lock
2	Manguera de uso sanitario
2	Tapón de hule horadado
1	Balanza
2	Botellas de plástico de 2 Litros
1	Termómetro de mercurio escala -20 – 150 °C

### SOLUCIONES Y REACTIVOS.

CANTIDAD	CONCEPTO
2 gramos / Kilogramo mosto	Sobres de levadura ( <i>S. Cerevisiae</i> )
El necesario	Papel pH
20 gramos	Ácido Cítrico

Debido a la baja disponibilidad de válvulas air-lock en el país, se construyó un dispositivo que realizara la misma función que este tipo de válvulas (impedir el paso de aire a un recipiente pequeño a baja presiones interiores para mantener condiciones anaerobias en el proceso), este tipo de dispositivos es comúnmente usados en la producción de bebidas alcohólicas a pequeña escala. A continuación se muestra el diseño propuesto para esta válvula en la siguiente imagen.



**FIGURA 2.11** Válvula tipo Air-lock propuesta para construcción (izquierda). Air-lock comercial (derecha)



**FIGURA 2.12** Válvula tipo Air-lock construida a partir de utensilios caseros

### Metodología de la Tercera Etapa:

#### 1) Preparación del mosto:

Se utilizaron dos garrafones (capacidad: 20 L) en los que se pusieron cantidades iguales de mosto en peso, es decir 10.005 kilogramos cada uno.

Para que las levaduras tengan un ambiente propicio para su desarrollo, el pH del mosto debe estar entre 4.0 y 5.0, para ello se procedió a utilizar ácido cítrico, el cual nos permitió bajar el pH sin alterar el proceso, esto es debido a que la tuna

posee ácido cítrico de manera natural. El valor de pH inicial medido fue de 5.5 de acuerdo al código de colores de las tiras de papel pH utilizado. Se añadieron 20 gramos de ácido cítrico en total, es decir en porciones de 10 gramos a cada garrafón de 20 Litros, una vez realizado esto, se procedió a mezclarlo junto con el mosto y posteriormente se midió el pH nuevamente obteniendo un valor de 5. Una vez realizado esto, se calentó el contenido de mosto en cada garrafón, hasta llevarlo a 30 °C.

## 2) Preparación de la levadura:

Se pesó 1.005 Kg de mosto de cada garrafón y se depositó en cada botella de 2 litros, estas botellas servirán como el medio inicial para reproducir la levadura de manera aerobia.



**FIGURA 2.13** Envases con mosto de tuna listos para inoculación

Una vez medida la temperatura y el pH por última vez en el mosto, se procedió a introducir la levadura inactiva en cantidad 20 gramos por envase. Esta cantidad fue introducida en cada uno de los envases para satisfacer la demanda de levadura por el peso total del mosto de tuna; es decir, 20 kg. Con este procedimiento se pudo observar en pocos minutos, la actividad de la levadura.



**FIGURA 2.14** Inicio de la actividad de la levadura en los envases de 2 litros

El propósito de este paso es reproducir la levadura de manera rápida y se adecúa a las condiciones del mosto a fermentar, así se evita que parte de la levadura muera en el proceso debido a cambios bruscos que puede sufrir el mosto.

Durante la reproducción de la levadura en los recipientes de 2 litros, se genera espuma y se desprende un olor característico, semejante al “pulque”. El criterio práctico para determinar la máxima reproducción de levaduras, es en el momento que la producción de espuma decrece con respecto al tiempo y solo hay burbujeo en la solución; otro criterio utilizado es cuando la temperatura permanece constante en este caso fue de 34 grados Celsius, esto se alcanzó 2 horas después de haber añadido la levadura inactiva en el envase con mosto.



**FIGURA 2.15** Formación de espuma excesiva dentro de los envases de fermentación

A partir de este momento se considera que las levaduras ya no están reproduciéndose, sino que están consumiendo los nutrientes del mosto, por lo que, se procedió a pasar cada recipiente con levaduras vivas a cada garrafón que contenía en ese momento 9000.00 gramos de mosto de tuna sin fermentar. En esta etapa se cuidó que la temperatura no bajara a menos de 30°C ya que muchas levaduras mueren en el trasvase. Una vez realizado el cambio de envase, cada garrafón de 20 litros ahora contiene la porción inicial de 10.005 kilogramos que originalmente se tenían.

Durante la primera hora de actividad, no se notan cambios significativos, solo se observa que el mosto se torna lechoso, sin embargo 3 horas después, se observa la misma actividad que se tenía en los envases de crecimiento de levadura, es decir hay un aumento de la temperatura y la producción de gas y espuma, es decir que la levadura se está multiplicando. Debido a la necesidad de oxígeno para que las levaduras se reproduzcan, el proceso continuó hasta observar que no hubiera cambio en la temperatura y en la producción excesiva de espuma en cada garrafón, este proceso continuó después de 24 horas de haber introducido la levadura activa.



FIGURA 2.16 Crecimiento de levaduras en tanques fermentadores 20 L.

Una vez que llega a una temperatura constante de 34°C, se asume que la levadura ya está consumiendo nutrientes y produciendo etanol, por lo que se cambió el tipo de proceso aeróbico a un proceso anaeróbico. Para esto se colocó en el garrafón con el mosto fermentando la válvula tipo air-lock de seguridad con el fin de evitar que el recipiente explote por la producción de gas.

Se dispuso de un aislante térmico desde la primera hora de actividad en cada garrafón para asegurar que durante esta etapa se tuviera una temperatura constante y así evitar cambios bruscos de temperatura con el fin de proteger la levadura y evitar la muerte de las mismas teniendo como resultado el fin de la fermentación.

El criterio para determinar la finalización de la fermentación, fue la nula producción de gas observada cuando la válvula tipo airlock dejó de purgar el gas. Esto se debe a que la actividad de las levaduras termina debido a su muerte, esta se da por dos razones principales, 1) por la concentración de etanol en el mosto fermentado, 2) por falta de alimento y nutrientes para vivir, además, se observó que en ese momento la temperatura del mosto fermentado se encontraba a la temperatura ambiente, sin embargo siguió la producción de gas debido a la resistencia de algunas levaduras. La duración de este proceso fue de 7 días después de iniciada la inoculación. Otro criterio para definir que la fermentación había terminado es cuando se observa la sedimentación total de la levadura muerta en el fermentador.



FIGURA 2.17 Sedimentación de la levadura muerta en el fermentador.

Los datos obtenidos durante la etapa de fermentación:

tiempo [hr]	Concentración de azúcar [Bx]	Grado alcohólico G.L. [V/V]
0	21	0
12	12	8
36	7.2	12
60	7	13
96	7	13
168	7	13

<b>PESO MOSTO DE TUNA INICIAL</b>	20.01 Kg.
<b>PESO DE MOSTO FERMENTADO</b>	18.7 Kg.

La pérdida de masa durante el proceso de fermentación es atribuida a la naturaleza de proceso de fermentación en donde se produce  $\text{CO}_2$  el cual escapa a través de la válvula Airlock.

Durante este proceso se monitoreó la producción de etanol con respecto al tiempo. La metodología para obtener los datos se describe a continuación:

### 2.5.1 Determinación de concentración de etanol con respecto al tiempo de fermentación

Metodología para toma de muestras.

#### MATERIAL

CANTIDAD	CONCEPTO
1	Probeta graduada 100 ml
1	Matraz de destilación 1 litro
1	Densímetro de alcohol 0 – 30 °GL
1	Tubo Refrigerante Recto
1	Bomba de Agua Sumergible
1	Recipiente 50 Litros
2	Mangueras de latex 1.5 metros
1	Refractómetro escala Brix y I.R.
1	Termómetro escala -20 a 150 °C
1	Tapón de Hule horadado

#### REACTIVOS

CANTIDAD	COMPUESTO
100 ml	Agua destilada
30 Litros	Agua de la llave
15 Kilogramos	Hielo
100 ml	mosto fermentado de tuna

Metodología para la determinación del grado alcohólico

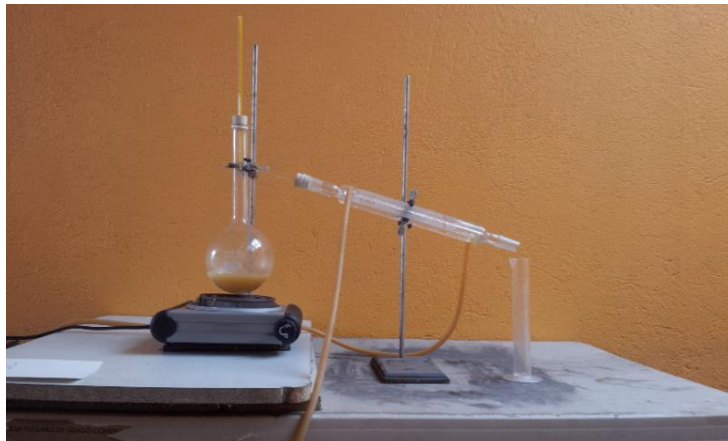
Para determinar el volumen de alcohol producido con respecto al tiempo durante la fermentación, se extrajeron 100 ml de mosto de acuerdo al avance del proceso, estos se miden con la probeta graduada, posteriormente se toma una gota y se introduce en el refractómetro para medir el contenido de azúcares presentes en el mosto, este contenido de azúcares se expresa en °Bx e I.R. en el refractómetro.





**FIGURA 2.18** Muestra de mosto durante el proceso de fermentación

Una vez registrados los datos anteriores se procede a montar un equipo de destilación simple como se muestra en la siguiente imagen.



**FIGURA 2.19** Muestra de 100 ml de mosto fermentando y 100 ml de agua

Se introducen 100 mililitros en el matraz de destilación y se diluyen con 100 mililitros de agua destilada, teniendo como resultado un volumen total de 200 ml. Para destilar, se verifica que todo el equipo se mantenga sellado y posteriormente se enciende la bomba de agua sumergible dentro del recipiente de 50 litros y la parrilla de calentamiento para iniciar el proceso de destilación. El termómetro solo

se usa de manera indicativa para observar el comportamiento de la temperatura durante el proceso.

El propósito de diluir el mosto fermentado con 100 ml de agua es la extracción del volumen de un destilado que será proporcional a la cantidad de mosto que se introdujo inicialmente es decir 100 ml. Donde el volumen colectado en la destilación contendrá todo el etanol producido en el mosto fermentado y además se busca eliminar la espuma y purificar la mezcla etanol-agua para que el contenido de alcohol en esta mezcla pueda ser determinado de manera precisa con el alcoholímetro de GAY LUSSAC.

Una vez colectados 100 ml de destilado en este procedimiento se procede a enfriar la mezcla llevándola a 20 grados Celsius para determinar el contenido de alcohol en volumen con el densímetro de alcohol. La razón por la cual se lleva a esta temperatura es debido a que el alcoholímetro de Gay Lussac establece como temperatura de calibración 20 °C.



**FIGURA 2.20** Muestras congeladas de mosto fermentado de acuerdo al avance de la fermentación

Los datos obtenidos en este ensayo fueron los siguientes:

MUESTRA	I	UNIDADES	t [min]	Vdes [ml]	T [C]
T.ini	21	°C	0	0	25
Vmosto	100	ml	5	0	40
Vagua	100	ml	10	0	55
Vtot	200	ml	15	2	89

<b>Vdesfin</b>	100	ml	20	5	88
<b>Brix</b>	12	°Bx	25	21	89
<b>G.A</b>	8	GL	30	38	91
<b>T.Eb</b>	71	°C	35	56	92
			40	75	92
			45	89	92
			49	100	92
GRADO ALCOHOLICO OBTENIDO = 8 G.L. [V/V]					

MUESTRA	II	Unidades	t [min]	Vdes [ml]	T [C]
<b>T.ini</b>	25	°C	0	0	25
<b>Vmosto</b>	100	ml	5	0	30
<b>Vagua</b>	100	ml	10	0	52
<b>Vtot</b>	200	ml	15	7	90
<b>Vdesfin</b>	100	ml	20	19	91
<b>Brix</b>	7.2	°Bx	25	47	91
<b>G.A.</b>	12	G.L	30	66	92
<b>T.Eb</b>	72	°C	35	83	92
			40	90	92
			45	100	92
GRADO ALCOHOLICO OBTENIDO = 12 G.L. [V/V]					

MUESTRA	III	Unidades	t[min]	Vdes [ml]	T[C]
<b>T.ini</b>	24	°C	0	0	24
<b>V.mosto</b>	100	ml	5	0	37
<b>V.agua</b>	100	ml	10	0	64
<b>V.tot</b>	200	ml	15	15	90
<b>V.desfin</b>	100	ml	20	36	92
<b>Brix</b>	7	°Bx	25	60	92
<b>G.A.</b>	13	G.L	30	79	92
<b>teb</b>	70	°C	35	98	92
			36	100	92
GRADO ALCOHOLICO OBTENIDO = 13 G.L. [V/V]					

MUESTRA	IV	Unidades	t[min]	Vdes [ml]	T[C]
<b>T.ini</b>	24	°C	0	0	22
<b>Vmosto</b>	100	ml	5	0	40
<b>Vagua</b>	100	ml	10	3	87
<b>Vtot</b>	200	ml	15	30	91

<b>Vdesfin</b>	100	<b>ml</b>	20	53	92
<b>Brix</b>	7	<b>°Bx</b>	25	74	92
<b>G.A.</b>	13	<b>G.L</b>	30	91	92
<b>teb</b>	70	<b>°C</b>	32	100	92
GRADO ALCOHOLICO OBTENIDO = 13 G.L. [V/V]					

MUESTRA	V	Unidades	t[ <b>min</b> ]	Vdes [ml]	T[ <b>C</b> ]
<b>T.ini</b>	20	<b>°C</b>	0	0	20
<b>Vmosto</b>	100	<b>ml</b>	5	0	44
<b>Vagua</b>	100	<b>ml</b>	10	12	90
<b>Vtot</b>	200	<b>ml</b>	15	38	91
<b>Vdesfin</b>	100	<b>ml</b>	20	55	92
<b>Brix</b>	7	<b>°Bx</b>	25	82	92
<b>G.A.</b>	13	<b>G.L</b>	30	100	92
<b>teb</b>	70	<b>°C</b>	32		
GRADO ALCOHOLICO OBTENIDO = 13 G.L. [V/V]					

## 2.6 Cuarta Etapa Experimental: Destilación

### 2.6.1 Estimación del volumen a destilar en la etapa de destrozamiento

Para determinar el volumen que es necesario retirar para extraer el alcohol etílico contenido en el mosto fermentado se llevó a cabo el siguiente procedimiento.

#### MATERIAL

CANTIDAD	CONCEPTO
1	Probeta graduada 100 ml
1	Matraz de destilación 1 litro
1	Densímetro de alcohol G.L escala 0 - 30
1	Tubo Refrigerante Recto
1	Bomba de Agua Sumergible
1	Recipiente 50 Litros
2	Mangueras de látex 1.5 metros
3	Termómetro escala -20 a 150 grados Celsius

2	Tapón de Hule horadado
---	------------------------

## COMPUESTOS

CANTIDAD	COMPUESTO
30 Litros	Agua de la llave
15 Kilogramos	Hielo
500 gramos	mosto fermentado de tuna

### Metodología:

Se realiza el montaje de un destilador simple en donde se carga el matraz destilador con 500 gramos de mosto fermentado de tuna. Se toma la temperatura inicial del mosto fermentado y el tiempo inicial, de manera inmediata se enciende la bomba de agua y el medio de calefacción (parrilla). A continuación se puede observar una fotografía del sistema de destilación simple instalado.



**FIGURA 2.21** Sistema de destilación por lotes a pequeña escala

Para determinar el porcentaje de volumen o peso a extraer del mosto fermentado, es necesario obtener la siguiente información a partir de este experimento.

- 1) Tiempo de proceso
- 2) Volumen del destilado
- 3) Temperatura del destilado
- 4) Peso de la muestra
- 5) Temperatura inicial

Los datos que se pueden obtener a partir de este destilado son los siguientes

- 1) Peso del destilado
- 2) Volumen del destilado
- 3) Grado alcohólico de fracciones
- 4) Tiempo del proceso
- 5) Grado alcohólico final del destilado con respecto al peso o volumen total obtenido

Cuando el experimento inicia, se mide el tiempo de proceso, el volumen y la temperatura y se espera hasta que se obtenga la primera fracción de 50 ml, a esta fracción se mide el peso y el grado alcohólico, este ensayo se repite con las 4 primeras fracciones obtenidas de 50 ml de estilado hasta obtener un volumen de 200 ml totales de destilado. Es de suma importancia que las fracciones de 50 ml. no sean mezcladas en esta etapa del proceso

Una vez obtenidos los datos anteriores de cada fracción se determina el grado alcohólico resultante. Esto se hace midiendo el grado alcohólico de la primera fracción de 50 ml, después el grado alcohólico de la suma de las fracciones 1 y 2 = 100 ml, después la suma de las fracciones 1, 2 y 3 = 150 ml respectivamente hasta completar el grado alcohólico resultante de mezclar las 4 fracciones de 50 ml.

### 1) DATOS DE LA DESTILACIÓN

tiempo [min]	Volumen destilado [ml]	Temperatura [°C]
0	0	25
5	0	25
10	0	25
15	0	30
20	0	37
25	0	55
30	5	83
35	33	85
40	41	85
43	50	86
45	55	86
55	77	90
60	100	91
65	119	92

70	138	92
74	150	92
80	169	92
85	185	92
90	200	92

2) LOS DATOS OBTENIDOS A PARTIR DE CADA FRACCION DE 50 ml

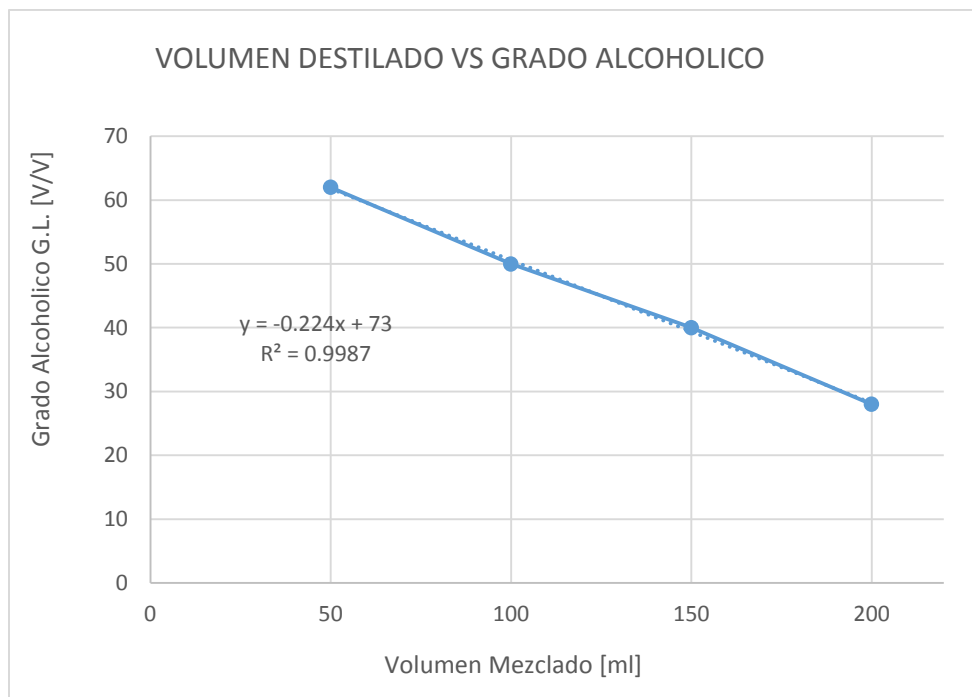
Fracción	DESTILADOS	Peso [g]	G. Alcohólico G.L [V/V]
I	50 ml	48	62
II	50 ml	47	35
III	50 ml	48	16
IV	50 ml	49	3

3) EL RESULTADO DE MEZCLAR LAS FRACCIONES OBTENIDAS SUCESIVAMENTE

MEZCLAS	Volumen [ml]	Peso [g]	Grado alcohólico Resultante G.L [v/v]
I	50	48	62
I y II	100	95	50
I y II y III	150	143	40
I y II y III y IV	200	192	28

Con los datos obtenidos hasta el momento es posible determinar cualitativamente o mediante un gráfico el volumen o masa que se debe destilar por cada 500 gramos de mosto fermentado los datos en este experimento son los siguientes:

4) GRAFICO DE ALCOHOL OBTENIDO EN FUNCION DEL VOLUMEN DESTILADO



### 5) RESUMEN DE DATOS OBTENIDOS A PARTIR DEL EXPERIMENTO

RESULTADOS OBTENIDOS POR CADA 500g DE MOSTO		
Temperatura Inicial	19	°C
Brix	7	°Bx
Punto de Ebullición	65	°C
Peso	500	g
Volumen de carga	530	ml
Fracción destilado	50	ml
Destilado sugerido	30 - 33	% (volumen o peso) de la carga al destilador
Masa del destilado	192	g
% alcohol Mezcla	28 - 30	G.L [v/v]



Finalmente este experimento nos permite demostrar lo que se lleva en la práctica en algunos ingenios azucareros o en lugares donde se obtiene etanol por fermentación, en donde generalmente en la etapa destrozadora se retira un tercio de la carga al destilador.

### 2.6.2 Destilación de Lote completo de mosto fermentado

#### MATERIAL Y COMPUESTOS PARA LA CUARTA ETAPA

##### MATERIAL

CANTIDAD	CONCEPTO
1	Parrilla de calentamiento
1	Matraz de vidrio 12 L
1	Codo de vidrio 45 grados 24/40
1	Embudo de plástico
1	Soporte universal
2	Manguera de látex
2	Tapón de hule
1	Centrífuga Westfalia
1	Colector de Destilado
2	Tubo refrigerante

##### COMPUESTOS

Cantidad	CONCEPTO
Necesaria	Agua
	Mosto Fermentado

Metodología:

Metodología de la etapa destrozadora

Para la disminución de sólidos en el mosto fermentado se utilizó la centrifugadora Westfalia para separar, la levadura muerta que se encontraba sedimentada en el fondo de cada fermentador con el fin de purificar la mezcla y que el contenido de sólidos disminuyera, y obtener una solución más homogénea y libre de impurezas

que pudieran afectar con la eficiencia de la destilación. No obstante, la centrifugación del mosto no es obligadamente necesaria en esta etapa.



**FIGURA 2.22** Centrifugado del mosto fermentado

Una vez centrifugado el mosto fermentado se procedió a armar el equipo para destilar, y se llenó con el mosto de tuna fermentado.

Para realizar la destilación en esta etapa, no fue necesario instalar una columna, por lo que la destilación del mosto se trató como una destilación simple, además en este primer proceso debido a su naturaleza, no era necesario tener un control de la temperatura, debido a que el propósito del mismo es obtener la mayor cantidad de etanol posible por evaporación. El equipo de destilación simple utilizado en esta primera etapa puede observarse en la siguiente imagen.



**FIGURA 2.23** Sistema de destilación simple para mosto fermentado

De acuerdo a la sección anterior, se determinó que la cantidad de destilado a obtener era de 165 ml de destilado por cada 500 gramos de solución, por lo que si se tenía una masa inicial en el lote de 18.7 Kg. El volumen de líquido a sustraer en el lote, está dado por la siguiente operación.

$$\frac{18.7 \text{ Kg de mosto}}{0.5 \text{ Kg}} * 150 \text{ ml} = 5610 \text{ ml de destilado}$$

Una vez realizado este cálculo, se procedió a retirar dicho volumen del destilado del lote total. Esta parte se hizo en dos etapas, debido a la capacidad del matraz utilizado de 12 L. Al terminar de realizar la extracción del volumen de destilado, se pudo observar que el color del mosto fermentado que fue destilado cambió de color. La apariencia del mosto una vez destilado, así como la reducción del volumen debido al proceso de destilación, puede apreciarse en la siguiente imagen.



**FIGURA 2.24** Cambio de apariencia del mosto y reducción del volumen dentro del destilador

Finalmente los datos obtenidos en esta etapa fueron los siguientes:

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
MASA DEL DESLILADO	5.34	Kg
VOLUMEN DEL DESTILADO	5.61	L
MASA DEL PRODUCTO DE COLAS	13.36	Kg
DENSIDAD DEL DESTILADO	0.952	Kg/L
GRADO ALCOHOLICO DEL DESTILADO a 20 °C	40	G.L (v/v)

Cabe señalar que la mezcla etanol agua obtenida en esta etapa poseía cierto grado de turbidez.

## 2.7 Quinta Etapa Experimental: Depuración

En esta etapa, el producto obtenido de la etapa de destrozamiento, se sometió a una segunda destilación en donde el objetivo fundamental era obtener un producto cercano a la concentración azeotrópica. Para este ensayo, se utilizó el siguiente procedimiento.

### EQUIPO EMPLEADO

CANTIDAD	CONCEPTO
1	Parrilla de calentamiento
1	Matraz de vidrio 12 L
2	Tubo refrigerante
1	Embudo de plástico
1	Soporte universal
3	Manguera de látex
3	Tapón de hule
1	Columna de doble pared vidrio
1	Matraz de vidrio 2 L
3	Sujetadores de tubos
1	Malla de acero inoxidable
1	Dedo de enfriamiento
2	Termómetro
1	Canastilla de calentamiento
1	Tubo de vidrio en ángulo

## COMPUESTOS

CANTIDAD	CONCEPTO
La necesaria	Agua de enfriamiento
5.61 L o 5.34 Kg	Destilado de etanol al 40% G.L.

## DESCRIPCION DEL PROCEDIMIENTO

Primero, se colocó la parrilla de calentamiento, posteriormente, la canastilla de calentamiento se colocó sobre la parrilla, el propósito de usar la canastilla es para evitar las pérdidas de calor excesivas. Posteriormente se monta el matraz de 12 L. Una vez realizado esto, se rellena la columna de doble pared de vidrio con la malla de acero inoxidable, esto se hace con el fin de aumentar la superficie de contacto para mejorar la transferencia de masa de la fase líquida y vapor dentro de la columna.

Una vez que la columna ha sido colocada con éxito se dispuso a montar la parte del condensador y para ello se colocó la Tee de vidrio por encima de la columna, en el extremo superior, se colocó el dedo de enfriamiento y en el extremo lateral se colocó la conexión en ángulo de vidrio, además se coloca uno de los termómetros de vidrio para observar el comportamiento de la temperatura en el domo de la torre, asegurándose que el bulbo del termómetro quede centrado con respecto a la sección transversal de la columna. Después se conectaron los dos condensadores en serie previamente sujetos al soporte universal.

Posteriormente se conectó el servicio de agua de enfriamiento en disposición de flujo a contra corriente y se realizó la carga del destilado mediante el uso de un embudo en alguna de las dos boquillas disponibles en el matraz de 12 L.

Finalmente se colocó el matraz de 2 L. en la salida del último condensador para coleccionar el nuevo destilado. Se hizo una prueba del flujo de agua de enfriamiento verificando que no hubiera fugas en el equipo, posteriormente se taparon las dos boquillas restantes en el matraz, en la cual una debe de llevar un termómetro para realizar la medición de la temperatura del fondo del matraz. El equipo utilizado en este ensayo puede observarse en la siguiente figura.



FIGURA 2.25 Equipo de destilación en columna utilizado en la depuración

El experimento realizado en esta fase tuvo un carácter cualitativo en su mayor parte, esto es debido a que no se tenía la instrumentación necesaria para determinar el grado de reflujo o el número de platos disponible, y además se trata de un proceso de destilación simple modificado. Sin embargo este ensayo aportó información suficiente para determinar las bases de diseño de la planta piloto para obtención de alcohol de tuna que se pretende diseñar.

El producto destilado no tenía turbidez y además poseía un aroma afrutado.



FIGURA 2.26 Muestra de Producto destilado posterior a la etapa depuradora.

Los datos significativos en la etapa de “depuración” fueron los siguientes:

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
GRADO ALCOHOLICO DEL DESTILADO	91	G.L. (v/v)
GRADO ALCOHOLICO DE FONDOS	5	G.L. (v/v)
DENSIDAD DEL DESTILADO	0.815	Kg/L
VOLUMEN DEL DESTILADO	3.8	L

## 2.8 RESUMEN DE RESULTADOS Y BASES DE DISEÑO

A partir de los datos obtenidos desde el proceso de despulpado de tuna, hasta la obtención de alcohol etílico a partir de este fruto, podemos establecer las bases de diseño para escalar una planta que pueda procesar un mayor volumen de pulpa.

A continuación se presenta el resumen de los resultados más significativos de todo el proceso:

CONCPETO	VALOR	UNIDADES
----------	-------	----------

MASA TOTAL DE TUNA BRUTA	109.7	Kg.
MASA DE CASCARA DE TUNA	59.238	Kg.
MASA DE SEMILLA DE TUNA SECA	2.775	Kg.
JUGO DE TUNA OBTENIDO CRUDO	40.025	Kg.
BRIX JUGO DE TUNA CRUDO	11.5	°Bx
JUGO DE TUNA EVAPORADO	20.05	Kg.
BRIX DE TUNA EVAPORADO	21.5	°Bx
MASA OBTENIDA EN EL PROCESO DE FERMENTADO	18.7	Kg.
GRADO ALCOHOLICO OBTENIDO POR FERMENTACIÓN a 20 °C	13	G.L (v/v)
VOLUMEN OBTENIDO EN PRIMER DESTILADO	5.61	L
GRADO ALCOHOLICO DEL PRIMER DESTILADO (DESTROZAMIENTO)	40	G.L (v/v)
GRADO ALCOHOLICO DEL SEGUNDO DESTILADO (DEPURACIÓN)	91	G.L (v/v)

De manera concluyente se enumeran a continuación los procesos principales necesarios para producir alcohol de tuna desde al despulpado de la fruta hasta el destilado del alcohol etílico producido mediante un proceso de fermentación:

- 1) Descascarado (Mondado)
- 2) Molienda
- 3) Filtración
- 4) Reducción de Volumen o evaporación
- 5) Fermentación
- 6) Destilación

A continuación se presenta un diagrama para dar mayor claridad al proceso incluyendo una breve descripción



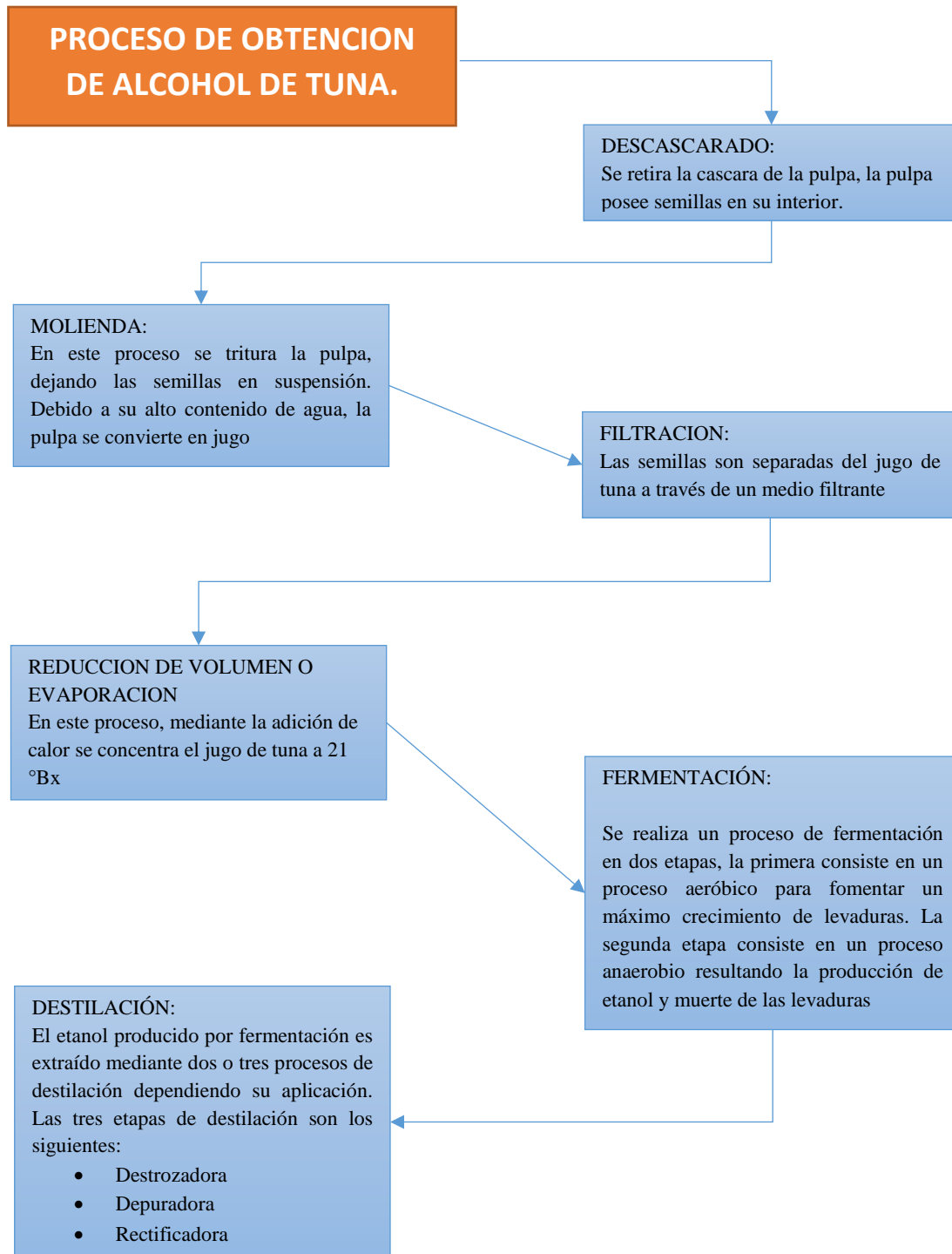


FIGURA 2.27 Proceso para obtener etanol a partir de alcohol de tuna

# **CAPITULO 3**

## **DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA OBTENER ALCOHOL ETILICO A PARTIR DE OPUNTIA FICUS**

### 3.1 Objetivos

- 1) Establecer los criterios que permitan especificar equipos que requiera la planta piloto.
- 2) Especificar los equipos requeridos que involucran al proceso de obtención de alcohol de tuna a partir de la fermentación de opuntia ficus.
- 3) Establecer los métodos de cálculo que llevan a diseño de los equipos de la planta piloto

### 3.2 Criterios para especificación y selección de equipos requeridos en la planta piloto

#### 3.2.1 Introducción

En el siguiente apartado se describirán los criterios de especificación de los equipos que no pueden ser diseñados en la planta piloto debido a su complejidad, por lo que se ha determinado que dichos equipos deben ser solamente especificados.

De acuerdo a los procesos requeridos en la fase experimental para llegar a la obtención de alcohol de tuna, se requieren las siguientes etapas:

- 1) Separación de cascara y pulpa.
- 2) Prensado o molienda de pulpa tuna.
- 3) Filtrado de jugo de tuna.
- 4) Concentración de jugo de tuna
- 5) Fermentación de jugo de tuna
- 6) Destilación de mosto fermentado de tuna.

Estas etapas pueden ser traducidas a operaciones unitarias que a su vez pueden ser objeto de diseño, calculo o especificación de equipos.

De acuerdo a las etapas mencionadas anteriormente, se especificarán como equipos de proceso a las etapas 1, 2, 3, 5 y se describirán los aspectos teóricos que llevarán a la selección de dichos equipos de proceso.

### 3.2.2 Separación de cascara y pulpa

Solo para fines prácticos se ha especificado este punto como parte del proceso de la obtención de alcohol de tuna, sin embargo este punto, podría no ser considerado como tal, debido a la manera en la que se realiza.

En esta operación es necesaria la remoción de la cascara de la tuna debido a que la cascara posee grandes cantidades agua, lo que podría provocar una dilución mayor de los contenidos de azúcares que contiene la pulpa. Para tal efecto, es necesario hacerlo manualmente.

Por tal motivo y de acuerdo a lo realizado en la fase experimental se pueden establecer los siguientes criterios de este proceso en la siguiente tabla.

<b>CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA MANO DE OBRA ESTABLECIDOS POR HOMBRE</b>		
<b>CONCEPTO</b>	<b>VALOR</b>	<b>UNIDADES</b>
<b>HORAS DE TRABAJO</b>	10	hr/día
<b>SEPARACION BRUTA</b>	100	Kg/hr
<b>HORAS DE DESCANSO</b>	2	hr
<b>SEXO</b>	indistinto	Sin unidades
<b>EDAD</b>	18 en adelante	años

**TABLA 3.1:** Especificación para la mano de obra necesaria

Con respecto al equipo necesario para que cada hombre realice la separación exitosa además de no comprometer su salud e integridad física, es necesario que cada hombre realice dicho proceso con el siguiente equipo:

<b>EQUIPO NECESARIO PARA REALIZAR EL PROCESO DE SEPARACION DE CASCARA Y PULPA</b>	
<b>HERRAMIENTAS</b>	CUCHILLO
	AFILADOR
<b>SEGURIDAD</b>	GORRO DE TELA
	MASCARILLA CON FILTRO
	TRAJE U OVERALL PLASTICO
	BOTAS PLASTICAS
	GUANTES DE PLASTICO GRUESO

**TABLA 3.2:** Especificación de herramientas y equipo de seguridad.

Como se mencionó este proceso o etapa podría no considerarse como tal debido a que no implica la construcción o especificación de un equipo mecánico, sin embargo este proceso es importante para asegurar la pureza de la materia prima a tratar y simplificar etapas del proceso que implicarían inventar o encontrar una máquina que realice la separación mecánica de la cascara de la tuna y la pulpa.

### **3.2.3 Prensado de la pulpa de tuna**

La pulpa de tuna contiene en su interior muchas semillas que deben ser eliminadas del proceso y pueden ser aprovechadas con otros fines. En esta etapa del proceso se plantearán las bases teóricas que permitirán seleccionar un equipo capaz de realizar la separación eficiente de la pulpa de tuna de las semillas.

#### **OPERACIÓN DE REDUCCIÓN DE TAMAÑO (MOLIENDA)**

La reducción de tamaño se clasifica desde dos aspectos relacionados. El primero de acuerdo al tamaño de los materiales a producir y el segundo de acuerdo a las fuerzas que se aplican para lograr la reducción.

De acuerdo al tamaño de los materiales a procesar y los productos obtenidos, la reducción se clasifica en:

- Trituración.
- Molienda.
- Pulverización.

La primera es de amplia aplicación en minería y en la industria química.

Aunque la Trituración es un término técnico que significa rompimiento, está implícitamente asociado a la aplicación de fuerzas de compresión, las cuales se utilizan generalmente para la ruptura de productos considerados duros hasta tamaños de tres o más centímetros.

La Molienda, maneja materiales de medianos tamaños y produce trozos entre 0,5 mm hasta 3 cms. es de amplia utilización en la industria de alimentos, especialmente en cereales y productos secos de origen vegetal.

En la molienda se involucran las operaciones de corte, propias en vegetales frescos y cárnicos. La Pulverización o Molienda fina, término técnico utilizado para la obtención de productos en polvo, está relacionado con fuerzas de impacto y de cizalladura.

De acuerdo a las fuerzas que se aplican los equipos de reducción de tamaño se clasifican:

- De Impacto o compresión
- Frotamiento
- Corte o cizalladura

En los equipos de impacto o compresión se aplican fuerzas denominadas compresión que se aplican en forma perpendicular a la superficie del material. Estas fuerzas son muy eficientes en materiales secos y duros, no son muy eficientes en materiales húmedos y prácticamente nulos en materiales elásticos, generalmente los fibrosos como los vegetales y carnes.

Entre los equipos para reducción de tamaño, en los cuales se aplican fuerzas de compresión, se tiene los molinos y pulverizadores de martillos, molinos y pulverizadores de bolas y barras y los molinos de rodillos tanto lisos como estriados. En los equipos de atrición, se aplican fuerzas de torsión o fuerzas que giran en sentido contrario. Son apropiadas para materiales friables como los cereales, y fibrosos como vegetales y carnes. El equipo más representativo es el molino de discos empleado en pequeños caudales y especialmente en pulverización.

Los esfuerzos aplicados son los llamados de torsión y la resistencia que ofrece el material igualmente recibe el nombre de resistencia a la torsión.

Esta resistencia también depende de la textura del material y en algunos es mayor que la resistencia a la compresión.

En la cizalladura se aplican fuerzas de compresión paralelas, que causan el corte del material.

Los materiales fibrosos, presentan resistencias muy bajas, y el área de aplicación del elemento que aplica la fuerza, es supremamente pequeña, de ahí que las fuerzas aplicadas son relativamente pequeñas respecto a las de los otros equipos.

### 3.2.4 Equipos para la reducción de tamaño

Los equipos de reducción de tamaño se clasifican de acuerdo al tamaño de los materiales a manejar y de acuerdo al esfuerzo aplicado. Para los pulverizadores no se emplea la acción de corte, ya que el ancho del elemento de corte es relativamente grande respecto al tamaño del producto a obtener.

TIPOS DE MOLINOS SEGÚN SU APLICACIÓN	
ACCION	TIPO
IMPACTO	Martillos
	Bolas
	barras
	rodillos
Frotamiento	Discos
	Conos
Corte	Conos
	Cuchillas
	Sierra
	Cutter

TABLA 3.3: Tipos de molinos según su aplicación

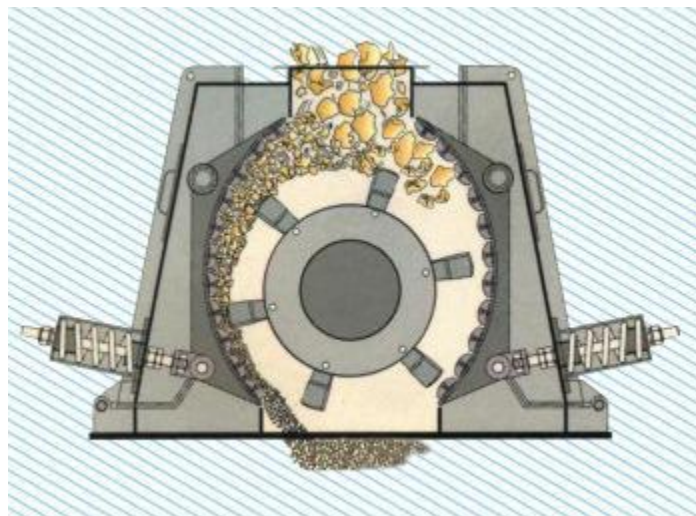
### 3.2.4.1 Molino de Martillos

Ampliamente usado para materiales duros y semiduros.

El sistema operacional del molino de martillos es uno o más discos montados sobre un eje horizontal, que lleva en su periferia una serie de pequeños martillos, los cuales tienen libertad para oscilar en torno a un eje. La parte superior de la caja tiene una tolva de alimentación y la placa de ruptura. el material que se quiere fraccionar se desliza lentamente sobre dicha placa, donde es golpeada por los martillos en rápido movimiento giratorio y queda finamente fragmentada; los fragmentos giran hacia la parte inferior y son lanzados contra una rejilla. La capacidad de un molino de martillos es muy grande. Un molino de martillos de tamaño medio es capaz de suministrar material a razón de 12 a 15 toneladas por hora a través de rendijas de 1/2 cm aproximadamente.

Con ligeras modificaciones, el molino de martillos puede convenirse en máquina desfibradora actuando sobre residuos de cortezas o caña de azúcar.

Algunas de sus aplicaciones son: trabajo pesado en molienda de granos, maíz, trigo y toda clase de cereales, semillas oleaginosas y condimentos y especias.





**FIGURA 3.1** Molino de Martillos

El dimensionamiento del sistema operacional del molino está fundamentado en la fuerza centrífuga que tiene el martillo al girar a determinada velocidad.

#### **3.2.4.2 Molino de Bolas**

El molino de bolas consiste en un cilindro de acero que descansa horizontalmente apoyado sobre pedestales y gira alrededor de su eje horizontal.

Este cilindro contiene en su interior un medio triturador adecuado, tal como bolas de acero o de pedernal

El material que se quiere moler se introduce en el cilindro a través de un registro situado en el centro de una generatriz del cilindro que se cierra después herméticamente.

Se mantiene el molino girando durante un período variable y después se descarga a través de la misma abertura, después de haber reemplazado la puerta de cierre por una rejilla con mallas adecuadas para dejar pasar el material molido, pero suficientemente estrechas para retener las bolas. El molino gira por la acción de un engranaje circunferencial, mediante correas de transmisión planas o en forma de V múltiple, o bien por medio de rueda dentada y cadena articulada.

En la industria es frecuente que el molino esté provisto de un engranaje externo, es decir, un engranaje situado por fuera de los pedestales que sirven de soporte, de forma tal que el molino pueda cubrirse convenientemente con una funda cuando sea necesario.

Para evitar el deslizamiento de las bolas de acero a lo largo de las paredes interiores del molino, suelen retener éstos en su interior, soldadas a las paredes interiores del cilindro, unas barras deflectoras de tipo de onda o bien unas barras

deflectoras modificadoras de la velocidad. Con la ayuda de estas barras deflectoras se consigue que el tiempo de molienda quede disminuido.

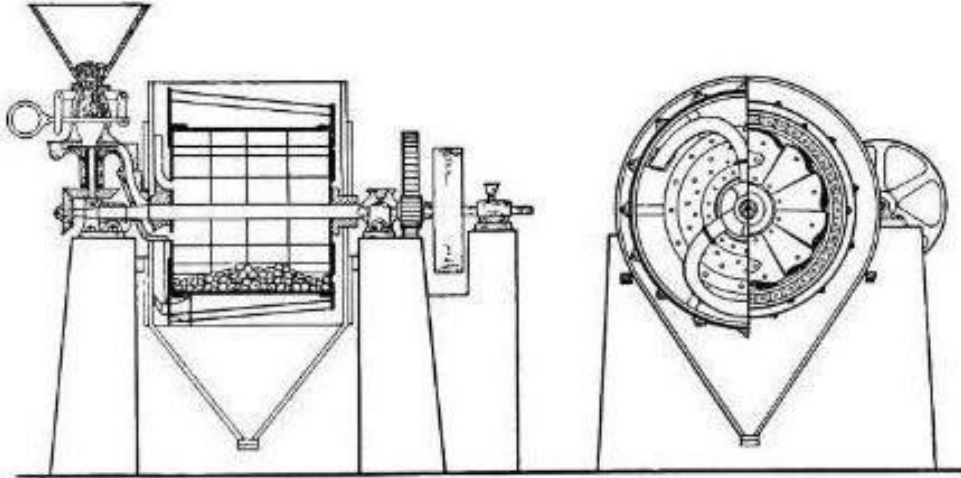


FIGURA 3.2 Molino de bolas

El molino de bolas puede adaptarse para el trabajo continuo dotándolo de muñones huecos, y alimentándolo por un lado y descargándolo por el otro.

El molino de tubo es un cilindro horizontal, largo, cuya longitud es de varias veces su diámetro.

#### 3.2.4.3 Molino de Rodillos o Cilindros

Este equipo es utilizado en la molienda de algunos cereales como centeno, trigo, cebada, avena, maíz, soja, arroz y otros, con el fin de obtener harinas panificables, además, puede ser empleado para el machacado del grano de centeno ya limpio, en la línea de moltura de este cereal y también puede aplicarse para la trituración de sal, azúcar, etc.

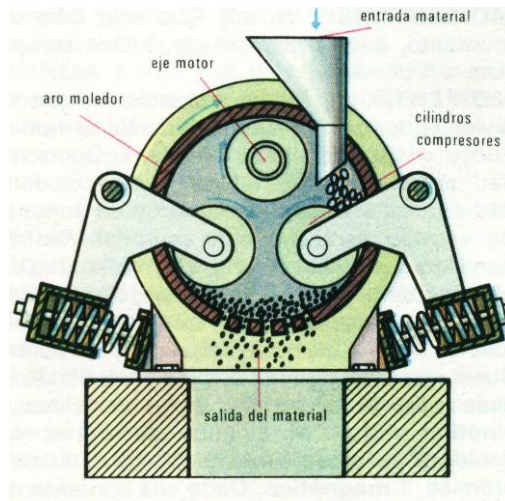


FIGURA 3.3 Molino de rodillos

Funcionamiento: El material, mediante la tolva de carga cae en los ejes de alimentación, los cuales lo conducen a todo lo largo del molino, de donde es transmitido de modo uniforme, en flujo continuo, a la zona de trituración.

Los cilindros trituradores tienen la superficie de trabajo adaptada al tipo de trituración del material y giran con diferente velocidad circunferencial (igual velocidad circunferencial, solo durante el prensado).

Para el sistema de transmisión de potencia se utilizan motores y reductores de diferentes potencias y revoluciones, respectivamente, según las aplicaciones algunos utilizan un sistema de refrigeración en los cilindros, para evitar deterioro en alimentos.

#### 3.2.4.4 Aplicación de Reducción de Tamaño a productos fibrosos

Productos como las frutas, las carnes y las verduras, por su composición acuosa en alto porcentaje, hacen necesario se les aplique las fuerzas con fines diferentes; por ejemplo: para la desintegración de la fibra se utilizan fuerzas de impacto y cizalladura, por medio de una arista cortante. Las fuerzas de composición

contribuyen en estos casos al logro expresado en los procesos de obtención de zumos de fruta.

Para la reducción de tamaño de los productos fibrosos, los equipos fundamentalmente son los mismos mencionados, solo que sufren algunas variaciones; en el caso del molino de martillos, en donde se sustituyen los molinos de cuchillas de arista cortante delgada, las cuales producen el efecto de fuerzas de impacto. Otro ejemplo pero ya de complementación del equipo por medio del otro y otros aditamentos, es el del molino de disco de fricción, al que se le adaptan muescas o estrías en las caras de los discos, con lo cual se logra el desgarramiento del producto. Algunos ejemplos de este tipo de operaciones son:

- El rebanado o troceado
- El desmenuzado
- El despulpado

## MODELOS DE OPERACIÓN

Para definir el tipo de diseño para determinada reducción de tamaño, es necesario, considerar los siguientes aspectos:

- Tamaño uniforme y velocidad constante en los flujos de alimentación al equipo.
- Retiro inmediato de las partículas molidas.
- Mantenimiento adecuado del equipo.
- Desalojo del material irrompible que quede en el equipo.
- Eliminación oportuna de la energía calórica generada durante el trabajo del equipo.

Si de los aspectos anteriores puede asegurarse su cumplimiento, se podrá efectuar una operación adecuada y económica.

A grandes rasgos las principales formas de operación de un equipo de molienda son:

- Operación del circuito abierto
- Operación en circuito cerrado
- Molienda en paralelo
- Operación en húmedo
- Operación de molienda libre
- Operación de alimentación en exceso

#### **3.2.4.5 Aspectos a considerar para la especificación de molino en base al tipo de aplicación**

Finalmente para elegir el molino o prensa adecuada es necesario considerar los siguientes datos a especificar y estos son los siguientes:

- 1) Tipo de Molino
- 2) Aplicación
- 3) Grado de aplicación
- 4) Potencia
- 5) Alimentación
- 6) Salida
- 7) Numero de fases
- 8) Voltaje
- 9) Dimensiones Aproximadas
- 10) Factor de Servicio
- 11) Material
- 12) Peso

Estos deberán ser especificados en un formato y posteriormente ser enviados a un proveedor, el proveedor devolverá una ficha técnica del molino muy completa de acuerdo al diseño de cada compañía, cumpliendo con los requisitos establecidos en las especificaciones enviadas. Los requerimientos del molino utilizados para la planta piloto, serán especificados en la sección de resultados.

#### **3.2.5 Filtrado del jugo de tuna**

La filtración se considera como una operación unitaria y está comprendida las separaciones mecánicas, basadas en diferencias físicas de las partículas se

define como la separación de las partículas sólidas suspendidas en un fluido forzándolas a pasar a través de un medio poroso, fibroso o granular.

La filtración tiene por objeto lo siguiente:

- Clarificación de sólidos
- Recuperación de sólidos
- Recuperación de líquidos
- Recuperación de ambas fases
- Filtración para facilitar otras operaciones como: pre secado, lavado de materiales solubles depositados en los sólidos, etc.

La filtración a escala industrial es similar a la que se realiza a escala de laboratorios: las experimentaciones en un filtro, ilustran importantes aplicaciones de los principios básicos de la dinámica de fluidos a través de los lechos granulares porosos estáticos y se lleva a cabo por la diferencia de presión total entre la suspensión a filtrar, el medio filtrante y el filtrado obtenido; existe además una resistencia ocasionada por el depósito de partículas sólidas sobre el medio filtrante (torta) y que va incrementándose conforme la filtración avanza, hasta agotar el volumen filtrante disponible.

Ya que la separación de los sólidos contenidos en un fluido es mediante una fuerza impulsora, de acuerdo a ella los filtros se pueden clasificar en:

- a) Filtros de gravedad
- b) Filtros a vacío
- c) Filtros de presión
- d) Filtros centrífugos

### **3.2.5.1 Filtros por gravedad**

En ellos la fuerza impulsora es la presión de la columna del líquido sobre el medio filtrante. Esta fuerza está dada por la naturaleza. Por ejemplo: el filtro de arena abierto, de muy poco uso industrial.

### 3.2.5.2 Filtros al vacío

La fuerza impulsora es la succión de lado del medio filtrante o salida del filtrado. El diseño o construcción de estos filtros está basado en el método utilizado para producir vacío, así como el tipo de descarga de sólidos, existiendo desde luego, limitaciones en la obtención de vacío, donde las más sobresalientes son: la diferencia de presión está limitada por la altitud; la localización de pérdidas de vacío o inundaciones con suspensión, las cuales son más difíciles de localizar.

Estos filtros están diseñados básicamente para operar en forma cíclica y continua. El tipo más simple consiste de un tanque de fondo falso muy parecido al Buckner usado en el laboratorio instrumental, a pesar de que este filtro es relativamente barato y fácil de operar, su capacidad es baja.

Para manejar grandes cantidades de suspensión, el filtro de hojas o el filtro de tambor rotatorio son los más utilizados. El filtro de tambor rotatorio de compartimento múltiple es un ejemplo de filtración continua, ya que cada compartimento pasa por el mismo ciclo de operación.

1. Formación de torta y separación de filtrado
2. Escurrimiento
3. Lavado de torta
4. Desprendimiento de torta

### 3.2.5.3 Filtros a presión

La fuerza impulsora es la presión dada por la fuerza motriz, estos filtros tiene la ventaja de utilizar caídas de presión mayores que las empleadas en los filtros por gravedad y a vacío, aunque esto no siempre resuelve los problemas en filtración, antes bien, pueden presentarse otros como la compresibilidad de la torta o taponamiento del medio filtrante, lo que disminuye la velocidad de filtración. Dentro de los filtros a presión, los más importantes son los de placas y marcos o filtro

prensa, como el que utilizara en esta práctica. Un filtro prensa consiste en dos barras horizontales que sirven de soporte a las placas y marcos. Entre cada placa y marco se coloca el medio filtrante que a su vez sirve de soporte a los sólidos entre cada marco. El número de placas y marcos varía de acuerdo a la capacidad del filtro, y esto determinará el espesor de la torta. Todas las unidades son prensadas por un tornillo de tal manera que no tenga fugas o el medio filtrante quede arrugado. La suspensión se alimenta al filtro por un canal común que comunica con todas las unidades y está diseñado de tal manera que la suspensión entra por los orificios de los marcos, se retienen los sólidos dentro del mismo y el líquido separados (filtrado) pasa a través del medio y es descargado por ductos especiales colocados en las placas.

El filtro prensa es un ejemplo de la filtración intermitente y las etapas que se llevan a cabo son las siguientes:

1. Periodo de filtración y formación de la torta
2. Lavado de torta
3. Secado de torta
4. Descarga de la torta
5. Limpieza y separación para el siguiente ciclo

#### **3.2.5.4 Medios Filtrantes**

Lo fundamental en cualquier filtro es el medio filtrante, de hecho aún el más ingenioso filtro es inútil sin un medio adecuado. Las características de un medio filtrante dependen de las propiedades del material del que se fabrica y de las técnicas empleadas en su elaboración. La selección de un medio filtrante, se realiza tomando en cuenta los siguientes puntos:

- Tamaño de la partícula retenida
- Permeabilidad o resistencia al flujo
- Relación entre oclusión del medio e incremento de resistencia al flujo



- Resistencia al calor, a la acción de productos químicos, a la abrasión y a la flexión
- Resistencia a la ruptura
- Estabilidad dimensional
- Facilidad de limpieza

## TIPOS DE MEDIOS FILTRANTES

Telas metálicas, telas naturales y sintéticas, placas de asbesto o celulosa, hojas de papel de celulosa o de fibra de vidrio, etc.

### **3.2.5.6 Algunos Tipos de filtros utilizados comúnmente en la industria alimenticia**

#### FILTRO PRENSA

Es un filtro especialmente utilizado para separar grandes volúmenes de sólidos y líquidos por medio de una filtración por presión. Su capacidad permite deshidratar sólidos hasta obtener un 65% por peso de los lodos compactados.

Puede usar cualquier medio filtrante tales como: Papel, lonas, materiales sintéticos, además que se puede mejorar el proceso de filtrado con carbón activado, tierra diatomácea y otros ayuda filtros.

Su versatilidad permite que se pueda fabricar prácticamente en cualquier tamaño y material, como por ejemplo: Acero inoxidable Acero al carbón Acero de fundición Recubrimientos epóxicos

#### USOS

Se utilizan principalmente para el filtrado y clarificación de muchos líquidos como los son jugos y vinos en la industria alimentaria.



FIGURA 3.4 Filtro prensa

### FILTRO DE OSMOSIS INVERSA

El fluido se hace pasar por las membranas semi-permeables para pasar de un estado de alta concentración de sólidos o partículas, a un estado de muy baja concentración de sólidos o partículas suspendidas.

### USOS

Dentro de los principales usos en la industria, se encuentra en la industria de bebidas y purificación de agua.

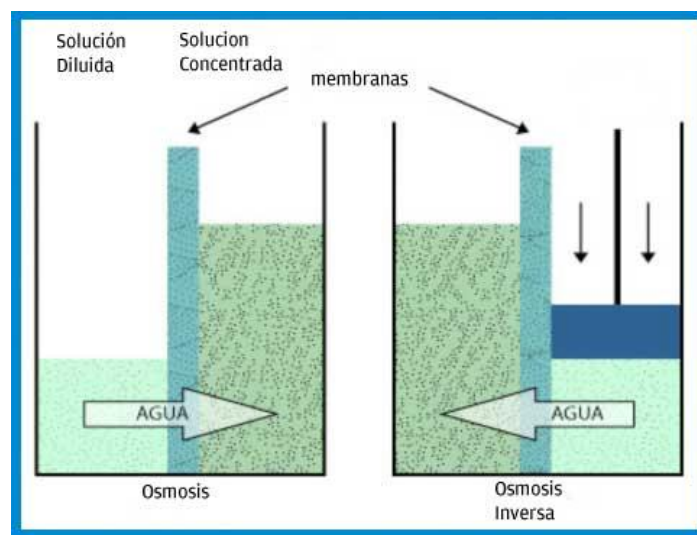


FIGURA 3.5 Filtración por osmosis inversa

---

### **3.2.5.7 ASPECTOS A CONSIDERAR PARA LA ESPECIFICACIÓN DEL TIPO DE FILTRO UTILIZADO EN EL PROCESO.**

De acuerdo a la fase experimental se tiene que el jugo de tuna aun sin fermentar presenta dos tipos de solidos a filtrar y estos son los siguientes:

- 1) Partículas mayores a un milímetro (semilla).
- 2) Partículas menores a un milímetro (fibra insoluble).

Conforme a la experiencia realizada en la fase experimental, en donde se necesita de un proceso de filtración muy simple el cual requiere de filtrar las partículas mayores a 1 milímetro es decir solo se requiere el filtrado de las semillas.

Dado que el tipo de filtración es simple se construirá un filtro o un tamiz el cual solo permita el paso de la pulpa de tuna procesada en jugo e impida el paso de las semillas de dicho fruto, cabe señalar, que es muy probable que la semilla de la tuna pueda ser aprovechada, sin embargo no es uno de los objetivos de este trabajo descubrir o hablar de su utilidad.

A continuación se presenta una tabla de acuerdo a los distintos tipos de tamaño de malla para filtrar existentes en el mercado.

Tyler Standard Screen Scale			
Mesh (malla)	Micrones ( $\mu$ )	Milímetro (mm)	Pulgadas (inch)
400	33	0.033	0.0012992
325	43	0.043	0.0016929
270	53	0.053	0.0020866
250	61	0.061	0.0024016
200	74	0.074	0.0029134
170	88	0.088	0.0034646
150	104	0.104	0.0040945
115	121	0.121	0.0047638
100	147	0.147	0.0057874
80	173	0.173	0.006811
65	208	0.208	0.008189
60	246	0.246	0.009685
48	295	0.295	0.0116142
42	351	0.351	0.0138189
35	417	0.417	0.0164173
32	495	0.495	0.0194882
28	589	0.589	0.023189
24	701	0.701	0.0275984
20	833	0.833	0.0327953
16	991	0.991	0.039016
14	1168	1.168	0.0459843
12	1397	1.397	0.055
10	1651	1.651	0.065
9	1981	1.981	0.0779921
8	2362	2.362	0.0929921
7	2794	2.794	0.11
6	3327	3.327	0.1309843
5	3962	3.962	0.1559843
4	4699	4.699	0.1838543
3.5	5613	5.613	0.2209843
3	6680	6.68	0.2629921
2.5	7925	7.925	0.3120079

**TABLA 3.4** Tamaño de malla (mesh) AISI 304-316 Bajo Norma

### 3.3 Diseño de Equipo

En la sección 4.1 fueron descritas las etapas para el proceso de obtención de alcohol de tuna, estas etapas se citan a continuación:

- 1) Separación de cascara y pulpa.
- 2) Prensado o molienda de pulpa tuna.
- 3) Filtrado de jugo de tuna.
- 4) Concentración de jugo de tuna
- 5) Fermentación de jugo de tuna
- 6) Destilación de mosto fermentado de tuna.

Las tres primeras etapas pueden ser especificadas de acuerdo a los criterios de selección de equipo descritos en sus respectivos marcos teóricos, sin embargo para las etapas de concentración de jugo de tuna, fermentación de jugo de tuna y destilación del mismo, es necesario conocer ciertas características de los equipos de acuerdo a diferentes bases de diseño, que permitirán realizar la compra de los mismos o inclusive la construcción de un equipo funcional que permita realizar la operación o etapa señalada, para ello es importante realizar un diseño del equipo dentro del contexto en la ingeniería química, lo que podrá conducir a un diseño mecánico del mismo, en la siguiente sección se citaran las metodologías de cálculo a aplicar, que conducirán a establecer esos parámetros que permitirán la especificación o inclusive la construcción de los equipos de acuerdo a las etapas del proceso antes mencionadas, es decir 4,5 y 6

#### CONCENTRACIÓN DE JUGO DE TUNA.

Debido a que el jugo de tuna (mosto), se encuentra con un contenido relativamente bajo en azúcares, es necesario el incremento de la concentración del mismo para obtener un mayor rendimiento en alcohol posterior a la fermentación, para ello es necesario implementar la operación unitaria de evaporación, a continuación se presenta un breve marco teórico sobre esta operación unitaria.

### 3.3.1 Evaporadores

La evaporación es una operación unitaria empleada para remover un líquido de una solución, suspensión o emulsión hirviendo alguna porción del líquido. Es así un proceso de separación térmica o de concentración térmica. Nosotros definimos el proceso de evaporación como aquel que comienza con un producto líquido y termina con uno más concentrado, pero aun líquido y aun bombeable y con el concentrado como el producto principal del proceso. Hay realmente algunos casos donde el componente evaporado, volátil es el producto principal, sin embargo debido a que el producto evaporado que es agua, no será tratado en este trabajo debido a que este producto no es aprovechable para todo el proceso.

#### 3.3.1.1 Tipos de evaporadores

Los principales tipos de evaporadores calentados con vapor que se usan en la actualidad son:

Evaporadores de tubos cortos

Evaporadores de tubos largos verticales:

- Circulación forzada
- Película Ascendente
- Película Descendente

Evaporadores de película agitada:

Evaporadores Abiertos:

- Marmita esférica o cilíndrica abierta o cerrada.

A continuación se hace referencia a una breve descripción de algunos tipos de estos evaporadores:

## EVAPORADOR DE TUBOS CORTOS

A diferencia del evaporador tipo abierto, este evaporador posee en la parte inferior una serie de tubos horizontales que son circulados internamente por vapor de agua.

En la parte superior del evaporador queda un gran espacio que ayuda entonces a que se efectúe una separación de las gotas líquidas que son arrastradas por gravedad con el vapor que sale del líquido de la base.

Este tipo de evaporador presenta algunas desventajas ya que el banco de tubos obstaculiza la circulación y por lo tanto el coeficiente de calor generado es mínimo. Su utilización en la industria de alimentos es muy escasa, sólo para evaporar líquidos de poca viscosidad

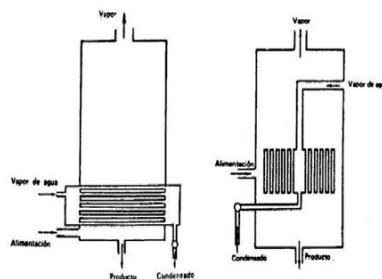


FIGURA 3.6 Evaporador de Tubos cortos

## EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA

En este tipo de evaporadores de circulación forzada, se utiliza el concepto de recircular grandes caudales a elevadas velocidades dentro de los tubos con cortos períodos sucesivos de calentamiento, seguidos de enfriamiento por evaporación flash. Las elevadas velocidades dentro de los tubos permiten obtener elevados coeficientes de transferencia térmica, sin ensuciamiento de los tubos.

Normalmente se impulsa el producto con bombas centrífugas sanitarias. En los casos que así convienen las bombas son impulsadas por turbinas de vapor. El

vapor de escape de éstas es utilizado para calentar el haz tubular del intercambiador del primer efecto térmico.

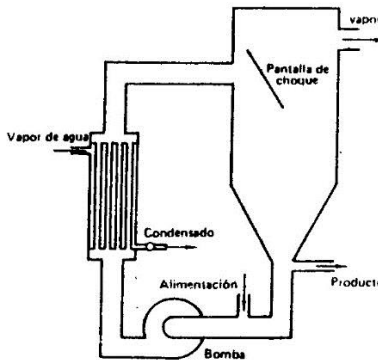


FIGURA 3.7 Evaporador de Circulación forzada

## EVAPORADOR DE PELICULA ASCENDENTE

El alimento líquido que se va a concentrar ingresa por la parte inferior de los tubos precalentados cerca a la temperatura de ebullición, comenzando a hervir al recorrer ascendentemente una corta distancia.

El líquido es arrastrado hacia la parte superior debido a que la expansión del vapor hace que las burbujas formadas asciendan a alta velocidad por los tubos y la arrastren; a medida que esto sucede el líquido se va concentrando formando una fina película sobre la pared de los tubos. La mezcla vapor-líquido que asciende entra a un separador, el cual elimina el vapor, de tal manera que el líquido concentrado se puede extraer directamente. Cuando se busca una alta concentración el líquido puede pasar a un segundo evaporador o ser recirculado en el mismo.

El tiempo de residencia en un evaporador de este tipo es relativamente corto y el coeficiente de transferencia de calor es generalmente alto, por ser aparatos bastante utilizados para concentrar productos sensibles al calor



## EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE

Su funcionamiento es semejante al de película ascendente, con la diferencia que el líquido de alimentación entra por arriba del haz de tubos. Con el transcurrir del proceso de evaporación el vapor formado desciende a gran velocidad por la parte central del equipo, arrastrando el líquido. Se puede controlar en estos equipos, con relativa facilidad el mantener la temperatura de ebullición constante, los tiempos de residencia son cortos. Al operarlo al vacío se logran concentrar jugos de naranja y otros cítricos, los cuales son bastante sensibles al calor, igualmente son usados en la Tecnología de Productos Lácteos.

## EVAPORADOR TIPO MARMITA (ABIERTA O CERRADA)

La forma más simple de un evaporador es una marmita abierta o artesa en la cual se hierve el líquido. El suministro de calor proviene de la condensación de vapor de agua en una chaqueta o serpentines sumergidos en el líquido. En algunos casos, la marmita se calienta a fuego directo. Estos evaporadores son económicos y de operación simple, pero el desperdicio de calor es excesivo además de que el proceso realizado en este tipo de equipos es totalmente por lotes.

Cuando se pretende concentrar jugos o mermeladas en la industria alimenticia en ciertas ocasiones es necesario que se implementen diferentes tipos de impulsores o raspadores para agitar el líquido, esto se hace con el fin de que exista un mayor efecto convectivo y además es necesario debido a que con el excesivo flujo de calor en las paredes internas del recipiente, es posible que el producto se llegue a caramelizar y como consecuencia se tiene la adhesión de producto final que tiene como consecuencia la ineficiente transferencia de calor entre las paredes metálicas y el líquido, además de que su limpieza se dificulta pudiendo producir el crecimiento microbiano resistente al calor.

## INFORMACIÓN ADICIONAL

Además de los evaporadores aquí mencionados, existen otro tipo de evaporadores que implican ligeras modificaciones para llevar a cabo dicho proceso, una de las ventajas que presentan otros tipos de evaporadores a excepción de los evaporadores tipo marmita, es que pueden estar conectados en serie entre sí para realizar una evaporación más eficiente y obtener rendimientos más grandes.



FIGURA 3.8 Evaporador tipo marmita izquierda (sin agitación) derecha (con agitación).

En la planta piloto de producción de alcohol etílico a partir de opuntia ficus (tuna), se ha seleccionado una marmita con agitación, a continuación se establecerán las reglas o cálculos que se deben de seguir, para realizar el diseño de un tanque con agitación y calentamiento tipo marmita para concentrar el jugo de tuna.

### 3.3.2 Diseño mecánico de un tanque agitado

## METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO MECANICO DE UN TANQUE AGITADO

El diseñador de un tanque agitado dispone de un gran número, de elecciones sobre el tipo y localización del agitador, las proporciones del tanque, el número y dimensiones de las placas deflectoras, etc. Cada una de estas decisiones afectan a la velocidad de circulación del líquido, los modelos de velocidad y el consumo de potencia. Como punto de partida en el diseño de los problemas ordinarios de agitación, generalmente se utiliza un agitador de turbina del tipo que se muestra en la Figura 3.9

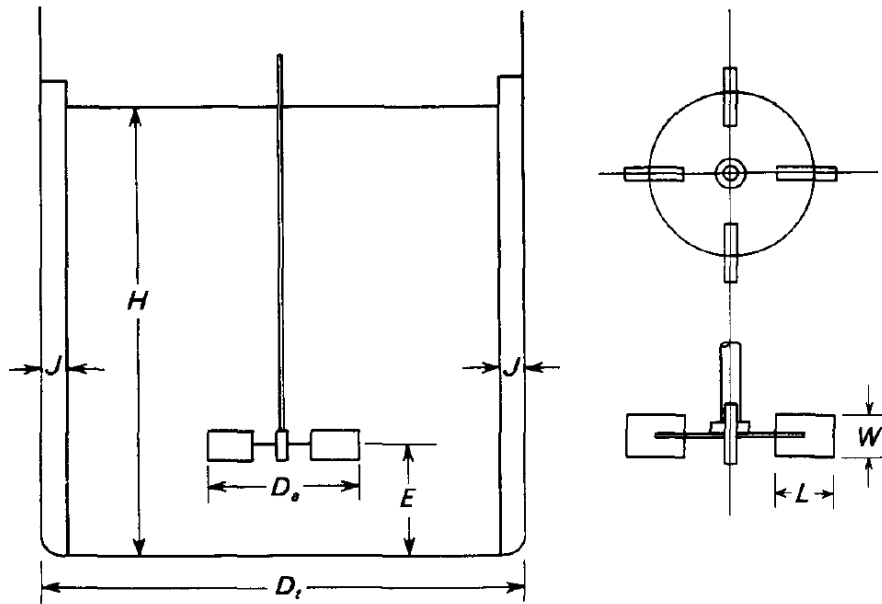


FIGURA 3.9 Dimensiones de un tanque con agitación

Las proporciones típicas de un tanque con agitación son las siguientes:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad , \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad , \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad , \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad , \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

DONDE:

$D_a$  = Diámetro del impulsor o turbina

$D_t$  = Diámetro del tanque

$E$  = Distancia del fondo del tanque al impulsor

$H$  = Altura del fluido a mezclar o nivel del fluido

$J$  = Espesor de las mamparas del tanque

$W$  = Espesor de la paleta del impulsor

$L$  = Longitud de la paleta del impulsor

El número de placas deflectoras es generalmente de 4; el número de palas del agitador varía entre 4 y 16, pero generalmente es de 6 u 8. Situaciones especiales pueden, por supuesto, aconsejar proporciones diferentes de las que se acaban de indicar; por ejemplo, puede resultar ventajoso colocar el agitador más alto o más bajo en el tanque, o bien puede ser necesario utilizar un tanque más profundo para alcanzar el resultado apetecido. Con todo, las proporciones estándar antes relacionadas son ampliamente aceptadas y en ellas se basan muchas de las correlaciones publicadas sobre el funcionamiento de agitadores. Además, la agitación se puede llevar a cabo en tanques con deflectores de mamparas o sin ellos, sin embargo si el tanque no tiene deflectores es muy probable que durante la agitación se produzca un vórtice.

Cuando existe la presencia de un vórtice en la agitación se requiere un número adimensional llamado número de Froude, el cual toma en cuenta los efectos en la agitación producidos por el vórtice. El número de Froude es expresado matemáticamente de la siguiente manera.

$$N_{Fr} = \frac{g}{D_a N^2} \dots\dots\dots(\text{Ec. 4.1})$$

Un aspecto imprescindible en el diseño de tanques con agitación es la potencia, esto es debido a que la potencia requerida para un sistema dado no

puede predecirse de manera teórica, sin embargo, existen correlaciones empíricas, para estimar la potencia requerida para un tanque con agitación. Dichas correlaciones, serán mencionadas en el apéndice de este trabajo.

Debido a que el tanque agitado tipo marmita presenta calentamiento es necesario, incorporar en el diseño la carga térmica que se requiere para concentrar el jugo de tuna. En el siguiente apartado, se expresaran los aspectos y métodos de cálculo requeridos para incorporar el calentamiento y posteriormente la evaporación del fluido a tratar.

### 3.3.3 Diseño Térmico de un evaporador tipo marmita

Debido a que la energía no se crea ni se destruye establecemos que el calor que pierde una sustancia, es igual al calor que gana la otra sustancia, de lo anterior podemos establecer una ecuación de balance de energía como sigue:

$$Q_g = Q_p \dots\dots\dots (Ec. 4.2)$$

Donde:

$Q_g$  = Calor ganado

$Q_p$  = Calor perdido

De acuerdo al tipo de proceso que se tiene, en donde no solo se desea elevar la temperatura de un líquido, sino también se desea evaporarlo, es necesario introducir los conceptos de calor latente y sensible del líquido a evaporar.

Se nombra calor sensible a aquella forma de energía que recibe un cuerpo sin cambiar de estado físico mientras sube su temperatura. En general se ha observado de manera experimental que la cantidad de calor que necesita un cuerpo para calentarse o enfriarse, es directamente proporcional a la masa del mismo y también a la cantidad de grados que cambia su temperatura, para este

efecto existe una magnitud que establece esta relación proporcional, a esta constante de proporcionalidad se le denomina capacidad calorífica. De acuerdo a esto, el calor sensible, puede ser calculado de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$Q_s = m \cdot C_p \cdot (t_1 - t_2) \dots\dots\dots (Ec. 4.3)$$

$$Q_s = m \cdot C_v \cdot (t_1 - t_2) \dots\dots\dots (Ec. 4.4)$$

Donde:

$Q_s$  = Calor sensible

$m$  = masa del liquido

$C_p$  = Capacidad calorífica a presión constante

$C_v$  = Capacidad calorífica a volumen constante

$t_n$  = Temperatura fría y caliente del liquido

Las capacidades caloríficas varían con la temperatura y el estado físico de cada sustancia, es decir sólido, líquido o gas.

Ahora con respecto al calor sensible se dice que una sustancia recibe o cede calor latente, cuando se produce en esta un cambio de estado físico, permaneciendo la temperatura constante. El calor latente de una sustancia se puede calcular de acuerdo a la siguiente expresión matemática.

$$Q_\lambda = m \cdot \lambda \dots\dots\dots (Ec. 4.5)$$

Donde:

$Q_\lambda$  = Calor latente

$m$  = masa de la sustancia

$\lambda_{f, e}$  = Calor latente de fusión o de Ebullición

## USO DE VAPOR DE AGUA COMO MEDIO DE CALENTAMIENTO

En la industria, el medio de calentamiento más empleado es el vapor de agua. Este es producido en calderas y se transfiere a los equipos de calentamiento por medio de tuberías, a nivel industrial, se tiene vapor de agua en diferentes formas como lo son el vapor saturado, sobrecalentado y húmedo, el vapor además puede ser clasificado de acuerdo a su aplicación. Generalmente el vapor de agua que se encuentra a bajas presiones es utilizado para calentamiento y el vapor de altas presiones es utilizado para mover maquinaria o equipo así como para la producción de energía eléctrica.

Una de las ventajas que tiene el vapor de agua cuando es considerado desde el punto de vista de ser un medio de calentamiento, es el de tener propiedades superiores que no ofrecen otros medios de calor. Entre estas propiedades, la dos siguientes son las más destacadas:

- Proporciona calentamiento uniforme
- Proporciona calentamiento rápido

En la actualidad existen graficas o tablas de vapor que permiten obtener muchos datos relevantes para el cálculo y diseño de equipos de transferencia de calor que requieren de este medio de calentamiento, dichas tablas o gráficas, simplifican el cálculo de algunos datos, no obstante, también existen ecuaciones que permiten el cálculo de diversas propiedades del vapor de agua requeridas por un proceso. Las tablas de vapor se encuentran en la sección de anexos de este trabajo.

#### METODOLOGÍA PARA CALCULAR EL CALOR NECESARIO PARA EVAPORAR EL JUGO DE TUNA EN UNA MARMITA.

Reunir Datos Necesarios.

Realizar balance de energía.

Calcular calor sensible de la sustancia.

Calcular calor latente de la sustancia.

Calcular calor total requerido para evaporación.

A continuación se presenta un diagrama de bloques más detallado para calcular el calor necesario para concentrar el jugo de tuna (mosto).

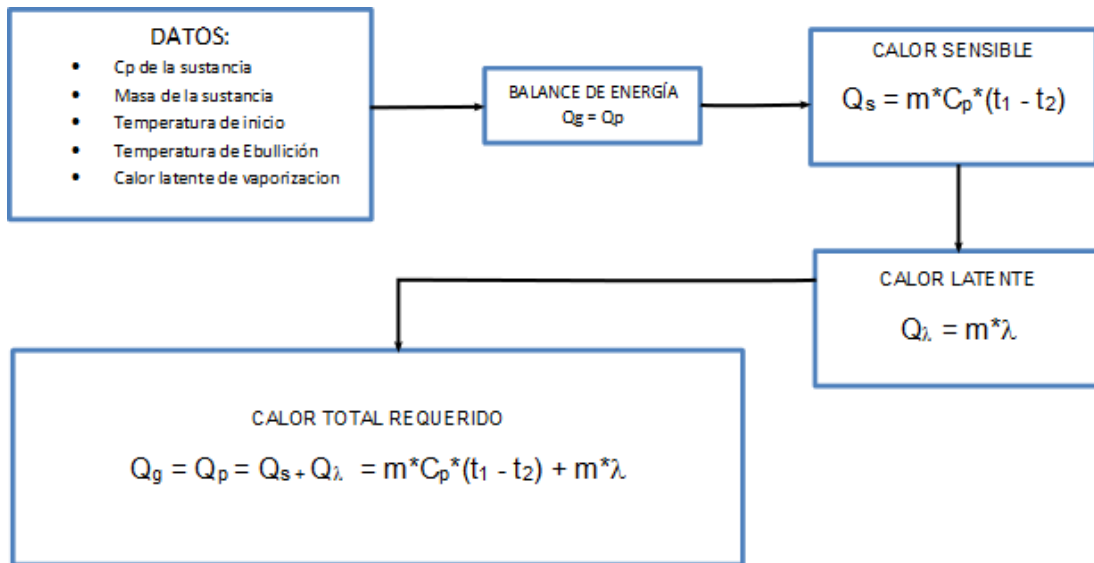


FIGURA 3.10 Calor necesario para concentrar jugo de tuna

Las marmitas cuentan con una camisa o chaqueta por donde se hace pasar vapor a diferentes presiones o un fluido como medio de calentamiento de acuerdo a los requerimientos del proceso. El solo dato del calor necesario para evaporar la sustancia a tratar es insuficiente, debido a que el tanque cuenta con dimensiones características y agitación. De acuerdo a lo mencionado con anterioridad, es necesario realizar una metodología que permita al diseñador, reunir los conceptos de ingeniería de fluidos y de transferencia de calor a fin de diseñar un tanque que englobe los conceptos de transferencia de momentum y calor. A continuación se propone una metodología que permita calcular las diferentes variables involucradas en el tanque agitador con camisa tipo marmita.

### 3.3.4 Metodología para el Cálculo y diseño de un tanque enchaquetado con agitación



El diagrama de un tanque enchaquetado con agitación está dado por la siguiente figura: (3.11)

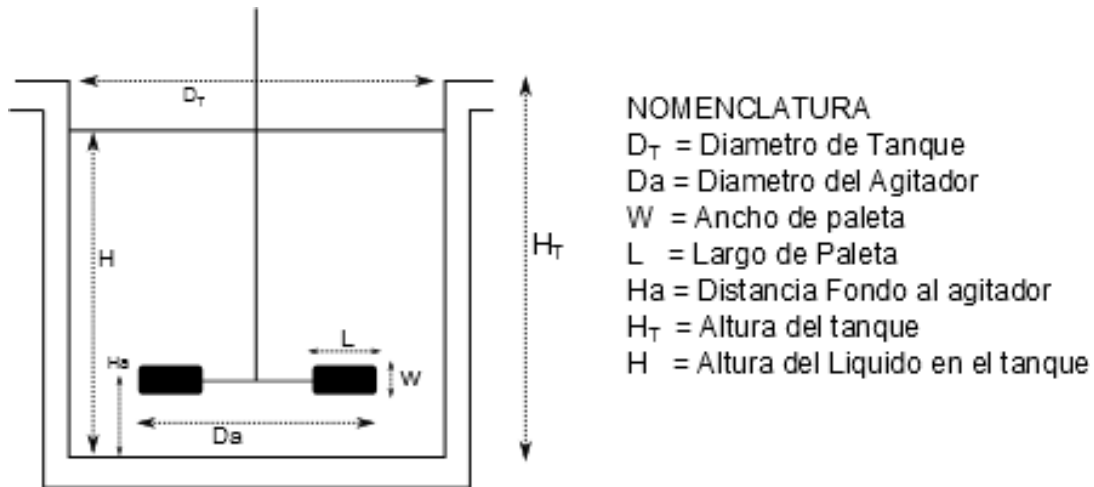


FIGURA 3.11 Recipiente enchaquetado

El coeficiente de transferencia de calor por ebullición está dado por las siguientes ecuaciones:

Ecuaciones para agua o soluciones diluidas:

- Para ebullición en el exterior de superficies sumergidas horizontales a 1 atm.

$$\text{Si } \frac{q}{A} < 13760 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}} \quad h = 897\Delta T^{1/3}$$

$$\text{Si } \frac{q}{A} < 13760 < 200000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}} \quad h = 4.78\Delta T^{1/3}$$

- Para superficies Verticales

$$\text{Si } \frac{q}{A} < 3000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}} \quad h = 462\Delta T^{1/7}$$

$$\text{Si } 3000 < \frac{q}{A} < 13760 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}} \quad h = 6.838\Delta T^3$$

Donde:

$$\Delta T = (T_s - T_e)$$

$T_s$  = Temperatura de la superficie

$T_e$  = Temperatura de Ebullición

$h$  = Coeficiente de ebullición Kcal/h m<sup>2</sup> °C

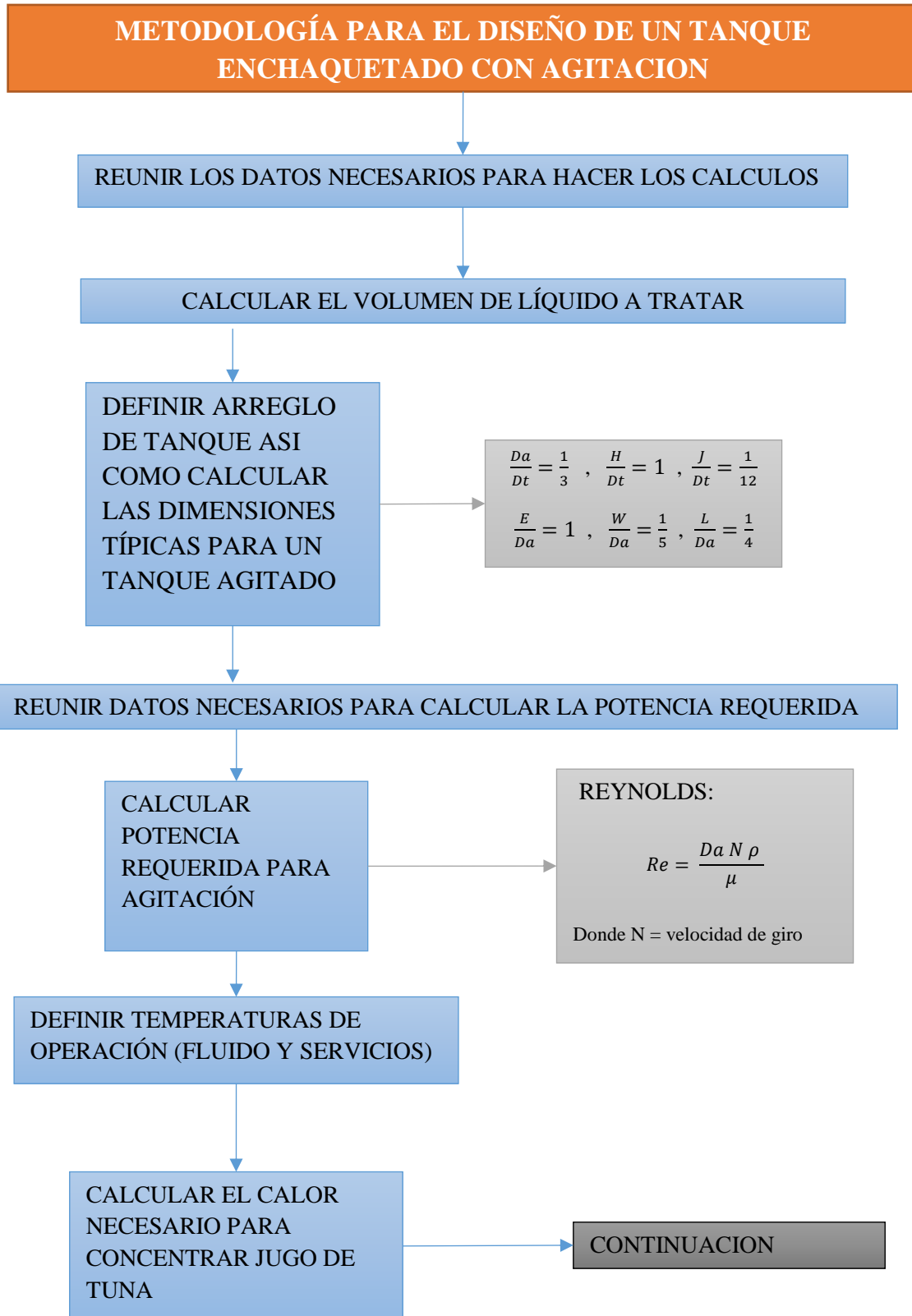
NOTA:

Si la presión en el sistema es diferente de 1 atm los valores de “h” se multiplican por  $P^{0.4}$

Los Pasos para realizar el cálculo del tanque enchaquetado con agitación son los siguientes:

- 1) Reunir los datos necesarios para realizar los cálculos.
- 2) Calcular el volumen de líquido a tratar en el tanque
- 3) Definir el arreglo de tanque (con deflectores o sin ellos), y calcular las dimensiones del tanque y del impulsor de acuerdo las relaciones para tanques con agitación
- 4) Reunir y Definir los datos requeridos para calcular la potencia requerida (tipo de impulsor, viscosidad, velocidad de tanque densidad etc.).
- 5) Calcular la potencia requerida para agitación.
- 6) Definir temperaturas de los fluidos de proceso y servicio
- 7) Calcular el calor requerido para evaporar o concentrar el jugo de tuna
- 8) Calcular el coeficiente por ebullición para el tanque y el calor transmitido hacia las paredes del tanque.

Los pasos anteriores se pueden entender de manera más clara de acuerdo al siguiente diagrama



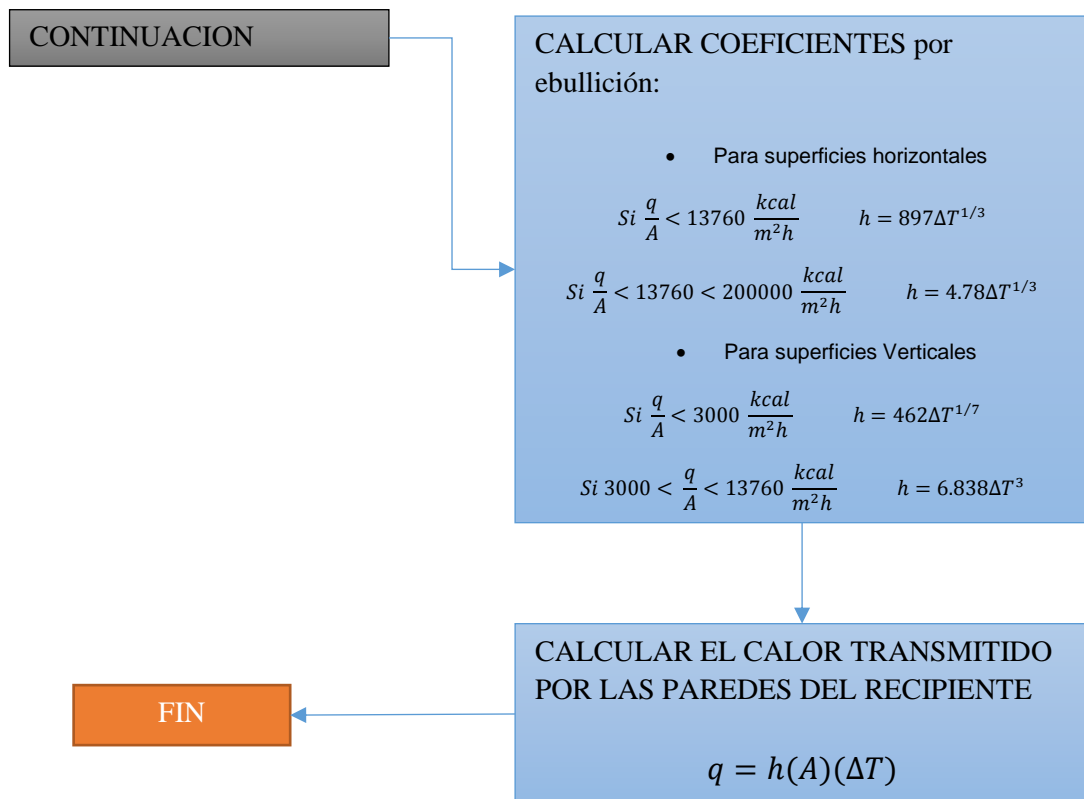


FIGURA 3.12 Metodología para calcular tanques enchaquetados con agitación

### 3.3.5 Fermentación de jugo de tuna

La fermentación alcohólica, es el proceso en el cual, los azúcares se transforman en alcohol etílico. Para llevar a cabo la fermentación del mosto de tuna proveniente del evaporador tipo marmita, es necesario instalar un tanque fermentador dentro de la planta piloto, a continuación se describirán los criterios y cálculos básicos que deben de seguirse para el diseño de un tanque fermentador de jugo de tuna.

#### SELECCIÓN DEL TIPO DE FERMENTACIÓN

Existen dos tipos de fermentación para producción del alcohol etílico. Una es la fermentación aerobia y la otra es la fermentación anaerobia, no es propósito de

este trabajo discutir ni abordar el tema sobre los mecanismos químicos, bioquímicos ni biológicos de las reacciones ni mecanismos involucrados en cada proceso de fermentación, y de acuerdo a la información recabada en la bibliografía, se estableció la fermentación anaerobia como método para producir etanol a partir de jugo de tuna, esto es debido a que mediante este tipo de fermentación se pueden obtener mejores rendimientos y una mayor calidad en el producto final.

A partir de este tipo de fermentación se hará un diseño de un tanque para fermentar el jugo de tuna.

### **3.3.6 Metodología para el diseño mecánico de un tanque fermentado**

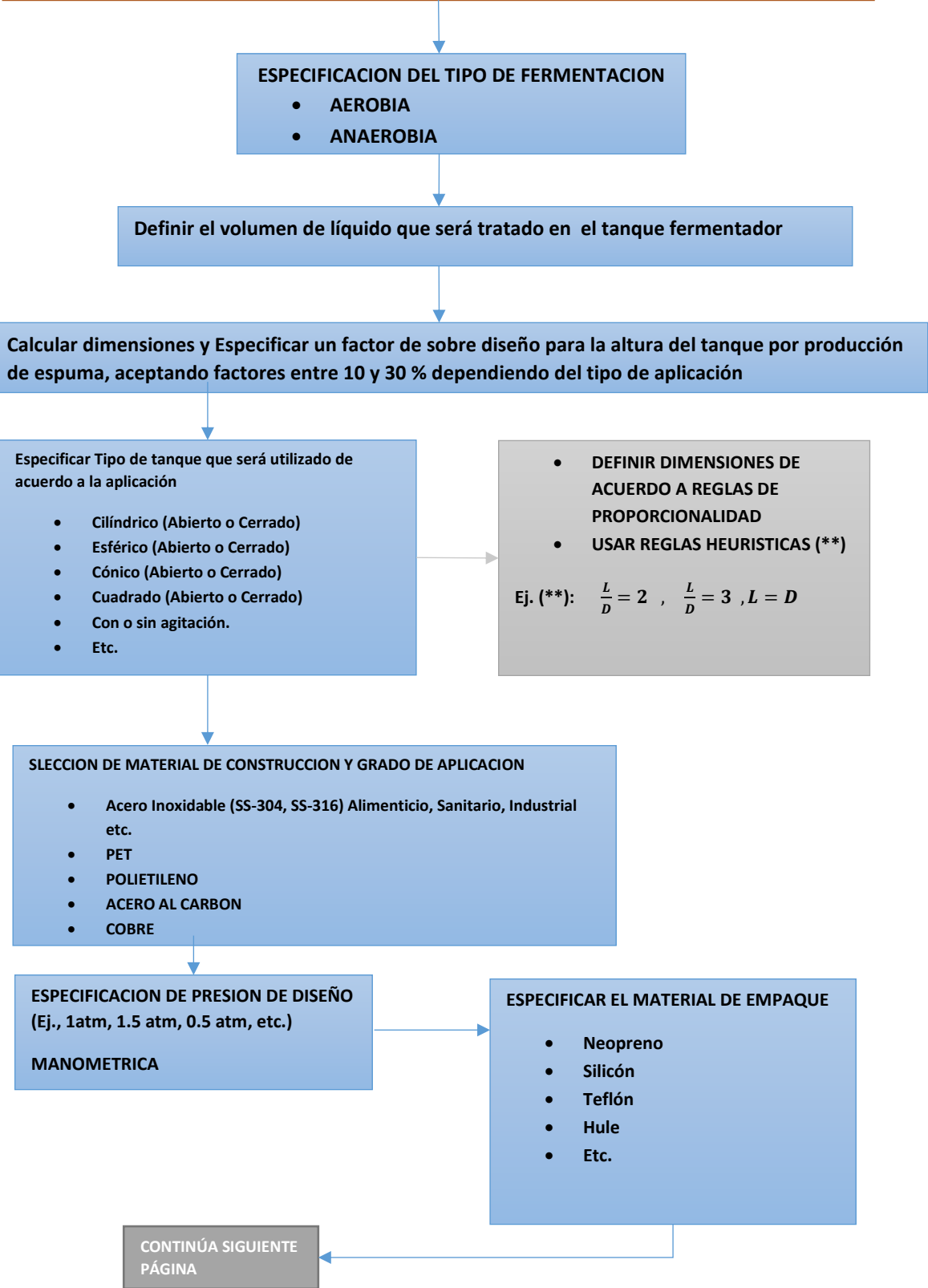
Los siguientes pasos describirán el proceso que se deberá seguir para calcular los requerimientos mecánicos de un tanque para fermentar jugo de tuna.

- 1) Especificar tipo de fermentación realizada
- 2) Especificar el volumen de líquido que se va a tratar
- 3) Especificar un factor de sobre diseño
- 4) Especificar geometría y calcular las dimensiones del tanque
- 5) Seleccionar el material de construcción y grado de aplicación
- 6) Especificar la presión de diseño en el interior del tanque
- 7) Especificar el Material de empaque
- 8) Calcular el espesor de diseño para el tanque
- 9) Seleccionar el tipo de tapa y seleccionar el espesor de la tapa
- 10) Seleccionar las válvulas de seguridad y conexiones.
- 11) Seleccionar el tipo de aislamiento o medio calefactor

De acuerdo a los pasos descritos anteriormente a continuación se hará un diagrama de flujo para el diseño mecánico del tanque fermentador ampliando la información requerida en cada sección.



## METODOLOGIA PARA DISEÑO MECANICO DEL TANQUE FERMENTADOR





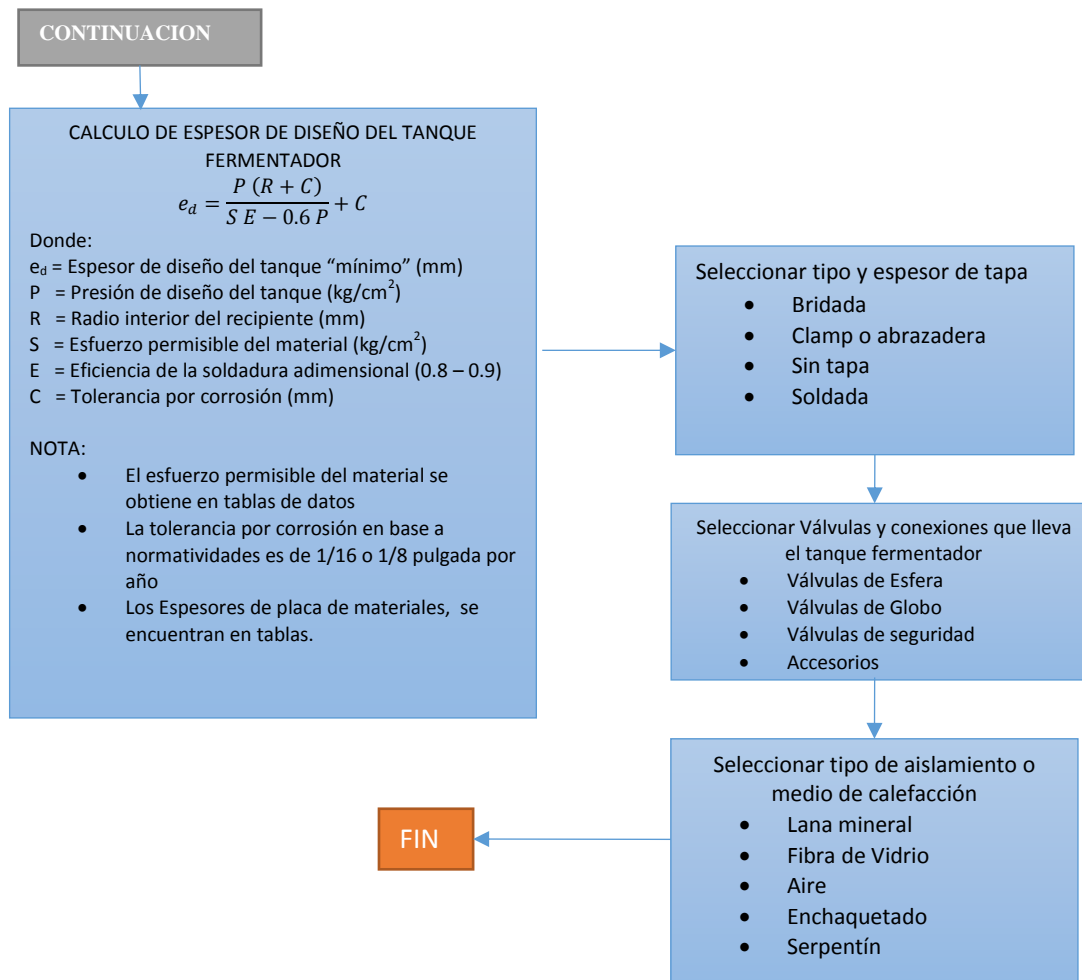


FIGURA 3.13 Metodología para el diseño mecánico de un fermentador

### 3.3.7 Destilación de alcohol etílico obtenido en el fermentador

El proceso de destilación es la última etapa del diseño de la planta piloto para producción de alcohol etílico a partir de opuntia ficus (tuna). En este apartado del capítulo se tratarán los procedimientos de cálculo que llevarán a diseñar una torre de destilación para obtener alcohol etílico con una concentración relativamente cercana al punto azeotrópico.

Durante la investigación de metodologías para la separación de una mezcla de etanol y agua obtenida por fermentación en la práctica industrial, se ha encontrado

que la forma más usada es a partir de 2 o 3 etapas y estas son la etapa destrozadora, depuradora y rectificadora, estas 3 etapas son descritas a continuación.

#### ETAPA DESTROZADORA

En esta etapa, el mosto fermentado es introducido a un destilador simple con el fin de extraer el alcohol etílico presente en el mosto. Durante esta etapa es removida la mayor parte del etanol producido en el proceso de fermentación además en este proceso también son destilados compuestos con mayor volatilidad como lo son los aromáticos que podrían conferirle un sabor característico al alcohol producido por fermentación para uso de la industria alimentaria.

#### ETAPA DEPURADORA

Una vez separado el etanol y agotado de la sección de la etapa destrozadora, pasa a una columna de destilación, con el fin de eliminar otros compuestos originados en la fermentación como lo son alcoholes pesados, aldehídos, y aceite de fusel, en esta etapa los compuestos que pueden darle un mal sabor a una bebida alcohólica además de que algunos presentan cierta toxicidad para el consumo humano. En esta etapa es posible llegar a concentraciones cercanas al azeótropo.

#### ETAPA RECTIFICADORA

Una vez que el etanol ha sido depurado mediante una columna es posible llevarlo a un punto de pureza aceptable, además de obtenerlo en concentraciones cercanas 96 grados G.L. La etapa rectificadora básicamente se encarga de purificar el etanol de otros compuestos y llevarlo a una concentración muy cercana a la azeotrópica, sin embargo no es posible obtener un grado alcohólico de alta pureza en un equipo piloto a escala de laboratorio, debido al número elevado de platos requeridos,. El destilado obtenido en una columna rectificadora tiene aplicaciones diferentes en la industria, sin embargo también puede utilizarse en la industria alimentaria.

En la industria pueden ser empleadas las tres etapas de destilación, o solo dos, todo depende de que aplicación se le vaya a asignar al producto final, por ejemplo, bebidas alcohólicas, alimentos, combustible, farmacia etc.

#### EN LA FASE EXPERIMENTAL

De acuerdo a la fase experimental seguida en este trabajo, se han empleado dos fases de destilación, es decir, la fase destrozadora (destilación simple), y la fase depuradora (columna depuradora), esto se hizo debido a que la concentración de etanol en el mosto fermentado de tuna era demasiado baja para meter a una torre, lo que se traduciría como un número mucho mayor de platos a los necesarios. A continuación se presenta la metodología de cálculo para obtener alcohol etílico a partir de un mosto fermentado de tuna de acuerdo al diseño de un destilador simple y una torre de destilación depuradora.

#### **3.3.8 Método de Ponchon – Savarit para el cálculo de etapas de equilibrio en una torre de destilación.**

El objetivo de esta sección es el de establecer la metodología de cálculo para el diseño de una torre de platos por lo que el entendimiento y descripción de los balances de materia y energía en una torre, así como los respectivos balances en sus secciones no forma parte del objetivo de esta sección, por lo que la parte matemática ha sido omitida para efectos prácticos, si existen dudas o falta del conocimiento que precede a estos métodos, se invita al lector a revisar los conceptos básicos y elementales, en la literatura correspondiente al tema.

Para realizar el cálculo de etapas en una torre de destilación de platos, el Dr. Antonio Valiente Barderas, propone la siguiente metodología para el método de cálculo de etapas y requerimientos energéticos en una torre por el método de Ponchon - Savarit:

- 1) Obtener o calcular los datos de entalpía con respecto a la composición y posteriormente elaborar el grafico correspondiente.

2) Ubicar los puntos correspondientes a la alimentación, destilado y fondos.

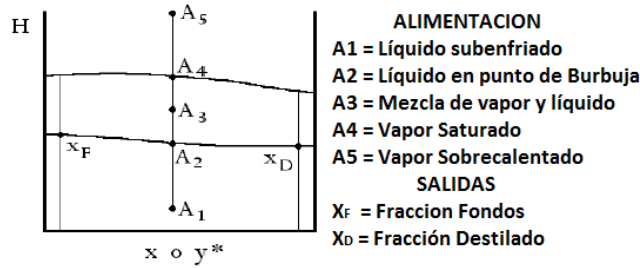


FIGURA 3.14 Puntos en el diagrama de Entalpia Concentración

3) Localizar el reflujo mínimo (si no se conoce el reflujo a utilizar). Esto se consigue haciendo pasar por la alimentación una línea paralela a la línea de equilibrio más cercana y prolongándola hasta que choque con la línea con una línea vertical que corresponde a la línea de destilado.

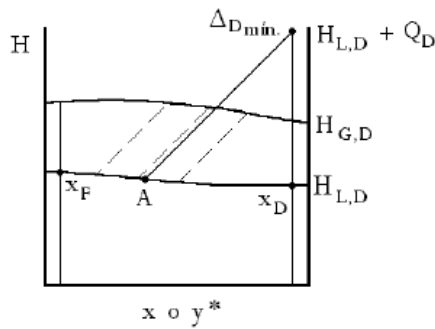


FIGURA 3.15 Localización del calor requerido a reflujo mínimo

La ecuación que representa al reflujo mínimo es la siguiente:

$$R_{D\text{mín}} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,D}}{H_{G,D} - H_{L,D}} \dots\dots\dots (\text{Ec. 3.8})$$

4) Localizar el punto  $\Delta_D$  de operación, este siempre será mayor que el mínimo, como regla práctica, se establece que este puede ser entre 1.5 y 2.5 veces el mínimo, sin embargo este puede ser aún mayor dependiendo de los requerimientos del proceso

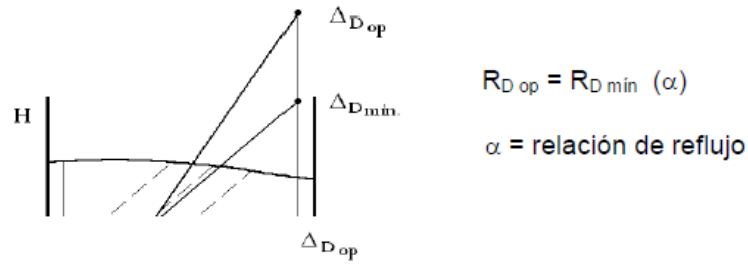


FIGURA 3.16 Localización del calor requerido en la sección de operación

- 5) Obtener  $\Delta_F$ . Una vez obtenido el  $\Delta_{Dop}$  es posible obtener  $\Delta_F$  haciendo pasar una línea recta prolongada que una a los puntos  $\Delta_{Dop}$  y alimentación Ax.

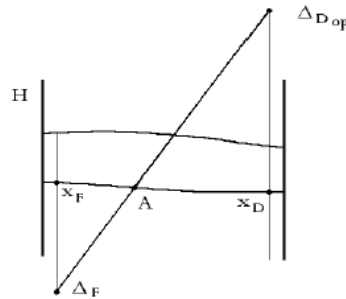


FIGURA 3.17 Línea de fondos, alimentación y destilado

- 6) Calcular las etapas de la sección de enriquecimiento. Esto se puede hacer con el uso alternado de las líneas de operación y de equilibrio, si no se cuenta ecuaciones para determinar el valor exacto. El procedimiento se sigue hasta que una de las líneas de equilibrio atraviese la línea de operación total.

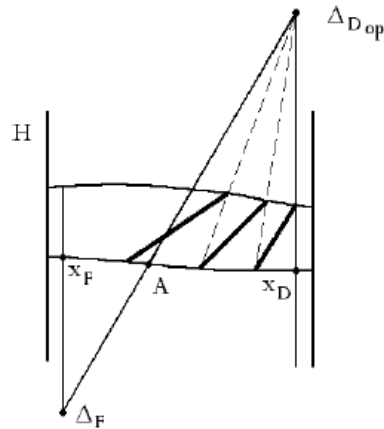


FIGURA 3.18 Etapas en la sección de enriquecimiento

- 7) En las etapas de sección de agotamiento, las líneas de operación se dibujan a partir del punto DF. El uso alternado de estas líneas y la de equilibrio, darán las etapas requeridas en esta sección de la columna. Este procedimiento continua hasta que la composición del líquido saliente de alguna etapa sea menor que el requerido por los fondos.

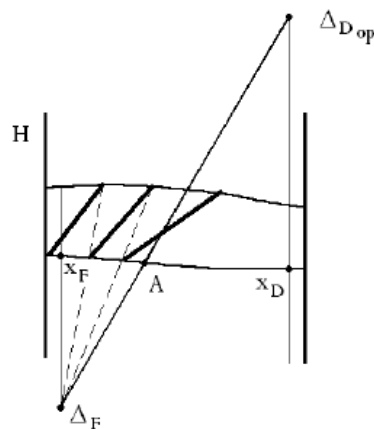


FIGURA 3.19 Etapas en la sección de agotamiento

- 8) Finalmente los requerimientos energéticos para enfriamiento y calentamiento son obtenidos a partir de los puntos DD y DF, ya que en estos podemos leer los datos  $(H_{L,D} + Q_D)$  y  $(H_{L,F} - Q_F)$

Una vez establecido el método para calcular las etapas y requerimientos energéticos para condensar y evaporar una mezcla binaria se propone una metodología para calcular los dos destiladores necesarios.

### **3.3.9 Metodología de cálculo para diseñar un destilador simple y una torre de destilación para obtener una concentración de etanol cercana al punto azeotrópico.**

Para efectos prácticos se tratará a partir de este momento al mosto de tuna fermentado, como una mezcla binaria del sistema ETANOL-AGUA

Los pasos para calcular el sistema de destilación son los siguientes.

- 1) Obtener las propiedades y datos fisicoquímicos de equilibrio del sistema
- 2) Realizar el cálculo de un destilador simple definiendo la composición final deseada para poder introducir a la torre de platos.
- 3) Obtener producto y resultados de etapa destrozadora
- 4) A partir de los resultados del punto anterior plantear el problema de torre de destilación
- 5) Realizar el cálculo y diseño de la torre de destilación a partir del método Ponchon – Savarit
- 6) Obtener resultados y diseño de la torre.
- 7) OPCIONAL realizar un segundo diseño para una torre rectificadora.

NOTA: Existen dos métodos gráficos para realizar el diseño de una columna de destilación para un sistema binario (McCabe – Thiele y Ponchon - Savarit), sin embargo, se ha elegido al método de Ponchon – Savarit como método primordial para el diseño de la torre de platos debido a que el método de McCabe considera que el comportamiento en cada etapa de la columna es ideal, no obstante debido a la naturaleza del sistema binario ETANOL – AGUA el cual tiene un comportamiento del tipo (no ideal), es necesario considerar las entalpías de mezclado.

A continuación se presenta la metodología de cálculo para obtener alcohol etílico en un diagrama que describe ampliamente todos los pasos descritos anteriormente

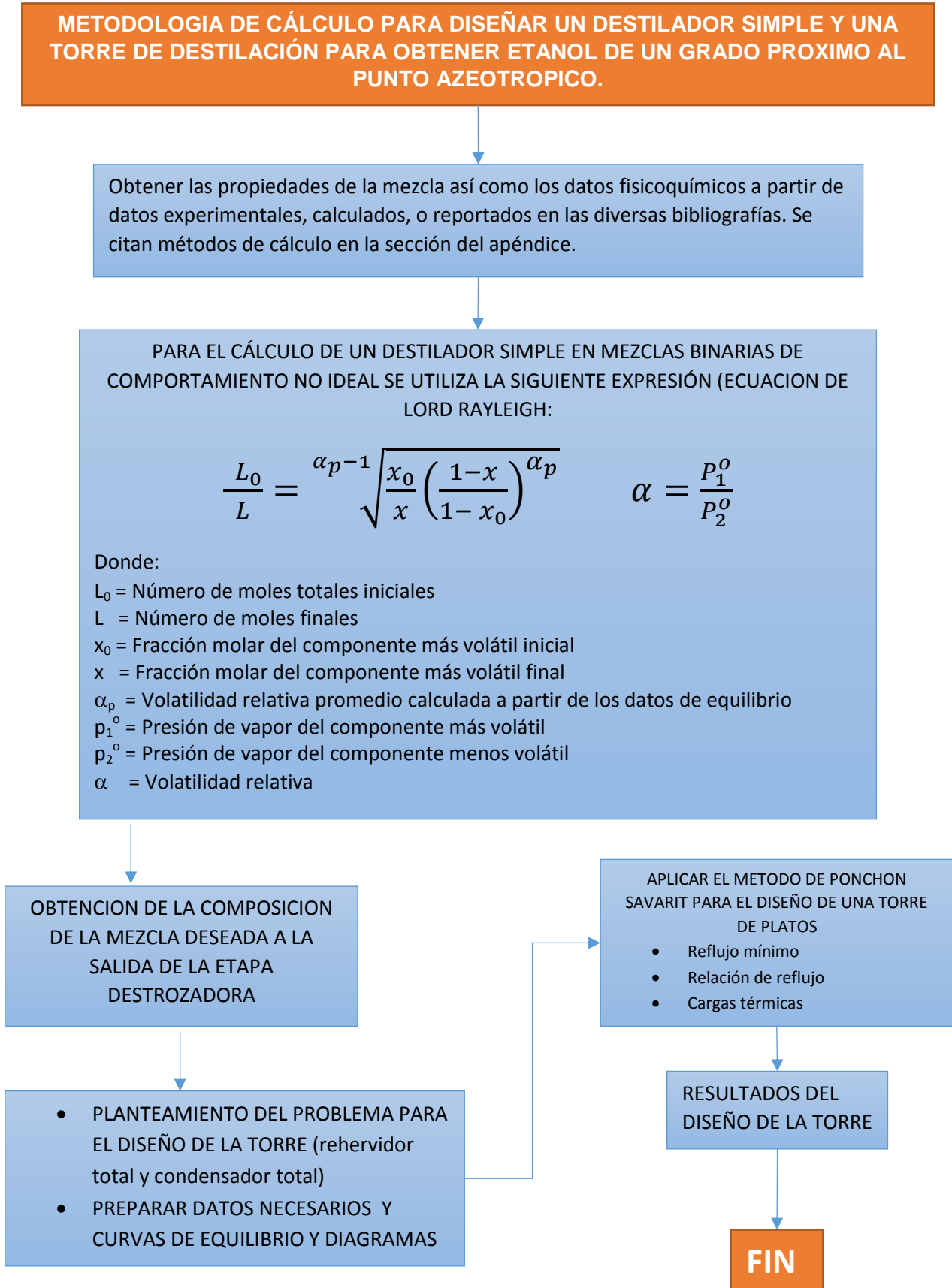


FIGURA 3.20 Metodología para diseño de los destiladores



# **CAPITULO 4**

## **CALCULOS Y RESULTADOS**

#### 4.1 Objetivos

- Realizar cálculos de diseño para los equipos en la planta piloto (marmita con agitación, fermentador, destilador simple y torre de depuración)
- Hacer un diagrama de flujo de proceso que permita visualizar la planta piloto

#### 4.2 Introducción

De acuerdo a las metodologías de cálculo propuestas en el capítulo anterior, es requerido el dimensionamiento de algunos equipos, en este capítulo se realizarán los cálculos necesarios para realizar el dimensionamiento de cada equipo. A continuación se presentan las memorias de cálculo realizadas de acuerdo a cada método propuesto en el capítulo anterior.

#### 4.3 Equipo: Tanque enchaquetado con agitación

DATOS:

$$\rho_{21Bx} = 1088.3 \frac{Kg}{m^3} \quad \rho_{11Bx} = 1044.13 \frac{Kg}{m^3}$$

Del capítulo 3:

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
PESO TUNA BRUTA	109.7	Kg.
MASA DE CASCARA DE TUNA	59.238	Kg.
MASA SEMILLA SECA	2.775	Kg.
JUGO DE TUNA CRUDO 11°Bx	40.025	Kg.
JUGO DE TUNA EVAPORADO 21°Bx	20.005	Kg.
MASA DE FERMENTADO	18.07	Kg.

#### ESCALAMIENTO

Haciendo un escalamiento para 1 tonelada de tuna tenemos los siguientes datos (POR REGLAS DE PROPORCIONALIDAD).

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
PESO TUNA BRUTA	1000	Kg.
MASA DE CASCARA DE TUNA	540	Kg.
MASA SEMILLA SECA	25.296	Kg.
JUGO DE TUNA CRUDO 11 °Bx	364.8587	Kg.
JUGO DE TUNA EVAPORADO 21 °Bx	182.42	Kg.
MASA DE FERMENTADO	329.57	Kg.

Calculando el volumen de líquido que ocupará el tanque:

$$V = \pi \frac{D}{4} h \quad \rho = \frac{m}{V}$$

Despejando el volumen del líquido tenemos

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{364.86 \text{ Kg}}{1089.6 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 0.335 \text{ m}^3$$

De acuerdo a las proporciones típicas para una tanque con agitación (Capítulo 4) se hará  $h = D$  por tanto tenemos la siguiente ecuación para calcular las dimensiones del tanque.

$$V = \pi \frac{D^3}{4} \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4(0.335 \text{ m}^3)}{\pi}} = 0.753 \text{ m}$$

DIAMETRO DEL IMPULSOR "Da"

La relación típica del capítulo 4 para diámetro del impulsor "Da" es:

$$\frac{1}{3} = \frac{Da}{D} \rightarrow Da = \frac{D}{3} = \frac{0.753 \text{ m}}{3} = 0.251 \text{ m}$$

SEPARACION DEL FONDO DEL TANQUE Y EL IMPULSOR "E"

La relación típica para calcular la distancia "E" es:

$$\frac{E}{Da} = 1 \rightarrow E = Da = 0.251 \text{ m}$$

#### ANCHO DE LA PALETA "L"

La relación típica para calcular el ancho de paleta "L" es:

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4} \rightarrow L = \frac{Da}{4} = \frac{0.251 \text{ m}}{4} = 0.063 \text{ m}$$

#### ALTURA DE LA PALETA "W"

La relación típica para calcular la altura de la paleta "W" es:

$$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \rightarrow W = \frac{Da}{5} = \frac{0.251 \text{ m}}{5} = 0.050 \text{ m}$$

RESUMIENDO LOS DATOS OBTENIDOS A PARTIR DE LOS CALCULOS SE PRESENTA UNA TABLA RESUMIENDO LA INFORMACIÓN:

Concepto	V	D	H	Da	E	L	W
VALOR	0.335	0.753	0.753	0.251	0.251	0.063	0.05
UNIDADES	m <sup>3</sup>	m	m	m	m	m	m

#### CALCULO DE LA POTENCIA REQUERIDA PARA AGITACIÓN

Se ha elegido un tanque agitado sin deflectores debido a la facilidad y practicidad que presenta su construcción.

DATOS:

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
Da	0.251	m
$\rho_{21^{\circ}\text{Bx}}$	1088.3	kg / m <sup>3</sup>
Velocidad (N)	5	m/s
Viscosidad	0.0018	kg / m s
Aceleración gravedad	9.81	m / s <sup>2</sup>

Con respecto a la viscosidad se ha elegido a esa temperatura debido a que en esas condiciones se tiene la viscosidad mayor en el jugo de tuna evaporado.

- 1) Calculando el número de Reynolds

$$Re = \frac{\rho Da N}{\mu} \rightarrow Re = \frac{(1088.3 \frac{Kg}{m^3})(0.251 m)(5 \frac{rev}{s})}{0.0018 \frac{Kg}{m s}} = 190,403.02$$

De acuerdo al número de Reynolds calculado existe vórtice.

2) Calculando el número de Froude

$$N_{Fr} = \frac{g}{Da N^2} \rightarrow N_{Fr} = \frac{(9.81 \frac{m}{s^2})}{0.251 m (5 \frac{rev}{s})^2} = 1.5633$$

3) De la tabla del apéndice para un tanque agitado con turbina de 6 aspas sin deflectores:

$$a = 1.0 \quad b = 40$$

$$Fr^{\frac{a-\log Re}{b}} = 1.5633^{\frac{1-\log(190,403.02)}{40}} = 0.95$$

4) De la gráfica del apéndice:

$$\frac{NPo}{Fr^{\frac{a-\log Re}{b}}} = 4.25 \rightarrow NPo = (4.25)(0.95) = 4.0375$$

5) De la Ecuación de NPo obtenemos la potencia necesaria para la agitación:

$$NPo = \frac{P g}{N^3 Da^5 \rho} \rightarrow P = \frac{NPo N^3 Da^5 \rho}{g}$$

$$P = \frac{(4.0375) (5 \frac{rev}{s})^3 (0.251 m)^5 (1088.3 \frac{Kg}{m^3})}{9.81 \frac{m}{s}} = 55.7805 \frac{Kg}{m s} = 546.86 W = 0.73 hP$$

## CALOR REQUERIDO POR EL SISTEMA PARA EVAPORAR

A continuación se presentan los cálculos que permiten establecer la cantidad de calor necesario en el tanque de agitación para evaporar una solución de jugo de tuna de 11 °Bx a 21 °Bx

DATOS:

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
Cp <sub>25°C</sub> 21°Bx	3.72	KJ / Kg °C
Cp <sub>94°C</sub> 21°Bx	3.82	KJ / Kg °C
Punto de ebullición	94	°C
Calor latente λ	637.22	Kcal / Kg

Masa de Jugo de tuna	364.8587	Kg
Temperatura jugo de tuna	25	°C

1) Calculo del Cp promedio

$$\bar{C}_p = \frac{3.72 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} + 3.82 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C}}{2} = 3.77 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} = 0.901 \frac{Kcal}{Kg \cdot ^\circ C}$$

2) Calculo del Calor requerido a partir de una ecuación de balance de calor.

3)

$Q_g = Q_p$

$$Q_g = m C_p \Delta T + \frac{m}{2} l = (364.8587 \text{ Kg}) \left( 0.901 \frac{Kcal}{Kg \cdot ^\circ C} \right) (94^\circ C - 25^\circ C) + \frac{364.8587}{2} \left( 637.22 \frac{Kcal}{Kg} \right)$$

$$= 138,930.51 \text{ Kcal}$$

NOTA: Se ha dividido la masa evaporada entre 2 debido a que solo es requerida la evaporación de la mitad de la masa

CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR DURANTE LA EBULLICIÓN “h” Y CALOR TRANSMITIDO A LAS PAREDES:

DATOS:

CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
T vapor	120	°C
T. superficie	105	°C
T. Ebullición	94	°C
Presión	0.7696	atm
Diámetro interior	0.753	m
altura del tanque	0.753	m
Área sup. horizontal	0.4453	m <sup>2</sup>
Área sup. vertical	1.7813	M <sup>2</sup>

NOTA: Si la presión es diferente de 1 atm multiplicar h por  $P^{0.4}$

1) Ecuaciones para superficies horizontales

$$h = 897 \Delta T^{1/3} \quad \text{suponiendo que } \frac{q}{A} < 13760 \frac{kcal}{m^2 h \cdot ^\circ C}$$

$$h = 4.78\Delta T^3 \quad \text{suponiendo que } 13760 < \frac{q}{A} < 200000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$h = 4.78(105^\circ\text{C} - 94^\circ\text{C})^3(0.7696)^{0.4} = 5729.438 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$\frac{q}{A} = 5729.438 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \times (11^\circ\text{C}) = 63023.81 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}}$$

$$q = (0.4453\text{m}^2) \left( 63023.81 \frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2} \right) = 28,066.32 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

## 2) Ecuaciones para superficies verticales

$$h = 462\Delta T^{1/7} \quad \text{suponiendo que } \frac{q}{A} < 3000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$h = 6.838\Delta T^3 \quad \text{suponiendo que } 3000 < \frac{q}{A} < 60000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$h = 6.838(105^\circ\text{C} - 94^\circ\text{C})^3(0.7696)^{0.4} = 8196.21 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

$$\frac{q}{A} = 8196.21 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \times (11^\circ\text{C}) = 90158.33 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}}$$

$$q = (1.7813\text{m}^2) \left( 90158.33 \frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2} \right) = 160586.18 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

La siguiente tabla resume los resultados obtenidos a partir de los cálculos realizados:

Concepto	Valor	Unidades
q superficie horizontal	28066.32	kcal/h
q superficie vertical	160586.18	kcal/h
h superficie horizontal	5729.438	kcal/ h m <sup>2</sup> °C
h superficie vertical	8196.21	kcal/ h m <sup>2</sup> °C

#### 4.4 Equipo: Tanque Fermentador

##### DATOS

Concepto	Valor	Unidades
Masa del mosto evaporado	182.42	Kg
Densidad del mosto	1088.3	Kg/m <sup>3</sup>
Volumen del líquido <sub>calc</sub>	0.1672	m <sup>3</sup>
Presión atmosférica	0.7953	Kg/cm <sup>2</sup>
Eficiencia soldadura	0.85	adim
Esfuerzo permisible acero inox	6577	Kg /cm <sup>2</sup>
Tolerancia a corrosión [1/16] in	1.5875	mm

##### 1) Tipo de fermentación

Se elige el tipo de fermentación aerobia con un sistema de válvulas que permita alternar a un tipo de fermentación anaerobia

##### 2) Volumen del líquido en el fermentador

El volumen que será tratado en el fermentador ha sido calculado y se introduce a manera de dato en este apartado.

$$V = 0.1672 \text{ m}^3$$

##### 3) DIMENSIONES DEL FERMENTADOR Y SOBRE DISEÑO DE ALTURA POR ESPUMA

Tomando como referencia  $L = D$  se tiene lo siguiente:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \rightarrow \sqrt[3]{\frac{4(0.16762\text{m}^3)}{\pi}} = 0.5976 \text{ m}$$

Puesto que el proceso de fermentación produce espuma la longitud será calculada por un factor de sobre diseño del 30 % por tanto la longitud es calculada de la siguiente manera.

$$L = 1.3D \rightarrow L = 1.3 (0.5976\text{m}) = 0.7768 \text{ m}$$



#### 4) TIPO DE TANQUE

De acuerdo a las dimensiones del cálculo anterior supone un tanque cilíndrico cerrado.

#### 5) MATERIAL DE CONSTRUCCION

El material de construcción será Acero Inoxidable SS-304 ANSI Grado alimenticio con pulido espejo en el interior.

#### 6) PRESION DE DISEÑO

Debido a que el tanque trabajará prácticamente atmosférica, la presión de diseño será igual a 1.1 Veces la presión atmosférica

$$P. \text{ atmosférica} = 0.7953 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\text{Presión de diseño} = (1.1) \times (0.7953 \text{ Kg/cm}^2) = 0.8748 \text{ Kg/cm}^2$$

#### 7) TIPO DE EMPAQUES

El tipo de empaques que se utilizara serán de silicón blanco grado alimenticio para resistir altas temperaturas.

#### 8) CALCULO DEL ESPESOR DE DISEÑO DEL TANQUE FERMENTADOR

$$e_d = \frac{P(R+C)}{SE - 0.6P} + C \rightarrow e_d = \frac{0.8953 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} (298.8 \text{ mm} + 1.5875 \text{ mm})}{\left(6577 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}\right) (0.85) - 6(0.8953 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2})} + 1.5875 \text{ mm} = 1.6351 \text{ mm}$$

Debido a que no existen medidas en placas de acero inoxidable de ese espesor se seleccionara un espesor de 1/8 de pulgada o un calibre de placa del 14 al 10 asumiendo que entre más grueso sea el tanque más caro será.

#### 9) ESPESOR Y TIPO DE LA TAPA

Debido a que el tanque no trabajara a presiones altas es recomendable utilizar el mismo calibre que el tanque, con respecto al tipo de tapa es una tapa tipo bridada para poder realizar la limpieza del tanque de manera adecuada.

#### 10) TIPOS DE ACCESORIOS

Se han seleccionado las terminales del Tanque fermentador tipo clamp por su fácil conexión, además de ser comúnmente usadas en la industria alimenticia. Con respecto a los accesorios, se requiere de 2 válvulas de esfera y una válvula tipo airlock para realizar la purga del CO<sub>2</sub> que produce la fermentación.

#### 11) TIPO DE AISLAMIENTO

Se ha seleccionado un aislante de fibra de vidrio con un espesor de 1.5 pulgadas, este espesor es comúnmente usado para este tipo de aplicación.

### 4.5 Equipo: Destilador Simple

Para calcular el balance de materia de un destilador simple se sigue el siguiente procedimiento:

#### DATOS

Concepto	Valor	Unidades
Densidad 13 °G.L.	0.9839	g/ml o Kg/L
Densidad etanol	0.7893	g/ml o Kg/L
Densidad de agua	0.9997	g/ml o Kg/L
Masa del Mosto fermentado	164.76	Kg
Masa de CO <sub>2</sub> Obtenido	17.66	Kg
Volatilidad relativa promedio $\alpha$	2.3	adimensional
Grado alcohólico Inicial	13	°G.L
Grado alcohólico residual	2	°G.L
Masa molar de Etanol	46.07	g/mol
Masa Molar de Agua	18.01	g/mol

\*\* La masa del mosto fermentado fue determinada a partir de reglas de proporcionalidad obtenidas durante la experimentación.

Para realizar los cálculos primero es necesario calcular las fracciones mol de los componentes en la disolución problema.

Volumen Obtenido de mosto fermentado:

$$V = \frac{164.76 \text{ Kg}}{0.98319 \frac{\text{Kg}}{\text{L}}} = 167.577 \text{ L.} \rightarrow 167577 \text{ ml}$$

Volumen de alcohol puro obtenido:

$$V_{EtOH} = 167577 \text{ ml} \left( \frac{13 \text{ ml alcohol}}{100 \text{ ml sln}} \right) = 21,785.01 \text{ ml EtOH}$$

Volumen de Agua obtenido:

$$V_{H2O} = 167577 \text{ ml} - 21,785.01 \text{ ml} = 145,791.99 \text{ ml H2O}$$

Moles por componente (Para la Carga):

$$\text{Mol EtOH} = 21,785.01 \text{ ml} \left( \frac{0.7893 \text{ g}}{\text{ml}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol}}{46.07 \text{ gEtOH}} \right) = 373.234 \text{ Mol EtOH}$$

$$\text{Mol H2O} = 145,791.99 \text{ ml} \left( \frac{0.9997 \text{ g}}{\text{ml}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol}}{18.01 \text{ gEtOH}} \right) = 8,092.63 \text{ Mol EtOH}$$

Moles Totales:

$$\text{Moles Totales} = \text{Mol EtOH} + \text{Mol H2O} = 373.234 + 8,092.63 = 8,465.864 \text{ Mol}$$

$$\text{Para una jornada de 10 horas} = \frac{8,465.864 \text{ Mol}}{10 \text{ h}} = 846.58 \frac{\text{Mol}}{\text{h}}$$

Fracción Mol por componente (Para la Carga):

$$X_{EtOH} = \frac{\text{Mol EtOH}}{\text{Moles Totales}} = \frac{373.234 \text{ mol EtOH}}{8,465.864 \text{ mol}} = 0.044$$

$$X_{H2O} = (1 - X_{EtOH}) = (1 - 0.044) = 0.956$$

Fracción mol por componente (Para el residuo):

- Tomando como base 100 ml de solución

$$\text{Mol EtOH} = 100 \text{ ml} \left( \frac{0.7893 \text{ g}}{\text{ml}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol}}{46.07 \text{ gEtOH}} \right) = 0.03430 \text{ Mol EtOH}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 100 \text{ ml} \left( \frac{0.9997 \text{ g}}{\text{ml}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol}}{18.01 \text{ gEtOH}} \right) = 5.4397 \text{ Mol H}_2\text{O}$$

$$\text{Moles Totales} = \text{Mol EtOH} + \text{Mol H}_2\text{O} = 0.03430 + 5.3497 = 5.4740 \text{ Mol}$$

$$X_{\text{EtOH}} = \frac{\text{Mol EtOH}}{\text{Moles Totales}} = \frac{0.03430 \text{ mol EtOH}}{5.4740 \text{ mol}} = 0.00626$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = (1 - X_{\text{EtOH}}) = (1 - 0.00626) = .99374$$

De Acuerdo a los cálculos realizados se obtiene la siguiente tabla:

Concepto	Valor	Unidades
$X_{\text{EtOH}}$ a la Carga	0.044	adim
$X_{\text{EtOH}}$ residual	0.00626	adim
$X_{\text{H}_2\text{O}}$ a la carga	0.956	adim
$X_{\text{H}_2\text{O}}$ residual	0.99374	adim
Moles Totales	846.58	mol/h

CALCULANDO LOS DATOS RESTANTES A PARTIR DE LA ECUACION DE RAYLEIGH PARA REALIZAR EL BALANCE DE MATERIA.

$$\frac{L_0}{L} = \alpha^{p-1} \sqrt{\frac{x_0 (1-x)}{x (1-x_0)}}^{\alpha p} = {}^{2.3-1} \sqrt{\frac{0.044 (1-0.00626)}{0.00626 (1-0.044)}}^{2.3} = 4.7994$$

$$\frac{L_0}{L} = 4.7994 \rightarrow L = \frac{486.58 \frac{\text{mol}}{\text{h}}}{4.7994} = 176.392 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Realizando una tabla de balance de materia:

Concepto	Alimentación	Fondo	Destilado	UNIDADES
General	$L_0$	L	$L_0 - L$	mol/h
Componente Mas volátil	$L_0 x_0$	$L x$	$L_0 x_0 - L x$	mol/h

Componente Menos volátil	Lo - LoXo	L - Lx	(Lo -LoXo) - (L - LX)	mol/h
--------------------------	-----------	--------	-----------------------	-------

Los resultados obtenidos son los siguientes:

Concepto	Alimentación	Fondo	Destilado	UNIDADES
General	846.58	176.392	670.188	mol/h
Componente Mas volátil	32.2495	1.1042	36.1453	mol/h
Componente Menos volátil	809.3305	175.2878	634.0427	mol/h

Contrastando la información con los resultados experimentales obtenidos, se puede observar que la cantidad de moles totales en el destilado es menor que la cantidad de moles obtenidas en el cálculo teórico, Por lo que se hará uso de relaciones proporcionales a partir de los datos experimentales para calcular la corriente de salida a la torre de destilación.

**CALCULO DE LAS FRACCIONES DE LOS COMPONENTES A PARTIR DE LOS DATOS EXPERIMENTALES (A la salida del destilador):**

A partir de los datos experimentales se tiene que por cada 500 gramos de mosto fermentado se obtienen 150 ml de etanol 40 °G.L. por tanto el volumen de etanol obtenido para 164.76 Kg de mosto fermentado es la siguiente:

$$164.76 \text{ KgMosto} \frac{150 \text{ L Etanol } 40^{\circ}\text{G.L}}{0.5 \text{ Kg Mosto}} = 49.428 \text{ L Etanol } 40^{\circ}\text{G.L.}$$

Volumen de Etanol en la solución:

$$V_{EtOH} = 49428 \text{ ml} \left( \frac{40 \text{ ml alcohol}}{100 \text{ ml sln}} \right) = 19,771.2 \text{ ml EtOH}$$

Volumen de Agua en la solución:

$$V_{H2O} = 49,428 \text{ ml} - 19,771.02 \text{ ml} = 29656.8 \text{ ml H2O}$$

Moles Por componente:

$$\text{Mol EtOH} = 19,771.2 \text{ ml} \left( \frac{0.7893 \text{ g}}{\text{ml}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol}}{46.07 \text{ gEtOH}} \right) = 331.72 \text{ Mol EtOH}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 29650 \text{ ml} \left( \frac{0.9997 \text{ g}}{\text{ml}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol}}{18.01 \text{ gEtOH}} \right) = 1646.7280 \text{ Mol H}_2\text{O}$$

$$\text{Moles Totales} = \text{Mol EtOH} + \text{Mol H}_2\text{O} = 331.72 + 1646.7280 = 1985.448 \text{ Mol}$$

$$X_{\text{EtOH}} = \frac{\text{Mol EtOH}}{\text{Moles Totales}} = \frac{331.72 \text{ mol EtOH}}{1985.448 \text{ mol}} = 0.1706$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = (1 - X_{\text{EtOH}}) = (1 - 0.1706) = .8294$$

A partir de los cálculos realizados podemos definir la siguiente tabla de datos para calcular la torre de destilación.

Concepto	Valor	Unidades
$X_{\text{EtOH}}$ a la Salida	0.1706	adim
$X_{\text{EtOH}}$ residual	0.00626	adim
$X_{\text{H}_2\text{O}}$ a la carga	0.8294	adim
$X_{\text{H}_2\text{O}}$ residual	0.99374	adim
Moles Totales a la salida	1985.448	Mol/h

Para la carga total en 10 horas se tiene un flujo molar a la salida de 19,854.48

#### 4.6 Equipo: Torre de destilación

DATOS

Concepto	Valor	Unidades
Masa del Producto de Destrozadora (1)	1985.448	Mol/ h
$X_{\text{EtOH}}$ Alimentación (2)	0.1706	adim
$X_{\text{EtOH}}$ Destilado (3)	0.77	adim
$X_{\text{EtOH}}$ Fondos (4)	0.04	adim

Relación de reflujo (5)	1.5	adim
-------------------------	-----	------

- (1) Es la masa obtenida por hora en la destilación simple
- (2) Es la fracción molar de etanol de una mezcla alcohólica 40 °G.L.
- (3) Es la fracción molar de etanol de una mezcla alcohólica 91 ° G.L.
- (4) Es la fracción molar de etanol de una mezcla alcohólica 9 ° G.L.
- (5) Es un reflujo establecido arbitrariamente

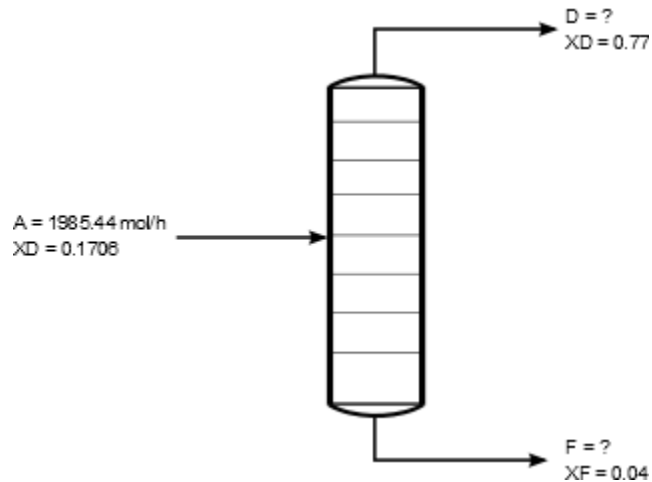
Planteamiento del problema:

Se tiene una corriente de alimentación de 1985.448 mol/h proveniente de un alambique que contiene una mezcla de Etanol y agua en su punto de burbuja, cuya fracción molar de etanol es 0.1706 y el resto de agua. Se desea diseñar una columna de destilación que produzca un destilado de 91 °G.L. y un producto de fondos de 9 °G.L. Si se utiliza una reflujo de 1.5, calcular lo siguiente:

- 1) El flujo del destilado
- 2) El flujo de fondos
- 3) La relación de reflujo y punto de operación  $\Delta D$
- 4) El número de etapas teóricas en la torre
- 5) La carga requerida en el condensador
- 6) La carga requerida en el re hervidor

EXTRA: Suponiendo una eficiencia de plato del 50% calcular el número de etapas reales en la torre.

Haciendo un diagrama de la columna podemos visualizar la información que se posee y la información que falta.



### 1) FLUJO DEL DESTILADO "D"

Haciendo un balance general podemos establecer la siguiente ecuación:

$$A = D + F$$

Haciendo un balance de componente

$$AX_A = DX_D + FX_F$$

Sustituyendo los datos disponibles en ambas ecuaciones tenemos:

$$1985.4480 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = D + F \quad (4.1)$$

$$1985.4480 \frac{\text{mol}}{\text{h}} (0.1706) = D(0.77) + F(0.04) \quad (4.2)$$

Despejando F de (A)

$$1985.4480 \frac{\text{mol}}{\text{h}} - D = F$$

Sustituyendo F en (B)

$$338.717 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = D(0.77) + (0.04)(1985.448 - D) = 0.77D + 79.418 - 0.04D$$



Reordenando

$$259.3 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 0.73D$$

Resolviendo para "D"

$$\frac{259.3 \text{ mol}}{0.73} \frac{1}{\text{h}} = D = 336.7532 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Por lo tanto  $D = 336.7532 \text{ mol/h}$

## 2) FLUJO DE FONDOS "F"

El flujo de fondos es determinado a partir de la ecuación (4.1) cuando ya se conoce A y D, haciendo el cálculo correspondiente se obtiene:

$$A = D + F \quad (4.1)$$

Despejando se obtiene:

$$A - D = F$$

Sustituyendo los valores:

$$F = A - D = 1985.448 \frac{\text{mol}}{\text{h}} - 336.7532 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 1648.6948 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Por tanto la corriente de fondos tiene un valor de  $1648.6948 \text{ mol/h}$

## 3) RELACION DE REFLUJO

La relación de reflujo se obtiene a partir del diagrama entalpía concentración.

De acuerdo al diagrama de entalpía concentración se observa que:

$$R_{Dmin} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}}$$

Sustituyendo los valores leídos del diagrama se obtiene:

$$R_{Dmin} = \frac{(18950) - 11900}{11900 - 1800} = 0.6980$$

La relación de reflujo está dada por la expresión:

$$\alpha = \frac{R_{Dop}}{R_{Dmin}}$$

Sustituyendo los valores calculados se tiene:

$$\alpha = \frac{1.5}{0.6980} = 2.15$$

Para encontrar el  $\Delta D_{op}$  se despeja  $(H_{LD} + Q_D)$  y se sustituye  $R_{Dmin}$  por  $R_{Dop}$

$$R_{Dop} = 1.5 = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - 11900}{11900 - 1800}$$

Despejando y reordenando tenemos que:

$$(H_{L,D} + Q_D) - 11900 = 15150$$

$$(H_{L,D} + Q_D) = 27050$$

Por consiguiente  $\Delta D_{op} = 27050$  cal/mol

#### 4) NUMERO DE ETAPAS TEORICAS EN LA TORRE

Utilizando el método gráfico de Ponchon – Savarit para torres de destilación en sistemas binarios se obtiene lo siguiente:

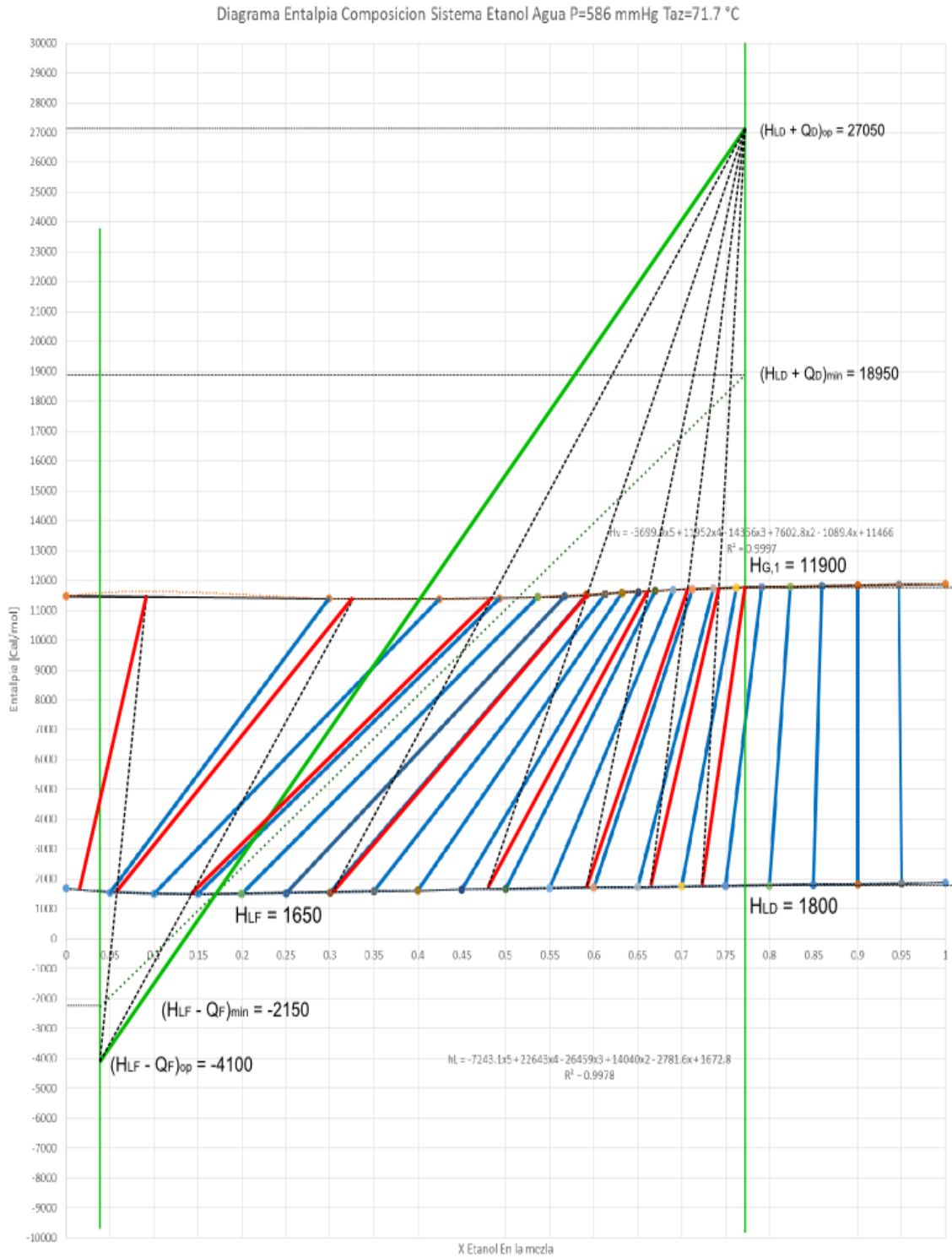


FIGURA 5.1 Diagrama entalpía concentración / Ponchon-Savarit (APENDICE)

NOTAS:

“Líneas rojas” etapas teóricas en la columna de destilación = 8

### 5) CARGA REQUERIDA EN EL CONDENSADOR

El calor que se debe retirar para condensar el destilado se obtiene mediante las siguientes expresiones:

$$(H_{L,D} + Q_D)_{op} - H_{L,D} = Q_D \quad (5.3)$$

Y

$$Q_D = \frac{Q_c}{D} \quad (5.4)$$

Calculando  $Q_D$  mediante (5.3)

$$27050 \frac{cal}{mol} - 1800 \frac{cal}{mol} = 25250 \frac{cal}{mol} = Q_D$$

Despejando  $q_c$  y sustituyendo  $Q_D$  mediante (5.4)

$$Q_D(D) = q_c = \left(25250 \frac{cal}{mol}\right) \left(336.7532 \frac{mol}{h}\right) = 8,503,018 \frac{cal}{h}$$

La carga que requiere el condensador es de 8, 503,018 cal/h

### 6) CARGA REQUERIDA POR EL REHERVIDOR

El calor que se requiere en el rehervidor se obtiene de la siguiente manera:

$$(H_{L,F} + Q_F)_{op} - H_{L,F} = Q_D \quad (5.5)$$

$$Q_F = \frac{Q_R}{F} \quad (5.6)$$

Calculando  $Q_F$  a partir de (5.5):

$$4100 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} + 1650 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} = 5750 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} = Q_F$$

Despejando  $q_R$  y sustituyendo  $Q_F$  a partir de (5.6):

$$Q_F(F) = q_R = \left( 5750 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right) \left( 1648.6948 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \right) = 9,479,995.1 \frac{\text{cal}}{\text{h}}$$

### 7) (EXTRA) CALCULO DEL NUMERO DE PLATOS REALES PARA UNA EFICIENCIA DE PLATO DEL 50%

La Eficacia de una torre de platos está dada por la siguiente expresión:

$$Ef = \frac{\# \text{Etapas Teoricas}}{\# \text{Etapas Reales}} \quad (5.7)$$

Despejando la ecuación (5.7) para el número de etapas reales teniendo la eficacia y el número de etapas teóricas se obtiene:

$$\# \text{Etapas Reales} = \frac{\# \text{Etapas Teoricas}}{Ef} = \frac{8}{0.5} = 16$$

El número de etapas reales basado en una eficacia del 50% es 16.

Finalmente se presenta una tabla con los datos calculados para el diseño de la torre de destilación.

Concepto	Valor	Unidades
Alimentación (*)	1985.448	mol/h
$X_A$	0.1706	adim
Destilado	336.7532	mol/h
$X_D$	0.77	adim
FONDO (*)	1648.6948	mol/h
$X_F$	0.04	adim
REFLUJO (*)	1.5	adim
Carga térmica del condensador	8503018	cal/h
Carga térmica del Rehervidor	9479995.1	cal/h
ETAPAS TEORICAS	8	adim
ETAPAS REALES (**)	16	adim

NOTAS:

(\*) Calculo basado en una jornada de 10 horas por día

(\*\*) Se ha supuesto un valor de 50% para la eficacia de plato

## 4.7 Equipos Especificados

Con respecto a los equipos que requieren especificación se presentan a continuación las siguientes tablas:

### 4.7.1 Separación de cáscara y pulpa

Debido a que la mano de obra es considerada como parte del equipo necesario para procesar la tuna en bruto, se presenta la siguiente tabla para especificar los requerimientos de la mano de obra por parte del hombre para realizar este proceso.

CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA MANO DE OBRA ESTABLECIDOS POR HOMBRE		
CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
HORAS DE TRABAJO	10	hr/día
SEPARACION BRUTA	100	Kg/hr
HORAS DE DESCANSO	2	hr
SEXO	indistinto	Sin unidades
EDAD	18 en adelante	años

EQUIPO NECESARIO PARA REALIZAR EL PROCESO DE SEPARACION DE CASCARA Y PULPA	
HERRAMIENTAS	Cuchillo
	Afilador
SEGURIDAD	Gorro de tela
	Mascarilla con filtro
	Traje u overall plástico
	Botas plásticas
	Guantes de plástico grueso látex

### 4.7.2 Molino de Cuchillas

Las características principales que deberá de tener el molino seleccionado que será adquirido por el proveedor deberán de ser las siguientes:

ESPECIFICACIÓN DEL TIPO DE MOLINO REQUERIDO		
CONCEPTO	VALOR	UNIDADES
TIPO	Cuchillas	No Aplica
APLICACIÓN	Despulpado de frutas	No Aplica
GRADO DE APLICACIÓN	Alimenticio	No Aplica
POTENCIA	1 -- 2	Hp
ALIMENTACIÓN	0.5 -- 3	Ton/hr
SALIDA	conexión sanitaria tipo clamp	No Aplica
NUMERO DE FASES	3	No Aplica
VOLTAJE	220	Volts
DIMENSIONES	1 x 1 x 1 máxima (L,A,h)	metros
FACTOR DE SERVICIO	0.9	No Aplica
MATERIAL	acero inoxidable ss 304 o 316 L	No Aplica
PESO	min 0.5 max 3	Kg

### 4.8.3 Filtro

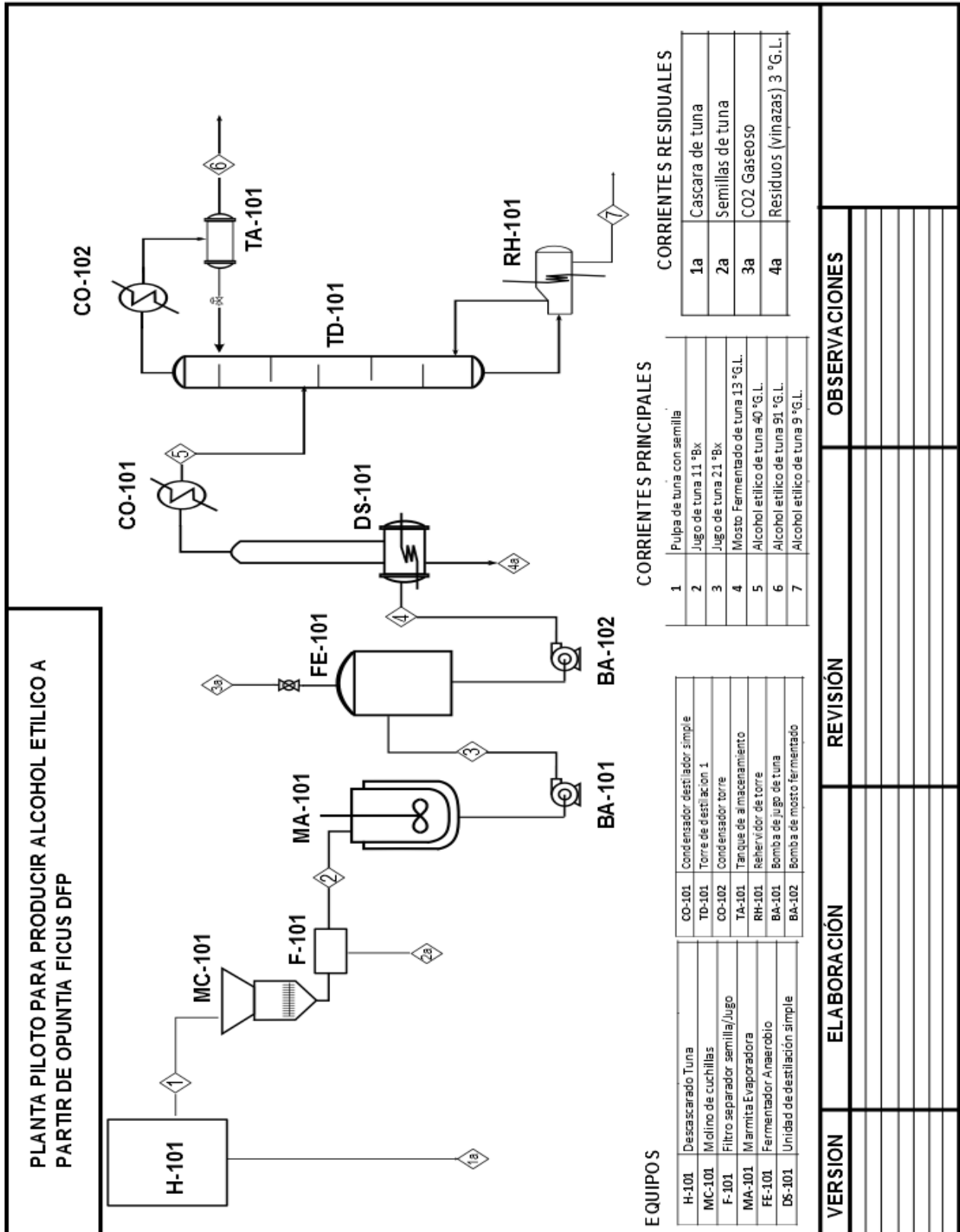
Con respecto al filtro requerido simplemente se tomarán en cuenta las siguientes consideraciones:

- 1) El filtro debe de ser adaptable al molino de cuchillas
- 2) El filtro debe de tener un tamaño de malla 16 o 14 para evitar el paso de las semillas de tuna.

## DIAGRAMA DE PLANTA PILOTO



4.8DFP Planta piloto



# CONCLUSIONES

A partir del trabajo realizado se pueden realizar las siguientes conclusiones:

## CONCLUSIONES

- Desde el punto de vista socio económico, el aprovechamiento integral de la tuna puede brindar grandes oportunidades a los productores de este fruto, el cual tiene muchas ventajas por ser una cactácea, consecuentemente una demanda mínima de agua de riego, lo que se traduce como una materia prima de muy bajo costo.
- A partir de tunas (*Opuntia ficus indica*) provenientes del Huichapan, Hidalgo se obtuvo alcohol etílico con una pureza del 91 %, con un rendimiento del 48 kg por tonelada de tuna lo que hace viable el uso de este fruto para obtener etanol.
- Durante el desarrollo de la tesis se presentan la información requerida para establecer las bases de diseño de la Planta piloto teniendo como perspectiva su escalamiento a nivel industrial.
- Los procesos de fermentación y destilación desarrollados en esta tesis, muestran que el equipo requerido para la obtención de bebidas alcohólicas no es un equipo complejo y consecuentemente, se podría plantear la construcción de “destilerías artesanales” en las poblaciones productoras de tuna semejantes a las destilerías de aguardientes como el tequila o el mezcal.

# REFERENCIAS

**REFERENCIAS FISICAS**

1. Vincent, Vela, María Cinta; Álvarez Blanco Silvia, QUIMICA ORGANICA INDUSTRIAL; EDITORIAL UPV; IMPRESIÓN REPROVAL, S.L. VALENCIA ESPAÑA.
2. Perry, R.H. (1997) Perry Manual del Ingeniero Químico. 6ª Edición ed. Green D.W. y Maloney J.O. (Eds) McGraw Hill Inc. México.
3. Valiente B.A., (2008). Problemas de Transferencia de Calor; Grupo Noriega Editores; Editorial LIMUSA SA de CV; México D.F.
4. Valiente B.A., (2010). Problemas de Flujo de Fluidos; Grupo Noriega Editores; Editorial LIMUSA SA de CV; México D.F.
5. OCON,TOJO; Problemas de Ingeniería Química TOMO 1 Editorial Aguilar
6. McCabe,Smith,Harriot (1991); Operaciones Unitarias en la Ingeniería Química; 4ª Ed. ; McGraw Hill Inc.; Madrid, España.
7. Geankoplis C.J. (1998); Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias; 3ª Ed.; Compañía Editorial Continental SA de CV.; México
8. Seader, Henley, Roper (2011); Separation Process Principles, Chemical and Biochemical Operations; 3rd Ed.; Hoboken N.J.; U.S.
9. Seader J.D., Henley E.J. (2003); Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química; Reverté Ediciones SA de CV; México.
10. Kern, D.Q. (2011); Procesos de Transferencia de Calor; 42ª Reimpresión; Grupo Editorial Patria SA de CV; México D.F.
11. Anaya D., Barragán A., Vergara A. (2013); Manual de Temas Selectos de Ingeniería de Proyectos; 1ª Ed. Universidad Nacional Autónoma de México; México D.F.

**REFERENCIAS DIGITALES**

- a) Valiente B.A., (2010). Destilación Binaria por el Método de Ponchon-Savarit; Facultad de Química UNAM CU; México D.F.
- b) Rodríguez A.J.; Introducción a la Termodinámica con algunas Aplicaciones de Ingeniería, Universidad Tecnológica Nacional.

- c) Granger Brown George; Operaciones Básicas de la Ingeniería Química; Ed. Marín 1965, Barcelona, España.
- d) Gonzalez Gel German; Modelado y Simulación de una planta de producción de etanol por deshidratación catalítica; Escuela Superior de Ingenieros, Sevilla 2011

#### TESIS

- I) TORRES MERINO JESUS; Instalación y acondicionamiento de un alambique, para el Laboratorio de Ingeniería Química, con fines didácticos; UNAM C.U.; México D.F. 1975
- II) SUAREZ REYES VICTOR OSWALDO; Elaboración de Alcohol Etilico A partir de Opuntia Ficus; UNAM C.U.; México D.F. 2007

#### REFERENCIAS WEB

<http://www.cie.unam.mx/~ojs/pub/Curso%20Mabe%20Termino/Introducci%C3%B3n%20a%20la%20Termodinamica.pdf>

<http://servicios.encb.ipn.mx/polilibros/fisicoquimica/gases/Ley%20dalton.htm>

[http://www.uv.es/qflab/2013\\_14/descargas/cuadernillos/qf1/castellano/P6\\_G\\_diagramaFases.pdf](http://www.uv.es/qflab/2013_14/descargas/cuadernillos/qf1/castellano/P6_G_diagramaFases.pdf)

<http://operacionesunitarias-1.blogspot.mx/2014/04/equilibrio-liquido-vapor.html>

[http://datateca.unad.edu.co/contenidos/211612/contLinea\\_eXe\\_/leccin\\_41\\_equilibrio\\_vaporliquido.html](http://datateca.unad.edu.co/contenidos/211612/contLinea_eXe_/leccin_41_equilibrio_vaporliquido.html)

<http://iq.ua.es/Ponchon/apartado1.htm>

[http://datateca.unad.edu.co/contenidos/332569/MODULO\\_332569\\_EXE/reduccion\\_de\\_tamao.html](http://datateca.unad.edu.co/contenidos/332569/MODULO_332569_EXE/reduccion_de_tamao.html)

<http://depa.fquim.unam.mx/manualTFI/filtracion.doc>

<http://es.slideshare.net/42-esthela/filtros-en-la-industria>

<http://www.filtros prensa.com.mx/index.php/que-es-un-filtro-prensa>

<http://www.auxiaqua.es/sistemas-filtracion/>

<http://www.cenunez.com.ar/archivos/55-Enrelacionalostamicesnormalizados.pdf>

[http://www.datateca.unad.edu.co/contenidos/211618/EXELARNING/leccion\\_49\\_evaporadores.html](http://www.datateca.unad.edu.co/contenidos/211618/EXELARNING/leccion_49_evaporadores.html)

<http://www.conocimientosweb.net/dcmt/ficha8771.html>

<http://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/steam-heat-transfer.html>

<http://clubensayos.com/imprimir/Calor-Especifico-De-Sustancias-Puras/2523.html>

<http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/9780471790990.oth1/pdf>

<http://www.ingenieriaquimica.org/foros/espesor-por-corrosion>

<http://etanol-ae.blogspot.mx/2012/05/usos-y-obtencion.html>

[http://www.inecc.gob.mx/descargas/cclimatico/taller\\_ener\\_ren\\_04.pdf](http://www.inecc.gob.mx/descargas/cclimatico/taller_ener_ren_04.pdf)

[http://ri.ues.edu.sv/1790/1/Dise%C3%B1o,\\_construccion\\_y\\_validacion\\_de\\_un\\_equipo\\_de\\_destilacion\\_de\\_alcohol\\_etilico.pdf](http://ri.ues.edu.sv/1790/1/Dise%C3%B1o,_construccion_y_validacion_de_un_equipo_de_destilacion_de_alcohol_etilico.pdf)

<http://etanolbiocombustible.blogspot.mx/p/generalidades.html>

[http://books.google.com.mx/books?id=00\\_6Q134GzYC&pg=PA70&dq=fermentacion+alcoholica&hl=es419&sa=X&ei=CCZ5U7KvAcyRqAbzx4CYAQ&ved=0CCwQ6AEwAA#v=onepage&q=fermentacion%20alcoholica&f=false](http://books.google.com.mx/books?id=00_6Q134GzYC&pg=PA70&dq=fermentacion+alcoholica&hl=es419&sa=X&ei=CCZ5U7KvAcyRqAbzx4CYAQ&ved=0CCwQ6AEwAA#v=onepage&q=fermentacion%20alcoholica&f=false)

<http://www.biologiasur.org/apuntes/base-fisico-quimica/organizacion-y-fisiologia-celular/celula-eucariotica-ii/metabolismo/caracteristica/fermentacion.html>

<http://www.economia.unam.mx/publicaciones/econunam/pdfs/16/06luisarmando.pdf>

<http://www.ejournal.unam.mx/ecu/ecunam16/ECU001600606.pdf>

#### BIOENERGÉTICOS EN MEXICO ESTUDIO SENER:

<http://www.google.com.mx/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&ved=0CCgQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.cedrssa.gob.mx%2Fincludes%2Fasp%2Fdownload.asp%3Fiddocumento%3D1759%26idurl%3D2501&ei=tOF6U6mUI5eNqAaiyYHwDQ&usg=AFQjCNFEkxCUqygFWtJFM4PHchOepaUB7Q>

# APÉNDICE



APENDICE I TABLAS DE VAPOR

Temperatura de Saturación	Presión	Entalpia Especifica del Agua (h <sub>l</sub> )	Entalpia Especifica de Evaporación (h <sub>lg</sub> )	Entalpia Especifica del Vapor (h <sub>g</sub> )	Densidad del Vapor	Volumen Especifico del Vapor (v <sub>g</sub> )	Entropia Especifica del Agua (s <sub>l</sub> )	Entropia Especifica de Evaporación (s <sub>lg</sub> )	Entropia Especifica del Vapor (s <sub>g</sub> )	Calor Especifico del Vapor (c <sub>v</sub> )	Calor Especifico del Vapor (c <sub>p</sub> )	Velocidad del sonido	Viscosidad Dinámica del Vapor	Coficiente Isentrópico (k) (k)	Factor de Compresibilidad del Vapor	Entalpia Especifica de Evaporación (h <sub>lg</sub> )
°C	mm Hg (Torr) absoluto	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /kg	kJ/kg K	kJ/kg K	kJ/kg K	kJ/kg K	kJ/kg K	m/s	cP			Cal/mol
70	233.838	293.044	2333.09	2626.13	0.19823	5.04465	0.954996	6.79904	7.75404	1.46999	1.95819	456.093	0.0112596	1.32259	0.993053	10037.1865
70.5	238.94	295.138	2331.85	2626.99	0.202281	4.94362	0.961092	6.78555	7.74664	1.47077	1.95933	456.39	0.0112761	1.32252	0.992951	10031.8519
71	244.136	297.232	2330.62	2627.85	0.206401	4.84494	0.96718	6.77209	7.73927	1.47155	1.96048	456.686	0.0112926	1.32245	0.992848	10026.5603
71.5	249.427	299.326	2329.38	2628.7	0.21059	4.74856	0.973259	6.75867	7.73193	1.47234	1.96163	456.981	0.0113091	1.32238	0.992744	10021.2257
72	254.814	301.421	2328.14	2629.56	0.21485	4.65442	0.97933	6.74529	7.72462	1.47313	1.9628	457.276	0.0113256	1.3223	0.992639	10015.8911
72.5	260.299	303.516	2326.9	2630.41	0.219181	4.56244	0.985393	6.73194	7.71733	1.47393	1.96397	457.57	0.0113421	1.32223	0.992533	10010.5565
73	265.884	305.611	2325.65	2631.26	0.223584	4.47259	0.991447	6.71863	7.71008	1.47473	1.96515	457.864	0.0113586	1.32215	0.992425	10005.1789
73.5	271.57	307.706	2324.41	2632.12	0.228061	4.38479	0.997493	6.70535	7.70284	1.47553	1.96634	458.157	0.0113752	1.32208	0.992316	9999.84426
74	277.358	309.801	2323.17	2632.97	0.232612	4.29901	1.00353	6.69211	7.69564	1.47635	1.96755	458.45	0.0113918	1.32201	0.992207	9994.50966
74.5	283.249	311.897	2321.92	2633.82	0.237237	4.21519	1.00956	6.6789	7.68846	1.47716	1.96876	458.742	0.0114083	1.32193	0.992096	9989.13203
75	289.246	313.992	2320.67	2634.67	0.241939	4.13327	1.01558	6.66573	7.68131	1.47798	1.96998	459.033	0.0114249	1.32185	0.991983	9983.75441
75.5	295.349	316.088	2319.43	2635.51	0.246718	4.05321	1.02159	6.65259	7.67419	1.47881	1.9712	459.324	0.0114415	1.32178	0.99187	9978.4198
76	301.56	318.184	2318.18	2636.36	0.251575	3.97495	1.0276	6.63949	7.66709	1.47964	1.97244	459.614	0.0114582	1.3217	0.991755	9973.04218
76.5	307.881	320.28	2316.93	2637.21	0.256511	3.89847	1.0336	6.62642	7.66001	1.48048	1.97369	459.903	0.0114748	1.32163	0.99164	9967.66455
77	314.313	322.377	2315.68	2638.05	0.261527	3.8237	1.03959	6.61338	7.65297	1.48132	1.97495	460.192	0.0114914	1.32155	0.991523	9962.28693
77.5	320.858	324.473	2314.42	2638.9	0.266624	3.7506	1.04557	6.60038	7.64595	1.48217	1.97621	460.48	0.0115081	1.32147	0.991404	9956.86628
78	327.517	326.57	2313.17	2639.74	0.271802	3.67914	1.05154	6.58741	7.63895	1.48302	1.97749	460.768	0.0115248	1.3214	0.991285	9951.48866
78.5	334.292	328.667	2311.92	2640.58	0.277064	3.60927	1.05751	6.57448	7.63198	1.48388	1.97878	461.055	0.0115414	1.32132	0.991164	9946.11103
79	341.184	330.765	2310.66	2641.42	0.28241	3.54095	1.06346	6.56158	7.62504	1.48475	1.98007	461.341	0.0115581	1.32124	0.991042	9940.69039
79.5	348.195	332.862	2309.4	2642.26	0.287841	3.47415	1.06941	6.54871	7.61812	1.48561	1.98138	461.627	0.0115748	1.32116	0.990918	9935.26974
80	355.327	334.96	2308.14	2643.1	0.293357	3.40881	1.07535	6.53587	7.61123	1.48649	1.98269	461.912	0.0115916	1.32108	0.990794	9929.84909
80.5	362.582	337.058	2306.88	2643.94	0.298961	3.34492	1.08129	6.52307	7.60436	1.48737	1.98402	462.196	0.0116083	1.32101	0.990668	9924.42845
81	369.96	339.156	2305.62	2644.78	0.304653	3.28242	1.08721	6.5103	7.59752	1.48825	1.98535	462.48	0.011625	1.32093	0.990541	9919.0078
81.5	377.463	341.255	2304.36	2645.62	0.310434	3.22129	1.09313	6.49756	7.5907	1.48914	1.9867	462.763	0.0116418	1.32085	0.990412	9913.58716
82	385.094	343.353	2303.1	2646.45	0.316306	3.1615	1.09904	6.48486	7.5839	1.49004	1.98805	463.046	0.0116586	1.32077	0.990282	9908.16651
82.5	392.854	345.452	2301.83	2647.29	0.322269	3.103	1.10495	6.47219	7.57713	1.49094	1.98941	463.328	0.0116753	1.32069	0.990151	9902.70284
83	400.745	347.552	2300.57	2648.12	0.328324	3.04577	1.11084	6.45955	7.57039	1.49185	1.99079	463.609	0.0116921	1.32061	0.990019	9897.2822
83.5	408.768	349.651	2299.3	2648.95	0.334473	2.98978	1.11673	6.44694	7.56366	1.49276	1.99218	463.89	0.0117089	1.32053	0.989885	9891.81853
84	416.925	351.751	2298.03	2649.78	0.340716	2.935	1.12261	6.43436	7.55697	1.49368	1.99357	464.17	0.0117257	1.32045	0.98975	9886.35486
84.5	425.218	353.851	2296.76	2650.61	0.347055	2.88139	1.12848	6.42181	7.55029	1.4946	1.99498	464.449	0.0117426	1.32037	0.989613	9880.8912
85	433.648	355.951	2295.49	2651.44	0.353491	2.82893	1.13435	6.4093	7.54364	1.49553	1.99639	464.728	0.0117594	1.32029	0.989475	9875.42753

APENDICE I (Continuación) TABLAS DE VAPOR

85.5	442.218	358.051	2294.22	2652.27	0.360025	2.777759	1.1402	6.39681	7.53702	1.49646	1.99782	465.006	0.0117762	1.3202	0.989336	9869.96386
86	450.929	360.152	2292.94	2653.1	0.366658	2.72734	1.14605	6.38436	7.53041	1.4974	1.99926	465.283	0.0117931	1.32012	0.989195	9864.45717
86.5	459.783	362.253	2291.67	2653.92	0.373391	2.67816	1.1519	6.37194	7.52383	1.49835	2.0007	465.56	0.0118099	1.32004	0.989053	9858.99351
87	468.782	364.355	2290.39	2654.75	0.380226	2.63002	1.15773	6.35955	7.51728	1.4993	2.00216	465.836	0.0118268	1.31996	0.98891	9853.48682
87.5	477.928	366.456	2289.11	2655.57	0.387163	2.58289	1.16356	6.34719	7.51074	1.50026	2.00363	466.112	0.0118437	1.31987	0.988765	9847.98013
88	487.222	368.558	2287.83	2656.39	0.394204	2.53676	1.16938	6.33485	7.50423	1.50122	2.00511	466.386	0.0118606	1.31979	0.988619	9842.47344
88.5	496.667	370.66	2286.55	2657.21	0.40135	2.49159	1.17519	6.32255	7.49775	1.50219	2.0066	466.661	0.0118775	1.31971	0.988471	9836.96676
89	506.264	372.763	2285.27	2658.03	0.408602	2.44737	1.181	6.31028	7.49128	1.50316	2.0081	466.934	0.0118944	1.31962	0.988322	9831.46007
89.5	516.015	374.866	2283.99	2658.85	0.415962	2.40407	1.1868	6.29804	7.48484	1.50414	2.00962	467.207	0.0119113	1.31954	0.988172	9825.95338
90	525.923	376.969	2282.7	2659.67	0.423429	2.36167	1.19259	6.28583	7.47842	1.50513	2.01114	467.479	0.0119282	1.31946	0.98802	9820.40367
90.5	535.989	379.072	2281.41	2660.48	0.431007	2.32015	1.19837	6.27365	7.47202	1.50612	2.01267	467.75	0.0119452	1.31937	0.987866	9814.85396
91	546.214	381.176	2280.12	2661.3	0.438696	2.27949	1.20415	6.2615	7.46565	1.50712	2.01422	468.021	0.0119621	1.31929	0.987712	9809.30425
91.5	556.602	383.28	2278.83	2662.11	0.446496	2.23966	1.20992	6.24937	7.45929	1.50812	2.01578	468.291	0.011979	1.3192	0.987555	9803.75454
92	567.154	385.384	2277.54	2662.93	0.45441	2.20065	1.21568	6.23728	7.45296	1.50913	2.01735	468.561	0.011996	1.31911	0.987398	9798.20483
92.5	577.872	387.489	2276.25	2663.74	0.462439	2.16245	1.22144	6.22521	7.44665	1.51014	2.01893	468.829	0.012013	1.31903	0.987238	9792.65513
93	588.757	389.594	2274.96	2664.55	0.470584	2.12502	1.22719	6.21318	7.44036	1.51116	2.02052	469.097	0.0120299	1.31894	0.987078	9787.10542
93.5	599.813	391.699	2273.66	2665.36	0.478845	2.08836	1.23293	6.20117	7.4341	1.51219	2.02212	469.365	0.0120469	1.31886	0.986915	9781.51269
94	611.042	393.804	2272.36	2666.17	0.487226	2.05244	1.23866	6.18919	7.42785	1.51322	2.02373	469.631	0.0120639	1.31877	0.986751	9775.91996
94.5	622.444	395.91	2271.06	2666.97	0.495726	2.01725	1.24439	6.17724	7.42163	1.51426	2.02536	469.897	0.0120809	1.31868	0.986586	9770.32723
95	634.023	398.017	2269.76	2667.78	0.504346	1.98276	1.25011	6.16532	7.41543	1.51531	2.027	470.163	0.0120979	1.3186	0.986419	9764.7345
95.5	645.78	400.123	2268.46	2668.58	0.51309	1.94898	1.25583	6.15342	7.40925	1.51636	2.02865	470.427	0.0121149	1.31851	0.986251	9759.14177
96	657.717	402.23	2267.15	2669.38	0.521957	1.91587	1.26153	6.14155	7.40309	1.51741	2.03031	470.691	0.012132	1.31842	0.986081	9753.50602
96.5	669.838	404.337	2265.85	2670.19	0.530948	1.88342	1.26723	6.12971	7.39695	1.51848	2.03198	470.954	0.012149	1.31833	0.98591	9747.91329
97	682.143	406.445	2264.54	2670.99	0.540066	1.85162	1.27293	6.1179	7.39083	1.51955	2.03366	471.217	0.012166	1.31824	0.985737	9742.27553
97.5	694.635	408.553	2263.23	2671.79	0.549312	1.82046	1.27861	6.10612	7.38473	1.52062	2.03536	471.479	0.0121831	1.31815	0.985562	9736.64178
98	707.316	410.661	2261.92	2672.58	0.558687	1.78991	1.28429	6.09436	7.37865	1.5217	2.03707	471.74	0.0122001	1.31806	0.985386	9731.00603
98.5	720.189	412.77	2260.61	2673.38	0.568192	1.75997	1.28996	6.08263	7.37259	1.52279	2.03879	472	0.0122172	1.31797	0.985208	9725.37028
99	733.255	414.879	2259.3	2674.17	0.577828	1.73062	1.29563	6.07093	7.36656	1.52388	2.04053	472.26	0.0122342	1.31789	0.985029	9719.73453
99.5	746.517	416.988	2257.98	2674.97	0.587598	1.70184	1.30129	6.05925	7.36054	1.52498	2.04227	472.519	0.0122513	1.31779	0.984848	9714.05576
100	759.977	419.098	2256.66	2675.76	0.597502	1.67364	1.30694	6.0476	7.35454	1.52609	2.04403	472.777	0.0122684	1.3177	0.984666	9708.37699
100.5	773.638	421.208	2255.34	2676.55	0.607541	1.64598	1.31259	6.03596	7.34856	1.5272	2.0458	473.034	0.0122855	1.31761	0.984482	9702.69821
101	787.501	423.318	2254.02	2677.34	0.617718	1.61886	1.31823	6.02438	7.34261	1.52832	2.04759	473.291	0.0123025	1.31752	0.984296	9697.01944
101.5	801.569	425.429	2252.7	2678.13	0.628034	1.59227	1.32386	6.01281	7.33667	1.52945	2.04938	473.547	0.0123196	1.31743	0.984108	9691.34067
102	815.845	427.54	2251.37	2678.92	0.638489	1.5662	1.32949	6.00127	7.33075	1.53058	2.05119	473.803	0.0123367	1.31734	0.983919	9685.61888
102.5	830.33	429.652	2250.05	2679.7	0.649086	1.54063	1.3351	5.98975	7.32485	1.53172	2.05301	474.057	0.0123538	1.31725	0.983729	9679.94011
103	845.027	431.764	2248.72	2680.48	0.659826	1.51555	1.34072	5.97825	7.31897	1.53286	2.05485	474.311	0.012371	1.31716	0.983537	9674.21831
103.5	859.938	433.876	2247.39	2681.27	0.67071	1.49096	1.34632	5.96679	7.31311	1.53402	2.0567	474.564	0.0123881	1.31706	0.983343	9668.49652
104	875.066	435.989	2246.06	2682.05	0.68174	1.46683	1.35192	5.95535	7.30727	1.53517	2.05856	474.817	0.0124052	1.31697	0.983147	9662.77473
104.5	890.413	438.102	2244.73	2682.83	0.692917	1.44317	1.35752	5.94393	7.30145	1.53634	2.06043	475.069	0.0124223	1.31688	0.98295	9657.05293
105	905.982	440.215	2243.39	2683.61	0.704243	1.41996	1.3631	5.93254	7.29565	1.53751	2.06232	475.32	0.0124394	1.31678	0.982751	9651.28812
105.5	921.774	442.329	2242.05	2684.38	0.715719	1.3972	1.36868	5.92218	7.28986	1.53869	2.06422	475.57	0.0124566	1.31669	0.98255	9645.52331
106	937.793	444.444	2240.71	2685.16	0.727347	1.37486	1.37426	5.90984	7.28409	1.53987	2.06613	475.819	0.0124737	1.31659	0.982348	9639.75849
106.5	954.041	446.558	2239.37	2685.93	0.739128	1.35295	1.37983	5.89852	7.27835	1.54106	2.06806	476.068	0.0124909	1.3165	0.982143	9633.99368
107	970.52	448.673	2238.03	2686.7	0.751063	1.33145	1.38539	5.88723	7.27262	1.54226	2.07	476.316	0.012508	1.31641	0.981938	9628.22886
107.5	987.233	450.789	2236.69	2687.47	0.763155	1.31035	1.39094	5.87596	7.26691	1.54346	2.07196	476.563	0.0125252	1.31631	0.98173	9622.46405
108	1004.18	452.905	2235.34	2688.24	0.775404	1.28965	1.39649	5.86472	7.26121	1.54468	2.07393	476.81	0.0125423	1.31622	0.981521	9616.65621
108.5	1021.37	455.021	2233.99	2689.01	0.787813	1.26934	1.40203	5.85351	7.25554	1.54589	2.07591	477.056	0.0125595	1.31612	0.98131	9610.84838
109	1038.8	457.137	2232.64	2689.78	0.800382	1.2494	1.40757	5.84231	7.24988	1.54712	2.07791	477.301	0.0125767	1.31602	0.981097	9605.04054
109.5	1056.48	459.255	2231.29	2690.54	0.813114	1.22984	1.4131	5.83115	7.24425	1.54835	2.07992	477.545	0.0125938	1.31593	0.980882	9599.23271

FUENTE: VAXASOFTWARE.COM

APENDICE II PROPIEDADES FISICAS ETANOL

Ethanol, C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH, Molecular Mass: 46.0, (T<sub>sat</sub> = 78.3 °C; T<sub>m</sub> = -114.5 °C)

T Temp. °C	pv saturation pressure (10 <sup>5</sup> Pa)	latent heat (kJ/kg)	ρℓ liquid density (103 kg/m <sup>3</sup> )	ρv vapor density (kg/m <sup>3</sup> )	μℓ liquid viscosity (10 <sup>-3</sup> N-s/m <sup>2</sup> )	μv vapor viscosity (10 <sup>-5</sup> N-s/m <sup>2</sup> )	kℓ liquid thermal conductivity (W/m-K)	kv vapor thermal conductivity (W/m-K)	σ liquid surface tension (10 <sup>-3</sup> N/m)	cp,ℓ liquid specific heat b (kJ/kg-K)	cp,v vapor specific heat c (kJ/kg-K)
0	0.012	1048.4	0.901	0.036	1.799	0.774	0.183	0.0117	24.4	2.27	1.34
20	0.058	1030	0.8	0.085	1.198	0.835	0.179	0.0139	22.8	2.4	1.4
40	0.18	1011.9	0.789	0.316	0.819	0.9	0.175	0.016	21	2.57	1.48
60	0.472	988.9	0.77	0.748	0.588	0.959	0.171	0.0179	19.2	2.78	1.54
80	1.086	960	0.757	1.43	0.432	1.03	0.169	0.0199	17.3	3.03	1.61
100	2.26	927	0.73	3.41	0.318	1.092	0.167	0.0219	15.5	3.3	1.68
120	4.29	885.5	0.71	6.01	0.243	1.157	0.165	0.0238	13.4	3.61	1.75
140	7.53	834	0.68	10.67	0.19	1.219	0.163	0.0256	11.2	3.96	
160	12.756	772.9	0.65	17.45	0.15	1.293	0.161	0.0272	9		
180	19.6	698.8	0.61	27.65	0.12	1.369	0.159	0.0288	6.7		
200	29.4	598.3	0.564	44.48	0.095	1.464	0.157	0.0395	4.3		
220	42.8	468.5	0.51	74.35	0.0725	1.618	0.155	0.0321	2.2		
240	60.2	280.5	0.415	135.5	0.0488	1.948	0.153		0.1		

Presion Saturacion Pa	Presion Saturación mmHg	Calor latente Cal/mol K	Temp K	Cp liquido [cal/molK]	Cp gas cal/molK	log presion	log calor latente	Cp gas [cal/mol K]
1200	12	11526.3862	273.15	24.956979	14.7323136	1.07918125	4.061693168	14.7323136
5800	58	11324.0918	293.15	26.3862333	15.3919694	1.76342799	4.054003381	15.3919694
18000	180	11125.0956	313.15	28.2552581	16.2715105	2.25527251	4.046303752	16.2715105
47200	472	10872.2275	333.15	30.5640535	16.9311663	2.673942	4.036318533	16.9311663
108600	1086	10554.4933	353.15	33.3126195	17.7007648	3.03582983	4.023437389	17.7007648
226000	2260	10191.6826	373.15	36.2810707	18.4703633	3.35410844	4.00824589	18.4703633
429000	4290	9735.42065	393.15	39.6892925	19.2399618	3.63245729	3.988354721	19.2399618
753000	7530	9169.21606	413.15	43.5372849	0	3.87679498	3.962332206	0
1275600	12756	8497.46654	433.15	0	0	4.10571451	3.929289463	0
1960000	19600	7682.79159	453.15	0	0	4.29225607	3.885519052	0
2940000	29400	6577.86807	473.15	0	0	4.46834733	3.818085159	0
4280000	42800	5150.81262	493.15	0	0	4.63144377	3.711875751	0
6020000	60200	3083.89101	513.15	0	0	4.77959649	3.489099021	0

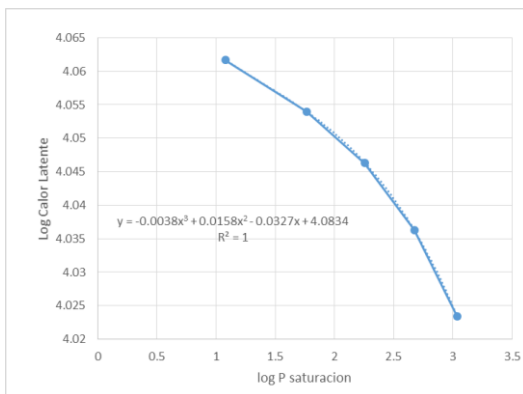
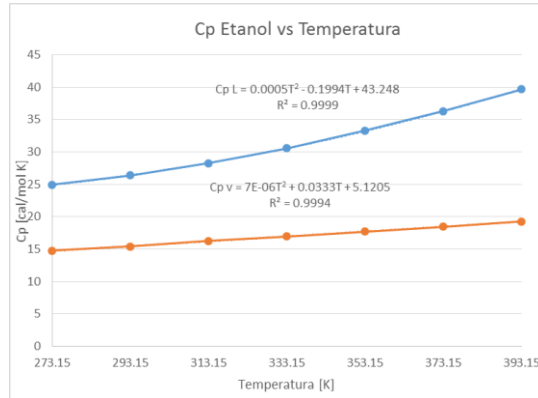
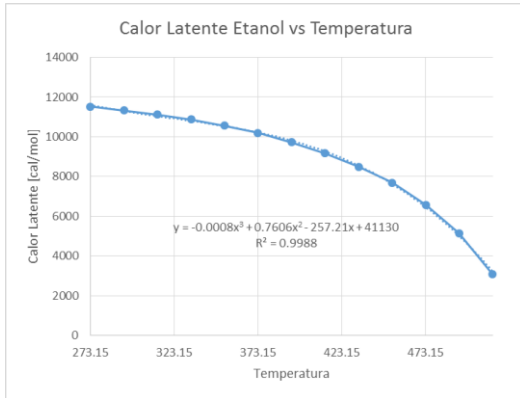
Propertya	Temp.	α0	α1	α2	α3	α4	α5	Error(%)
pv (105Pa)	0–240 °C	-4.4114	0.08765	-10.3182	3.9958E-06	-9.434	2.0359E-11	1.24
{(h)_{(ell v)}}c (kJ/kg)	0–240 °C	1048.6	-1.0921	0.010651	-6.0693	1.1231E-06	-11.4928	0.12
ρℓ (103kg/m <sup>3</sup> )	0–240 °C	-2.0791	-10.7201	0.00015906	-7.6139	7.1873E-09	-12.2075	0.5
ρv (kg/m <sup>3</sup> )	0–240 °C	-3.3681	0.052492	0.00005163	-7.9542	8.6893E-09	-12.1451	4.95
μℓ (10 <sup>-3</sup> Ns/m <sup>2</sup> )	0–240 °C	0.58942	-4.254	0.00010283	-15.8574	4.7884E-09	-21.7493	0.39
μv (10 <sup>-5</sup> Ns/m <sup>2</sup> )	0–240 °C	-3.5759	0.0045249	-0.00003121	3.9144E-07	-11.3733	5.145E-12	0.29
kℓ (W/m-K)	0–240 °C	-1.6976	-4.2505	7.5291E-07	5.2361E-08	-13.4986	6.4599E-13	0.1
kv (W/m-K)	0–220 °C	-4.4346	0.0033797	0.00021001	-9.4778	2.0462E-08	-15.0325	3.75
σc (10 <sup>-3</sup> N/m)	0–240 °C	24.419	-10.1477	-0.0001145	8.654E-07	-16.6432	1.9148E-11	2.15
cp,ℓ (kJ/kg-K)	0–140 °C	0.81763	0.0026793	0.000013888	-15.3856	-14.4424	1.5104E-12	0.01
cp,v (kJ/kg-K)	0–120 °C	0.29255	0.0012271	0.000080938	-7.8513	1.685E-08	-16.388	0.11

a Polynomial Function:  $\ln(\text{Property}) = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 T^3 + a_4 T^4 + a_5 T^5$

b The notation 8.7650-2 signifies  $8.7650 \times 10^{-2}$

c Polynomial Function:  $\text{Property} = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 T^3 + a_4 T^4 + a_5 T^5$

**APENDICE II (Continuación) PROPIEDADES FISICAS ETANOL**



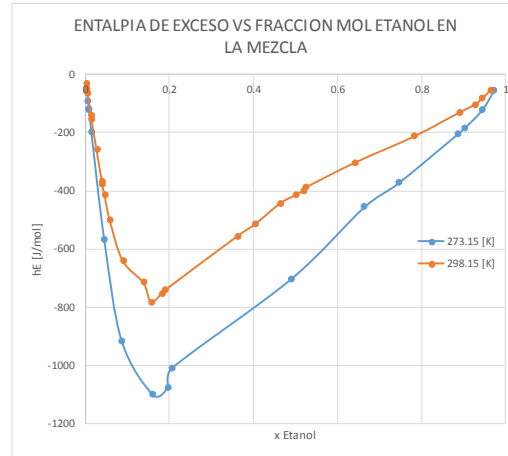
**References**

Dunn, P. and Reay, D.A. 1982, Heat Pipes, Pergamon Press, New York.  
 Faghri, A., and Zhang, Y., 2006, *Transport Phenomena in Multiphase Systems*, Elsevier, Burlington, MA.  
 Faghri Amir, Zhang Yuwen, Howell John, 2010, *Advanced Heat and Mass Transfer*, Global Digital Press, Columbia, MO  
 Ivanovskij, M.N., Sorokin, V.P., and Yagodkin, I.V., 1982, *The Physical Principles of Heat Pipes*, Clarendon Press, Oxford, UK.  
 Rohsenow, W.N., Hartnett, J.P., and Ganic, E.N. eds., 1985, *Handbook of Heat Transfer Fundamentals*, McGraw-Hill, New York,  
 Vargaftik, N.B., 1975, *Handbook of Physical Properties of Liquids and Gases*, Hemisphere, New York, NY.

**APENDICE III ENTALPIAS DE EXCESO EXPERIMENTALES SISTEMA ETANOL-AGUA**

a 298.5 K	
$h^E$ [J/mol]	$x_1$ [mol/mol]
-31.987	0.0032
-47.311	0.0042
-64.058	0.0066
-142.351	0.0145
-154.493	0.0158
-258.744	0.0276
-368.02	0.0405
-378.487	0.0411
-415.749	0.0468
-502.416	0.0594
-640.58	0.09
-715.943	0.139
-782.931	0.157
-753.624	0.182
-741.063	0.191
-556.844	0.362
-514.976	0.405
-443.801	0.464
-415.33	0.501
-400.258	0.519
-389.372	0.525
-303.961	0.642
-213.527	0.783
-131.884	0.89
-104.67	0.927
-83.317	0.944
-54.01	0.965

273.15 K	
$h^E$ [J/mol]	$x_1$ [mol/mol]
-59.871	0.0041
-93.366	0.0067
-119.324	0.0088
-121.417	0.0088
-198.036	0.0144
-569.405	0.0452
-916.909	0.0868
-1101.13	0.161
-1076.01	0.196
-1009.02	0.206
-703.382	0.489
-456.361	0.663
-373.044	0.745
-204.316	0.886
-185.475	0.901
-123.511	0.943
-55.684	0.972



**APENDICE IV ENTALPIAS DE EXCESO 365.981 – 344.999 [K]**

$$h_{mix} = y_{ethanol}(1 - y_{ethanol}) \left( \frac{a_0 y_{ethanol} + a_{0.5} \sqrt{y_{ethanol}} + a_{1.5} (y_{ethanol})^{1.5} + a_{2.5} (y_{ethanol})^{2.5} + a_{4.5} (y_{ethanol})^{4.5}}{a_{2.5} (y_{ethanol})^{2.5} + a_{4.5} (y_{ethanol})^{4.5}} \right) \quad (3)$$

where:

$y_{ethanol}$  : molar fraction of ethanol in the mixture

$$a_0 = -3.63868e5 + 1.83829e3(T) - 2.32763(T^2)$$

$$a_{0.5} = 9.25982e5 + 4.83586e3(T) + 6.37228(T^2)$$

$$a_{1.5} = -14.04894e5 + 7.51661e3(T) - 10.1128(T^2)$$

$$a_{2.5} = 10.91318e5 + 5.89498e3(T) + 7.98868(T^2)$$

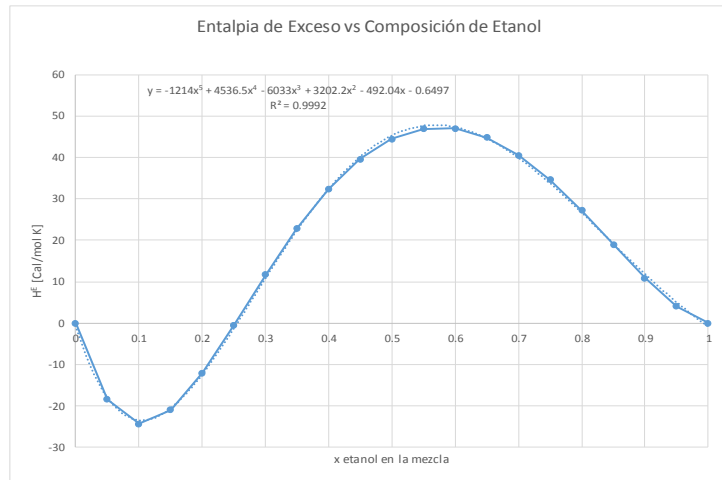
$$a_{4.5} = -2.79986e5 + 1.50557e3(T) - 2.03127(T^2)$$

T: temperature of mixture[K].

		T [K]																					
X Etanol	X agua	365.9809547	357.9007	353.921	351.631	350.175	349.172	348.429	347.841	347.35	346.925	346.54	346.195	345.88	345.6	345.355	345.151	344.995	344.89059	344.850231	344.8825	344.998593	
0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0.05	0.95	-8.74015	-18.43689	-23.76373	-26.99372	-29.11	-30.59615	-31.71196	-32.60398	-33.35493	-34.0094	-34.60586	-35.14324	-35.63627	-36.07644	-36.46306	-36.78604	-37.03366	-37.19971	-37.26396	-37.21259	-37.02795	
0.1	0.9	-0.65807	-16.09288	-24.32147	-29.24381	-32.44469	-34.68188	-36.36609	-37.69125	-38.81306	-39.78917	-40.67748	-41.47679	-42.20931	-42.86261	-43.43592	-43.91449	-44.28119	-44.52698	-44.62206	-44.54603	-44.27274	
0.15	0.85	13.9812	-5.11511	-15.07286	-20.96802	-24.77899	-27.43264	-29.41334	-30.98985	-32.31239	-33.46163	-34.5063	-35.44533	-36.3051	-37.07125	-37.74312	-38.30361	-38.73286	-39.02047	-39.13171	-39.04277	-38.72297	
0.2	0.8	31.04421	9.61457	-1.38168	-7.84128	-11.99854	-14.88506	-17.03527	-18.74412	-20.17594	-21.41888	-22.54771	-23.56157	-24.48919	-25.31527	-26.03927	-26.64296	-27.10512	-27.41469	-27.53441	-27.43869	-27.09447	
0.25	0.75	48.18052	25.32475	13.7245	6.94678	2.59844	-0.41466	-2.65597	-4.48332	-5.92492	-7.21707	-8.38985	-9.44257	-10.40524	-11.26214	-12.01285	-12.63858	-13.11749	-13.43821	-13.56223	-13.46307	-13.10645	
0.3	0.7	63.9487	40.31707	28.40343	21.46595	17.02384	13.94968	11.66499	9.85245	8.33588	7.02094	5.82797	4.75751	3.77894	2.90815	2.14548	1.50991	1.02356	0.6979	0.57198	0.67266	1.03477	
0.35	0.65	77.4538	53.53527	41.51885	34.53374	30.06574	26.97572	24.68032	22.85992	21.33722	20.11279	18.82006	17.74597	16.76426	15.89081	15.12591	14.48856	14.0009	13.67437	13.54813	13.64907	14.01213	
0.4	0.6	88.15519	64.33661	52.38544	45.44267	41.0034	37.934	35.65431	33.84661	32.33469	31.02421	29.83565	28.76942	27.79495	26.92799	26.16881	25.53626	25.05228	24.72824	24.60295	24.70312	25.06343	
0.45	0.55	95.75083	72.35419	60.61507	53.7956	49.4352	46.42036	44.18119	42.40563	40.92059	39.63342	38.466	37.41873	36.46159	35.61006	34.86439	34.24309	33.76772	33.44944	33.32639	33.42478	33.77868	
0.5	0.5	100.10295	77.40889	66.01851	59.40051	55.16853	52.24228	50.06882	48.34529	46.90374	45.65424	44.52095	43.50428	42.5751	41.74842	41.02451	40.42133	39.95983	39.60083	39.53136	39.62688	39.97045	
0.55	0.45	101.18975	79.45248	68.5421	62.20293	58.14922	55.34622	53.2643	51.61337	50.23253	49.03564	47.95008	46.97623	46.08617	45.29431	44.60087	44.02309	43.58103	43.28519	43.1706	43.2621	43.59121	
0.6	0.4	99.07525	78.53282	68.22951	62.24523	58.41927	55.77412	53.80964	52.25194	50.94916	49.82	48.7959	47.87723	47.03764	46.29309	45.63661	45.09163	44.67467	44.3855	44.28756	44.37386	44.68428	
0.65	0.35	98.89318	74.77597	65.20278	59.64703	56.09674	53.64294	51.82096	50.37651	49.1686	48.12177	47.17245	46.32094	45.54278	44.85054	44.24441	43.73941	43.35305	43.09437	42.99436	43.07433	43.36195	
0.7	0.3	85.84243	68.3828	59.65983	54.60345	51.3745	49.14381	47.48802	46.17563	45.07837	44.12761	43.26552	42.49236	41.78588	41.15748	40.60729	40.14894	39.7983	39.56534	39.47278	39.54535	39.80637	
0.75	0.25	75.19283	59.63796	51.88649	47.39911	44.53573	42.55858	41.09151	39.92902	38.9573	38.11546	37.35227	36.6679	36.04265	35.48656	34.99973	34.5942	34.28399	34.07631	33.99602	34.06022	34.29113	
0.8	0.2	62.30014	48.9307	42.28197	38.43702	35.98509	34.29273	33.05735	32.0428	31.21162	30.49165	29.83902	29.25386	28.71931	28.24939	27.8278	27.48119	27.21606	27.03857	26.96996	27.02482	27.22217	
0.85	0.15	47.62997	36.78658	31.39719	28.28142	26.29485	24.92385	23.90692	23.10134	22.42812	21.84499	21.31643	20.84253	20.40963	20.02466	19.68768	19.407	19.1923	19.04858	18.99302	19.03744	19.19724	
0.9	0.1	31.79032	23.90999	19.9866	17.71451	16.26563	15.26532	14.52315	13.9951	13.44358	13.01778	12.63178	12.28565	11.96943	11.6882	11.44201	11.23694	11.08007	10.97505	10.93445	10.96691	11.08368	
0.95	0.05	15.57242	11.23721	9.0664	7.80661	7.00158	6.44519	6.03206	5.70454	5.43065	5.19329	4.97804	4.78497	4.60853	4.45157	4.31413	4.19653	4.11203	4.05337	4.0307	4.04883	4.11404	
1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	

ENTALPIA EN EL RANGO 365.981 - 344.999

X Etanol	X agua	H <sup>E</sup> [cal/mol K]	T °C	T [K]
0	1	0	92.83095472	365.9809547
0.05	0.95	-18.43689	84.7507	357.9007
0.1	0.9	-24.32147	80.771	353.921
0.15	0.85	-20.96802	78.481	351.631
0.2	0.8	-11.99854	77.025	350.175
0.25	0.75	-0.41466	76.022	349.172
0.3	0.7	11.66499	75.279	348.429
0.35	0.65	22.85992	74.691	347.841
0.4	0.6	32.33469	74.2	347.35
0.45	0.55	39.63342	73.775	346.925
0.5	0.5	44.52095	73.39	346.54
0.55	0.45	46.97623	73.045	346.195
0.6	0.4	47.03764	72.73	345.88
0.65	0.35	44.85054	72.45	345.6
0.7	0.3	40.60729	72.205	345.355
0.75	0.25	34.5942	72.001	345.151
0.8	0.2	27.21606	71.845	344.995
0.85	0.15	19.04858	71.74059	344.89059
0.9	0.1	10.93445	71.7002309	344.8502309
0.95	0.05	4.04883	71.7325	344.8825
1	0	0	71.8485927	344.9985927



14th European Biomass Conference 17-21 October 2005 Paris France

[A proposal to calculate the exergy of non ideal mixtures ethanol Water using properties of excess](#)

[Modesto, Marcelo, Nelvia, Silvia A.](#)

[p 1925](#)

## APENDICE V Cp DE COMPUESTOS

*Capacidad calorífica, Cp<sup>a</sup> (Reid y col., 1977)*

<i>Compuesto</i>	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	<i>D</i>
<i>Metano</i>	1.9250E+01	5.2130E-02	1.1970E-05	-1.1320E-08
<i>Etanol</i>	9.0142E+00	2.1410E-01	-8.3899E-05	1.3730E-09
<i>Propano</i>	-4.2241E+00	3.0630E-01	-1.5860E-04	3.2150E-08
<i>l-Propanol</i>	2.4700E+00	3.3250E-01	-1.8550E-04	4.2961E-08
<i>l-Butanol</i>	3.2660E+00	4.1800E-01	-2.2420E-04	4.6850E-08
<i>Benceno</i>	-3.3920E+01	4.7390E-01	-3.0170E-04	7.1301E-08
<i>Ciclohexano</i>	-5.4541E+01	6.1131E-01	-2.5230E-04	1.3210E-08
<i>n-Hexano</i>	-1.8476E+01	2.4367E+00	-1.3059E-03	2.7189E-07
<i>l-Octanol</i>	6.1709E+00	7.6070E-01	-3.7970E-04	6.2630E-08
<i>n-Decano</i>	-7.9131E+00	9.6091E-01	-5.2879E-04	1.1310E-07
<i>Agua</i>	3.2240E+01	1.9240E-03	1.0550E-05	-3.5960E-09

<sup>a</sup> ( $C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$ ; en  $J \cdot g^{-1} \cdot K^{-1}$ )

Fuente: <http://www.imiq.org/wp-content/uploads/2012/02/21103.pdf>

## APENDICE VI PROPIEDADES DE ACERO INOXIDABLE SS-304

El Acero inoxidable 304, al igual que el 302, tiene buenas propiedades mecánicas y resistencia a la corrosión.

Las aplicaciones son, entre otras:

- Resortes
- Malla de alambre
- Tela de alambre

Composición Química Aproximada		Propiedades			
Cr	17 - 19%	DENSIDAD	8.0 g/cm <sup>3</sup>	0.289 lb/pulg. <sup>3</sup>	
Ni	8 - 11%	PUNTO DE FUSIÓN	1454 °C	2650 °F	
Fe	BAL	COEFICIENTE DE EXPANSIÓN	18.2 µm/m °C (20 - 100 °C)	10.1 x 10 <sup>-6</sup> pulg./pulg. °F (70 - 212 °F)	
		MÓDULO DE RIGIDEZ	70.3 kN/mm <sup>2</sup>	10196 ksi	
		MÓDULO DE ELASTICIDAD	187.5 kN/mm <sup>2</sup>	27195 ksi	
ESTADO DE SUMINISTRO		TRATAMIENTO TÉRMICO (DESPUÉS DE LA CONFORMACIÓN)			
Recocido / Templado para resortes		Alivio de esfuerzos a 250 °C (480 °F) durante 1 hora y enfriamiento por aire.			
ESTADO	RESISTENCIA A LA TRACCIÓN, APROX.		TEMPERATURA DE SERVICIO, APROX.		
Recocido	600 - 800 N/mm <sup>2</sup>	87 - 116 ksi	-200 a +300 °C	-330 a +570 °F	
Templado para resortes	1300 - 2200 N/mm <sup>2</sup>	189 - 319 ksi	-200 a +300 °C	-330 a +570 °F	

Fuente: [http://www.alloywire.com/spanish/alloy\\_stainless\\_steel\\_304.html](http://www.alloywire.com/spanish/alloy_stainless_steel_304.html)



APENDICE VII VISCOSIDADES DE SOLUCIONES DE SACAROSA

TABLE 130 (revised 1957). *Viscosity, in Centipoises, of Sucrose Solutions*

For use in the calibration of viscometers, especially for the measurements of solutions of sugars and sugar products. These values are based upon measurements made at the National Bureau of Standards on solutions containing 30, 40, 50, 60, 65, and 70 percent of sucrose by weight in vacuum, using the value 1.0020 centipoises for water at 20° C and are estimated to be accurate to about 0.1 percent

Sucrose by weight in vacuum	° C											
	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	
20												
1	2.254	2.186	2.122	2.060	2.002	1.945	1.890	1.839	1.789	1.741	1.695	
2	2.357	2.286	2.218	2.153	2.091	2.031	1.974	1.920	1.867	1.817	1.769	
3	2.469	2.393	2.322	2.253	2.187	2.124	2.064	2.006	1.951	1.897	1.846	
4	2.589	2.509	2.433	2.360	2.290	2.224	2.160	2.099	2.040	1.985	1.931	
5	2.719	2.633	2.553	2.475	2.402	2.331	2.264	2.199	2.137	2.078	2.021	
6	2.859	2.768	2.683	2.601	2.522	2.447	2.376	2.307	2.241	2.178	2.118	
7	3.010	2.915	2.823	2.736	2.652	2.573	2.496	2.424	2.354	2.287	2.223	
8	3.175	3.072	2.975	2.881	2.793	2.708	2.627	2.550	2.475	2.404	2.336	
9	3.352	3.243	3.139	3.040	2.945	2.855	2.768	2.686	2.606	2.531	2.459	
	3.546	3.430	3.318	3.212	3.111	3.015	2.922	2.834	2.750	2.668	2.592	
30												
1	3.757	3.632	3.513	3.400	3.290	3.187	3.089	2.995	2.904	2.818	2.735	
2	3.988	3.854	3.726	3.603	3.487	3.376	3.270	3.169	3.072	2.980	2.892	
3	4.239	4.095	3.957	3.826	3.700	3.581	3.467	3.359	3.255	3.156	3.062	
4	4.515	4.359	4.211	4.069	3.934	3.806	3.684	3.567	3.455	3.348	3.246	
5	4.818	4.650	4.489	4.336	4.191	4.052	3.920	3.793	3.673	3.559	3.448	
6	5.154	4.971	4.797	4.631	4.473	4.323	4.180	4.043	3.913	3.789	3.670	
7	5.524	5.325	5.135	4.956	4.785	4.621	4.466	4.318	4.177	4.043	3.914	
8	5.933	5.716	5.511	5.314	5.127	4.950	4.782	4.621	4.468	4.321	4.182	
9	6.389	6.152	5.926	5.712	5.508	5.315	5.130	4.955	4.788	4.629	4.476	
	6.895	6.634	6.388	6.152	5.930	5.718	5.517	5.325	5.142	4.968	4.803	
40												
1	7.463	7.176	6.904	6.646	6.401	6.167	5.947	5.736	5.536	5.345	5.164	
2	8.102	7.785	7.483	7.198	6.928	6.671	6.426	6.195	5.974	5.765	5.565	
3	8.821	8.468	8.133	7.818	7.518	7.234	6.965	6.708	6.465	6.234	6.014	
4	9.630	9.238	8.866	8.514	8.181	7.867	7.567	7.284	7.015	6.759	6.515	
5	10.55	10.11	9.694	9.300	8.929	8.579	8.246	7.931	7.631	7.347	7.077	
6	11.59	11.09	10.63	10.19	9.775	9.383	9.010	8.660	8.326	8.011	7.710	
7	12.77	12.21	11.69	11.20	10.73	10.30	9.877	9.484	9.112	8.758	8.423	
8	14.12	13.49	12.91	12.35	11.83	11.33	10.86	10.42	10.00	9.606	9.231	
9	15.67	14.96	14.30	13.66	13.08	12.51	11.98	11.49	11.01	10.57	10.15	
	17.47	16.65	15.89	15.17	14.51	13.87	13.28	12.71	12.17	11.68	11.20	
50												
1	19.53	18.61	17.74	16.92	16.15	15.43	14.75	14.11	13.50	12.94	12.40	
2	21.94	20.88	19.89	18.94	18.07	17.24	16.46	15.73	15.04	14.40	13.78	
3	24.76	23.53	22.38	21.31	20.29	19.34	18.45	17.60	16.82	16.07	15.37	
4	28.08	26.65	25.32	24.07	22.89	21.79	20.76	19.80	18.88	18.03	17.23	
5	32.00	30.33	28.77	27.31	25.95	24.68	23.47	22.36	21.30	20.32	19.39	
6	36.65	34.69	32.87	31.16	29.57	28.07	26.68	25.38	24.15	23.00	21.93	
7	42.23	39.92	37.76	35.75	33.87	32.12	30.49	28.96	27.53	26.18	24.92	
8	48.96	46.21	43.64	41.25	39.03	36.95	35.03	33.22	31.53	29.96	28.48	
9	57.12	53.83	50.75	47.80	45.25	42.78	40.49	38.34	36.34	34.47	32.73	
	67.12	63.13	59.43	56.00	52.81	49.84	47.09	44.53	42.13	39.91	37.83	
60												
1	79.49	74.62	70.10	65.93	62.07	58.49	55.16	52.08	49.20	46.52	44.03	
2	94.91	88.91	83.38	78.27	73.54	69.16	65.10	61.35	57.86	54.61	51.60	
3	114.3	106.8	99.66	93.65	87.82	82.42	77.45	72.83	68.57	64.60	60.92	
4	138.9	129.6	120.9	113.1	105.8	99.08	92.60	87.19	81.92	77.02	72.49	
5	170.4	158.6	147.6	137.7	128.6	120.1	112.4	105.2	98.70	92.62	87.00	
6	211.3	196.1	182.2	169.5	157.8	147.2	137.3	128.3	120.1	112.4	105.4	
7	264.9	245.2	227.2	210.8	195.8	182.0	169.5	158.0	147.4	137.7	128.8	
8	336.3	310.3	286.7	265.1	245.7	227.8	211.5	196.6	183.0	170.5	159.1	
9	432.6	397.7	366.3	337.8	312.0	288.5	267.1	247.6	229.8	213.5	198.7	
	564.0	517.0	474.5	436.1	401.5	370.1	341.6	315.7	292.1	270.7	251.1	
70												
1	746.9	682.2	623.9	571.5	524.2	481.6	443.1	408.2	376.5	347.7	321.6	
2	1006.	914.9	833.5	760.6	695.2	636.3	583.4	535.5	492.3	453.2	417.8	
3	1379.	1249.	1133.	1030.	937.7	854.9	780.6	714.0	654.0	599.9	551.0	
4	1929.	1740.	1571.	1421.	1288.	1170.	1064.	968.8	883.8	807.4	738.9	
5	2759.	2475.	2223.	2002.	1805.	1631.	1478.	1340.	1216.	1107.	1009.	
	4039.	3603.	3220.	2884.	2588.	2328.	2097.	1833.	1711.	1549.	1405.	

**APENDICE VII (Continuación) VISCOSIDADES DE SOLUCIONES DE SACAROSA**

TABLE 133 (revised 1957). *Viscosity, in Centipoises, of Sucrose Solutions, From 45° to 80° C in 5-Degree Intervals*

The tabulated values are based on the results of Bingham and Jackson [4], Landt [5], and Bennett and Nees [6].

Sucrose by weight in vacuum	° C							
	45	50	55	60	65	70	75	80
20	1.07	0.97	0.88	0.81	0.74	0.68	0.63	0.59
1	1.11	1.00	.91	.84	.77	.71	.65	.61
2	1.15	1.04	.95	.87	.79	.73	.68	.63
3	1.20	1.09	.98	.90	.82	.76	.70	.65
4	1.25	1.13	1.02	.93	.85	.79	.73	.67
5	1.30	1.17	1.06	.97	.89	.82	.75	.70
6	1.36	1.22	1.11	1.01	.92	.85	.78	.72
7	1.42	1.28	1.16	1.05	.96	.88	.81	.75
8	1.49	1.34	1.21	1.10	1.00	.92	.85	.78
9	1.56	1.40	1.26	1.14	1.04	.96	.88	.81
30	1.64	1.47	1.32	1.20	1.09	1.00	.92	.85
1	1.71	1.54	1.38	1.25	1.14	1.04	.96	.88
2	1.80	1.61	1.45	1.31	1.19	1.09	1.00	.92
3	1.89	1.69	1.52	1.37	1.25	1.14	1.04	.96
4	2.00	1.78	1.60	1.44	1.31	1.19	1.09	1.00
5	2.11	1.87	1.67	1.51	1.37	1.25	1.14	1.05
6	2.23	1.98	1.76	1.59	1.44	1.31	1.19	1.10
7	2.36	2.09	1.85	1.67	1.51	1.37	1.25	1.15
8	2.51	2.21	1.97	1.76	1.59	1.44	1.31	1.20
9	2.67	2.35	2.08	1.86	1.67	1.52	1.38	1.26
40	2.84	2.49	2.21	1.97	1.76	1.60	1.45	1.32
1	3.02	2.65	2.34	2.08	1.86	1.68	1.53	1.39
2	3.23	2.82	2.49	2.21	1.97	1.77	1.61	1.46
3	3.45	3.01	2.65	2.35	2.09	1.88	1.69	1.54
4	3.71	3.22	2.83	2.50	2.22	1.99	1.79	1.63
5	3.98	3.46	3.02	2.66	2.36	2.11	1.90	1.71
6	4.29	3.71	3.24	2.85	2.52	2.25	2.01	1.82
7	4.64	4.00	3.48	3.05	2.70	2.40	2.14	1.93
8	5.01	4.32	3.75	3.28	2.89	2.56	2.29	2.05
9	5.45	4.68	4.05	3.53	3.10	2.74	2.44	2.19
50	5.94	5.07	4.38	3.81	3.34	2.94	2.61	2.34
1	6.49	5.52	4.75	4.12	3.60	3.17	2.81	2.50
2	7.11	6.03	5.16	4.47	3.89	3.42	3.02	2.69
3	7.83	6.61	5.64	4.87	4.23	3.70	3.26	2.89
4	8.63	7.27	6.18	5.30	4.60	4.01	3.52	3.12
5	9.57	8.02	6.79	5.81	5.01	4.36	3.82	3.37
6	10.7	8.88	7.50	6.38	5.49	4.76	4.16	3.66
7	11.9	9.88	8.30	7.04	6.03	5.20	4.54	3.98
8	13.4	11.1	9.22	7.80	6.65	5.72	4.97	4.34
9	15.1	12.4	10.3	8.65	7.36	6.30	5.45	4.75
60	17.0	14.0	11.6	9.66	8.17	6.98	6.00	5.20
1	19.4	15.8	13.0	10.9	9.11	7.75	6.64	5.74
2	22.2	17.9	14.8	12.2	10.2	8.63	7.38	6.35
3	25.6	20.5	16.7	13.8	11.5	9.68	8.23	7.05
4	29.7	23.7	19.1	15.7	13.0	10.9	9.21	7.87
5	34.7	27.5	22.0	17.9	14.8	12.4	10.4	8.81
6	40.8	32.1	25.5	20.6	16.9	14.1	11.8	9.93
7	48.4	37.7	29.8	23.9	19.4	16.1	13.4	11.3
8	57.8	44.7	35.1	27.9	22.6	18.4	15.3	12.8
9	69.8	53.3	41.6	32.9	26.3	21.4	17.6	14.7
70	84.9	64.4	49.7	39.0	31.0	25.0	20.4	16.8
1	105	78.4	59.9	46.6	36.7	29.4	23.8	19.5
2	131	96.5	73.0	56.1	43.9	34.9	28.0	22.8
3	165	121	89.7	68.4	52.9	41.7	33.3	26.9
4	209	152	112	84.1	64.6	50.3	39.9	32.0
5	271	193	141	105	79.6	61.4	48.2	38.3

### APENDICE VII (Continuación) VISCOSIDADES DE SOLUCIONES DE SACAROSA

TABLE 133 (revised 1957). *Viscosity, in Centipoises, of Sucrose Solutions, From 45° to 80° C in 5-Degree Intervals*

The tabulated values are based on the results of Bingham and Jackson [4], Landt [5], and Bennett and Nees [6].

Sucrose by weight in vacuum	° C							
	45	50	55	60	65	70	75	80
20	1.07	0.97	0.88	0.81	0.74	0.68	0.63	0.59
1	1.11	1.00	.91	.84	.77	.71	.65	.61
2	1.15	1.04	.95	.87	.79	.73	.68	.63
3	1.20	1.09	.98	.90	.82	.76	.70	.65
4	1.25	1.13	1.02	.93	.85	.79	.73	.67
5	1.30	1.17	1.05	.97	.89	.82	.75	.70
6	1.36	1.22	1.11	1.01	.92	.85	.78	.72
7	1.42	1.28	1.15	1.05	.96	.88	.81	.75
8	1.49	1.34	1.21	1.10	1.00	.92	.85	.78
9	1.56	1.40	1.26	1.14	1.04	.96	.88	.81
30	1.64	1.47	1.32	1.20	1.09	1.00	.92	.85
1	1.71	1.54	1.38	1.25	1.14	1.04	.96	.88
2	1.80	1.61	1.45	1.31	1.19	1.09	1.00	.92
3	1.89	1.69	1.52	1.37	1.25	1.14	1.04	.96
4	2.00	1.78	1.60	1.44	1.31	1.19	1.09	1.00
5	2.11	1.87	1.67	1.51	1.37	1.25	1.14	1.05
6	2.23	1.98	1.76	1.59	1.44	1.31	1.19	1.10
7	2.36	2.09	1.86	1.67	1.51	1.37	1.25	1.15
8	2.51	2.21	1.97	1.76	1.59	1.44	1.31	1.20
9	2.67	2.35	2.08	1.86	1.67	1.52	1.38	1.26
40	2.84	2.49	2.21	1.97	1.76	1.60	1.45	1.32
1	3.02	2.65	2.34	2.08	1.86	1.68	1.53	1.39
2	3.23	2.82	2.49	2.21	1.97	1.77	1.61	1.46
3	3.45	3.01	2.65	2.35	2.09	1.88	1.69	1.54
4	3.71	3.22	2.83	2.50	2.22	1.99	1.79	1.63
5	3.98	3.46	3.02	2.66	2.36	2.11	1.90	1.71
6	4.29	3.71	3.24	2.85	2.52	2.25	2.01	1.82
7	4.64	4.00	3.48	3.05	2.70	2.40	2.14	1.93
8	5.01	4.32	3.75	3.28	2.89	2.56	2.29	2.05
9	5.45	4.68	4.05	3.53	3.10	2.74	2.44	2.19
50	5.94	5.07	4.38	3.81	3.34	2.94	2.61	2.34
1	6.49	5.52	4.75	4.12	3.60	3.17	2.81	2.50
2	7.11	6.03	5.16	4.47	3.89	3.42	3.02	2.69
3	7.83	6.61	5.64	4.87	4.23	3.70	3.26	2.89
4	8.63	7.27	6.18	5.30	4.60	4.01	3.52	3.12
5	9.57	8.02	6.79	5.81	5.01	4.36	3.82	3.37
6	10.7	8.88	7.50	6.38	5.49	4.76	4.16	3.66
7	11.9	9.88	8.30	7.04	6.03	5.20	4.54	3.98
8	13.4	11.1	9.22	7.80	6.65	5.72	4.97	4.34
9	15.1	12.4	10.3	8.65	7.36	6.30	5.45	4.75
60	17.0	14.0	11.6	9.66	8.17	6.98	6.00	5.20
1	19.4	15.8	13.0	10.9	9.11	7.75	6.64	5.74
2	22.2	17.9	14.8	12.2	10.2	8.63	7.38	6.35
3	25.6	20.5	16.7	13.8	11.5	9.68	8.23	7.05
4	29.7	23.7	19.1	15.7	13.0	10.9	9.21	7.87
5	34.7	27.5	22.0	17.9	14.8	12.4	10.4	8.81
6	40.8	32.1	25.5	20.6	16.9	14.1	11.8	9.93
7	48.4	37.7	29.8	23.9	19.4	16.1	13.4	11.3
8	57.8	44.7	35.1	27.9	22.6	18.4	15.3	12.8
9	69.8	53.3	41.6	32.9	26.3	21.4	17.6	14.7
70	84.9	64.4	49.7	39.0	31.0	25.0	20.4	16.8
1	105	78.4	59.9	46.6	36.7	29.4	23.8	19.5
2	131	96.5	73.0	56.1	43.9	34.9	28.0	22.8
3	165	121	89.7	68.4	52.9	41.7	33.3	26.9
4	209	152	112	84.1	64.6	50.3	39.9	32.0
5	271	193	141	105	79.6	61.4	48.2	38.3

[1] A. Van Hook, Proc. International Commission for Uniform Methods of Sugar Analysis 11th Session, p. 88 (1954).  
 [2] J. F. Swindells, J. R. Coe, Jr., and T. B. Godfrey, J. Research NBS **48**, 1 (1952) RP2279.  
 [3] Polarimetry, saccharimetry, and the sugars, NBS Circ. 440, p. 350 (1942). (Superintendent of Documents, U. S. Government Printing Office, Washington 25, D. C., price \$4.25).  
 [4] E. C. Bingham and R. F. Jackson, Bul. BS **14**, 59 (1917) S298.  
 [5] E. Landt, Z. Wirtschaftsgruppe Zuckerind. **85**, 395 (1935); **86**, 8 (1936); Zucker **6**, 558 (1953); **7**, 214 (1954).  
 [6] A. N. Bennett and A. R. Nees, Ind. Eng. Chem. **22**, 91 (1930).  
 [7] J. R. Coe and T. B. Godfrey, J. Appl. Phys. **15**, 625 (1944).  
 [8] J. F. Swindells, R. C. Hardy, and R. L. Cottingham, J. Research NBS **52**, 105 (1954) RP2479.  
 [9] G. Jones and R. E. Stauffer, J. Am. Chem. Soc. **59**, 1630 (1937).

ADDITIONAL REFERENCE  
 H. Breitung, Z. Zuckerind., Berlin, **6**, 185, 254 (1956).



## APENDICE VIII VISCOSIDADES DEL AGUA

### Viscosidad dinámica del agua líquida a varias temperaturas

Temperatura °C	Viscosidad dinámica kg / (m·s)	Temperatura °C	Viscosidad dinámica kg / (m·s)	Temperatura °C	Viscosidad dinámica kg / (m·s)
0	0,001792	34	0,000734	68	0,000416
1	0,001731	35	0,000720	69	0,000410
2	0,001674	36	0,000705	70	0,000404
3	0,001620	37	0,000692	71	0,000399
4	0,001569	38	0,000678	72	0,000394
5	0,001520	39	0,000666	73	0,000388
6	0,001473	40	0,000653	74	0,000383
7	0,001429	41	0,000641	75	0,000378
8	0,001386	42	0,000629	76	0,000373
9	0,001346	43	0,000618	77	0,000369
10	0,001308	44	0,000607	78	0,000364
11	0,001271	45	0,000596	79	0,000359
12	0,001236	46	0,000586	80	0,000355
13	0,001202	47	0,000576	81	0,000351
14	0,001170	48	0,000566	82	0,000346
15	0,001139	49	0,000556	83	0,000342
16	0,001109	50	0,000547	84	0,000338
17	0,001081	51	0,000538	85	0,000334
18	0,001054	52	0,000529	86	0,000330
19	0,001028	53	0,000521	87	0,000326
20	0,001003	54	0,000512	88	0,000322
21	0,000979	55	0,000504	89	0,000319
22	0,000955	56	0,000496	90	0,000315
23	0,000933	57	0,000489	91	0,000311
24	0,000911	58	0,000481	92	0,000308
25	0,000891	59	0,000474	93	0,000304
26	0,000871	60	0,000467	94	0,000301
27	0,000852	61	0,000460	95	0,000298
28	0,000833	62	0,000453	96	0,000295
29	0,000815	63	0,000447	97	0,000291
30	0,000798	64	0,000440	98	0,000288
31	0,000781	65	0,000434	99	0,000285
32	0,000765	66	0,000428	100	0,000282
33	0,000749	67	0,000422		

[www.vaxasoftware.com](http://www.vaxasoftware.com)

## APENDICE IX CAPACIDAD CALORIFICA Y ENTALPIA ESPECÍFICA PARA SOLUCIONES DE SACAROSA

### CAPACIDAD CALORIFICA DE SOLUCIONES CON SACAROSA

Heat Capacity ( $C_p$ ) of Pure Sucrose Solutions (kJ/kg.°C)

Temperature (°C)	Sucrose Content (%)								
	0	10	20	30	40	50	60	70	80
0	4.19	3.94	3.69	3.43	3.18	2.93	2.68	2.43	2.18
10	4.19	3.94	3.70	3.46	3.21	2.97	2.73	2.48	2.24
20	4.19	3.95	3.72	3.48	3.24	3.01	2.77	2.54	2.30
30	4.19	3.96	3.73	3.50	3.27	3.04	2.82	2.59	2.36
40	4.19	3.97	3.75	3.52	3.30	3.08	2.86	2.64	2.42
50	4.19	3.97	3.76	3.55	3.33	3.12	2.91	2.69	2.48
60	4.19	3.98	3.78	3.57	3.36	3.16	2.95	2.75	2.54
70	4.19	3.99	3.79	3.59	3.39	3.19	3.00	2.80	2.60
80	4.19	4.00	3.81	3.61	3.42	3.23	3.04	2.85	2.66
90	4.19	4.00	3.82	3.64	3.45	3.27	3.09	2.90	2.72
100	4.20	4.01	3.83	3.66	3.48	3.30	3.12	2.95	2.77
110	4.21	4.02	3.85	3.68	3.51	3.33	3.15	3.00	2.83
120	4.22	4.03	3.87	3.70	3.54	3.36	3.18	3.05	2.89
130	4.23	4.04	3.89	3.72	3.57	3.39	3.21	3.10	2.95

Note: Values for  $T > 90^\circ\text{C}$  were obtained by interpolation of the graph

### ENTALPIA ESPECÍFICA PARA SOLUCIONES CON SACAROSA PURA

Specific Enthalpy ( $H$ ) of Pure Sucrose Solutions (kJ/kg)

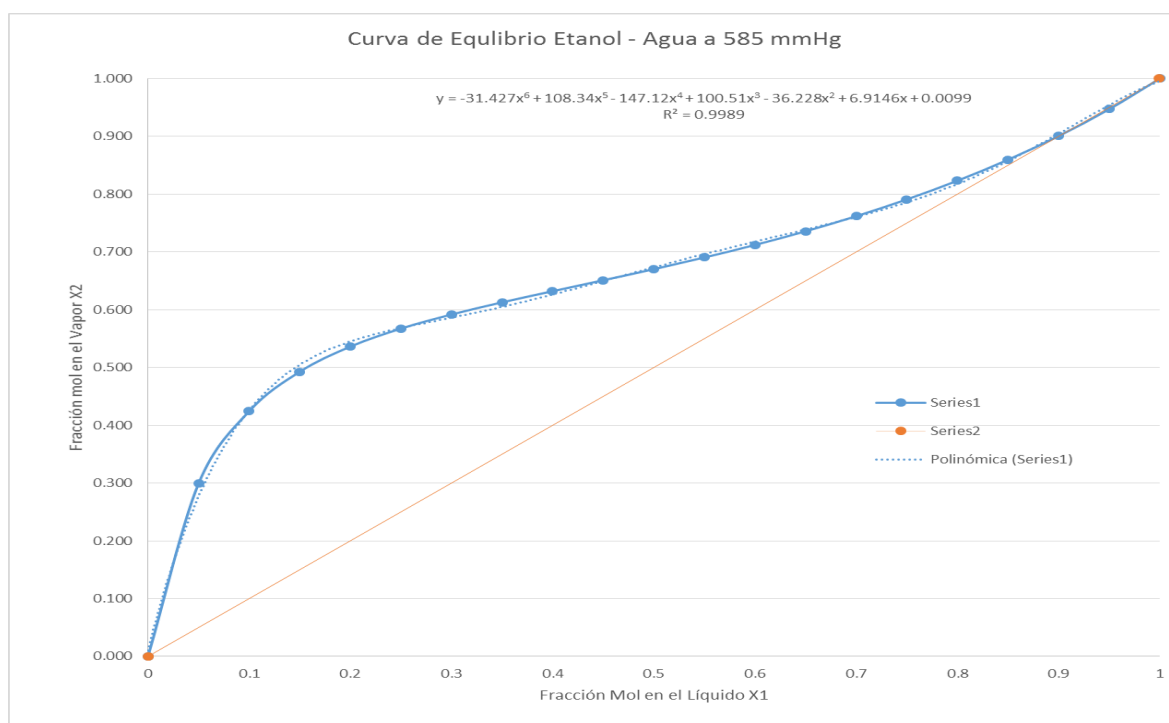
Temp. (°C)	Sucrose Content (%)								
	0	10	20	30	40	50	60	70	80
10	41.9	39.4	36.9	34.5	32.0	29.5	27.0	24.6	22.1
20	83.7	78.9	74.0	69.1	64.3	59.4	54.5	49.7	44.8
30	125.6	118.4	111.2	104.0	96.8	89.6	82.5	75.3	68.1
40	167.5	158.0	148.6	139.2	129.7	120.3	110.8	101.4	92.0
50	209.4	197.7	186.1	174.5	162.9	151.3	139.7	128.1	116.5
60	251.2	237.5	223.8	210.1	196.4	182.7	169.0	155.3	141.5
70	293.1	277.4	261.6	245.9	230.2	214.4	198.7	183.0	167.2
80	335.0	317.3	299.6	281.9	264.2	246.6	228.9	211.2	193.5
90	376.8	357.3	337.7	318.2	298.6	279.1	259.5	240.0	220.4
100	418.7	397.4	376.0	354.7	333.3	312.0	290.6	269.3	247.9
110	462	437	414	392	367	345	322	299	275
120	506	477	452	429	403	378	353	329	304
130	549	517	490	466	438	412	386	359	333

FUENTE:

U.S. National Bureau of Standard, Circular C440 and abstracted from *Sugar Technologists Manual*

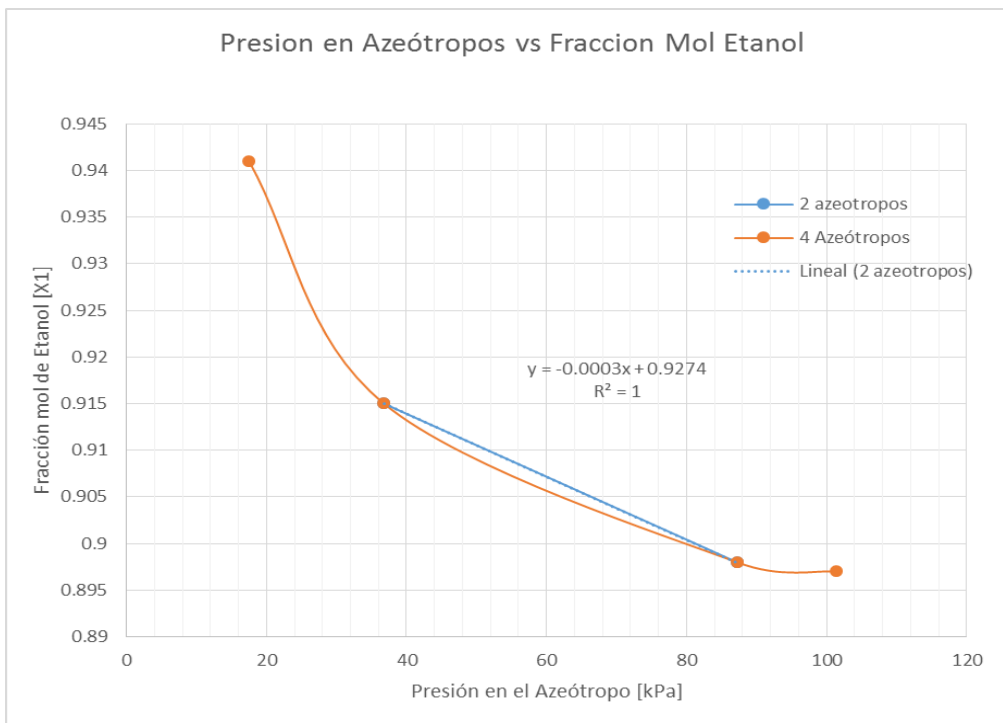
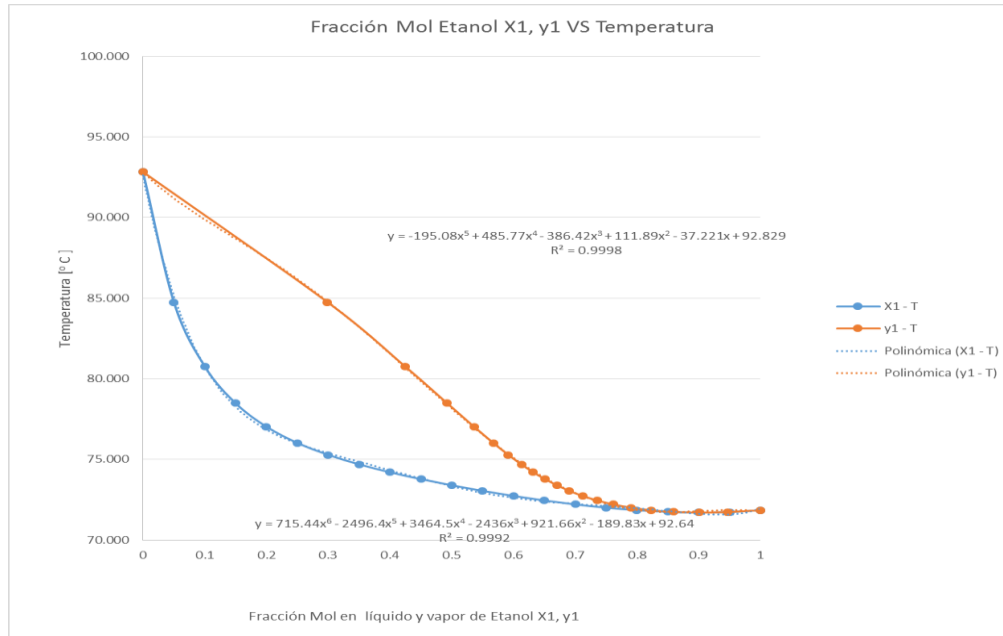
### APENDICE X DATOS DE EQUILIBRIO Y GRAFICAS PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA a 585 mmHg

x1	x2	P1 [mmHg]	P2 [mmHg]	P°1 [mmHg]	P°2 [mmHg]	T [°C]	PT [mmHg]	y1	y2	Volatilidad Relativa $\alpha$
0	1	0.000	585.000	1312.734	585.000	92.831	585.000	0.000	1.000	2.243989399
0.05	0.95	174.857	410.135	974.256	429.356	84.751	584.991	0.299	0.701	2.269111866
0.1	0.9	248.199	336.792	836.285	366.495	80.771	584.991	0.424	0.576	2.281846296
0.15	0.85	288.205	296.796	764.538	333.964	78.481	585.001	0.493	0.507	2.289284013
0.2	0.8	313.666	271.332	721.641	314.570	77.025	584.998	0.536	0.464	2.294055181
0.25	0.75	331.853	253.147	693.272	301.769	76.022	585.000	0.567	0.433	2.297361106
0.3	0.7	346.174	238.831	672.861	292.571	75.279	585.005	0.592	0.408	2.299820194
0.35	0.65	358.446	226.557	657.065	285.461	74.691	585.003	0.613	0.387	2.301772409
0.4	0.6	369.758	215.251	644.113	279.635	74.200	585.009	0.632	0.368	2.303406732
0.45	0.55	380.839	204.239	633.075	274.674	73.775	585.077	0.651	0.349	2.30482443
0.5	0.5	392.051	192.968	623.212	270.244	73.390	585.019	0.670	0.330	2.30611115
0.55	0.45	403.902	181.152	614.484	266.325	73.045	585.054	0.690	0.310	2.30726617
0.6	0.4	416.586	168.435	606.603	262.790	72.730	585.021	0.712	0.288	2.308322393
0.65	0.35	430.451	154.582	599.669	259.680	72.450	585.033	0.736	0.264	2.309262573
0.7	0.3	445.707	139.313	593.657	256.985	72.205	585.020	0.762	0.238	2.310086246
0.75	0.25	462.651	122.364	588.689	254.758	72.001	585.014	0.791	0.209	2.310772805
0.8	0.2	481.598	103.440	584.913	253.067	71.845	585.038	0.823	0.177	2.311298264
0.85	0.15	502.817	82.184	582.398	251.940	71.741	585.002	0.860	0.140	2.311650167
0.9	0.1	526.790	58.210	581.428	251.506	71.700	585.000	0.900	0.100	2.311786239
0.95	0.05	553.984	31.018	582.203	251.853	71.733	585.002	0.947	0.053	2.311677441
1	0	585.000	0.000	585.000	253.106	71.849	585.000	1.000	0.000	2.311286159



Fuente: Apuntes de Laboratorio de ingeniería química III

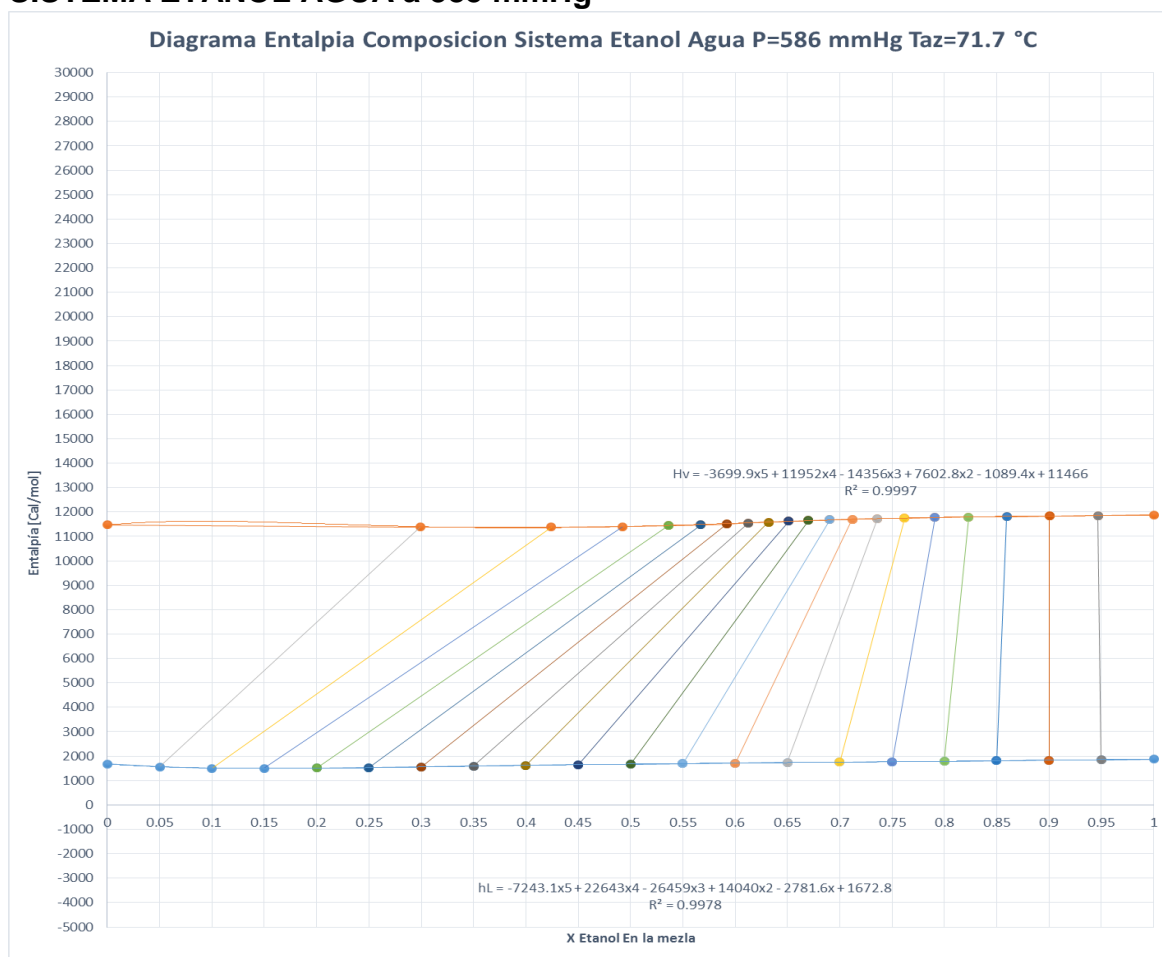
**APENDICE X (Continuación) DATOS DE EQUILIBRIO Y GRAFICAS PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA a 585 mmHg.**



Fuente: Apuntes de Laboratorio de ingeniería química III



### APENDICE XI DIAGRAMA ENTALPIA COMPOSICIÓN Y DATOS PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA a 585 mmHg

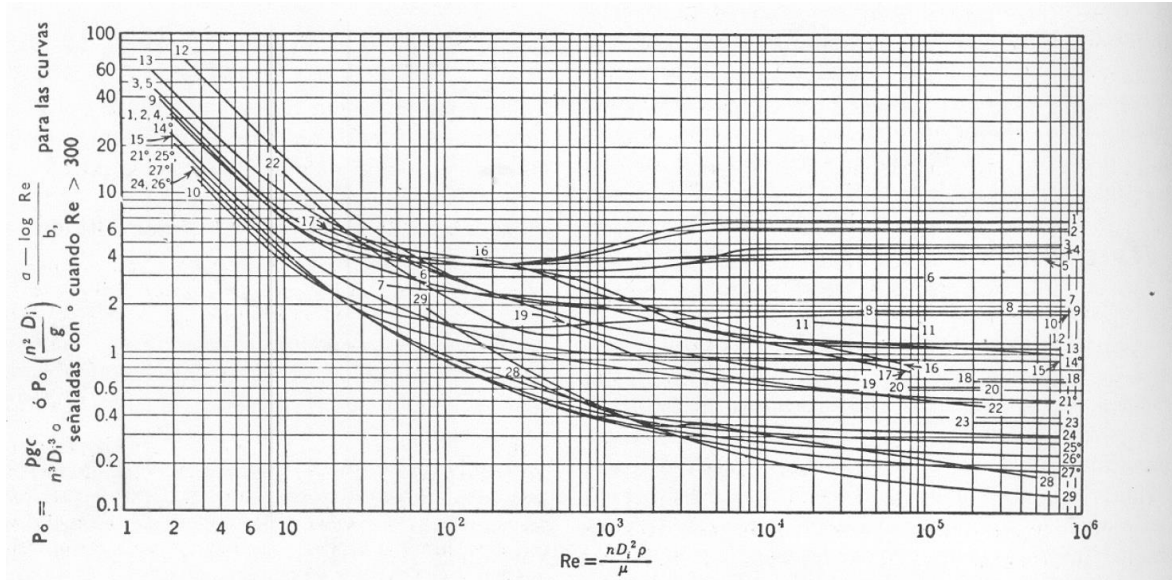


#### DATOS DE EQUILBRIO Y ENTALPIAS PARA EL SISTEMA ETANOL AGUA

x Etanol	x Agua	T [°C]	y Etanol	y Agua	h liq [cal/mol]	h <sup>E</sup> [cal/mol]	h <sub>L</sub> [cal/mol]	λ(T) etanol [cal/mol]	λ(T) agua [cal/mol]	λ(T) Mezcla	Hv [Cal/mol]
0	1	92.8310	0.0000	1.0000	1682.533205	0	1682.53321	9575.80846	9787.71101	9787.71101	11470.2442
0.05	0.95	84.7507	0.2989	0.7011	1570.016464	-18.43689	1551.57957	9749.33314	9877.2165	9838.99212	11390.5717
0.1	0.9	80.7710	0.4243	0.5757	1528.633984	-24.32147	1504.31251	9829.89942	9921.29963	9882.52106	11386.8336
0.15	0.85	78.4810	0.4927	0.5073	1516.71949	-20.96802	1495.75147	9874.95221	9946.66596	9911.3356	11407.0871
0.2	0.8	77.0250	0.5362	0.4638	1519.422879	-11.99854	1507.42434	9903.1358	9962.79408	9930.80642	11438.2308
0.25	0.75	76.0220	0.5673	0.4327	1530.077689	-0.41466	1529.66303	9922.35149	9973.90431	9944.65992	11474.3229
0.3	0.7	75.2790	0.5918	0.4082	1545.266336	11.66499	1556.93133	9936.48457	9982.13452	9955.12114	11512.0525
0.35	0.65	74.6910	0.6127	0.3873	1563.103745	22.85992	1585.96367	9947.60954	9988.64779	9963.50249	11549.4662
0.4	0.6	74.2000	0.6321	0.3679	1582.539084	32.33469	1614.87377	9956.85959	9994.0866	9970.5567	11585.4305
0.45	0.55	73.7750	0.6510	0.3490	1603.015292	39.63342	1642.64871	9964.83756	9998.79433	9976.68826	11619.337
0.5	0.5	73.3900	0.6702	0.3298	1624.036302	44.52095	1668.55725	9972.04201	10003.059	9982.27227	11650.8295
0.55	0.45	73.0450	0.6904	0.3096	1645.650162	46.97623	1692.62639	9978.47988	10006.8805	9987.27185	11679.8982
0.6	0.4	72.7300	0.7121	0.2879	1667.675626	47.03764	1714.71327	9984.3432	10010.3698	9991.8359	11706.5492
0.65	0.35	72.4500	0.7358	0.2642	1690.265383	44.85054	1735.11592	9989.54335	10013.4714	9995.8648	11730.9807
0.7	0.3	72.2050	0.7619	0.2381	1713.461475	40.60729	1754.06876	9994.08454	10016.1852	9999.34686	11753.4156
0.75	0.25	72.0010	0.7909	0.2091	1737.450731	34.5942	1772.04493	9997.85948	10018.4449	10002.1648	11774.2097
0.8	0.2	71.8450	0.8232	0.1768	1762.454122	27.21606	1789.67018	10000.7424	10020.1729	10004.1768	11793.847
0.85	0.15	71.7406	0.8595	0.1405	1788.618813	19.04858	1807.66739	10002.6624	10021.3294	10005.2848	11812.9522
0.9	0.1	71.7002	0.9005	0.0995	1816.322438	10.93445	1827.25689	10003.419	10021.7769	10005.2456	11832.5025
0.95	0.05	71.7325	0.9470	0.0530	1845.862654	4.04883	1849.91148	10002.8101	10021.4191	10003.7967	11853.7082
1	0	71.8486	1.0000	0.0000	1877.619273	0	1877.61927	10000.6685	10020.1331	10000.6685	11878.2877










Fuente: Apuntes de Laboratorio de ingeniería química III

**APENDICE XII GRAFICO DE NUMERO DE POTENCIA VS NRe. PARA DIFERENTES TIPOS DE AGITADORES**



Consumo de energía de diversos agitadores, expresado por el parámetro de potencia, Po, y del número de Reynolds, Re. Para las curvas señaladas con °, la influencia de la superficie libre es considerable, por lo que se ha tenido en cuenta el número de Froude,  $Fr = g/n^2 D_i$ , para Re superiores a 300,

**TIPOS DE AGITADORES**

Tipo de rodetes	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort. N.º w/D <sub>i</sub>	N.º	Ref.	Tipo de rodetes	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort. N.º w/D <sub>i</sub>	N.º	Ref.
Turbina de 6 paletas planas $0,25 D_i$ 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,17	1	7	Dos paletas 	4,35	4,3	0,29	3 0,11	8	3
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	2	7	Cuatro paletas. Ver n.º 8	3	3	0,5	0	16	2
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,04	4	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	3,2	0,33	0	20	4
Igual que en el n.º 1; a = 1, b = 40	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0	14	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	10	7
Turbina de 6 paletas curvadas Tam. de paletas como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	3	7	Dos paletas. Ver n.º 8 Ancho de paleta = 0,13 D <sub>i</sub>	1,1	0,5	0,19	0	29	10
Turbina 6 paletas forma flecha Tam. de pala como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	5	7	Dos paletas. Ver n.º 8 Ancho de paleta = 0,17 D <sub>i</sub>	1,1	0,4	0,10	0	29	10
Turbina radial con anillo deflector 				0	7	9	Hélice de 3 paletas Paso de la hélice = 2 D <sub>i</sub> 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	15	7
Turbina cerrada, de 6 paletas. Anillo deflector de 20 hojas	2,4	0,74	0,9	0	11	6	Igual que el n.º 15; a = 1,7, b = 18	3,3	2,7-3,9	0,75-1,3	0	21	7
Semejante, mas no idéntica a la n.º 11	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0	12	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,33 D <sub>i</sub>	16			3 0,06	18	5
Igual que la 12, pero sin anillo deflector.	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	13	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,09 D <sub>i</sub>	9,6			3 0,06	23	5
Turbina axil de 8 paletas con ángulo de 45°. Ver. n.º 17 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	9	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,05 D <sub>i</sub> , a = 2,3, b = 18	2,7	2,7-3,9	0,75-1,3	0	27	7
Turbina axil 4 paletas con ángulo de 60° 	3	3	0,50	0	17	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,04 D <sub>i</sub> , a = 0, b = 18	4,5	2,7-3,9	0,75-1,3	0	25	7
Turbina axil de 4 paletas con ángulo de 45°. Ver n.º 17.	5,2	5,2	0,87	0	19	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = D <sub>i</sub>	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4 0,10	24	7
Igual que la n.º 19	2,4-3,0	2,4-3,0	0,4-0,5	0	22	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = D <sub>i</sub> ; a = 2,1, b = 18	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0	26	7
Disco con 16 paletas 	0,1 D <sub>i</sub>	2,5	0,75	4 0,25	6	1	Igual que el n.º 15, pero con paso = D <sub>i</sub>	3,8	3,5	1,0	0	28	8

D<sub>i</sub> = diámetro del rodetes; D<sub>t</sub> = diámetro del depósito; n = n.º de revoluciones por segundo; w = ancho de las hojas del cortacorrientes; Z<sub>i</sub> = altura que está el rodetes sobre el fondo del depósito; Z<sub>i</sub> = altura del nivel del líquido en el depósito.

Fuente: Valiente Barderas Antonio., Problemas de Flujo de Fluidos 2ª Ed. LIMUSA México D.F.