



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

“PROYECTO DE PREFACTIBILIDAD DE INSTALACION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ETANOL ANHIDRO A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA”

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

Bachiller: VASQUEZ BENAVIDES JHONATAN MOISES

Bachiller: VASQUEZ GONZALES FRANK JONATHAN

ASESOR

Ing. MsC. MANUEL ANTONIO DIAZ PAREDES

Lambayeque – Perú

2017



UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO

FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA E INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

“PROYECTO DE PREFACTIBILIDAD DE INSTALACION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ETANOL ANHIDRO A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA”

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

Bachiller: VASQUEZ BENAVIDES JHONATAN MOISES

Bachiller: VASQUEZ GONZALES FRANK JONATHAN

Aprobado por:

Ing. Dr. Blanca Romero Guzmán
PRESIDENTE

Ing. MSc. Enrique Hernández Ore
SECRETARIO

Ing. Gerardo Santamaría Baldera
VOCAL

Ing. MSc. Manuel Antonio Díaz Paredes
ASESOR

LAMBAYEQUE – PERÚ

2017

AGRADECIMIENTO

Mi agradecimiento se dirige a quien ha forjado mi camino y me ha dirigido por el sendero correcto, a mi Dios, Él que en todo momento de mi vida está conmigo ayudándome a aprender de mis errores y a no cometerlos otra vez. Eres quien guía mi propósito en esta vida, siempre. Te lo agradezco, PADRE CELESTIAL.

Jhónatan M. Vázquez Benavides.

Gracias Querido Dios por todas tus bendiciones, por cuidar a mi familia y por cada día de vida.

Gracias familia por cada consejo, por su apoyo, por la educación que me han dado y todo el amor que me brindan todos los días, seguiré cosechando grandes logros por ustedes.

Los Amo.

Frank J. Vázquez Gonzales.

DEDICATORIA

Han pasado muchos años desde que nací. Desde ese momento e incluso antes que eso, ya estaban buscando maneras de ofrecerme lo mejor. Han trabajado duro, y sin importar si llegaran cansados de su trabajo, siempre tenían una sonrisa que ofrece a la familia.

La ayuda que me brindaron sirvió como base de gran importancia, ahora soy consciente de eso. Muchas gracias Papá y Mamá.

Dedico esta tesis a mi padre José Vásquez Sánchez y a mi madre Juana Benavides Ticlla que siempre me apoyaron incondicionalmente en la parte moral y económica para poder llegar a ser un profesional de la patria.

A mis hermanos y familiares, en especial a mi ángel Juanita Ticlla Vásquez quien ora y vela por mí hasta el día de hoy. En general, a todos por el apoyo que siempre me brindaron día a día en el transcurso de mi carrera universitaria y más aún en mi trabajo actual.

Jhónatan M. Vásquez Benavides.

DEDICATORIA

En la vida para lograr grandes objetivos, necesitamos una gran fuente de inspiración, la cual nos permita levantarnos y seguir adelante todos los días, a pesar de las incertidumbres de la vida. Y esta fuente de inspiración, que motiva todos mis días, es mi hermosa familia.

Frank J. Vázquez Gonzales.

ÍNDICE

DEDICATORIA

AGRADECIMIENTO

RESUMEN

ABSTRACT

INTRODUCCION

I. ESTUDIO DE MERCADO.....	1
1.1 DEFINICION Y DESCRIPCION DEL PRODUCTO: ETANOL ANHIDRO	1
1.2 MATERIAS PRIMAS	14
1.3 ANALISIS DEL MERCADO	21
1.4 ESTUDIO DE COMERCIALIZACION	34
1.5 ANALISIS Y EVALUACION DE PRECIOS	35
1.6 TAMAÑO DE LA PLANTA DE ETANOL ANHIDRO	35
1.7 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO	37
1.8 LOCALIZACION DE LA PLANTA	37
II. ESTUDIO DE INGENIERIA	40
2.1 SELECCIÓN DEL PROCESO	40
2.2 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO	51
2.3 BALANCE DE MASA Y ENERGIA	58
2.4 DISEÑO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO	63
2.5 DISTRIBUCION DE LA PLANTA	75
III. CONSIDERACIONES AMBIENTALES	78
IV. EVALUACION ECONOMICA	86
4.1 ESTIMACION DE INVERSION TOTAL	86

V. CONCLUSIONES	99
VI. RECOMENDACIONES	101
VII. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	102
APENDICE	108
ANEXO	161

RESUMEN

Debido a la gran demanda mundial de etanol anhidro, conocido como bioetanol se realizó el estudio a nivel de pre-factibilidad de la instalación de una planta de producción de etanol anhidro a partir de bagazo de caña de azúcar. De esta manera se dará un mayor valor agregado a un residuo industrial y se logrará un mayor ingreso de divisas por su exportación.

En el Capítulo I, se realizó un análisis del mercado de etanol anhidro en nuestro país y en los mercados europeo y americano. Se determinó que en nuestro país hay un superávit. Europa para el año 2020 requeriría importar cerca de 16,7 millones de litros de etanol por día. Estados Unidos cubrirá su mercado con importaciones para el 2022 con 57 millones de litros por día. Entre China y la India para el 2016 se prevé una necesidad de importación de 2,8 millones de litros por día. Se concluye que el presente proyecto tendrá un mercado asegurado. Se estableció una capacidad de 100 000 litros por día.

En el Capítulo II, se realizó el estudio de Ingeniería del Proyecto. El proceso técnicamente se divide en cuatro secciones: Digestión y separación de lignina de bagazo, sacarificación y fermentación simultánea, destilación y deshidratación. Se presenta el balance de masa y el listado de equipos, así como su distribución de los mismos.

Finalmente, en el Capítulo III se realizó el estudio Económico-Financiero. Se estableció que la inversión total del proyecto será de 40 660 406 dólares. El costo de producción será de 0,416 5 dólares el litro. A un precio de 0,81 dólares por litro se obtuvo un retorno sobre la inversión de 36,18 % y 26,75 % antes y después de impuestos, un periodo de recuperación del dinero de 3,26 años.

Se concluye finalmente que el proyecto es factible desde el punto de vista de mercado, técnico y económicamente, por lo que se recomienda su instalación.

ABSTRAC

Due to the high global demand for anhydrous ethanol, known as bioethanol the study was conducted at the pre-feasibility of installing a plant anhydrous ethanol production from sugar cane bagasse. This way you will find more value added to industrial waste and increased foreign exchange earnings will be achieved by export.

In Chapter I, a market analysis of anhydrous ethanol in our country and in the European and American markets was conducted. It was determined that in our country there is a surplus. Europe by 2020 would require import about 16,7 million liters of ethanol per day. US imports cover your market by 2022 with 57 million liters per day. China and India for 2016 is expected to need to import 2,8 million liters per day. It is concluded that this project will have a guaranteed market. 100 000 capacity liters per day was established.

In Chapter II, study we were conducted Engineering Project. The process is technically divided into four sections: Digestion and bagasse lignin removal, simultaneous saccharification and fermentation, distillation and dehydration. The mass balance and the list of equipment and distribution thereof is presented.

Finally, in Chapter III Economic and Financial study. It was established that the total investment of the project will be \$ 40 660 406. The production cost will be \$ 0,416 5 per liter. At a price of \$ 0,81 per liter a return on investment of 36,18 % and 26,75 % before and after tax, a payback period of 3,26 years money was obtained.

It concludes that the project is feasible from the point of view of market, technical and economically, so installation is recommended.

INTRODUCCION

Protocolo de Kioto (Japón), abre muchas posibilidades de mercado, al existir una preocupación a nivel mundial por encontrar alternativas energéticas y de combustibles que reduzcan las emisiones de CO₂ y de plomo, para así contaminar menos nuestro ambiente. La producción de gasolina sin plomo (mal llamada ecológica), utiliza como carburante el MTBE (Éter metil terbutílico), elemento que está siendo prohibido en los Estados Unidos por problemas de contaminación atmosférica y de acuíferos al no ser un producto biodegradable y porque contiene formaldehído, agente cancerígeno de leucemia y afecta el sistema nervioso (AIR RESOURCES BOARD, 2010).

En nuestro país, desde el año 2007 se ha reglamentado el uso de etanol anhidro para mezclarse con gasolina para ser usado en automóviles. De acuerdo al Decreto Supremo 021-2007-EM se establece que las gasolinas de 84, 90, 95 y 97 octanos deben tener un contenido de etanol anhidro de 7,8 % en volumen. Se tiene en proyecto llevar este porcentaje hasta un 15 % en los próximos años, lo cual significaría un mayor consumo de etanol anhidro (TechoServe, 2012).

A nivel mundial, gracias al protocolo de Kioto, los países extranjeros, en especial los europeos están usando intensamente el etanol anhidro para ser mezclado con la gasolina. Está reglamentado en la comunidad europea usar el 10 % de etanol anhidro y se tiene planes para llegar al 15 %. En el 2013 pasaron a importar 950 millones de litros que en comparación con el 2006 que llegó a 534 millones de litros se nota una duplicación de su demanda de etanol anhidro de importación. Los principales países abastecedores son Brasil, Colombia, México, Estados Unidos. La Comisión Europea tiene proyectado para el 2020 una producción de etanol anhidro de 11,8 billones de litros y su consumo proyectado para ese año será de 16,2 billones de litros lo cual significa un déficit de 4,4 billones de litros. Estos valores solo corresponden al mercado europeo, sin considerar otros grandes consumidores como Japón, China, India, Estados Unidos y otros (Maluenda García J., 2014).

Se debe considerar que el Perú tradicionalmente es un gran productor de caña de azúcar, para ser procesado tanto para producir azúcar como para producir etanol. Se sabe que la frontera agrícola se está expandiendo, teniéndose planes de sembrar caña de azúcar en el nuevo proyecto de Olmos. Para el año 2013 se cosecho cerca de 6 millones de toneladas de caña de azúcar, en base a 45 000 hectáreas lo que representa un rendimiento de 140 toneladas por hectárea (Ministerio de Agricultura, 2014).

En una fábrica de azúcar a partir de caña de azúcar, si esta energéticamente balanceada tiene como excedente entre 20 % a 40 % del bagazo producido. El bagazo producido llega a representar cerca del 30 % del peso de la caña. Esto significa que para 1 000 toneladas de caña se produce 300 toneladas de bagazo del cual puede sobrar entre 80 toneladas a 120 toneladas de bagazo que puede ser utilizado por otras industrias (Chen, James, 2004).

En la actualidad, después de muchos años de investigación, se está desarrollando la segunda y tercera generación de etanol, lo que significa producirlo a base de residuos lignocelulósicos. En la India, en el 2013 se comenzó a instalar la primera planta de etanol de tercera generación en base a cascarilla de arroz, y por lo tanto la tecnología es actualmente conocida (Alvarez M., 2014).

Además se debe considerar que el etanol por si es un insumo para distintos productos intermedios y finales, en una industria conocida como alcoholquímica.

En base a las premisas anteriores, para abastecer el mercado mundial de etanol anhidro y para usar los excedentes de bagazo, dando un mayor valor agregado se plantea en este trabajo realizar el estudio de prefactibilidad de instalación de una planta de etanol anhidro a partir de bagazo de caña.

I. ESTUDIO DE MERCADO

1.1 DEFINICION Y DESCRIPCION DEL PRODUCTO: ETANOL ANHIDRO

El alcohol anhidro también conocido como alcohol motor es un tipo de alcohol etílico que se caracteriza por tener muy bajo contenido de agua y ser compatible para mezclas con gasolinas en cualquier proporción para producir un combustible oxigenado con mejores características. El porcentaje máximo permitido de agua es 0,5 %. El etanol anhidro que se elabora en el Perú como uso de carburante deberá cumplir con las especificaciones internacionales las cuales a su vez deberán ser oficializadas mediante la emisión de la correspondiente norma técnica peruana.

La Tabla 1.1 muestra como referencia las características principales del alcohol carburante para mezcla con gasolina de acuerdo a la norma internacional ASTM designada como: D-4806-03 - Especificaciones estándar para combustible Etanol carburante para mezclas con gasolina de uso automotor, para motores de combustión interna, incluye el desnaturalizado.

Otras definiciones, dadas en el Artículo 4° D.S. 021-2007- EM que autoriza el uso de etanol anhidro para mezclas con gasolinas son:

- ***Etanol anhidro:*** Tipo de alcohol etílico que se caracteriza por tener como máximo 0,5 % de humedad y por ser compatible con las gasolinas con las cuales se puede mezclar para producir combustible oxigenado para uso motor.
- ***Etanol:*** Es el alcohol etílico cuya fórmula química es $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH}$ y se caracteriza por ser un compuesto líquido, incoloro, volátil, inflamable y soluble en agua. Para efectos del Reglamento, es el obtenido a partir de caña de azúcar, sorgo, maíz, yuca, papa, arroz y otros cultivos agrícolas.
- ***Alcohol carburante:*** Es el Etanol Anhidro Desnaturalizado, obtenido de la mezcla del Etanol Anhidro con la Sustancia Desnaturalizante en una proporción entre 2 % y 3 % (volumen) en el caso de ser gasolina motor sin contenido de plomo.

Tabla 1.1*Propiedades físico químicas del etanol anhidro*

PROPIEDADES	UNIDADES	ETANOL ANHIDRO
Estado de agregación	-	Líquido
Apariencia	-	Incoloro
Densidad	kg/m ³	789
Masa Molar	g/mol	46,07
Volatilidad	kg/cm ²	1,52
Punto de fusión	°C	114,3
Punto de ebullición	°C	78,4
Temperatura crítica	°C	514
Viscosidad	mPa·s a 20 °C.	1,074
Acidez	pKa	15,9
Solubilidad en agua	-	Miscible
$\Delta_r H^0_{\text{gas}}$	kJ/mol	- 235,3
$\Delta_r H^0_{\text{líquido}}$	kJ/mol	- 277,6
Relación Estequiometría máxima	Aire/comb.	1,03
Punto de inflamación	°C	13
Índice octano	IOM	89
Índice octano	IOR	106
Auto ignición	°C	363
PCI	kcal/kg	6 432

Nota: Tomado de Ministerio de Energía y Minas, MEM-OTE, 2012.

- **Sustancia desnaturalizante:** Puede ser una Gasolina natural, componentes de gasolina, gasolina sin plomo u otras sustancias añadidas al Etanol Anhidro, en una concentración entre 2 % y 3 % (volumen) para convertirlo en no potable y evitar que sea destinado a usos diferentes al de componente oxigenante de combustibles para uso motor.

Según Norma Técnica Peruana 321.126, elaborada por la Comisión de Normalización y de Fiscalización de Barreras Comerciales No Arancelarias – INDECOPI, en el 2011, el etanol anhidro para mezclas con gasolinas debe cumplir las especificaciones técnicas mostradas en la Tabla 1.2.

Tabla 1.2

Alcohol carburante: etanol anhidro desnaturalizado para mezcla con gasolina uso motor. Especificaciones técnicas.

CARACTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES		MÉTODO DE ENSAYO		
	MIN.	MAX.	ASTM	EN	NTP
Etanol anhidro, % volumen	95,2		D 5501	EN 15721	-----
Metanol, % volumen		0,5	D 5501	EN 15721	-----
Contenido de agua, % peso		0,3 (2)	E 203 E 1064	-----	-----
Contenido de desnaturalizante, % Volumen	2,00	3,00	----	-----	-----
Goma existente, lavada con solvente mg/100ml		5,0	D 381	-----	-----
Contenido de cloruros inorgánicos, ppm masa (mg/l)		10 (8)	D 7319 D 7328	-----	-----
Apariencia	Claro y brillante, libre de contaminantes suspendidos o precipitados		Inspección visual	-----	-----
Contenido de cobre, mg/kg		0,1	D 1688 Método modif. A	-----	-----
Contenido de fósforo, mg/l		0,5	D 3231	EN 15487	-----
Acidez (Como ácido acético), % masa (mg/l)		0,007 (56) (3)	D 1613	-----	-----
pHe	6,5	9,0	D 6423	-----	-----
Azufre, ppm masa		30	D 2622 D 3120 D 5453	-----	-----
Sulfato total, ppm masa		4	D 7318 D 7319 D 7328	-----	-----

Nota: Tomada de INDECOPI, 2011.

1.1.1 Etanol

Es un líquido transparente, volátil, con un olor característico suave; inflamable; soluble en agua; que hierve a 78 °C (172 °F) y se congela a -112 °C (-170 °F).

El etanol denominado también alcohol etílico o alcohol, es un compuesto orgánico cuya molécula se compone de carbono, hidrógeno y un hidroxilo, siendo su fórmula $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$, y su peso molecular de 46,068 g/mol, por lo cual un litro de etanol pesa 0,789 kg.

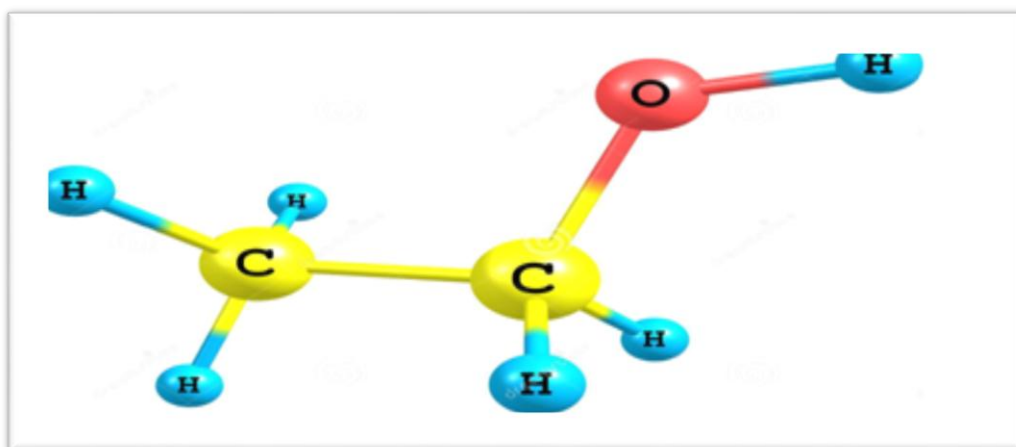


Figura 1.1: Modelo molecular del etanol. Tomada de <http://es.dreamstime.com/>

Es un alcohol anticorrosivo, relativamente no tóxico, hecho de materias biológicas renovables, que cuando se quema produce una llama azul pálida sin residuos y entrega una energía considerable.

En la Tabla 1.3 se muestra las propiedades del etanol anhidro comparado con otros combustibles.

Tabla 1.3

Características y propiedades del etanol anhidro en comparación con la gasolina

PROPIEDADES	GASOLINA 84	GASOLINA 90	GASOLINA 95	GASOLINA 97	ETANOL ANHIDRO
Tipo de Motor	Ciclo Otto	Ciclo Otto	Ciclo Otto	Ciclo Otto	Ciclo Otto
Gravedad API a 15,6 °C	60	57,2	56,7	55,9	47,6
Densidad a 15,6 °C	0,739	0,750	0,752	0,75	0,79
Azufre(%masa)	0,007	0,005	0,008	0,008	0,00
Poder calorífico (kcal/kg)	10 566	10 452	10 449	10 425	6 430
Poder calorífico (kcal/gal)	29 550	29 666	29 741	29 791	19 227

Nota: Tomada de Ministerio de Energía y Minas (MEM-OTE, 2012).

1.1.2 Breve reseña histórica del uso de etanol anhidro como combustible.

Los antecedentes del empleo de este combustible se remiten casi a los albores del desarrollo de las primeras máquinas de combustión interna; tomando mayor relevancia en la década de los 70's, a raíz del aumento súbito de los precios del petróleo, producto de la confrontación Árabe-Israelita y la estrategia de cartelización de la OPEP (Organización de Países Exportadores de Petróleo). Es a partir de entonces cuando Brasil incursiona masivamente dentro de esta nueva línea de producción y con ello, establece su agroindustria cañera. Para posterior los EEUU también establecen producir este producto a partir del maíz, el cual también comienza a producir en gran cantidad maíz. La historia del uso de etanol como combustible se resume en la Figura 1.2.

El principal atractivo de un programa de esta naturaleza estaría en la reducción de las emisiones de CO₂, comparativamente con los combustibles fósiles; contribuyendo por consiguiente al cumplimiento de los acuerdos de la Conferencia Internacional sobre el Cambio Climático, celebrada en Kioto, de la cual somos suscriptores comprometidos.

Desde otra óptica, el ambiente del nuevo tratado de libre comercio entre USA y Perú, y el marco de la globalización plantea la perspectiva de un crecimiento y desarrollo cada vez más acelerado, lo que indica que los países tercer mundistas deben de ajustarse a los cambios que en materia económica se están generando.

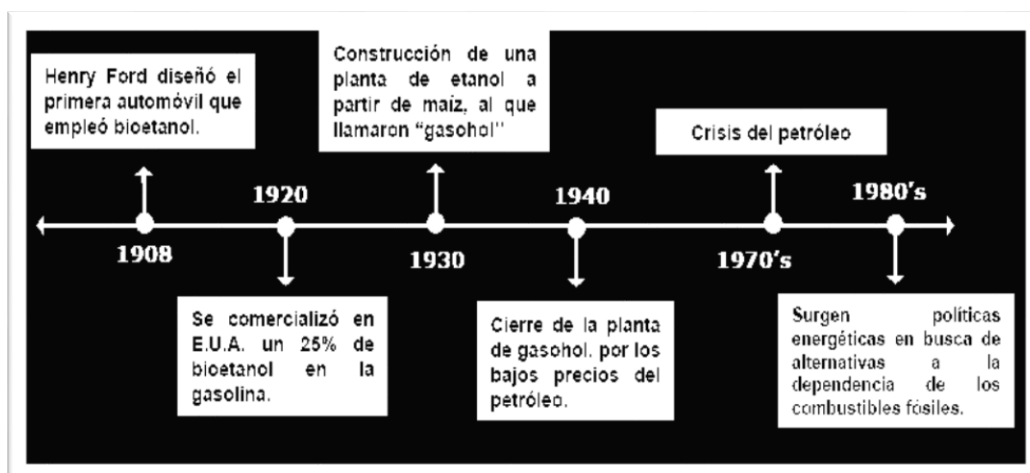


Figura 1.2: Antecedentes del etanol anhidro 1908-1980. Tomada de www.google.com/imagenes-bioetanol

1.1.3 Usos principales del etanol

- **En la economía**

El mercado del alcohol puede subdividirse en tres, de acuerdo a sus destinos fundamentales como: combustible, uso industrial y bebidas como se muestra en el Figura 1.3.



Figura 1.3: Usos principales del etanol a nivel mundial

Tomada de SE2T Internacional, Ltd.; 2010

El uso como combustible representa el 61 % de la producción mundial, ya sea para mezclar o reemplazar petróleo y derivados, alrededor del 23 % se destina a la industria procesadora (cosméticos, farmacéutica, química, entre otras) y el 16 % restante se destina a la industria de bebidas.

La producción de alcohol destinada al uso como combustible, por lo general se encuentra subsidiada por el impacto positivo del uso del etanol carburante sobre el medio.

- **En el ambiente**

En la parte ecológica el etanol no daña el medio ambiente, se ha determinado que, la combustión de etanol produce emisiones de CO₂ y vapores de aguas similares a las de gasolina. La diferencia fundamental es que, mientras el CO₂ del petróleo lleva millones de años enterrado, el CO₂ del etanol es el que habían fijado las plantas en su desarrollo; por eso cultivar vegetales como la caña de azúcar para obtener etanol da un balance neto nulo de emisiones de CO₂.

Del etanol se puede producir el fluido anti nieve el cual se puede exportar, también el etanol crea una receptividad especial para los nuevos derivados del alcohol, como el plástico vegetal biodegradable, este producto tarda en degenerarse seis meses, a diferencia de los productos del petróleo, que tardan cien años; Se pueden producir también adhesivos, fibras sintéticas, herbicidas y hasta insecticidas.

El etanol es un combustible renovable, por lo tanto, se puede esperar que con el tiempo la producción aumente sin afectar al medio ambiente. Y el mayor beneficio es la reactivación del agro, para poder producir suficiente alcohol carburante, será necesario aumentar las plantaciones de caña, lo que ayudará a aumentar la oferta de empleo en el campo.

1.1.4 Ventajas del etanol como combustible

- El etanol puede ser producido a partir de fuentes renovables.
- Es un combustible líquido y puede ser manejado tan fácilmente como las naftas y el diésel.
- Presenta un alto índice de octanos: 105
- Produce menos bióxido de carbono al quemarse que la nafta, pero el impacto total depende del proceso de destilación y la eficiencia de los cultivos.
- Genera menores emisiones de monóxido de carbono cuando se usa como aditivo de las naftas.
- Resulta menos inflamable que los combustibles derivados del petróleo.
- Es una de las herramientas más eficaces para luchar contra la contaminación atmosférica.
- Baja toxicidad.

1.1.5 Desventajas del etanol como combustible

- Presenta una menor densidad de energía que las naftas, contiene dos terceras partes de la energía contenida para el mismo volumen de nafta.
- Genera emisiones altamente evaporativas.
- Presenta dificultades para encender en climas fríos, en estado puro, como E-100.
- Se incrementan las emisiones de óxidos de nitrógeno y aldehídos.
- Presenta menor poder calorífico que la gasolina, por lo que requiere un mayor consumo contiene 2/3 de la energía contenida en el mismo volumen.
- La elaboración de etanol a partir de granos es más caro que la gasolina. Aproximadamente 1,5 veces.

1.1.6 El etanol como alternativa de la gasolina

El plomo en su forma comercial de tetraetilo de plomo es un aditivo barato que permite elevar el número de octano de las gasolinas por lo que ha sido siempre un producto muy usado en las refinerías del mundo y del Perú en particular. Sin embargo, las emisiones de plomo después de la quema del combustible han generado su presencia en el aire en niveles que afectan seriamente la salud por lo que está decidida su total eliminación a nivel mundial.

El Perú es signatario de acuerdos internacionales para eliminar el uso del plomo en la gasolina. Así, se expidió la Resolución Suprema N° 057 -97-MTC, mediante la cual se constituyó la “Comisión Multisectorial para la Gestión y Coordinación del Programa de Mejoramiento de la Calidad del Aire y Retiro del Plomo de la Gasolina”.

El Decreto Supremo N° 019-98-MTC establece los plazos para cumplir con el retiro del plomo de la gasolina 95 y de la gasolina 84, y a la vez asigna responsabilidades a diversas instancias de la administración pública para el cumplimiento de la norma indicada.

Por ello, el etanol se perfila como la mejor alternativa para desplazar a la gasolina ya que una de las características más importantes de este producto es que se trata de un recurso renovable, lo que disminuye la dependencia del petróleo en los países no productores que deben importarlo. Por otro lado, es energéticamente eficiente, porque produce un tercio más de energía que la que requiere su elaboración y transporte. Además tiene altas ventajas comparativas con los combustibles fósiles, porque produce menos emisiones de contaminantes como plomo y azufre.

1.1.7 Propiedades y características de combustibles alternos

En la Tabla 1.4 se muestra las principales diferencias en las propiedades físicas del etanol y de otros combustibles alternos. Se nota una gran diferencia en la temperatura de auto ignición, punto de inflamabilidad y contenido de azufre.

Tabla 1.4

Propiedades físicas de los combustibles alternos, gasolina y diésel

PROPIEDADES	GASOLINA SIN PLOMO	DIESEL	METANOL	ETANOL
Composición	Mezcla De hidrocarburos (principalmente C ₄ - C ₁₀)	Mezcla de hidrocarburos (principalmente C ₁₂ - C ₂₀)	CH ₃ OH	C ₂ H ₅ OH
Rango de Ebullición (°C a 1 atm)	26,6 a 215,5	160 a 382,2	65	78,13
Densidad (kg/m³) (kg/l)	688,7 0,778	784,8 0,87	788,01 0,79	788,01 0,79
Contenido de Energía (MJ/kg) (MJ/l)	43,49 – 44,42 31,22 – 33,72	43,96 34,28 – 35,68	20,0 15,76	26,74 21,09
Temperatura de auto ignición (°C)	232,2 a 482,2	204,4 a 260	470	423,8
Punto de inflamabilidad (° C)	-42,77	51,66	11,11	21,11
Rango de N° de octano (R+M) / 2	87 a 93	N/A	99	100
límites de inflamabilidad (% vol. en aire)e	alto= 7,6 bajo= 1,4	alto= 5,0 bajo= 0,7	alto= 36,0 bajo= 6,7	alto= 19,0 bajo= 4,3
Contenido de azufre (% peso)	0,020 a 0,045	0,20 a 0,25	Ninguno	Ninguno

Nota: Tomado de Ministerio de Energía y Minas (MEM-OTE, 2012).

1.1.8 Barreras en el uso del etanol como combustible

Las dos principales barreras para su uso son las siguientes:

- **Afinidad con el Agua**

Los sistemas de transporte y almacenamiento deben estar totalmente libres de agua. Incluso pequeñas cantidades de agua en las mezclas etanol-gasolina pueden producir su separación en dos fases, lo que reduce el rendimiento del motor. El etanol puede actuar como un disolvente que facilita la incorporación de agua a las mezclas de etanol-gasolina. El agua se puede almacenar en pequeñas cavidades de los sistemas con hidrocarburos, tales como cañerías, depósitos o sistemas de alimentación. Ésta agua, a menudo, contiene impurezas que normalmente no ocasionan problemas debido a que no se mezclan con los combustibles y se pueden drenar periódicamente. La mezcla de gasolina con etanol puede arrastrar ésta agua e incorporarlo al combustible.

Debido a los problemas con el agua, se prefiere no transportar estas mezclas por tuberías, usando en su lugar camiones para llevar el bioetanol hasta los puntos de distribución, principalmente en EE.UU.

- **Presión de Vapor**

Aunque el etanol tiene relativamente baja presión de vapor, cuando se utiliza como aditivo de la gasolina su presión de vapor efectiva es muy alta, llegando a un valor RVP de 18 psi (124 kPa), lo cual representa una desventaja para su uso. Cuando el etanol se añade a una gasolina formulada adecuadamente, los hidrocarburos con bajo punto de ebullición, como butanos o incluso pentanos, deben ser reducidos para cumplir con las especificaciones de presión de vapor. Valores bajos de presión de vapor reducen las emisiones debidas a la evaporación, en los procesos de llenado de los tanques y almacenamiento del combustible.

Debido a estos beneficios ambientales es de esperar que las especificaciones de este parámetro sigan manteniéndose bajas. En algunos casos, para cumplir especificaciones, es necesario eliminar también el pentano. Esto supone un encarecimiento del proceso de producción de mezclas de etanol y gasolina, por lo que las compañías consideran impracticable reducir más la presión de vapor.

1.1.9 El etanol como combustible alternativo en el mundo

Las experiencias logradas en otros países, han ocasionado que se considere la utilización de etanol anhidro como la principal opción a nivel mundial y por tanto para el Perú. Se estima que la actual producción mundial de etanol que alcanza los 35 000 millones de litros anuales, se incrementa a 40 000 millones en un breve plazo.

Un rápido repaso permite mencionar que:

- En Brasil se usan mezclas que contienen 25 % de etanol anhidro y una gran parte del parque automotor utiliza el alcohol del 93° GL como único carburante (100 %).
- En EE.UU. es cada vez más creciente el uso de etanol en forma de Gasohol E10 (10 % de etanol con 90 % de gasolinas) y E85 (85 % de etanol con 15 % de gasolina).
- En la ciudad de Estocolmo, gran parte de los vehículos de transporte urbano masivo se mueven con 100 % de etanol.
- En Colombia, se promulgaron leyes en 2001 para el uso de etanol siendo en el lapso de 4 años la implementación total y sin problemas de este compuesto en el parque automotor. Para el 2008, nuestro país hermano producía 700 000 litros de etanol por día; es decir, más de lo que se produce hoy en día en el Perú.

- México ha establecido recientemente un programa para sustituir el uso de MTBE en la gasolina. Para ello, prevé el uso de 'gasolina etanol' en proporción 90/10. Esta ley genera una demanda de alcohol de 424 millones de litros anuales para este año a 577 millones de litros anuales en 2025.

1.1.10 Etanol como alternativa en el Perú

Siguiendo los modelos adoptados por aquellos países, donde el uso del etanol es obligatorio como mezcla de los combustibles carburantes, el desarrollo de esta importante industria en el Perú requerirá de un impulso legal que promueva la incorporación de etanol anhidro en todas las gasolinas consumidas en el país.

La aplicación del etanol anhidro en las gasolinas impulsará un importante desarrollo agroindustrial y una actividad económica generadora de miles de puestos estables de trabajo, con capacidad de competir exitosamente en mercados internacionales.

En la conformación del costo final de producción del etanol anhidro, el costo de la materia prima agrícola constituye el principal factor. Los cultivos energéticos más eficientes para la producción de etanol anhidro en el país son la caña de azúcar y el maíz, este último en proceso de investigación.

Las condiciones edafoclimáticas del Perú, especialmente en la región de la costa, constituyen una importante ventaja comparativa para el cultivo de la caña de azúcar, por ser factores que favorecen altos rendimientos por hectárea/año. Asimismo se presentan oportunidades de producción de etanol anhidro a partir de la caña de azúcar en la ceja de selva alta como cultivo alternativo.

1.2 MATERIAS PRIMAS

En la actualidad se ha ingresado a la generación de etanol anhidro de tercera generación. El etanol de primera generación procede de plantaciones de caña de azúcar, remolacha y de otras fuentes comestibles como maíz, papa, yuca. **El etanol de segunda generación** incluye materias primas los residuos lignocelulósicos como la paja y cascarilla de arroz, **bagazo de caña**. El etanol de tercera generación incluye también materiales no comestibles como las algas y micro algas.

1.2.1 Bagazo de caña

El bagazo es el residuo del proceso de fabricación de azúcar a partir de la caña, el remanente de los tallos de la caña de azúcar después que ha sido extraído el jugo azucarado que ésta contiene, por los molinos del ingenio. El uso tradicional y más difundido del bagazo, es la producción de vapor mediante su combustión en las calderas del propio central azucarero. Estudios realizados, acompañados de la práctica industrial en años recientes, han demostrado la viabilidad de satisfacer las demandas energéticas de los centrales azucareros con prácticamente la mitad de su bagazo, quedando un sobrante factible de ser empleado en múltiples usos desde conversión en energía eléctrica hasta la producción de variados artículos de consumo en la industria de derivados.



Figura 1.4: Salida de bagazo seco del trapiche. Tomado de la Empresa Agroindustrial "AgroPucalá" (2015).

1.2.1.1 Composición física del bagazo de caña

El bagazo está constituido por un conjunto heterogéneo de partículas que oscilan entre 1 milímetro a 25 milímetros y presentan una fracción promedio de 20 milímetros. La granulometría del bagazo depende en gran medida de cómo ha sido procesada la caña de azúcar. También se debe considerar la incidencia del grado de desgaste de los equipos del tándem durante el periodo de zafra.

El bagazo integral está compuesto de tres componentes principales:

- El recubrimiento, en donde se encuentra la epidermis, la corteza y el periciclo.
- Los mazos de fibra vascular, entre los que figuran las células conductoras de pared delgada con fibras de pared relativamente delgada con estrecho lumen
- El tejido básico (parénquima) o médula, con mazos de fibra distribuidos irregularmente.

Físicamente, el bagazo está constituido por cuatro fracciones, cuya magnitud relativa está en dependencia del proceso agroindustrial azucarero. La composición aproximada es:

Fibra o bagazo.....	45 %
Sólidos no solubles.....	3 %
Sólidos solubles.....	2–3 %
Agua.....	50 %

La fibra o bagazo está compuesta por toda la fracción sólida orgánica insoluble en agua, presente originalmente en el tallo de la caña de azúcar y que se caracteriza por su marcada heterogeneidad.

Los sólidos no solubles o fracción insoluble en agua de naturaleza, principalmente, inorgánica, está compuesta, de manera fundamental, por tierra, piedras y otras materias extrañas. Esta fracción depende de las condiciones de manipulación agrícola de la caña, es decir, el tipo de corte y de recolección.

Los sólidos solubles abarcan la fracción que se disuelve en agua, compuesta fundamentalmente por sacarosa, así como otros componentes químicos como ceras, en menor proporción.

El agua presente en el bagazo es retenida en esta a través de mecanismos de absorción y de capilaridad.

1.2.1.2 Composición morfológica

Al ser molida la caña de azúcar, la estructura original del tallo cambia totalmente, y el ordenamiento anatómico se pierde desde el punto de vista estructural y queda reducido a una mezcla física de los siguientes elementos:

Fibra de la corteza.....	50 %
Parénquima.....	30 %
Vasos.....	15 %
Epidermis.....	5 %

1.2.1.3 Composición química

El bagazo de caña está compuesto de celulosa, hemicelulosa y lignina, como principales polímeros naturales, además, pequeñas cantidades de otros compuestos clasificados en conjunto como componentes extraños. Ver Figura 1.5.

Estudios realizados con bagazo concluyen que la composición promedio no está afectada por las distintas variedades de caña de azúcar.

La celulosa y las hemicelulosas componen la fracción carbohidrática del bagazo, la cual es analíticamente designada como holocelulosa.

Químicamente, la celulosa se define como un homopolímero de la D-glucosa, cuyo enlace principal entre las unidades que componen la cadena es del tipo β -1,4. Este polisacárido tiene la fórmula general $(C_6H_{10}O_5)_n$. Las cadenas son lineales y de un alto grado de polimerización superior a 1 000. Estas cadenas no se presentan aisladas sino unidas entre sí mediante enlaces secundarios e interacciones eléctricas que le permiten formar una estructura supramolecular, según la cual, la celulosa tiene una definida estructura cristalina, formando agregados como las micro-fibrillas.

Su insolubilidad en agua y solventes orgánicos, en soluciones alcalinas, y su resistencias apreciable al efecto de agentes oxidantes diferencia la celulosa del resto de los componentes químicos del bagazo.

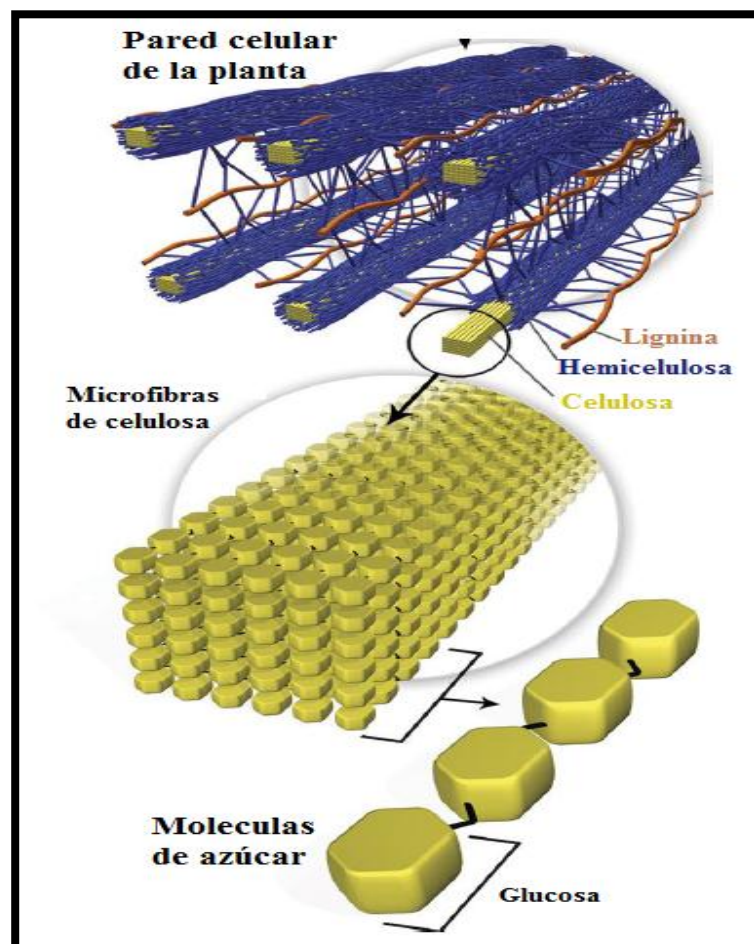


Figura 1.5: Dibujo esquemático de la pared celular del bagazo.

Tomada de US DOE, 2009.

El peso molecular promedio de la celulosa de bagazo está en el rango de 150 000 – 350 000. Desde el punto de vista cuantitativo, su presencia en el bagazo es semejante a los de todas las maderas en un orden de 41 % a 47 %.

Las hemicelulosas abarcan un conjunto de polisacáridos diferentes cuya composición, naturaleza y estructura, guardan, una serie de características comunes, tales como su solubilidad en solventes alcalinos, su reactividad frente a los ácidos y que se descomponen en sus azúcares componentes y en furfural.

Las hemicelulosas que más abundan en el bagazo son del tipo D-xilanas, formadas, principalmente, por unidades de D-xilosa en la cadena principal, sustituidas por grupos acetilos y ácidos urónicos metilados. Las cadenas poliméricas son relativamente cortas de peso molecular promedio en el rango de 10 000 – 20 000. Cuantitativamente, ellas se encuentran en el bagazo en una proporción de 25 % a 27 %.

La lignina es el tercer componente en importancia cuantitativa del bagazo y representa un conjunto de polímeros amorfos, reticulados, de altos pesos moleculares, de naturaleza eminentemente fenólica y cuya unidad estructural puede ser considerada el fenil-propano. Su presencia cuantitativa está en el orden de 20 % a 22 %.

Con relación al resto de componentes del bagazo, que en conjunto pesan cerca de 10 %, muestra tres fracciones: compuestos solubles en solventes orgánicos (resinas, ceras, grasas, ácidos grasos, flavonas, fenoles, etc.) que en general no sobrepasan el 1 % a 3 %; una fracción de cenizas (sales de potasio y otros) en el orden de 2 % a 3 %; y los compuestos solubles en agua, constituidos fundamentalmente de residuos de sacarosa, otros azúcares y otros polisacáridos de contenido relativamente alto en el bagazo (ICIDCA, 2000).

La composición promedio del bagazo de caña se muestra en las Tabla 1.5 y en la Tabla 1.6.

Tabla 1.5

Composición química del bagazo de caña

Componente	% en peso, base seca
Celulosa	46,60
Hemicelulosa	25,20
Lignina	20,70
Cenizas	2,6
Solubles en agua	4,9

Nota: Tomada de ICIDCA, 2000.

Tabla 1.6

Composición elemental del bagazo de caña

Elemento	%
Carbono	47,0
Hidrógeno	6,4
Oxígeno	44,0
Cenizas	2,6

Nota: Tomada de ICIDCA, 2000.

1.2.1.4 Disponibilidad de bagazo de caña

Técnicamente el contenido de bagazo en la caña molida varía de 25 % a 30 %, esto quiere decir que una tonelada de caña de azúcar molida produce cerca de 285 kg de bagazo de caña.

Diez & Garrido (2010) en base a dos casos de estudio para una molienda real de 6 300 TCD, sistema de cogeneración calderas-turbina de vapor, operando calderas con vapor de 600 psi y 400 °C, determinaron que:

- Ingenio con producción de azúcar rubia y destilería anexa para producir etanol de melaza, el sobrante de bagazo: 43,15 %.
- Ingenio con producción de azúcar rubia y destilería anexa para producir etanol de miel B y de jugo filtrado, el sobrante de bagazo: 48,91 %.

Teniendo en cuenta que los ingenios azucareros de nuestro país operan con presiones menores a 600 psi, la eficiencia de los sistemas de cogeneración es mucho menor y por lo tanto se asume en este proyecto que el sobrante de las azucareras podría llegar a un máximo del 30 %.

En cambio en las destilerías autónomas de alta capacidad a partir de caña de azúcar (más de 4 000 TCD) el sobrante de bagazo cuando se emplea sistemas de cogeneración basados en gasificador – turbinas de gas puede llegar entre 55 % a 65 %. Cuando se emplean sistemas de cogeneración calderas-turbina de vapor se puede asegurar un 40 % de exceso de bagazo (Fulmer, 2011). Por ejemplo Maple Etanol S.R.L, está proyectado para producir 37 MW, 20 MW de los cuales se utilizan en el funcionamiento de la fábrica y operación de pozos de agua para el cultivo de caña, y 17 MW se incorporaran al sistema interconectado, significando un sobrante de bagazo de 45,94 % (Educación en Ingeniería Química, 2013).

La capacidad instalada de los ingenios azucareros en nuestro país llega 52 000 toneladas de caña por día (TCD). En Lambayeque la capacidad instalada es 12 000 TCD, destacando Pucalá con una capacidad de 4 500 TCD. En La Libertad, se llega a 21 500 TCD, Ancash 2 500 TCD, Lima 6 500 TCD y Arequipa 1 000 TCD (Ministerio de Agricultura, 2016).

Respecto a destilerías autónomas destaca Caña Brava con una capacidad instalada de 350 000 litros por día, con una molienda de 4 200 TCD. Maple Etanol S.R.L. (recientemente comprado por el grupo Gloria) tiene una capacidad similar de 350 000 litros por día con una molienda de 4 400 TCD. En proyecto se considera la empresa Corporación Agrícola Miraflores, COMISA con una capacidad de producción de 500 000 litros de etanol por día con una molienda de 6 500 TCD.

Si se considera la capacidad instalada de los ingenios azucareros y destilerías autónomas; y una producción promedio de 0.285 toneladas de bagazo por tonelada de caña molida, se puede calcular la disponibilidad de bagazo. Considerando solo Tumán, se tendría una producción de bagazo de 2 280 toneladas por día, con un sobrante de 684 toneladas por día.

Si se toma en cuenta una destilería autónoma de gran capacidad se tendría una producción de bagazo de 1 225,5 toneladas y 1 425 toneladas por día en Caña Brava y Maple Etanol respectivamente. Los excesos de bagazo serían en dichas destilerías de 490,2 toneladas y 570 toneladas por día respectivamente.

Precio del bagazo: el bagazo constituye un residuo de las destilerías autónomas. Su precio se basa en el equivalente térmico con el residual 500, que en forma aproximada es 42 galones por tonelada de bagazo. El precio del residual es de 3,95 soles el galón. Por lo tanto, el precio del bagazo equivale a 165,9 soles (50,27 dólares) la tonelada.

1.3 ANALISIS DEL MERCADO

El estudio de mercado tiene como fin presentar un análisis, de la serie de datos estadísticos y antecedentes, que se han obtenido de la demanda del alcohol etílico como producto. En este análisis también se estima cuanto de producto se puede vender y a qué precio.

En la actualidad, en nuestro país y en el mundo, el mayor uso del alcohol etílico es para combustible, conocido en el mercado como alcohol anhidro, alcohol motor, o simplemente bioetanol. Por lo tanto el análisis del mercado del alcohol etílico se hace en base al mercado del alcohol motor.

Por lo tanto, se analizará el mercado tanto nacional como internacional de bioetanol.

1.3.1 DEMANDA HISTORICA DE BIOETANOL EN EL PERU

El consumo de alcohol anhidro está regulado por Ley N° 28054 y reglamentada por Decreto Supremo N°013-2005-EM, donde se obliga a utilizar 7,8 % en volumen de alcohol anhidro en las gasolinas (Ministerio de Energía y Minas, 2013). En la Figura 1.6 se muestra el consumo histórico de gasolina de los últimos cinco años.

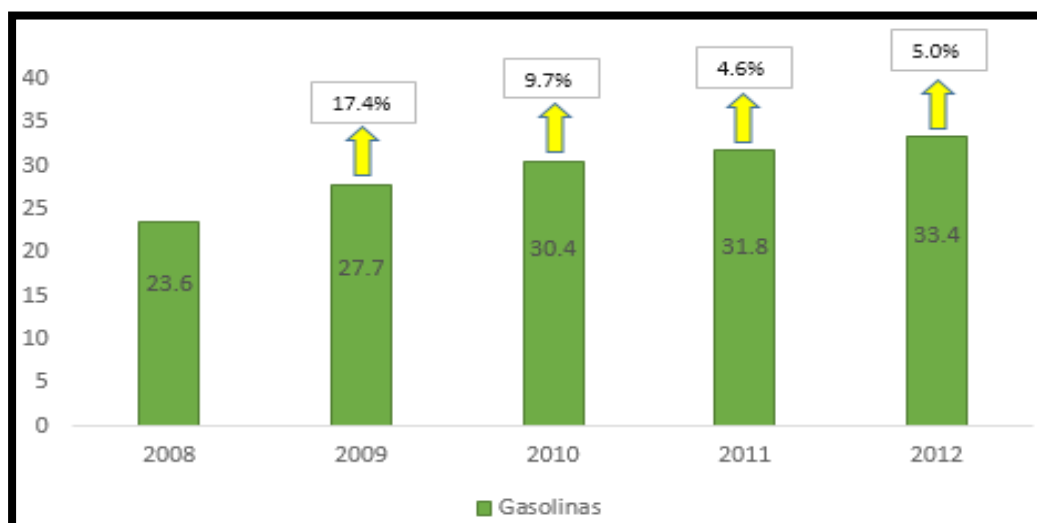


Figura 1.6: Demanda Nacional de Gasolina – en miles de barriles por día calendario (MBDC)
Tomada de OSINERGMIN, 2013.

La tendencia del consumo de gasolina de acuerdo a la Figura 1.6 es al alza. Una de las razones principales es la económica estable de nuestro país, lo que ha hecho que el sector económico C, un sector muy numeroso, adquiera automóviles a gasolina, haciendo crecer el parque automotor y por lo tanto el consumo de gasolina.

El comportamiento de este crecimiento se muestra en el gráfico obtenido con Excel (Figura 1.7).

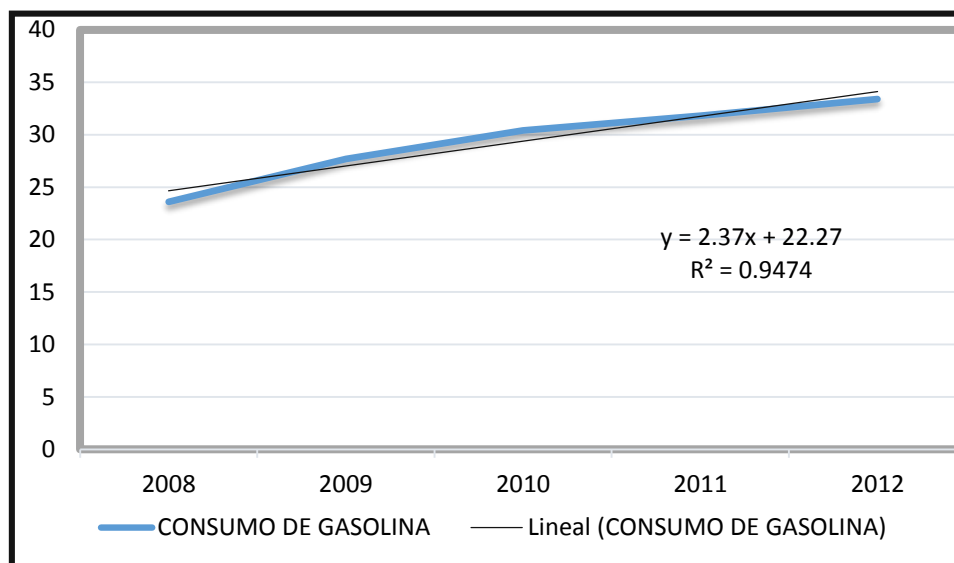


Figura 1.7: Comportamiento de la demanda de gasolina en el Perú (en MBDC)
Elaborado por los autores.

En la gráfica se observa que el crecimiento del consumo de gasolina es creciente. La tasa de crecimiento anual es de 2,37 MBD.

Teniendo en cuenta que la venta de gasohol con 7,8 % de bioetanol se inició en el 2008, a continuación mostramos la demanda de bioetanol en los últimos tres años y su **proyección respectiva**. Ver Tabla 1.7.

Tabla 1.7

Consumo de bioetanol en el Perú entre 2010-2017

AÑO	CONSUMO (miles de barriles por día)	CONSUMO (miles de litros por día)
2010	2,37	376,83
2011	2,48	394,32
2012	2,60	413,40
2013	2,73	434,07
2014	2,87	456,33
2015	3,02	480,18
2016	3,18	505,62
2017	3,35	532,65

Nota: Elaborado por los autores.

1.3.2 DEMANDA DE BIOETANOL EN EL MUNDO

Por distintas razones técnicas y en especial medioambientales, como ser renovable y menos contaminante que la gasolina, el bioetanol se consume a nivel mundial mezclado con gasolina, lo cual se ha dado por llamarle gasohol.

La proporción entre ambos combustibles se suele indicar con el porcentaje de etanol precedido por una E mayúscula. De esta manera, el gasohol E10 se compone de un 10 % de etanol y un 90 % de gasolina, y el E85 se obtiene mezclando el 85 % de etanol y el 15 % de gasolina. En 2011 más de veinte países alrededor del mundo utilizan gasohol E10 o mezclas de menor contenido de etanol. En 2010, casi el 10% de la gasolina vendida en Estados Unidos fue mezclada con etanol. Los vehículos de combustible flexible en Estados Unidos y Europa utilizan E85, mientras que los carros flex en Brasil usan E100 o etanol puro. Por lo tanto la demanda de bioetanol es cuantiosa.

Otros mercados emergentes son China e India. El consumo de etanol en China se incrementaría a 1 400 millones de galones antes del 2016. Aunque actualmente China es un exportador neto de etanol, se estima que en el 2016 tendrá que importar 133 millones de galones. De otro lado, el consumo de etanol en la India habría ascendido a 603,8 millones de galones durante el 2006, y podría alcanzar 763,1 millones de galones en el 2016, con unas importaciones netas de 118,2 millones de galones en ese año (Maximixe, 2007).

Este crecimiento en la demanda de etanol se debe a que diversos países han declarado o están planeando incluir el etanol en su matriz de consumo de combustibles. Ver Tabla 1.8.

Tabla 1.8
Metas de utilización de etanol por países

	País	%	Situación
Mezcla de etanol obligatoria	Brasil	20%	Será incrementado a 25% en 2007
	Tailandia	10%	Sólo en Bangkok, pero será extendido.
	India	5%	Ya en algunos estados (todo el país desde 1/10/2007)
	Suecia	5%	En todo el país.
	Holanda	2%	Desde enero 2007.
	China	5%	Obligatorio en 5 provincias.
	Colombia	10%	Obligatorio en Cali, Bogotá y Popayán
	Filipinas	5%	En todo el país desde enero 2007.
	Perú	7.8%	Obligatorio. En todo el país desde 2016.
En planes de mezcla obligatoria	Francia	5%	¿Planeado para 2010?
	Reino unido	5%	¿Planeado para 2010?
	Japón	3%	Opcional (actual). Metas del gobierno 10%.
	Taiwán	20%	Sin fecha fija.
	Bolivia	25%	Sin fecha fija.
	Costa Rica	5%	Sin fecha fija.
	Argentina	5%	Gradual en un plazo de 5 años.
	Canadá	5%	Planeado para 2010.

Nota: Tomado de Amaral, 2007.

El consumo de etanol en el mundo está creciendo, debido a las políticas gubernamentales tendientes a la oxigenación de la gasolina. Para el año 2000 el consumo de etanol en el mundo llegó a 30 000 millones de litros por año, para el 2013 el consumo bordeó los 80 000 millones de litros, y se espera que para el 2026 se llegue a 158 000 millones de litros.

Según los analistas, América Latina se está perfilando como un gran exportador de etanol. Esto se puede observar en la Tabla 1.8. Se rescata la importante presencia de Perú, Colombia como futuros productores de etanol anhidro a partir de fuentes renovables.

1.3.2.1 Demanda histórica de etanol en el mercado europeo

En la Figura 1.8, se observa que los principales mercados consumidores de etanol son Estados Unidos, Unión Europea, India, Japón, Corea del Sur y Tailandia.

Por motivos de información detallada se hará el análisis de solo el mercado europeo y americano. Esto no descarta el potencial de países como la China, Japón y la India.

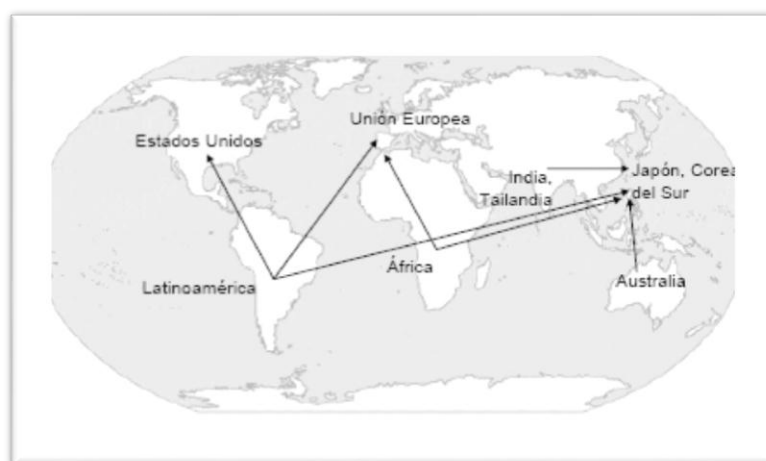


Figura 1.8: Flujo de comercio mundial del etanol. Tomado de Bird Antioquia, 2008.

La producción y el consumo de bioetanol en la Unión Europea, se ha ido potenciado progresivamente, adoptándose medidas para potenciar su crecimiento, en vías de cumplir los objetivos impuestos para salvaguardar el medio ambiente, utilizando energías renovables menos contaminantes a la atmósfera. En la Tabla 1.9, se muestra el balance comunitario del sector de bioetanol desde 2006 hasta el año 2013.

Tabla 1.9

Balance de bioetanol en la Unión Europea (millones de litros)

	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013
Stocks iniciales	700	633	1.048	1.644	1.711	1.291	1.394	1.441
Producción	1.608	1.803	2.816	3.702	4.258	4.450	5.000	5.380
Consumo	1.909	2.298	3.520	4.335	5.478	5.647	5.853	6.234
Importaciones	534	910	1.300	750	800	1.300	950	950
Exportaciones	0	0	300	0	0	50	95	95
Stocks finales	933	1.048	1.344	1.761	1.291	1.344	1.396	1.442

Nota: de 2006 a 2011 ISO/F.O. Licht. De 2012 y 2013 FAS y ePURE.

De los datos recogidos en la Tabla 1.9, se observa un incremento de la producción de bioetanol, pasando de 1 608 millones de litros en 2006 a 5 380 millones de litros previstos en 2013, utilizando los cereales como productos básicos para su obtención y más en concreto el trigo y el maíz principalmente.

Igualmente el consumo que siempre ha superado a la producción comunitaria, pasaría de 1,909 millones de litros en 2006 a 6,234 millones de litros en 2013. La diferencia entre el consumo y la producción según la Unión Europea, debería suministrarse mediante las importaciones de grandes volúmenes de etanol, para cubrir sus necesidades cada vez más crecientes del consumo, pasando de importar 534 millones de litros en 2006 a 950 millones de litros en 2013.

1.3.2.2 Demanda histórica de etanol anhidro en estados unidos

Los datos históricos de la demanda de bioetanol en los Estados Unidos demuestran que hay un crecimiento continuo en su demanda en comparación con su producción. Esto obliga a cubrir el déficit de su demanda con importaciones. En la Figura 1.9 se muestra el balance de producción y demanda desde el año 2002 hasta el año 2006.

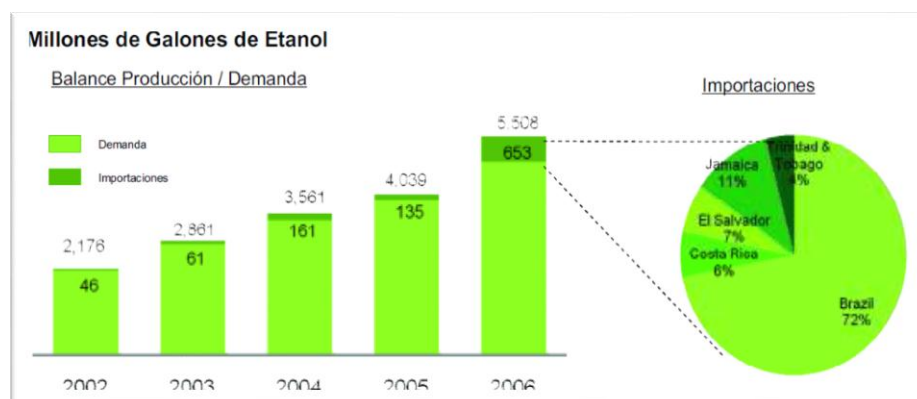


Figura 1.9: Balance de Producción/Demanda de etanol en Estados Unidos, 2002 – 2006. Tomado de RFA, 2007

En las Figura 1.10 y 1.11 se muestra la producción y demanda respectivamente de varios países incluido Estados Unidos.

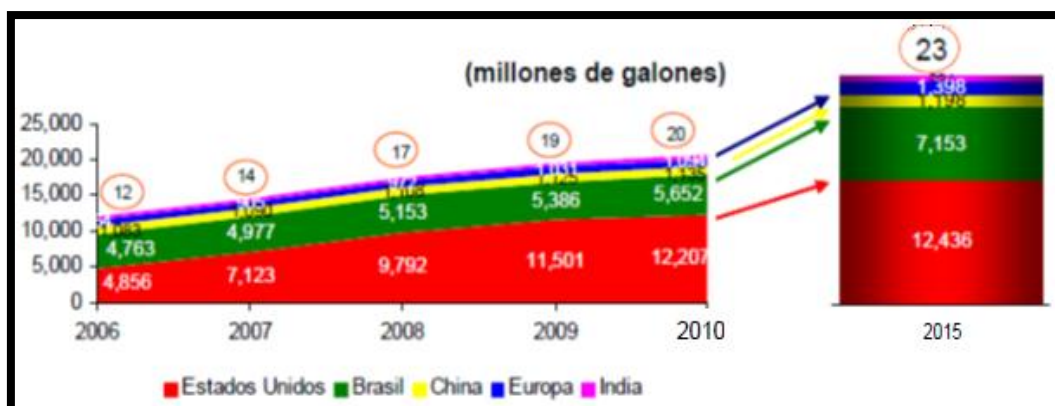


Figura 1.10: Producción de Etanol en el Mundo, 2006-2010. Tomada de FAPRI, 2012.

1.3.3 DEMANDA PROYECTADA DE BIOETANOL EN EL PERU

La demanda de bioetanol se hace en base al consumo de gasolina proyectada para el 2020. La proyección se hará con dos escenarios: uno con el 7,8 % de bioetanol en la gasolina de uso actual y otro con 10 % de bioetanol, como se está usando en la mayoría de países en el mundo.

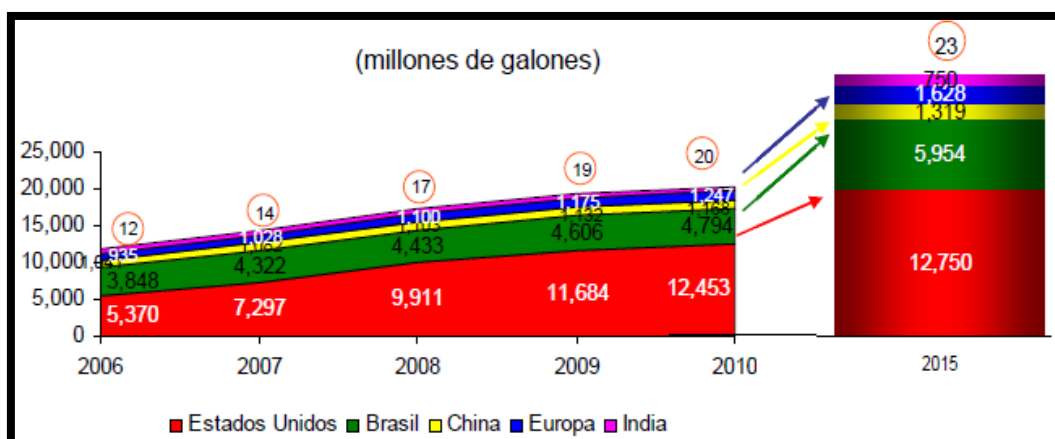


Figura 1.11: Demanda de Etanol en el Mundo, 2006- 2010. Tomado de FAPRI, 2012

La proyección de la demanda de gasolina se hizo con el programa Excel. En esta proyección se considera un crecimiento lineal en base a los datos históricos del consumo de gasolina de los últimos cinco años (Figura 1.12). De acuerdo a esta proyección para el año 2020 la demanda de gasolina será de 53,05 MBD.

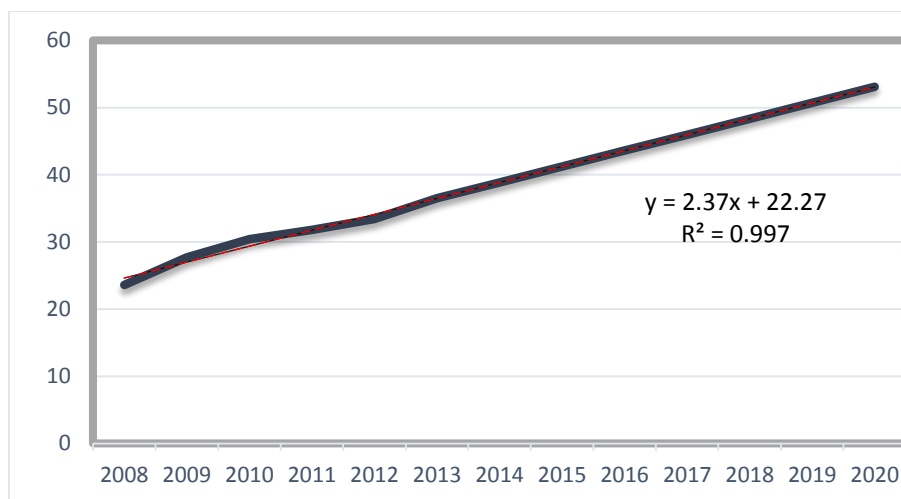


Figura 1.12: Demanda Proyectada en el Perú de gasolina al 2020 (en MBDC)

Elaborado por los autores

Sin embargo los especialistas en hidrocarburos pronostican que el crecimiento será menor debido en primer lugar al uso de gas en lugar de gasolina y debido a que el crecimiento del parque automotor no crece a un ritmo tan acelerado. Entonces para las proyecciones de bioetanol se considera que la demanda de gasolina en los años cercanos al 2020 serán afectados por un factor de 15 %.

Con esta última consideración se elabora la demanda proyectada de bioetanol que se resume en la Tabla 1.10. La proyección se hace en los dos escenarios mencionados anteriormente.

Tabla 1.10

Demanda Proyectada en el Perú de Bioetanol con 7,8 % y 10 % en la gasolina

AÑO	DEMANDA DE GASOLINA (MBD)	DEMANDA DE BIOETANOL - 7,8 % (Miles de litros/día)	DEMANDA DE BIOETANOL - 10 % (Miles de litros/día)
2016	37,06	459,62	589,25
2017	39,07	484,60	621,28
2018	41,09	509,58	653,3
2019	43,10	534,57	685,34
2020	45,12	559,55	717,37

Elaborado por los autores

Por lo tanto la demanda proyectada de bioetanol para el 2020 con un reemplazo de 10 % en la gasolina será de 717 370 litros por día.

1.3.4 DEMANDA PROYECTADA DE BIOETANOL EN EL MERCADO EUROPEO

La Comunidad Europea, elaboró una Directiva sobre energías renovables 2009/28/CE (DER) en vigencia desde el 2011 también conocida como Directiva 20/20/20, donde se resume los siguientes objetivos:

- Reducción del 20 % de las emisiones de gases de efecto invernadero para el año 2020 con respecto a 1990.
- Mejorar el 20 % en la eficiencia energética con relación a las previsiones para 2020.
- Establece una cuota de 20 % de energías renovables en el cómputo total de energías de la UE, con el objetivo mínimo de que el 10 % de esta cuota de consumo de energía, se aplique al transporte en cada Estado miembro de la UE.

Con estos tres objetivos, la Comisión Europea establece un balance de tres años 2009, 2010 y 2011 y las perspectivas para el 2020 en todo el sector de biocombustibles (Tabla 1.11).

Tabla 1.11

Perspectivas del mercado biocarburantes en la Unión Europea 2009 - 2020 (billones de litros)

	2009	2010	2011	2020
Producción útil	15,8	16,7	18,1	36,7
Etanol	5,6	6,4	7,2	18,2
Etanol 2º generación	0	0	0	0,4
Biodiesel	10,2	10,3	10,9	18,5
Biodiesel 2º generación	0,4	0,5	0,7	3,6
Consumo	18,8	21,0	20,8	45,0
Etanol	6,7	8,0	8,5	24,2
Otros usos transporte	2,3	2,5	2,5	2,5
Biodiesel	12,1	13,0	12,4	20,8
Comercio	-3,0	-4,2	-2,7	-8,3
Etanol	-1,1	-1,6	-1,3	-6,1
Biodiesel	-1,9	-2,7	-1,5	-2,3

Nota: Tomada de la Comisión Europea, 2014.

De acuerdo a las proyecciones el déficit de bioetanol proyectado para el año 2020 será de 6,1 billones de litros por año. Esto convierte a la Comunidad Europea en un mercado muy grande donde se puede colocar el alcohol etílico motivo del presente proyecto. En estas proyecciones se considera un porcentaje de 5 % de bioetanol en la gasolina; sin embargo recientes noticias de Alemania, Holanda y otros países europeos están promoviendo el uso de 10 % de bioetanol en las gasolinas, por lo que las proyecciones aun serían mayores.

Transformando a miles de litros por día, el potencial del mercado europeo para el 2020 será de 16,712 millones de litros bioetanol por día.

1.3.5 DEMANDA PROYECTADA DE ETANOL ANHIDRO EN EL MERCADO DE ESTADOS UNIDOS DE AMERICA

Según proyecciones, el mercado norteamericano tiene un comportamiento similar al mercado europeo, es decir la demanda superara ampliamente la producción local, lo que significa que tendrá que cubrir el faltante con importaciones de otros países.

En la Figura 1.13 se muestra las proyecciones realizada para el año 2022 para el mercado de biocombustibles en Estados Unidos. Para el año 2022 se espera que Estados Unidos tendrá que importar hasta 21 000 millones de galones de etanol por año para satisfacer su demanda interna. Esto representa cerca de 57 millones de litros por día.

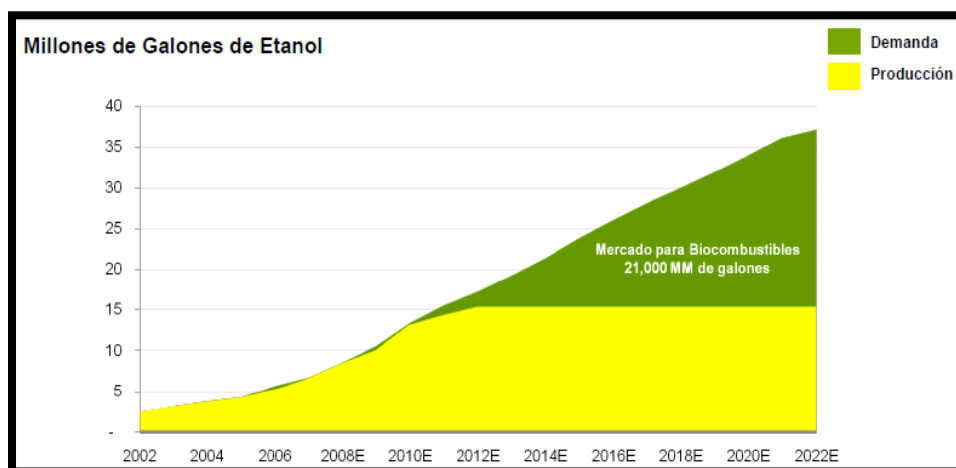


Figura 1.13: Mercado Potencial de Estados Unidos de etanol anhidro. Tomado de Renewable Fuels Association (RFA), 2007.

1.3.6 OFERTA ACTUAL Y PROYECTADA DE BIOETANOL EN EL PERU

En esta sección se evalúan los datos de producción actual y de algunos proyectos que están en la fase de instalación en nuestro país y pasarían a formar la oferta peruana proyectada de bioetanol.

Capacidad instalada:

- Caña Brava..... 350 000 litros/día alcohol carburante
- Quimpac y Cartavio..... 50 000 litros/día de alcohol 96°GL
- Maple Etanol, Piura 350 000 litros/día de alcohol carburante

SUB-TOTAL 1: 750 000 litros/día.

Proyectos en desarrollo:

- Comisa, Piura..... 500 000 litros/día de alcohol carburante
- Casa Grande, La Libertad 600 000 litros/día de alcohol carburante
- Ciavasa, Ucayali 150 000 litros/día de alcohol carburante

SUB-TOTAL 2: 1 250 000 litros/día.

Entonces la oferta actual asciende a 750 000 litros por día y la oferta proyectada sería de 2,00 millones de litros por día de etanol anhidro.

1.3.7 DEMANDA PROYECTADA EN EL MERCADO LOCAL Y EUROPEO

Se considera que el Perú podría alcanzar solo al mercado europeo hasta máximo un 15 % del total de su demanda insatisfecha. Es decir el Perú podría abastecer hasta un máximo de 2 507 000 litros por día de bioetanol. Todavía quedaría un faltante de 507 000 litros por día que debería ser abastecida por nuevos proyectos como el presente estudio. Además hay que considerar la futura demanda de bioetanol de Estados Unidos, que ascendería para el 2022 un valor cercano a los 57 millones de litros por día, que bajo la misma óptica de abastecer un 10 % de ese mercado habría la posibilidad de exportar 5,7 millones de litros por día.

No hay que olvidar el potencial de compra de bioetanol de China y la India. Según proyecciones para el 2016 China y la India importarían 1 527 000 y 1 357 000 litros de etanol anhidro por día. Solo estos dos países representan una posibilidad de exportación de bioetanol de 2,884 millones de litros por día.

1.3.8 DEMANDA INSATISFECHA PROYECTADA

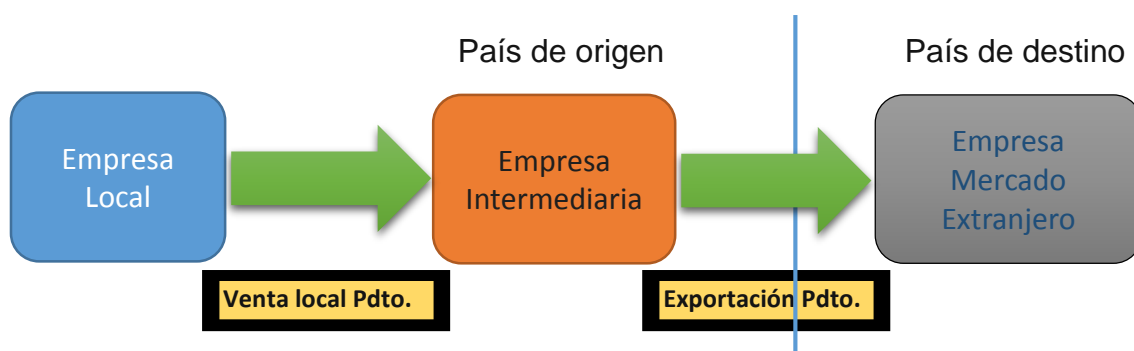
Teniendo en cuenta que la demanda nacional proyectada del etanol anhidro estará cubierta por la producción actual más la instalación de otros proyectos mencionados en el ítem 1.3.6, incluso habría un sobrante para el 2020 de cerca de 1 300 000 millones de litros por día.

Entonces, queda como única alternativa exportar a países que serán grandes consumidores de etanol anhidro para sus mezclas con gasolinas. El estudio se ha realizado para el mercado europeo y Estados Unidos, quienes estarían necesitando en el futuro 16,712 y 57,0 millones de litros por día respectivamente, haciendo un total de 73,712 millones de litros por día. Esto sin contar con la demanda proyectada de China y La India que asciende a 2,884 millones de litros por día.

Proyectándose para abastecer 5 % de la demanda proyectada de Europa y Estados Unidos habría una demanda requerida de 3,68 millones de litros por día. Restando la producción proyectada que asciende a dos millones de litros por día, existiría una demanda insatisfecha de 1,68 millones de litros por día. Por lo tanto habría cabida para instalar una planta de más de un millón de litros por día.

1.4 ESTUDIO DE COMERCIALIZACION.

Para enviar etanol anhidro a Estados Unidos o Europa se utilizará la exportación indirecta, es decir a través de un intermediario conocido como bróker. Este operador se encarga de todas las actividades vinculadas a la exportación, asumiendo la responsabilidad de la misma.



La exportación de etanol anhidro normalmente se realiza en buques de productos químicos con capacidades desde 2 000 TM a 10 000 TM.

Considerando que nuestro mercado relevante es la Costa del Golfo de Estados Unidos, el flete de importación del Etanol para la ruta Houston – Callao, será calculado tomando como referencia el costo de oportunidad que tiene el armador de un buque quimiquero para esta ruta. Este costo de oportunidad es el flete correspondiente a la ruta Houston – MPFE (Main Port Far East), disponible en la publicación Shipping Intelligence Weekly (SIW), para buques de productos químicos de 5 000 TM; capacidad que se estima adecuada para los lotes de Etanol que importaría el Perú de manera eficiente.

1.5 ANALISIS Y EVALUACION DE PRECIOS

Considerando que el producto será destinado básicamente a la exportación se hace un análisis de los precios a nivel internacional. En la Figura 1.13 se señalan los precios dependiendo del país de origen. Es notorio que Brasil, seguido de Estados Unidos tienen los más bajos costos.

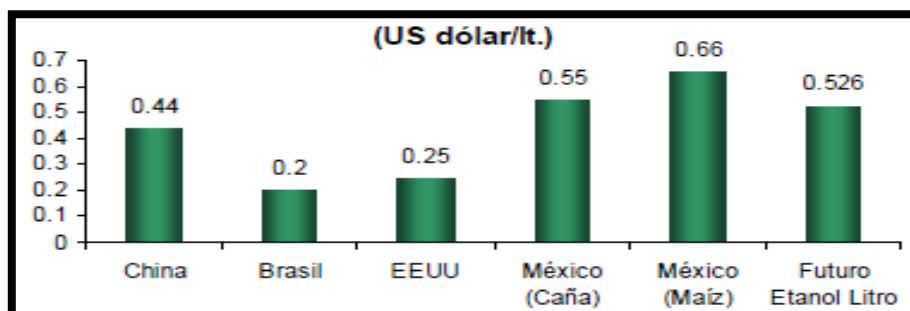


Figura 1.14: Costos Internacionales de Etanol. Tomada de USDA, 2014.

Según la información de la misma figura se tiene un costo promedio proyectado en el futuro de 0,526 dólares por litros, un equivalente de menos de 2 dólares por galón, precio bastante competitivo con la gasolina, cuyo costo es similar o a veces mucho mayor. En el proyecto se considera un precio de venta de 0,8 dólares por litro.

1.6 TAMAÑO DE LA PLANTA DE ETANOL ANHIDRO

Del análisis anterior se detalla que se tendría la posibilidad de colocar 1,68 millones de litros por día al mercado europeo y americano. Este valor es sin considerar otros mercados potenciales como India, Japón, China, Canadá, etc.

Para considerar la capacidad de operación de una planta de etanol anhidro, que generalmente se mide en litros por día se tiene que considerar los siguientes factores:

- **Tecnología:** existen plantas de 100 000, 200 000, 400 000, 500 000 y 600 000 litros por día. Se tendría que escoger entre estos tamaños comerciales.

Estequiométricamente se puede producir 291 litros de etanol por tonelada de bagazo con 50 % de humedad. Según la tecnología aplicada se puede producir hasta 200 litros de etanol por tonelada de bagazo húmedo (Zumalacárregui De Cárdenas, et al, 2015). Con el proceso DHR de Dedini se puede obtener 186 litros de etanol por tonelada de bagazo húmedo. Para el proyecto se va a considerar una producción de 200 litros por tonelada de bagazo.

- **Materia Prima:** la materia prima principal se considera al bagazo de caña. Donde se tiene mayores sobrantes son las grandes destilerías autónomas, ubicadas actualmente en el departamento de Piura. Para la destilería Maple Etanol se dispondría de 570 toneladas de bagazo por día.

Otro punto a tomar en cuenta es que el abastecimiento de bagazo debe ser con un costo mínimo de transporte, es decir la planta debe estar ubicado dentro o en las cercanías de una destilería autónoma.

- **Mercado:** existe posibilidad de acuerdo a la demanda insatisfecha proyectada de colocar en el mercado internacional por relativa prudencia cerca de 1,7 millones de litro por día. Por lo tanto el tamaño podría ir desde 100 000 litros por día hasta una mega planta de 1,5 millones de litros por día.
- **Capital:** respecto a la inversión, se considera que habrá inversionistas interesados en este proyecto, pues además de utilizar materias primas de muy bajo costo, es una tecnología limpia que cuidara el medio ambiente.

Según el análisis anterior el factor determinante para el tamaño de la planta sería la disponibilidad materia prima, es decir el bagazo de caña. Con la disponibilidad de 570 toneladas de bagazo en la destilería Maple Etanol se estima una producción de 114 000 litros por día. Por el tamaño de destilerías comerciales se considera que la futura planta tendrá una capacidad nominal de 100 000 litros de etanol anhidro por día.

1.7 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

Según el estudio de mercado, la demanda nacional de etanol anhidro para mezclas con gasolinas está actualmente cubierta y más bien existiría para el año 2020 un excedente de cerca de dos millones de litros por día.

La única posibilidad que queda es exportar. Se tiene mercados grandes como Europa y Estados Unidos que necesitarían un total de 73,712 millones de litros por día para el año 2020.

Del total necesario para Europa y Estados Unidos se pretende que nuestro país pueda abastecer hasta un 5 % de toda la demanda proyectada, es decir 3,68 millones de litros por día. Restando los dos millones de litros por día que se produciría por proyectos en estudio y ejecución, quedaría un mercado insatisfecho para exportación de 1,68 millones de litros por día.

Se considera que la capacidad de la planta a instalar será de 100.000 litros por día, lo que significa que no se tendrá mucho riesgo ante los 1,68 millones requeridos por el mercado europeo y americano.

1.8 LOCALIZACION DE LA PLANTA

Para la localización de la planta se tomará solo dos factores influyentes: Materia prima y Transporte del producto.

Materia prima: por necesidad de bagazo se va a considerar la disponibilidad y su transporte a la futura planta de etanol anhidro. En este caso se tiene la posibilidad de abastecerse de un ingenio azucarero o de una destilería autónoma de gran tamaño.

Con la finalidad de proyección del exceso de bagazo se tomará en cuenta la capacidad instalada de los ingenios azucareros de Lambayeque al año:

Pucalá.....	4 500 TCD
Tumán.....	3 500 TCD
Pomalca.....	3 000 TCD
Azucarera del Norte.....	1 000 TCD

Las destilerías autónomas de gran tamaño (más de 4 000 TCD) están ubicadas en el departamento de Piura:

Caña Brava.....	4 300 TCD
Maple Etanol (Grupo Gloria)...	5 000 TCD
COMISA (en ejecución).....	6 500 TCD

Transporte de producto: se debe considerar que se va exportar por vía marítima y por lo tanto la futura planta de etanol anhidro a partir de bagazo se tendrá que ubicar cerca de facilidades de embarcación.

1.8.1 MACRO-LOCALIZACION

Solo se analizará los departamentos de Lambayeque y Piura, para los cuales se tomará en cuenta la disponibilidad de materia prima y el transporte de producto.

Lambayeque: de acuerdo a la capacidad instalada de los ingenios azucareros de este departamento se tendría excedentes de 385, 299, 257 y 86 toneladas de bagazo respectivamente en Pucalá, Tumán, Pomalca y Azucarera del Norte respectivamente (*ver Apéndice*).

Para evitar el transporte del bagazo a la nueva planta de etanol anhidro a partir del bagazo se tendría que ubicarse dentro o muy cerca del ingenio. Bajo esta consideración, Tumán tendría la mayor ventaja por su mayor disponibilidad.

Sin embargo Lambayeque todavía no tiene un puerto de embarque cercano para exportar el etanol anhidro. El proyecto de Puerto Éten todavía está en fase de estudio y espera de financiamiento.

Piura: como ya se ha analizado en el *ítem 1.2.1.4*, en Piura se dispone de dos destilerías autónomas en funcionamiento y una en proyecto, de las cuales se dispondría de los siguientes excedentes de bagazo: 490, 570 y 741 toneladas de Caña Brava, Maple Etanol y COMISA respectivamente.

La ventaja de estas destilerías es su ubicación cercana al puerto de embarque, como es el Puerto de Paita.

Por la ventaja de embarque del producto los autores deciden por el departamento de Piura. En la siguiente sección se analizará la micro-localización de la planta.

1.8.2 MICRO-LOCALIZACION

Para la micro-localización se considerará las dos destilerías autónomas de Piura. La destilería COMISA no se toma en cuenta porque todavía está en fase de ejecución.

Entre la empresa Caña Brava y Maple Etanol (vendida al grupo a Gloria) la ventaja la tiene esta última debido que tiene facilidades para el embarque marítimo que consta de una tubería submarina de aproximadamente 1 600 metros de uso exclusivo y un amarradero.

Además existen 30 kilómetros de carretera asfaltada para el transporte en camiones cisternas si fuere el caso, desde la planta hasta los tanque de almacenamiento ubicados cerca de la ciudad de Paita (Buenaventura Ingenieros S.A., 2007).

Por lo tanto, la nueva destilería a partir de bagazo de caña se ubicará ya sea dentro o en las cercanías de la destilería Maple Etanol S.R.L.

Maple Etanol S.R.L., está ubicado en el departamento de Piura al norte del Perú, entre las ciudades de Sullana y Paita, donde MAPLE ha adquirido 10 676 hectáreas y 4 637 metros cuadrados de terrenos eriazos.



Figura 1.15: Ubicación del proyecto. Tomado de la app para computador "Google Earth".

II. ESTUDIO DE INGENIERIA

En esta sección en primer lugar se seleccionará el sistema de producción más simple y con mayor rendimiento y selectividad para asegurar un costo bajo de producción. Luego de establecido el proceso se realiza el balance de masa y energía para finalmente diseñar o seleccionar los equipos necesarios. Con la lista de equipos se realizará la distribución de la planta y se presenta su plano de distribución respectivo.

2.1 SELECCIÓN DEL PROCESO

Debido a la recalcitrancia de la pared celular al proceso fermentativo, son necesarias más etapas en la producción de etanol a partir de la biomasa, que en los procesos convencionales a partir de sacarosa o amida (Figura 2.1). Inicialmente, para poder utilizar en la fermentación los diferentes componentes obtenidos a partir de materiales lignocelulósicos es necesaria la ruptura del complejo lignina-celulosa-hemicelulosa y el quiebre de las fracciones de carbohidratos por técnicas de pre-tratamiento e hidrólisis. En seguida, es procedida la fermentación de la mezcla de azúcares presentes en la biomasa lignocelulósica a etanol.

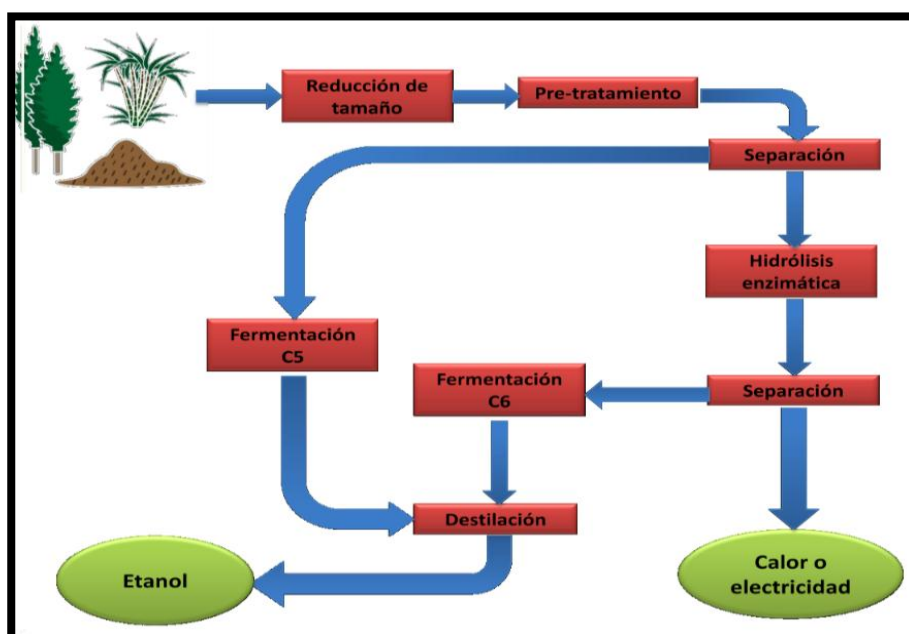


Figura 2.1: Etapas en la producción bioquímica de etanol celulósico. Tomado de Machado, 2010.

2.1.1 Pre-tratamiento de la biomasa lignocelulósica

El complejo polimérico está hecho de una matriz de celulosa-lignina ligada por cadenas de hemicelulosa. Esta matriz deberá ser rota de modo a reducir el grado de cristalinidad de la celulosa y aumentar la celulosa amorfa, que es más accesible al ataque enzimático. Adicionalmente, la mayor parte de la hemicelulosa deberá ser hidrolizada en esa etapa y la lignina deberá ser suelta y, tal vez degradada.

Toda vez que diferentes materiales lignocelulósicos poseen distintas características físico-químicas, se hace necesaria la adopción de tecnologías adecuadas de pre-tratamiento con base en las propiedades de la biomasa. Además de eso, la elección del pre-tratamiento tiene un gran impacto en todas las etapas posteriores en términos de digestibilidad de la celulosa, generación de compuestos tóxicos potencialmente inhibidores para la fermentación, demanda energética y tratamiento de efluentes.

Para el pre-tratamiento de la lignocelulosa existen métodos químicos, físicos, biológicos o una combinación de estos puede ser utilizada, como se describe a continuación.

2.1.1.1 Pre-tratamiento mecánico

a) Molienda

La reducción del tamaño de la partícula es a menudo necesario para manejar el material más fácilmente e incrementar la relación superficie/volumen. El pre-tratamiento mecánico es generalmente realizado antes de la siguiente etapa de proceso, y el tamaño de partícula deseado depende de estas etapas subsiguientes.

b) Pre-tratamiento con ultrasonido

Este método es ensayado a nivel de planta piloto, y es una técnica bien conocida para el tratamiento de lodos procedentes de estaciones depuradas de aguas residuales.

Los resultados experimentales mostraron que cuando una suspensión de celulosa se le provee de energía por irradiación, la velocidad de reacción de la hidrólisis enzimática subsiguiente se aumenta en aproximadamente un 200 %.

2.1.1.2 Pre-tratamiento químico

A este grupo pertenecen los tratamientos previos que son puramente iniciados por reacciones químicas para la ruptura de la estructura de la biomasa.

A. Agua líquida caliente

Los procesos con agua caliente líquida son pre-tratamientos de biomasa con agua a temperatura y presión altas. También se conoce como hidrotermólisis, pre-tratamiento hidrotérmico, fraccionamiento acuoso, solvolisis o aquasolv. En el proceso se contacta el agua caliente comprimida con la biomasa hasta un máximo de 15 minutos a una temperatura entre 200 °C a 230 °C. Entre 40 % y 60 % de la biomasa total se disuelve en el proceso, con 4 % - 22 % de la celulosa, 35 % - 60 % de la lignina y toda la hemicelulosa separada. Más del 90 % de la hemicelulosa se recupera se recupera como azúcares monoméricos cuando se utilizó ácido para hidrolizar el líquido resultante. Además, se forma ácido acético durante el tratamiento, y este actúa como un catalizador para la hidrólisis de polisacáridos. Esto resulta en la formación de azúcares monoméricos que pueden seguir descomponiéndose hasta furfural (un inhibidor de la fermentación). La variabilidad en los resultados se relaciona con el tipo de biomasa con una elevada solubilización de la lignina que impide la recuperación de azúcares de la hemicelulosa (Mok & Antal Jr., 1992).

B. Hidrólisis con ácido diluido

El tratamiento con ácido diluido es uno de los métodos de pre-tratamiento más efectivo para la biomasa lignocelulósica.

Existen dos tipos de hidrólisis con ácido diluido:

- ❖ Proceso a flujo continuo y a temperatura alta para una carga con bajo contenido de sólidos. $T > 160\text{ }^{\circ}\text{C}$; 5 % a 10 % en peso de concentración de sustrato.
- ❖ Proceso por lotes a baja temperatura para una carga con alto contenido de sólidos. $T \leq 160\text{ }^{\circ}\text{C}$; 10 % a 40 % de concentración de sustrato.

El ácido diluido (generalmente sulfúrico) se pulveriza sobre la materia prima y la mezcla se mantiene a $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $220\text{ }^{\circ}\text{C}$ durante periodos cortos de hasta unos pocos minutos. Entonces se produce la hidrólisis de hemicelulosa, liberando azúcares monoméricos y oligómeros solubles de la matriz de la pared celular dentro del hidrolizado. La eliminación de la hemicelulosa aumenta la porosidad y mejora la digestibilidad enzimática. Se puede lograr la eliminación completa de la fracción de hemicelulosa. Como alternativa a los ácidos inorgánicos, se puede utilizar ácidos orgánicos (ejemplo ácido maleico, ácido fumárico) para el tratamiento previo con ácido diluido.

El tratamiento ofrece un buen rendimiento en términos de recuperación de azúcares de la hemicelulosa, pero también hay algunos inconvenientes. Los azúcares de la hemicelulosa pueden ser degradados adicionalmente a furfural y hidroximetilfurfural, fuertes inhibidores de la fermentación microbiana. Además, los ácidos pueden ser corrosivos y su neutralización resulta en la formación de residuos sólidos.

C. Hidrólisis con ácido concentrado

Ácidos altamente concentrados como H_2SO_4 y HCl han sido ampliamente utilizados para el tratamiento de materiales lignocelulósicos debido a que son agentes muy poderosos para la hidrólisis de la celulosa y no es necesario emplear enzimas. Las ventajas son la flexibilidad que puede adaptarse para distintas materias primas, rendimiento alto de azúcares monoméricos, y necesita condiciones de temperatura media.

Los inconvenientes son la naturaleza corrosiva de la reacción y la necesidad de reciclar los ácido con el fin de aminorar los costos (BlueFire Ethanol, 2010).

D. Hidrólisis alcalina

El principal efecto del pre-tratamiento alcalino es la remoción de lignina de la biomasa, por lo tanto mejora la reactividad de los polisacáridos remanentes.

Hidróxido de sodio o de calcio: al usar estos componentes se forman sales que se pueden incorporar a la biomasa y es necesario removerlos o reciclarlos. Las condiciones de proceso son moderadas pero los tiempos de reacción pueden ser largos. Estas condiciones moderadas previenen la condensación de lignina, resultando en una alta solubilidad de lignina. También, la degradación de azúcares a furfural, alcohol furfúrico y ácidos orgánicos es limitada. La adición de aire u oxígeno a la mezcla reactiva mejora grandemente la de-lignificación.

Amoniaco: el pre-tratamiento de biomasa con amoniaco acuoso a elevadas temperaturas reduce el contenido de lignina y remueve algo de la hemicelulosa y además rompe la estructura cristalina de la celulosa. Las técnicas de pre-tratamiento con amoniaco incluye el método de explosión de la fibra con amoniaco, percolación con reciclo de amoniaco y la inmersión en amoniaco acuoso. El costo del amoniaco y especialmente la forma de recuperación del amoniaco aumenta el costo del pre-tratamiento.

E. Organosolv

El proceso Organosolv utiliza un solvente o mezcla de solventes orgánicos con agua para remover la lignina antes de la hidrólisis enzimática de la fracción de celulosa. Además de la eliminación de la lignina, se produce la hidrólisis de la hemicelulosa lo que mejora la digestibilidad enzimática de la fracción de celulosa. Disolventes comunes para el proceso incluyen etanol, metanol, acetona y el glicol etileno.

Las temperaturas utilizadas para el proceso pueden ser tan altas como 200 °C, pero temperaturas más bajas pueden ser suficientes en función de, por ejemplo, del tipo de biomasa y el uso de un catalizador. Posibles catalizadores incluyen ácidos inorgánicos u orgánicos (Sun & Cheng, 2002).

El solvente por sí mismo puede ser un inhibidor para la hidrólisis enzimática y etapa de fermentación. Por lo tanto, el solvente debe ser removido antes de la fermentación. La remoción y recuperación de solvente es requerido para reducir sus costos y el impacto ambiental.

Los beneficios del pre-tratamiento Organosolv incluyen:

- La producción de lignina de alta calidad, lo cual podría facilitar aplicaciones de mayor valor económico de la lignina tales como la producción de productos químicos.
- No existe grandes cantidades de residuos producidos en la forma de yeso debido a la neutralización del ácido utilizado.
- Comparado con la hidrólisis ácida (que es la ruta de pre-tratamiento más aplicada industrialmente), relativamente hay menor formación de compuestos inhibidores debido a la ausencia de condiciones ácidas muy fuertes, debido a que se utiliza muy pequeñas cantidades de ácido como catalizador.
- Disminución potencial de los costos de enzimas gracias a la separación de la lignina antes de la hidrólisis enzimática de la fracción de celulosa.

El proceso de hidrólisis rápida Dedini (DHR) usa el proceso organosolv para delignificar el bagazo bajo condiciones moderadas de ácido para una subsiguiente hidrólisis ácida de los polisacáridos. La sacarificación tiene un rendimiento de 82 % y la fermentación de hexosas tiene un rendimiento de 90 % (Oliverio & Hilst, 2004).

F. Delignificación oxidativa

La delignificación de materias ligno-celulósicas puede también lograrse por el tratamiento con un agente oxidante tal como peróxido de hidrogeno, ozono, oxígeno o aire. La efectividad de la delignificación puede atribuirse, a la alta reactividad de los agentes oxidantes con el anillo aromático. Por lo tanto, el polímero lignina será convertido en por ejemplo ácidos carboxílicos. Estos ácidos tienen que ser neutralizados o removidos. El inconveniente es que los ácidos formados afectan la fracción de hemicelulosa degradándolo de tal forma que no se puede recuperar azúcares útiles para formar etanol.

Peróxido de hidrogeno: la disolución de cerca del 50 % de la lignina y casi toda la hemicelulosa ha sido lograda con una solución de 2 % H_2O_2 a 30 °C. El rendimiento de la hidrólisis enzimática de la celulosa puede ser tan alta como 95 %.

Ozonólisis: el tratamiento con ozono se enfoca a la degradación de la lignina mediante el ataque y la escisión de las estructuras de anillos aromáticos, mientras que la hemicelulosa y la celulosa difícilmente se descompone.

Oxidación húmeda: esta operación con oxígeno o aire en combinación con agua a temperatura (150 °C a 350°C) y presión elevada (5 MPa a 20 MPa). Se presenta como alternativa a la explosión con vapor que fue el método de pre-tratamiento más utilizado. Se recomienda para biomásas con alto contenido de materia orgánica. En comparación con otros procesos de pre-tratamiento, la oxidación en húmedo ha demostrado ser eficaz para el tratamiento de materiales lignocelulósicos porque la estructura cristalina de la celulosa se abre durante el proceso. Otra ventaja es la baja producción de furfural y de 5-hidroximetilfurfural, los cuales son inhibidores de la etapa de fermentación.

G. Líquidos iónicos a temperatura ambiente

Los líquidos iónicos a temperatura ambiente (RTIL) son sales que están en la fase líquida a temperatura tan baja como la ambiental. Hay una gran variedad de diferentes RTIL, sin embargo, comparten una característica común, que es que están compuestos generalmente por un anión inorgánico y un catión orgánico de una estructura molecular muy heterogénea. La diferencia en la estructura molecular hace que la unión de los iones suficientemente débiles para la sal que aparezca como líquido a temperatura ambiente. Estos RTIL funcionan como solventes selectivos de la lignina o celulosa, se prefiere para la separación de lignina dejando una mayor accesibilidad a la celulosa a condiciones ambientales y sin el uso de soluciones ácidas o alcalinas. También se puede evitar la formación de compuestos inhibidores de la fermentación. Los inconvenientes que se están analizando son la forma de recuperación de los RTIL, la toxicidad de los compuestos, y la combinación del agua con RTIL.

2.1.1.3 Pre-tratamiento combinado mecánico - químico

Estos métodos combinan la acción mecánica y química. A este grupo pertenecen los siguientes pre-tratamientos.

i. Explosión con vapor

La explosión con vapor (catalizada o no) es uno de los procesos de pre-tratamiento más aplicados debido a su bajo uso de productos químicos y al consumo limitado de energía. Con este método, vapor saturado de alta presión se inyecta en un reactor batch o continuo lleno de biomasa. Durante la inyección de vapor, la temperatura se eleva a 160 °C – 260 °C. Posteriormente, la presión es reducida súbitamente y la biomasa sufre una descompresión explosiva dando como resultado la degradación de hemicelulosa y la rotura de la matriz de lignina.

El resultado de este pre-tratamiento depende del tiempo de residencia, temperatura, tamaño de partícula y contenido de humedad. Se puede mejorar los resultados con la adición de ácidos o álcalis. El inconveniente que se presenta es la formación de productos de degradación que pueden inhibir los procesos subsiguientes (García-Aparicio et al., 2006).

ii. Explosión de la fibra con amoníaco (AFEX)

En este proceso la biomasa es tratada con amoníaco líquido a temperatura y presión alta. Después de unos pocos segundos, la presión es súbitamente reducida. Las condiciones de proceso son de 1 kg a 2 kg de amoníaco/kg de biomasa seca, 90 °C durante 30 minutos. Se reduce el contenido de lignina y se separa algo de hemicelulosa mientras que se pierde la estructura cristalina de la celulosa. El costo de amoníaco y, especialmente, de la recuperación de amoníaco aumenta el costo del pre-tratamiento, aunque el amoníaco se recupera fácilmente debido a su volatilidad.

iii. Explosión con CO₂

Este método es similar a la explosión con vapor y amoníaco; CO₂ a alta presión se inyecta dentro del reactor batch y luego liberado por una descompresión explosiva. Los rendimientos son más bajos que los otros procesos de explosión.

iv. Pre-tratamiento mecánico – álcali

Este pre-tratamiento consiste de una pre-tratamiento mecánico continuo (molienda, extrusión, refinación) de la biomasa lignocelulósica con la ayuda de un álcali. Las fracciones resultantes consisten de una fracción soluble (conteniendo lignina, hemicelulosa y compuestos inorgánicos) y una fracción sólida rica en celulosa. La temperatura moderada de este proceso limita la formación de compuestos inhibidores.

2.1.1.4 Pre-tratamiento Biológico

En este grupo de pre-tratamientos, hongos de la pudrición blanca, marrón o roja son empleados para degradar la lignina y la hemicelulosa. Las ventajas de los tratamientos biológicos son los bajos requerimientos de energía y las condiciones de operación moderadas. Sin embargo, la velocidad de la hidrólisis biológica es generalmente muy baja, de modo que este pre-tratamiento requiere tiempos de residencia muy largos.

Tabla 2.1

Comparación tecnológica de los diferentes tipos de pre-tratamiento de biomasa lignocelulósica

Pretratamiento	Modo de acción (además de aumentar el área superficial)	Potencial rendimiento azúcar	Formación inhibidor	Formación residuo	Necesidad reciclar químicos	Bajos costos inversión	Bajos costos operación	Aplicable diferentes biomasas	Probado escala piloto	Observaciones adicionales
Mecánico										
Agua caliente líquido	• Remoción de hemicelulosa	++	-	++	++	+	-	+	+	
Acido diluido	• Remoción de hemicelulosa (mayor) • Alteración estructura de lignina (menor)	++	-	-	-	+/-	+	+	++	Recomendado para biomasa con bajo % lignina
Acido concentrado	• Hidrólisis de celulosa y hemicelulosa	++	-	-	-	-	+/-	++	++	Acido concentrado es peligroso, tóxico y corrosivo
Alcalino	• Remoción de lignina (mayor) y hemicelulosa (menor)	++	++	-	-	++		+/-	+/-	
Organosolv	• Remoción de lignina (mayor) • Remoción de hemicelulosa (menor), dependiendo del solvente usado	++	++	+	-	+/-	+/-	+	++	Lignina alta calidad Solvente usado puede inhibir fermentación
Oxidación húmeda	• Remoción de lignina (mayor) • Disolución de hemicelulosa • De-cristalización de celulosa	+/-	++	+	++	+			-	
Explosión con vapor	• Remoción hemicelulosa (mayor) • Alteración estructura lignina (menor)	+	-	+	++	+	+	+/-	++	Bajo impacto ambiental
AFEX	• Remoción de lignina (mayor) y hemicelulosa (menor) • Decristalización de celulosa	++	++		-			-		Para ser eficiente no necesita tamaño pequeño de partícula
Explosión con CO ₂	• Remoción de hemicelulosa • Decristalización de celulosa	+	+	++	++	-			-	Más rentable que AFEX
Combinada mecánica/álcali	• Remoción de lignina (mayor) y hemicelulosa (menor)	++	++	-	-	+/-	+/-	+	+	

+ = Características positivas: Ejemplo, alto rendimiento de azúcares fermentables, nada o poco inhibidores de fermentación, no formación de residuos, nada o poca necesidad de reciclar productos químicos, bajos costos de inversión, alta aplicabilidad a diferentes tipos de biomasa, probado a escala piloto, bajos costos de operación.

- = Características negativas: Ejemplo, bajo rendimiento de azúcares fermentables, alta cantidad de inhibidores de fermentación, alta formación de residuos, necesidad de reciclar productos químicos, altos costos de inversión, baja aplicabilidad a diferentes tipos de biomasa, todavía no se ha probado a escala piloto, altos costos de operación.

Nota: Tomado de Harnsen et al., 2010

2.1.1.5 Análisis de los métodos de pre-tratamiento

De acuerdo a la Tabla 2.1, elaborada por Harmsen y colaboradores (2010) el proceso Organosolv tiene mayores ventajas sobre los otros procesos de pre-tratamiento.

La principal ventaja es la alta pureza de la lignina obtenida, que se puede darle un mayor valor comercial en la misma planta o venderlo a otros procesadores. Los inconvenientes que se presentan en el proceso Organosolv se pueden resolver reciclando el solvente empleado para evitar la inhibición en la etapa de fermentación.

Los costos de inversión y operación son relativamente altos pero se pueden disminuir con la aplicación de tecnologías más eficientes que utilicen menos equipos para el procesamiento, como es el caso de los digestores compactos de Valmet. (Ver Anexo. *pág 167*).

Por lo tanto se decide en este proyecto utilizar el proceso Organosolv.

2.2 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO

2.2.1 Obtención de mosto azucarado del bagazo de caña

El proceso se describe en base al proceso Organosolv que utiliza una hidrólisis con ácido diluido. El proceso consta de tres etapas: un pre-hidrólisis separada, delignificación e hidrólisis. El diagrama de bloques se presenta en la Figura 2.2. Esta configuración permite la remoción de pentosas antes de realizar la hidrólisis de la celulosa con condiciones extremas, de esta manera se disminuye la descomposición de las pentosas y por lo tanto se evita la formación de inhibidores de la fermentación tales como el furfural, dejando las fracciones de celulosa y lignina inalterables. Desde que la reacción de hidrólisis utiliza H_2SO_4 como catalizador, esta configuración también permitirá la producción de lignina libre de sulfatos, por lo que la lignina recuperada podría ser quemado en calderas convencionales sin riesgos de corrosión (Balat & Öz, 2008).

2.2.1.1 La pre-hidrólisis de la hemicelulosa

El bagazo de caña de azúcar el cual contiene 50 % de humedad es calentado por inyección de vapor hasta 122 °C. Se adiciona ácido sulfúrico al bagazo caliente, y la mezcla es alimentada al reactor de pre-hidrólisis, el cual opera a 200 kPa y aproximadamente 122 °C. El reactor opera como un flash, a fin de mantener una temperatura constante. Los productos de la reacción son lavados y filtrados para la recuperación de las pentosas producidas.

Según el estudio realizado por Aguilar et. al (2002) las condiciones óptimas para la pre-hidrólisis del bagazo de caña son 2 % en peso de H_2SO_4 y tiempo de residencia en el reactor de 24,1 minutos. Se obtiene una conversión de la hemicelulosa a pentosas de 91,4 %, con una descomposición a furfural y ácido acético muy bajo valorizados en 0,8 % y 0,4 % respectivamente. Un buen porcentaje de la hemicelulosa, aproximadamente 2,7 % se convierte en glucosa. Se llega a esta conclusión porque las condiciones de la pre-hidrólisis del bagazo no atacan a la celulosa. El licor de pentosas obtenido después de la filtración contiene cerca de 5 % a 9 % de pentosas, especialmente xilosa.

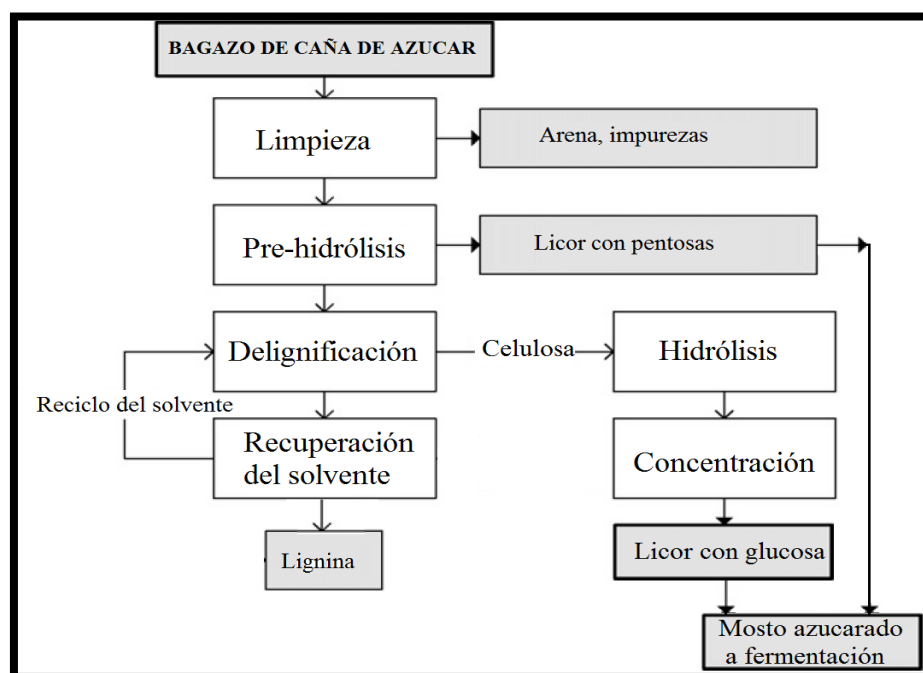


Figura 2.2: Obtención de mosto azucarado por proceso Organosolv
Tomado de Dias, Ensinas, Nebra, Filho & Rossell, 2009.

En el digestor continuo se alimenta el bagazo, vapor y ácido sulfúrico a un ritmo constante. El bagazo y los líquidos se mezclan en la zona de impregnación, en la parte superior del digestor, y entonces se van desplazando desde la zona superior de cocción a la inferior y a la zona de lavado, antes de soplarlas al tanque de almacenamiento. De este último tanque se lava y se filtra para separar las pentosas que resultan de la hidrólisis de la porción de hemicelulosa del bagazo.

2.2.1.2 Delignificación

Después de las reacciones de pre-hidrólisis, la mezcla de lignina y celulosa (celulignina), la cual contiene 50 % de agua, sufre una etapa de delignificación usando una solución Organosolv que contiene alrededor de 60 % de etanol (base volumen). La celulignina es mezclada con la solución a una relación de 5 metros cúbicos de solución por toneladas de bagazo pre-hidrolizado (Rossell et al., 2005), seguida de una presurización hasta 19 bar, a fin de mantener la mezcla en estado condensado y luego es calentado hasta 180 °C por 5 minutos. Después, la mezcla se flashea y la fase líquida es filtrada produciendo una suspensión de celulosa de alta calidad. La lignina disuelta en el solvente Organosolv es obtenida en el separador flash y filtrado alimentándola a una columna de destilación para recuperar el solvente Organosolv.

2.2.1.3 Hidrólisis de la celulosa y recuperación del solvente

La celulosa es mezclada con agua hasta la concentración de sólidos alcanzando el 10 % en peso. Se adiciona ácido sulfúrico a la corriente de celulosa diluida hasta aumentar la concentración de ácido a 0,07 %. La mezcla es presurizada (cerca de 36 bares), calentada (205 °C) y alimentada al reactor de hidrólisis. Bajo estas condiciones, una conversión de la celulosa grado químico igual a 90,6 % es alcanzadas, obteniéndose hexosas básicamente en su totalidad como glucosa (Xiang et al., 2003).

Se considera que 2 % de celulosa se convierte en hidroximetilfurfural (HMF), así como la hemicelulosa que no reaccionó en la etapa anterior se convierte totalmente a pentosas de los cuales 80 % se convierte a furfural (Rodríguez, 2007). El producto de la reacción de hidrólisis (extracto) es enfriado en intercambiador de calor con la corriente de lignina disuelta alimentada a la columna de destilación, de esta manera se detiene las reacciones de hidrólisis. Después del enfriamiento es filtrado para separar los sólidos sin reaccionar y se obtiene el licor de hexosas que posteriormente se va mezclar con el licor de pentosas que constituye el mosto azucarado que pasara a la etapa de fermentación.

La columna de recuperación de solvente opera bajo presión de 5 bares para evitar la precipitación de la lignina. El destilado contiene el solvente Organosolv (etanol) recuperado, mientras que el fondo contiene lignina disuelta en agua. Lignina (con 50 % de agua) se obtiene después que el producto de fondo es flasheado y filtrado. La solución acuosa obtenida es mezclada con el solvente Organosolv, reponiendo así la solución Organosolv utilizada en la etapa de delignificación.

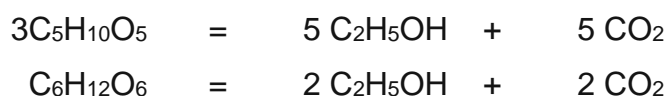
El licor de hexosas contiene aproximadamente 9 % de glucosa, de modo que debe ser concentrado antes de la fermentación. La concentración se realiza en un evaporador flash y en evaporadores de múltiple efecto, similares a los usados en la concentración de jugo de caña. Una fracción de licor es concentrada hasta 65 % en peso de glucosa y mezclada con el licor flasheado, hasta producir un licor con 25 % de glucosa que se envía a fermentación. Previamente debe ser enfriado a 28 °C.

2.2.2 Fermentación

Para la fermentación simultanea de hexosas y pentosas se va utilizar una bacteria modificada de *Escherichia coli* LY180, designada como MM160. Esta cepa modificada tiene una gran resistencia a inhibidores de fermentación como furfural, hidrometilfurfural y ácido acético. El rendimiento reportado es 0.27 gramos de etanol por gramos de bagazo en peso seco (Geddes et al., 2011). En recientes investigaciones se está reportando rendimientos de 0,39 gramos a 0,47 gramos de etanol por gramos de bagazo seco que representan 76 % y 92 % del teórico posible (Georgieva & Ahring, 2007). Para el proyecto se considera 92 % de rendimiento.

Una suspensión de *Escherichia coli* LY180 modificada, designada como MM160, conteniendo cerca de 28 % de bacterias (v/v) es alimentada como inóculo al reactor de fermentación en una cantidad de cerca del 10 % del volumen del reactor. Luego es alimentado en forma continuada al mosto que contiene las hexosas y pentosas. El tiempo de fermentación del proceso batch tradicional demora cerca de 48 horas (Geddes, Shanmugam & Ingram, 2015). Sin embargo, se considera que para una operación con recirculación de la bacteria, como se estila en el proceso Melle Boinot, el tiempo de fermentación será de 36 horas.

Durante la fermentación ocurren las siguientes reacciones:



La conversión a etanol que se logra es 92 % basado en el consumo de los azucares fermentables. El 3 % de los azucares no se consumen y el 5 % restante se convierten en subproductos, debido a reacciones de fermentación paralelas, crecimiento de células e impurezas del mosto preparado. Entre los subproductos que se forman tenemos glicerol (2,51 %), ácido succínico (0,25 %), ácido acético (1,11 %), alcohol isoamílico (0,03 %) y biomasa (1,1 %). Algunos de ellos como el alcohol isoamílico constituyen el aceite fusel (Pan et al.; 2005).

También se forma en pequeñas cantidades algunos cogenéricos que salen con el destilado como son el acetaldehído, éster acetato de metilo, éster acetato de etilo, metanol, n-propanol, i-butanol y otros alcoholes superiores.

La temperatura de fermentación representa una etapa crítica en la producción de etanol, desde que temperaturas altas afecta al comportamiento de la bacteria, disminuyendo el contenido de etanol en el vino. Se considera que la temperatura recomendable para la fermentación debe estar entre 28 °C a 30 °C.

Durante la fermentación se va eliminando dióxido de carbono la cual arrastra pequeñas cantidades de etanol, en especial cuando la fermentación se realiza a temperaturas superiores a 30 °C. En este caso es recomendable enviar los gases a un absorbedor para recuperar el etanol arrastrado y lo que se recupera mezclarlo con el vino que sale al finalizar la fermentación.

2.2.3 Destilación y deshidratación

El vino conteniendo aproximadamente algo menos de 10 % en peso de etanol se precalienta y se alimenta a la primera columna de destilación. Se obtiene un destilado de entre 40 % a 50 % en peso de etanol. En la parte lateral de la columna se obtiene aceite fusel. El destilado se envía a rectificar a una segunda columna donde se obtiene un destilado con 92,8 % - 93,5% de etanol en peso.

Finalmente el destilado con 92,8 % - 93,5 % de etanol se calienta hasta la fase vapor y se hace ingresar a un separador con tamices moleculares, donde se separa el agua, obteniéndose etanol con 99,5 % a 99,8 % de etanol en peso.

Los tamices moleculares recomendados son de zeolita sintética con poros de 3 Å, debido a que las moléculas de agua tienen un diámetro de 2,8 Å y las moléculas de etanol tienen 4,4 Å de diámetro.

De esta manera, las moléculas de agua son atraídas fuertemente dentro de los poros y las moléculas de etanol pasan a través del lecho sin experimentar atracción alguna (Jacques, Lyons & Kelsall, 1999).

El proceso de separación por tamices moleculares se hará en fase vapor porque permite alargar la vida promedio del tamiz hasta por 10 años, ya que la regeneración se hace circulando parte de los vapores de etanol anhidro sobrecalentado al lecho, con el fin de retirar la humedad acumulada.

Un sistema en fase vapor utiliza típicamente dos lechos de tamiz molecular. En un primer lecho se lleva a cabo la deshidratación haciendo pasar vapores de etanol provenientes de una columna de rectificación y un vaporizador, para aumentar su presión entre 205 y 345 kPa (30 y 50 Psig) con temperaturas de aproximadamente 423 °K (150 °C), desde la parte superior del lecho. La presurización maximiza la capacidad de adsorción del sistema. El paso de los vapores a través del lecho permite que el agua se adsorba liberando 4,185 kJ/kg de agua, de tal manera que el lecho alcanza una temperatura de 193 °C, y esto sirve para almacenar energía como calor sensible que luego será utilizado en el proceso de regeneración. Finalmente, el etanol deshidratado pasa a través de una válvula cheque, una válvula de contrapresión, y luego se condensa hasta saturación para posteriormente sub-enfriamiento (Carmo & Gubulin, 1997).

Los lechos empacados con zeolitas de 3 °A son capaces de retener hasta un 22 % de su peso en agua, sin embargo, ellos se operan hasta que se saturan en un 70 % con agua, en un proceso que tarda alrededor de 16 minutos. En este punto cambian su función y son colocados en la etapa de regeneración.

En forma paralela, en un segundo tamiz se lleva a cabo la operación de regeneración a una presión reducida de 26 pulgadas de mercurio, que se logra por la combinación de un condensador y una bomba de vacío de anillo líquido.

2.3 BALANCE DE MASA Y ENERGIA

El balance de masa se ha realizado para una producción de 100 000 litros de etanol anhidro por día (100 000 LPD).

El balance de energía se ha realizado en base a ratios obtenidos en otros estudios (Sucromer S.A, 2009):

Consumo de vapor:

Planta de producción de etanol anhidro: 100 000 litros por día.

Etapas de deshidratación: 0,05 kg/L (172 Psia).

Etapas de destilación: 2,59 kg/L (36 Psia).

Etapas de deshidratación: 0,74 kg/L.

Electricidad:

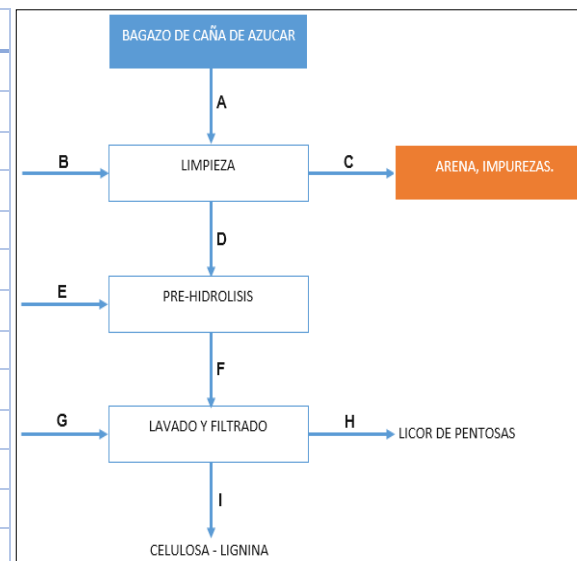
Etanol deshidratado: 0.10 kW-h.

BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE LA PREHIDROLISIS DEL BAGAZO DE CAÑA (kg/h)

PROYECTO: 100 000 Litros / día de etanol anhidro.

Rendimiento: 0,33 kg de etanol anhidro / kg de bagazo seco.

Componentes	A	B	C	D	E	F	G	H	I
Agua	9 985,66	23 965,58	24 335,05	9 616,19	25 299,27	34 915,46	4 491,12	33 495,59	5 910,99
Celulosa	4 653,32			4 653,32		4 653,32			4 653,32
Hemicelulosa	2 516,38			2 516,38		118,27			118,27
Lignina	2 067,03			2 067,03		2 067,03			2 067,03
Tierra	129,81		129,81						
Cenizas	129,81			129,81		283,63			283,63
Azúcar	244,68		122,32	122,32		190,27		188,36	1,90
Solubles	244,68		122,32	122,32		122,32		121,10	1,23
Ac. Sulfúrico					384,55	230,73		228,42	2,31
Pentosas						2 299,98		2 276,98	22,99
Furfural						20,13		19,93	0,20
Ac. Acético						10,07		9,97	0,10
TOTAL	19 971,32	23 965,58	24 709,51	19 227,38	25 683,82	44 911,21	4 491,12	36 340,35	13 061,97



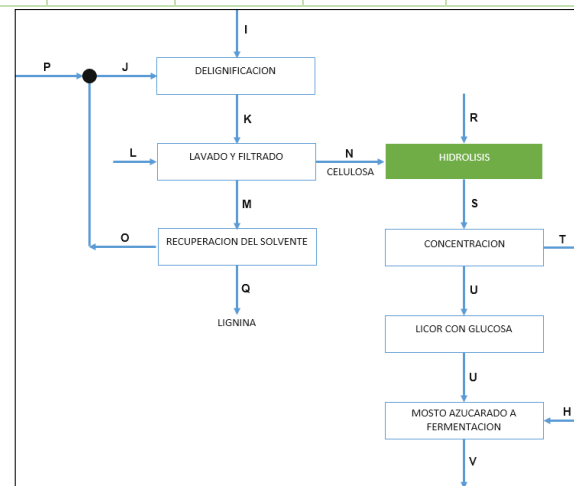
Componentes	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V
Agua	26 797,87	32 708,86	10 350,62	38 153,16	4 906,33	26 663,87	134,01	11 489,29	36 190,0	41 096,33	39 863,44	1 232,89	34 728,49
Celulosa		4 653,32			4 653,32								
Hemicelulosa		118,27			118,27								
Lignina		2 067,03		2 067,03				2 067,03					
Cenizas		283,63		141,82	141,82			141,82		141,82		141,82	141,82
Azúcar		1,90		1,90				1,90					188,36
Solubles		1,22		1,22				1,22					121,10
Ac. Sulfúrico		2,31		2,31				2,31	8,31	8,31		8,31	236,10
Pentosas		22,99		22,99				22,99		23,65		23,65	2 300,63
Furfural		0,20		0,20				0,20		94,62		94,62	114,55
Ac. Acético		0,10		0,10				0,10					9,96
Etanol	29 144,32	29 144,32		29 144,32		28 998,59	145,72	145,72					
Hexosas										4 560,25		4 560,25	4 560,25
HMF										93,07		93,07	93,07
TOTAL	55 942,19	69 004,16	10 350,62	69 535,05	9 819,73	55 662,46	279,73	13 872,59	36 198,31	46 018,04	39 863,44	6 154,60	42 494,96

BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE LA HIDROLISIS DEL BAGAZO DE CAÑA (kg/h)

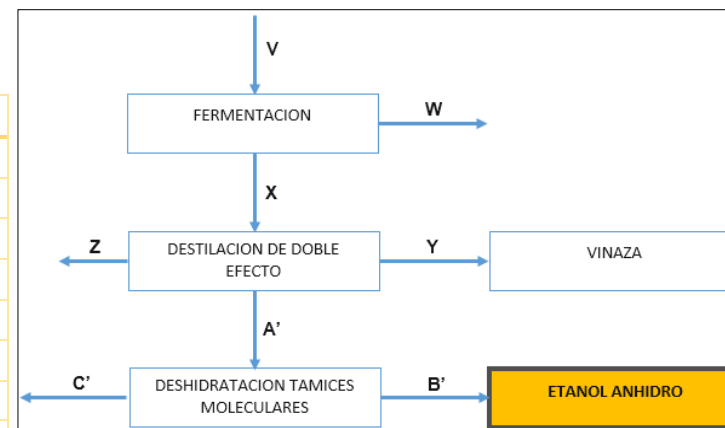
PROYECTO: 100 000 Litros/día de etanol anhidro

Rendimiento:

0,33 kg de etanol anhidro/ kg de bagazo seco.



Componentes	W	X	Y	Z	A'	B'	C'
Agua		34 718,50	34 525,20		193,31	4,94	188,36
CO ₂	3 175,05						
Cenizas		141,82	141,82				
Azúcar		5,65	5,65				
Solubles		121,10	121,10				
Ac. Sulfúrico		236,73	236,73				
Pentosas		69,02	69,02				
Furfural		114,55	114,55	57,27			
Ac. Acético		9,97	9,97				
Etanol		3 319,37	29,87	3,32	3 286,18	3 286,18	
Hexosas		136,81	136,81				
HMF		93,07	93,07	46,53			
+ ligeros etanol		70,49		35,25	4,94	4,94	30,30
+ pesados etanol		70,49	70,49				
Aceite Fusel		140,99		140,99			
Biomasa		70,49	70,49				
TOTAL, kg/h	3 175,05	39 319,10	35 521,00	283,36	3 514,73	3 296,06	218,66
TOTAL, L/día						100 260,60	



BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE DESHIDRATACION DEL BAGAZO DE CAÑA (kg/h)

PROYECTO: 100 000 Litros/día de etanol anhidro

Rendimiento:

0,33 kg de etanol anhidro/ kg de bagazo seco.

2.4 DISEÑO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPO DEL PROCESO

2.4.1 SISTEMA DE LAVADO DE BAGAZO DE CAÑA

Función: realizar un lavado y separar tierra y materia extraña muy fina

Funcionamiento: de la pampa de almacenamiento de bagazo se eleva y transporta a 3 metros de altura y se vuelca el bagazo integral dentro de un canal de agua. La suspensión de fibra en agua se recibe en una zaranda vibratoria que retira el agua y la tierra. El bagazo limpio se envía al equipo de pre-hidrólisis.

Equipamiento:

a) Elevador – conductor de bagazo

Capacidad: 20 Ton/hr.

Ancho del conductor: 75 cm.

Longitud horizontal: 6 m (dos tramos de 3 m.)

Elevación: 3 m.

Longitud total: 11 m.

Potencia: 1,75 HP

b) Canal transportador de bagazo y agua

✓ Tanque receptor:

Diámetro: 0,90 m.

Altura: 0,393 m.

✓ Canal transportador

Longitud: 3,33 m.

Altura: 30 cm.

Ancho: 50 cm.

Angulo de inclinación: 5°

Material de construcción tanque y canal: acero inoxidable 316, 3/16".

c) Zaranda vibratoria

Fabricante y Modelo: Xinhai Mineral Processing EPC – YA1236.

Área: 4,3 m².

Capacidad nominal: 80 - 240 ton/h.

Motor: 11 HP.



Figura 2.4: Zaranda vibratoria que separa el bagazo limpio de impurezas innecesarias para el proceso.

Tomado de www.trituradorasypantallas.com/catalogo/plantas/zaranda.

2.4.2 SISTEMA PRE-HIDROLISIS DEL BAGAZO y LAVADO: DIGESTOR 1

Función: realizar la hidrólisis de la porción de hemicelulosa del bagazo de caña, y en el mismo equipo se lava y filtra la porción sin hidrolizar.

Funcionamiento: se alimenta bagazo de caña, vapor y ácido sulfúrico continuamente, realizándose un calentamiento a 122 °C por 24,1 minutos. La temperatura se alcanza por calentamiento indirecto en dos circulaciones. La parte inferior del digestor es usado para lavar obteniéndose la porción de bagazo sin procesar.

Equipo: un Digestor de bagazo continuo simple, modelo de Valmet – Figura 2.5 (Cálculos en el Apéndice).

Volumen total: 6,052 m³

Altura total: 7,068 m

Material de construcción: acero inoxidable 316

Alimentador tipo tornillo, modelo ADI-500

Conexiones de entrada de vapor

Dos bombas para el reciclo de licor

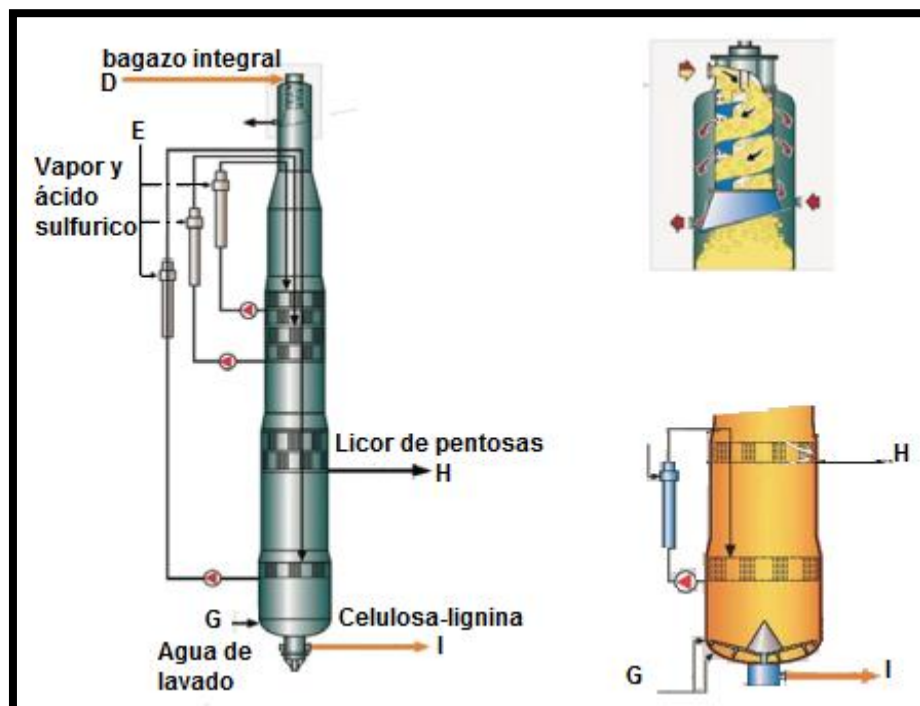


Figura 2.5: Digestor continuo de bagazo con detalle de alimentación y lavado de pulpa sin digerir.

Tomado de Valmet, 2014.

2.4.3 SISTEMA DE DELIGNIFICACION DEL BAGAZO y LAVADO: DIGESTOR 2.

Función: separar la lignina de la celulosa utilizando una solución de 60 % (v/v) de etanol y agua – solución organosolv.

Funcionamiento: se alimenta en forma continua la mezcla celulosa-lignina, la solución 60 % (v/v) de etanol-agua y vapor. Se mantiene una presión de 19 bar y 180 °C por 5 minutos.

Equipo: un Digestor vertical simple, modelo Valmet.

Volumen total: 8,114 m³

Altura total: 6,79 m

Material de construcción: acero inoxidable 316

Alimentación de celulosa-lignina: tornillo sin fin.

Bombas de reciclo de licor

2.4.4 SISTEMA DE HIDROLISIS DE CELULOSA: DIGESTOR 3

Función: hidrolizar la celulosa para la obtención de hexosas.

Funcionamiento: la celulosa ingresa al digestor donde en base a calentamiento (205 °C), presión (36 bares) y ácido sulfúrico se hidroliza la celulosa a hexosas.

Equipo: un Digestor vertical simple, modelo Valmet.

Volumen total: 4,392 m³

Altura total: 6,295 m

Material de construcción: acero inoxidable 316

Alimentación de celulosa-lignina: tornillo sin fin.

Bombas de reciclo de licor

4.4.5 FILTROS ESPESADORES

Función: separar líquido de la pasta residual del digestor 1 (celulosa-lignina) y del digestor 2 (celulosa). Además con la adición de agua se lava las pastas.

Funcionamiento: las pastas residuales ingresan a la cuba de material, se absorbe instantáneamente en el sector de disco. El líquido en el disco fluye hacia los extremos del eje hueco a través de la ranura guía para luego ser descargada. El material adjunto al disco será lavado con agua a presión. La velocidad de rotación se ajusta de acuerdo al grado de espesamiento requerido y a la capacidad de producción.

Equipo: espesador de disco – fabricante FJLIME.

FILTRO 1: espesar suspensión celulosa-lignina que sale del digestor 1.

Modelo: ZNP5 – OCC

Área de tamizado: 150 m²

Capacidad nominal: 320 ton/día

Potencia del motor: 22 kW

Número de placas: 16

FILTRO 2: espesar suspensión de celulosa que sale del digestor 2.

Modelo: ZNP4 – OCC

Área de tamizado: 120 m²

Capacidad nominal: 260 ton/día

Potencia del motor: 18.5 kW

Número de placas: 16

4.4.6 CALENTADOR 1, incluye bomba

Función: calentar la solución organosolv a la temperatura y presión de operación (180 °C y 19 bares).

Funcionamiento: La solución recuperada del destilador (80 °C) y la corriente Organosolv de reposición se mezclan y se calientan hasta 180 °C.

Equipo: intercambiador de calor de casco y tubo y bomba.

Bomba: 55 HP

Intercambiador de calor: 1 - 1

Área de transferencia de calor: 993,5 pie².

Casco: 1,44 pies DI, 1,52 pies DE

Tubos: 253 tubos de ¾ pulg, 20 pies largo, distribución Δ.

4.4.7 DESTILADOR 1

Función: separar la solución Organosolv a la concentración de diseño (60 % V/V = 52,097 % en peso)

Funcionamiento: ingresa la corriente "M" a un destilador a una temperatura de 80 °C y se somete a una destilación hasta alcanzar la concentración deseada.

Equipo: destilador

Altura total de la columna: 6,654 m.

Diámetro de la columna: 60 pulg.

Temperatura de entrada: 85 °C.

Presión de operación: atmosférica.

Total de etapas: 10 (alimentación en el plato 7).

Tipo de platos: perforados (con 24 pulg de espaciado entre platos).

Material: acero inoxidable 316.

2.4.8 EVAPORADOR DE SOLUCION DE HEXOSAS

Función: concentrar la solución de hexosas hasta un punto que al mezclar con la solución de pentosas se obtenga una solución de azúcares totales 20,3 %

Funcionamiento: se hace ingresar la solución de hexosas (corriente “S”) en “1ª”, de la parte del fondo del evaporador se bombea a “1b” para hacer ingresar al distribuidor de paquete de placas. El jarabe sale en la parte inferior.

Equipamiento: Evaporador tipo Robert modificado = Balcke-Dürr EVAPplus.

Área total de transferencia: 700 m².

Sistema: doble efecto de 350 m², cada uno.

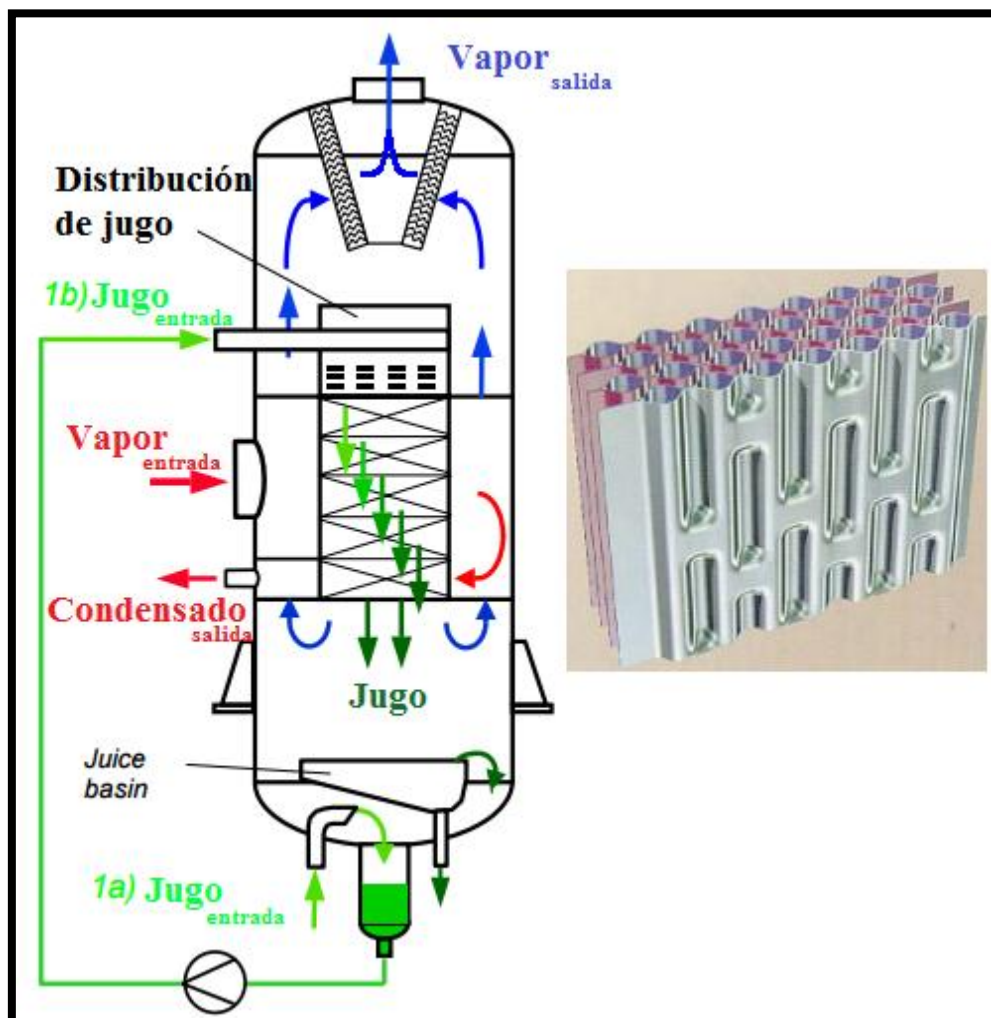


Figura 2.6: Evaporador modificado con paquete de placas.

Tomado de http://www.wastewaterevaporators.biz/wastewater_evaporators_design.

2.4.9 MEZCLADOR ESTATICO

Función: mezclar la solución concentrada de hexosas con la solución diluida de pentosas

Funcionamiento: se hace ingresar las corrientes “U” y “H” en el mezclador estático y se dirige al tanque de almacenamiento de mosto azucarado.

Equipamiento: Modelo FMX7251-CP, del fabricante OMEGA.

Diámetro: 5 pulg.

Número de elementos del modelo: 7

Material: CPVC

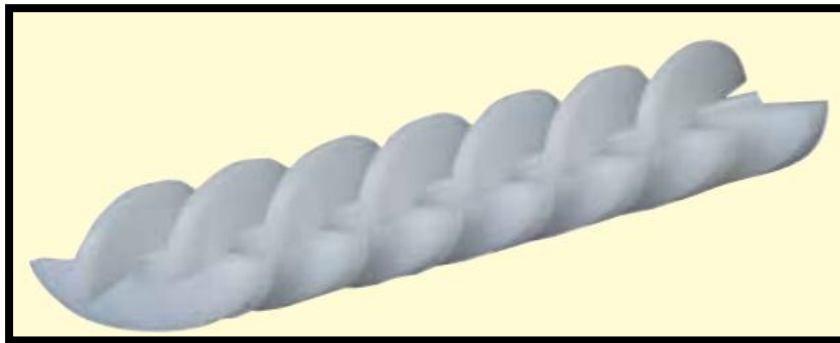


Figura 2.7: Mezclador estático. Tomado de www.google.com/imagenesmezclador/estatic

2.4.10 TANQUE DE MOSTO

Función: distribuir el mosto, corriente “V”, a los pre-fermentadores y fermentadores.

Funcionamiento: funciona como tanque pulmón, regulando el abastecimiento a los pre-fermentadores y fermentadores principales.

Equipamiento: tanque cilíndrico vertical, en acero inoxidable 316.

Dimensiones: (<http://www.regaltanks.co.uk/calculator/>).

Diámetro: 2 485 mm.

Altura: 3 196 mm.

Bomba requerida.

2.4.11 FERMENTADORES

Función: realizar la fermentación de pentosas y hexosas en un solo reactor. Tiempo de fermentación: 36 horas

Funcionamiento: el mosto formado por la mezcla de solución de hexosas (glucosa) y pentosas se alimenta por la parte superior del fermentador. El enfriamiento es externo y cada fermentador dispone de una bomba y un intercambiador de calor.

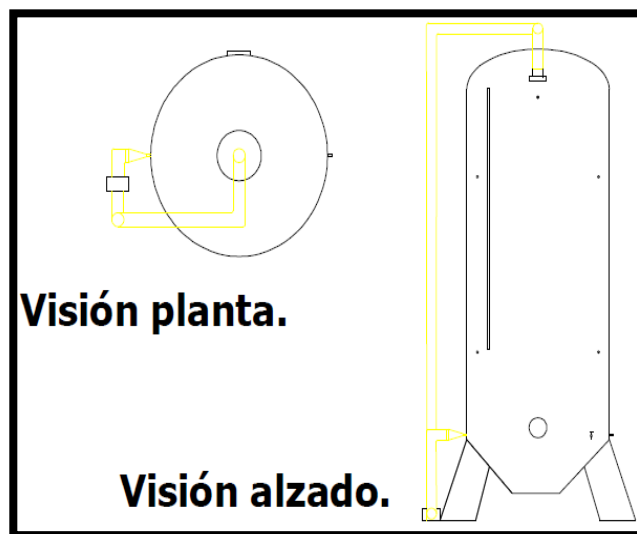


Figura 2.8: Dibujo de los fermentadores (AutoCad 2015).

Elaborado por los autores.

Equipamiento: tanques cilíndrico con cabeza toriesférica y cola toricónica.

Dimensiones:

- Cuerpo cilíndrico: Altura = 9,20 m, Diámetro = 4,2 m.
- Cabeza toriesférica: $D = 4,2$ m, $L = 4,2$ m y $r = 0,42$
- Cola toricónica: $D = 4,2$, $H = 2$ m, $A = 0.78$ radianes, $T = 2.82$

Número de fermentadores: 12.

Volumen total de cada uno: 140 m^3 .

Material: acero inoxidable ANSI 304L.

Sistema de bombeo y refrigeración para 10 000 litros/h.

2.4.12 PRE-FERMENTADORES

Función: preparar el inóculo para el funcionamiento de cada fermentador

Funcionamiento: las bacterias separadas por centrifugación se alimentan al tanque pre-fermentador donde se le adiciona nutrientes, aire y se vuelve a reciclar al fermentador principal.

Equipamiento: tanques verticales con agitación y aireación.

Dimensiones:

- Altura: 2 930 mm
- Diámetro: 2 467 mm

Número de pre-fermentadores: 2

Volumen: 14 m³.

Agitador: tipo turbina con 4 palas inclinadas.

Potencia del motor con aireación: 20 HP.

2.4.13 CENTRIFUGA SEPARADORA DE BACTERIAS

Función: separar las bacterias al terminar el proceso de fermentación para su reactivación en los pre-fermentadores.

Funcionamiento: se alimenta en forma continua el vino haciendo que las bacterias se depositen en la cámara de sólidos del tambor para ser expulsados periódicamente a plena velocidad. El líquido clarificado se dirige a un rodete centrípeto que descarga el líquido de la máquina a presión.

Equipamiento: centrifuga de discos del fabricante **Flottweg**.

Modelo: AC 2000

Capacidad de diseño: 36 000 litros/h, aproximadamente.

Capacidad nominal: 45 000 litros/h.

Máximo volumen del tambor: 25 litros.

Máximo volumen de sólidos: 11,5 litros.

Máximo tamaño del motor: 37 kW.

Transmisión de potencia mediante motor eléctrico controlado por variador de frecuencia a través de un juego de correas.

2.4.14 SISTEMA DE DESTILACION DE ETANOL

Función: concentrar la solución de etanol que sale de los fermentadores hasta un nivel de 93,5 % en peso.

Funcionamiento: se alimenta el vino de los fermentadores a un sistema de dos destiladores en serie. El primero concentra hasta 52 % de etanol en peso y el segundo hasta 93,5 % en peso.

Equipamiento: columna de destilación fraccionada

Dimensiones:

- **Primera Columna: Columna despojadora**
 - Número de etapas: 11
 - Alimentación: etapa 10
 - Presión de operación: 3 atm
 - Diámetro columna: 4 pies
 - Espaciado entre platos: 24 pulg.

- **Segunda columna: Columna rectificadora**
 - Número de etapas: 28
 - Alimentación: etapa 21
 - Presión de operación: 1 atm
 - Diámetro columna: 6 pies
 - Espaciado entre platos: 2 pies.

2.4.15 SISTEMA DE DESHIDRATACION DE ETANOL

Función: separar el agua del etanol hidratado que sale del sistema de destilación.

Funcionamiento: el etanol hidratado se alimenta a presión sobre adsorbedor que contiene filtros moleculares 3A-EDG, que por su tamaño atrapa las moléculas de agua dejando pasar las de etanol. Existe dos adsorbedores, uno en etapa de adsorción (16 minutos) y otro en etapa de regeneración (6 minutos). Temperatura de adsorción 150 °C, presión de adsorción, 2 bar, presión de desorción 0,2 bar.

Equipamiento: adsorbedor a presión oscilante. Adsorbente: zeolita 3A ($0.4K_2O.0.6Na_2O.Al_2O_3.2.OSiO_2.4.5H_2O$).

Dimensiones:

Kg de zeolita: 400 kg.

Volumen del cilindro adsorbedor: 1 191,54 litros.

Altura cilindro: 3 591 mm.

Diámetro del cilindro: 650 mm.

Número de adsorbedores: 2, uno en adsorción y uno en regeneración.

2.5 DISTRIBUCION DE LA PLANTA

2.5.1 PLANO MAESTRO

El área total de la planta es de 14 186,50 m² de los cuales el área de proceso está conformado por un área de cuatro niveles y se ha considerado un área de expansión futura del 50 % del área de proceso. Así mismo, se cuenta con una zona de almacenamiento en la cual se encuentran el área de materia prima, productos y subproductos considerados para esta área. En cuanto a la distribución de los servicios auxiliares tales como el agua, vapor y planta de fuerza se han localizado en zonas próximas al proceso.



Figura 2.9: Plano maestro de la planta (área de proceso). Elaborado por los autores.

2.5.2 PLANO UNITARIO

En este plano podemos apreciar la distribución de los equipos en dos niveles, ubicando la distribución de los intercambiadores de calor y condensadores en un estante de 5 niveles en el segundo piso para lo cual se construirá plataformas para cada nivel hechas de concreto; en cada una de ellas se encuentran distribuidos todos los equipos que intervienen en el proceso, en baterías, de este modo, se obtendrá una batería de reactores, una de enfriadores, de calentadores, de vaporizadores, condensadores, decantadores y tanques de consumo diario. De este modo se ahorrará espacio en el área de proceso, se obtendrá una mejor distribución respetando siempre los espacios libres para la supervisión del proceso y de los equipos.

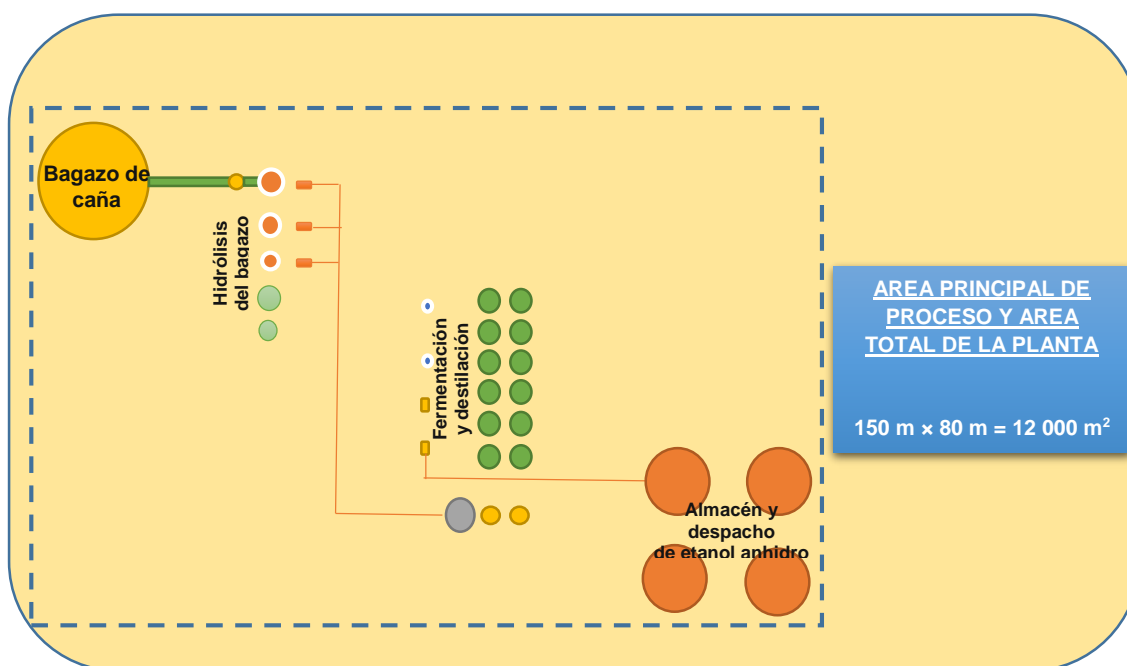


Figura 2.10: Plano unitario de la planta. Elaborado por los autores

La distribución del área de proceso tendría un área total de 12 000 m², en la Tabla 2.2 se puede observar el área de los diferentes sectores de la futura planta a instalar teniendo en cuenta una línea divisoria que separa el área de proceso (7 primeros ítems) con el resto de las demás instalaciones de la planta.

Tabla 2.2

Área de los diferentes sectores de la planta (m²).

SECTORES	Área (m²)
Área de proceso	6 000,00
Almacén materia prima	2 760,00
Almacén producto terminado	2 160,00
Planta de fuerza	480,00
Grupo electrógeno	240,00
Automatización	120,00
Cuarto de maquinas	240,00
Mantenimiento	321,25
Tanque elevado	142,75
Tanque combustibles	275,00
Torre de enfriamiento	145,50
Departamento producción	120,00
Departamento control de calidad	106,00
Recursos humanos	12,00
SSOMA	20,00
Recepción	7,50
SS. HH. y vestuarios	36,00
Comedor	56,00
Pozo	12,25
Zona de expansión	400,00
Estacionamiento	150,00
Reservorio	240,00
Sala de reuniones	30,00
Oficinas múltiples	45,00
Almacén	51,25
Contabilidad	16,00
AREA TOTAL DE LA PLANTA	14 186,50

Nota: Elaborado por los autores.

III. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

La futura planta industrial se puede considerar en dos secciones:

- La hidrólisis del bagazo para la obtención de un mosto azucarado.
- Destilación y deshidratación de etanol.

En la primera sección el residuo más representativo es la corriente que contiene lignina. Según el balance esta corriente es de cerca 13 880 kg/h con un contenido de lignina de aproximadamente 15 %.

Existen otras corrientes que resultan del lavado y filtrado de las corrientes que salen del pre-hidrolizado, hidrolizado del bagazo de caña, pero se considera que tienen bajo contenido de materia orgánica y por lo tanto no son contaminantes.

En la segunda sección el residuo más importante será la vinaza que se obtendrá en la columna depuradora, de acuerdo al reajuste de balance de masa se obtiene aproximadamente 33 000 kg/hr.

Otro residuo importante será el aceite fusel que se obtiene en una proporción de 5 litros por 1 000 litros de etanol. En el caso del presente proyecto se obtendría 500 litros por día.

A continuación se detallan los posibles tratamiento que se puede considerar para disminuir el impacto ambiental que ocasionaría la instalación de la futura planta industrial.

A. Corriente de vinaza

La vinaza es un residuo líquido de la destilación, y se considera como un sub-producto caracterizado por su alto contenido de demanda biológica de oxígeno (DBO) y contenido de nutrientes, los cuales pueden contaminar ríos y campos si se libera sin tratamiento.

Tabla 3.1

Composición de las vinazas diluidas.

Propiedad	%
Nitrógeno Total	0,73
Sólidos Totales	1,38
Ceniza	16,4
Materia Orgánica	1,34
P ₂ O ₅	44,7
CaO	100,0
K ₂ O	0,934

Nota: PEREZ & GARRIDO, 2012. Tratamiento de efluentes de la Industria Alcohólica: Ventajas y Desventajas - Cuba.

Tabla 3.2

Caracterización química de las vinazas.

Parámetro	mg/l
Sólidos totales	43 706,00
Sólidos volátiles	35 354,00
Sólidos fijos	8 352,00
Sulfatos (SO ₄)	563,10
Cloro (NaCl)	926,30
N	269,00
SO ₂	428,00
Fe	7,00
DBO	58 000,00
pH	4,20

Nota: CASTILLO VALLE, H. (1984) "Propuesta para poner en funcionamiento la planta de tratamiento de la Fábrica Nacional de Licores". Ministerio de Industria, Energía y Minas - San José, Costa Rica. 25 p.

Por cada litro de etanol producido, se genera entre 7 litros a 15 litros de vinaza. En el presente proyecto se estará generando aproximadamente 10 litros de vinaza por litro de etanol.

El uso más común de la vinaza es como un fertilizante para irrigación de plantaciones de caña de azúcar. Alternativamente, puede ser usado para recuperar energía por la combustión por su contenido orgánico, para producción de proteína por fermentación aeróbica, para alimentación animal después que ha sido secado, o para producción de biogás por digestión anaeróbica. La ventaja de la digestión anaeróbica no se requiere calor adicional para reducir la DBO a biometano. Aún más, la vinaza tratada anaeróbicamente puede todavía ser utilizada para fertilización debido a sus niveles altos de potasio, nitrógeno y fósforo, reduciendo grandemente la necesidad de fertilizantes químicos. La aplicación directa de vinaza sin tratar o inadecuadamente tratada puede, en verdad, causar severos problemas ambientales, tales como salinización, lixiviación de metales a las fuentes de agua, cambios en la calidad de suelo, o reducción de alcalinidad pérdidas de cosechas debido a la fitotoxicidad (Christofolletti et al. 2013).

Tratamiento: La vinaza no debe ser tomada como un contaminante en sí misma. El error está en su inadecuada disposición y en no considerar su potencial como subproducto del proceso de producción de etanol, la cual tiene una utilidad económica y social. En este sentido, se han propuesto diferentes métodos, dentro de los existentes para su tratamiento se encuentran los métodos fisicoquímicos y biológicos; siendo los biológicos los más apropiados por la gran cantidad de compuestos orgánicos biodegradables que presentan en su composición.

Es por esto y de acuerdo con el índice de biodegradabilidad, que las vinazas tanto sintéticas (de Erlenmeyer) como los hidrolizados directos de los residuos de caña requieren un tratamiento biológico, el cual busca reducir el contenido de materia orgánica y los nutrientes de las mismas.

Para el tratamiento de las vinazas caracterizadas en este estudio se recomienda utilizar un sistema biológico, el cual se aplica a los efluentes biodegradables, en donde una serie de microorganismos actúan para degradar la materia orgánica y los nutrientes. Además, es una opción viable en términos económicos puesto que es un sistema de bajo costo, a diferencia de los sistemas fisicoquímicos. Este sistema se divide en dos: sistemas aerobios y anaerobios. Para tratar estas vinazas lo mejor es buscar la combinación de estos dos sistemas con el fin de remover la materia orgánica, nutrientes como el nitrógeno amoniacal y nitratos, y los sólidos contenidos en la misma. Es así como estudios muestran que las remociones biológicas para la eliminación de materia orgánica, nitrógeno y fósforo requieren de combinaciones de sistemas anaerobios – anóxicos-aerobios. De esta manera, en condiciones las bacterias acumulan fósforo y capturan del medio la materia orgánica al tiempo que la acumulan en su interior, mientras que en condiciones aerobias las bacterias utilizan los compuestos acumulados en el paso anterior y lo utilizan para su crecimiento. Finalmente, en la fase anóxica las bacterias reducen los compuestos de nitrógeno hasta su forma gaseosa.

Por ello es necesario un sistema de nitrificación con el cual se lleve a cabo una oxidación biológica del amonio a nitrito por medio del oxígeno, seguido por la oxidación de los nitritos a nitratos. Posteriormente se pasa al proceso de desnitrificación mediante el cual los nitratos son reducidos a compuestos gaseosos de nitrógeno.

Empleo de las vinazas: Debido a su riqueza en minerales algunos ensayos como enmiendas al suelo y fertilizantes en el cultivo de la caña de azúcar han sido realizados en diferentes países como Cuba, Colombia y Brasil; pero a pesar de obtenerse mejoras en sus rendimientos su uso ha estado limitado al tipo de suelo y lo relacionado con el bajo pH limita su empleo y no guarda relación con los grandes volúmenes que se producen diariamente. El bajo contenido de sólidos totales que fluctúa entre 8 % y 10 % también ha reducido su empleo cuando se trata de transportarlo.

Otra alternativa ha sido su uso directo como alimento en cerdos en crecimiento y acabado, mediante su concentrada hasta 60° brix. En este sentido García et al. (1991) sustituyeron hasta 15 % el grano de sorgo por vinaza concentrada sin afectar ningún indicador del comportamiento con respecto al tratamiento control. De igual forma, Sarria y Preston (1992) sustituyeron el jugo de caña hasta un 20 % por vinaza concentrada en cerdos de engorde sin ningún tipo de problemas en el comportamiento de los animales, pero igualmente los niveles que pueden utilizarse están limitados.

También ha sido objeto de ensayos con resultados promisorios la digestión anaerobia en plantas para producir biogás y que puede utilizarse como fuente de energía en la caldera de la propia destilería, con un ahorro significativo del combustible convencional (Valdés et al. 1992); el lodo residual puede emplearse como alimento animal o como biofertilizante. Esta tecnología tiene el inconveniente que la inversión inicial es costosa, aunque se recupera en el tiempo si se emplea eficientemente el biogás y el lodo producido.

En definitiva, se debe continuar con el estudio de las alternativas adecuadas para el tratamiento y reutilización de las vinazas de residuos de caña de azúcar y realizar los respectivos ensayos en el laboratorio.

B. Corriente con alto contenido de lignina

La lignina obtenida del proceso Organosolv es muy diferente que las ligninas tipo sulfito, tipo Kraft, tipo soda, tipo Klason y otras que se obtienen en la industria de pulpa del papel. La lignina obtenida en el proceso Organosolv, utilizado en este proyecto tiene una mayor pureza y se puede considerar el uso como insumo para producir otros productos de gran valor comercial. Las ligninas de tipo Organosolv contienen cantidades de hemicelulosa entre 0,9 % - 4,3 %, bajas cantidades de polisacáridos (azúcares) 4,5 % - 5,3 % y sus pesos moleculares están en el rango de 3,96 – 4,34 g.mol⁻¹ (Lu & John, 2010).

Las ligninas organosolv han sido menos estudiadas pero se sabe que, por lo general, se adaptan favorablemente a las aplicaciones tradicionales. A continuación se describen algunas (Barroso, 2010):

- Dispersante: las propiedades tensoactivas de la lignina permiten su uso en la producción de cementos portland, suspensiones de pesticidas, fabricación de papel y cartón, pinturas, tintas, estabilizadores de emulsiones asfálticas, etc.
- Copolímero: para la obtención de resinas fenol-formaldehído y urea-formaldehído utilizados para la fabricación de tableros de fibras, partículas y composites.
- Plastificante: reduce la viscosidad de lodos, es utilizado para facilitar el bombeo de estos. También permite reducir la proporción de agua de hormigones, cerámicas y escayolas, aumentando su resistencia a la compresión.
- Reforzador: sustituyendo el negro de humo como reforzador en la fabricación de cauchos.
- Síntesis de sustancias químicas: negro de humo, vainillina, aldehído siringico, compuestos fenólicos, etc.
- Aglomerante: la lignina húmeda es pegajosa y permite la aglomeración de partículas, puede utilizarse por ejemplo para la fabricación de pellet.
- Secuestrante: la lignina presenta gran número de grupos funcionales y permite la inmovilización de nutrientes en suelos agrícolas
- Combustible: el poder calorífico de la lignina es similar al del carbón, permite procesos de aprovechamiento global como gasificación, licuefacción o pirolisis y en otros procedimientos complejos como fuente de carbono e hidrógeno para formación de mezclas de hidrocarburos de alto poder calorífico.

Además, la lignina, es una abundante fuente de materias primas renovables, siendo las futuras aplicaciones y sus perspectivas bastante promisorias. La industria papelera produce enormes cantidades de lignina cada año. Alrededor del 98 % de este material se quema directamente en las mismas fábricas en una etapa de recuperación de energía.

Sin embargo, durante los próximos años este será un campo prometedor para la obtención de productos con alto valor añadido (Mohamad et al., 2012).

En la Figura 3.1 se presenta un resumen de las transformaciones a las cuales puede ser sometida la lignina, con el objetivo de producir compuestos de mayor valor agregado.

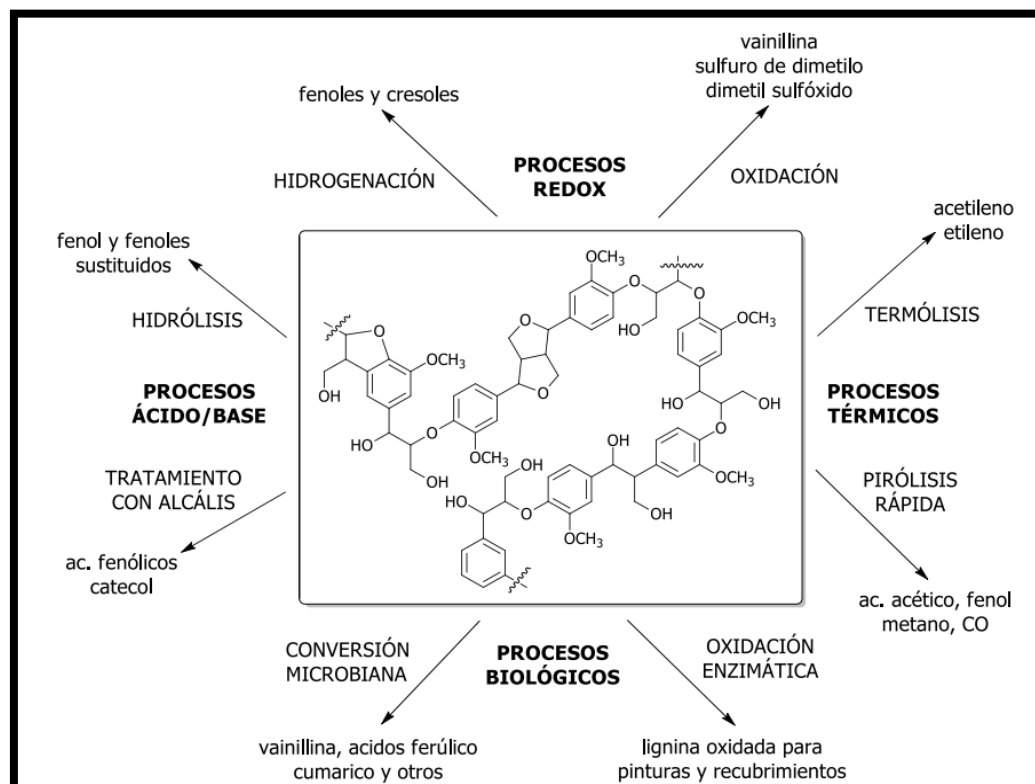


Figura 3.1: Esquema representativo de diferentes procesos de transformación de la lignina

Tomado de Holladay et al., 2007

La lignina puede tener aplicaciones directas, como las presentadas por los ligno-sulfonatos, compuestos no peligrosos que poseen aplicaciones como dispersantes de pesticidas, emulsificantes y secuestradores de metales pesados. Además la lignina (sin ningún proceso de modificación química) puede ser utilizada como copolímero para incorporarse en resinas tipo fenol-formaldehído, polímeros tipo poliolefinas-lignina, poliésteres-lignina, poliuretanos-lignina, etc. Así también, la lignina puede modificarse químicamente (fenolización, demetilación, etc.) y formar parte en formulaciones para mejorar las propiedades de desempeño de resinas o adhesivos.

La hidrólisis y la oxidación de la lignina a altas presiones y temperaturas producen compuestos de bajo peso molecular, estos compuestos representan una variedad de productos químicos de alto valor añadido; siendo los más importantes un grupo de compuestos fenólicos, entre los que destacan: vainillina, cresoles, catecoles, guayacol, etc.

Otra posible aplicación de la lignina es como un precursor para la producción de carbón activado. De hecho, como la lignina tiene un alto contenido de carbono y una estructura molecular similar al carbón bituminoso podría ser un precursor ideal. En condiciones apropiadas de activación es posible obtener materiales con áreas superficiales y volúmenes de poro aproximados a $2\,000\text{ m}^2\text{g}^{-1}$ y 1 gcm^{-3} respectivamente; estos materiales tienen una capacidad para la adsorción en fase acuosa de contaminantes metálicos comparable a la de carbones activados comerciales (Holladay et al., 2007).

C. Corriente de aceite fusel

El aceite fusel se puede considerar como un sub-producto, debido a que tiene valor comercial. Es una mezcla de los líquidos volátiles, grasa producida en pequeñas cantidades durante la fermentación alcohólica. Un aceite de fusel típica contiene 60 % a 70 % de alcohol amílico, pequeñas cantidades de n-propilo y alcohol de isobutilo, y trazas de otros componentes.

Sus usos son ampliamente conocidos. Se emplea en la fabricación de líquido de freno, pinturas, cemento, desnaturalización del alcohol, para suprimir la espuma en distintos procesos, entre otros.

Se vende tal como sale de la planta de alcohol. Sin embargo, si se somete a una deshidratación y una destilación fraccionada se puede obtener alcohol amílico, el cual se puede reaccionar con ácido acético y obtener acetato de isoamilo, un producto de alto valor agregado en la industria farmacéutica, alimenticia, de pinturas, entre otras.

IV. EVALUACION ECONOMICA

Durante el presente capítulo, se hace una descripción detallada del Balance Económico del proyecto, donde se evalúa la factibilidad económica del mismo. La evaluación económica se basa en el costo total de los equipos de procesos transportados a la futura planta industrial. Se emplearon índices utilizados por Peters, Timmerhaus y Wet, en su texto *“Diseño de Planta y Economía para Ingenieros Químicos”*. Los índices fueron modificados con criterio para nuestra realidad. Los cálculos detallados se muestran en el *Apéndice*.

4.1 ESTIMACION DE INVERSION TOTAL

La inversión total es el capital necesario para la ejecución del proyecto y se estima en **40 660 406 dólares**.

La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende a **39 991 365 dólares**; y un capital de trabajo u operación estimada en **669 041 dólares**.

4.1.1. CAPITAL FIJO TOTAL

- Costo fijo

El costo fijo es de **39 991 365 dólares** y está formado por la suma de los costos directos y los costos indirectos de la planta.

4.1.1.1. Costo directo o físico

EL costo directo es **36 792 056 dólares** y está constituido por:

- A. Costo total del equipo de proceso instalado.
- B. Costo total del equipo auxiliar de proceso instalado.
- C. Costo total de tuberías y accesorios.
- D. Costo total de instrumentación.
- E. Costo de instalaciones eléctricas.
- F. Costo de edificios.
- G. Costo de estructuras.
- H. Costo del equipo analítico de laboratorio.
- I. Costo de terreno y mejoras.

4.1.1.1. Costos indirectos

EL costo indirecto es **3 199 309 dólares** y está constituido por:

- J. Costo de ingeniería y supervisión.
- K. Comisión para contratistas.
- L. Imprevistos.

A continuación detallamos los costos directos e indirectos:

A. Costo de equipo principal y auxiliar de proceso

La estimación del costo de los equipos se realizó sobre la base de datos de literatura especializada detallada en el Apéndice, para tres sistemas del proceso.

- Costo del sistema de pre-hidrólisis e hidrólisis de bagazo hasta la obtención del mosto azucarado
- Costo del sistema de fermentación y destilación
- Costo del sistema de deshidratación de etanol
- Los datos de costos fueron actualizados con los Índices de Costo de Plantas publicados por la revista Chemical Engineering.

El costo CIF del equipo principal y auxiliar a precios del 2015 asciende a 31'520,288 dólares, y colocado en planta asciende a **31 993 092 dólares**. Con este último valor y utilizando los índices de Peters, Timmerhaus & Wet se obtuvo los distintos valores para calcular la inversión total del proyecto, que se resume en la Tabla 4.1.

B. Costo de instalación de todos los equipos

Por ser los equipos modulares se considera el 8 % del costo del equipo puesto en la planta, es decir: **2 559 447 dólares**.

C. Tuberías y accesorios

La estimación de costos se realiza teniendo en cuenta dimensiones y material de construcción, incluye el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen sus conexiones 1,5 % del costo del equipo total. Llega a **479 896 dólares.**

D. Instrumentación y control

Este renglón ha sido estimado según los costos unitarios de los principales equipos a usar en automatización de la planta. La planta es semi-automatizada. El costo es **319 931 dólares.**

E. Instalaciones eléctricas

Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P&T., siendo el 1 % del costo de compra total del equipo, se obtuvo un valor de **319 931 dólares.**

F. Estructuras de la planta

El costo de estructuras incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. El costo asciende a **319 931 dólares.**

G. Servicios

Incluye los gastos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido. El costo es de **479 896 dólares.**

H. Terrenos y mejoras

El costo del terreno se ha estimado teniendo en cuenta el lugar y ubicación de la planta, comprende los costos de: preparación del terreno, asfaltado, veredas, sardineles y cercado de la planta. El costo considerado es de solo **319 931 dólares.**

I. Costos directos totales

Es la suma del costo del equipo de la planta, más los costos de instalación, control e instrumentación, tubería y accesorios, sistema eléctrico, edificios, mejora de terrenos, servicios. Alcanza un valor de **36 792 056 dólares**.

J. Ingeniería y supervisión

Por ser un sistema modular, se considera el 2 % del costo total de la planta puesta en Piura. El valor asciende a **639 862 dólares**.

K. Costo de la construcción

Se considera 3 % del costo total de la planta. Asciende a **959 793 dólares**.

L. Costo de seguros e impuestos de la construcción

Se considera solo el 2 % del costo del todo el equipo. Asciende a **639 862 dólares**.

M. Comisión para contratistas

Este renglón considera el 2 % del costo físico de la planta, que viene a ser **639 862 dólares**.

N. Imprevisto

Se ha considerado **319 931 dólares**, con la finalidad de subsanar cualquier eventualidad que demande el gasto y que no se haya considerado dentro del costo de construcción de la planta. Se estima como el 1 % del costo total de la planta.

O. Costos indirectos totales

Es la suma de los costos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción, seguros e impuestos, honorarios para contratistas y gastos imprevistos. Alcanza la suma de **3 199 309 dólares**.

P. Inversión de capital fijo

Es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales. Llega a **39 991 365 dólares**.

4.1.2. CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO

Este renglón abarca los gastos efectuados para realizar pruebas y reajustes del equipo del proceso antes de la operación comercial de la planta. Como período de puesta en marcha se considera que no excederá una semana. Se calculó un capital de **669 041 dólares**.

Se considera que se va procesar en forma continua, 8 000 horas de operación al año.

- a) **Inventario de materia prima:** se considera compra para 5 días de operación. Alcanza la suma de **202 337 dólares**.
- b) **Inventario de materia en proceso:** se considera un día de operación. En promedio es **50 004 dólares**.
- c) **Inventario de producto en almacén:** el producto se embarca inmediatamente. El valor alcanzado es **92 600 dólares**.
- d) **Cuentas por cobrar:** equivale a una semana de ventas. Llega a **162 050 dólares**.
- e) **Disponibilidad en caja:** sirve para pagar salarios, suministros e imprevisto. Se considera 2 días de producción. Ascende a **138 900 dólares**.

∴ **LA INVERSION TOTAL:** es la suma de capital fijo más el capital de trabajo, y alcanza el valor de **40 660 406 dólares**.

Tabla 4.1**Plan Global de Inversiones**

1. ACTIVOS FIJOS				\$ 39 991 365
1.1. Costos directos				
	Costo de equipos en planta	\$ 31 993 092	\$ 36 792 056	
	Costos de instalación de todo el equipo	\$ 2 559 447		
	Costo de instrumentación y control	\$ 319 931		
	Costo de tuberías y accesorios	\$ 479 896		
	Costo de sistema eléctrico	\$ 319 931		
	Costo de edificios	\$ 319 931		
	Costo de mejoras de terrenos	\$ 319 931		
	Costo de servicios	\$ 479 896		
Total costos directos				
1.2. Costos indirectos				
	Costos de ingeniería y supervisión	\$ 639 862	\$ 3 199 309	
	Costo de la construcción	\$ 959 793		
	Costos de seguros e impuestos a la construcción	\$ 639 862		
	Costo de honorarios para los contratistas	\$ 639 862		
	Gastos imprevistos	\$ 319 931		
Total costos indirectos				
2. CAPITAL DE TRABAJO				\$ 669 041
	Inventario de materia prima	\$ 202 337		
	Inventario de materia prima en proceso	\$ 50 004		
	Inventario de producto en almacén	\$ 92 600		
	Cuentas por cobrar	\$ 185 200		
	Disponibilidad de caja	\$ 138 900		
Total capital de trabajo				
INVERSIÓN TOTAL DE PROYECTO				\$ 40 660 406

Nota: Elaborado por los autores.

4.1.3. ESTIMACION DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

El costo total de fabricación está constituido por el costo de manufactura y los gastos generales. El costo total anual es de **13 882 955 dólares**. El resumen de la estima del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 4.2.

4.1.3.1. Costo de manufactura

Este renglón incluye:

- A.** Costo directo de manufactura.
- B.** Costos indirectos.
- C.** Costos fijos.

Detallamos a continuación cada costo:

A. Costo directo de manufactura

Constituido por los costos de materia prima, mano de obra, supervisión mantenimiento y reparación de la planta, suministros para las operaciones y servicios auxiliares. El costo asciende a **10 469 339 dólares**.

- Materia prima

La materia prima utilizada para la producción de producto incluye los costos del bagazo, etanol, ácido sulfúrico, bacterias y nutrientes. Para la capacidad diseñada el costo total asciende a **9 683 362 dólares**.

- Mano de obra

La operación de la planta requiere de 21 operarios por turno de 8 horas. Este número de operarios ha sido estimado por el método Wessel, el cual se basa en el número de pasos principales del proceso, capacidad de producción y el grado de automatización.

El costo de mano de obra por año asciende a **245 700 dólares**.

- **Supervisión e ingeniería**

En este renglón se considera todo el personal comprometido con la supervisión directa de las operaciones de producción de las distintas instalaciones, el costo de supervisión e ingeniería es de **36 855 dólares**.

- **Mantenimiento y reparaciones**

Están comprendidos los gastos que se requieren para mantener la planta en óptimas condiciones de operación, y se estima como el 2 % del capital fijo que es **79 983 dólares**.

- **Auxiliares y servicios**

Se considera los gastos por conceptos de lubricantes, pintura, materiales de limpieza, agua, energía eléctrica, etc. para su estimación se ha considerado el 15 % del costo anual de mantenimiento, cuyo costo es de **11 997 dólares**.

B. Costos indirectos de fabricación

Comprende los gastos de laboratorio, cargas a la planilla y los gastos generales de la planta. Ascende a **125 307 dólares**.

- **Cargas a la planilla**

Constituye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se ha considerado como el 21 % (**51 597 dólares**) de la suma de los Costos de mano de obra y supervisión.

- **Laboratorio**

Comprende los costos de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad del producto, así como también las remuneraciones por supervisión.

Costo: 15 % del costo de mano de obra. Asciende a **36 855 dólares.**

- **Gastos generales de la planta**

Lo conforman gastos destinados a satisfacer servicios, tales como: asistencia médica, protección de la planta, limpieza, vigilancia, servicios recreacionales, etc.

Se ha estimado como el 15 % del costo de mano de obra. Asciende a **36 855 dólares.**

C. Costos fijos de fabricación

Los costos fijos son independientes del volumen de producción de la planta, están formados por la depreciación, impuestos y los seguros. El total asciende a **3 599 223 dólares.**

- **Depreciación**

El capital sujeto a depreciación es el capital fijo total excluyendo el costo del terreno. Por ser la mayoría de equipos de acero inoxidable se ha considerado un tiempo de vida de 15 años y por lo tanto para determinar se ha considerado el 7,5 % del capital fijo. Asciende a **2 999 352 dólares.**

- **Impuestos**

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera el 1 % del capital fijo total, **399 914 dólares.**

- **Seguros**

Se ha considerado el 0,5 % del capital fijo total, **199 957 dólares.**

4.1.3.1. Gastos generales (VAI)

Comprende los gastos realizados por concepto de: administración, ventas y distribución, investigación y desarrollo. Y se ha tomado como el 6 % de las ventas totales, **84 531 dólares.**

a. Administración

Comprende los gastos por derecho de salarios de funcionarios, contadores, secretarias, así como los gastos de gerencia de actividades administrativas. Se estima como el 10 % del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Ascende a **36 254 dólares.**

b. Ventas y distribución

Incluye los costos por derecho de publicidad para la venta del producto, así como los gastos para la distribución. La venta se hace directa a la empresa que importará el producto. Se estima como el 1 % del costo fijo de fabricación. Ascende a **35 992 dólares.**

c. Investigación y desarrollo

Este renglón está encaminado a mejorar la calidad, proceso y en general para abaratar los costos de producción. Se estima como el 5 % de la mano de obra, **12 285 dólares.**

4.1.3.1. Costo total de fabricación

Es igual a la suma del costo de fabricación y los gastos generales (VAI). Ascende a **13 882 955 dólares.**

4.1.3.1. COSTO UNITARIO

La producción diaria de 100,000 litros por día y produciendo 8000 horas al año se tendrá una producción de 33 336 000 litros, por lo tanto el costo unitario es de **0,416 5 dólares/litro.** Al cambio de 2016 el costo unitario llega a 1,37 soles por litro

4.1.4. BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD

En el análisis de la rentabilidad del proyecto se considera el precio de venta puesto en la fábrica de **0,81 dólares por litro**.

4.1.4.1. RETORNO SOBRE LA INVERSION

- Antes de Impuesto

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades antes de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión antes de los impuestos obtenidos es de **36,18 %**, lo que demuestra la factibilidad económica del proyecto.

Tabla 4.2

Costo de Manufactura y Costo Unitario

1. COSTOS DE MANUFACTURA		13 798 423 \$
1.1.COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA		
Costos de materia prima	9 683 362 \$	10 073 894 \$
Costo de mano de obra	245 700 \$	
Costo de supervisión e ingeniería	36 855 \$	
Costo de mantenimiento y reparación	79 983 \$	
Costo de auxiliares y servicios	11 997 \$	
Costo de suministros de operación	15 997 \$	
TOTAL COSTOS DIRECTOS		
1.2.COSTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA		
Costos de planillas	51 597 \$	125 307 \$
Costo de laboratorio	36 855 \$	
Costos generales de planta	36 855 \$	
TOTAL COSTOS INDIRECTOS		
1.3.COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA		
Depreciación	2 999 352 \$	3 599 223 \$
Impuestos	399 914 \$	
Seguros	199 957 \$	
TOTAL DE COSTOS FIJOS		
1.4.GASTOS GENERALES		
Administración	36 254 \$	84 531 \$
Ventas	35 992 \$	
Estudios y proyectos	12 285 \$	
TOTAL GASTOS GENERALES		
COSTO TOTAL DE MANUFACTURA		13 882 955 \$
2. COSTO UNITARIO		
Producción: 33 336 000 litros/año.		0,416 5 \$/Litro

Nota: Elaborada por los autores.

- **Después del Impuesto.**

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades después de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión después de impuestos obtenidos es de **26,75 %**, lo que demuestra nuevamente la factibilidad económica del proyecto (Ver Apéndice).

A. Tiempo de recuperación de la inversión

Es el tiempo expresado en años, en que se recupera la inversión de capital fijo, operando 8000 horas por año.

El tiempo de repago antes de impuestos es de **2,67 años** y después de impuestos es de **3,26 años**.

B. Punto de equilibrio

Es el nivel de producción, en el cual no se obtiene ni pérdidas ni ganancias. Según los cálculos realizados el punto de equilibrio es **22,95 %** de la capacidad total de la planta.

Tabla 4.3

Estado de pérdidas y ganancias.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS		
Producción anual	33 336 000	litros
Precio de venta por unidad	0,81	\$/litro
Ingreso de ventas anuales	26 668 800	\$
Costo total de fabricación (producción)	13 882 955	\$
Utilidad Bruta	12 785 845	\$
Impuesto a la renta (30%)	2 950 580	\$
Utilidad neta	9 835 266	\$
Ingreso neto de ventas anuales = Producción anual * Precio de venta unitario		
Utilidad Bruta = Ingreso Neto de Ventas Anuales - Costo Total de Fabricación		
Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuesto a la Renta.		

Nota: Elaborado por los autores.

Tabla 4.4*Análisis económico.*

VALORES CALCULADOS	VALOR	ACEPTABLE
a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	36,18 %	> 35 %
b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	26,75 %	> 12 %
c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	2,67	< 5 años
d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto	3,26	-
e. Punto de equilibrio	22,95 %	< 50 %

Nota: Elaborada por los autores.

V. CONCLUSIONES

A. DE ANÁLISIS DE MERCADO

La evaluación fue positiva. Se concluye que en el Perú no hay mercado para el producto, pero el mercado exterior, según proyecciones es basto, sobresaliendo el mercado europeo y norteamericano. La demanda proyectada para el mercado europeo y americano para el 2020 y 2022 será de 16,71 y 57,0 millones de litros de bioetanol por día respectivamente. Por lo tanto existe una alta posibilidad de colocar etanol anhidro en esos lugares.

En base a la disponibilidad de materia prima se considera un tamaño de planta de 100 000 litros de etanol por día.

B. DE ANÁLISIS TÉCNICO

Se evaluaron las condiciones tecnológicas de la producción etanol anhidro a partir de bagazo de caña. Se operará en continuo en tres turnos. Se seleccionó un proceso de alta eficiencia y amigable con el medio ambiente. Los equipos de proceso fueron seleccionados de acuerdo a las mejores tecnologías de los últimos 10 años.

C. DE ANÁLISIS FINANCIERO

Se evaluó de factibilidad financiera y se hizo un análisis económico. La inversión alcanza un valor de **40'660,406 dólares**. El costo de producción es de 0,416 5 dólares por litro. Considerando un precio de venta de **0.81 dólares por litro** (precio ex – fábrica) se obtuvo una tasa interna de retorno sobre la inversión antes y después de impuestos de 36,18 % y 26,75 % respectivamente, un periodo de recuperación del dinero de 3,26 años, y un punto de equilibrio de 22,95 %.

D. DE ANÁLISIS AMBIENTAL

El impacto ambiental, según los efluentes líquidos de la futura planta, es relativamente alto, pero se tiene alta posibilidades de mitigación. El efluente de la sección de hidrólisis del bagazo es lignina de alta calidad que puede

ser vendida para otros procesos industriales. De la destilería el efluente más contaminante es la vinaza, que puede usarse para regar los campos de caña o producir biogás como fuente de energía, o incluso para desarrollar levadura forrajera.

VI. RECOMENDACIONES

- ❖ Instalar la planta de producción de etanol anhidro a partir de bagazo de caña.
- ❖ Evaluar tecnológicamente y económicamente el uso de otros procesos de hidrólisis de bagazo, fermentación, destilación y deshidratación de etanol.
- ❖ Realizar una evaluación sobre el uso adecuado de la lignina y vinaza obtenidas como efluentes de la futura planta industrial.
- ❖ Realizar estudio referente a la ampliación de la capacidad instalada en base al bagazo excedente de alcoholeras adyacentes, incluso de lugares más distantes como Lambayeque, buscando el equilibrio del costo ya sea adquiriendo la materia prima o realizando intercambios por ella (Materia prima / Energía).

VII. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- AIR RESOURCES BOARD, 2010. Éter metil terbutílico – sus peligros. Hoja de datos. California Enviromental Protection Agency.
- ÁLVAREZ, M. (2014). Biocombustibles: desarrollo histórico – tecnológico, mercados actuales y comercio internacional. Universidad Nacional Autónoma de México.
- BACA URBINA, G. (2011). “Evaluación de Proyectos”. Tercera Edición-McGraw Hill-México.
- BALAT, M. & ÖZ, C. (2008). Progress in bioetanol processing. Progress in Energy and Combustion Science, 34:551-573.
- BALKE-DÜRR Evaporators. Falling Film Plate Evaporator, EVAPplus. Recuperado de:
http://www.bdheat.com/bd/references/evaporators/evap_b.pdf
- BARRENA GURBILLON, M. (1991). Diseño computarizado de un biorreactor tipo tanque agitado. Antenor Orrego, 10(16-17); 57-69.
- BARROSO CASILLAS, M. (2010). Pretratamiento de biomasa celulósica para la obtención de etanol en el marco de una biorrefinería. Tesis pre-grado. Universidad Politécnica de Madrid.
- BASTIDAS, P.A.; GIL, I.D.; RODRIGUEZ, G. (2010). Comparison of the main ethanol dehydration technologies through process simulation. 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE20.
- BERMÚDEZ, R., HOYOS, J Y RODRÍGUEZ, S. (2000), Evaluación de la disminución de la carga contaminante de la vinaza de destilería por ensayo anaeróbico. Revista internacional de contaminación ambiental., 16, pp. 103 107.
- BLUEFIRE ETHANOL (2010). <http://bluefireethanol.com>.
- BUENAVENTURA INGENIEROS (2007). Estudio de Impacto Ambiental – EIA. Proyecto Agroindustrial de Producción de etanol automotor. Elaborado para MAPLE ETANOL S.R.L.

- CARMO, M. Y GUBULIN, J. (1997). Ethanol-Water Adsorption on Commercial 3 A° Zeolites: Kinetic and Thermodynamic data. Brazilian Journal of Chemical Engineering, Vol. 14, (3).
- CASTILLO VALLE, H. (1984) Propuesta para poner en funcionamiento la planta de tratamiento de la Fábrica Nacional de Licores. Ministerio de Industria, Energía y Minas. San José, Costa rica. 25 p.
- CENGEL, Y.A. & BOLES, M.A. 2009. Termodinámica. Sexta edición. Mc Graw Hill. México.
- CHANDLER, C.; VILLALOBOS, N.; GONZALES, E.; ARENAS, E.; MARMOL, Z.; RIOS, J.; y MAZZARRI, A. 2012. Hidrólisis ácida diluida en dos etapas de bagazo de caña de azúcar para la producción de azúcares fermentables. Multiciencias, Vol. 12, (3), pp.245-253.
- CHEN JAMES. 2004. Manual del Azúcar de Caña. Limusa. México.
- CHRISTOFOLETTI CA, ESCHER JP, CORREIA JE, MARINHO JFU, FONTANETTI CS. 2013. Sugarcane vinasse: Environmental implications of its use. Waste Management 33 (12):2752-2761
- DIAS, M.; ENSINAS A.; NEBRA, S.; FILHO, R. & ROSSELL, C. (2009). Production of bioetanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: integration or conventional bioetanol production process. Chemical Engineering Research and Design; 87:1206-1216.
- DIAS, M.; CUNHA, M.P; JESUS, D.F; SCANDIFFIO, I.G.; ROSELL, C.; FILHO, R.M. & BONOMI, A. (2010). Simulation of ethanol production from sugarcane in Brazil: economic study of an autonomous distillery. 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE20.
- DIEZ, T.F. & GARRIDO, C.N. (2010). Bagazo de caña de azúcar: ¿energía o etanol carburante? Dos casos de estudio. Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA), La Habana, Cuba.
- EDUCACION EN INGENIERIA QUIMICA (2013). Alcohol Carburante en el Perú.
Rescatado de: <http://www.ssecoconsulting.com/alcohol-carburante.html>.
- FULMER, M.E. (2011). Electricity-ethanol co-production from sugar cane: a technical and economic assessment. Thesis Master of Science. Princeton University. Princeton, NJ.

- GARCÍA, A., DUARTE, F. Y MAGAÑA, A. (1991). Crecimiento y finalización de cerdos con diferentes niveles de vinaza. *Livestock Research for Rural Development*. Vol.3, number 1.
- GARCIA-APARICIO, M.P., I. BALLESTEROS, ET AL. (2006). Effect of inhibitors released during steam-explosion pretreatment of barley straw on enzymatic hydrolysis. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 129(1-3): 278-288.
- GEDDES CC, MULLINNIX MT, NIEVES IU, PETERSON JJ, HOFFMAN RW, YORK SW, YOMANO LP, MILLER EN, SHANMUGAM KT, INGRAM LO. (2011). Simplified process for ethanol production from sugarcane bagasse using hydrolysate-resistant *Escherichia coli* strain MM160. *Bioresour Technol.*, 102(3):2702-11.
- GEDDES, R.; SHAMUGAM, K.T.; & INGRAM, L.Q. (2015). Combining treatments to improve the fermentation of sugarcane bagasse hydrolysates by ethanologenic *Escherichia coli* LY180. *Bioresour Technol.*; 189:15-22.
- GEORGIEVA, T.I., AHRING, B.K., (2007). Evaluation of continuous ethanol fermentation of dilute-acid corn stover hydrolysate using thermophilic anaerobic bacterium *Thermoanaerobacter* BG1L1. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 77 (1), 61–68.
- GRAVAN PEREZ, C. (2008). Diseño de una instalación destinada a los procesos de fermentación alcohólica y maloláctica. Proyectos de fin de carrera de Ingeniería Química. Universidad de Cádiz.
- GONZÁLEZ, M. Y SILDARRIAGA, J.(2008), Remoción biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo en un sistema tipo anaerobio – anóxico- aerobio. *Revista EIA.*, 10, pp. 4553.
- HARMSSEN, P.F.H.; HUIJGEN, W.J.; BERMUDEZ, L.L.; BAKKER, R. (2010). Literature Review of Physical and Chemical Pretreatment Processes for Lignocellulosic Biomass. ECN – Energy research Centre of the Netherlands.
- HOLLADAY, J.E., BOZELL, J.J., WHITE, J.F. & JOHNSON, D.J. (2007). Top Value-Added Chemicals from Biomass Volumen II: Results of screening for potential candidates from biorefinery lignin. United States of America: U.S. Department of Energy.
- HUGOT, E. (1963). Manual para ingenieros azucareros. Compañía Editorial Continental S.A. México.

- ICIDCA. (2000). Manual de los Derivados de la Caña de Azúcar. Imprenta MINAZ, Habana, Cuba, CDU: 664,11, p. 111-120.
- JACQUES, K. LYONS, T. AND KELSALL, D. (1999). The Alcohol Textbook, 3rd edition, Nottingham University Press, Chapters 17 and 19.
- Lolmede, P., Jácome, A., Vidart, T. y Tejero, I. (2000) Ensayo de agua residual con elevado contenido de nitratos utilizando reactores biomembrana aireados. Ingeniería del agua. 7, pp. 244 – 254.
- LU, F. & JOHN, R. (2010). Lignin. In S. Run-Cang, Cereal Straw as a Resource for Sustainable Biochemicals and Biofuels (First ed., pp. 169-207). Amsterdam: Elsevier B.V.
- MACHADO, M. (2010). Situación de los Biocombustibles de 2da y 3era Generación en América Latina y el Caribe. Olade & IICA.
- MALUENDA GARCIA, J. (2014). Perspectivas del bioetanol en la UE hasta el 2020. España.
- MINISTERIO DE AGRICULTURA (2014). Caña de Azúcar: Principales Aspectos de la Cadena Productiva. Dirección General de Competitividad Agraria. Lima, Perú.
- MINISTERIO DE ENERGIA Y MINAS MEN-OTE, 2012.
www2.congreso.gob.pe/.../PROSPECCIONHIDROCARBUROS-MEM-OTE-02-13-12.PDF
- MOK, W.S.L. y M.J. ANTAL Jr. (1992). Uncatalyzed solvolysis of whole biomass hemicellulose by hot compressed liquid water. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 31(4): 1157-1161.
- OMEGA® FMX7200 Series mixers.
<http://www.omega.com/green/pdf/FMX.pdf>
- PAN, X., ARATO, C., GILKES, N., GREGG, D., MABEE, W., PYE, K., XIAO, Z., ZHANG, X. AND SADDLER, J. (2005). Biorefining of softwoods using ethanol organosolv pulping: preliminary evaluation of process streams for manufacture of fuel-grade ethanol and co-products. *Biotechnology and Bioengineering*, 90: 473–481.
- PERALES VARGAS, J.A. (2014). Procesos Biológicos de Cultivo en Suspensión Aerobio. Área de Tecnologías del Medio Ambiente. Universidad de Cádiz.

- PEREZ & GARRIDO (2012). Tratamiento de efluentes de la Industria Alcohólica: Ventajas y Desventajas - Cuba.
- PEREZ, O.O.; DIAZ, R.J.; ZUMALACARREGUI, L. & GOZA, L.O. (2010). Evaluación de propiedades físicas de mezclas etanol-agua (II). *Rev. Fac. Ing. Univ. Antioquia* N° 52 pp. 62-74.
- PERSPECTIVAS DEL BIOETANOL EN LA UE HASTA EL 2020.
Encontrado en:
<http://www.agrodigital.com/Documentos/bioetanolab13.pdf>
- PRUKSATHORN, P. & VITIDSANT, T. (2009). Production of Pure Ethanol from Azeotropic Solution by Pressure Swing Adsorption. *American J. of Engineering and Applied Sciences* 2 (1): 1-7.
- RENDIMIENTO DE ETANOL DE BAGAZO. Recuperado de:
<http://www.scidev.net/america-latina/politica/especial/etanol-de-caa-de-azcar-el-xito-de-brasil.html>
- REGLAMENTO PARA LA COMERCIALIZACION DE BIOCOMBUSTIBLES (D.S. N° 021-2007-EM).
Recuperado de:
<http://www.minem.gob.pe/minem/archivos/file/Hidrocarburos/Legislacion/Biocombustibles/Decreto%20Supremo%20No%20021-2007-EM.pdf>.
- RODRIGUEZ, F.A. (2007), Evaluation sugarcane bagasse acid hydrolysis technology, MSc Dissertation (School of Chemical Engineering, State University of Campinas, Portuguese).
- ROSSELL, C.E.V.; LAHR, F.D.; HILST, A.G.P. & LEAL, M.R. (2005). Saccharification of sugarcane bagasse for ethanol production using the Organosolv process. *International Sugar Journal*, 107: 192-195.
- SARRIA P, SOLANO A Y PRESTON T R (1990). Utilización de jugo de caña y cachaza panelera en la alimentación de cerdos. *Livestock Research for Rural Development*, Volume 2, Number 2 pp92-99
- SUCROMER S.A. (2009). Estudio de Factibilidad para la instalación de una destilería de etanol de Atencingo. Municipio Chietla, Estado Puebla, México.
- SUN, Y. & CHENG, J. (2002). Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: A review. *Bioresource Technology* 83(1): 1-11.
- TECHNOSERVE (2012). Etanol: el alcohol combustible del futuro. Visión subsectoria. Lima, Perú.

- US DEPARTMENT OF ENERGY (DOE). 2009. Bioenergy Research Centers: An Overview fo the Science, Rockiville, Maryland.
- UYAZAN, A.M.; GIL, I.D.; AGUILAR, J.L.; RODRIGUEZ, G.; CAICEDO, L.A. (2004). Deshidratación del etanol. *Ingeniería e Investigación*, Vol 24, (3), pp. 49-59. Universidad Nacional de Colombia.
- VALMET (2014). Digester developments – Technical Paper Series. Published January 27.
- VALDÉS, E.; OBAYA, CRISTINA; RAMOS, J. Y LEÓN, O. L. (1992). Tratamiento de los residuales de la producción de alcohol mediante el proceso UASB. Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar. (ICIDCA) (1), p 32.
- XIANG (2003). Applied Biochemistry and Biotechnology. Vol. 105–108.
- ZUMALACARREGUI DE CADERNAS, L.M.; PEREZ, O.O; RODRIGUEZ, R.P.; ZUMALACARRGUI DE CARDENAS, B.M.; & LOMBARDI, G. (2015). *Potencialidades del bagazo para la obtención de etanol frente a la generación de electricidad. Ingeniera, Investigación y Tecnología. Volumen 16, Issue 3, pp. 407-418.*

APENDICE

Excedentes de bagazo de caña en los ingenios de Lambayeque

- Capacidad instalada:

Pucalá..... 4 500 TCD

Tumán..... 3 500 TCD

Pomalca..... 3 000 TCD

Azucarera del Norte..... 1 000 TCD

Toneladas de bagazo por tonelada de caña molida: 0,285 toneladas.

Excedente por ingenio: 30 %

Cálculo de los excedentes:

Pucalá: $4\,500 \times 0,285 \times 0,3 = 384,75$ Ton/día

Tumán: $3\,500 \times 0,285 \times 0,3 = 299,25$ ton/día

Pomalca: $3\,000 \times 0,285 \times 0,3 = 256,5$ Ton/día

Azucarera del Norte: $1\,000 \times 0,285 \times 0,3 = 85,5$ ton/día

Excedentes de bagazo de destilerías autónomas de Piura

Caña Brava: $4\,300 \times 0,285 \times 0,40 = 490,2$ ton.

Maple Etanol (Grupo Gloria): $5\,000 \times 0,285 \times 0,4 = 570$ ton.

COMISA: $6\,500 \times 0,285 \times 0,4 = 741$ ton.

BALANCE DE MASA

El balance de masa se ha realizado en dos partes:

SECCIÓN DE HIDROLISIS DEL BAGAZO – OBTENCIÓN DE MOSTO

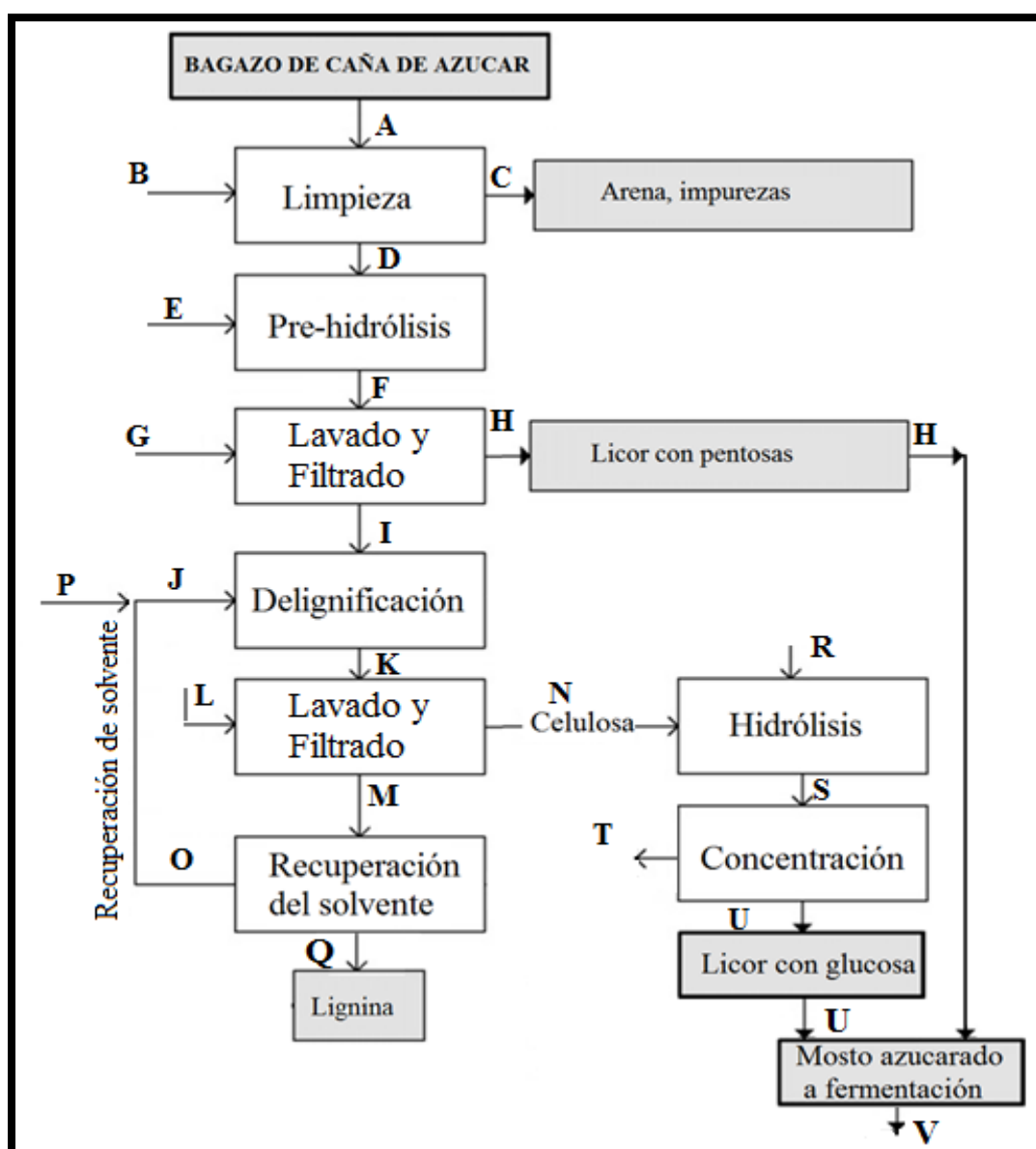


Figura 1: Diagrama de bloques de la primera sección (Hidrólisis y obtención de mosto). Elaborado por los autores.

Para realizar el balance de masa se ha tomado en cuenta la siguiente composición promedio (% en base seca) del bagazo de caña:

Celulosa:	46,60 %
Hemicelulosa:	25,20 %
Lignina:	20,70 %
Sales:	1,3 %
Tierra:	1,3 %
Azúcar:	2,45 %
Solubles en agua:	2,45 %

La Composición original es:

2,6 % de cenizas y se considera: 1,3 % sales y 1,3 % tierra.

4,9 % de solubles en agua: 2,45 % de azúcar y 2,45 % de otros solubles.

- **CORRIENTE A:** considerando una humedad promedio del bagazo de 50%

Masa A = 19 971,319 kg/hr.

Agua A:	9 985,659 5 kg/hr.
Celulosa A:	4 653,317 3 kg/hr.
Hemicelulosa A:	2 516,386 2 kg/hr.
Lignina A:	2 067,031 5 kg/hr.
Tierra A:	129,813 6 kg/hr.
Ceniza A:	129,813 6 kg/hr.
Azúcar A:	244,688 7 kg/hr.
Solubles A:	244,688 7 kg/hr.

LAVADO DE BAGAZO DE CAÑA

- **CORRIENTE B:** es el agua de lavado.

Masa B (agua): $1,2 \times \text{Masa A} = 23\,965,582\,8 \text{ kg/hr.}$

Masa B = 23 965,582 8 kg/hr.

- **CORRIENTE C:** sale el agua de lavado arrastrando toda la tierra, mitad de azúcares y mitad de solubles en agua. La presión en el filtro se ajusta para obtener bagazo limpio con 50 % de humedad. El cálculo es iterativo.

Agua C: $\text{Agua B} + 0,037 \times \text{Agua A} = 24\,335,052\,2 \text{ kg/hr.}$

Azúcar C: $0,5 \times \text{Azúcar A} = 122,324\,3 \text{ kg/hr.}$

Solubles C: $0,5 \times \text{Solubles A} = 122,324\,3 \text{ kg/hr.}$

Tierra C: $\text{Tierra A} = 120,813\,6 \text{ kg/hr.}$

Masa C = $24\,709,514\,4 \text{ kg/hr.}$

- **CORRIENTE D:** se obtiene por diferencia, y se comprueba que el bagazo tiene una humedad de 50 %.

Agua D: $\text{Agua A} - 0,037 \times \text{Agua A} = 9\,616,190\,1 \text{ kg/hr.}$

Celulosa D = Celulosa A: $4\,653,317\,3 \text{ kg/hr.}$

Hemicelulosa D = Hemicelulosa A: $2\,516,386\,2 \text{ kg/hr.}$

Lignina D = Lignina A: $2\,067,031\,5 \text{ kg/hr.}$

Ceniza D = Ceniza A: $129,813\,6 \text{ kg/hr.}$

Azúcar D = $\text{Azúcar A} - \text{Azúcar C} = 122,324\,3 \text{ kg/hr.}$

Solubles D = $\text{Solubles A} - \text{Solubles C} = 122,324\,3 \text{ kg/hr.}$

Masa D (suma total) = $19\,227,387\,4 \text{ kg/hr.}$

Comprobación del balance:

$\text{Masa A} + \text{Masa B} = 43\,936,901\,8 \text{ kg/hr}$

$\text{Masa D} + \text{Masa C} = 43\,936,901\,8 \text{ kg/hr}$

Humedad del bagazo: $(\text{Agua D} / \text{Masa D}) \times 100 = 50,013 \%$

PRE-HIDROLISIS DEL BAGAZO – baja concentración de ácido

Se utiliza 2% en peso de ácido sulfúrico y se inyecta vapor hasta aumentar temperatura a 122°C. el tiempo que debe lograrse 122°C es 24.1 minutos. Se va asumir los siguientes datos de conversión de la hemicelulosa:

Conversión a pentosas: 91,4 %

Conversión a furfural: 0,8 %

Conversión a ácido acético: 0,4 %

Conversión a glucosa: 2,7 %

Hemicelulosa sin convertir: $100 - (91,4 + 0,8 + 0,4 + 2,7) = 4,7 \%$

- **CORRIENTE E:** 2 % de ácido sulfúrico con 98 % de concentración.

Ácido Sulfúrico E: $0,02 \times \text{Masa D} = 384,5477 \text{ kg/hr.}$

Agua E: $(\text{Ácido Sulfúrico E} / 0,98) \times 0,02 = 7,8479 \text{ kg/hr.}$

CORRIENTE E': vapor necesario para calentamiento a 122 °C.

Capacidad calorífica del bagazo de caña: 1 542,73 Kcal/kg.

(www.vetiver.org/.../CAPACIDAD CALORI 769 FICA VETIVER C...)

$\therefore \text{Calor E} = \text{Masa D} \times 1542 \text{ kcal/kg} = 29\,662\,667,3131 \text{ kcal/hr.}$

Utilizando vapor de 30 Psig (275 °F) con calor latente de 1 372,5 BTU/hr equivalente a 781,39 Kcal/kg. Se considera un tiempo de 40 minutos que incluye ingreso de vapor, calentamiento y descarga.

40 minutos = 0,666 horas, la inversa es $1,5 \text{ h}^{-1}$

Vapor E = $\text{Calor E} / (\text{Lat.} \times 1,5) = 25\,291,424 \text{ kg/hr.}$

Masa E = Ác. Sulfúrico E + Agua E + Vapor E = 25 683,819 6 kg/hr.

- **CORRIENTE F:**

Agua F: $\text{Agua D} + \text{Agua E} + \text{Vapor E} = 34\,915,4621 \text{ kg/hr.}$

Celulosa F: $\text{Celulosa D} = 4\,653,3173 \text{ kg/hr.}$

Hemicelulosa F: $0,047 \times \text{Hemicelulosa D} = 118,2702 \text{ kg/hr.}$

Lignina F: $\text{Lignina D} = 2\,067,0315 \text{ kg/hr.}$

Ceniza F: $\text{Ceniza A} + 0,04 \times \text{A. Sulfúrico} = 283,6327 \text{ kg/hr.}$

Azúcar F: $\text{Azúcar D} + 0,027 \times \text{Hemicelulosa D} = 190,2668 \text{ kg/hr.}$

Solubles F: $\text{Solubles D} = 122,3243 \text{ kg/hr.}$

Ac. Sulfúrico F: $\text{Ac. Sulf E} - 0,4 \times \text{Ac. Sulf E} = 230,7286 \text{ kg/hr.}$

Pentosas F: $0,914 \times \text{Hemicelulosa D} = 2\,299,977 \text{ kg/hr.}$

Furfural F: $(0,8/100) \times \text{Hemicelulosa D} = 20,1311 \text{ kg/hr.}$

Ac. Acético F: $(0,4/100) \times \text{Hemicelulosa D} = 10,0655 \text{ kg/hr.}$

Masa F (suma) = 44 911,207 1 kg/hr.

Concentración de pentosas: 11,25 %

BALANCE EN LAVADO Y FILTRADO: Se debe lavar para separar principalmente las pentosas. El producto final debe llegar a una concentración entre 5 % a 9 %.

- **CORRIENTE G:** agua para lavado se considera el 10 % de la corriente F.

Agua G: $0,10 \times \text{Masa F} = 4\,491,120\,7 \text{ kg/hr.}$

Masa G = $4\,491,120\,7 \text{ kg/hr.}$

- **CORRIENTE H:** sale el 99 % del material soluble. El Agua se calcula iterativamente hasta dar una concentración de pentosas entre 5 % a 9 %.

Agua H: $0,85 \times (\text{Agua g} + \text{Agua F}) = 33\,495,595\,3 \text{ kg/hr.}$

Azúcar H: $0,99 \times (\text{Azúcar F}) = 188,364\,1 \text{ kg/hr.}$

Solubles H: $0,99 \times (\text{Solubles F}) = 121,101\,1 \text{ kg/hr.}$

Ac. Sulfúrico H: $0,99 \times (\text{Ac. Sulf F}) = 228,421\,4 \text{ kg/hr.}$

Pentosas H: $0,99 \times (\text{Pentosas F}) = 2276,977\,2 \text{ kg/hr.}$

Furfural H: $0,99 \times (\text{Furfural F}) = 19,929\,8 \text{ kg/hr.}$

Ac. Acético H: $0,99 \times (\text{Ac. Acético F}) = 9,964\,9 \text{ kg/hr.}$

Masa H (suma) = $36\,340,353\,8 \text{ kg/hr.}$

Concentración pentosas H: 6,265 7%

- **CORRIENTE I:** aquí se comprueba que el “bagazo” sobrante contenga entre 40 % a 50 % de humedad.

Agua I: $\text{Agua G} + \text{Agua F} - \text{Agua H} = 5\,910,987\,4 \text{ kg/hr.}$

Celulosa I: $\text{Celulosa F} = 4\,653,317\,3 \text{ kg/hr.}$

Hemicelulosa I: $\text{Hemicelulosa F} = 118,270\,2 \text{ kg/hr.}$

Lignina I: $\text{Lignina F} = 2\,067,031\,5 \text{ kg/hr.}$

Ceniza I: $\text{Ceniza F} = 283,632 \text{ kg/hr.}$

Azúcar I: $\text{Azúcar F} - \text{Azúcar H} = 1,902\,7 \text{ kg/hr.}$

Solubles I: $\text{Solubles F} - \text{Solubles H} = 1,223\,2 \text{ kg/hr.}$

Ac. Sulfúrico: $\text{Ac. Sulfúrico F} - \text{Ac. Sulfúrico H} = 2,307\,3 \text{ kg/hr.}$

Pentosas I: $\text{Pentosas F} - \text{Pentosas H} = 22,999\,8 \text{ kg/hr.}$

Fufural I: $\text{Furfural F} - \text{Furfural H} = 0,201\,3 \text{ kg/hr.}$

Ac. Acético I: $\text{Ac. Acético F} - \text{Ac. Acético H} = 0,100\,7 \text{ kg/hr.}$

Masa I (suma) = $13\,061,974 \text{ kg/hr.}$

Comprobación del balance:

Masa G + Masa F = 49 402,327 8 kg/hr.

Masa H + Masa I = 49 402,327 8 kg/hr.

Humedad de la torta: (Agua I / Masa I) \times 100 = 45,25 %

BALANCE EN LA DELIGNIFICACION

- **CORRIENTE J:** es la solución Organosolv que contiene 60 % en volumen de etanol y se adiciona en una proporción de 5 m³ por tonelada de bagazo hidrolizado.

Convirtiendo % volumen a % masa solución de etanol (Pérez et al., 2010)

$$\% \text{ masa} = -0,0356 + 0,8048 \times 60 + 1,78 \times 10^{-5} \times 60^2$$

$$\% \text{ masa} = 52,0972$$

Densidad de la mezcla, se considera una temperatura de 60 °C

$$\rho_m = 1003.98 - 0.3524 \times 60 - 96.7916 \times 0.520972^2 - 100.0610 \times 0.520972 - 1.3996 \times 60 \times 0.520972 + 0.8585 \times 0.520972^2 \times 60$$

$$\rho_m = 856.5656 \text{ kg/m}^3.$$

Volumen necesario de Organosolv: 5 \times 13,619 74 = 65,309 9 m³.

$$\text{Masa J} = 856,5656 \times 65,3099 = 55\,942,189 \text{ kg/hr.}$$

Esta masa contiene:

Etanol J: 0,520 972 \times Masa J = 29 144,314 1 kg/hr.

Agua J: 55 942,189 – 29 144,314 1 = 26 797.874 9 kg/hr.

- **CORRIENTE K:** es la suma de la Corriente J + Corriente I

Celulosa K: Celulosa I = 4 653,317 3 kg/hr.

Hemicelulosa K: Hemicelulosa I = 118,270 2 kg/hr.

Lignina K: Lignina I = 2 067,031 5 kg/hr.

Ceniza K: Ceniza I = 283,632 kg/hr.

Azúcar K: Azúcar I = 1,902 7 kg/hr.

Solubles K: Solubles I = 1,223 2 kg/hr.

Ac. Sulfúrico K: Ac. Sulfúrico I = 2,307 3 kg/hr.

Pentosas K: Pentosas I = 22,999 8 kg/hr.

Fufural K: Furfural I = 0,201 3 kg/hr.

Ac. Acético K: Ac. Acético I = 0,100 7 kg/hr.

Agua K: Agua I + Agua J = 32 708,862 3 kg/hr.

Etanol K: Etanol J = 29 144,314 1 kg/hr.

Masa K (suma) = 69 004,163 1 kg/hr.

- **CORRIENTE L:** es el agua de lavado. Se emplea pequeña cantidad debido a que la corriente K está muy diluida. Se estima un 15 % de la corriente K.

Agua L = 0,15 x Masa K = 10 350,624 5 kg/hr.

Masa L = Agua L: 10 350,624 5 kg/hr.

- **CORRIENTE N:** es la torta de filtración constituida por básicamente la celulosa, hemicelulosa y 50 % de la ceniza, la diferencia es agua. Se obtiene una torta con cerca de 50 % de humedad.

Agua N: 0,15 x Agua K = 4 906,329 4 kg/hr.

Celulosa N: Celulosa K = 4 653,317 3 kg/hr.

Hemicelulosa N: Hemicelulosa K = 118,270 2 kg/hr.

Ceniza N: 0,50 x Ceniza K = 141,816 3 kg/hr.

Masa N (suma) = 9 819,733 2 kg/hr.

% solidos:

$$[(\text{Celulosa N} + \text{Hemi N} + \text{Ceniza N}) / \text{Masa N}] \times 100 = 50,03 \%$$

- **CORRIENTE M:** es el filtrado, que teóricamente se asume que arrastra todos los solubles, por lo tanto corresponde a la diferencia entre la Corriente(K + I) - Corriente N:

Lignina M: lignina K = 2 067,031 5 kg/hr.

Ceniza M: Ceniza K - Ceniza N = 141,816 3 kg/hr.

Azúcar M: Azúcar K = 1,902 7 kg/hr.

Solubles M: Solubles K = 1,223 2 kg/hr.

Ácido Sulfúrico M: Ac. Sulfúrico K = 2,307 3 kg/hr.

Pentosas M: Pentosas K = 22,999 8 kg/hr.

Furfural M: Furfural K = 0,201 3 kg/hr.

Ac. Acético M: Ac. Acético K = 0,100 7 kg/Hr.

Agua M: Agua K + Agua I - Agua N = 38 153,1574 kg/hr.

Etanol M: Etanol K = 29 144,314 1 kg/hr.

Masa M (suma) = 69 535,054 3 kg/hr.

Comprobación del balance:

Masa L + Masa K = 79 354,787 5 kg/hr.

Masa N + **Masa M** = 79 354,787 5 kg/hr.

RECUPERACION DE SOLVENTE: se recupera la solución de etanol - agua con 52,097 2 % en peso de etanol, que se mezcla con la Corriente P para dar la Corriente J. El equipo básicamente es un destilador.

- **CORRIENTE Q:** se considera una perdida en la destilación de 0,5 % de etanol. El cálculo se hace iterativo hasta lograr la concentración de etanol de 52,097 2 % en peso.

Lignina Q: Lignina M = 2 067,031 5 kg/hr.

Ceniza Q: Ceniza M = 141,816 3 kg/hr.

Azúcar Q: Azúcar M = 1,902 7 kg/hr.

Solubles Q: Solubles M = 1,223 2 kg/hr.

Ácido Sulfúrico Q: Ac. Sulfúrico M = 2,307 3 kg/hr.

Pentosas Q: Pentosas M = 22,999 8 kg/hr.

Furfural Q: Furfural M = 0,201 3 kg/hr.

Ac. Acético Q: Ac. Acético M = 0,100 7 kg/hr.

Agua Q: $0,301\ 136 \times$ Agua M = 11 489,289 2 kg/hr.

Etanol Q: $(0,5/100) \times$ Etanol M = 145,721 6 kg/hr.

Masa Q = 13 872,593 6 kg/hr.

- **CORRIENTE O:** es la corriente de etanol con 52,097 2 % en peso.

Etanol O: Etanol M - Etanol Q = 28 998,592 5 kg/hr.

Agua O: Agua M - Agua Q = 26 663,868 2 kg/hr.

Masa O (suma) = 55 662,460 8 kg/hr.

Comprobando:

% etanol O = $(\text{Etanol O} / \text{Masa O}) \times 100 = 52,097\ 2\ \%$

- **CORRIENTE P:** Es la reposición de la solución perdida.

Etanol P: Etano J – Etanol O = 145,721 6 kg/hr.

Agua P: Agua J – Agua O = 134,006 7 kg/hr.

Masa P (suma) = 279,728 3 kg/hr.

Comprobando:

% etanol P = (etanol P / **Masa P**) x 100 = 52,094 %

BALANCE EN LA ETAPA DE HIDROLISIS DE CELULOSA

- **CORRIENTE R:** es agua y ácido sulfúrico, y se debe agregar en tal forma que la concentración de sólidos alcanza cerca del 10 %, y se debe adicionar ácido sulfúrico para la concentración sea cerca de 0,2 % en base a los líquidos presentes. El cálculo es iterativo y se comprueba con la concentración de sólidos y de ácido sulfúrico.

Agua R = 36 190 kg/hr.

Ácido sulfúrico = 8,31 kg/hr.

Masa R (suma) = 36 198,31 kg/hr.

Comprobación:

% sólidos = [(Cel N + Hemi N + Ceni N) / (Masa N + Masa R)] x 100

% sólidos = 10,677 1 %... **OK**

% Ácido Sulfúrico = [Ac. Sulfúrico R / (Agua R + Agua N)] x 100

% Ácido Sulfúrico = 0,020 2 %... **OK**

- **CORRIENTE S:** por simplificación se asume una conversión teórica de celulosa de la celulosa de 100 %, de los cuales 98 % se convierte a hexosas y 2 % a hidroximetilfurfural (HMF). La hemicelulosa se convierte totalmente, de los cuales 80 % forma furfural y 20 % en pentosas.

Hexosas S: $0,98 \times \text{Celulosa N} = 4\,560,251 \text{ kg/hr.}$

HMF S: $0,02 \times \text{Celulosa N} = 93,066 \text{ 3 kg/hr.}$

Furfural S: $0,80 \times \text{Hemicelulosa N} = 94,616 \text{ 1 kg/hr.}$

Pentosas S: $0,20 \times \text{Hemicelulosa N} = 23,654 \text{ kg/hr.}$

Cenizas S: Cenizas N = 141,816 3 kg/hr.

Agua S: Agua R + Agua N = 41 096,329 4 kg/hr.

Ácido Sulfúrico S: Ácido Sulfúrico R = 8,31 kg/hr.

Masa S (suma) = 46 018,043 2 kg/hr.

Comprobación del balance:

Masa N + Masa R = 46 018,043 2 kg/hr.

Masa S = 46 018,043 2 kg/hr.

Concentración de azúcares:

$[(\text{Hex S} + \text{Pent S}) / \text{Masa S}] \times 100 = 9,961 \text{ } 1 \%$

BALANCE EN LA ETAPA DE CONCENTRACION – EVAPORACION

Se debe concentrar la solución de hexosas (9,961 1 %) hasta llegar a un punto que mezclado con la corriente H (pentosas) se produzca una solución de 20 % a 25 % en peso de azúcares totales.

▪ **CORRIENTE T: es el agua evaporada**

Agua T: $0,97 \times \text{Agua S} = 39\,863,439\,5 \text{ kg/hr.}$

Masa T: Agua T = 39 863,439 5 kg/hr.

▪ **CORRIENTE U:** toda la Corriente S menos el agua evaporada en la Corriente T.

Hexosas U: Hexosas S = 4 560,251 kg/hr.

HMF U: HMF S = 93,066 3 kg/hr.

Furfural U: Furfural S = 94,616 1 kg/hr.

Pentosas U: Pentosas S = 23,654 kg/hr.

Cenizas U: Cenizas S = 141,816 3 kg/hr.

Agua U: Agua S - Agua T = 1 232,899 9 kg/hr.

Ácido Sulfúrico U: Ácido Sulfúrico S = 8,31 kg/hr.

Masa U (suma) = 6 154,603 7 kg/hr.

Comprobación del balance:

Masa T + **Masa U** = 46 018,043 2 kg/hr.

Masa S = 46 018,043 2 kg/hr.

Concentración sólidos de U:

$[(\text{Hex U} + \text{Pent U}) / \text{Masa U}] \times 100 = 74,479 \text{ } 3 \%$

- **CORRIENTE V:** es la suma de la Corriente U más la Corriente H.

Hexosas V: Hexosas U = 4 560,251 kg/hr.

Azúcar V: Azúcar H = 188,364 1 kg/hr.

Solubles V: Solubles H = 121,101 1 kg/hr.

Ac. Sulfúrico V: Ac. Sulfúrico U + Ac. Sulfúrico H = 236,731 4 kg/hr.

Pentosas V: Pentosas H + Pentosas U = 2 300,631 2 kg/hr.

HMF V: HMF U = 93,066 3 kg/hr.

Furfural V: Furfural U + Furfural H = 114,545 9 kg/hr.

Cenizas V: Ceniza V = 141,816 3 kg/hr.

Ácido Acético: Ácido Acético H = 9,964 9 kg/hr.

Agua V: Agua H + Agua U = 34 728,485 2 kg/hr.

Masa V (suma) = 42 494,957 5 kg/hr.

Comprobación balance de masa:

Masa H + Masa U = 42 494,957 5 kg/hr.

Masa V = 42 494,957 5 kg/hr.

Concentración de azúcares en V:

$[(\text{Hexo V} + \text{Azucar V} + \text{Pent V}) / \text{Agua V}] \times 100 = \mathbf{20,298\ 2\ \%}$

SECCIÓN DE FERMENTACIÓN, DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN.

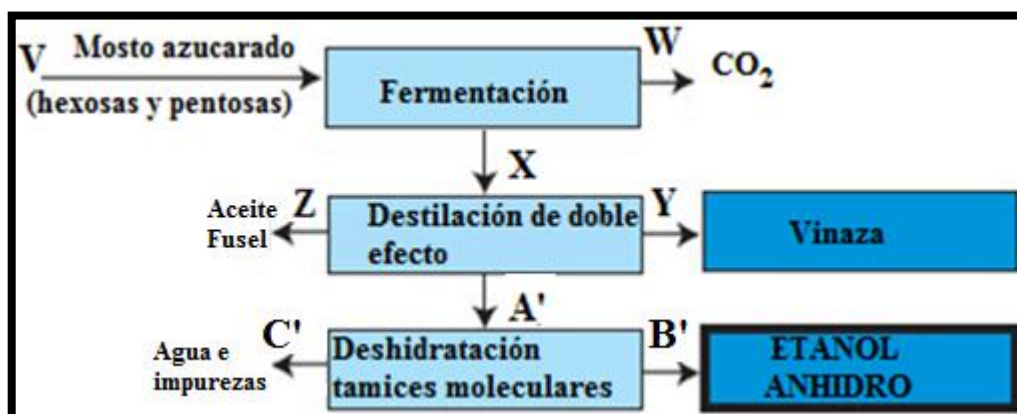
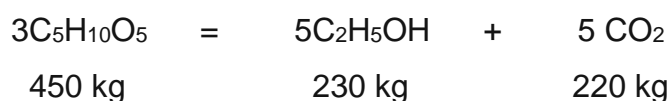


Figura 2: Diagrama de bloques de la segunda sección (Fermentación, destilación y deshidratación).
Elaborado por los autores.

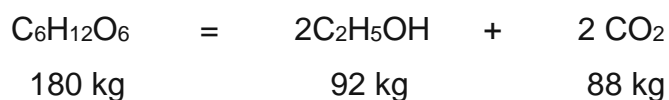
Por ser un cálculo aproximado no se ha considerado el consumo de bacterias genéticamente modificadas. Se asume que para una corrida de bacterias que se reproducen se recuperan y se vuelvan a utilizar por una semana. Esto indica que semanalmente se debe empezar desde un vial hasta llegar al inóculo del fermentador.

Las reacciones principales que suceden son las siguientes:

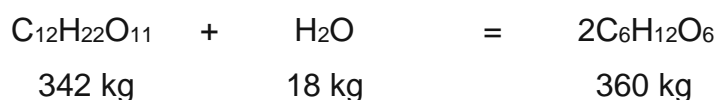
Pentosas:



Hexosas:



Hidrólisis de la sacarosa a glucosa



BALANCE EN LA ETAPA DE FERMENTACION

Producción de glucosa a partir de los azúcares:

$$\text{Hexosa}_1: \text{Azúcar } V \times (360 / 342) = 198,278 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Agua}_1: \text{Azúcar } V \times (18 / 342) = 9,913 \text{ 9 kg/hr.}$$

Etanol debido a las hexosas:

$$\text{Etanol}_1: 0,92 (\text{Hexosa } V + \text{Hexosa}_1) \times (92/180)$$

$$\text{Etanol}_1: 2 \text{ 237,566 1 kg/hr.}$$

Etanol debido a las pentosas:

$$\text{Etanol}_2: 0,92 \times \text{Pentosas } V \times (230 / 450) = 1 \text{ 081,807 9 kg/hr.}$$

Dióxido de carbono de la fermentación de hexosas:

$$\text{CO}_{2(1)} = 0,92 \times (\text{hexosa}_1 + \text{hexosa}_2) \times (88 / 180)$$

$$\text{CO}_{2(1)} = 2 \text{ 140,280 6 kg/hr.}$$

$$\text{CO}_{2(2)} = 0,92 \times \text{Pentosa } V \times (220 / 450) = 1 \text{ 034,772 8 kg/hr.}$$

▪ **CORRIENTE W:**

$$\text{CO}_2 \text{ en W: } \text{CO}_{2(1)} + \text{CO}_{2(2)} = 3 \text{ 175,053 4 kg/hr.}$$

$$\text{Masa W: } \text{CO}_2 \text{ en W} = 3 \text{ 175,053 4 kg/hr.}$$

- **CORRIENTE X:** incluye el 3 % de azúcares no consumidos y 5 % de otros materiales que incluyen alcohol amílico, biomasa, ácido acético, ácido succínico, glicerol. A manera de abreviación el 5 % de otros materiales se va considerar como aproximación que estará constituido por 1 % de más pesados que el etanol, 1 % de aceite fusel, 1 % de más ligeros que el etanol y 2 % de biomasa.

$$\text{Hexosas X: } 0.03 \times \text{Hexosas V} = 136,807.5 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Azúcar X: } 0.03 \times \text{Azúcar V} = 5,650.9 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Solubles X} = \text{Solubles V: } 121,101.1 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Ac. Sulfúrico X: Ac. Sulfúrico V} = 232,761.4 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Pentosas X: } 0.03 \times \text{Pentosas V} = 69,018.9 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{HMF X: HMF V} = 93,066.3 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Furfural X: Furfural V} = 114,545.9 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Cenizas X: Ceniza V} = 141,816.3 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Ac. Acético X: Ac. Acético V} = 9,964.9 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Agua X: Agua V} - \text{Agua}_1 = 34,718,571.3 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Etanol X: Etanol}_1 + \text{Etanol}_2 = 3,319,374 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Ligeros X: } 0.01 (\text{Hexosas V} + \text{Azuc V} + \text{Pento V}) = 70,492.5 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Fusel X: } 0.02 (\text{Hexosas V} + \text{Azuc V} + \text{Pento V}) = 140,984.9 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Pesados X: } 0.01 (\text{Hexos V} + \text{Azuc V} + \text{Pento V}) = 70,492.5 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Biomasa X: } 0.01 (\text{Hexosas V} + \text{Azuc V} + \text{Pento V}) = 70,492.5 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Masa X (suma)} = 39,319,111 \text{ kg/hr.}$$

Comprobación balance de masa:

$$\text{Masa V} = 41,455,926.4 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa X} + \text{Masa W} = 41,455,926.4 \text{ kg/hr}$$

Concentración de etanol en X:

$$(\text{Etanol X} / \text{Masa X}) \times 100 = 8,671.3 \%$$

BALANCE EN LA DESTILACION

La destilación se realiza en dos etapas, pero el balance se presenta en forma global. Se obtendrá un destilado con 93,5 % de etanol en peso, con un contenido de más ligeros de etanol de 1 %.

- **CORRIENTE Z:** Formado por el fusel, mitad de ligeros, mitad de furfural, mitad de hidroximetilfurfural. Se considera una pérdida de 0.1% de pérdida de etanol en esta corriente.

Fusel Z: Fusel X = 140,984 9 kg/hr.

Ligeros Z: $0,5 \times \text{Ligeros X} = 35,246 2 \text{ kg/hr.}$

Furfural Z: $0,5 \times \text{Furfural X} = 57,272 9 \text{ kg/hr.}$

HMF Z: $0,5 \times \text{HMF X} = 46,533 2 \text{ kg/hr.}$

Etanol Z: $(0,1 / 100) \times \text{Etanol X} = 3,319 4 \text{ kg/hr.}$

Masa Z = 283,356 7 kg/hr.

- **CORRIENTE A':** en la destilación se recupera 99 % del etanol. El destilado contiene 93,5 % en peso de etanol con 1 % de impurezas.

Ligeros A': $\text{ligeros X} - \text{ligeros Z} = 35,246 2 \text{ kg/hr}$

Etanol A': $0,99 \times \text{Etanol X} = 3 286,180 3 \text{ kg/hr}$

Agua A': $(\text{Etanol A}' / 0,935) \times 0,055 = 193,304 7 \text{ kg/hr}$

Masa A' (suma) = 3 514,731 2 kg/hr

Comprobación

% etanol A': $(\text{Etanol A}' / \text{Masa A}') \times 100 = 93,497 3 \%$

% ligeros A': $(\text{ligeros A}' / \text{Masa A}') \times 100 = 1,002 8 \%$

- **CORRIENTE Y:** Es lo que se conoce como vinaza, contiene todos los componentes de la diferencia entre Corriente X – Corrientes Z + A':

Hexosas Y: $\text{Hexosas X} = 136,807 5 \text{ kg/hr.}$

Azúcar Y: $\text{Azúcar X} = 5,650 9 \text{ kg/hr.}$

Solubles Y: $\text{Solubles X} = 121,101 1 \text{ kg/hr.}$

Ac. Sulfúrico Y: $\text{Ac. Sulfúrico X} = 232,761 4 \text{ kg/hr.}$

Pentosas Y: $\text{Pentosas X} = 69,018 9 \text{ kg/hr.}$

HMF Y: $\text{HMF X} - \text{HMF Z} = 46,533 2 \text{ kg/hr.}$

Furfural Y: $\text{Furfural X} - \text{Furfural Z} = 57,272 9 \text{ kg/hr.}$

Cenizas Y: $\text{Ceniza X} = 141,816 3 \text{ kg/hr.}$

Ac. Acético Y: $\text{Ac. Acético X} = 9,964 9 \text{ kg/hr.}$

Agua Y: $\text{Agua X} - \text{Agua A}' = 34 525,266 66 \text{ kg/hr.}$

Etanol Y: $\text{Etanol X} - \text{Etanol Z} - \text{Etanol A}' = 29,874 4 \text{ kg/hr.}$

Pesados Y: $\text{Pesados X} = 70,492 5 \text{ kg/hr.}$

Biomasa Y: Biomasa X = 70,492 5 kg/hr.

Masa Y (suma) = 35 521,023 1 kg/hr.

Comprobación del balance de masa

Masa Z + **Masa Y** + Masa A' = 38 280,079 9 kg/hr.

Masa X = 38 280,079 9 kg/hr.

BALANCE EN LA ETAPA DE DESHIDRATACION

Se asume como límite 99,7 % de etanol en peso.

▪ **CORRIENTE B':**

Etanol B': Etanol A' = 3 286,180 3 kg/hr.

Agua B': $(\text{Etanol A}' / 0,997) \times (0,15 / 100) = 4,944 \text{ 1 kg/hr.}$

Ligeros B': $(\text{Etanol A}' / 0,997) \times (0,15 / 100) = 4,944 \text{ 1 kg/hr.}$

Masa B' (suma) = 3 296,068 5 kg/hr.

% etanol B': $(\text{Etanol B}' / \text{Masa B}') \times 100 = 99,7 \%$

▪ **CORRIENTE C':** es la diferencia.

Agua C' = Agua A' - Agua B' = 188,360 6 kg/hr.

Ligeros C' = Ligeros A' - Ligeros B' = 30,302 1 kg/hr.

Masa C' (suma) = 218,662 7 kg/hr.

Comprobación balance:

Masa A' = 3 514,731 2 kg/hr.

Masa B' + **Masa C'** = 3 514,731 2 kg/hr.

COMPROBACION FINAL:

- ✓ Densidad del etanol anhidro producido = 0,789 kg/L.
- ✓ Producción bruta = Masa B' = 3 296,685 kg/hr = 4 177,526 6 litros/hr.
- ✓ Producción bruta por día = 100 260,637 8 litros/día.
- ✓ Menos reposición al proceso: 260,637 8 litros/día.
- ✓ Producción neta: 100 000 litros/día.
- ✓ Rendimiento: $3\,296,068\,5 / (0,5 \times 19\,971,319) = 0,330 \text{ 1 kg etanol/kg bagazo seco.}$

DISEÑO DE EQUIPOS DE PROCESO

1. SISTEMA DE LAVADO DE BAGAZO DE CAÑA

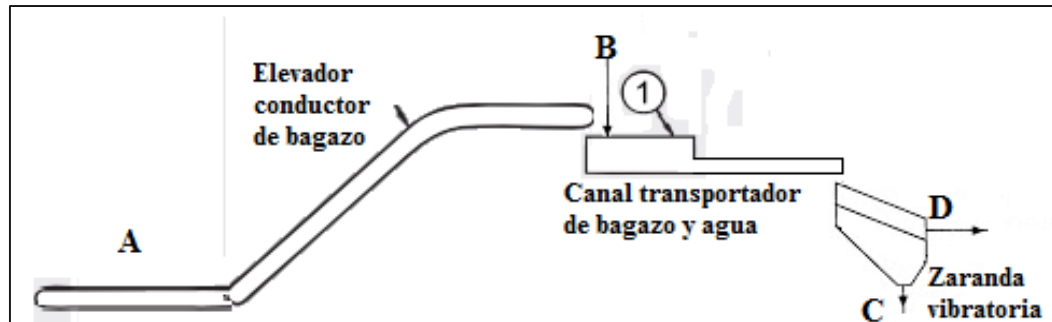


Figura 3: Sistema de lavado de bagazo. Tomado de <http://avibert.blogspot.com/2011/05/limpieza-de-cana.html>

Elevador – conductor de bagazo:

- Capacidad: 19 971,32 kg/hr ~ 20 ton/hr.
- Velocidad de transporte: 20 m/min (Hugot, 1963, pag. 97)
- Densidad del bagazo = 160 kg/m³
- Cálculo del ancho del conductor:
$$20\,000\text{ kg/h} = (160\text{ kg/m}^3) \times (20\text{ m/min}) \times A \times (60\text{ min/1 hr})$$
$$A = 0,104\text{ m}^2.$$
- Altura de las rastras: 150 mm.
Ancho de las rastras: $0,104 / 0,150 = 0,693\text{ m}.$
Dejando distancia para guías y cadenas = 0,75 m.
- Longitud horizontal: dos tramos de 3 m.
- Altura de elevación: 3 m.
- Longitud total: 5 m + 6 m = 11 m.
- Potencia: $(1,5\text{ HP/10 m}) \times 11 = 1,65\text{ HP}$ (Hugot, pag 97).
- Se selecciona motor de: 1,75 HP.

Canal Transportador de bagazo y agua

- Flujo: $1\,9971,32 + 23\,965,58 = 43\,936,9\text{ kg/hr}$
- Densidad promedio: $(160 + 1000)/2 = 580\text{ kg/m}^3$
- Flujo volumétrico: $43\,936,9 / 580 = 75,75\text{ m}^3/\text{h} = 0,021\,04\text{ m}^3/\text{s}$
- Tanque receptor:
Tiempo de residencia cilindro receptor: 5 - 7 segundos.

Volumen del cilindro receptor: $6 \times 0,021 \text{ m}^3 = 126 \text{ litros}$.

Para prevenir derrames se considera: 250 litros.

Diámetro del cilindro receptor de bagazo y agua: 0,90 m.

Altura del cilindro receptor: 0,393 m.

- Canal transportador de bagazo y agua:

Tiempo de residencia canal transportador: 10 -15 segundos.

Volumen de canal: $12 \times 0,021 = 252 \text{ litros}$.

Para prevenir derrames = 500 litros = $0,5 \text{ m}^3$

Ancho: 50 cm.

Altura: 30 cm.

Longitud: $0,5 / (0,50 \times 0,30) = 3,33 \text{ m}$.

- Zaranda vibratoria:

Flujo: 43 936,9 kg/hr ~ 50 ton/hr.

Fabricante: Xinhai Maquinarias Mineras.

Carta de selección:

Tabla 1

Especificación técnica según la capacidad de zaranda.

Parámetros Técnicos									
Modelo	Malla			Max. Tamaño de entrada (mm)	Capacidad (t/h)	Motor		Peso (kg)	
	Área (m²)	Ángulo (°)	Tamaño de malla (mm)			Modelo	Potencia		
YA1236	4.3	20	6~50	200	80~240	Y160M-4	11	4905	
2YA1236					80~240	Y160M-4		5311	
YA1530	4.5				80~240	Y160M-4		4675	
YA1536					100~350	Y160M-4		5137	
2YA1536	5.4		30~150	400	100~350	Y160L-4	15	5624	
YAH1536					160~650	Y160M-4	11	5625	
2YAH1536					30~200	160~650	Y160L-4	15	6045
					6~50				

Nota: Tomado de <http://www.fscollge.org/products/zaranda-vibratoria.html>



Figura 4: Zaranda de capacidad 240 tn/h. Tomado de www.xinhai.com

Según la capacidad se selecciona el modelo YA1236, que tiene las siguientes características principales:

Área: 4.3 m²

Angulo de inclinación: 20°

Tamaño de malla: 6 mm.

Máximo tamaño de entrada: 200 mm.

Capacidad nominal: 80 – 240 ton/hr.

Motor: 11 HP.

2. EQUIPO DE PREHIDROLISIS DE HEMICELULOSA Y LAVADO:

Digestor 1: Parámetros de diseño (Valmet, 2014)

PULPEO DE BAGAZO: $70 \text{ pie}^3 \cdot \text{bagazo} / \text{pie}^2 \cdot \text{hora}$, con tiempos de retención de 40 minutos en impregnación, 70 minutos en cocción y 150 minutos en lavado. Es decir: 16 %, 27 % y 57 % respectivamente.

HIDROLISIS DE HEMICELULOSA: según Aguillar et. al (2002), el tiempo total de retención en el reactor es de 24,1 minutos. Se va a considerar 25 minutos, por lo tanto, se va utilizar:

4 minutos en impregnación,
7 minutos en cocción y
14 minutos en lavado.

- Flujo de bagazo: 19 227,38 kg/hr.
- Agua (vapor) con ácido, por ingresar en las tres zonas:

$$25\,683,82 / 3 = 8\,561,273 \text{ kg/hr.}$$

- Flujo total por zona: $19\,227,38 + 8\,561,273 = 27\,788,653 \text{ kg/hr.}$

Considerando densidad promedio de $1\,400 \text{ kg/m}^3$ (bagazo húmedo y compacto por efecto de la presión de entrada)

- Flujo volumétrico: $27\,788,653 / 1\,400 = 19,849 \text{ m}^3/\text{hr} = 11,682 \text{ pie}^3/\text{min.}$
- Volumen de la zona de impregnación:

$$11,682 \times 4 = 46,728 \text{ pie}^3 = 1,323 \text{ m}^3$$

- Volumen de la zona de cocción:

$$11,682 \times 7 = 81,774 \text{ pie}^3 = 2,315 \text{ m}^3$$

- Flujo de agua de lavado: $4,491 \text{ m}^3/\text{hr} = 1,643 \text{ pie}^3/\text{min}$
- Volumen de zona de lavado:

$$(11,682 + 1,643) \times 14 = 186,55 \text{ pie}^3 = 5,282 \text{ m}^3$$

- Volumen de la zonas expresado como porcentaje del total: $8,92 \text{ m}^3$

Impregnación: 14,83 %

Cocción: 25,95 %

Lavado: 59,22 %

- Área transversal zona impregnación: $(11,682 \times 60) / 70 = 10,013 \text{ pie}^2$
- Diámetro zona impregnación: $3,571 \text{ pie} = 1,113 \text{ m}$

- Altura zona impregnación (H_i):

$$(3,1416 \times 1,113^2) / 4 \times H_i = 1,323 \text{ m}^3$$

$$H_i = 1,359 \text{ m.}$$
- Altura zona de cocción (H_c):
- Diámetro zona de cocción (15 % adicional): $1,15 \times 1,113 = 1,279 \text{ m}$
- Altura de zona de cocción (H_c):

$$(3,1416 \times 1,279^2) / 4 \times H_c = 2,315 \text{ m}^3$$

$$H_c = 1,801 \text{ m.}$$
- Diámetro zona de lavado (15 % adicional): $1,279 \times 1,15 = 1,471 \text{ m}$
- Altura de zona de lavado (H_l):

$$(3,1416 \times 1,471^2) / 4 \times H_l = 5,282 \text{ m}^3$$

$$H_l = 3,108 \text{ m.}$$
- Sección de Alimentación:
 Altura de sección alimentación: 0,80 m (estimado)
 Diámetro: 1,113 m. (igual que zona de impregnación)
 Volumen de zona de alimentación: $0,77 \text{ m}^3$
- Volumen total: $1,323 + 2,315 + 5,282 + 0,77 = 6,052 \text{ m}^3$
 Motorreductor de alimentación bagazo: 5 HP.
- Altura total del digestor: $H_i + H_c + H_l + 0,80 = 7,068 \text{ m.}$

3. SISTEMA DELIGNIFICACIÓN DEL BAGAZO, LAVADO: Digestor 2.

Flujo total de entrada:

- Celulosa – lignina: 13 061 kg/hr
- Solución organosolv: 55 942,19 kg/hr
Total: 69 003,19 kg/hr
- Densidad promedio: 1 200 kg/m³
- Flujo volumétrico:
 $69\,003,19 / 1\,200 = 57,502\,6\text{ m}^3/\text{hr} = 0,958\text{ m}^3/\text{min}$
- Tiempo de residencia recomendado: 5 minutos
- Tiempo de residencia de diseño: 8 minutos
- Volumen total del digestor: $0,958 \times 8 = 7,664\text{ m}^3$
- Tomando los porcentajes de volumen del Digestor 1:
Impregnación: 14,83 %
Cocción: 25,95 %
Lavado: 59,22 %
- Volumen zona de impregnación: $0,148\,3 \times 7,664 = 1,136\text{ m}^3$
- Diámetro de la zona de impregnación: 0,980 m
- Altura de zona de impregnación:
 $(3,141\,6 \times 0,980^2) / 4 \times H_i = 1,136\text{ m}^3$
 $H_i = 1,506\text{ m}.$
- Volumen zona de cocción: $0,259\,5 \times 7,664 = 1,988\text{ m}^3$
- Diámetro de la zona de cocción: $1,15 \times 0,980 = 1,127\text{ m}.$
 $(3,141\,6 \times 1,127^2) / 4 \times H_c = 1,988\text{ m}^3$
 $H_c = 1,992\text{ m}.$
- Volumen zona de lavado: $0,592\,2 \times 7,664 = 4,538\text{ m}^3$
- Diámetro de zona de lavado: $1,3 \times 1,127 = 1,465\text{ m}$
 $(3,141\,6 \times 1,465^2) / 4 \times H_l = 4,538\text{ m}^3$
 $H_l = 2,692\text{ m}.$
- Considerando una altura de alimentación de 60 cm:
Altura total: $1,506 + 1,992 + 2,692 + 0,60 = 6,79\text{ m}$
- Volumen de zona de alimentación:
 $(3,141\,6 \times 0,980^2) / 4 \times 0,60 = 0,452\text{ m}^3$

- Volumen total: $1,136 + 1,988 + 4,538 + 0,452 = 8,114 \text{ m}^3$
- Motorreductor de alimentación: 3 HP.
- Material de construcción: acero inoxidable 316.

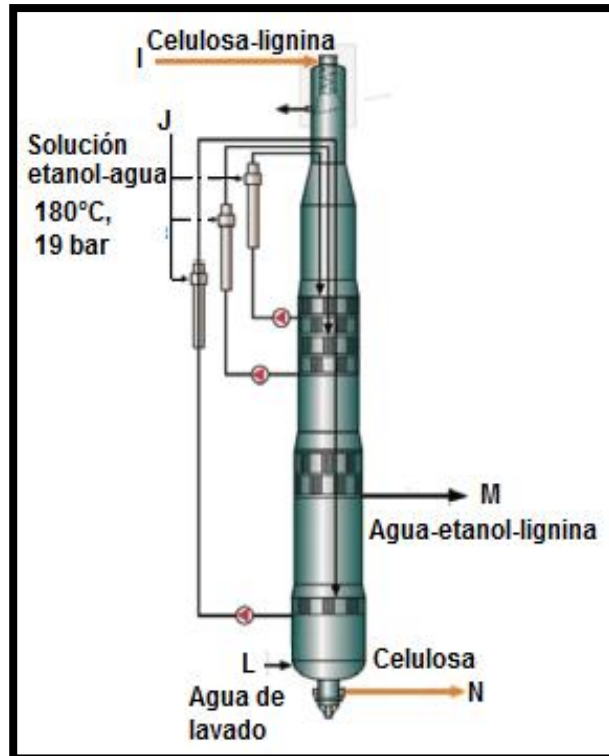


Figura 5: Digestor Valmet, exclusivo para el proceso Organosolv.
Tomado de Valmet Forward

4. SISTEMA DE HIDROLISIS DE CELULOSA Y LAVADO: Digestor 3.

- Flujo: $9\,819,73 + 36\,198,31 = 46\,018,04 \text{ kg/h}$.
- Densidad de la mezcla: $1\,100 \text{ kg/m}^3$ (mayor proporción de agua).
- Flujo volumétrico: $46\,018,04 / 1\,100 = 41,834\,6 \text{ m}^3/\text{h}$
- Tiempo de reacción: 3 minutos (Chandler et al.; 2012).
- Se va considerar para el diseño: 6 minutos.
- Volumen total del digestor: $(41,834\,6 / 60) \times 5 = 4,20 \text{ m}^3$
- Tomando los porcentajes de volumen del digestor 1:
 - Impregnación: 14,83 %
 - Cocción: 25,95 %
 - Lavado: 59,22 %
- Volumen zona de impregnación: $0,148\,3 \times 4,20 = 0,622 \text{ m}^3$
- Diámetro de la zona de impregnación: 0,750 m.

- Altura de zona de impregnación:

$$(3,141\ 6 \times 0,75^2)/4 \times H_i = 0,622\ \text{m}^3$$

$$H_i = 1,407\ \text{m}.$$
- Volumen zona de cocción: $0,259\ 5 \times 4,200 = 1,090\ \text{m}^3$
- Diámetro de la zona de cocción: $1,15 \times 0,75 = 0,862\ \text{m}.$

$$(3,141\ 6 \times 0,862^2)/4 \times H_c = 1,090\ \text{m}^3$$

$$H_c = 1,867\ \text{m}$$
- Volumen zona de lavado: $0,592\ 2 \times 4,20 = 2,488\ \text{m}^3$
- Diámetro de zona de lavado: $1,3 \times 0,862 = 1,121\ \text{m}.$

$$(3,141\ 6 \times 1,121^2)/4 \times H_l = 2,488\ \text{m}^3$$

$$H_l = 2,521\ \text{m}.$$
- Considerando una altura de alimentación de 50 cm:
- Altura total: $1,407 + 1,867 + 2,521 + 0,5 = 6,295\ \text{m}.$
- Volumen de zona de alimentación:

$$(3,141\ 6 \times 0,70^2)/4 \times 0,50 = 0,192\ \text{m}^3$$
- Volumen total: $0,622 + 1,090 + 2,488 + 0,192 = 4,392\ \text{m}^3$
- Motorreductor de alimentación: 2 HP.
- Material de construcción: acero inoxidable 316.

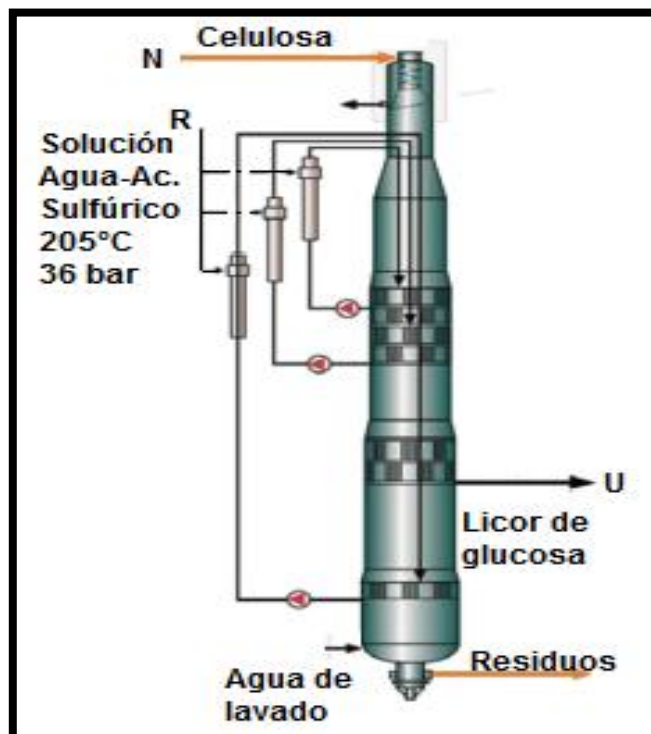


Figura 6: Digestor Valmet, exclusivo para el tratamiento de la celulosa.
 Tomado de Valmet Forward.

5. FILTROS

- ❖ **FILTRO 1:** filtrar celulosa-lignina que sale del Digestor 1.

Flujo total: 13 061,974 kg/hr = 313 487,376 kg/día = 313,5 ton/día.

Equipo seleccionado: Espesador de disco del fabricante FJLIME.

Tabla 2

Especificaciones del espesador de disco.

Modelo	ZNP1	ZNP2	ZNP3	ZNP4	ZNP5	ZNP6	ZNP7
Diámetro de la placa (mm)	2 000	2 000	2 500	2 500	2 800	3 500	3 500
Coherencia de entrada (%)				0.8~1,2			
Coherencia de salida (%)				3~4			
Presión de agua (MPa)				0,4~0,6			
Área de tamizado (m ²)	40	60	90	120	150	180	240
Alambre de acero inoxidable				35/40			
Capacidad (t/d)	OCC 80~100 ONP 40~50	120~150 60~75	180~200 90~100	240~260 120~130	300~320 150~160	360~380 180~190	400~500 240~250
Potencia del Motor (KW)	11	11	15	18,5	22	22	30
Número de Placa (n)	8	12	12	16	16	12	16

Nota: Tomado del catálogo de Fabricante Fjlime (<http://fjlime.es/4-3-disc-pulp-thickener.html>)

Teniendo en cuenta que el contenido de solidos es mayor que el que se muestra en la especificaciones técnicas, se considera suficiente el modelo **ZNP5 – OCC**, que tiene una capacidad de 300 a 320 ton/día.

- ❖ **FILTRO 2:** filtrar suspensión de celulosa que sale del Digestor 2.

Flujo a filtrar: 9 819,73 kg/hr = 235,7 ton/día.

Según la tabla del fabricante FJLIME se requerirá el modelo **ZNP4 – OCC** que tiene una capacidad que varía de 240 a 260 ton/día.

6. DESTILADOR 1

Para simplificar el cálculo se considera que la mezcla está formada de solo:

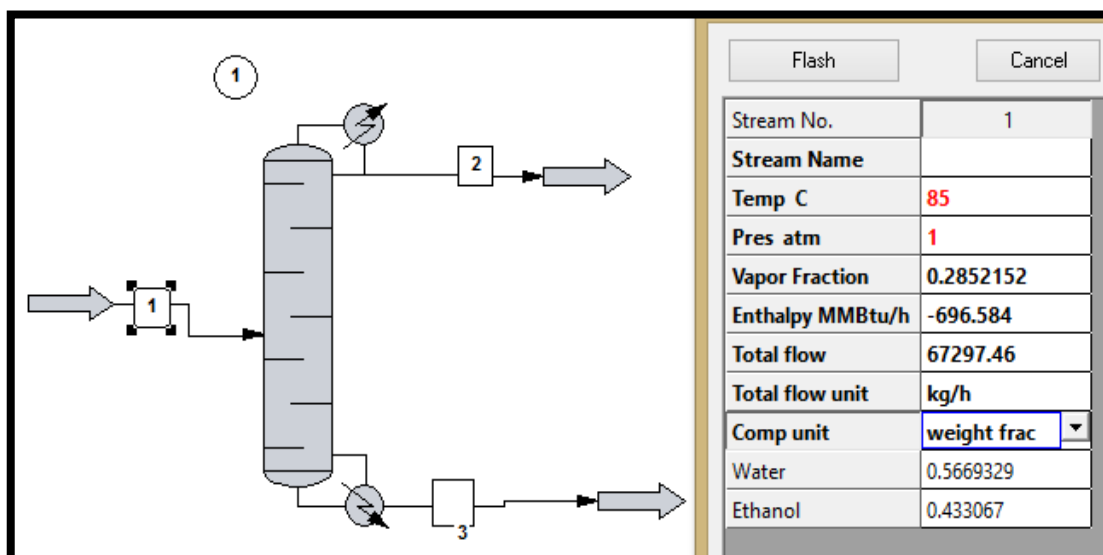
Agua: 38 153,16 kg/hr.
Etanol: 29 144,32 kg/hr.
Total: 67 297,48 kg/h.

- Fracción en peso de entrada:

Etanol: 0,433 067
Agua: 0,566 93

- Fracción en peso de etanol en la salida: 0,520 372
- Temperatura de entrada: 85 °C

Utilizando el programa Chemcad, método riguroso (TOWR Distillation Column).



Resultado de la simulación:

Corriente de destilado

Edit Streams	
Stream No.	2
Stream Name	
Temp C	91.36402
Pres atm	1
Vapor Fraction	1
Enthalpy MMBtu/h	-476.2319
Total flow	55932.64
Total flow unit	kg/h
Comp unit	weight frac
Water	0.4789795
Ethanol	0.5210205

Corriente de colas

Edit Streams	
Stream No.	3
Stream Name	
Temp C	102.6706
Pres atm	1.1
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-167.2899
Total flow	11364.84
Total flow unit	kg/h
Comp unit	weight frac
Water	0.9998003
Ethanol	0.0001997531

De acuerdo a los resultados se considera aceptable:

Los resultados principales de la columna son:

TOWER Distillation Column -			
General	Specifications	Convergence	Cost Estimation 1
General Model Parameters			ID: 1
Condenser type 1 Partial condenser	Ambient heat transfer		
Subcooled temp.		C	Heat transfer area/stage
Top pressure	1	atm	Heat transfer coeff. (U)
Cond press drop	0.05	atm	Ambient temperature
Colm press drop	0.05	atm	21
Reflux pump pout		atm	
Bottom pump pout		atm	
No. of stages	10		
Feed stages:			
Feed tray for stream	1	7	

- Total de platos: 10
- Plato de alimentación: 7
- Espaciado entre platos: 24 pulg
- Diámetro interno de la torre: 90 pulg = 2,286 m
- Carga del condensador: - 8,0420 MMBtu/hr
- Carga del reboiler: 60,972 3 MMBtu/hr
- Resultados detallados se muestran en el Anexo (pag. 161).

7. CALENTADOR 1, incluye bomba.

- Flujo de entrada: corriente J (suma de corriente O y P).
- Flujo de entrada: 55 942,19 kg/hr.

Agua: 26 797,87 kg/hr.

Etanol: 29 144,32 kg/hr.

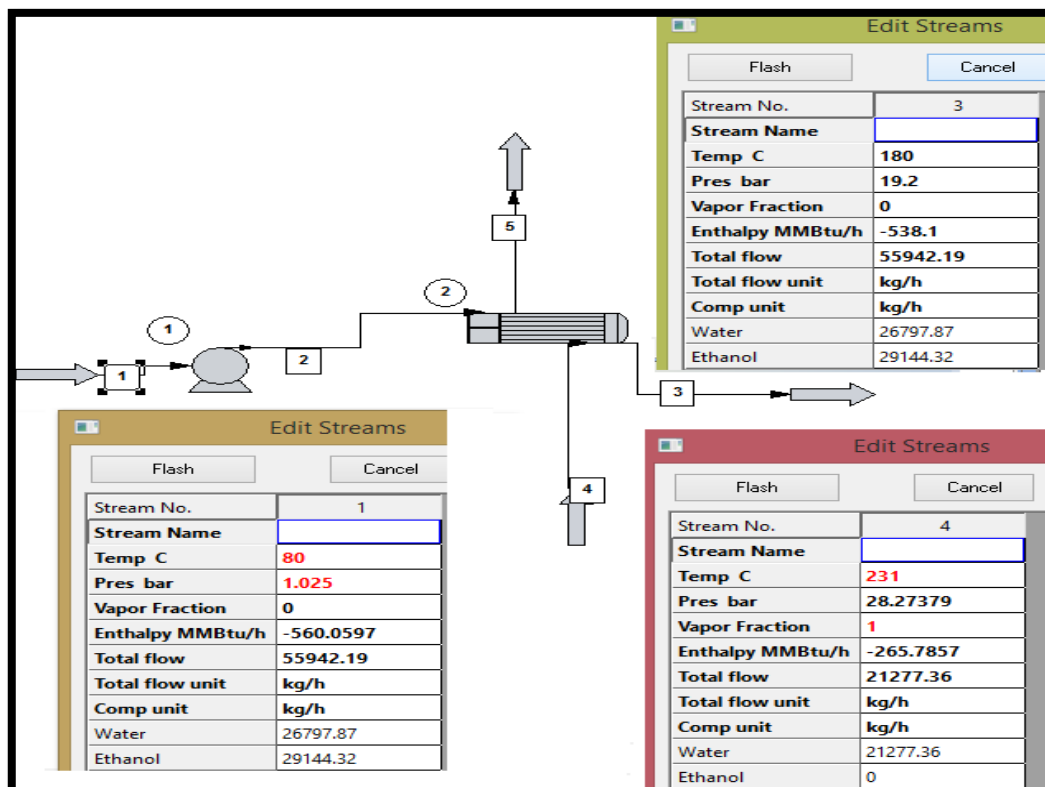
Temperatura de entrada: 80 °C.

Presión de entrada: 1.

Temperatura de salida: 180 °C.

Presión de salida: 19 bares.

Utilizando el programa ChemCad: Se muestra los datos de entrada y los resultados obtenidos.



- **Resultados de la bomba:** ver Anexo

Potencia de la bomba: 53,677 4 HP.

Se va a considerar: 55 HP.

Se seleccionará una bomba comercial 55 HP.

- **Resultados del intercambiador de calor**

- Carga de calor:

Esperado: 21,823 2 MMBtu/hr.

Calculado: 25,70 MMBtu/hr.

- Flujo de vapor (231 °C): 21 277,36 kg/hr.

- LMTD: 91,948 4 °C.

- Área de transferencia de calor:

Requerida: 829,59 pies²

Efectiva: 993,5 pie²

- Diámetro de carcasa: 1,44 pies DI / 1,52 pies DE

- Tubos:

Número: 253.

Dimensiones: ¾ pulg diámetro, 20 pies de longitud.

- Acoplamientos:

Casco, 8 pulg DI, entrada y salida

Tubos; 5 pulg DI entrada, 4 pulg DI salida.

- Baffles: 8, espaciados a 2 pies, 35 % de corte,

REPORTE RESUMEN

SUMMARY REPORT			

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	976.94
Shell I.D.	1.44	Area Required	829.59
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	90.40
Number of Tubes	253	U (Calc/Service)	161.67/137.28
Tube Length	20.00	Heat Calc	25.70
Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec	21.82
		Excess %	17.76
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.000E-03/1.000E-003
Tube Pitch	0.08	Del P (S/T)	0.20/0.11
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	2787.98
Number of Baffles	8	SS CS Vel	14.19
Baffle Spacing	2.00	TW Resist	0.000216
Baffle Cut %	35	TS Film Coeff	355.62
Baffle Type	SSEG	TS Vel	1.34
Thermodynamics:			
K: PSRK			
H: Mixed Model			
D: Library			
Number of Components: 2			
Calculation Mode: Design			

Otros detalles del resultado se muestra en el Anexo.

8. EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE

- Flujo de entrada: Corriente S = 46 108,043 kg/hr (9,96 % de azucares).
- Flujos de salida:
 - Agua: 39 863,439 5 kg/hr.
 - Concentrado: 6 154,603 7 kg/hr.
- Temperatura de entrada de alimentación: 95 °C.
- Temperatura del evaporador: 110 °C.
- Calor requerido:
 - Capacidad calorífica de la solución: 3,98 KJ/kg.°C.
 - Calor sensible: $46\ 108,043\ 2 \times 3,98 \times (110 - 95) = 2\ 752\ 650\ \text{kJ/hr.}$
 - Calor latente del agua a 110 °C: 2 229,7 KJ/kg (Cengel & Boles, 2009)
 - Calor de evaporación: $29\ 863,436\ 5 \times 2\ 229,7 = 66\ 586\ 504,36\ \text{kJ/kg}$
 - Total calor: $2\ 752\ 650 + 66\ 586\ 504,36 = 69\ 339\ 154,36\ \text{kJ/hr.}$
 - Total calor: 19 260,876 2 kW.

- Con el evaporador EVAPplus se tiene los siguientes U:

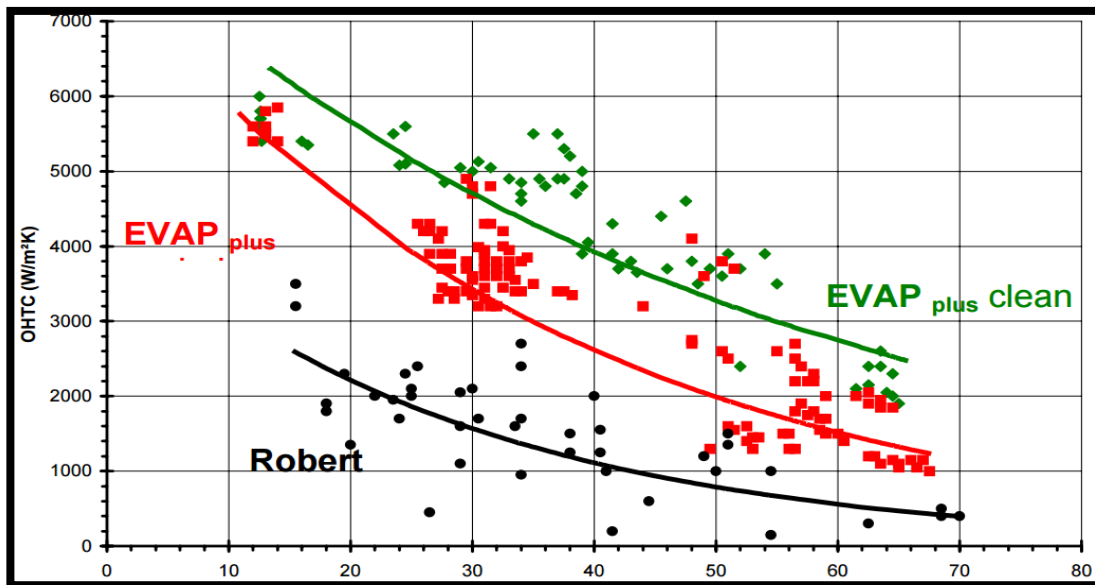


Gráfico 1: Tomado de EVAPplus, BALCKE-DÜRR Evaporators.

- Para una concentración de 70 % se tiene un $U = 1,2 \text{ kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$
- Para una concentración de 30 % se tiene un $U = 3,5 \text{ kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$
- Considerando operar en dos evaporadores por ahorro de vapor
- Entonces U promedio de $2,1 \text{ kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Diferencia de temperatura: $110 - 95 = 15 \text{ }^\circ\text{C}$

Área requerida: $19\,260,876 \text{ m}^2 / (15 \times 2,1) = 611,456 \text{ m}^2$

- Considerando una eficiencia de 90 %
Área real requerida: $611,456 / 0,90 = 679,39 \text{ m}^2$
- Se va a considerar un doble efecto de 700 m^2 con superficies individuales de 350 m^2 cada uno.
- Requerimiento de vapor: $39\,863,439 \text{ kg/hr} / 2 = 19\,931,71 \text{ kg/hr}$.

9. MEZCLADOR ESTÁTICO

- Flujo: $6\,154,603 \text{ kg/hr} + 36\,340,35 \text{ kg/hr} = 42\,494,953 \text{ kg/hr}$.
- Densidad: $1\,100 \text{ kg/m}^3$
- Flujo: $42\,494,953 \text{ kg/hr} / 1,100 = 38\,631,77 \text{ litros/hr} = 170,11 \text{ gpm}$.
- Re: $(3\,157 \times 170,11 \times 1,1) / (5,05 \times 2,1) = 69\,458,08$
- Utilizando 7 elementos del modelo FMX77251-CP, con $T = 0,0004$
- Caída de presión: $7 \times (170,112 \times 1,1 \times 0,0004) = 89,12 \text{ Psi}$.

- Caída de presión límite: 120 Psi.
- Aceptable (formulas y límites del fabricante OMEGA).
- Material: CPVC.

10. TANQUE DE MOSTO

- Flujo: 42 494,957 5 kg/hr.
- Densidad: 1,100 kg/L (valor aproximado).
- Flujo volumétrico: $42\,494,957\,5 / 1,1 = 38\,631,8$ litros/hr.
- Tiempo de retención: 30 minutos = 0,5 horas
- Volumen de trabajo del tanque: $38\,631,8 \times 0,5 = 12\,877,26$ litros
- Volumen adicional: 20 %
- Volumen real del tanque: $1,2 \times 12\,877,26 = 15\,452,71$ litros = $15,45\, m^3$
- Se va construir tanque de $15,5\, m^3$
- Dimensiones:
 - Diámetro: 2 485 mm
 - Altura: 3 196 mm.
- Bomba requerida: del fabricante GRUNDFOS, con software online:
 - Modelo: CRN 45-1:
 - Caudal: 39 400 litros/h.
 - Columna máxima: 20 m.
 - Potencia: 4 kW.
 - Acoplamiento: Succión: 2,5 pulg, Descarga: 3 pulg.
 - Material: acero inoxidable.

11. FERMENTADORES

- Flujo: 38 631,8 litros/hr.
- Tiempo de fermentación: 36 horas.
- Volumen de fermentación: $36 \times 38\,631,8 = 1\,390\,745$ litros.
- Número de fermentadores: 12.
- Volumen de trabajo de cada fermentador: $1\,390\,745/12 = 115\,895,4$ litros
- Volumen total de cada fermentador: $115\,895,4 \times 1,2 = 139\,074$ litros.
- Se construirá fermentadores de $140\,000$ litros = $140\, m^3$

- Tapa toriesférica: $L = D_o$ y $r = D_o/10$
- Tomando las siguientes dimensiones:
 - Cuerpo cilíndrico:

Altura: 9,20 m.

Diámetro: 4,2 m.

Volumen disponible: $[(3,1416 \times 4,2^2)/4] \times 9,20 = 127 \text{ m}^3$
 - Cabeza toriesférica:

$D = 4,2 \text{ m.} / L = 4,2 \text{ m.} / r = 0,42 \text{ m.}$
 - Cola toricónica:

$D = 4,2 \text{ m.} / H = 2 \text{ m.} / A = 0,78 \text{ radianes.} / T = 2,82 \text{ m.}$

Volumen de fondo: $5,6 \text{ m}^3$
 - Acoplamientos:

Entrada de mosto: 2,5 pulg.

Salida de vino: 2 pulg.

Remontado de mosto: 2 pulg.

Dos tomas adicionales a 2 m de altura: 2 pulg.
- Agua para refrigeración: 10 000 litros/h, tuberías de 2 pulg.
- Material: acero inoxidable, tipo ANSI-ASME 304L, 6 mm de espesor.
- Sistema de refrigeración externo con bomba e intercambiador de calor tipo placas para un flujo de 10 000 litros/h. (Fuente: Graván, 2008.)

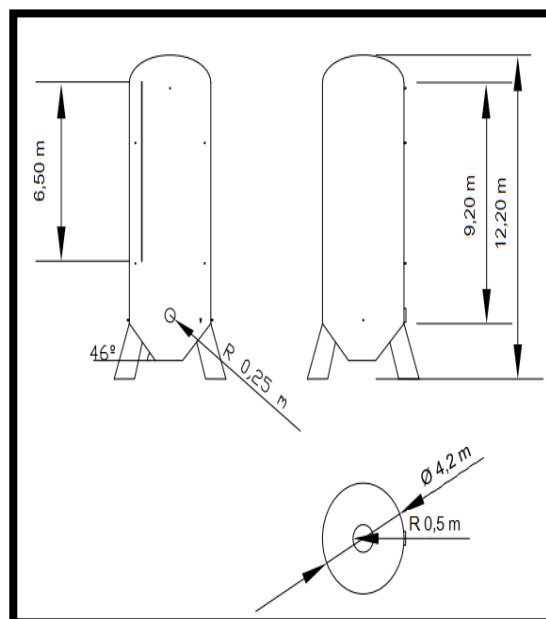


Figura 7: Diseño de uno de los fermentadores (AutoCad).
Elaborado por los autores.


12. PRE-FERMENTADORES

- Volumen trabajo de los fermentadores: 115 895,4 litros
- Volumen trabajo de pre-fermentadores: $0,10 \times 115\,895,4 = 11\,589\text{ L.}$
- Volumen de diseño: $1,2 \times 11\,589 = 13\,906\text{ L.}$
- Se construirá de: 14 m^3
 - Dimensiones (<http://www.regaltanks.co.uk/calculator/>):
 - Diámetro: 2 467 mm.
 - Altura: 2 930 mm.
 - Sistema de mezclado y aireación:
 - Aireación:
 - Flujo mínimo de aire: 10-15 $\text{m}^3/1\,000\text{ m}^3$ de reactor, se tomará 12,5.
 - Calculando: $(12 \times 12,5) / 1\,000 = 0,15\text{ m}^3/\text{hora.}$

 - Potencia: 190 – 390 kW/1 000 m^3 de reactor (Perales, 2014):
 - Calculando: $(390 \times 12,5) / 1\,000 = 5\text{ kW.}$

 - Volumen de trabajo: 11,589 L ~ 12 m^3
 - Equipo: difusor de chorro (Perales, 2014).
 - Agitador:
 - Tipo: turbina de 4 palas inclinadas
 - Diámetro impulsor: 825 mm.
 - Diámetro de disco turbina: 580 mm.
 - Ancho de cada paleta: 263 mm.
 - Altura de cada paleta: 219 mm.
 - Distancia fondo tanque a turbina: 1,0 m.
 - Velocidad del agitador: 120 rpm.
 - Potencia sin aireación: 40,373 HP.
 - Potencia con aireación: 18,255 hp ~ 20 HP.

DISEÑO DE UN BIORREACTOR TIPO TANQUE AGITADO
 Con Turbina Rushton de Disco con 6 Palas Planas
 Con 4 Baffles Simétricos



Ingrese los Siguientes Datos

Viscosidad (kg/m.s) : 0.0018




Densidad (kg/m3) : 1100

Volumen del Biorreactor (m3) : 12

Relación Altura/Diámetro : 1.2

rpm del Agitador : 120

Eficiencia del Motor (%) : 85






Caraterísticas de Flujo

Número de Reynolds : 940046.556

Régimen de Flujo : TURBULENTO

Número de Potencia : 5.6



Características del Motor

rpm Agitador : 120

Eficiencia Motor (%) : 85

Potencia Real (kW) : 30.078

Potencia Real sin aireación (hp) : 40.373

Potencia Real con aireación (hp) : 18.255

Tiempo de Mezcla (s) : 19.569

Flujo de aire (m3/s) : 0.2

Potencia compresor (hp) : 9.4675

Desea hacer
 escalamiento (Scale
 Up o Scale Down)?

Figura 8: Diseño de los pre-fermentadores

Software de diseño de biorreactor, Barrena Gurbillon Miguel, 1991.

13. CENTRIFUGA PARA SEPARAR BACTERIAS

- Flujo: corriente X = 39 319,1 kg/hr
- Densidad: 1 100 kg/m³ , valor estimado
- Flujo volumétrico: $39\,319,1 / 1\,100 = 35,744\text{ m}^3/\text{hr} = 35\,744\text{ L/hr}$

Utilizando el catálogo de la empresa Flottweg para centrifugas de discos:

Tabla 3

Datos técnicos de la serie AC de Flottweg

Modelo	AC 1000	AC 1500	AC 2000	AC 2500
Máx. volumen del tambor (litro)	4	14	25	58
Máx. Volumen de sólidos (litro)	1,5	7	11,5	22,5
Máx. tamaño del motor (kW)	5,5	18,5	37	55
Dimensiones* (L x A x A x F)	1100 x 600 x 1000 x 1500 mm	1500 x 1000 x 1700 x 2400 mm	2000 x 1100 x 2000 x 2750 mm	2100 x 1300 x 2100 x 2800 mm
Peso bruto**	390 kg	1550 kg	2900 kg	3750 kg
Capacidades hidráulicas*	10 000 l/h	20 000 l/h	45 000 l/h	85 000 l/h

* Los datos mencionados son valores orientativos.
 ** Centrifuga de discos con tambor y motor

Nota: Tomado de la Empresa Flottweg

De acuerdo a la capacidad de diseño se selecciona el modelo AC 2000, que puede procesar 45 000 litros/hr.

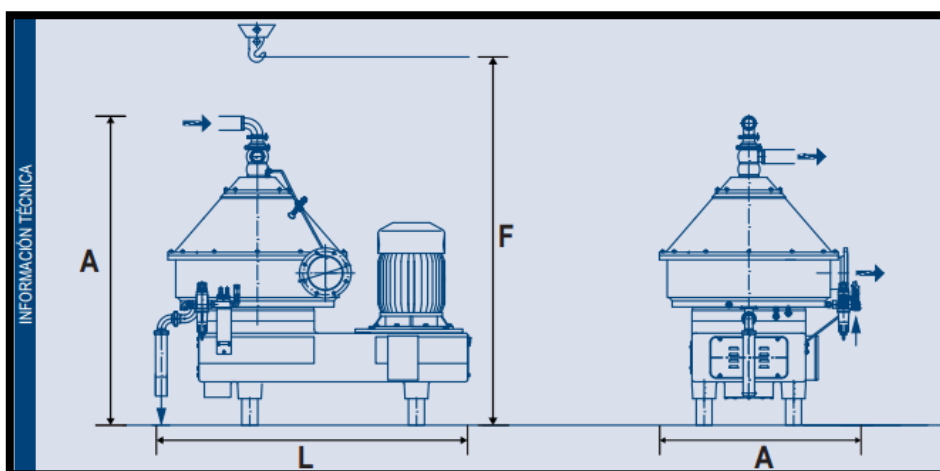


Figura 9: Centrifuga de discos

Tomado de Catalogo de la Empresa Flottweg.

14. SISTEMA DE DESTILACION FRACCIONADA

- Flujo de alimentación: 39 319,1 kg/hr
- Por simplificación se va considerar la mezcla es binaria: etanol-agua
- Se va procesar en dos destiladores en serie:

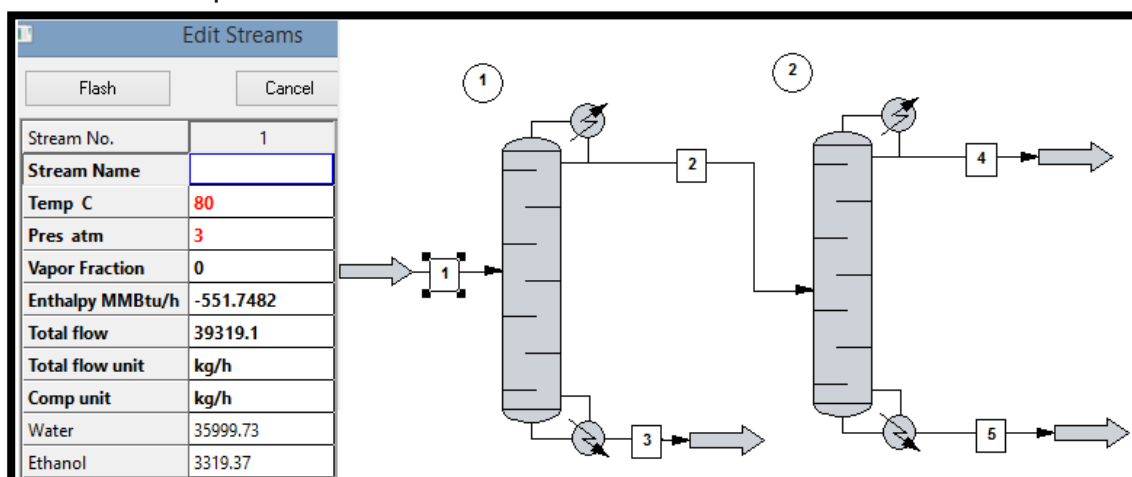


Figura 10: Simulación de los dos destiladores en serie

Tomado de Chemcad en modo diseño

- Destilador 1: hasta 52 % en peso de etanol

Número de etapas: 13.

Alimentación: etapa 10.

Presión de operación: 3 atm.

El simulador obtuvo el resultado esperado: 51,999 8 %

- Destilador 2: hasta 93.5 %

Número de etapas: 28.

Alimentación: 21.

Presión de operación: atmosférica.

El simulador obtuvo el resultado esperado: 93,499 98 %

Edit Streams	
Flash	Cancel
Stream No.	2
Stream Name	
Temp C	113.1238
Pres atm	3
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-62.49598
Total flow	6319.96
Total flow unit	kg/h
Comp unit	weight frac
Water	0.4800019
Ethanol	0.519998

Edit Streams	
Flash	Cancel
Stream No.	4
Stream Name	
Temp C	78.25981
Pres atm	1
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-21.51083
Total flow	3484.501
Total flow unit	kg/h
Comp unit	weight frac
Water	0.06500012
Ethanol	0.9349998

Balance de energía en el primer (ID: 1) y segundo (ID: 2) destilador:

ID: 1	
Estimates	
Initialization	6 Auto Estimation
Dist . rate	71.2834 kmol/h
Reflux rate	306.985 kmol/h
T top	109.133 C
T 2 (ovhd)	109.136 C
T bottom	133.917 C
Calculated results	
Condenser duty	-25.2781 MMBtu/h
Reboiler duty	33.1623 MMBtu/h
Reflux mole	440.194 kmol/h
Reflux mass	11604.8 kg/h
Reflux ratio	1.83622

ID: 2	
Estimates	
Initialization	1 Reload column profile
Dist . rate	64.1593 kmol/h
Reflux rate	104.113 kmol/h
T top	78.3078 C
T 2 (ovhd)	78.31 C
T bottom	98.8901 C
Calculated results	
Condenser duty	-11.1062 MMBtu/h
Reboiler duty	10.5647 MMBtu/h
Reflux mole	216.271 kmol/h
Reflux mass	9047.56 kg/h
Reflux ratio	2.59652

Resultados de diseño del simulador:

DESTILADOR 1 – COLUMNA DESPOJADORA

CHEMCAD 6.1.3	
Page 1	
Job Name: destilación 2 columnas Date: 09/20/2016 Time: 23:32:55	
Tower Rigorous Distillation Summary	
Equip. No.	1
Name	
No. of stages	13
1st feed stage	10
Condenser mode	12
Condenser spec.	0.5200
Cond. comp i	2
Reboiler mode	12
Reboiler spec.	0.0010
Reboiler comp i	2
Iterations	25
Initial flag	6
Calc cond duty	-25.2781
(MMBtu/h)	
Calc rebr duty	33.1623
(MMBtu/h)	
Est. Dist. rate	71.2834
(kmol/h)	
Est. Reflux rate	306.9850
(kmol/h)	
Tolerance	0.1000
Est. T top C	109.1334
Est. T bottom C	133.9167
Est. T 2 C	109.1356
Tray type	3
Column diameter ft	4.0000
Tray space ft	2.0000
Thickness (top) ft	0.0078
Thickness (bot) ft	0.0104
No of sections	1
Calc Reflux ratio	1.8362
Calc Reflux mole	440.1942
(kmol/h)	
Calc Reflux mass kg/h	11604.8428
No of passes (S1)	1
Weir side width ft	0.7708
Weir height ft	0.1667
System factor	1.0000
Optimization flag	1

DESTILADOR 2 – COLUMNA RECTIFICADORA

```
CHEMCAD 6.1.3
Page 1
Job Name: destilacion 2 columnas   Date: 09/20/2016   Time: 23:35:34

Tower Rigorous Distillation Summary

Equip. No.                2
  Name
No. of stages              28
1st feed stage             21
Top pressure atm           1.0000
Condenser mode             12
Condenser spec.            0.9350
Cond. comp i               2
Reboiler mode              12
Reboiler spec.             0.0100
Reboiler comp i            2
Iterations                 25
Initial flag               1
Calc cond duty             -11.1062
  (MMBtu/h)
Calc rebr duty             10.5647
  (MMBtu/h)
Est. Dist. rate            64.1593
  (kmol/h)
Est. Reflux rate           104.1127
  (kmol/h)
Tolerance                  0.1000
Est. T top C               78.3078
Est. T bottom C            98.8901
Est. T 2 C                 78.3100
Column diameter ft         6.0000
Tray space ft              2.0000
No of sections             1
Calc Reflux ratio          2.5965
Calc Reflux mole           216.2706
  (kmol/h)
Calc Reflux mass kg/h      9047.5596
No of passes (S1)          1
Weir side width ft         0.8958
Weir height ft             0.1667
System factor              1.0000
Optimization flag          1
```

15. SISTEMA DE DESHIDRATACION DE ETANOL DE 93.5% EN PESO

- Flujo: 3 514,731 kg/hr.
- Flujo de agua: 193,304 7 kg/hr = 3,221 7 kg/min.
- Agua adsorbida en un ciclo de 16 minutos: $3,221\ 7 \times 16 = 51,54$ kg.
- 100 kg de adsorbente retiene teóricamente 22 kg de agua.
- 100 kg de adsorbente retiene en forma real 70 %: 15,4 kg.
- Adsorbente necesario: $100 \times (51,54 / 15,4) = 334,67$ kg.
- Se va considerar 400 kg. de adsorbente.
 - Características de la zeolita 3A
 - Forma: esférica
 - Diámetro de partícula: 3 – 5 mm
 - Densidad global: 779 kg/m³
 - Porosidad del lecho: 0,41
 - Densidad del lecho de adsorbente: 0,335 7 kg/L (Pruksathorn & Vitidsant, 2009).
- Volumen del lecho adsorbente: $400 / 0,335\ 7 = 1\ 191,54$ litros.
- Dimensiones del cilindro: diámetro: 650 mm; altura: 3 591 mm.

EVALUACION ECONOMICA

❖ COSTO DE EQUIPOS DE PROCESO

Gracias a la disponibilidad de la información se ha estimado el costo de todos los equipos de proceso en tres módulos bien diferenciados:

a) Sistema de digestión de bagazo y obtención de hidrolizado (pentosas + hexosas) – incluye transporte de bagazo, pre-hidrólisis de bagazo, separación de lignina, recuperación de solvente, hidrólisis de la celulosa, concentración de mosto, filtros, bombas y otros.

- Datos: Sistema de Pre-tratamiento e hidrólisis de celulosa, sacarificación y caldera: 700 m³/día. Referencia: Humbird et al., 2011.

- Costo de sistema completo:

Pre-tratamiento: 8 500 000 dólares.

Sacarificación, evaporación: 7 500 000 dólares.

Caldera/turbogenerador: 11 500 000 dólares.

Total: 27 500 000 dólares.

- Índice de Costo de Plantas 2011: 668,3 (Chemical Engineering)

- Índice de Costo de Plantas 2015: 674,0

- Capacidad del proyecto: 100 m³/día

- Cálculos por el tiempo:

$$27\,500\,000 \times (674,0 / 668,3) = 27\,734\,550 \text{ dólares.}$$

- Cálculos por capacidad:

$$27\,734\,550 \times (100 / 700)^{0.6} = 8\,629\,036 \text{ dólares.}$$

b) Sistema de fermentación y destilación a etanol hidratado: incluye los fermentadores, los pre-fermentadores, sistema de enfriamiento de fermentadores, bombas de trasiego, dos columnas de destilación totalmente equipadas.

- Datos: sistema de fermentación y destilación para 1 000 m³/día.
Referencia: Dias et al., 2010.

- Costo de sistema completo: 74 000 000 dólares.
- Índice de Costo de Plantas 2010: 646,5 (Chemical Engineering)
- Índice de Costo de Plantas 2015: 674,0
- Capacidad del proyecto: 100 m³/día.
- Cálculos por el tiempo:

$$74\,000\,000 \times (674,0 / 646,5) = 77\,147\,718 \text{ dólares.}$$
- Cálculos por capacidad:

$$77\,147\,718 \times (100 / 1\,000)^{0.6} = 19\,378\,630 \text{ dólares.}$$

c) Sistema de deshidratación de etanol: formado por dos adsorbedores con malla molecular, bombas, calentadores, condensadores.

- Datos: sistema de deshidratación con membrana para 300 m³/día.
Referencia: Bastidas, Gil & Rodríguez, 2010.
- Costo de sistema completo: 1 200 000 dólares
- Índice de Costo de Plantas 2010: 646,5 (Chemical Engineering)
- Índice de Costo de Plantas 2015: 674,0
- Capacidad del proyecto: 100 m³/día
- Cálculos por el tiempo:

$$1\,200\,000 \times (674,0 / 646,5) = 1\,251\,044 \text{ dólares.}$$
- Cálculos por capacidad:

$$1\,251\,044 \times (100 / 300)^{0.6} = 647\,142 \text{ dólares.}$$

Tabla 4
Resumen de costo de equipos

	Etapas del Proceso	COSTO (dólares)
a)	Sistema de pre-tratamiento e hidrólisis de bagazo, incluye caldera y turbogenerador.	8 629 036
b)	Sistema de fermentación, destilación.	19 378 630
c)	Sistema de deshidratación de etanol.	647 142
	TOTAL (Costo FOB de los equipos)	28 654 808

Nota: Elaborado por los autores.

1) INVERSION TOTAL

a) DETERMINACION DE COSTOS DIRECTOS TOTALES

- **Costo CIF de los equipos:** considerando que los tanques de fermentación y otros equipos se construirán en la misma planta se va a considerar solo un 10 % adicional.

$$1,10 \times 28\,654\,808 \text{ dólares} = 31\,520\,288 \text{ dólares.}$$

Costo de los equipos transportados a la planta: se considera 1,5 % del costo CIF de los equipos.

$$1,015 \times 31\,520\,288 = \mathbf{31\,993\,092 \text{ dólares.}}$$

- **Costo de instalación de los equipos:** se va considerar 8 % del costo de los equipos colocados en la planta:

$$31\,993\,092 \times 1,08 = 2\,559\,447 \text{ dólares.}$$

- **Costo de instrumentación y control:** incluye los equipos instalados. Teniendo en cuenta que algunos equipos traen su propio sistema de control, se considera solo un 1 % del costo de los equipos:

$$31\,993\,092 \times 0,01 = 319\,931 \text{ dólares.}$$

- **Costo de tubería y accesorios:** las conexiones serán mínimas, debido a que los sistemas son modulares. Se considera solo el 1,5 % del costo de los equipos.

$$31\,993\,092 \times 0,015 = 479\,896 \text{ dólares.}$$

- **Costo de sistema eléctrico:** incluye el costo del transformador de alta tensión a baja tensión (380 y 440 V). Se considera el 1 % del costo de los equipos.

$$31\,993\,092 \times 0,01 = 319\,931 \text{ dólares.}$$

- **Costo de edificios:** incluye algunos servicios como baños, comedor, y otros. Se considera 1 % del costo del equipo.

$$31\,993\,092 \times 0,01 = 319\,931 \text{ dólares.}$$

- **Costo de mejoras de terrenos:** incluye construcción de vías de acceso tanto peatonal como vehicular. Se considera 1 % del costo de equipo principal.

$$31\ 993\ 092 \times 0,01 = 319\ 931 \text{ dólares.}$$

- **Costo de servicios:** incluye aire comprimido para control, servicio de vapor, servicio de agua. Se considera 1,5 % del costo del equipo.

$$31\ 993\ 092 \times 0,015 = 479\ 896 \text{ dólares.}$$

COSTOS DIRECTOS TOTALES: es la suma de los costos de instalación, instrumentación y control, tubería y accesorios, instalaciones eléctricas, edificios, mejoras de terrenos y servicios:

CDT: 36 792 056 dólares.

b) DETERMINACION DE COSTOS INDIRECTOS

- **Costo de ingeniería y supervisión:** incluye el expediente técnico y la supervisión de la construcción. Se hará con profesionales peruanos. Se considera 2 % del costo de los equipos.

$$31\ 993\ 092 \times 0,02 = 639\ 862 \text{ dólares.}$$

- **Costo de la construcción:** para las bases de los equipos, y otros. Se considera 3 % del costo de los equipos.

$$31\ 993\ 092 \times 0,03 = 959\ 793 \text{ dólares.}$$

- **Costo de seguros e impuestos a la construcción:** se considera el 2 % del costo de los equipos.

$$31\ 993\ 092 \times 0,02 = 639\ 862 \text{ dólares.}$$

- **Costo de honorarios para contratistas:** para la realidad peruana se considera sólo 2 % del costo de los equipos:

$$31\ 993\ 092 \times 0,02 = 639\ 862 \text{ dólares.}$$

- **Gastos imprevistos:** la provisión que hay que hacer para algún gasto como un accidente. Se considera 1 % del costo de los equipos.

$$31\,993\,092 \times 0,01 = 319\,931 \text{ dólares.}$$

COSTOS INDIRECTOS TOTALES: es la suma de costo de ingeniería y supervisión, costo de la construcción, costo de seguro e impuestos a la construcción, costo de honorarios para contratistas y gastos imprevistos:

$$\text{CIT} = 3\,199\,309 \text{ dólares.}$$

c) ACTIVOS FIJOS:

Llamado también inversión de capital fijo (**ICF**) y es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales:

$$\text{ICF: CDT} + \text{CIT} = \text{dólares.}$$

d) DETERMINACION DE CAPITAL DE TRABAJO

Tabla 5

Costos de materia prima (operación continua: 8 000 horas/año).

Materia prima	Flujo (kg/hr)	Precio, Dólar/kg
Bagazo de caña	19 971,32	0,050 27
Etanol	145,72	0,85
Ácido sulfúrico	280,00	0,25
Bacterias	1,0	6,0
Nutrientes	3	1,2

Nota: Elaborado por los autores.

Inventario de materia prima: se considera para un mes de operación. Sin embargo teniendo en cuenta que la materia principal (bagazo) se encuentra en las cercanías, solo se considera una semana.

Bagazo de caña:	167 326 dólares
Etanol:	20 644 dólares
Ácido sulfúrico:	11 667 dólares
Bacterias:	1 500 dólares
Nutrientes:	1 200 dólares
Total:	202 337 dólares

- **Inventario de materia prima en proceso:** se considera un dial del costo total de producción:

Producción: 4 167 litros/hr.

Costo del producto: 0,5 dólares/litros (valor estimado).

$$4\ 167 \times 24 \times 0,5 = 50\ 004 \text{ dólares.}$$

- **Inventario de producto en almacén:** se considera el costo de manufactura para una semana de producción:

$$4\ 167 \times 24 \times 0,5 \times 1,85 = 92\ 600 \text{ dólares.}$$

- **Cuentas por cobrar:** equivalente a una semana de ventas.

Precio de venta estimado: 0.7 dólares/litro

$$4\ 167 \times 0,7 \times 55,55 = 162\ 050 \text{ dólares.}$$

- **Disponibilidad en caja:** costo de una semana de producción. Sirve para pagar algunos suministros e imprevistos.

$$4\ 167 \times 0,7 \times 47,62 = 138\ 900 \text{ dólares.}$$

TOTAL DE CAPITAL DE TRABAJO: Suma de inventario de materia prima en proceso, inventario de producto en almacén, cuentas por cobrar y disponibilidad en caja.

Capital de trabajo: 669 041 dólares.

e) INVERSION TOTAL

Suma de inversión de capital fijo y capital de trabajo:

$$39\ 991\ 365 + 669\ 041 = \mathbf{40\ 660\ 406 \text{ dólares.}}$$

2) COSTO DE MANUFACTURA (COSTO TOTAL DEL PRODUCTO)

a) COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION

- ❖ **Costo de Materia Prima:** Es el costo para un año de producción a razón de 8 000 horas de operación.

Bagazo de caña:	8 031 666 dólares.
Etanol:	990 896 dólares.
Ácido sulfúrico:	560 000 dólares.
Bacterias:	72 000 dólares.
Nutrientes:	28 800 dólares.
Total materia prima:	9 683 362 dólares.

- ❖ **Costo de mano de obra:** se considera 21 trabajadores por un turno, 13 salarios, sueldo de 300 dólares.

$$C_{\text{Mobra}} = 21 \times 3 \times 13 \times 300$$

$$C_{\text{Mobra}} = 245\,700 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Costo de supervisión e ingeniería:** 15% del costo de la mano de obra.

$$C_{\text{ing}} = 0,15 \times 245\,700$$

$$C_{\text{ing}} = 36\,855 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Costo de mantenimiento:** 2 % del capital fijo total.

$$C_{\text{mant}} = 0,02 \times \text{CFT}$$

$$C_{\text{mant}} = 79\,983 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Costo de auxiliares y servicios:** El 15 % del costo de mantenimiento.

$$C_{\text{aux}} = 0,15 \times C_{\text{mant}}$$

$$C_{\text{aux}} = 11\,997 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Costo de suministros de operación:** 20 % del costo de mantenimiento.

$$C_{\text{sum}} = 0,20 \times C_{\text{mant}}$$

$$C_{\text{sum}} = 15\,997 \text{ dólares.}$$

COSTO DIRECTO DE PRODUCCION

$$\text{CDP} = \text{CMP} + C_{\text{Mobra}} + C_{\text{ing}} + C_{\text{mant}} + C_{\text{aux}} + C_{\text{sum}}$$

$$\text{CDP} = 10\,469\,339 \text{ dólares.}$$

b) COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

- ❖ **Cargas a planillas:** 21 % de la mano de obra.

$$C_{\text{plan}} = 0,21 \times C_{\text{Mobra}}$$

$$C_{\text{plan}} = 51\,597 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Gastos de laboratorio:** 15 % del costo de mano de obra.

$$C_{\text{lab}} = 0,15 \times C_{\text{Mobra}}$$

$$C_{\text{lab}} = 36\,855 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Gastos generales de planta:** 15 % del costo de mano de obra.

$$G_{\text{gen}} = 0,15 \times C_{\text{Mobra}}$$

$$C_{\text{gen}} = 36\,855 \text{ dólares.}$$

COSTO INDIRECTO DE FABRICACION:

$$\text{CIF} = C_{\text{plan}} + C_{\text{lab}} + G_{\text{gen}}$$

$$\text{CIF} = 125\,307 \text{ dólares.}$$

c) COSTO FIJO DE FABRICACION

- ❖ **Depreciación:** 7,5 % del capital fijo total, considerando un tiempo de vida de los equipos de 15 años. La mayoría son de acero inoxidable.

$$\text{Dep} = 0,075 \times \text{CFT} = 0,075 (39\,991\,365)$$

$$\text{Dep} = 2\,999,38 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Impuestos:** 1 % del capital fijo total.

$$\text{Imp} = 0,01 \times \text{CFT}$$

$$\text{Imp} = 399\,914 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Seguros:** 0,5 % del capital fijo total.

$$\text{Seg} = 0,005 \times \text{CFT}$$

$$\text{Seg} = 199\,957 \text{ dólares.}$$

COSTOS FIJOS DE FABRICACIÓN

$$CFF = Dep + Imp + Seg$$

$$CFF = 3\,599\,223 \text{ dólares.}$$

d) COSTO DE MANUFACTURA (FABRICACIÓN)

Es la suma de los costos directo de fabricación, Costo indirecto de fabricación y el costo fijo de fabricación.

$$C_{Fab} = CDF + CIF + CFF$$

$$C_{Fab} = 13\,798\,423 \text{ dólares.}$$

e) GASTOS GENERALES (GASTOS VAI)

- ❖ **Ventas:** gastos en oficinas de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Por ser exportación se considera solo el 1 % del costo fijo de fabricación:

$$Vent: 0,01 \times CFF = 35\,992 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Administración:** salario de ejecutivos, planilla de oficinistas, suministros de oficina, comunicaciones. 10 % del costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento.

$$Adm: 0,10 \times (C_{Mobra} + C_{ing} + C_{mant})$$

$$Adm = 36\,254 \text{ dólares.}$$

- ❖ **Investigación y desarrollo:** se considera el 5 % de la mano de obra.

$$Inv: 0,05 \times C_{Mobra}$$

$$Inv = 12\,285 \text{ dólares.}$$

GASTOS GENERALES: Ventas + Administración + Investigación y Desarrollo.

$$35\,992 + 36\,254 + 12\,285 = \mathbf{84\,531 \text{ dólares.}}$$

f) COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN

Es la suma de los Costos de Fabricación y los Gastos Generales (VAI).

$$CTF = C_{Fab} + VAI$$

$$CTF = \mathbf{13\,882\,955 \text{ dólares.}}$$

TOTAL DE UNIDADES PRODUCIDAS AL AÑO

$$NumProd = 4\,167 \text{ Litros/h} \times 8\,000 \text{ horas/año}$$

$$NumProd = 33\,336\,000 \text{ litros/año}$$

COSTO UNITARIO

$$CostUnit = \frac{CTF}{NumProd}$$

$$\text{Costo Unitario} = 0,416\,5 \text{ dólares/litro.}$$

3) ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

❖ **Producción Anual**

$$P_{anual} = 33\,336\,000 \text{ litros/año.}$$

Precio de ventas por unidad (ex – fábrica)

$$P_{venta} = 0,81 \text{ dólares/litro.}$$

❖ **Ingreso de ventas anuales**

$$Ing.ventas = P_{anual} \times P_{venta} = 26\,668\,800 \text{ dólares.}$$

❖ **Costo total de fabricación (producción)**

$$CT_{\text{fabri}} = C_{\text{Fab}}$$

$$CT_{\text{fabri}} = 13\,882\,955 \text{ dólares.}$$

❖ **Utilidad Bruta**

$$U_{\text{bruta}} = \text{Ing}_{\text{ventas}} - CT_{\text{fabri}}$$

$$U_{\text{bruta}} = 12\,785\,845 \text{ dólares.}$$

❖ **Impuesto a la renta**

$$\text{Imp}_{\text{renta}} = \frac{U_{\text{bruta}}}{1.3} \times 0.30$$

$$\text{Imp}_{\text{renta}} = 2\,950\,580 \text{ dólares.}$$

❖ **Utilidad Neta**

$$U_{\text{neta}} = U_{\text{bruta}} - \text{Imp}_{\text{renta}}$$

$$U_{\text{neta}} = 9\,835\,266 \text{ dólares.}$$

ANALISIS ECONOMICO

❖ **Tasa interna de Retorno**, antes del pago de impuestos

P: inversión inicial: 40 660 406 dólares

A: ingreso neto de ventas: 26 668 800 dólares

VS: depreciación: 2 999 352 dólares

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 10 años

i: tasa interna de retorno

Aplicando la fórmula:

$$P = A \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$

Se despeja el valor de i:

$$i = 36,18 \%$$

❖ **Tasa interna de Retorno**, después del pago de impuestos.

U = utilidad neta, después de impuestos

$$P = U \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$

$$i = 26,75 \%$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos.**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRI = INVT / (U_{bruta} + D)$$

$$TRI = 2,67 \text{ años.}$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero después de impuestos.**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRI = I / (U_{neta} + D)$$

$$TRI = 1\,986\,001 / (3\,014\,680 + 137\,334)$$

$$TRI = 3,26 \text{ años.}$$

❖ **Punto de Equilibrio:**

$$CFF = 178\,534 \text{ dólares}$$

Costos Fijos:

$$\text{- Ingresos Anuales:} \quad Ing_{ventas} = 26\,668\,800 \text{ dólares.}$$

- Costos variables:

$$C_{\text{var}} = C_{\text{Fab}} - C_{\text{FF}}$$

$$C_{\text{var}} = 10\,199\,201 \text{ dólares .}$$

Para no pierda ni ganar el número de unidades que se debe producir será:

$$Q = \frac{\frac{C_{\text{FF}}}{\frac{I_{\text{ngventas}}}{P_{\text{anual}}} - \frac{C_{\text{var}}}{P_{\text{anual}}}}}{P_{\text{anual}}}$$

$$Q = 7\,651\,676 \text{ litros}$$

$$P_{\text{equilibrio}} = \frac{Q}{P_{\text{anual}}} \cdot 100$$

$$P_{\text{equilibrio}} = 22,95 \%$$

ANEXO

RESULTADO DE CHEMCAD: DESTILADOR DE ORGANOSOLV

CHEMCAD 6.1.3	
Page 1	
Job Name: DESTILACION ORGANOSOLV - Date: 09/26/2016 Time: 00:16:28	
Tower Rigorous Distillation Summary	
Equip. No.	1
Name	
No. of stages	10
1st feed stage	7
Top pressure atm	1.0000
Cond pressure drop (atm)	0.0500
Colm pressure drop (atm)	0.0500
Condenser type	1
Condenser mode	12
Condenser spec.	0.5209
Cond. comp i	2
Reboiler mode	12
Reboiler spec.	0.0002
Reboiler comp i	2
Iterations	20
Initial flag	1
Calc cond duty (MMBtu/h)	-8.0420
Calc rebr duty (MMBtu/h)	60.9723
Est. Dist. rate (kmol/h)	654.9689
Est. Reflux rate (kmol/h)	1473.0377
Tolerance	0.0050
Est. T top C	78.2497
Est. T bottom C	102.6701
Est. T 2 C	78.2410
Tray type	3
Column diameter in	60.0000
Tray space in	24.0000
Thickness (top) in	0.0625
Thickness (bot) in	0.0625
No of sections	1
Top efficiency	0.8000
Bottom efficiency	0.7000
Efficiency option	1
Calc Reflux ratio	0.954
Calc Reflux mole (kmol/h)	202.2036
Calc Reflux mass kg/h	3889.7649
Ambient T C	21.0000
No of passes (S1)	1
Weir side width in	19.7500
Weir height in	2.0000
System factor	1.0000
Optimization flag	1

BOMBA DE SOLUCION ORGANOSOLV

Flujo total: 55 942,19 kg/hr.

- Pump (PUMP) -

Specifications

Cost Estimation

ID: 1

Pump operating mode ☒ On ☐ Off

Mode Specify outlet pressure

Outlet pressure 19.2 bar

Efficiency 0.85

Performance curve calc option
Fixed flowrate, calc Pout

Calculated results:

NPSH(available) ft

Calculated power 53.6774 hp

Calculated Pout 19.2 bar

Head 731.988 ft

Vol. flow rate 2378.26 ft³/hr

☐ Calculate NPSHa
(assumes detailed piping is specified in the flowsheet)

CALENTADOR DE SOLUCION ORGANOSOLV

TEMA SHEET

1 -----

2 Customer Ref No.

3 Address Prop No.

4 Plant Loc. Date Rev

5 Service of Unit Item

6 Size 1.4ft x 20.0ft Type AEL (Hor/Vert) H Connected in 1 Para 1

Seri

7 Surf/Unit(G/E) 993.5/976.9 ft²; Shell/Unit 1.000000 Surf/Shell

993.5/976.9 ft²

8 PERFORMANCE OF ONE UNIT

9 Type of Process Horiz Cond Sensible

10 Fluid Allocation Shell Side Tube Side

11 Fluid Name VAPOR ORGANOSOLV

12 Flow 21277.4 55942.2 kg/h

13 Liquid 0.0 55942.2 kg/h

14 Vapor 21277.4 0.0 kg/h

15 NonCondensable 0.00000 0.00000 kg/h

16 Steam 21277.4 0.0 kg/h

17 Evap/Cond 12773.1 0.0 kg/h

18 Density 0.85/51.47 / 0.85/51.47 0.00/51.83 /


0.00/44.36 lb/ft³

19 Conductivity 0.02/0.37 / 0.02/0.37 0.00/0.16 /

0.00/0.14 Btu/hr-ft-F

20 Specific Heat 14.64/20.56 / 14.64/20.56 0.00/24.19 /
 0.00/29.41 Btu/lbmol-F
 21 Viscosity 0.02/0.12 / 0.02/0.12 0.00/0.38 /
 0.00/0.14 cP
 22 Latent Heat 774.98 0.00 Btu/lb
 23 Temperature(In/Out) 231.001/231.000 80.498/180.000 C
 24 Operating Pressure 28.27 19.20 bar
 25 Fouling Factor 0.001000 0.001000 hr-ft²-F/Btu
 26 Velocity 14.19 1.34 ft/sec
 27 Press Drop Allow/Calc 0.345/0.216 0.345/0.025 bar
 28 Heat Exchanged 2.182e+001 MMBtu/h; MTD(Corrected): 90.40 C
 29 Transfer Rate, Service: 137.3 Calc: 161.7 Clean: 251.5
 Btu/hr-ft²-F
 30 CONSTRUCTION DATA/SHELL
 Sketch
 31 Shell Side Tube Side
 32 Design/Test Press bar 0.000000/Code 0.000000/Code
 33 Design Temperature C 0.000 0.000
 34 No. Passes per Shell 1 1
 35 Corrosion Allowance ft 0.000 0.000
 36 Connections IN ID ft 0.665 0.421
 37 Size & OUT ID ft 0.665 0.335
 38 Rating
 39 Tube No. 253 OD 0.063 ft;Thk. 0.0054 ft;Length. 20.00 ft;Pit.
 0.078 ft; Ptn. 60
 40 Tube Type Bare Material 1 Carbon Steel
 41 Shell A-285-C 1.44 ID 1.52 OD ft Shell Cover
 42 Channel or Bonnet A-285-C Channel Cover
 43 Tubesheet Stationary A-285-C Tubesheet Floating
 44 Floating Head Cover Impingement Protection: Yes
 45 Baffles Cross A-285-C Type SSEG Cut(Diam) 35 Spacing C/C
 2.00 ft
 46 Baffles Long Seal Type
 47 Supports Tube C.S. U-Bend
 48 Bypass Seal Arrangement Tube-Tubesheet Joint
 49 Expansion Joint No. Type
 50 Rho-V2-Inlet Nozzle 750.09 Bundle Entrance Bundle Exit
 51 Shell Side Tube Side
 52 Gasket Floating Head
 53 Code Requirements Tema Class R
 54 Weight/Shell
 55 Remarks:
 56

Especificaciones de etanol anhidro – CAÑA BRAVA

Especificaciones Etanol CB 3				
	Gerencia:	Gerencia industrial	Código:	GI-E-AC-E-004
	Sector:	Aseguramiento de Calidad	Versión:	2.0
	Producto:	Etanol	Tipo de Documento:	Especificación
	Cargo		Nombres y Apellidos	Fecha
Elaborado por:	Jefe de desarrollo y coordinador de sistemas de gestión		Vanessa Hurtado Carrion	14/01/2014
Revisado por:	Gerente industrial		Manuel Mattus Guerrero	27/01/2014
Aprobado por:	Gerente General		Mario Zanne Helberg	11/02/2014

Características	Unidades	Métodos	Límite Mínimo	Límite Máximo
Contenido de alcohol*	% m/m	EC/2870/2000 - Método I	99.7	
Contenido de metanol	mg/l	EC/2870/2000 - Método III		35
Contenido de alcoholes superiores	mg/l	EC/2870/2000 - Método III		350
Esteres como acetato de etilo	mg/l	EC/2870/2000 - Método III		200
Aldehídos como Acetaldehído	mg/l	EC/2870/2000 - Método III		350
Contenido de aguas	% m/m	EN 15489		0.3
Acidez Total	% m/m	EN 15491		0.003
Contenido de cloruros inorgánicos **	mg/L	EN 15484 o EN 15492		4
Contenido de cobre **	mg/kg	EN 15488		0.1
Contenido de fósforo **	mg/l	EN 15487		0.15
Contenido de residuos secos **	mg/100ml	EC/2870/2000 – Método II		10
Contenido de sulfato	mg/kg	EN 15485 o EN 15486		1
Apariencia		Visual	Líquido claro incoloro volátil y Brillante	

* Podrá variar de acuerdo al requisito del cliente.
 **Se analizarán cuando el cliente lo solicite.

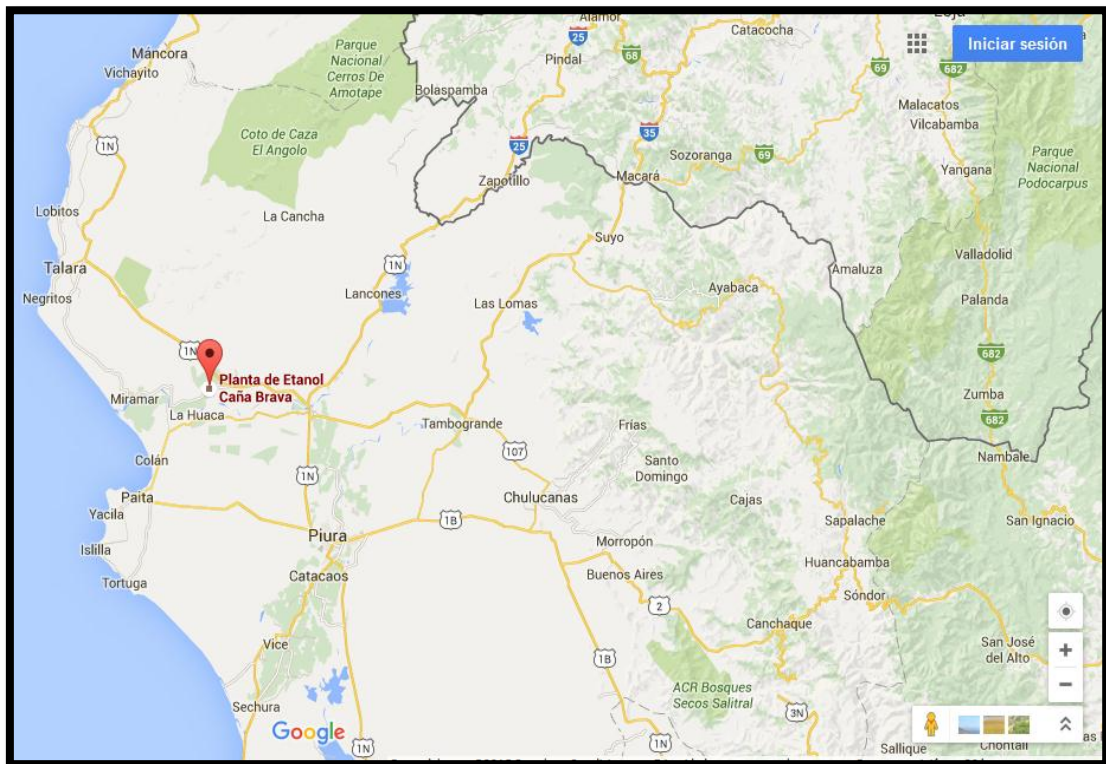
	Especificación de alcohol carburante			
	Gerencia:	Gerencia industrial	Código:	GI-E-AC-E-002
	Sector:	Aseguramiento de Calidad	Versión:	1.0
	Producto:	Etanol	Tipo de Documento:	Especificación
	Cargo		Nombres y Apellidos	Fecha
Elaborado por:	Jefe de desarrollo y coordinador de sistemas de gestión		Vanessa Hurtado Carrion	04/07/2012
Revisado por:	Gerente industrial		Manuel Mattus Guerrero	07/07/2012
Aprobado por:	Gerente General		Mario Zanne Helberg	10/07/2012

Especificación de Alcohol Carburante bajo Norma Técnica Peruana PNTD 321.126.2009:

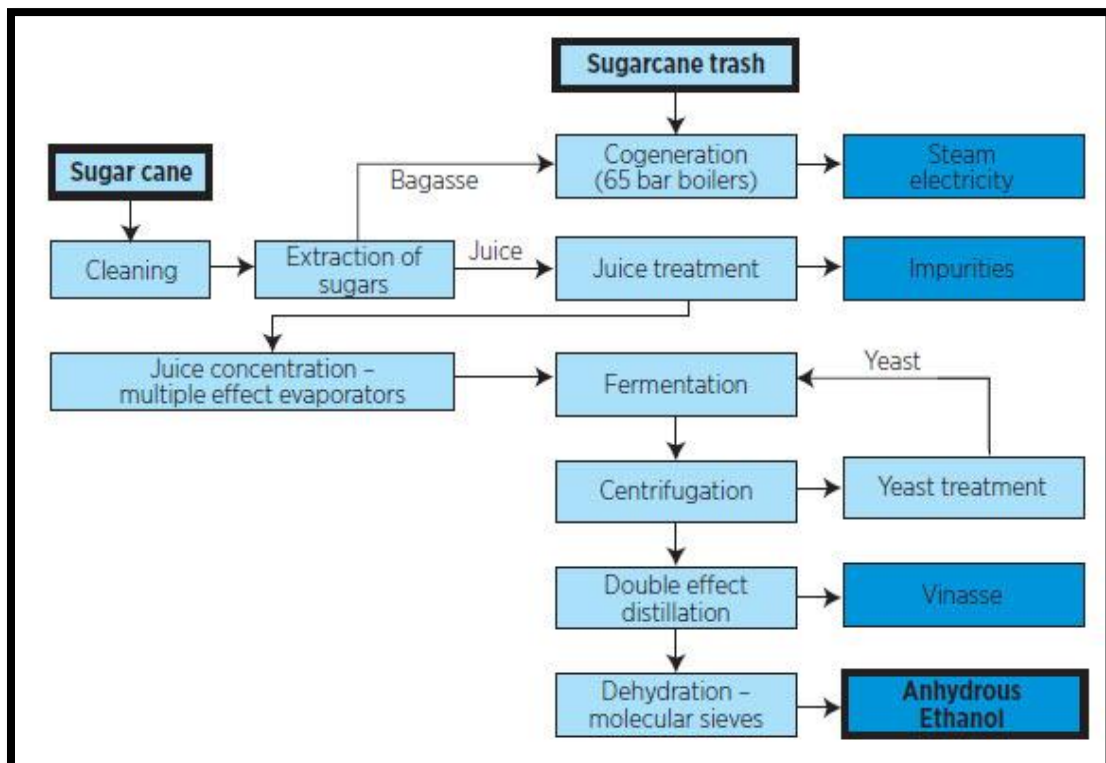
Características	Unidades	Métodos	Resultados	Límite Mínimo	Límite Máximo
Contenido de Etanol	% vol	ASTM D 5501	97.2	95.2	
Contenido de metanol	% vol	ASTM D 5501	0.05		0.5
Contenido de Gomas	mg/100ml	ASTM D 381	1		5
Contenido de aguas	% w/w	ASTM D 1064	0.3		0.3
Cloruro inorgánico	mg/l	ASTM D 7328	2	8	10
Contenido de cobre	mg/kg	ASTM D 1688	0.06		0.1
Acidez Total	% masa	ASTM D 1613	0.007		0.007

Especificaciones de etanol anhidro- según Norma Técnica Peruana PNTD 321-126.2009.

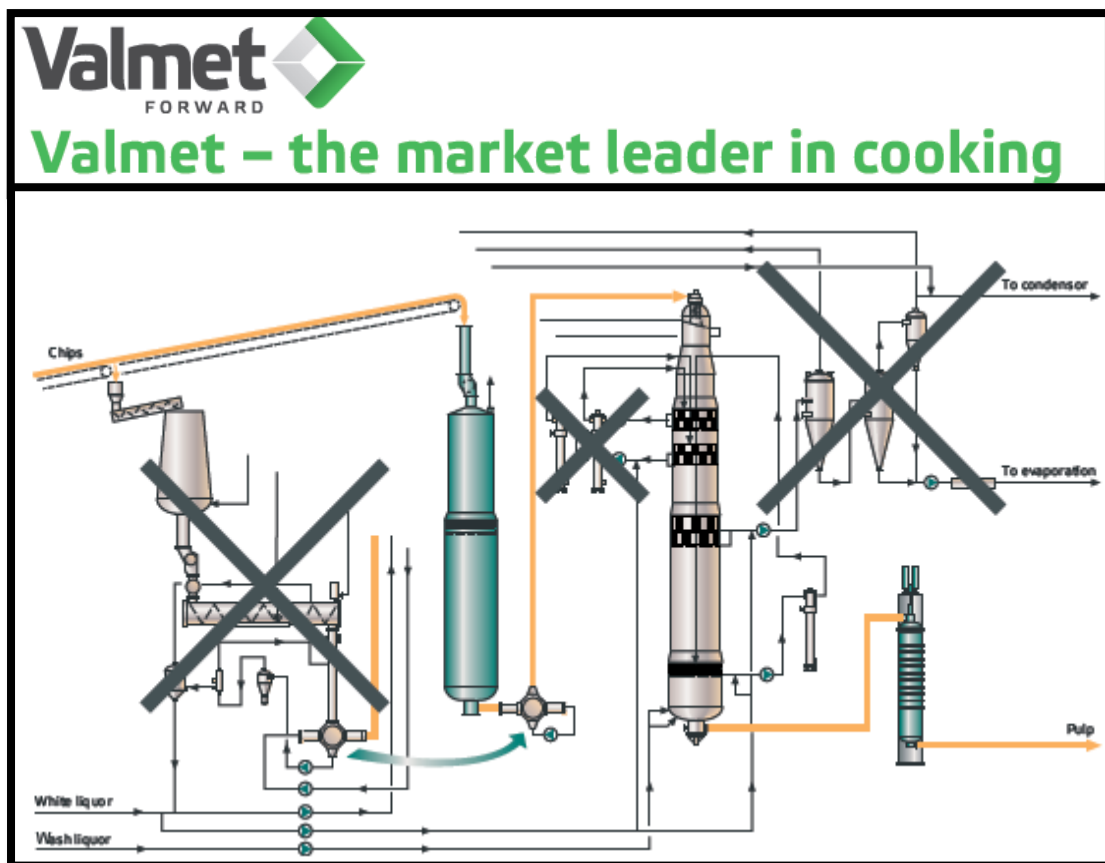
Caña Brava, a 67 Km. de la ciudad Piura.



Proceso de la obtención de Etanol anhidro a partir de la Caña de Azúcar.



Sistema mejorado de Pre-hidrólisis y lavado para el bagazo de caña.



Costo del etanol de bagazo de caña con relación a otros combustibles (2011).

Energy Cost and Carbon Footprint Comparison

ALGENOL

Transportation Fuel	Fuel energy (MJ/gal)	Production cost (\$/gal)	Fuel to vehicle efficiency (MJ/MJ)	Energy to vehicle (MJ/gal)	Cents/MJ (vehicle)	GHGs Emissions (g-CO2/MJ (vehicle))
Gasoline	122.5	2.42 ^a	26% ^d	31.9	7.6	351 ^h
Diesel	134.8	2.58 ^a	35% ^d	47.2	5.5	266 ^h
Corn Ethanol	80.5	2.61 ^b	26% ^d	20.9	12.5	275 ^h
Algenol Ethanol	80.5	1.37 ^c	26% ^d	20.9	6.6	55 ⁱ
			Grid to vehicle efficiency (MJ/MJ)	Energy to vehicle (MJ/grid-MJ)	Cents/MJ (vehicle)	GHGs Emissions (g-CO2/MJ (vehicle))
Grid Electricity (Residential Sector)						
	US Average	0.032 ^e	65% ^{f,g}	0.65	4.9	308 ^h

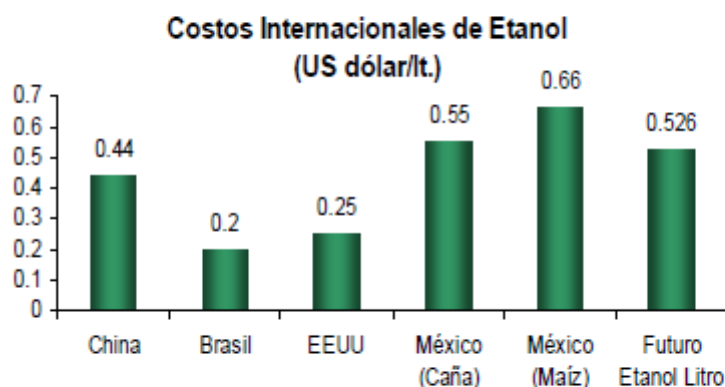
^a U.S. Energy Information Administration, "Gasoline and Diesel Fuel Update", <http://www.eia.gov/coal/info/odu/gasdiesel.asp>, (accessed Feb 2011)

^b U.S. Energy Information Administration, "Annual Energy Outlook 2007 with Projections to 2030", <http://www.eia.gov/coal/archive/aec07/issues.html> (accessed Feb 2011), Ethanol production prices adjusted for Corn and Natural Gas Market Prices as of Feb 2011)

Costos internacionales de etanol anhidro (2007).

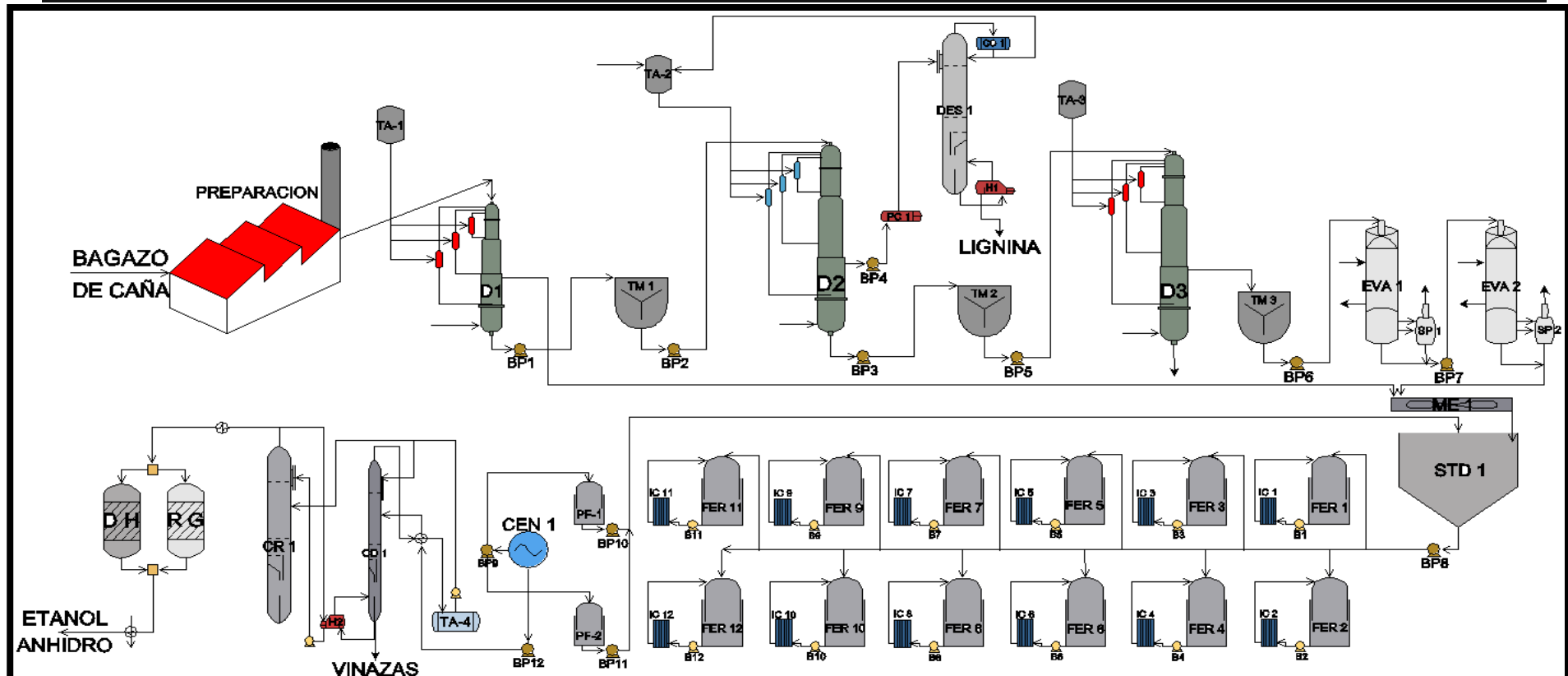
Costos: el gran reto

SAGARPA



FUENTE: Chinese National Development and Reform Commission
 USDA
 Sao Paulo Sugar Cane Agroindustry
 Secretaría de Energía

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO ORGANOSOLV PARA LA OBTENCION DE ALCOHOL ANHIDRO (II GENERACION)



EQUIPOS UTILIZADOS EN EL PROCESO

PREPARACION : SISTEMA DE LAVADO DE BAGAZO DE CAÑA
 D1, D2, D3 : DIGESTORES PARA HIDROLISIS
 EVA 1, EVA 2 : EVAPORADORES DE PELICULA DESCENDENTE
 DES 1 : DESTILADOR ORGANOSOLV
 ME 1 : MESZCLADOR ESTATICO
 STND 1 : ESTANDARIZADOR DE MOSTO
 FER 1 - 12 : FERMENTADORES
 PF-1, PF-2 : PRE-FERMENTADORES
 CEN 1 : CENTRIFUGA DE DISCOS
 CD 1 : COLUMNA DESPOJADORA
 CR 1 : COLUMNA RECTIFICADORA

R G : REGENERADOR DE ZEOLITA
 D H : DESHIDRATADOR DE ZEOLITA
 TA 1 - 4 : TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 TM 1 - 3 : TANQUE MESZCLADOR
 SP 1, SP 2 : SEPARADORES DE EVAPORACION
 PC 1 : PRE-CALENTADOR
 CO 1 : CONDENSADOR
 H1, H2 : HERVIDOR
 BP 1 - 12 : BOMBA DE PROCESO
 B 1 - 12 : BOMBA DE FERMENTADORES
 IC 1 - 12 : INTERCAMBIADORES DE CALOR TIPO PLACAS



UNIVERSIDAD NACIONAL "PEDRO RUIZ GALLO"
 INGENIERIA QUIMICA - F.I.Q.I.A.



DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

INSTALACION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE
 ETANOL ANHIDRO A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA

ELABORADO POR:

ING. JHONATAN MOISES VASQUEZ BENAVIDES
 ING. FRANK JONATHAN VASQUEZ GONZALES