



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

**“PAQUETE DE INGENIERÍA BÁSICA PARA
PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE CAÑA
DE AZÚCAR EN MÉXICO”**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

VÍCTOR VALDEZ CORTÉS

ASESOR: I. Q. RAFAEL GARCÍA NAVA



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

DEDICATORIAS

Este trabajo está dedicado principalmente a mis padres.
Por darme la oportunidad de existir.
Por tanto cariño y apoyo en todo momento durante toda mi vida.

A ti mamá por tanto amor, afecto y paciencia.
A ti papá por tu sabiduría, enseñanza y cariño.

A mi hermana Ana que siempre ha estado conmigo,
por el afecto, apoyo y buenos consejos, te quiero mucho.

A mi hermano Luis, que él mismo es un aliciente para salir
adelante, te quiero hermano.

A el amor de mi vida Asucena por su entrañable amor
confianza, paciencia y apoyo. Y por brindarme lo más hermoso
que me ha pasado en la vida.

A mis hijos chiquitos Rodrigo y Sebastián por el simple hecho
de existir y por hacer mi vida más plena y feliz, los amo.

A las familias Valdez y Cortés que con su cariño y apoyo también
han conseguido que este logro se lleve a cabo.

A todos mis amigos y compañeros, en especial a la generación
I.Q. 30 de la Fes Cuautitlán.

AGRADECIMIENTOS

A los profesores miembros del jurado, principalmente al Ing. Rafael García Nava, gracias por su apoyo, por su confianza y por hacer que nazca en mi el verdadero amor a la ingeniería química.

Al Ing. Ismael Núñez Barrón por el inmenso apoyo, por la pasión que se requiere para lograr ser un excelente ingeniero químico.

A la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, principalmente a los profesores que formaron parte de mi preparación académica en la carrera de Ingeniería Química.

A todos los profesores que me apoyaron durante toda mi vida académica desde el nivel básica hasta el nivel superior.

A mis amigos y compañeros.

Este trabajo está dirigido principalmente a todas aquellas personas que de alguna manera contribuyeron para su realización, mi más profundo agradecimiento.

Ing. Víctor Valdez Cortés

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	4
---------------------------	---

CAPÍTULO 1.- PANORAMA ENERGÉTICO	6
---	---

1.1.- Panorama energético internacional

1. Petróleo
2. Gas Natural

1.2.- Panorama energético en México

1. Petróleo
 - A. Explotación actual
 - B. Aguas profundas
 - C. Expectativas de producción y mercado
2. Gas Natural

CAPÍTULO 2.- ALTERNATIVAS ENERGÉTICAS	26
--	----

2.1.- Alternativas energéticas internacionales

1. Energía nuclear
2. Hidrógeno
3. Energía solar y eólica
4. Energía hidroeléctrica
5. Bioenergía
 - A. Ventajas
 - B. Restricciones
 - C. Aplicaciones

2.2.- Alternativas energéticas en México

1. Energía nuclear
2. Energía solar
3. Energía eólica
4. Energía geotérmica
5. Bioenergía

CAPÍTULO 3.- BIOCOMBUSTIBLES ----- 56

- 3.1.- Antecedentes
- 3.2.- Tipos y obtención de biocombustibles
- 3.3.- Biocombustibles líquidos
- 3.4.- Bioetanol
- 3.5.- Biodiesel
- 3.6.- Panorama internacional de los biocombustibles
- 3.7.- Panorama de los biocombustibles en México

CAPÍTULO 4.- ESTUDIO DE FACTIBILIDAD ECONÓMICA ----- 74

- 4.1.- Antecedentes
- 4.2.- Objetivo y justificación
- 4.3.- Descripción general del proceso de producción de bioetanol
 - 1. Pretratamiento de materia prima
 - 2. Hidrólisis
 - 3. Obtención de azúcares
 - 4. Fermentación
 - 5. Separación (Destilación)
 - 6. Deshidratación
- 4.4.- Proceso de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar
- 4.5.- Proceso de producción de bioetanol a partir de maíz
- 4.6.- Análisis previo de viabilidad económica para producir bioetanol en México
 - 1. Introducción
 - 2. Análisis de producción mundial de biocombustibles
- 4.7.- Estudio de factibilidad económica para selección de materia prima y proceso (caña de azúcar y maíz)
 - 1. Método coeficiente de giro
 - 2. Método Lang y Chilton basado en costo de equipos
- 4.8.- Discusión de resultados y selección

CAPÍTULO 5.- INGENIERÍA BÁSICA ----- 102

5.1.- Ingeniería básica

5.2.- Bases de diseño

5.3.- Servicios auxiliares

5.4.- Descripción de etapas del proceso

1. Tratamiento inicial de materia prima
2. Clarificación (ó Defecación)
3. Reproducción de la levadura
4. Etapa de fermentación
5. Recuperación de etanol
6. Obtención de etanol anhidro

5.5.- DFP (Diagrama de flujo de proceso)

5.6.- Lista de equipo principal de proceso

5.7.- Balance de materia y energía

5.8.- DTI's (Diagramas de tubería e instrumentación)

5.9.- PLG (Plano de localización general)

5.10.- Hojas de datos de equipo de proceso

CONCLUSIONES ----- 133

BIBLIOGRAFÍA ----- 134

ANEXO 1 – COSTOS DE EQUIPO DE PROCESO ----- 136

ANEXO 2 – DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍA ----- 153

ANEXO 3 – DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO Y CRITERIOS DE DISEÑO ----- 167

INTRODUCCIÓN

La disponibilidad de energía es indispensable para la sociedad moderna; sin embargo, la atención pública prestada a todos aquellos procesos que tienen que ver con la conversión, puesta en servicio y el uso racional de la energía generalmente es mínima, con la notoria excepción de las crisis energéticas.

Esta disponibilidad de energía, se refiere a que los recursos que utilizamos existan de una forma abundante y accesible. Dicha disponibilidad está relacionada con los tipos de energía existentes, como: la energía calorífica, eléctrica ó petrolífera. Y casi todos los tipos de energía que consumimos en su mayoría son no renovables, ó depende de una fuente primaria de energía (en su mayoría petróleo). Debido a esto, la problemática que se plantea en este trabajo es la actual disponibilidad de este recurso y su inminente desaparición en un futuro no muy lejano orillándonos a una grave crisis energética.

Como sabemos una crisis energética es una gran carestía (o un incremento notable de precio) en el suministro de fuentes energéticas a una economía. Normalmente hace referencia a una disminución de la disponibilidad de petróleo, electricidad u otros recursos naturales. La crisis a menudo repercute en el resto de la economía, provocando impactos adversos, inclusive hasta una recesión de cierta forma.

Aunado a esto, también existe el problema de la contaminación ambiental y sus repercusiones sobre el planeta. Esto tiene que ver con el cambio climático, que en el último siglo el ritmo de estas variaciones se ha acelerado de manera anómala, a tal grado que afecta ya la vida del planeta. Al buscar la causa de esta aceleración, existe una relación directa entre el calentamiento global o cambio climático y el aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), generados principalmente por las sociedades industrializadas provocadas por el consumo inmoderado de crudo.

Dos acontecimientos recientes nos hacen ver que el suministro ininterrumpido de energía a un precio económico no es cosa trivial, esto se debe a:

- Los aumentos fuertes en el costo del petróleo.
- El ascenso de precio del gas natural.

A consecuencia de estas problemáticas inmediatas solucionar este problema no es tarea fácil. Básicamente porque requiere un cambio en profundidad del actual modelo energético y no parece que éste se encuentre en la coyuntura más adecuada para afrontar transformaciones drásticas. El imparable ascenso de la demanda y el crecimiento demográfico emparejados a una sociedad globalizada que se rige por un modelo de crecimiento económico exponencial, no concede ni un momento para experimentar modelos alternativos.

Debido a esto, dos de los grandes retos para las economías modernas se basan principalmente en un uso eficiente de los recursos energéticos y la pronta generación de tecnología para producir nuevas alternativas energéticas.

En este marco de discusión, México es un país extremadamente dependiente de hidrocarburos. Este desequilibrio en nuestro modelo de desarrollo tiene solución en un contexto de debate más abierto y más real, sabiendo que es necesario tomar decisiones a corto y medio plazo. Es el momento de plantear una visión más amplia de nuestras fuentes de abastecimiento, de regulación y liberalización de los mercados energéticos, de apoyo a energías renovables y a la investigación de fuentes alternativas.

Dentro de las problemáticas anteriormente mencionadas es importante destacar que los biocombustibles son una fuente alternativa tangible, en vista de buscar fuentes de energías sustitutivas, que sirvan de transición hacia una nueva era tecnológica y nuevos modelos energéticos.

Este tipo de nuevos combustibles podría ser una probable solución. Por una parte resolvería la escasez de recursos no renovables, y por otra, ayudaría al desarrollo de nuevos modelos económicos, basados en nuevas tecnologías y desarrollos para la sustitución de los recursos ya antes mencionados.

Con el apoyo gubernamental y la investigación se pueden conseguir excelentes resultados, que a corto y mediano plazo estarán resolviendo muchos de los problemas energéticos que están ocurriendo actualmente en el país.

Es por ello que el objetivo de este trabajo se enfocará al estudio de alternativas energéticas que podrán sustituir a las fuentes tradicionales de energía, así como el desarrollo de un proyecto de ingeniería básica para producir biocombustible en nuestro país. La selección del proceso y la materia prima utilizada mediante el desarrollo del proyecto se llevará a cabo mediante un estudio económico de factibilidad.

CAPÍTULO 1

PANORAMA ENERGÉTICO

1.1.- Panorama energético internacional

A partir de los años setenta (década en que la crisis energética fue muy severa a nivel mundial) los planes energéticos empezaban a tomar en cuenta la reducción de consumo de petróleo mediante un uso moderado y una pronta planeación de su sustitución como fuente principal de energía. Se sugirió retomar a la extracción y utilización de carbón como recurso energético, así como al desarrollo de centrales nucleares y concentrar esfuerzos en investigación sobre el uso adecuado de la energía. Además para esta época se crearon instituciones internacionales que fomentaban el desarrollo de la energía teniendo en cuenta el cuidado ambiental, promoviendo el reciclaje, la cogeneración y el desarrollo de diversos sistemas que logran el uso eficiente de la energía.

Actualmente a pesar de estos esfuerzos parece evidente que las reservas de combustibles fósiles (principalmente petróleo) se agotarán a corto plazo, por lo que su utilización tanto para producir electricidad como para producir calefacción y combustión de motores deberá reemplazarse. Sin embargo la concientización no ha llegado a todos los estratos como deberíamos esperar.

Es necesario conocer en profundidad ciertos aspectos de la realidad de nuestra situación energética para comprender la trascendencia, la necesidad y la viabilidad de esta transición.

A continuación se muestran algunos puntos importantes:

1.- Actualmente no existe otra fuente de energía que pueda sustituir al petróleo en abundancia, versatilidad, capacidad energética y costo. El petróleo no sólo cubre el 90% de las necesidades energéticas del transporte mundial, sino que, además, es materia prima para la elaboración de más de 3,000 productos de uso cotidiano.

2.- El petróleo, como materia prima de fertilizantes y pesticidas, y como combustible para regadíos y maquinaria agrícola, es también imprescindible para mantener el incremento de productividad agrícola y ganadera experimentado en el último siglo con la llamada "revolución verde" que, al multiplicar por cuatro la producción por hectárea, ha posibilitado el crecimiento exponencial de población del último siglo.

3.- Las previsiones de demanda energética para los próximos 25 años indican un incremento continuo del consumo de petróleo y de otros combustibles fósiles. El consumo actual es superior a los 13,000 millones de litros diarios y se prevé que sea de unos 14,400 millones en 2010 y que alcance los 20,000 millones de litros diarios en el 2030.

*Fuente: OPEP (Organización de países exportadores de petróleo) 2009.

4.- Las energías renovables, como la fotovoltaica, la eólica ó la hidráulica tienen una menor intensidad energética y, a diferencia de los combustibles fósiles, que no son más que energía solar primitiva almacenada, dependen del flujo de energía solar, renovable pero limitado por su dispersión y por nuestra escasa capacidad de captura. Su uso generalizado requerirá, por tanto, importantes inversiones en tecnología y en la construcción de nuevos sistemas de distribución y uso, y también cambios profundos en nuestros modelos sociales y económicos.

5.- La energía nuclear presenta algunos problemas similares a los de los recursos fósiles, y otros que le son específicos. El combustible actual, el uranio fisible, es un elemento muy raro y disperso en la naturaleza, y su extracción sigue una curva similar a la de los combustibles fósiles. Además, esta extracción es muy costosa porque utiliza energía fósil y lo será cada vez más por las razones apuntadas. En las condiciones actuales, incrementar de forma significativa la producción de energía nuclear no haría sino aumentar el consumo de recursos fósiles, y por tanto la generación de CO₂, sin que la energía eléctrica producida sustituyera al petróleo en el transporte. Está además, el problema de la generación de miles de toneladas de residuos de alta y prolongada radioactividad, y la proliferación nuclear, problemas que hoy por hoy carecen de solución.

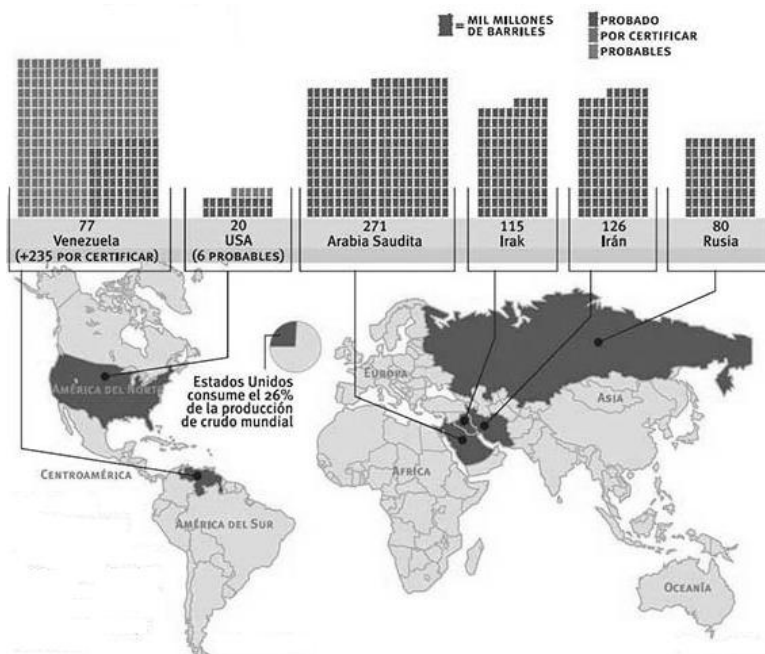
6. La fusión nuclear y la economía del hidrógeno que prometen una abundancia energética sin límites, en caso de que alguna vez sean realidad, no pueden plantearse como soluciones prácticas en un horizonte de 50 años.

Estos puntos demuestran que en un lapso de 10 años tendremos problemas de suministro graves, principalmente con el petróleo y que las alternativas energéticas para sustituir a este son aún demasiado limitadas para cubrir por lo menos el 50 % del aporte energético que cubre el petróleo. Y otras como la energía nuclear todavía no es una alternativa 100% probada.

Por lo tanto haremos una revisión de los principales problemas que se están generando actualmente, así como su repercusión en la sociedad moderna y las posibles alternativas que ya existen.

1.1.1.- Petróleo

Se puede encontrar petróleo en todos los continentes distribuidos de forma muy irregular. Enormes campos petrolíferos que contienen alrededor de la mitad del petróleo mundial se encuentran en el Medio Oriente. También existen grandes cantidades de petróleo en el Golfo de México, Mar del Norte, Venezuela y el Ártico (tanto en Alaska como en Rusia). Se piensa que debe haber notables reservas en las plataformas continentales, que aunque por diversos problemas la mayoría de ellos no están todavía localizados y explotados.



Mapa 1.1.- Reservas mundiales de petróleo. Fuente: ASPO (Asociación para el estudio del petróleo y el gas) 2009.

Es muy difícil estimar para cuántos años tendremos petróleo. Y es aún más difícil hacer este cálculo porque depende de muchas variables. No sabemos cuántos depósitos nuevos se van a descubrir. Tampoco cual va a ser el ritmo de consumo, porque es probable que cuando vaya escaseando los precios suban y se busque con más empeño otras fuentes alternativas de energía y su ritmo de consumo disminuya.

Otro problema importante relacionado con el petróleo es que se consume mayoritariamente en regiones donde no se produce. Así entre Estados Unidos y Europa occidental se consume casi la mitad del petróleo mundial. Los países del Golfo Pérsico que sólo consumen el 4.5% mundial producen el 26%. Esta diferencia se agravará en el futuro porque la mayor parte de las nuevas reservas se están descubriendo en los países menos consumidores. Así se calcula que Estados Unidos tiene reservas para unos 10 años y Europa para unos 13, mientras que los países del Golfo acumulan el 57% de las reservas conocidas.

Algunos países ya están quedándose sin petróleo y las filas de espera para adquirir los suministros de este recurso, son ahora organizadas por el precio. La cotización del crudo se ha convertido en el instrumento natural de discriminación en la distribución de tan necesario recurso. Las naciones que tengan para pagar un barril de petróleo a un costo altísimo podrán continuar con sus programas de crecimiento económico, los que no, sencillamente tendrán que esperar a que el precio baje para poder comprarlo.

El extraordinario aumento de precio del barril de petróleo, es originado primordialmente por la escasez actual de este recurso en el mercado mundial. El problema en este momento no se encuentra por el lado de la capacidad de la oferta, sino por el lado de la fuerte demanda en el mundo. Por otro lado también influyen a los altos precios los lugares en donde se encuentra mayoritariamente el crudo, son zonas inestables políticamente, por lo general con problemas de guerras y conflictos internos entre estos países. Esto inevitablemente genera una descompensación económica y afecta directamente a los precios. Así como la inevitable codicia y control de los países más desarrollados, provocando una inestabilidad en general con los precios del petróleo.



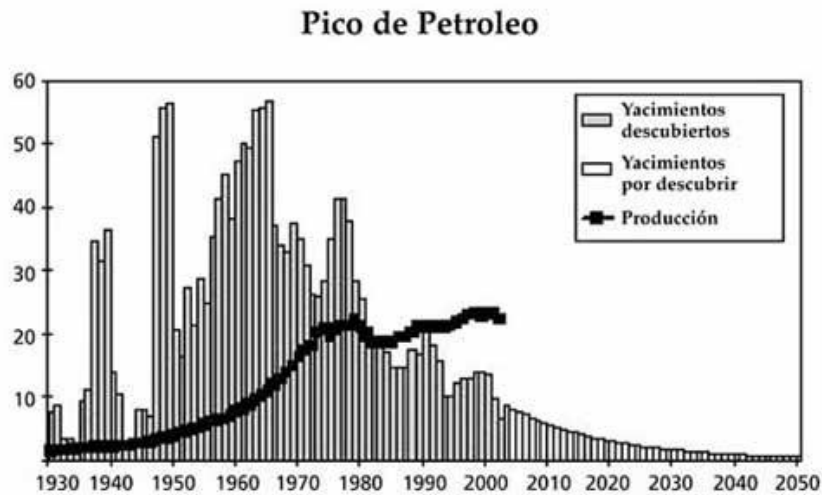
Gráfica 1.1.- Incremento internacional de petróleo (en dólares por barril). Fuente: OPEP 2008.

Por el lado de la generación según la ASPO, la producción mundial de petróleo inició su declinación entre el año 2007 y el 2009, lo que supondrá una escasez todavía más severa a la que hoy está llevando a los precios del petróleo a nuevos máximos históricos.

En este marco la causa actual de la debilidad del mercado petrolero mundial es el continuo incremento de la demanda de las economías en expansión, que en fechas recientes ha alcanzado ya los 84.4 millones de barriles de petróleo al día, según la AIE.

*Fuente: (Agencia Internacional de Energía) Internet 2009.

A pesar de que todavía queda un poco más de la mitad del petróleo convencional que la naturaleza creó, va a ser cada vez más difícil y caro extraerlo. Aunque se invierta más en exploración, cada vez se van a descubrir yacimientos más pequeños, debido a que todos los grandes yacimientos fueron descubiertos ya hace medio siglo.

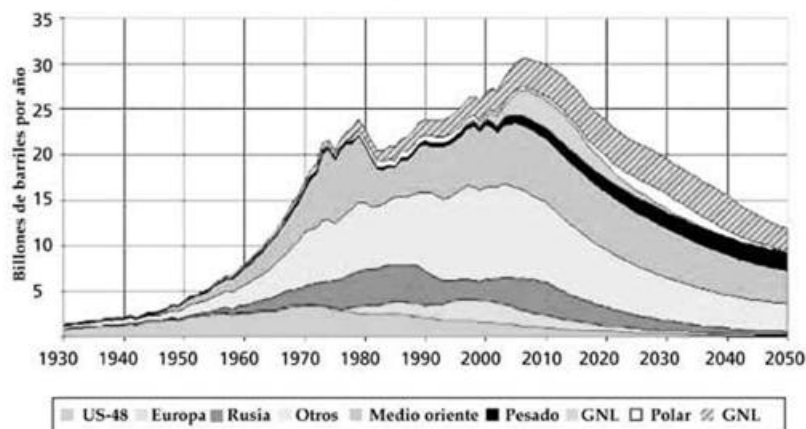


Gráfica 1.2.- El creciente déficit entre los descubrimientos y la producción de petróleo a nivel mundial (1 Gb = mil millones de barriles). Fuente: ASPO 2009.

Según los expertos en materia de exploración y producción de petróleo, el tiempo necesario para poner en marcha a pleno rendimiento un yacimiento desde el momento en que se anuncia su existencia, es de alrededor de 6 años, por lo que el seguimiento del incremento en la capacidad de producción mundial es más o menos sencilla de predecir. Cualquier descubrimiento que se halla anunciado en fechas recientes, no podrá entrar en operación hasta después del 2010.

La exploración de petróleo está llegando cada vez a regiones más remotas, donde el crudo es más costoso de extraer, normalmente es de menor calidad y además se encuentra en yacimientos mucho más pequeños a los encontrados en décadas pasadas. Por lo que la producción actual de petróleo, proviene, en más de un 60% de campos maduros, que tienen más de 25 años de ser explotados de manera intensiva, donde ya se han aplicado métodos de extracción por medio de inyección de agua, gas y nitrógeno. El consumo mundial le lleva una enorme ventaja a lo que cada año se descubre. La proporción es abismal, se consumen todos los días 4 barriles de petróleo por cada uno que se descubre

Aceite y gas licuado

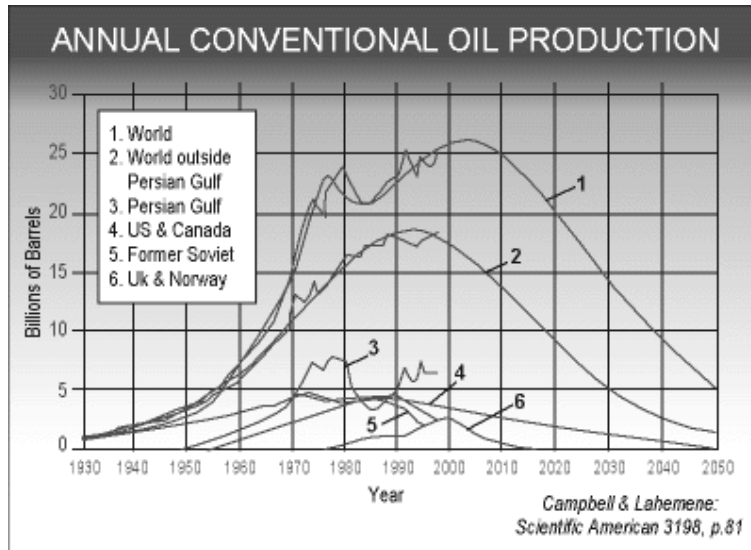


Gráfica 1.3.- Producción petrolera a nivel mundial (en miles de millones de barriles), incluyendo petróleo no convencional (petróleos pesados, reservas bajo aguas marinas profundas [AMP], en regiones polares y el gas natural licuado [GNL]). Las áreas debajo de cada curva o "campana" representan las reservas por región o por tipo de combustible. Según este modelo, el pico mundial de producción petrolera ocurriría en el 2009 (cúspide de la "campana" total). Fuente: ASPO 2009.

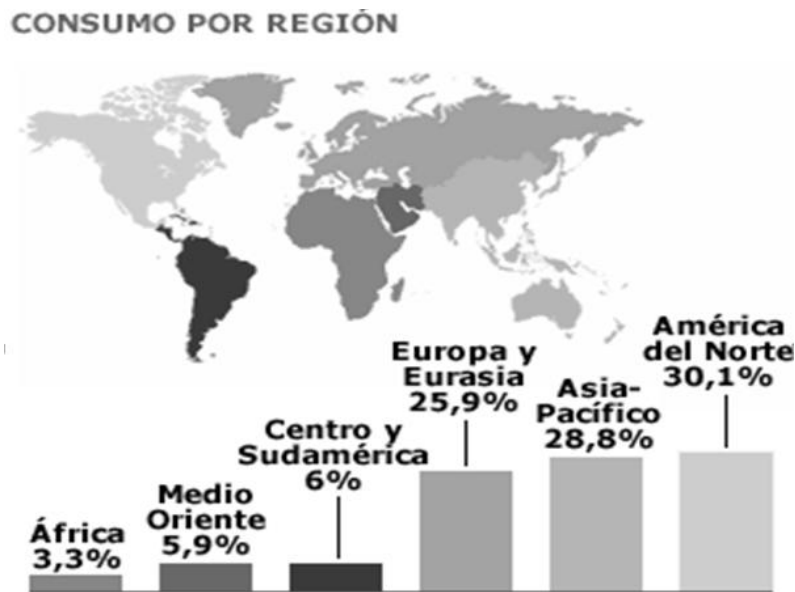
El principal problema radica en el agotamiento de las nuevas fronteras petroleras. La mayoría de esas reservas se encuentran en áreas con características geológicas difíciles y que requieren infraestructuras carísimas, amén de las que son intocables desde el punto de vista ambiental. También proliferan los yacimientos de crudos pesados o de baja calidad con alto contenido de azufre que agravarían el problema del calentamiento global. La recuperación de esta clase de petróleo es menor y se traduce en un precio más alto para el consumidor por el proceso al que tienen que ser sometidos para producir los combustibles más livianos.

Con esto la demanda mundial de petróleo crecerá 2.2% promedio entre el 2007 y el 2012, por encima del cálculo inicial de 2%. El estimado asume un crecimiento económico mundial del 4.5% anual.

*Fuente: OPEP (Organización de países exportadores de petróleo) 2009.



Grafica 1.4.- Evolución de la producción de petróleo en diferentes regiones y a nivel mundial junto con las proyecciones derivadas del modelo de Hubbert modificado. Fuente: Campbell & Laherrère 2009.



Mapa 1.2.- Consumo de petróleo por región. Fuente BP 2009.

El petróleo proporciona más del 40% de la energía total consumida y el 90% de la utilizada en transportes, puede entenderse que todo lo que gira en torno al petróleo esté condicionando la dinámica política de nuestro planeta. Gran parte de lo que está ocurriendo en estos momentos se explica a partir de la pugna por controlar y garantizar los suministros energéticos.

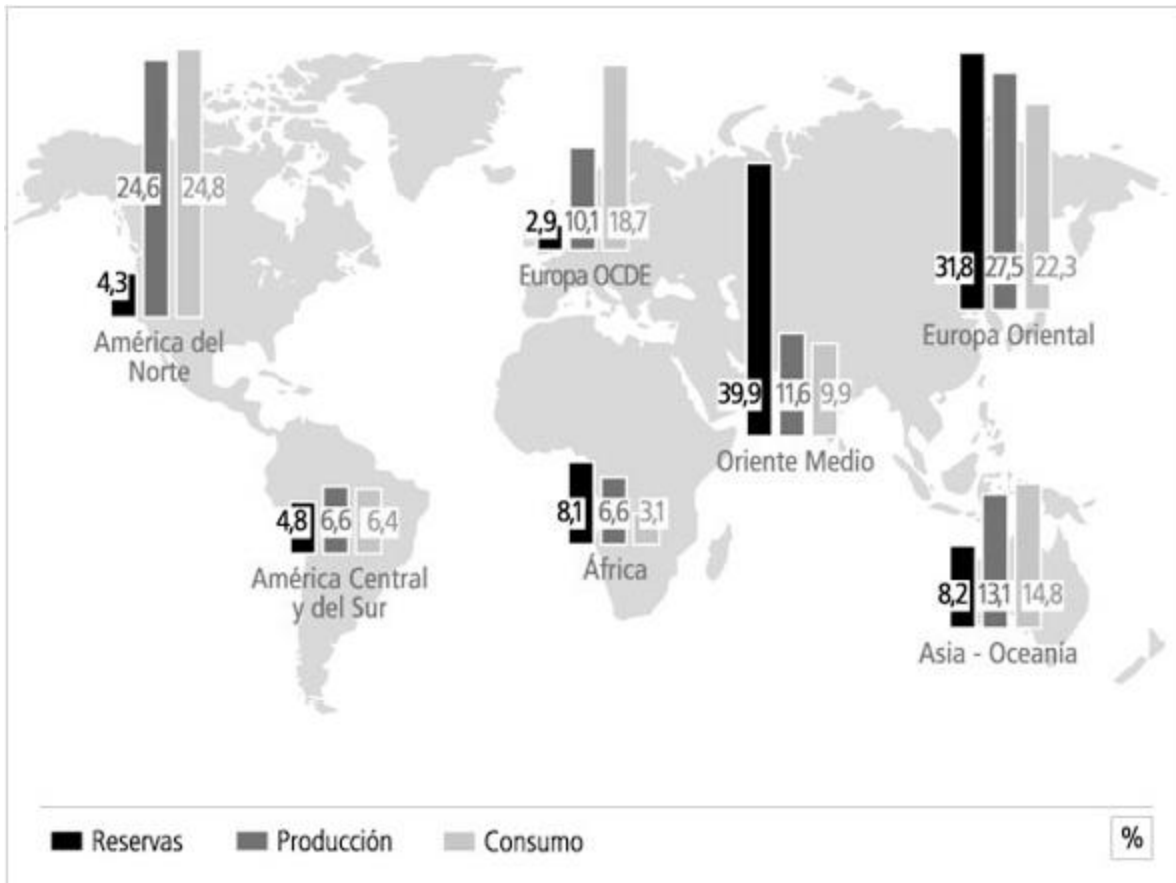
Hay tres circunstancias que debemos tener presentes. En primer lugar, el petróleo es un bien escaso y finito, es decir, se va a acabar en algún momento. En segundo lugar, el petróleo juega un papel central en la economía, prácticamente desde la aplicación a gran escala de los motores de combustión interna. Y, en tercer lugar, debido a las dos circunstancias anteriores, el petróleo es un bien que cada vez será más codiciado y disputado, según se vayan agotando las existencias, sin que se disponga de otras fuentes energéticas que puedan cumplir su mismo papel con facilidad, y a unos precios razonablemente equiparables. Por otro lado, el lado del medio ambiente, los combustibles fósiles causan contaminación tanto al usarlos como al producirlos y transportarlos.

Ahora uno de los problemas más estudiados en la actualidad es el que surge de la inmensa cantidad de CO₂ que estamos emitiendo a la atmósfera al quemar los combustibles fósiles. Este gas tiene un importante efecto invernadero y se podría estar provocando un calentamiento global de todo el planeta con cambios en el clima que podrían ser catastróficos.

1.1.2.- Gas Natural

El gas natural está formado por un pequeño grupo de hidrocarburos: fundamentalmente metano con una pequeña cantidad de propano y butano. El propano y el butano se separan del metano y se usan como combustible para cocinar, calentar, etc. Y son distribuidos en una red de tubería subterránea. El metano se usa como combustible tanto en viviendas como en industrias y como materia prima para obtener diferentes compuestos en la industria química orgánica. El metano se distribuye normalmente por conducciones de gas a presión (gaseoductos).

Aunque el petróleo y el gas se suelen encontrar en los mismos lugares y están originados por la misma materia orgánica, hay que recordar que el gas natural es diferente al petróleo en su propia naturaleza. Al ser un gas, al contrario de lo que sucede con el petróleo, una vez que un pozo se ha perforado, se requiere relativamente poco esfuerzo para bombear el gas.



Mapa 1.3.- Reservas, producción y consumo mundial de Gas Natural. Fuente: Statistical Review of World Energy 2009.

Debido a esto hay poca disminución en la producción y poca necesidad de gastar más energía para llevar el gas hasta el agujero de extracción. El perfil de la producción de gas natural, sigue generalmente una curva ascendente, luego pasa por una meseta y luego tiene una caída pronunciada, que apenas se anuncia previamente, ya que la presión en el pozo cae y entonces el asunto se desvanece. Por tanto, las reservas de gas natural responden mucho mejor a las perforaciones que las reservas de petróleo. Cuantos más pozos se perforen en una reserva, más gas natural se extraerá y más rápidamente se agotarán las reservas.

Uno de los primeros efectos de el alza de precio del gas natural fue un declive de su uso industrial, debido a la utilización de otros combustibles, así como la reciente escases de este. Con esto los altos precios del gas natural han llevado también a un incremento de los costes de los fertilizantes nitrogenados, que utilizan el gas como materia prima. El fertilizante nitrogenado se está vendiendo más de un 55% más caro de lo que se vendía hace un año. El gas natural supone del 70% al 80% del coste de estos fertilizantes. Los granjeros también tienen que hacer frente a mayores costes de irrigación, puesto que utilizan el gas natural para hacer funcionar sus bombas.

El gas natural es también la materia prima para la producción de hidrógeno. Dado que se espera que los precios del gas natural se mantengan altos durante los próximos años, uno no puede sino preguntarse qué impacto tendrán sobre la poca prometedor economía del hidrógeno. Para complicar las cosas, la mayor cantidad de cortes de las centrales nucleares, incrementarán aún más la necesidad de generar electricidad con gas natural.

Igual que el petróleo se presentan problemas similares en cuestión ambiental, generación discriminada de CO₂ y una manejabilidad difícil.

1.2.- Panorama energético en México

1.2.1.- Petróleo

La producción petrolera de México inició su declive en el año del 2005, a un ritmo de cerca del 3% anual, según se desprende del análisis de los boletines que PEMEX hace de sus indicadores petroleros publicados en el portal de la paraestatal. En el año de 2004, según los datos, se estableció como el año de mayor producción, con cifras record de hasta 3 millones 450 mil barriles en un día. El promedio del 2004 fue de 3.38 millones de barriles al día, nivel de producción que no fue alcanzado en 2005. Esta circunstancia se adelanta a la previsión que tenía la paraestatal, según sus propias fuentes, de que el declive del principal yacimiento petrolífero en aguas someras, "El Cantarell", sería a partir del año 2006, a un ritmo del 14% anual. En tiempos recientes cayó la producción de crudo mexicano a un 2%, en la que se demuestra que la producción de México inició su declive desde el primer mes del año 2005.

A.- Explotación Actual

El complejo Cantarell es un yacimiento de petróleo, considerado uno de los más importantes a nivel mundial, ubicándose en el lugar número 2, sólo superado por el complejo Ghawar, en Arabia Saudita. Ha aportado desde su descubrimiento 11,492 millones de barriles, se compone por los campos Nohoch, Chac, Akal, Kutz, Ixtoc y Sihil. Está ubicado en la sonda de Campeche, a 85 Km de Ciudad del Carmen, Campeche, México.

A 105 km de Ciudad del Carmen se encuentra otro yacimiento llamado Ku – Maloob - Zaap. El lugar donde yace el petróleo que está formado por Breccia carbonatada del cretácico superior, estos son escombros del impacto del asteroide que creó el cráter Chicxulub. Este campo petrolero llegó a su pico de producción también en 2004.

Este complejo es una ciudad en el mar con todos los servicios que hay en tierra, cuenta en total con 190 pozos y desde hace poco se ha estado llevando a cabo un proyecto de inyección de nitrógeno para elevar y recuperar la mayor cantidad de hidrocarburos posible.

Este yacimiento está dentro de los más productivos a nivel mundial, pero a finales del año 2006 comenzaron a declinar su producción. Actualmente es 2 millones 33 mil barriles diarios, los cálculos indicaron que la producción en 2007 fue de un millón 683 mil barriles y en 2008 de solo un millón 430 mil barriles diarios de crudo.

Como parte del proyecto de modernización y optimización de Cantarell, en el año 2000, se comenzó a inyectar en el yacimiento un millón 200 mil metros cúbicos de nitrógeno por día para mantener la presión y evitar la caída de la producción del crudo y gas natural. Incluso se tuvo que construir una planta productora de nitrógeno para este fin.

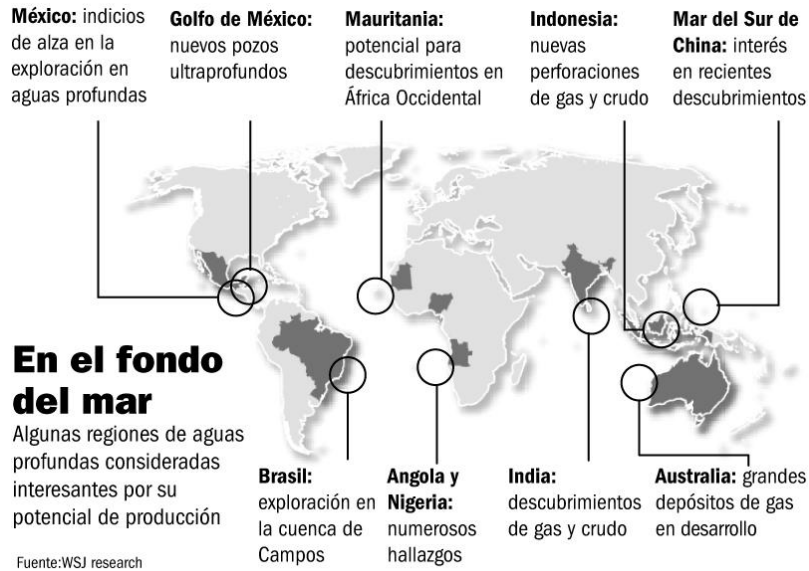
Cantarell es reconocido en el mundo como un yacimiento extraordinario de petróleo. Hasta ahora, no hay en México (ni en el mundo), ningún yacimiento importante que pueda sustituir la producción de Cantarell, que durante dos décadas ha extraído casi las dos terceras partes de la producción de México.

Por otro lado los importantes trabajos de nuevas instalaciones petroleras que se están llevando a cabo en los activos de Litoral Tabasco y Ku Mallob Zaap, no podrán contener el enorme volumen de crudo que se dejará de extraer una vez que inicie la declinación de Cantarell. Las prometedoras exploraciones en aguas profundas, los yacimientos de Chicontepec y Lakanhuasa son proyectos con serios retos técnicos y desafíos financieros que se están tratando de resolver, pero tomará un poco tiempo implementarlos como para hacerle frente a la declinación de toda la producción de México.

B.- Aguas Profundas

La extracción de petróleo en México de aguas profundas está constituyendo una alternativa que cada vez más empresas están dispuestas a seguir, especialmente luego de los pozos descubiertos en el Golfo de México. La exitosa extracción de petróleo en el pozo Jack, ubicado a ocho kilómetros de profundidad en el Golfo de México, posiblemente estimulará la exploración en aguas profundas en México y en todo el mundo, esta perspectiva que ya está ayudando a calmar el sobrecalentado mercado de crudo, siempre ansioso por nuevas fuentes de suministro.

Por lo tanto la creciente capacidad de la industria para explorar en aguas profundas está abriendo la puerta a nuevas exploraciones. Ejecutivos de Pemex dijeron recientemente querer comprar dos perforadoras capaces de operar a 900 metros de profundidad. Pemex nunca antes ha intentado explorar reservas en aguas profundas, en parte porque históricamente no ha querido asociarse con las petroleras occidentales experimentadas en ese tipo de exploración.



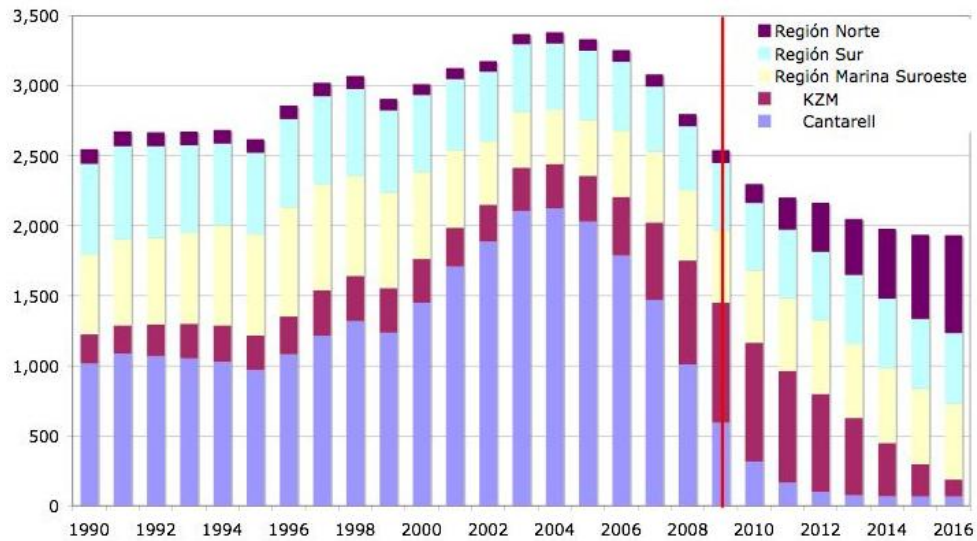
Mapa 1.4.- Regiones de aguas profundas con potencial de explotación. Fuente: WSJ Research 2009.

Según consultorías especializadas, la explotación del crudo de aguas profundas no dará frutos hasta dentro de más de 10 años. Lo que pone a México en un predicamento pues las reservas probadas que quedan, alcanzan tan solo aproximadamente para 9 años más, al ritmo actual de extracción.

C.- Expectativas de producción y mercado

Los analistas calculaban en un inicio, que el encarecimiento del petróleo, sería exclusivamente, sobre los crudos extra-ligeros que son los de mejor calidad y a la vez, los más escasos. En México, de los 2.4 millones de barriles diarios que produce, solo alrededor de 140 mil barriles son de clase extra-ligero, conocido como tipo "Olmeca". Sin embargo la oleada de incrementos alcanzó a los crudos pesados, que son los más abundantes en el mundo. La mezcla mexicana de petróleo, clasificada como crudo pesado, llegó a cotizarse, hasta por arriba de los 52 dólares y el petróleo de la OPEP en 59 dólares. La presión de la demanda es por todos los tipos de petróleo. Los crudos ligeros han llegado a cotizarse cerca de los 100 dólares.

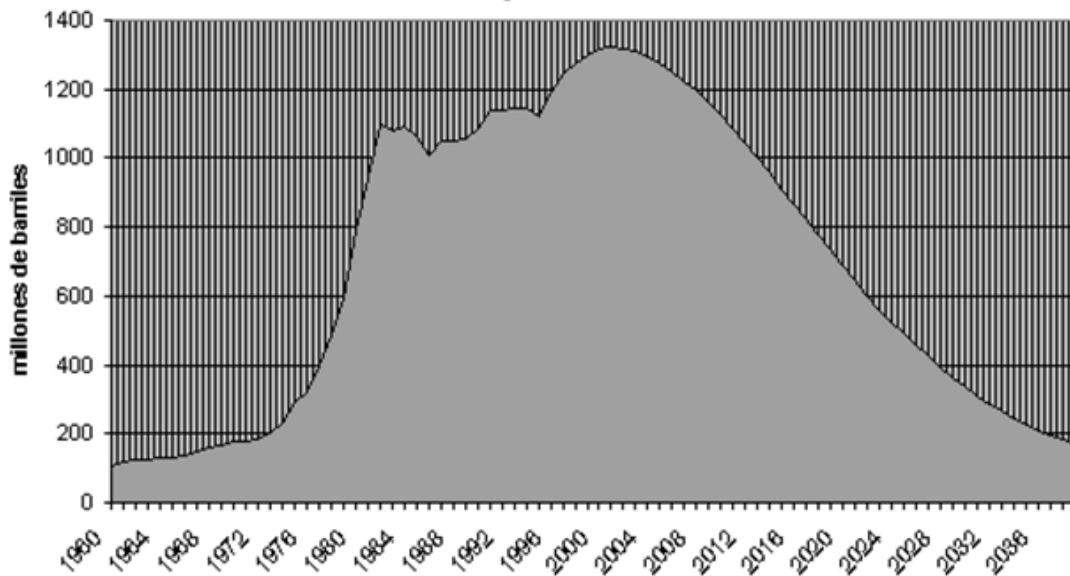
Producción de petróleo por campo / zona



Gráfica 1.5.- Producción total de petróleo en México (millones de barriles al día). Boletines Pemex 2009.

Reservas probadas de crudo mexicano han registrado una caída de 42% en el periodo 2001-2006, al descender de 32,614 millones a 18,895 millones de barriles de crudo equivalente, revelan las últimas cifras oficiales de Pemex. Como resultado de la rápida explotación del crudo, ahora se tienen reservas probadas de hidrocarburos para 12 años, cuando hace cuatro años eran para 22 años y esta situación podría agravarse cuando en algunos de los yacimientos empiece a declinar la producción en un futuro cercano.

Producción y reservas de México



Gráfica 1.6.- Proyección de producción y reservas en México. Fuente ASPO 2009.

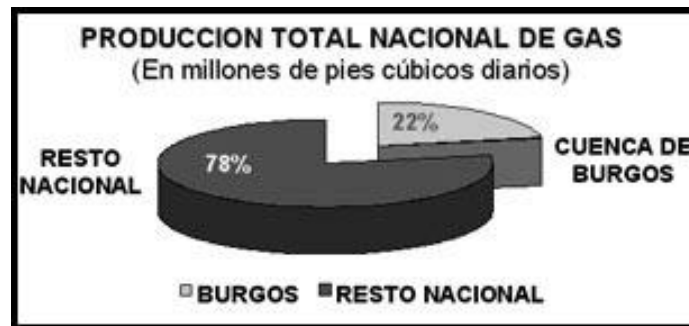
Para México la disminución drástica de las reservas probadas (que son las únicas realmente existentes y por lo tanto viables para ser explotadas), representaría una catástrofe económica, no sólo por los ingresos que el país dejaría de percibir, sino por la factura energética que tendríamos que pagar. Simplemente la economía no podría resistir ese impacto, que puede presentarse si en unos pocos años dejamos de ser un exportador de hidrocarburos para convertirnos en un importador de petróleo y sus derivados.

A la disminución de las reservas (50% en 6 años) se agrega la falta de política energética en México. No se discute qué sucederá cuando el petróleo se agote. No hay planeación para (por ejemplo), generar electricidad ó biocombustibles por otros medios no dependientes de los hidrocarburos. En energía nuclear nos quedamos con los dos reactores de Laguna Verde y apenas recientemente se vuelve a mirar hacia esta rama.

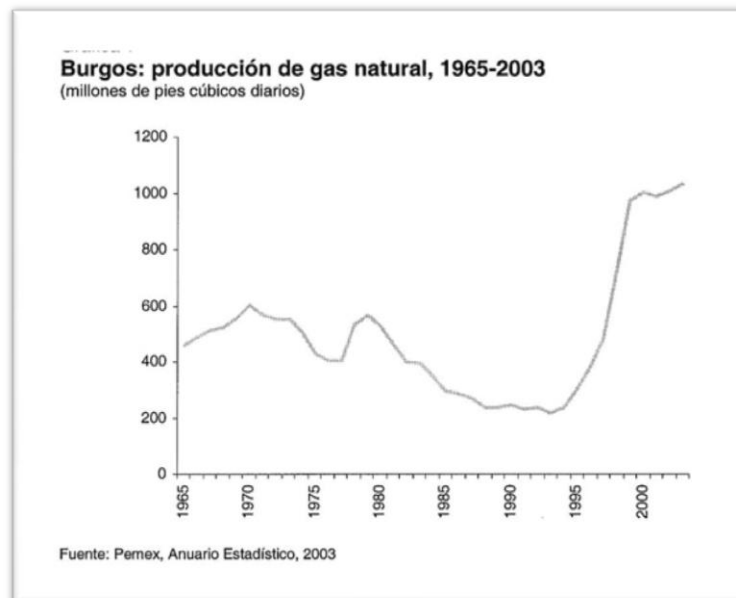
1.2.2.- Gas natural

La única reserva verdaderamente importante de gas en México es la Cuenca de Burgos. Esta constituye la reserva de gas no asociado al petróleo más importante del país, con una superficie de 50 mil kilómetros cuadrados. El área cuenta con posibilidades de mayor extensión, lo que permitiría alcanzar los 110 mil kilómetros cuadrados, si se consideran, además de Burgos, las cuencas geológicas de Sabinas y Piedras Negras.

Actualmente, la producción de gas seco en esta zona cubre una superficie de 29 mil kilómetros cuadrados y se obtienen más de mil millones de pies cúbicos diarios. Esta producción representa el 80% del total de gas no asociado y casi una cuarta parte de la producción total de gas en México.



Gráfica 1.7.- Producción total nacional de gas. Fuente: Gobierno del estado de Tamaulipas. 2009.



Gráfica 1.8.- Producción de gas natural en la Cuenca de Burgos. Fuente Pemex 2003.

El actual esfuerzo productivo empieza a enfrentar diversas limitaciones que tienen su origen en la combinación de dos factores aparentemente separados entre sí: por una parte, las características geológicas de la zona y, por la otra, las condiciones de orden administrativo a que se sujeta Pemex en sus distintas actividades.

La principal característica geológica de esta región es que está integrada por cientos de pequeños yacimientos de carácter marginal, aislados unos de otros y localizados a muy diversas profundidades. Si bien se está produciendo gas, los desarrollos recientes no han avanzado a la velocidad adecuada, lo cual ha impedido aprovechar al máximo su potencialidad productiva.

Sin abandonar los esfuerzos que se han venido realizando, y con objeto de hacer más eficiente la contratación de los servicios para la explotación y el desarrollo de la cuenca, aun se está en una búsqueda de ventajas de financiamiento, tecnología y capacidad de ejecución que antes no habían sido identificadas. De esta manera, el proyecto integral cuenca de Burgos tiene ahora dos frentes complementarios: el de las actividades que Pemex ha venido realizando tradicionalmente en esta zona y la nueva vertiente que consiste en ampliar la explotación del gas mediante los contratos de servicios múltiples.

También existen otras áreas de gas natural asociado, como Chicontepec, en Veracruz. Con reservas probadas de 8,000 millones de barriles de crudo, lo que significa que en esta región se podrían llegar a extraer 500 millones de pies cúbicos de gas natural.

Existe un inconveniente, los costos de extraer petróleo y gas natural de la zona de Chicontepec, son diez veces más caros al promedio del resto de las zonas productoras del país.

De acuerdo con estimaciones realizadas por Pemex por cada barril que se extraiga de esta zona, la paraestatal tendría que destinar recursos que oscilan entre los 100 y 120 dólares, contra los 20 dólares que representa obtener el mismo volumen en la zona promedio del territorio nacional.

Por otro lado Pemex, restringirá temporalmente el suministro de gas para algunos sectores estratégicos de la economía del país. La petrolera justifica esta decisión debido a la escasez de producción de gas en los yacimientos. El déficit es del orden de 100 millones de pies cúbicos diarios de combustible. "Lo que era una previsión para dentro de unos años, se ha vuelto una realidad", en referencia a las previsiones que ya desde hace tiempo indican una disminución progresiva de las reservas de combustible en México.

Además que los desequilibrios entre producción y demanda provocarán las restricciones, que a su vez afectarán al sector energético y petrolero. De momento, Pemex reducirá la proporción de gas a la Comisión Federal de la Electricidad (CFE) en 200 millones de pies cúbicos.

México producirá este año 4,000 millones de pies cúbicos, frente a una demanda estimada de 5,200 millones. Desde Pemex se estima que la CFE podría sustituir el gas natural por diesel en algunas de sus plantas generadoras, mientras que la paraestatal lo haría con nitrógeno para la extracción de crudo.

Las reacciones a las restricciones del gas no se han hecho esperar. La Asociación Mexicana de Energía Eléctrica (AMME), ya ha mostrado su preocupación por la medida. Los datos de restricciones de Pemex son muy duros para el desarrollo económico del país, así como un retraso para la mejora de las condiciones de bienestar de la población.

Como se repaso en este capítulo observamos que son muchas las problemáticas por resolver a nivel mundial y en nuestro país. El panorama del consumo de petróleo y gas natural no tiene una sencilla solución e implica la participación de gobiernos e instituciones para lograr acuerdos en el manejo de estos recursos y generación de nuevas tecnologías, pero, debido a la situación geopolítica internacional nadie está apostando a una solución amigable, con algunas excepciones. Más bien, todo apunta a que las cosas tomarán el camino de las acciones de lucha por la apropiación de las reservas que quedan y las que continúan agotándose, a excepción de algunos países que ya toman cartas en el asunto.

En el capítulo siguiente se mostrarán las alternativas energéticas se están adoptando en el mundo, principalmente en los países más desarrollados. Esto está evitando de alguna manera los enfrentamientos entre países, y está generando un mayor aprovechamiento de los recursos y obviamente estabilidad económica. Por otro lado en nuestro país, se hará mención a algunas fuentes alternas que ya existen y la posibilidad de mirar hacia otras fuentes de energía alternativa.

CAPÍTULO 2

ALTERNATIVAS ENERGÉTICAS

2.1.- Alternativas energéticas internacionales

Durante la mayor parte de la historia, el sistema energético dependió de los flujos naturales de energía, de la fuerza animal y humana para proveer los servicios requeridos en forma de calor, luz y trabajo. La única forma de transformación conocida era de la energía química a energía calorífica y luminosa, mediante la quema de leña o velas.

Pero fue a partir de la Revolución Industrial cuando el sistema energético mundial pasó por dos transiciones altamente significativas, la primera de ellas fue iniciada por una innovación tecnológica radical: la máquina de vapor alimentada por carbón. Con ella se realizó la primera conversión de recursos energéticos fósiles en trabajo, lo que implicó la posibilidad de separar geográficamente y en gran escala el origen de las fuentes energéticas respecto a su lugar de consumo final. El carbón podía ser transportado y almacenado en donde se requiriera, dotando de recursos a casi cualquier región, lo que antes sólo era posible si existían abundantes recursos hidráulicos en el lugar de origen.

La segunda gran transición fue la creciente diversificación de las tecnologías de uso final energético y de las fuentes de abastecimiento de energía. La introducción de la electricidad fue quizás el factor más importante para que esta transición ocurriera, ya que la energía eléctrica podía ser fácilmente convertida en luz, calor y trabajo en los lugares de uso final.

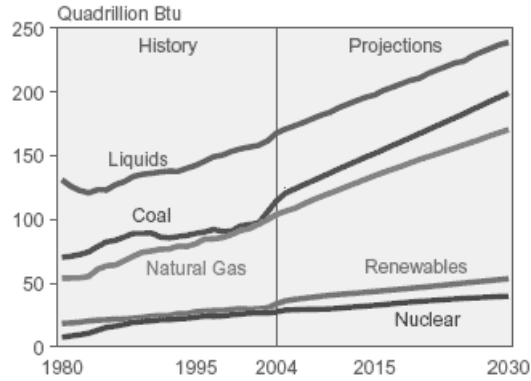
Otra gran innovación fue el motor de combustión interna, el cual revolucionó los patrones de transporte individual y colectivo. Sin embargo junto con esto se dio una creciente dependencia del petróleo como el energético primario que cubriría las necesidades cada vez mayores de combustibles para generación eléctrica y para transporte.

Las transiciones sucesivas de la estructura energética mundial ocurridas a lo largo del siglo XX han creado un panorama muy diferente al que predominaba a mediados del siglo XIX, en donde quizás el cambio más dramático ha sido el correspondiente a la participación de las fuentes renovables de energía. De constituir casi el 90% de la oferta energética mundial a mediados del siglo XIX, los energéticos renovables pasaron a conformar únicamente el 15% de esta oferta a principios del siglo XXI.

*Fuente: ISES 2009.

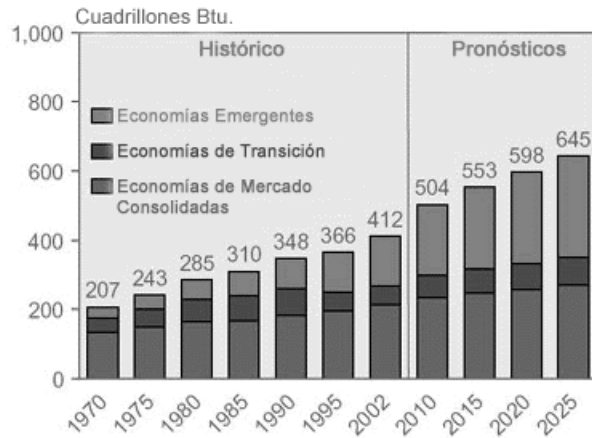
En la actualidad, a nivel mundial, los combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas) contribuyen con un 63 % de la producción eléctrica, la hidroeléctrica representa alrededor del 19 %, la nuclear 17 %, la geotérmica 0.3 %, mientras que la solar, eólica y biomasa contribuyen en conjunto con menos del 1 %.

*Fuente: Comisión de Energía Atómica 2009.



Gráfica 2.1.- Panorama de consumo mundial energético. Fuente: EIA (Energy Information Administration) 2009.

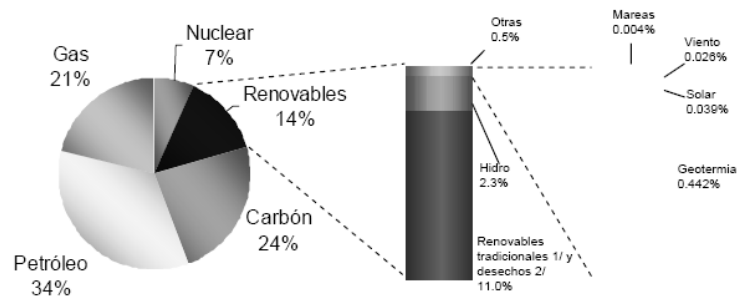
Los combustibles fósiles tienen muchas ventajas, las principales su bajo costo y facilidad de transporte, pero también grandes desventajas en términos de contaminación y efectos ambientales. El dióxido de carbono (CO₂), que inevitablemente se genera al quemar combustibles fósiles, es actualmente considerado como una de las fuentes que contribuyen mayoritariamente al calentamiento global del planeta (efecto invernadero), el cual puede tener consecuencias desastrosas para ciertas regiones produciendo sequías e inundaciones.



Gráfica 2.2.- Panorama mundial de consumo de energía por región. Fuente: EIA (Energy Information Administration) 2009.

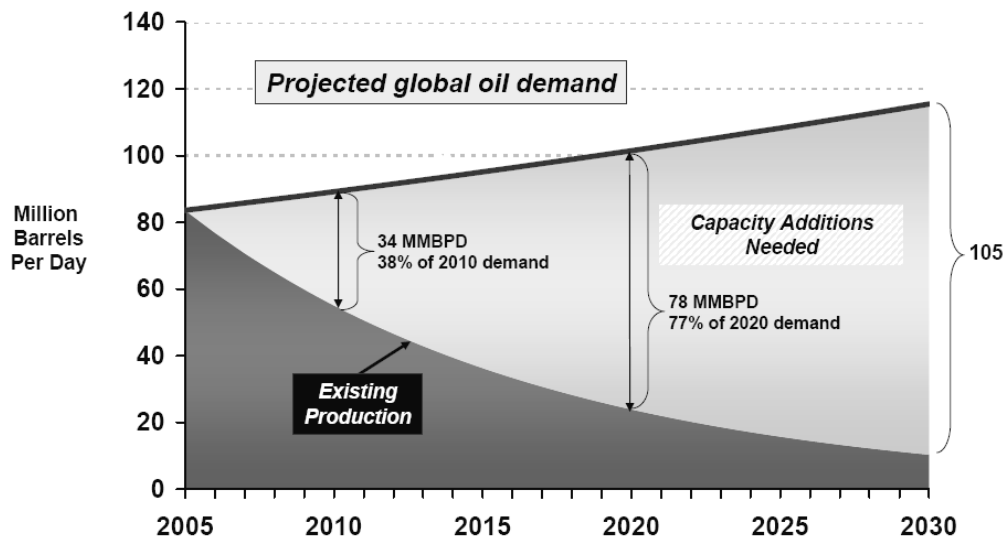
Debido a esto una solución propuesta en este trabajo es optimizar el uso de la energía, disminuyendo el consumo de combustibles fósiles, utilizando fuentes de energía que disminuyan las emisiones de dióxido de carbono, tales como, la energía nuclear, hidroeléctrica o las llamadas "fuentes de energía renovables" (eólica, solar, biomasa, etc.) para generar electricidad y motores eléctricos o al hidrogeno como combustible alternativo para el transporte.

Estructura de la oferta mundial de energía primaria



Gráfica 2.3.- Oferta mundial de energía primaria. Fuente: ISES 2009.

Oil Supply Challenge



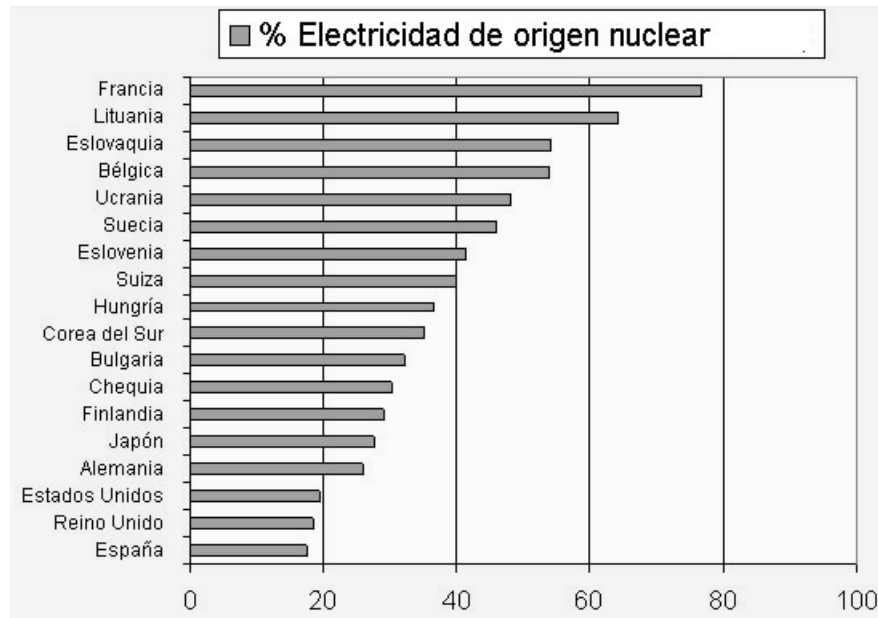
Gráfica 2.4.- Panorama de suministro de combustible. Fuente: IEA World Energy Outlook 2009.

A continuación mencionaremos algunas de las alternativas que ya existen actualmente para resolver el problema que estamos analizando.

2.1.1.-Energía nuclear

La energía nuclear, genera un tercio de la energía eléctrica que se produce en la Unión Europea, evitando así, la emisión de 700 millones de toneladas de CO₂ por año a la atmósfera. Esta cifra equivale a que todos los coches que circulan por Europa, unos 200 millones. A escala mundial, en 1996, se evitó la emisión de 2.33 billones de toneladas de CO₂ a la atmósfera, gracias a la energía nuclear.

*Fuente: Nucleonor 2009.



Gráfica 2.5.- Generación de electricidad por energía nuclear. Fuente: Agencia Internacional de Energía Atómica (AIEA) 2009.

Por otra parte, también se evitan otras emisiones de elementos contaminantes que se generan en el uso de combustibles fósiles. Los vertidos de las centrales nucleares al exterior, se pueden clasificar como mínimos, y proceden, en forma gaseosa de la chimenea de la central, pero se expulsan grandes cantidades de aire, y poca de radiactividad; y en forma líquida, a través del canal de descarga.

Por su bajo poder contaminante, las centrales nucleares, frenan la lluvia ácida, y la acumulación de residuos tóxicos en el medio ambiente. Además, reducen el consumo de las reservas de combustibles fósiles, generando con muy poca cantidad de combustible (Uranio) muchísima mayor energía, evitando así gastos en transportes, residuos, etc.

Las principales objeciones que generalmente se le encuentran a la energía nuclear son la incorrecta asociación de tecnología nuclear con el armamento nuclear, el temor a los posibles accidentes y la eliminación de los residuos.

Con relación a los armamentos nucleares todos los países que poseen este tipo de armas las desarrollaron antes de construir reactores nucleares para generación eléctrica, por lo tanto el riesgo de proliferación de armamento nuclear persistirá independientemente de la cantidad de plantas nucleares que se construyan para generación eléctrica.

Por otro lado se están llevando a cabo grandes esfuerzos, a nivel mundial, para fortalecer las salvaguardias, incluyendo nuevos tipos de control y métodos de verificación para detectar cualquier posibilidad de actividades nucleares bélicas no declaradas. Afortunadamente, existe en casi todos los países, una tendencia generalizada a disminuir el arsenal nuclear. 185 países ratificaron la extensión indefinida del tratado de no proliferación nuclear y las Naciones Unidas han declarado un cese total de ensayos de armamento nuclear.

Aunado a esto el temor a la emisión de radioactividad al ambiente como consecuencia de un accidente nuclear es quizás uno de los principales temores de la gente. La seguridad en la generación núcleo eléctrico se vio fuertemente cuestionado, con razón, a raíz del accidente de Chernobyl en 1986, donde murieron 32 personas y alrededor de 500 sufren cáncer de tiroides. Si bien no debemos minimizar sus consecuencias, las mismas deben ser correctamente interpretadas y comparadas con la seguridad existente en otras fuentes de generación eléctrica.

La industria nuclear es una de las actividades donde mayores inversiones se realizan en seguridad, no obstante el riesgo de accidentes, si bien es bajo, no es cero como tampoco lo es en ninguna otra actividad. Las nuevas plantas nucleares, a diferencia de la obsoleta tipo Chernobyl, se construyen con mecanismos de seguridad redundantes y barreras de contención múltiples para minimizar el riesgo de accidentes catastróficos. Así, y al solo efecto comparativo, podemos mencionar que los mayores accidentes, en términos de víctimas fatales, en el campo de la generación eléctrica están vinculados con la rotura de diques de centrales hidroeléctricas. A esto deberíamos agregarles los accidentes fatales producidos en las explosiones de gasoductos, derrumbes en minas de carbón, derrames e incendios en la industria del petróleo, etc.

Otra objeción en contra de la generación núcleo eléctrica es la relativa al manejo de los residuos radiactivos. Sin embargo no existe otra industria en donde el problema de los residuos sea considerado con más responsabilidad que en el caso de los desechos nucleares de origen civil. Si los residuos resultantes de la quema de combustibles fósiles, producción de herbicidas, insecticidas y productos químicos se manejaran con tanto cuidado como en el caso de los residuos nucleares, el problema ambiental generado por ellos dejaría de ser una preocupación mundial. El volumen de residuos nucleares es extremadamente limitado, por lo tanto puede ser completamente aislado de la atmósfera. Una planta nuclear de 1,000 MW no emite virtualmente CO₂ y produce aproximadamente 35 toneladas por año de residuos de alta actividad en forma de elementos combustibles quemados.

Si este combustible usado se reprocesara, el volumen sería de aproximadamente 2.5 m³ por año. Esta cantidad puede ser gestionada y almacenada de manera segura en depósitos geológicos profundos, protegidos por múltiples barreras que los aíslan completamente del medio ambiente. El ciclo completo de combustible para esta planta (incluyendo desde la minería hasta la operación final) generaría además 200 m³ de residuos de actividad intermedia y 500 m³ de residuos de baja actividad.

En comparación, una planta de 1,000 MW alimentada a carbón, con equipos optimizados de limpieza, emite por año aproximadamente 6,500,000 toneladas de CO₂, 5,000 toneladas de SO₂, 4,000 toneladas de NO_x y 400 toneladas de metales pesados (incluyendo elementos tan venenosos como el Cadmio, Plomo, Arsénico y Mercurio). Además se producirán aproximadamente 500,000 toneladas de residuos sólidos de la remoción de SO₂ y NO_x que deberán ser reciclados o almacenados en piletas de desperdicios.

*Fuente: Comisión de Energía Atómica 2009.

2.1.2.- Hidrógeno

El hidrógeno es el elemento más abundante, básico y ligero del Universo. Sin embargo, su presencia en estado puro es excepcional, lo que hace necesario el uso de diferentes técnicas para su obtención. Si se quiere llegar a la plenitud del hidrógeno como energía del siglo XXI, se necesita generar el hidrógeno de forma limpia e inagotable. En la actualidad el 99% del hidrógeno que se produce en el mundo se obtiene mediante el consumo de otros combustibles fósiles como el petróleo, gas natural, etc.

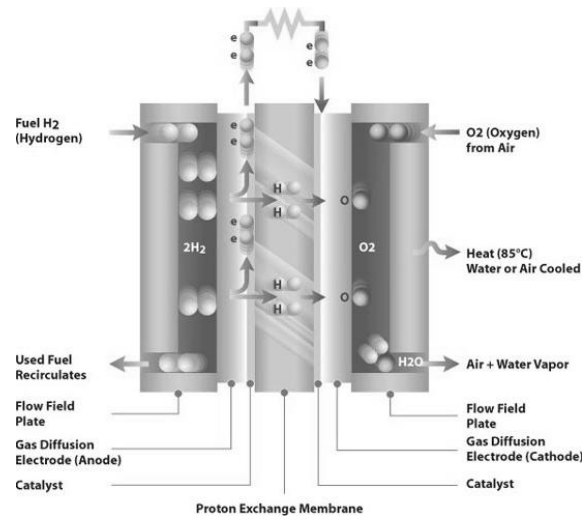
Existen numerosos métodos de obtención del hidrógeno. En el ámbito industrial, se logra a partir del agua, por electrólisis. Si se utiliza como fuente el gas natural, éste se comprime para separar los hidrocarburos ligeros, se le somete a un proceso de desecación para eliminar el agua y se separan el azufre y el nitrógeno. La mezcla resultante se refrigera con nitrógeno líquido y por último se procede a la separación gaseosa del monóxido de carbono y el hidrógeno.

La tecnología del hidrógeno puede ser una de las alternativas energéticas al petróleo que permita sortear los problemas medioambientales que plantea el actual uso de combustibles fósiles, pero sólo en el plazo de varias décadas, y a condición de que se invierta masivamente desde ahora.

El dispositivo empleado para combinar el hidrógeno con el oxígeno y generar electricidad, calor y agua, se conoce como celda de combustible. La celda de combustible produce corriente directa como una batería, pero al contrario de una batería, nunca se descarga; la celda sigue produciendo energía mientras se disponga de combustible, es decir, se le inyecte más hidrógeno.

Una celda de combustible consiste en dos electrodos separados por un electrólito. El oxígeno pasa sobre un electrodo e hidrógeno sobre el otro. Cuando el hidrógeno es ionizado pierde un electrón y al ocurrir esto ambos (hidrógeno y electrón) toman diferentes caminos hacia el segundo electrodo. El hidrógeno migra hacia el otro electrodo a través del electrólito mientras que el electrón lo hace a través de un material conductor. Este proceso producirá agua, corriente eléctrica y calor útil. Para generar cantidades utilizables de corriente las celdas de combustibles son "amontonadas" en un emparedado de varias capas.

Existen varias clases de celdas de combustible, generalmente clasificadas según el tipo de electrólito que emplean, así: la de Membrana de Intercambio Protónico (PEM), la de carbonato derretido, las de ácido fosfórico y las de las de electrólito alcalino (usadas por la NASA).



Grafica 2.6.- Funcionamiento de una celda de combustible de hidrógeno.

Las celdas de combustible son una familia de tecnologías que usan diferentes electrólitos y que operan a diferentes temperaturas. Cada miembro de esa familia tiende a ser más apropiada para ciertas aplicaciones. Por ejemplo, las celdas de combustible de membrana eléctrica polimérica han demostrado ser apropiadas para su aplicación en autos, mientras que las celdas de combustible de carbonatos fundidos parecen ser más apropiadas para uso con turbinas a gas. Además, las celdas PEM, tienen una eficiencia tres veces mayor a la que presentan los motores de combustión interna, en los cuales la mayor parte de la energía se pierde en forma de calor y fricción.

Pero todas estas plausibles ventajas serán completamente aplicables a los autos cuando se logre almacenar el gas hidrógeno en tanques presurizados en forma líquida sin que se pierda su potencial energético y se superen por tanto a los combustibles fósiles no solo en aspectos ambientales sino también en su capacidad de almacenamiento, pues en la actualidad un tanque de auto que almacene 40 Kg de gasolina, debería convertirse en un tanque de un volumen cuatro veces mayor pero con solo 17 Kg de Hidrógeno gaseoso almacenado.

No obstante, están en desarrollo un nuevo material capaz de absorber hidrógeno presurizado y refrigerado a razón de 28 litros de H₂ por gramo. Acorde con este nuevo desarrollo, un automóvil debería tener un tanque de almacenamiento mucho menor a los actuales y con mayor cantidad de combustible. Además, podrían construirse distribuidoras de H₂, tal como existen con la gasolina actualmente.

Respecto a cuan seguro es el hidrógeno como combustible, debemos decir que, al igual que la gasolina, es inflamable, sin embargo, se dispersa y evapora más rápidamente que ella, lo que minimiza eventos explosivos, de hecho, se han sometido tanques con hidrógeno con la válvula de seguridad bloqueada y pequeñas perforaciones a temperaturas de más de 800°C durante un tiempo mayor a 70 minutos, y si bien algunos se han quemado, ninguno ha explotado.

Por complementar este aspecto, podemos decir que el hidrógeno no es tóxico en absoluto mientras que la gasolina, que es líquida, y forma charcos (que pueden quemarse fácilmente) y se filtra en el suelo, es altamente tóxica, por eso es necesario descontaminar (a un alto costo) los sitios donde se derrama, para evitar la contaminación del agua subterránea.

Por otro lado la conversión de todos los vehículos actuales en vehículos alimentados por células de combustible recargadas por el viento, podría hacerse a un costo de combustible comparable con el de la gasolina, e incluso menor si se consideran los efectos de la gasolina sobre la salud.

La tecnología, la ciencia y políticas energéticas de los países más desarrollados, están cada vez más definidas por el uso de las celdas de combustibles como medios de producción de energía, basta con mirar a los Estados Unidos, en donde la administración de este país ha comprometido inversiones de más de 1.7 billones de dólares en investigación y uso del hidrógeno como combustible.

Un estudio sobre la materia señala también que, a pesar de los esfuerzos, la Unión Europea está por detrás de Estados Unidos en cuanto a financiación de proyectos, donde el gasto en este sector es entre cinco y seis veces superior al que la Unión Europea dedica en su programa Marco de Investigación. Japón es otro de los países que está apostando fuerte por el desarrollo de esta nueva fuente energética. El país nipón prevé comercializar 50,000 pilas de combustible para sus vehículos en el 2010.

2.1.3.- Energía solar y eólica

La energía solar se utiliza en la actualidad con mucho éxito en algunos países para calentar agua para uso doméstico o para la generación de electricidad en pequeñas cantidades para aplicaciones puntuales hogareñas, señalización, estaciones de comunicaciones remotas, etc.

La energía solar, puede utilizarse mediante diversas tecnologías para secado de productos agrícolas, refrigeración de productos perecederos, desalinización de agua y calentamiento de fluidos. Según su uso a estos se les clasifica en sistemas activos o pasivos. Los pasivos son los que no necesitan partes mecánicas móviles para su funcionamiento, y se utilizan principalmente en la climatización de edificaciones y viviendas. Los activos son los que requieren de artefactos o mecanismos captadores donde se aprovecha la radiación solar para calentar un fluido de trabajo.

Dependiendo de la temperatura a la que se necesite calentar el fluido, los sistemas foto térmicos activos pueden concentrar o no la radiación. Los sistemas de generación eléctrica solares pueden usar una parte térmica, la parte luminosa o ambas para producir electricidad dependiendo de la tecnología. Los sistemas que utilizan exclusivamente la térmica lo hacen a través de concentración óptica de la radiación solar en un punto o en una línea. Los sistemas que aprovechan exclusivamente la energía luminosa son los que utilizan celdas fotovoltaicas para convertir la luz directamente en energía eléctrica.

Por otro lado la energía eólica es la energía obtenida del viento, es decir, aquella que se obtiene de la energía cinética generada por efecto de las corrientes de aire y así mismo las vibraciones que el aire produce. La energía del viento está relacionada con el movimiento de las masas de aire que desplazan de áreas de alta presión atmosférica hacia áreas adyacentes de baja presión, con velocidades proporcionales al gradiente de presión.

Para poder aprovechar la energía eólica es importante conocer las variaciones diurnas y nocturnas y estacionales de los vientos, la variación de la velocidad del viento con la altura sobre el suelo, la entidad de las ráfagas en espacios de tiempo breves, y valores máximos ocurridos en series históricas de datos con una duración mínima de 20 años. Es también importante conocer la velocidad máxima del viento. Para poder utilizar la energía del viento, es necesario que este alcance una velocidad mínima de 12 km/h, y que no supere los 65 km/h .

La energía del viento es utilizada mediante el uso de máquinas eólicas (generadores) capaces de transformar la energía eólica en energía mecánica de rotación utilizable, ya sea para accionar directamente las máquinas operadoras, como para la producción de energía eléctrica. En este último caso, el sistema de conversión, (que comprende un generador eléctrico con sus sistemas de control y de conexión a la red) es conocido como aerogenerador.

La baja densidad energética, de la energía eólica por unidad de superficie, trae como consecuencia la necesidad de proceder a la instalación de un número mayor de máquinas para el aprovechamiento de los recursos disponibles. El ejemplo más típico de una instalación eólica está representado por los "parques eólicos" (varios aerogeneradores implantados en el territorio conectados a una única línea que los conecta a la red eléctrica local o nacional).

En la actualidad se utiliza, sobre todo, para mover aerogeneradores. En estos la energía eólica mueve una hélice y mediante un sistema mecánico se hace girar el rotor de un generador, normalmente un alternador, que produce energía eléctrica. Para que su instalación resulte rentable, suelen agruparse en parques eólicos. Si bien los parques eólicos son relativamente recientes, iniciando a popularizarse en las décadas de los 80's y 90's, desde hace mucho tiempo la energía eólica se ha utilizado en otras aplicaciones, como en moler granos o bombear agua.

Últimamente la capacidad instalada de energía eólica en Europa alcanzó los 20.447 MW, un 74 % del total del mundo, de acuerdo con un informe industrial de la Asociación Europea de Energía Eólica (EWEA). Este aumento del 40 % de la capacidad eólica europea en el último año, agrega más pruebas de que la eólica es una industria limpia líder en el mundo y con un alto potencial de crecimiento.

Este éxito europeo es sólo el comienzo; dentro de ocho años, el total mundial acumulado de energía eólica instalada puede ser más de diez veces de lo logrado en Europa, si se aplican las políticas apropiadas. El sector industrial puede llegar a más de 130 billones de euros para el 2010.

Alemania encabeza la expansión, con 1,896 MW instalados en los primeros nueve meses del 2002, y España, en segundo lugar, con 742 MW. Los países que han hecho buenos progresos tras un período relativamente calmado son, entre otros, Holanda y Francia que alcanzaron los 131 MW. Austria alcanzó los 100 MW al instalar uno de los parques situados a mayor altura en el mundo, a 1,900 metros en los Styrian Alps.

Con el 59 % de la capacidad continental, el boom en Alemania continuará. El gobierno alemán anunció que quiere recortar en un 40 % las emisiones en su país, y un 30 % en toda Europa para el 2020. La energía eólica ha demostrado que es una de las más poderosas soluciones tecnológicas para afrontar el cambio climático. En total, el 8% de la energía eólica en Europa está instalada en Alemania, España y Dinamarca. La energía eólica abarca un 4% del consumo nacional de electricidad en Alemania y un 18 % en Dinamarca. Cerca de un 80 % de todas las turbinas vendidas son fabricadas por compañías europeas.

La EWEA lanzó su estrategia "Wind Force 12", un esquema para lograr que un 12 % de la electricidad mundial provenga de la energía eólica en el año 2020. El estudio demuestra que no hay limitaciones técnicas, económicas o de recursos, para lograr este objetivo, pero se requieren cambios políticos para que la industria pueda alcanzar su máximo potencial. Para 2020, el sector es capaz de instalar 1,260,000 MW de energía eólica en todo el mundo.

*Fuente: EWEA (Asociación Europea de Energía Eólica) 2009.

Es quizás tentador pensar que el sol y el viento, que son gratis y están en todos lados, pueden ser una fuente ilimitada de energía libre de CO₂. Lamentablemente, estas fuentes tienen varias desventajas inherentes que afectan su utilidad y eficiencia económica; tanto los rayos solares como el viento son intermitentes, y por consiguiente, hasta tanto no se desarrollen formas efectivas y económicas de almacenamiento, estas fuentes no podrán proveer la electricidad masiva (técnicamente llamada electricidad de base) que necesitamos en todo momento. Otra desventaja inherente de este tipo de energía es su dispersión. Si se desean cantidades significativas de energía solar, eólica o biomasa, éstas deben "recogerse" en grandes extensiones de tierra y esto aumenta considerablemente su costo, especialmente en zonas densamente pobladas que son donde más se necesita la energía.

Se ha calculado que para obtener una cantidad de electricidad equivalente al de una planta de 1,000 MW se necesitaría un área de 60 a 100 km² de celdas solares o turbinas de viento. Se cree probable que, para el próximo siglo, las nuevas fuentes de energía renovable puedan tener una contribución mayor al suministro de energía mundial que lo que lo hacen al presente la nuclear e hidroeléctrica. Es aún más creíble sugerir, como lo han hecho organizaciones ecologistas, que las fuentes renovables puedan contribuir para el fin del próximo siglo, con un 80% a la producción energética mundial, cifra similar a la que actualmente aportan los combustibles fósiles.

Las energías solar y eólica han mostrado, hasta ahora, ser poco competitivas económicamente, se necesita todavía mucho más desarrollo para reducir los costos. Esto no niega el hecho de que estas formas de energía puedan ser muy importantes en situaciones o regiones específicas, pero no podemos aun contar con ellas en el corto o mediano plazo como una fuente global de energía masiva.

Tampoco podemos dejar de mencionar la contaminación que se produce tanto en la fabricación como en la eliminación de celdas solares donde se utilizan productos químicos altamente contaminantes. En el caso de la energía eólica un perjuicio ecológico adicional es la contaminación sonora y la matanza de pájaros que chocan contra las turbinas.

2.1.4.- Energía hidroeléctrica

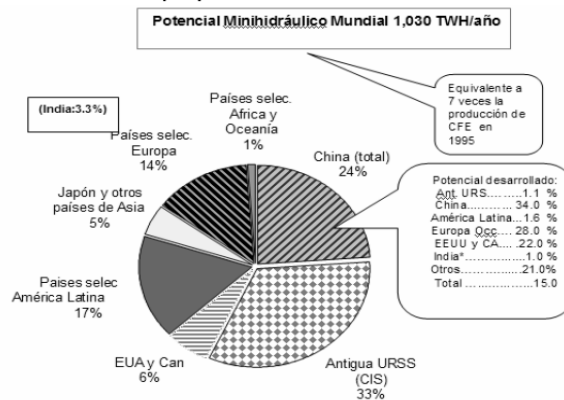
El aprovechamiento de la energía potencial acumulada en el agua para generar electricidad es una forma clásica de obtener energía. Alrededor del 20% de la electricidad usada en el mundo procede de esta fuente. Es, por tanto, una energía renovable pero no alternativa, estrictamente hablando, porque se viene usando desde hace muchos años como una de las fuentes principales de electricidad.

La energía hidroeléctrica que se puede obtener en una zona depende de los cauces de agua y desniveles que tenga, y existe, por tanto, una cantidad máxima de energía que podemos obtener por este procedimiento. Se calcula que si se explotara toda la energía hidroeléctrica que el mundo entero puede dar, sólo se cubriría el 15% de la energía total que consumimos. En realidad se está utilizando alrededor del 20% de este potencial, aunque en los países desarrollados, el porcentaje de explotación llega a ser de más del 50%.

Desde el punto de vista ambiental la energía hidroeléctrica es una de las más limpias, aunque esto no quiere decir que sea totalmente inocua, porque los pantanos que hay que construir suponen un impacto importante. El pantano altera gravemente el ecosistema fluvial. Se destruyen hábitats, se modifica el caudal del río y cambian las características del agua como su temperatura, grado de oxigenación y otras. También los pantanos producen un importante impacto paisajístico y humano, porque con frecuencia su construcción exige trasladar a pueblos enteros y sepultar bajo las aguas tierras de cultivo, bosques y otras zonas silvestres.

La construcción de pantanos es cara, pero su costo de explotación es bajo y es una forma de energía rentable económicamente. Al plantearse la conveniencia de construir un pantano no hay que olvidar que su vida es de unos 50 a 200 años, porque con los sedimentos que el río arrastra se va llenando poco a poco hasta inutilizarse.

Potencial hidroeléctrico mundial explotable con centrales a pequeña escala.

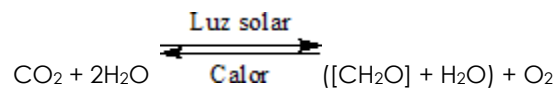


Gráfica 2.7.- Potencial hidroeléctrico mundial explotable. Fuente: Valdés 2009.

2.1.5.- Bioenergía

La biomasa es el nombre dado a cualquier materia orgánica de origen reciente que haya derivado de animales y vegetales como resultado del proceso de conversión fotosintético. La energía de la biomasa deriva del material de vegetal y animal, tal como madera de bosques, residuos de procesos agrícolas y forestales, y de la basura industrial, humana o animales.

El valor energético de la biomasa de materia vegetal proviene originalmente de la energía solar a través del proceso de fotosíntesis. La energía química que se almacena en las plantas y los animales (que se alimentan de plantas u otros animales), o en los desechos que producen, se llama bioenergía. Durante procesos de conversión tales como la combustión, la biomasa libera su energía, a menudo en la forma de calor, y el carbón se oxida nuevamente a dióxido de carbono para restituir el que fue absorbido durante el crecimiento de la planta. Esencialmente, el uso de la biomasa para la energía es la inversa de la fotosíntesis.



*Fotosíntesis

Este proceso de captación de la energía solar y su acumulación en las plantas y árboles como energía química es un proceso bien conocido. Los carbohidratos, entre los que se encuentra la celulosa, constituyen los productos químicos primarios en el proceso de bioconversión de la energía solar y al formarse aquellos, cada átomo gramo de carbono absorbe 112 Kcal de energía solar, que es precisamente la que después se recupera, en parte con la combustión de la celulosa o de los combustibles obtenidos a partir de ella (gas, alcohol, etc.). En naturaleza, en última instancia toda la biomasa se descompone a sus moléculas elementales acompañada por la liberación de calor. Por lo tanto la liberación de energía de conversión de la biomasa en energía útil imita procesos naturales pero en una tasa más rápida.

Por lo tanto, la energía obtenida de la biomasa es una forma de energía renovable. Utilizar esta energía recicla al carbón y no añade dióxido de carbono al medio ambiente, en contraste con los combustibles fósiles. De todas las fuentes renovables de energía, la biomasa se diferencia en que almacena energía solar con eficiencia. Además, es la única fuente renovable de carbón, y puede ser procesada convenientemente en combustibles sólidos, líquidos y gaseosos. La biomasa puede utilizarse directamente (por ejemplo combustión de madera para la calefacción y cocinar) o indirectamente convirtiéndola en un combustible líquido o gaseoso (ej. etanol a partir de cosechas del azúcar o biogás de la basura animal).

La energía neta disponible en la biomasa por combustión es de alrededor de 8 MJ/kg para la madera verde, 20 MJ/kg para la materia vegetal seca en horno, 55 MJ/kg para el metano; en comparación con cerca de 23 a 30 MJ/kg para el carbón. La eficiencia del proceso de la conversión se determina cuánto la energía real puede ser utilizada en forma práctica.

A.- Ventajas

- La biomasa es una fuente renovable de energía y su uso no contribuye al calentamiento global. De hecho, produce una reducción los niveles atmosféricos del bióxido de carbono, como actúa como recipiente y el carbón del suelo puede aumentar.
- Los combustibles de biomasa tienen un contenido insignificante de azufre y por lo tanto no contribuyen a las emisiones de dióxido de azufre que causan la lluvia ácida. La combustión de la biomasa produce generalmente menos ceniza que la combustión del carbón, y la ceniza producida se puede utilizar como complemento del suelo en granjas para reciclar compuestos tales como fósforo y potasio.
- La conversión de residuos agrícolas, de la silvicultura, y la basura sólida municipal para la producción energética es un uso eficaz de los residuos que a su vez reduce significativamente el problema de la disposición de basura, particularmente en áreas municipales.
- La biomasa es un recurso doméstico, que no está afectado por fluctuaciones de precio a nivel mundial o a por las incertidumbres producidas por las fuentes de combustibles importados. En países en vías de desarrollo en particular, el uso de biocombustibles líquidos, tales como biodiesel y etanol, reduce las presiones económicas causadas por la importación de productos de petróleo.

B.- Restricciones

- En naturaleza, la biomasa tiene relativamente baja densidad de energía y su transporte aumenta los costes y reduce la producción energética neta. La biomasa tiene una densidad a granel baja (grandes volúmenes son necesarios en comparación con los combustibles fósiles), lo que hace el transporte y su administración difíciles y costosos.
- La combustión incompleta de la leña produce partículas de materia orgánica, el monóxido de carbono y otros gases orgánicos. Si se utiliza la combustión de alta temperatura, se producen los óxidos del nitrógeno.
- Existe la posibilidad que el uso extensivo de bosques naturales cause la tala de árboles y escasez localizada de leña, con ramificaciones ecológicas y sociales serias. En muchos países asiáticos gran parte del combustible de la madera usado con propósitos de energía provienen de áreas indígenas boscosas.

- Hay un conflicto potencial por el uso de los recursos de la tierra y del agua para la producción de energía de biomasa y otras aplicaciones, tales como producción de alimentos y de fibras. Sin embargo, el uso de técnicas modernas de producción agrícola representa que hay suficiente tierra disponible para todas las aplicaciones, incluso en regiones densamente pobladas como Europa.
- Algunos usos de la biomasa no son completamente competitivos en esta etapa. En la producción de electricidad por ejemplo, hay fuerte competencia de las nuevas plantas de gas natural, altamente eficientes. Sin embargo, la economía de la producción energética de biomasa está mejorando, y la preocupación cada vez mayor por las emisiones de gas de invernadero está haciendo a la energía de biomasa más atractiva.
- La producción y el proceso de la biomasa pueden implicar un consumo de energía significativa, tales como combustible para los vehículos y los fertilizantes agrícolas, dando por resultado un balance energético reducido para el uso de la biomasa. En el proceso de la biomasa se necesitan reducir al mínimo el consumo de combustibles fósiles, y maximizan la conversión de basura y recuperación de energía.
- Los costos de la energía no reflejan a menudo las ventajas ambientales de la biomasa o de otros recursos energéticos renovables.

B.- Aplicaciones

- Biocombustibles

La producción de biocombustibles tales como el bioetanol y el biodiesel tiene el potencial de sustituir cantidades significativas de combustibles fósiles en varias aplicaciones de transporte.

- Producción eléctrica

La electricidad puede ser generada a partir de un número de fuentes de biomasa y al ser una forma de energía renovable se la puede clasificar como "energía verde". La producción de electricidad a partir de fuentes renovables de biomasa no contribuye al efecto invernadero ya que el dióxido de carbono liberado por la biomasa cuando es quemado, (directa o indirectamente después de que se produzca un biocombustible) es igual al dióxido de carbono absorbido por el material de la biomasa durante su crecimiento.

- Calor y vapor

La combustión de la biomasa o de biogás puede utilizarse para generar calor y vapor. El calor puede ser el producto principal, en usos tales como calefacción de hogares y cocinar, o puede ser un subproducto de la producción eléctrica en centrales combinadas de calor y energía. El vapor generado por la biomasa puede utilizarse para accionar turbinas de vapor para la producción eléctrica, utilizarse como calor de proceso en una fábrica o planta de procesamiento, o utilizarse para mantener un flujo de agua caliente.

- Gas Combustible

Los biogases producidos de la digestión o de la pirolisis anaerobia tienen un número de aplicaciones. Pueden ser utilizados en motores de combustión interna para accionar turbinas para la producción eléctrica, puede utilizarse para producir calor para necesidades comerciales y domésticas, y en vehículos especialmente modificados como un combustible. Aunque en nuestro país se ha realizado un total de 235 instalaciones para el aprovechamiento de la biomasa, aún estamos lejos de alcanzar el nivel de Francia, el país líder de la Unión Europea en el que seis millones de hogares utilizan la madera como fuente de calor, o de Dinamarca, donde una planta quema 28,000 toneladas anuales de paja para producir 13 MW de electricidad. En Brasil unos 2, 000,000 de vehículos funcionan con alcohol casi puro, obtenido del cultivo de la caña de azúcar, y 8, 000,000 más utilizan una mezcla de gasolina y alcohol.

Uno de los ejemplos más destacados en el campo de la tecnología de las fuentes de energía renovables es el caso de la obtención de alcohol industrial por fermentación en Brasil. En 1976, el gobierno brasileño decidió dejar de ser el mayor importador de petróleo entre los países en desarrollo, y se embarcó en un programa para la producción masiva de etanol, a partir de melazas de caña de azúcar o de la pulpa de mandioca, para ser utilizado como combustible.

Actualmente se producen entre 3 y 5 millones de m³ de etanol por año. Gran parte del etanol se mezcla con gasolina, y constituye el 20 % del combustible que utilizan los automóviles, con el consiguiente ahorro de energía fósil (gasolina).

CONSUMO DE BIOMASA EN LAS PRINCIPALES PAÍSES INDUSTRIALIZADOS		
	Porcentaje de energía de la biomasa	Energía de biomasa [Mtoe/a]
Austria	4.0	1.0
Bélgica	0.2	0.1
Canadá	3.0	6.4
Dinamarca	1.0	0.2
Finlandia	14.0 (+4 turba)	4.7
Irlanda	13.0	1.1
Nueva Zelanda	0.4	0.1
Noruega	4.0	1.1
Suecia	13.0	6.3
Suiza	1.6	0.3
Reino Unido	0.3	0.6
USA	4.0	64.0

Tabla 2.1.- Consumo de Biomasa Mundial. Fuente: CEIT 2008.

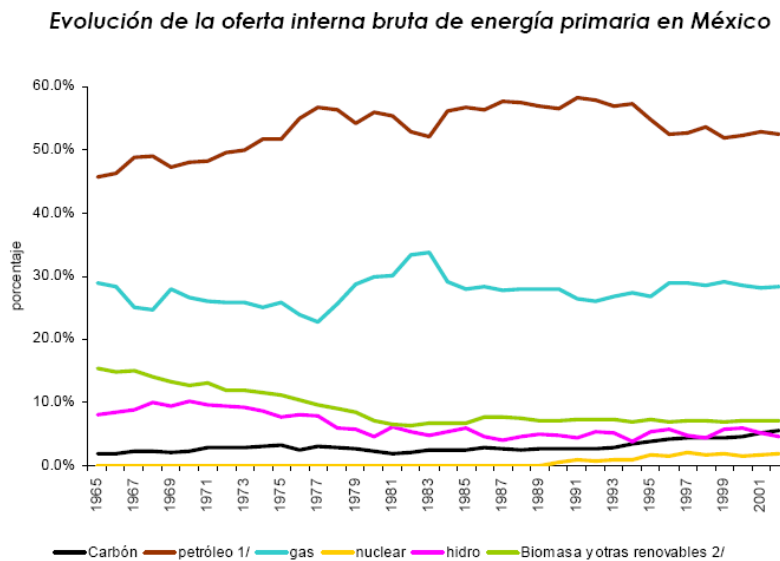
Incluso los países avanzados están buscando medios para reducir su dependencia de los combustibles fósiles y organizando proyectos de biomasa tendentes a satisfacer una parte de sus necesidades energéticas. Suecia obtiene ya un 10 % de su energía de desechos forestales y agrícolas, y Finlandia, el 14 %. En el Reino Unido existen proyectos para producir alcohol en fermentadores en proceso continuo, que son lo suficientemente rápidos y el alcohol lo bastante concentrado como para poder competir con la gasolina como combustible para el transporte.

E.U. tiene instalados más de 9,000 MW para generación de energía eléctrica, obtiene el 4% de la energía que necesita de esta fuente. La Unión Europea tiene un potencial económico en biomasa del orden de 100 Mtep, aproximadamente el 10% de sus necesidades, su potencial técnico es del orden de 306 Mtep.

*Fuente: SENER 2009.

2.2.- Alternativas energéticas en México

La información confiable sobre las fuentes energéticas utilizadas históricamente en México no se remota más allá del año 1965, por lo que no es posible establecer con precisión los periodos en los que ocurrieron las primeras transiciones energéticas. En primer lugar cabe destacar la escasa importancia que tiene el carbón en nuestro país al abarcar menos del 10% de la oferta interna bruta. Esta situación se debe esencialmente a los escasos yacimientos de carbón que existen en México, principalmente en el norte del territorio nacional.



Gráfica 2.8.- Oferta interna de la energía primaria en México. Fuente: SENER 2005.

Por otra parte, el petróleo y el gas natural son los energéticos predominantes en la oferta, con una participación de alrededor del 90%. Esta elevada participación es resultado de la situación nacional como país productor de petróleo, lo que representa una alta disponibilidad de este energético, y por la política de desarrollo industrial mantenida desde la expropiación petrolera y hasta principios de la década de los ochenta la cual consistió en suministrar insumos energéticos derivados del petróleo a precios subsidiados, lo que resultó en una utilización masiva de energéticos como el combustóleo, la mayoría de las veces en procesos poco eficientes y sin ningún cuidado del ambiente.

Otro proceso interesante es el relacionado con el gas natural. Históricamente este energético ha tenido que ser el sustituto "natural" del petróleo, principalmente en los procesos industriales y, a partir de la década de los noventa, esta sustitución se ha concentrado en el sector eléctrico como resultado de la adopción de nuevas tecnologías de generación de gas natural, más eficientes y con menores impactos sobre el ambiente, aunque no debe minimizarse la contribución de la energía nuclear en esta sustitución.

El proceso de consolidación del petróleo como energético predominante en México culminó hacia principios de la década de los ochenta, cuando concluyó la tendencia al desplazamiento de las fuentes renovables tradicionales como la leña, a la par de la generación hidroeléctrica cedió su lugar como fuente de producción de electricidad a la generación termoeléctrica.

Como resultado de estos procesos, actualmente la utilización de las energías renovables en México se da una proporción muy inferior a su potencial, solamente el 11.66% de la oferta interna bruta de energía primaria se compuso de fuentes renovables de energía, lo que se compara con el uso de hidrocarburos, cuya participación en la oferta interna bruta de energía primaria fue de 86.4%.

*Fuente: SENER 2005.

2.2.1.- Energía nuclear

La única central nucleoelectrónica de nuestro país, se encuentra ubicada sobre la costa del Golfo de México en el Km. 42.5 de la carretera federal Cardel - Nautla, en la localidad denominada Punta Limón municipio de Alto Lucero, Estado de Veracruz, cuenta con un área de 370 Ha. Geográficamente situada a 60 km. al noreste de la ciudad de Xalapa, 70 km. al noroeste del puerto de Veracruz y a 290 km. al noreste de la Ciudad de México.

La Central Laguna Verde (CLV) cuenta con 2 unidades generadoras de 682.5 Mw eléctricos cada una. Los reactores son marca General Electric, tipo Agua Hirviente (BWR-5), contención tipo Mark II de ciclo directo. Con la certificación del organismo regulador nuclear mexicano, la Comisión Nacional de Seguridad Nuclear y Salvaguardas (CNSNS), la Secretaría de Energía otorgó las licencias para operación comercial a la unidad 1 el 29 de julio de 1990 y a la unidad 2 el 10 de abril de 1995.

Reactor nuclear	Unidades 1 Y 2
Marca	General Electric
Numero de unidades	Dos
Potencia térmica por reactor	2,021 MW
Tipo de reactor nuclear	BWR -5 agua ligera en ebullición
Combustible nuclear	UO ₂ enriquecido al 3%
Carga inicial de combustible por reactor	444 ensambles; 92 toneladas de combustible (UO ₂) al 1.87% U235 en promedio
Recarga anual de combustible por reactor	96 ensambles al 2.71% de U235
Peso total de uranio	87.85 ton. por unidad
Barras de control	109 por unidad
Presión nominal del reactor	71.7 Kg/Cm ²
Flujo de vapor	3,989 tons. / Hr.
Calidad del vapor	99.7 %
Bombas de recirculación	2 por unidad
Flujo de recirculación	9,600 tons / Hr.
Bombas de chorro internas de recirculación	20 por unidad
Potencia eléctrica bruta por unidad	682.44 MWe
Potencia eléctrica neta por unidad	655.14 MWe
Energía anual generada por unidad	4,782 GWh, al 80% de factor de capacidad
Ahorro anual en combustóleo por unidad	1 millón 96 mil metros cúbicos (6 millones 895 mil barriles).
Líneas de transmisión	Tres de 400 KV a Tecali, Puebla y Poza Rica; dos de 230 KV a la ciudad de Veracruz
Turbinas (una por cada unidad)	Unidades 1 Y 2
Marca	Mitsubishi Heavy industries
Tipo	De flujo cuádruple impulso reacción
Velocidad	1800 rpm.
Turbina alta presión	1
Temperatura de vapor a la entrada	283 °C

Gráfica 2.10.- Ficha técnica de la central nucleoelectrónica Laguna Verde. Fuente: CFE 2007.

La construcción de la unidad 1 comenzó en octubre de 1976, fue conectada a la red eléctrica en 1989. En el caso de la unidad 2, su construcción empezó en 1977 y se integró a la red de potencia eléctrica en 1995. La energía eléctrica generada en la CLV fluye a través de la subestación elevadora que se conecta a la red eléctrica nacional mediante dos líneas de transmisión de 230 KV, a la subestación Veracruz II, así como con 3 líneas de transmisión de 400 KV; dos a la subestación Puebla II y la tercera a la Subestación Poza Rica II.

Actualmente, la planta nucleoelectrica aporta 3% de la capacidad total de generación de la CFE, la cual asciende a aproximadamente 45 mil megavatios. El valor contable de la planta es de alrededor de 53 mil 343 millones de pesos, que representa 6.37% del valor total de las plantas, instalaciones y equipos en operación de la CFE. En febrero de 2007 se anunció que la CFE planea la actualización de la planta con el propósito aumentar la capacidad de producción de energía eléctrica de la misma en un 20%. La licitación internacional para efectuar dicha actualización fue ganada por la empresa española Iberdrola.

El contrato de CFE con dicha empresa asciende a 605.04 millones de dólares estadounidenses. De acuerdo con el Plan de Mejoras de la Gerencia de Centrales Nucleoelectricas (GCN) de la CFE, Laguna Verde presenta actualmente un total de 3 mil 800 problemas pendientes de resolver que van desde la confiabilidad del equipo, recarga de combustible, hasta paros y reducción de potencia no programados, lo que está asociado con 5 mil 200 acciones correctivas. Por otro lado desde que la planta entró en operación se han dado protestas por parte de varios grupos civiles. Dichos grupos sostienen que Laguna Verde presenta un impacto negativo en el medio ambiente y que opera con medidas inadecuadas de seguridad, por lo que constituiría un peligro potencial para los asentamientos humanos más cercanos a la central.

Por su parte, la CFE ha negado sistemáticamente aquel tipo de declaraciones, y siempre ha afirmado que la nucleoelectrica no representa ningún riesgo para el ambiente ni para la población ya que opera dentro de los lineamientos de la IAAE (Agencia Internacional de Energía Atómica) y la WANO (Asociación Mundial de Operadores Nucleares).

2.2.2.- Energía solar

El país recibe en seis horas de exposición al sol una cantidad de energía equivalente al consumo nacional de un año. Esta energía se transforma en calor, viento, agua evaporada y en diversas formas de biomasa y, aunque la tecnología nueva permite un uso importante de este energético, hasta la fecha en México se usa marginalmente.

La mayor parte del territorio tiene una insolación media anual de 5 KWh/m², lo que, suponiendo una eficiencia de transformación de energía solar en electricidad del 100% significaría que un dispositivo de 2 m² podría proporcionar electricidad a un hogar medio mexicano cuyo consumo asciende aproximadamente a 300 KWh por mes. El aprovechamiento solar de la energía solar en México se realiza principalmente a través de los dos siguientes tipos de sistemas.

Sistemas Termosolares

Se trata esencialmente de colectores solares planos y su aplicación principal es el calentamiento de agua. En México existen instalaciones de este tipo de colectores, resaltando la que se construyó en el Instituto de Ingeniería de la UNAM a principios de los años ochenta, y que ha sido la base para investigaciones posteriores en nuestro país. Actualmente, esta tecnología se desarrolla en México en el Instituto de Investigaciones Eléctricas (IEE), el Centro de Investigación de Energía (CIE), de la UNAM, y en la Facultad de Ingeniería de la UNAM.

De acuerdo con datos de la ANES, se contaba con una superficie de colectores planos de 498,615m², con una eficiencia promedio de un 70% y una capacidad estimada de 109 MW de capacidad térmica.

*Fuente: SENER 2009.

Sistemas Fotovoltaicos

El desarrollo de estos sistemas en el contexto nacional se inició en el Centro de Investigación y Estudios Avanzados del Instituto Politécnico Nacional (CINVESTAV), al construirse una pequeña planta piloto con una capacidad de producción de foto celdas que permitió, en los años setenta, proveer de electricidad a un número significativo de aulas dentro del sistema nacional de telesecundarias.

Actualmente, las principales aplicaciones identificadas en México son: la electrificación y la telefonía rural, radio transmisión, y el bombeo de agua para abrevaderos en el sector agropecuario.

México ha experimentado programas de difusión de estos sistemas, sin embargo, solo los ha limitado a zonas rurales aisladas. El programa "Solidaridad" posibilitó la instalación de alrededor de 40,000 sistemas fotovoltaicos, otros 10,000 por la iniciativa privada, para proveer de electricidad a zonas alejadas de la red eléctrica. Igualmente, el uso de estos sistemas se ha generalizado para la comunicación en sistemas de auxilio e iluminación en carreteras federales, para proveer energía a estaciones del sistema de comunicación por microondas y a la telefonía rural. Sin embargo, el programa la desventaja de no incluir fines productivos y de ignorar los beneficios de pequeños sistemas centralizados para proveer diferentes servicios eléctricos.

En lo que respecta a los sistemas fotovoltaicos para bombeo de agua, a partir de octubre del 2000, la SAGARPA estableció el Programa de Energía Renovable para la Agricultura para apoyar estos proyectos. De esta forma, los sistemas instalados entre 2001 y 2002 fueron 431, con 3,374 módulos y una capacidad total de 238 MW.

*Fuente: SENER 2009.

2.2.3.- Energía eólica

En México, solo considerando el estado de Oaxaca, existe un potencial de 44,000 MW de capacidad lo que se compara con la capacidad instalada actual en el sector eléctrico mexicano. Además de Oaxaca en donde ya existen incipientes desarrollos de aprovechamiento eoloeléctrico, la exploración del potencial también ha identificado sitios en los estados de Baja California, Baja California Sur, Coahuila, Hidalgo, Quintana Roo y Zacatecas.

México cuenta con un importante desarrollo tecnológico para la generación eoloeléctrica. El IIE, tiene más de 20 años de experiencia en este rubro, y ha construido y operado dos plantas eólicas piloto que le permiten adentrarse en esta tecnología, reconocer sus ventajas y limitaciones, y validar su integración al Sistema Eléctrico Nacional. El sector privado nacional realiza ya el diseño y la manufactura de aerogeneradores y los exporta ya ensamblados.

La energía eoloeléctrica es actualmente susceptible de desarrollarse a precios competitivos a gran escala. En lo referente al desarrollo de sistemas comerciales, en agosto de 1994, la CFE puso en operación una central eoloeléctrica en La Venta, Oaxaca, en la zona del Istmo de Tehuantepec, siendo la primera y única planta eólica integrada a la red eléctrica de México. Su capacidad instalada es de 1.6 MW, genera anualmente 7.1 GWh con uno de los factores de planta eólicos más altos del mundo de 51%. Al respecto, cabe señalar que la mayoría de los países los aerogeneradores pueden operar sólo un 30% del tiempo. En la región de la Ventosa, México, este porcentaje varía entre el 45% y 60%. En diciembre de 1998, entró en operación una nueva central eólica, la de Guerrero Negro, que se ubica dentro de la Zona de reserva de la Biosfera de El Viscaíno, en la península de Baja California Sur la cual tiene una capacidad de 0.6 MW.

A últimas fechas se contaba con una capacidad total de sistemas eólicas de casi 2.2 MW, mientras que la capacidad de sistemas híbridos (eólicas con sistemas fotovoltaicos o con equipos diesel) totalizó 0.3 MW.

*Fuente: SENER 2009.

2.2.4.- Energía geotérmica

En el cinturón volcánico mexicano (CVM), la temperatura en el subsuelo aumenta unos 80 ó 100 °C por cada km de profundidad. En lugares no volcánicos la temperatura aumenta unos 33 °C por cada Km. Esto propicia la existencia de sistemas geotérmicos susceptibles para la explotación de la energía térmica almacenada. Así, una parte importante de esta energía confinada en los primeros 3 ó 4 km de la corteza terrestre registra temperaturas de fondo entre 300 y 500 °C, lo que vuelve muy atractiva su explotación, tanto para la producción de electricidad como para otros usos directos.

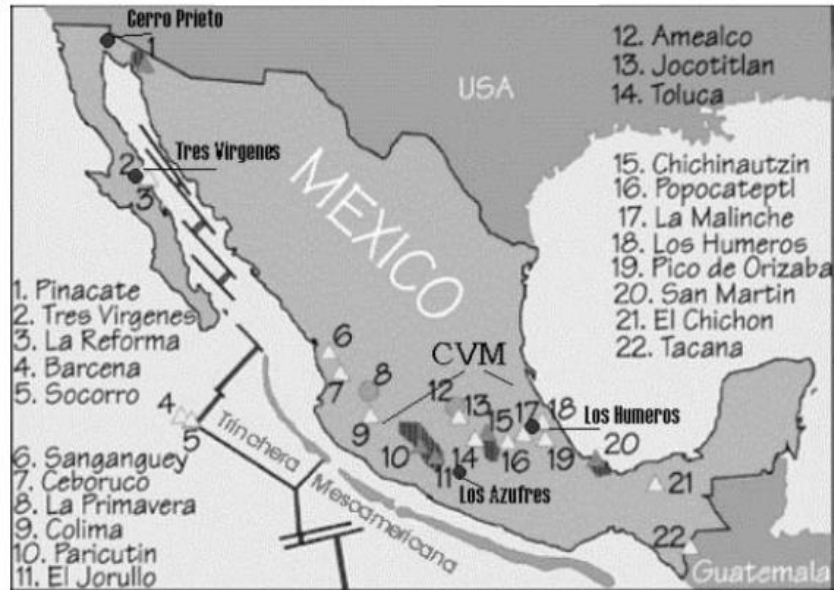
Este potencial disponible naturalmente en México podría ser considerado como una fuente renovable inagotable. El potencial geotérmico de México asciende a 10.4 TWh por año generados con una capacidad eléctrica instalada de 2,400 MW adicional a los 870 ya existentes.

*Fuente: SENER 2009.

Dentro de este escenario mundial de generación, las cifras de producción de México, le han permitido su ubicación en el cuarto lugar con una capacidad instalada de 959 MW, con la cual se generó 3.5% de los 220 TWh que se produjeron. Esta generación estaba conformada por 15 unidades geotérmicas a base de la tecnología Flash, con una capacidad de 3.1 MW ubicadas en Chihuahua, Michoacán y Puebla y 11 unidades con tecnología de Back Pressure, con una capacidad de 55 MW en total ubicadas en Michoacán y Puebla. Cabe señalar que esta generación de electricidad de origen geotérmico se realiza con factores de planta que son del orden del 85% de los más altos del país.

A niveles regionales, su importancia puede ser muy alta, por ejemplo el campo geotérmico de Cerro Prieto, el segundo más grande del mundo, produce el 98.9% de la electricidad que se distribuye en la red de Baja California, que es un sistema aislado del Sistema Eléctrico Nacional. A nivel Nacional la geotermia ocupa el cuarto lugar de la generación eléctrica.

Localización de campos geotérmicos productores y zonas con potencial geotérmico.



Mapa 2.1.- Localización de campos geotérmicos productores y con potencial en México. Fuente: CFE 2006.

El desarrollo de la energía geotérmica en México está a cargo de la CFE, la cual ha elaborado estudios de factibilidad en 41 zonas geotérmicas, identificándose 21 zonas con posibilidades de extracción de fluidos con alta entalpía. Actualmente existen cuatro campos geotérmicos que son aprovechados para generar electricidad en gran escala y uno a pequeña escala. A gran escala están: la ya mencionada planta de Cerro Prieto, Los Azufre, Los Humeros y Tres Vírgenes, y a pequeña escala el de Maguarichic.

La tecnología necesaria para la extracción, uso directo y generación de electricidad se encuentra en plena etapa de madurez, confiriendo gran confiabilidad al sistema. La abundancia de zonas geotérmicas potencialmente explotables, junto al conocimiento de la tecnología necesaria para su extracción y uso, le da a México una gran oportunidad para seguir expandiendo la capacidad eléctrica instalada con una nueva fuente renovable de energía.

2.2.5.- Bioenergía

En México, sin que exista una evaluación precisa del universo de posibilidades de este tipo de recurso, existe un amplio potencial de aprovechamiento de las diversas formas de bioenergía.

La forma más utilizada es el bagazo de caña, esta representa el 76% del consumo energético en la industria azucarera, el 7% de todo el sector industrial y el 2% de la energía final. El potencial de generación de electricidad a partir de bagazo de caña es superior a 3,000 GWh al año. Sin embargo, debido a que la industria azucarera ha estado en crisis, la producción anual no ha mostrado una clara tendencia al crecimiento.

Existe otra forma de bioenergía cuyo potencial de aprovechamiento es alto en nuestro país pero que pertenece prácticamente sin explotar, se trata de los desecho sólidos municipales, y un primer inventario de éste recurso proveniente de los rellenos sanitarios de las grandes ciudades del país presenta principalmente un potencial de 202 petajoules/año, esto es, aproximadamente el 15% de la energía consumida del sector industrial, mediante la conversión de éstos desechos en biogás a través de la biometanación o la pirólisis. A nivel nacional se cuenta con dos plantas de 10.8 MW ubicados en el estado de Nuevo León donde se aprovecha el biogás mediante un proceso de combustión interna.

También, es relevante mencionar que en el estado de Hidalgo se encuentra en construcción el proyecto híbrido TRATIMEX (gas natural, combustóleo, biogás), con una capacidad total de 75 MW, de los cuales 10.5 son generadores que utilizan biogás.

En este capítulo analizamos las diferentes alternativas energéticas que existen a nivel mundial, con una diversidad muy amplia. Esto quiere decir que hoy en día ya se están tomando cartas en el asunto para la sustitución de las fuentes de energía ya tradicionales y que en algunos países ya están tan avanzados que ya estas energías alternas forman parte de una economía energética moderna.

Por otro lado en México existen una gran variedad de alternativas que aún no se han explorado y que por una u otra razón siguen estancadas ó no tienen la explotación que se desearía. No basta con las alternativas ya añejas que se han estado utilizando por los últimos años, se requiere el uso de biocombustibles de manera más considerable en nuestro país.

Por primera vez en este trabajo se mencionaron los términos biomasa, bioenergía ó biocombustibles, esto es significativo ya que este trabajo se enfocará en la generación de uno de estos biocombustibles y de una posible economía energética que afiance el uso de estos. En el próximo capítulo se analizara la variedad de biocombustibles que ya existen, su generación, su aportación en el mundo y su posible adaptación a nuestro país.

CAPÍTULO 3

BIOCOMBUSTIBLES

3.1.- Antecedentes

Biocombustible es el término con el cual se denomina a cualquier tipo de combustible que derive de la biomasa. A diferencia de los combustibles fósiles que provienen de la energía almacenada durante largos períodos en los restos fósiles, los biocombustibles provienen de la materia orgánica que constituye todos los seres vivos del planeta. La biomasa es una fuente de energía renovable, pues su producción es mucho más acelerada que la formación de los combustibles fósiles.

Tanto los combustibles fósiles como los biocombustibles, tienen origen biológico. Toda sustancia susceptible de ser oxidada puede otorgar energía. Si esta sustancia procede de plantas, al ser quemada devuelve a la atmósfera dióxido de carbono que la planta tomó del aire anteriormente. Las plantas, mediante la fotosíntesis, fijan energía solar y dióxido de carbono en moléculas orgánicas. El petróleo es energía proveniente de fotosíntesis realizada hace millones de años concentrada. Al provenir de plantas de hace millones de años, su cantidad es limitada.

Debido a esto los biocombustibles pueden reemplazar parcialmente a los combustibles fósiles. Por ejemplo en comparación con otras energías alternativas, el reemplazo de los combustibles fósiles por biocombustibles en el sector de transporte puede ser realizado con menores costos, debido a que no requieren grandes cambios en la tecnología actualmente utilizada, ni tampoco en el sistema de distribución. Utilizar otro tipo de energía, como la obtenida a través del hidrógeno, que se basa en una tecnología totalmente distinta, requeriría grandes cambios en el movimiento del capital. Esto no implica que se deban descartar nuevas fuentes de energía, sino que los biocombustibles son los que están teniendo un crecimiento mayor a corto plazo.

Por otro lado en el caso de los biocombustibles, la sustancia a ser quemada proviene de fotosíntesis reciente, por eso se afirma que la utilización de biocombustibles no tiene impacto neto en la cantidad de dióxido de carbono que hay en la atmósfera. Algunos la consideran energía renovable en el sentido que el ciclo de plantación y cosecha se podría repetir indefinidamente, teniendo en cuenta que no se agoten los suelos ni se contaminen los campos de cultivo.

Las fuentes de bioenergía pueden ser biomasa tradicional quemada directamente, tecnologías a base de biomasa para generar electricidad, y biocombustibles líquidos para el sector de transporte.

- La biomasa tradicional es utilizada en países subdesarrollados, principalmente en zonas rurales. Esta energía es neutra en emisiones de CO₂ (utiliza fotosíntesis reciente), pero tiene elevados costos ambientales, sanitarios y económicos.
- Con respecto a la biomasa para generar electricidad, este sistema es utilizado en países industrializados con elevados recursos forestales, que utilizan madera para generar electricidad.
- Los biocombustibles líquidos proporcionan actualmente aproximadamente la energía equivalente a 20 millones de toneladas de petróleo (lo que equivale al 1% del combustible utilizado mundialmente para transporte por carretera).

*Fuente: Comité de Seguridad Alimentaria Mundial 2009.

- Los biocombustibles que más se utilizan son el bioetanol y el biodiésel. El etanol puede ser utilizado en motores que utilizan gasolina, mientras que el biodiésel se utiliza obviamente en motores que utilizan diesel.

3.2.- Tipos y obtención de biocombustibles

Entre los cultivos posibles de utilizar para la elaboración de biocombustibles, están los de alto contenido de carbohidratos (caña de azúcar, maíz, mandioca), las oleaginosas (soja, girasol, palmas) y las esencias forestales (eucalipto, pinos).

Tipos de combustibles obtenidos de la biomasa		
Sólidos	Líquidos	Gaseosos
Paja	Alcoholes	Gas de gasógeno
Leña sin procesar	Biohidrocarburos	Biogás
Astillas	Aceites vegetales y ésteres derivados	Hidrógeno
Briquetas	Aceites de pirolisis	
Carbón vegetal		
Bagazo		

Tabla 3.1.- Tipos de combustibles.

Según la naturaleza de la biomasa y el tipo de combustible deseado, se pueden utilizar diferentes métodos para obtener biocombustibles:

- Procesos mecánicos (astillado, trituración, compactación).
- Termoquímicos (combustión, pirolisis y gasificación).
- Biotecnológicos (microbacterianos o enzimáticos).
- Extractivos.

En la siguiente tabla se presenta una síntesis de estos principales procesos de transformación y de los biocombustibles derivados, así como las aplicaciones más frecuentes en cada uno de ellos. Cada uno de estos procesos se inicia con la biomasa vegetal que se forma a partir del proceso de fotosíntesis, con el aporte de la energía solar que captan y transforman estos organismos.

Proceso de obtención de biocombustibles						
	Mecánicos	Termoquímicos		Biotecnológicos		Extractivos
Técnicas	Astillado Trituración Compactación	Pirolisis	Gasificación	Fermentación	Digestión anaerobia	Extracción físico- química
Productos	Leñas Astillas Briquetas Aserrín	Carbón Aceites	Gas gasógeno	Etanol Diesel	Biogás CO ₂ , CH ₄	Aceites Esteres Hidrocarburos
Aplicaciones	Calefacción Electricidad	Calefacción Electricidad Transporte Industria Química	Calefacción Electricidad Transporte Industria Química	Transporte Industria Química	Calefacción Electricidad	Transporte Industria Química

Tabla 3.2.- Procesos de obtención de biocombustibles.

Cada técnica depende del tipo de biomasa disponible. Si se trata de un material seco puede convertirse en calor directo mediante combustión, el cual producirá vapor para generar energía eléctrica. Si contiene agua, se puede realizar la digestión anaeróbica que lo convertirá en metano y otros gases, o fermentar para producir alcohol, o convertir en hidrocarburo por reducción química. Si se aplican métodos termoquímicos es posible extraer metanol, aceites, gases, etc. El método de la digestión por el cual se obtiene biogás es el más empleado.

3.3.- Biocombustibles líquidos

Los biocombustibles que más se utilizan son el bioetanol y el biodiesel. Por una parte etanol es un biocombustible a base de alcohol, el cual se obtiene directamente del azúcar. Ciertos cultivos permiten la extracción directa de azúcar, como la caña azucarera (Brasil), la remolacha (Chile) o el maíz (Estados Unidos). Sin embargo, prácticamente cualquier residuo vegetal puede ser transformado en azúcar, lo que implica que otros cultivos también pueden ser utilizados para obtener alcohol. Aunque con la tecnología disponible actualmente este último proceso es muy costoso, se pronostica que ocurran avances en este sentido (las llamadas tecnologías de segunda generación).

En el caso de los motores diesel, se pueden utilizar biocombustibles obtenidos a partir de aceites o grasas. Ciertas plantas como la soya o el girasol, son las que más eficientemente producen aceites que pueden ser utilizados como biocombustibles directamente, o pueden ser procesados para obtener un biocombustible más refinado. La utilización directa de aceites vegetales es posible, pero requiere de modificaciones en el motor. El sistema más habitual es la transformación de los aceites mediante un proceso químico que permite la utilización del biocombustible en un motor diesel sin modificar.

- El bioetanol, también llamado etanol de biomasa, se obtiene a partir de maíz, sorgo, caña de azúcar o remolacha. Brasil es el principal productor de bioetanol (45% de la producción mundial), Estados Unidos representa el 44%, China el 6%, la Unión Europea el 3%, India el 1% y otros países el restante 1%.
- El biodiesel, se fabrica a partir de aceites vegetales, que pueden ser ya usados o sin usar. En este último caso se suele usar raps, canola, soya o jatrofa (piñón), los cuales son cultivados para este propósito. El principal productor de biodiésel en el mundo es Alemania, que concentra el 63% de la producción. Le sigue Francia con el 17%, Estados Unidos con el 10%, Italia con el 7% y Austria con el 3%.

3.4.- Bioetanol

El etanol puede utilizarse como combustible para automóviles por sí mismo o también puede mezclarse con gasolina en cantidades variables para reducir el consumo de derivados del petróleo. El combustible resultante se conoce como gasohol (en algunos países, "alconafta"). Dos mezclas comunes son E10 y E5, mezcla de etanol al 10% y al 5% en volumen con gasolina respectivamente.

El etanol también se utiliza cada vez más como añadido para oxigenar la gasolina estándar, como reemplazo para el metil terc-butil éter. Este último es responsable de una considerable contaminación del suelo y del agua subterránea.

El etanol que proviene de los campos de cosechas (bioetanol) se perfila como un recurso energético potencialmente sostenible que puede ofrecer ventajas medioambientales y económicas a largo plazo en contraposición a los combustibles fósiles. Se obtiene fácilmente del azúcar o del almidón en cosechas de maíz y caña de azúcar, por ejemplo. Sin embargo, los actuales métodos de producción de bioetanol utilizan una cantidad significativa de energía comparada al valor de la energía del combustible producido. Por esta razón, no es factible sustituir enteramente el consumo actual de combustibles fósiles por bioetanol.

Hoy en día se utilizan tres tipos de materias primas para la producción a gran escala de etanol de origen biológico:

Sustancias con alto contenido de sacarosa

- Caña de azúcar
- Remolacha
- Melazas
- Sorgo dulce

Sustancias con alto contenido de almidón

- Maíz
- Patata
- Yuca

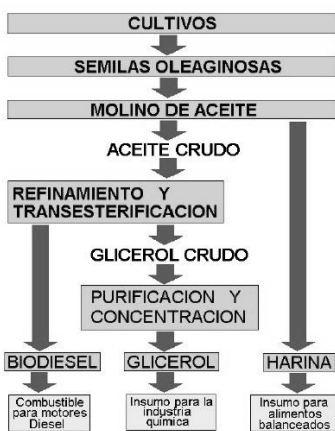
Sustancias con alto contenido de celulosa

- Madera
- Residuos agrícolas

3.5.- Biodiesel

El Biodiesel es un combustible sustituto del diesel, el cual puede ser producido partiendo de materias primas agrícolas (aceites vegetales y/o grasas animales), aceites o grasas de fritura usados. El biodiesel posee las mismas propiedades del combustible diesel empleado como combustible para automóviles, camiones, ómnibus y puede ser mezclado en cualquier proporción con el diesel obtenido de la refinación del petróleo. No es necesario efectuar ninguna modificación en los motores para poder emplear este combustible. Importantes fabricantes de vehículos europeos efectuaron pruebas con resultados satisfactorios en automóviles, camiones y autobuses.

El biodiesel, desde el punto de vista de la inflamabilidad y toxicidad, es más seguro que el gas-oil proveniente del petróleo, no es peligroso para el ambiente y es biodegradable. El biodiesel es un éster que puede producirse a partir de diferentes tipos de aceites vegetales, como los de soja, colza, girasol, y a partir de grasas animales.



Gráfica 3.2.- Diagrama general de flujo para procesar biodiesel. Fuente: Biodiesel.com 2009.

El proceso de elaboración del biodiesel está basado en la llamada trans esterificación de los glicéridos, utilizando catalizadores. Desde el punto de vista químico, los aceites vegetales son triglicéridos, es decir tres cadenas moleculares largas de ácidos grasos unidas a un alcohol, el glicerol.

En la reacción de trans esterificación, una molécula de un triglicérido reacciona con tres moléculas de metanol o etanol para dar tres moléculas de mono ésteres y una de glicerol. Estos ésteres metílicos o etílicos (biodiesel) se mezclan con el combustible diesel convencional en cualquier proporción o se utilizan como combustible puro (biodiesel 100%) en cualquier motor diesel. El glicerol desplazado se recupera como un subproducto de la reacción.

El biodiesel tiene una cantidad de energía similar al diesel de petróleo pero es un combustible más limpio que el diesel regular y puede ser utilizado por cualquier tipo de vehículo diesel (vehículos de transporte, embarcaciones, naves turísticas y lanchas), solo o en solución como aditivos para mejorar la lubricidad del motor. Actualmente el biodiesel se usa en varios países en mezclas con porcentajes diversos. Existe interés en utilizar biodiesel donde los trabajadores son expuestos a gases de escape de diesel, en aeronaves, para controlar la polución en el área de los aeropuertos y en locomotoras que enfrentan restricciones en su uso debido a sus emisiones.

El uso de biodiesel presenta ciertas ventajas:

- No contiene azufre y, por ende, no genera emanaciones de este elemento, las cuales son responsables de las lluvias ácidas.
- Mejor combustión, que reduce el humo visible en el arranque en un 30%.
- Reduce las emanaciones de CO₂, CO, partículas e hidrocarburos aromáticos.
- Los derrames de este combustible en las aguas de ríos y mares resultan menos contaminantes y letales para la flora y fauna marina que los combustibles fósiles.
- Volcados al medio ambiente se degradan más rápidamente que los petro combustibles.
- Su combustión genera menos elementos nocivos que los combustibles tradicionales.
- Es menos irritante para la piel humana.
- Actúa como lubricante de los motores prolongando su vida útil.
- Su transporte y almacenamiento resulta más seguro que el de los petro-derivados ya que posee un punto de ignición más elevado. El biodiesel puro posee un punto de ignición de 148°C contra los escasos 51°C del gasoil.

3.6.- Panorama internacional de los biocombustibles

Últimamente los biocombustibles están despertando un gran interés en naciones ricas y pobres como alternativa a la gasolina derivada del petróleo, o como complemento de ella.

Diversos países promueven el desarrollo de la producción de biocombustibles mediante subsidios u otras políticas, o han incorporado en su legislación metas de sustitución de combustibles fósiles por biocombustibles. La Unión Europea proyecta cortar todo su gasoil con un 5.7% de biodiesel en el año 2010. Estados Unidos planea reemplazar el 20% de su consumo de petróleo en diez años, utilizando etanol. Brasil fue un pionero en la utilización de biocombustible, hace treinta años implementó un plan para reducir la dependencia del petróleo. Ahora tiene excedentes de etanol, producido a partir de la caña de azúcar. Argentina emitió una ley de biocombustibles, que prevé el corte obligatorio del 5% en naftas y gasoil para el 2010. Colombia indicó el uso obligatorio de etanol al 10% en cortes con naftas.

Las razones detrás de estas metas de sustitución pueden ser varias, incluyendo cuestiones de seguridad energética y consideraciones técnicas, y no siempre motivos ecológicos. En el caso de la Unión Europea, la legislación ha llevado los límites de contenido de azufre a niveles muy bajos, 50 ppm, lo que provocó que los combustibles pierdan capacidad de lubricante. La incorporación del 5% de biodiesel en el gasoil elevará la capacidad de lubricación de los combustibles. En el caso del etanol, su incorporación reduce la contaminación por la menor emisión de anhídrido carbónico perjudicial para la salud.

*Fuente: (Fondo de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación) FAO 2009.

La producción de biocombustibles aún cuesta considerablemente más que la de combustibles fósiles, incluso teniendo en cuenta el fuerte incremento en los precios del petróleo. Los países que desarrollaron una producción sustancial de biocombustibles (Estados Unidos, Brasil, Alemania), se han apoyado en una combinación de medidas fiscales (desgravaciones fiscales, subvenciones), medidas de sostenimiento de precios y objetivos de uso obligatorio. En estos casos, la mayor parte del biocombustible producido es consumido internamente. Estas medidas pueden tener un justificativo para apoyar al sector en las etapas iniciales por tratarse la seguridad energética de cada país de una cuestión estratégica por consideraciones ambientales (menor emisión de CO₂ y gases perjudiciales para la salud) o técnicas (mayor lubricación de motores).

De acuerdo con un estudio del Fondo de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO) y la Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL), los países de latinoamérica que poseen mayor potencial para producir biocombustibles son Brasil, Argentina, Perú, Colombia, Bolivia, Paraguay y Uruguay. Dentro de los mismos, los que tienen mayores condiciones para desarrollar etanol son Brasil, Argentina, Bolivia, Colombia, Paraguay y Uruguay.

Con respecto al biodiesel Brasil, Argentina, Perú, Colombia y Bolivia son los países con mayor potencial por sus cultivos de soja o palma aceitera. En el caso de los países centroamericanos, tienen menor potencial debido a que su dieta es a base de maíz, y en los del Caribe, por falta de disponibilidad de tierra para cultivos que sirvan para producir biocombustibles.

Para la producción, almacenamiento y transporte de biocombustibles se requieren grandes cantidades de insumos además de la tierra y el agua, insumos cuya producción y transporte también demanda cantidades de energía. Se necesita energía para sembrar, producir fertilizantes o pesticidas, cosechar, transportar y procesar los granos o plantas hasta su forma final de biocombustible. Si se da el caso de que la energía utilizada para la producción (incluyendo todas las etapas) sea mayor a la generada por el biocombustible, el saldo energético será negativo.

Suponiendo que un país en cuestión utiliza combustibles fósiles de sus propias reservas y produce biocombustibles para exportación. Teniendo en cuenta que la producción de biocombustibles demanda gran cantidad de combustibles fósiles (además de tierra y otros insumos), el país estaría exportando energía limpia, para lo cual utiliza combustibles contaminantes, no renovables y de sus propias reservas.

Evidentemente, las relaciones de precios juegan un papel fundamental. En este caso, teniendo en cuenta las externalidades jugadas por la contaminación, como así también otras fallas de mercado existentes en el mercado de combustibles fósiles, el estado podría intervenir para corregir las relaciones de precios que no reflejan los verdaderos costos y beneficios sociales para el país. Sin tener en cuenta otros elementos, debería penalizar la producción de biocombustibles para exportación, ya que generan contaminación interna y utilizan un recurso estratégico no renovable, el petróleo, mientras que los beneficios sociales de los biocombustibles no son repartidos internamente, sino que son exportados. Las conclusiones son diferentes para un país importador de combustibles, como Estados Unidos o Alemania.

Brasil es, desde hace años, el líder mundial en la producción de bioetanol utilizado como carburante para vehículos automotores. Allí son cada vez más comunes los vehículos que usan un combustible "flexible" (flexfuel), que puede ser 85% etanol obtenido de los cultivos y 15% gasolina, mientras que otros vehículos usan mezclas de 25% de etanol y 75% gasolina. Brasil produjo más de 15 mil millones de litros de bioetanol a partir de la caña de azúcar.

La estimación realizada por la Compañía Nacional de Abastecimiento (CONAB) sobre la zafra de caña brasileña 2005-2006 señala una producción de 436.8 millones de toneladas, lo que representa una caída del 3% con relación a la primera estimación divulgada por el organismo en agosto de 2005.

A pesar de esta reducción, como reflejo del clima seco, la producción brasileña de caña de azúcar batirá nuevo récord. Del total proyectado, 394.4 millones de toneladas se destinarán a las plantas de azúcar y alcohol. Otros 42.4 millones de toneladas servirán para la producción de cachaza, rapadura, alimento para animales y diseminación en plantíos. La producción de azúcar en Brasil para la zafra 2005-2006 se estimó en 26.7 millones de toneladas; la de alcohol en 17 mil millones de litros.

La experiencia en este país indica que las variaciones en precios del bioetanol están sujetas a diversos factores que deben ser superados. Estados Unidos no se queda atrás. Ha incrementado en forma acelerada su producción de etanol a partir del maíz, la cual alcanzó 8 mil 500 millones de litros en el 2005. Se prevé que su producción podría incluso igualar o superar la de Brasil en poco tiempo. Por si fuera poco es obligatorio usar etanol en Estados Unidos como oxigenante de las gasolinas, en vez del metil-terbutil-éter (MTBE), sustancia química que cayó en desgracia después de que se descubrió que había contaminado cuerpos de agua en ese país. Una mezcla de 7.7% de volumen de etanol en la gasolina cumple con los requerimientos de 2.7% de peso de oxígeno que ahora se establece en la normatividad norteamericana, si bien es común mezclarlo en una proporción de 10%, que proporciona un peso de oxígeno del 3.5 %.

El crecimiento de la producción de bioetanol carburante en Estados Unidos se comenzó a dar con el objeto de aprovechar los excedentes de maíz, habiéndose establecido una política nacional de apoyo a la agroindustria, pensando, a la vez que esto ayudaría a no depender tanto del petróleo importado. Sin embargo, el abasto de etanol tiende a ser autosuficiente y la propuesta de importar etanol desde Brasil para complementar la producción nacional está enfrentando oposición entre los productores de maíz.

Mientras tanto, el biodiesel ya se expende en más de 1,000 estaciones de servicio de la Unión Americana. En España, se manejan mezclas de hasta 5% de etanol en la gasolina. En Suecia, se cuenta con autobuses que utilizan etanol al 95% con gasolina. Así como éstos podrían darse otros ejemplos, pero lo importante es conocer la flexibilidad que representa la utilización de bioetanol y biodiesel como carburantes, con relación a las mezclas que pueden hacerse, conforme a la capacidad de producción de diferentes tipos de cultivos y a la oferta que se puede establecer en el mercado interno, siempre y cuando se establezcan políticas y normas claras de operación.

3.7.- Panorama de los biocombustibles en México

Una buena noticia para la agricultura, el medio ambiente y la industria energética de México es que, el Senado de la República aprobó la Ley para la Promoción y Desarrollo de los Bioenergéticos, abriendo la posibilidad de producir combustibles a partir de la caña de azúcar, el maíz y las plantas oleaginosas.

Los biocombustibles serán una alternativa al petróleo, energético fósil cuyas reservas empiezan a agotarse en México y cuyo precio aumenta a niveles sin precedente, presionando a las economías de todo el orbe. Buscar la diversificación energética ya es un objetivo de muchos gobiernos y los biocombustibles ofrecen una atractiva opción de carburante líquido, que también es amigable al medio ambiente y beneficia a la agricultura.

En México, los bioenergéticos tienen potencial para contribuir al desarrollo social en regiones donde la energía convencional es económicamente inviable, sobre todo en zonas rurales apartadas y en las que producen caña y maíz. También podrán ayudar a lograr la autosuficiencia energética, ahora que Petróleos Mexicanos (Pemex) importa el 45% de las gasolinas con las que abastece el mercado nacional. La preocupación mundial sobre el agotamiento de los mantos de petróleo de fácil y barata extracción tampoco es ajena a México, donde se prevé una fuerte declinación de Cantarell, el único yacimiento considerablemente grande del país, en los próximos años.

México también requiere de un marco legal para dar cumplimiento a sus compromisos en el protocolo de Kioto, respecto de sus emisiones de gases de efecto invernadero. Nuestro país es el primer productor de este tipo de emisiones en América Latina con aproximadamente 360 millones de toneladas de dióxido de carbono al año.

Los ingenios azucareros tienen la mejor oportunidad para producir etanol en México. La industria mexicana del azúcar da sustento, directa o indirectamente, a 12 millones de mexicanos y ocupa el séptimo lugar mundial por su volumen de producción y el tercer lugar en rendimientos de toneladas de caña por hectárea.

Sin embargo, la rentabilidad y productividad de los ingenios ha sido baja y es un panorama que puede cambiar con el impulso que se le podría dar a la elaboración industrial de etanol para los automóviles del futuro. Al producir biocombustibles, es primordial no establecer una competencia con la producción de alimentos, ya que debido a las condiciones en que se encuentra en la actualidad el campo, México ya no es autosuficiente en casi ningún tipo de producto agrícola, a excepción de la caña de azúcar.

En los ingenios mexicanos, se han tenido producciones en crecimiento, al grado de ser autosuficientes y aún llegar a tener excedentes que no se han podido colocar en ningún lado; debido a las condiciones que se establecen en el Tratado de Libre Comercio con América del Norte y a que la estructura actual de la industria azucarera sea de muy altos costos a escala internacional. El mercado internacional de excedentes mueve 8 millones de toneladas de azúcar a 250 dólares por tonelada, mientras que México y Estados Unidos tienen los precios más altos de entre 600 y 700 dólares por tonelada.

Para ello es importante, además de contar con una política nacional y con la normatividad correspondiente, el fijarse metas alcanzables, con flexibilidad en el incremento de las concentraciones en las mezclas con las gasolinas, conforme lo permita el mercado, asegurando la compra del etanol producido para ser utilizado como combustible. El cultivo de la caña de azúcar es participa con el 13.5% del valor de la producción agrícola nacional y representa el 0.5% del Producto Interno Bruto (PIB).

A la vez, genera 440,000 empleos directos equivalente al 1% de la planta manufacturera nacional, dependiendo en forma directa 2.5 millones de mexicanos en quince Estados de la República Mexicana y 227 municipios, en donde vive el 13% de la población nacional que se ve beneficiada en su economía por la actividad que 58 plantas fabriles generan en las regiones productoras de caña de azúcar. Lo anterior se traduce en una producción promedio de 44 millones de toneladas de caña y 5 millones de toneladas de azúcar por ciclo azucarero.

En el caso del maíz, que es el cultivo más importante de México, pues de él depende el 55.7% de la población total agropecuaria, 3.1 millones de productores de maíz representan el 11.3% del PIB. El valor de su producción a precios de mercado alcanzó los 35.4 mil millones de pesos, sembrada en una superficie mayor a las 8.4 millones de hectáreas.

El volumen de la producción es mayor a los 22 millones de toneladas anualmente. Sin embargo, pese a ser el cuarto productor de maíz en el mundo, México es un país importador de maíz y no produce excedentes que se podrían canalizar a la elaboración de biocarburantes.

Una gran ventaja que tiene México con respecto a otros países en que ya se ha incursionado en la producción de bioetanol y biodiesel carburante, es que puede aprender de las experiencias, tanto positivas como negativas, y no cometer los mismos errores. Además, la producción de biocombustibles puede ayudar a arraigar a la gente al campo, evitando su emigración hacia a otros países.

Cabe mencionar que México también ha tenido algunas experiencias con la producción de biogás producido a partir de los desechos sólidos. Por ejemplo, existe una planta en Monterrey que genera 7 MW de electricidad a partir del biogás concentrado en un relleno sanitario, así como una granja en el estado de Hidalgo que produce energía eléctrica a partir del estiércol.

De acuerdo con la Ley de Bioenergéticos, la Comisión Intersecretarial para el Desarrollo Rural Sustentable tendrá el encargo de establecer los programas de carácter regional, estatal y municipal para el manejo adecuado de cultivos y plantaciones de caña de azúcar y maíz para la producción de etanol y de plantas oleaginosas para la producción de biodiesel.

La nueva ley define que se integrarán el Secretario de Energía y los directores generales de Pemex y de la Comisión Federal de Electricidad (CFE) a esta Comisión Intersecretarial, que deberá elaborar la estrategia nacional para el desarrollo de bioenergéticos y promover la descentralización de programas, recursos y funciones, de conformidad con la Ley de Desarrollo y otras disposiciones legales aplicables. Este órgano de coordinación y concertación también tendrá a su cargo proponer las políticas, programas, proyectos e instrumentos tendientes al apoyo, fomento, productividad, regulación y control de la bioenergía.

Las transiciones energéticas tienden a ser lentas y de largo plazo, pero está claro que el alto precio del petróleo está creando un renovado interés en los bioenergéticos en todo el mundo. En México, su introducción es aún incipiente, por lo que se requiere la aprobación de la nueva ley para que los bioenergéticos reciban su primer impulso y puedan consolidarse.

En México, las gasolinas son oxigenadas en un 6% con MTBE, el cual es importado en su mayor parte. Si se empieza a producir etanol en el país, se podría sustituir las importaciones de MTBE, permitiendo el ahorro de una cuantiosa cantidad de recursos más de 100 millones de dólares al año que actualmente se gasta en la importación de este producto. Con este fin, se está promoviendo que las gasolinas que se consumen en la Ciudad de México, Guadalajara y Monterrey contengan un mínimo de 10% de componentes oxigenantes sustentados en etanol. Esto permitiría a México recuperar su soberanía energética, ya que una proporción considerable del combustible ya no sería importado, sino provendría del etanol producido en el campo mexicano.

Con base en los consumos actual y proyectado de gasolina en estos tres mercados urbanos y suponiendo una mezcla de etanol promedio del 6%, se ha proyectado que el mercado de combustible de etanol sea de entre 500 y 600 millones de litros por año. Para satisfacer la demanda proyectada del mercado utilizando caña de azúcar, doce ingenios azucareros existentes necesitarían instalar el equipo de procesamiento adicional para convertir el azúcar a 50 mmla de combustible de etanol. Además, las plantas productoras de etanol modernas pueden diseñarse para ser instalaciones con efluente cero o casi cero de aguas residuales.

La producción de biocombustibles en México involucra una gran cantidad de mano de obra local, con diverso grado de preparación para cubrir necesidades agrícolas, energéticas, comerciales, tecnológicas, de control de calidad, etc. Es decir, que se fomenta la creación de mano de obra, situación que no ocurre con el petróleo y el gas natural, actividades extractivas, que son fuentes más bien rentistas, con dantescas inversiones, pero que generan muy escaso empleo y cuando lo hacen, son empleos muy especializados que en América Latina generalmente viene de afuera de la región.

Por otro lado cabe mencionar que la primera planta de biodiesel en México llamada "Bioenergex" arrancó en Septiembre del 2007, ubicada en el parque de la pequeña y mediana industria en Lázaro Cárdenas, Michoacán, con una capacidad de producción inicial de 8 mil toneladas anuales de combustible, que incrementará progresivamente para atender la demanda de clientes como Petróleos Mexicanos (Pemex) y los sectores automotriz y de autotransporte. El proyecto responde al interés de generar empleos en la entidad y a la necesidad de encontrar alternativas al consumo de combustibles fósiles en México.

Como se planteó en este capítulo el sector de biocombustibles está creciendo aceleradamente a nivel mundial. Y por tratarse las cuestiones energéticas y alimentarias de suma importancia para la población mundial, es necesario prestar gran atención a la rápida expansión del sector de biocombustibles, teniendo en cuenta no solo los beneficios, sino también las posibles consecuencias negativas de la expansión del sector.

México en este sentido debe de mirar de inmediato hacia la rama de los biocombustibles, sino lo hacemos tendremos graves problemas a corto plazo y provocaremos una gran crisis irreversible. Estamos a tiempo para analizar proyectos y llevarlos a cabo, esto generaría inversiones, bolsa de trabajo, una mejor economía nacional y por supuesto la generación de nuestra propia tecnología.

En el siguiente capítulo se analizará la viabilidad de producción de bioetanol en México, posteriormente la selección del proceso más adecuado para la producción del biocombustible, la materia prima más viable para la generación de este y todo lo que conlleva a estos temas. Estos análisis se llevarán a cabo mediante un estudio económico de factibilidad.

CAPÍTULO 4

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD ECONÓMICA

4.1.- Antecedentes

Los detractores de las energías renovables, anteponen siempre, no sin algo de razón, la inviabilidad económica de los proyectos; el bioetanol, no es la excepción, aunque merece hacerse algunas reflexiones sobre su producción.

El precio de la caña de azúcar en México es bastante elevado (cerca de 6000\$/Ton), cifra que comparada, por ejemplo con países de Centro y Sudamérica, prácticamente se triplica. Esto, desde luego, está íntimamente relacionado con el costo de producción, debido a factores tales como: el minifundio (< 4.5 Ha / agricultor); agro-insumos; agua y energía; así como a las fluctuaciones de precio de las melazas, que inhiben frecuentemente la producción de alcohol; sin desmerecer los aspectos de contaminación ambiental implícitos.

A la Agro Industria en México, se le ha dado en llamar sector en crisis permanente, por la recurrencia de los problemas que la aquejan; no obstante ello, la importancia que en lo económico, lo político y social tiene, obliga a los involucrados a la búsqueda de formulas que ayuden a su sostenimiento. En tiempos de globalización, donde surge el término competitividad, la diversificación del sector ayudará sin duda a paliar los efectos catastróficos de la apertura indiscriminada del sector agropecuario, privilegiando opciones de competencia entre desiguales jarabes de maíz ricos en fructosa, provenientes del país que otorga fuertes subsidios tanto a la agricultura, como a la transformación industrial. Como mera referencia, durante la última zafra, la producción de sacarosa alcanzó un registro histórico 5.8 millones de Ton, éxito que se revierte, con el arribo de grandes cantidades de edulcorantes y jarabes del exterior.

Siguiendo en la línea de la diversificación, las experiencias de otros países, asocian la producción de etanol a la cogeneración de energía eléctrica, siempre con base en el bagazo como combustible propio de la caña. De esta manera, el costo energético se ve reducido significativamente; de igual forma, el empleo de materiales más ricos en azúcares: mieles intermedias, o el propio bagazo, contribuyen favorablemente al balance económico final del proyecto.

La viabilidad económica de la producción de etanol anhidro en nuestro país, depende de varios aspectos a considerar:

- Costo de la materia prima a emplear.
- Autosuficiencia energética, a partir del bagazo de la caña ó de maíz.
- Economía de escala (mayor tamaño de las destilerías).
- Incorporación de la cogeneración, con entrega de electricidad a la red pública en la planta.
- Introducción de la biotecnología para mejorar los procesos de fermentación.
- Subsidios a la agricultura (producción de caña ó maíz destinado únicamente para producción de bioetanol)

4.2.- Objetivo y justificación

El objetivo de este proyecto es llevar a cabo el cálculo y dimensionamiento de una planta para la producción de 500,000 Lt/día (Aproximadamente 17,000 Kg/hr) de etanol combustible para utilizarlo en mezclas con gasolina para generación de gashol (10% en peso de etanol) ó bien como oxígeno sustituto del MTBE (Metil ter-butil éter) para utilización en transporte público inicialmente, sector industrial y posteriormente en el privado. La selección de la materia prima más adecuada que se utilizará para el presente trabajo se determinara mediante un estudio de factibilidad económica, este se desarrollará para dos materias primas (caña de azúcar y maíz).

Por otro lado, se planteó desarrollar una planta de una capacidad de 500,000 Lt/día tratando de imitar los proyectos en los países latinoamericanos ya existentes como Argentina y Colombia, que en medida de los posible son factiblemente económicas comparadas con la plantas Brasileñas ó Estadounidenses que son de capacidades más grandes.

En cuanto a la justificación del proyecto vale la pena mencionar que se decidió llevar a cabo el desarrollo de producción de bioetanol con respecto a otros biocombustibles debido a que en el país no existen plantas de producción de etanol como combustible y los pequeños desarrollos tecnológicos que ya existen son a partir de materias primas que no son muy usuales (como la yuca), y además estos pequeños proyectos todavía no están en marcha. Otro punto importante es la actual situación petrolera que enfrenta el país y este proyecto pretende servir de apoyo al desarrollo del país a corto y mediano plazo, generación de empleos, desarrollo de nuestra propia tecnología y sustento energético.

También el presente trabajo tiene un enfoque ambiental, debido que con la oxigenación de la gasolina con bioetanol la combustión que se efectúa generan menores gases de efecto invernadero, esto aunado a su mayor poder carburante.

4.3.- Descripción general del proceso de producción de bioetanol

Principalmente se utilizan tres familias de productos para la obtención del alcohol:

- Azúcares, procedentes de la caña o la remolacha.
- Cereales, mediante la fermentación de los azúcares del almidón.
- Biomasa, por la fermentación de los azúcares contenidos en la celulosa y hemi-celulosa.

En este estudio solo evaluaremos dos procesos de producción, a partir de caña de azúcar y maíz. A grandes rasgos el proceso de obtención de bioetanol consiste de seis puntos fundamentales los cuales se citan a continuación:

1. Pre tratamiento de materia prima
2. Hidrólisis
3. Obtención de Azúcares
4. Fermentación
5. Separación
6. Deshidratación

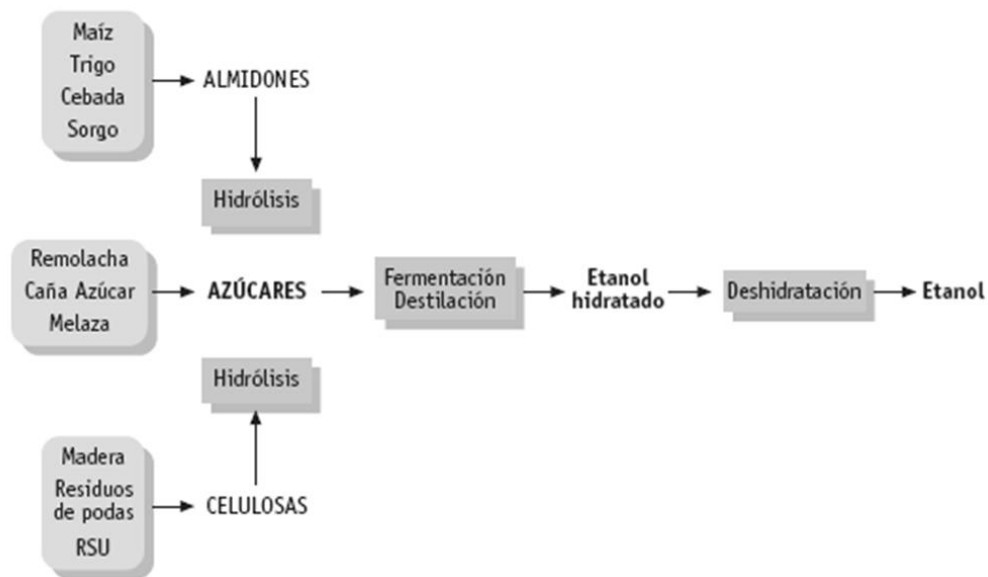


Diagrama 4.1.- Proceso general de obtención de Etanol.

1.- Pre tratamiento de materia prima

En este primer punto la preparación depende del material virgen en cuestión, se tiene un tratamiento específico en cada caso como podemos observar en la siguiente figura.

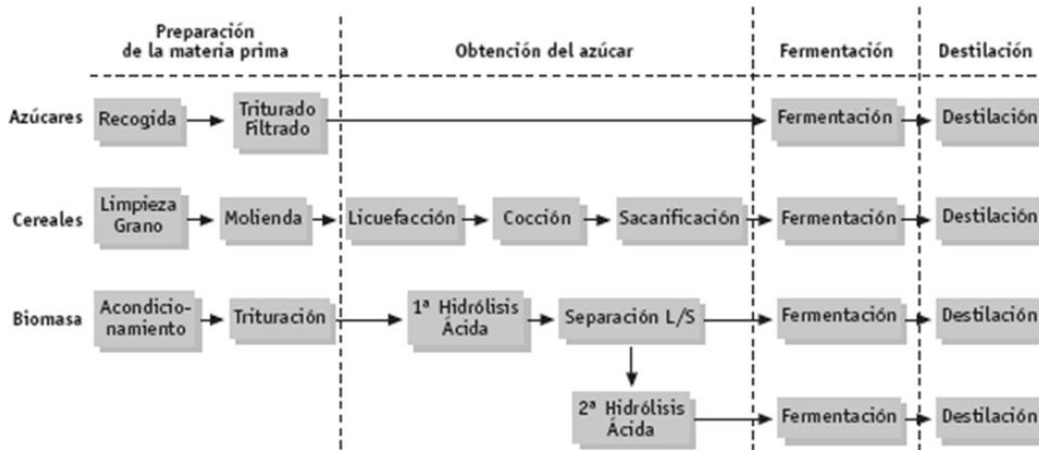


Diagrama 4.2.- Proceso particular de obtención de etanol.

2.- Hidrólisis

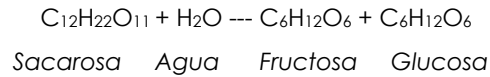
Este segundo punto es muy importante, debido a que la adición del agua es necesaria para ajustar la cantidad de azúcar en la mezcla ó (en última instancia) la cantidad de alcohol en el producto. Es necesaria porque la levadura, usada más adelante en el proceso de fermentación, puede morir debido a una concentración demasiado grande del alcohol. Principalmente se realizan procesos de hidrólisis de ácidos concentrados a bajas temperaturas, ó de ácidos diluidos a altas temperaturas.

3.- Obtención de azúcares

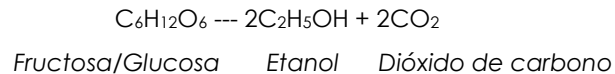
Tal vez el punto más esencial del proceso es la generación de azúcar, en este punto también es intrínseco del proceso particular que se tiene, por ejemplo, en el caso de la caña al azúcar es generado directamente con la molienda del producto junto con la hidrólisis. Y en el caso del cereal (maíz) se lleva a cabo un proceso de licuefacción para convertir el almidón en azúcares fermentables.

4.- Fermentación

La fermentación alcohólica es un proceso anaeróbico realizado por las levaduras, básicamente, una de las características más conocidas de las levaduras es su gran capacidad de fermentar los azúcares para la producción de etanol. La levadura contiene una enzima llamada invertasa, que actúa como catalizador ayudando a convertir los azúcares en glucosa y fructosa (ambos $C_6H_{12}O_6$). La reacción química es la siguiente:



La fructosa y la glucosa reaccionan con otra enzima llamada zimasa, que también está presente en la levadura para producir el etanol y dióxido de carbono.



La mayoría de las levaduras que se cultivan son del género *Saccharomyces*. Concretamente la especie *Saccharomyces Cerevisiae* es una de las más utilizadas, ya que participa en la mayoría de los procesos en los que intervienen una etapa de fermentación, esto se debe a que regularmente fermenta eficientemente los azúcares de seis carbonos a etanol.

5.- Separación (Destilación)

El alcohol producido por destilación contiene una parte significativa de agua, que debe ser eliminada para su uso como combustible. Para ello se utiliza un proceso de destilación. Dado que el etanol tiene un punto de ebullición menor (78.3 °C) que el agua (100 °C), la mezcla se calienta hasta que el alcohol se evapore y se pueda separar por condensación de éste.

6.- Deshidratación

Debido a que el alcohol combustible necesita una pureza mínima al 99.5% normalmente después de la primera separación (primera columna de destilación) se utiliza una segunda fase de separación (segunda columna rectificadora) para obtener una mejor separación.

4.4.- Proceso de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar

El proceso consiste de un lavado inicial de la caña con agua a 40° C y posteriormente una molienda o trituración donde se extrae el jugo azucarado con agua a 60° C, retirando como subproducto el bagazo con un contenido en fibra de alrededor del 46%, que puede ser utilizado en la generación de vapor ó puede ser mandado a un proceso de fermentación lignocelulosica.

El jugo de caña obtenido se somete a un proceso de clarificación en el que se le agrega óxido de calcio y una pequeña porción de ácido sulfúrico con el fin de disminuir el pH a 4.5 y provocar la hidrólisis de la sacarosa en hexosas. En el recipiente clarificador se precipita un lodo, que debe ser retirado y enviado a un filtro rotatorio al vacío.

De este filtro se obtiene una masa conocida como cachaza y un filtrado que es retornado al recipiente de clarificación. Finalmente el jugo proveniente de la clarificación es esterilizado a 105°C es enviado a proceso de fermentación, a la cual debe ingresar con un contenido en azúcares entre 130-180 g/L. Posteriormente se lleva a cabo la fermentación de glucosa y una parte de la fructosa a etanol y dióxido de carbono mediante la levadura *Saccharomyces cerevisiae* que es continuamente recirculada desde una centrífuga ubicada aguas abajo del fermentador. Además de la producción de etanol se toma en cuenta la producción de biomasa y otras sustancias como acetaldehído, glicerol y alcoholes de fusel. Los gases formados en la fermentación son retirados y enviados a una torre de adsorción en la cual se debe recuperar el 98% en masa del etanol arrastrado.

La destilación y la adsorción con tamices moleculares se usan para recuperar el etanol del caldo de fermentación obteniéndose etanol a 99.5% en peso de pureza. La destilación se lleva a cabo en dos columnas, la primera remueve el CO₂ disuelto (que es enviado a la torre de absorción) y la mayoría del agua obteniéndose un destilado con 60% en peso de etanol y unos fondos con una composición inferior al 0.1% en peso; en esta columna se alimenta junto al caldo de fermentación el etanol recuperado en la absorción proveniente de los gases de fermentación. La segunda columna concentra el etanol hasta una composición cercana a la azeotrópica.

El agua restante es removida de la mezcla mediante adsorción en fase vapor en dos lechos de tamices moleculares (pervaporadores). El producto de la regeneración de los tamices moleculares es recirculado a la segunda columna de destilación.

Tratamiento de efluentes

De las aguas de residuo en el proceso de obtención de etanol a partir de caña de azúcar las de mayor volumen son aquellas que provienen de los fondos de la primera columna de destilación, conocidas como vinazas (fertilizantes). El tratamiento propuesto consiste en su evaporación y posterior incineración. La función del tren de evaporación (cuatro efectos) es concentrar los sólidos solubles y demás componentes poco volátiles presentes en las vinazas hasta un valor cercano al 12% en peso, ya que en esta concentración se hacen aptas para su incineración. Los condensados de los evaporadores son recolectados junto con los fondos de la segunda columna de destilación y utilizados como agua de proceso.

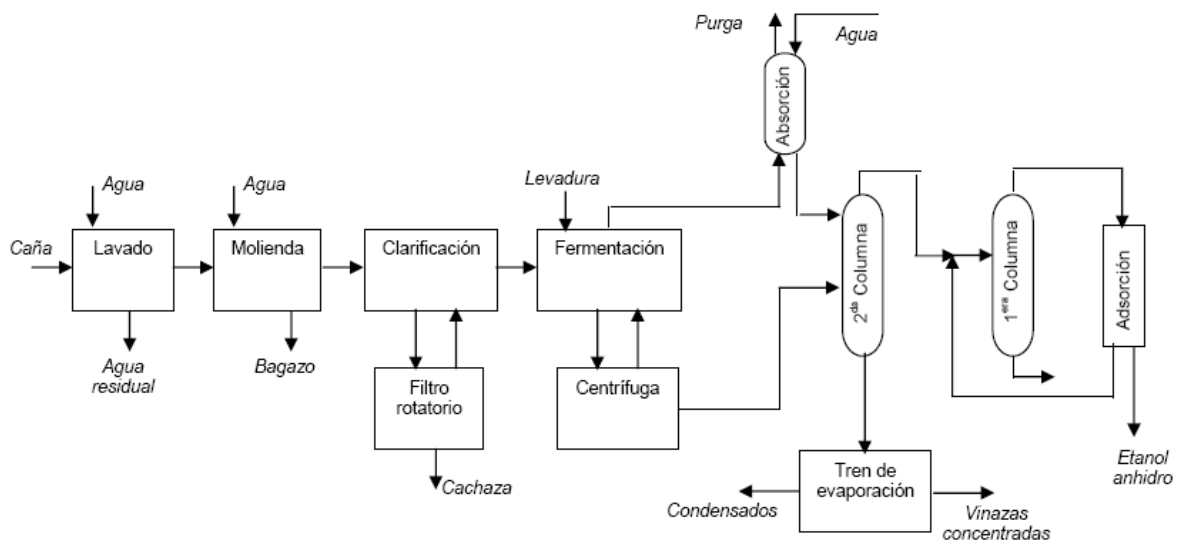


Diagrama 4.3.- Diagrama de bloques de proceso de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar.

4.5.- Proceso de producción de bioetanol a partir de maíz

El acondicionamiento del grano consiste inicialmente de una molienda hasta un tamaño de 3 a 5 mm, posteriormente se retiran algunas impurezas (polvos y arenas, principalmente). Al grano molido se le debe agregar agua caliente con el fin de obtener una mezcla con no más de un 40% en sólidos, apta para la licuefacción. La mezcla obtenida es enviada a una etapa de pre-licuefacción en la cual se logra transformar una parte de las cadenas de amilosa y amilopectina del almidón en dextrinas por acción de la enzima α -amilasa. Posteriormente se pasa la mezcla a un equipo de cocción en el que se logra solubilizar el almidón a 110°C. La masa obtenida es enviada a la segunda etapa de licuefacción en la que se convierte por completo el almidón a dextrinas. La licuefacción al igual que la pre-licuefacción opera a 88°C.

La masa licuada es mezclada con una porción de vinazas ligeras provenientes del área de tratamiento de efluentes con el fin de controlar el pH entre 4-5 con ácido sulfúrico cuando se requiera. La masa es también mezclada con agua proveniente de la sección de destilación, esto para disminuir el porcentaje de sólidos que entran a la fermentación.

Posteriormente dos procesos se llevan a cabo en una misma unidad: la sacarificación de las dextrinas para obtener glucosa y la fermentación de la glucosa en etanol y dióxido de carbono, principalmente. La sacarificación es posible gracias a la acción de la enzima glucoamilasa que es alimentada continuamente al reactor. La fermentación se lleva a cabo mediante la levadura *Saccharomyces cerevisiae* que es alimentada junto a una fuente de nitrógeno (amoníaco). Además de la producción de etanol se toma en cuenta la producción de biomasa y otras sustancias como acetaldehído, glicerol y alcoholes de fusel. Los gases formados en la fermentación son retirados y enviados a una torre de adsorción en la cual se debe recuperar el 98% en masa del etanol arrastrado.

La destilación y la adsorción con tamices moleculares se usan para recuperar el etanol del caldo de fermentación obteniéndose etanol a 99.5% en peso de pureza. La destilación se lleva a cabo en dos columnas, la primera remueve el CO₂ disuelto (que es enviado a la torre de absorción) y la mayoría del agua obteniéndose un destilado con 60% en peso de etanol y unos fondos con una composición inferior al 0.1% en peso; en esta columna se alimenta junto al caldo de fermentación el etanol recuperado en la absorción proveniente de los gases de fermentación. La segunda columna concentra el etanol hasta una composición cercana a la azeotrópica. El agua restante es removida de la mezcla mediante adsorción en fase vapor en dos lechos de tamices moleculares. El producto de la regeneración de los tamices es recirculado a la segunda columna de destilación.

Tratamiento de efluentes

El producto de los fondos de la primera columna es parcialmente evaporado en el primer tren de evaporación que consta de dos efectos. Este efluente parcialmente concentrado es enviado a una centrífuga en la cual se obtienen granos húmedos con 35% en peso de sólidos totales. Una porción del efluente líquido de la centrífuga (vinazas ligeras) es recirculada al área de acondicionamiento, la parte restante se lleva al segundo tren de evaporación en el cual se obtiene un jarabe con un contenido en sólidos totales de 55% en peso. El jarabe y los granos húmedos son mezclados y enviados a un secador rotatorio obteniéndose un subproducto con alto contenido proteínico conocido como granos secos de destilación con solubles (DDGS, por sus siglas en inglés) el cual es utilizado y comercializado como alimento animal.

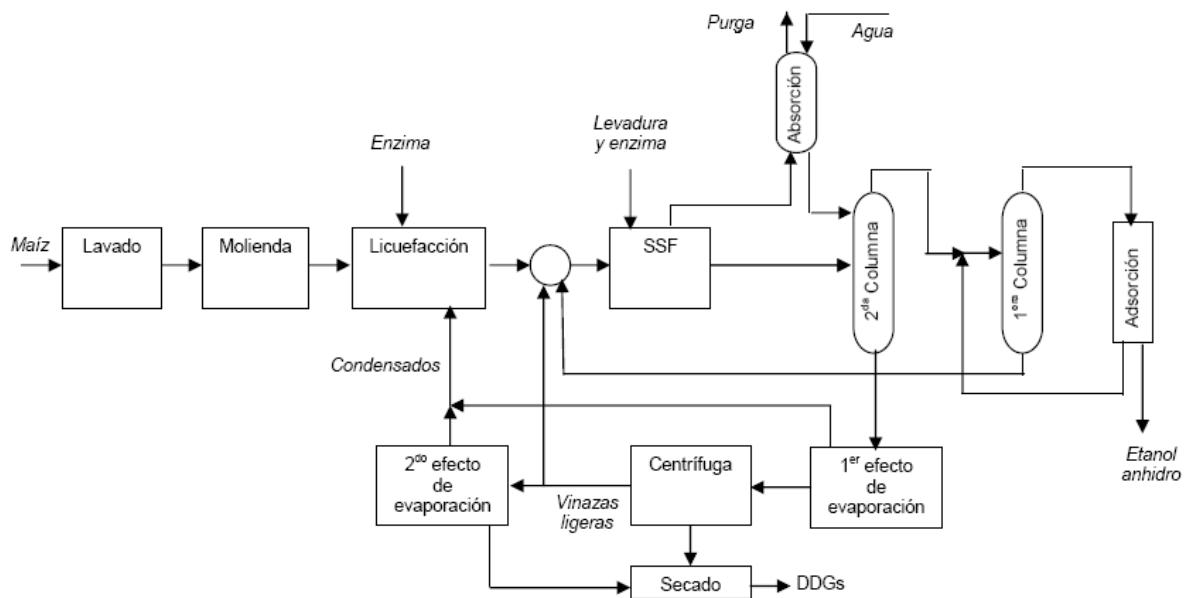


Diagrama 4.4. Diagrama de bloques de proceso de producción de bioetanol a partir de maíz.

4.6.- Análisis previo de viabilidad económica para producir bioetanol en México

4.6.1.- Introducción

Expertos de Estados Unidos y América Latina en la industria de biocombustibles rechazan que la producción de etanol sea haya convertido en una amenaza a la seguridad alimenticia en el mundo. El etanol es una fuente de energía renovable menos contaminante, y no ha perdido su fuerza frente a la inseguridad alimentaria.

Lo que está pasando hoy en día es un desequilibrio que nunca hubo antes entre oferta y demanda de alimentos, los almacenes de maíz, trigo y arroz en el mundo están a un 40% y 50% de lo que estuvieron hace siete años. Pero este desequilibrio no obedece sólo a la producción de biocombustibles, sino que al incremento de la demanda per cápita de alimentos en los países emergentes.

Brasil, país pionero en la industria de los biocombustibles con una producción de 15,000 millones de litros de etanol en 2007, destina apenas el 3.6% de sus tierras cultivables a la producción de caña de azúcar, producto con el que elabora este combustible ecológico. En 20 años la demanda de cereales crecerá en el mundo 42% y de combustible 55%, pero aún hay un gran potencial horizontal para aumentar las hectáreas de cultivo en Brasil y en toda América Latina, así como en la productividad que aún es muy baja por hectárea, en la región.

México, que cuenta sólo desde hace poco con una ley para biocombustibles, prohíbe la producción de etanol a partir del maíz, alimento básico en la dieta de los mexicanos, esto favorece la producción de etanol con caña de azúcar. Mientras en México industriales y gobierno dan los primeros pasos para incursionar en este sector, Estados Unidos y Brasil lideran la importación y exportación de etanol en el mundo.

4.6.2.- Análisis de producción mundial de biocombustibles

En 2007 Brasil produjo el 45% de etanol, Estados Unidos el 44% y China el 6% a nivel mundial, mientras que en biodiésel Alemania produjo el 63%, Francia el 17% e Italia el 7%. En América Latina, Colombia produce desde 2001 un millón de litros de etanol diarios, colocándose en la región sólo por detrás de Brasil, mientras que Argentina y Perú empezaron a producir biocombustibles en 2007 y 2008, respectivamente. Venezuela también iniciará antes del 2010 una producción anual de etanol estimada en 1.16 mil millones de litros a partir de caña y yuca amarga, la cual se destinará a la sustitución del MTBE.

Brasil y Estados Unidos lideran la producción de etanol carburante en el ámbito mundial. Estos países se han convertido en los principales productores del mundo mediante el uso de la caña y el maíz. La producción de etanol de caña de Brasil se destina a la exportación y al consumo nacional, mientras que la de los EUA va al consumo interno exclusivamente, ya que la demanda en gasolina sobrepasa los 530 billones de litros por año (350 millones de barriles/año).

EUA actualmente sustituye gasolina por etanol en apenas el 2.85% para lo cual se consumen 36 millones de toneladas de maíz y se producen 15 mil millones de etanol al año. En Europa se está poniendo el énfasis en el biodiésel. La Unión Europea produjo 6,000 millones de litros de biocombustible, de los que más de un 65% correspondió al biodiésel producido de aceite vegetal cultivado principalmente en Francia y Alemania, y transformado en Alemania, Francia y España.

En Asia, China e India están construyendo plantas de bioetanol. Durante el 2005 China transformó 2 millones de Ton de grano en etanol, principalmente de maíz, pero también de trigo y arroz. India lo está haciendo con caña de azúcar. Tailandia está concentrando sus esfuerzos en obtener etanol de la yuca, mientras que Malasia e Indonesia están invirtiendo intensivamente en plantaciones de palma con destino a las plantas de biodiésel.

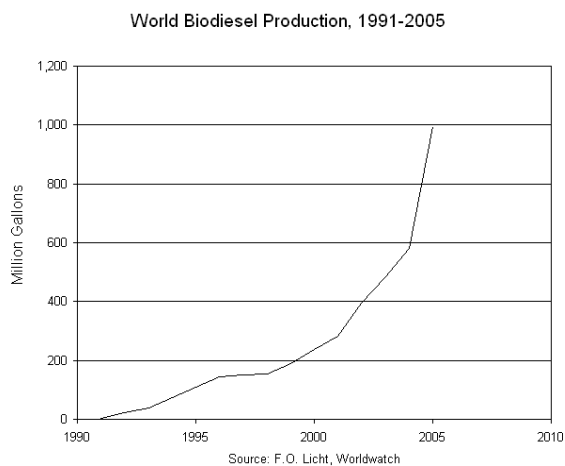
La producción mundial de etanol es actualmente de 50,000 millones de litros / año, mientras que la producción mundial de biodiésel es diez veces menor en volumen. La producción global de etanol alcanzará según las proyecciones unos 125,000 millones de litros en el 2017, duplicando el volumen producido en el 2007. Los precios del etanol superarían los 55 dólares por hectolitro en el 2009 ante la subida de los precios del crudo, pero posteriormente retrocederían a niveles en el rango de 52-53 dólares por hectolitro en el período contemplado (2008-2017) al ampliarse la capacidad de producción.

La producción de biodiésel crecería más rápido que la de etanol para llegar a unos 24,000 millones en el 2017, desde los casi 11,000 millones a fines del 2007. La demanda mundial de biocombustibles, se estima, crecerá gradualmente a 120,000 millones de litros en el año 2017, generando una gran oportunidad de comercialización a los países con excedentes exportables a precios competitivos.

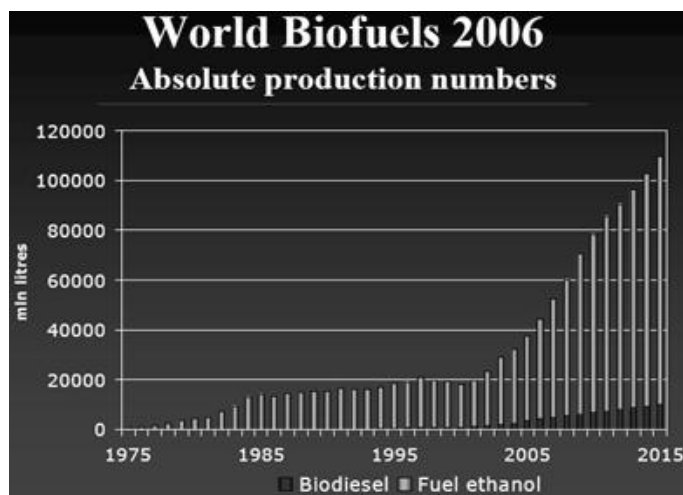
PRINCIPALES PAÍSES PRODUCTORES DE BIODIESEL		
	Producción Anual (Miles de Toneladas)	Participación %
Alemania	1.903	42%
Francia	532	12%
Italia	827	18%
Estados Unidos	248	5%
Republica Checa	188	4%
Austria	125	3%
Dinamarca	81	2%
Eslovaquia	89	2%
España	100	2%
Otros Europa	448	10%
TOTAL	4.541	100%

Fuente: European Biodiesel Board y National Biodiesel Board, 2005

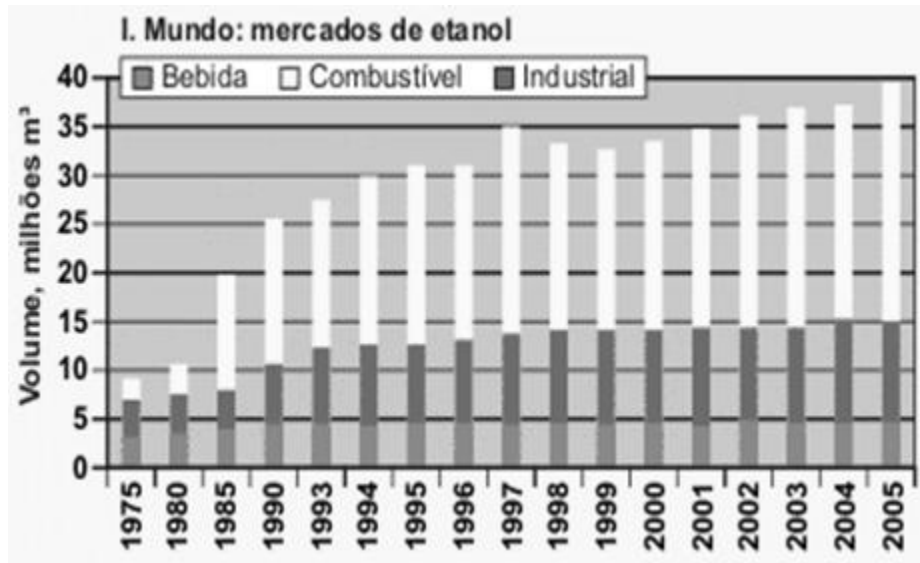
Tabla 4.1.- Principales países productores de Biodiesel y producción anual. Fuente: European Biodiesel Board & National Biodiesel Board 2005.



Gráfica 4.1.- Producción Mundial de Biodiesel. Fuente: F.O. Licht, Worldwatch.



Gráfica 4.2.- Evolución productiva mundial de biocombustibles. Fuente: F.O. Licht 2006.



Gráfica 4.3.- Evolución de demanda mundial de bioetanol. Fuente: F.O. Light.

Los indicadores mundiales y principalmente latinoamericanos nos indican que nos estamos rezagando en cuanto a la producción y desarrollo de biocombustibles. Ahora, como podemos observar en las gráficas la producción de biocombustibles se ha incrementado exponencialmente a partir de los últimos 10 años, por lo tanto la generación de bioetanol en México es totalmente necesaria, la factibilidad se muestra a continuación.

4.7.- Estudio de factibilidad económica para selección de materia prima y proceso (caña de azúcar y maíz).

4.7.1.- Método de coeficiente de giro (mínima capacidad de planta)

Para la selección de la materia prima tomamos en cuenta una planta que genera aproximadamente 500,000 Lt/día en los dos casos, esto equivale a un flujo final de etanol de aproximadamente a 17,000 Kg/hr.

Entonces:

Caña - Tenemos un rendimiento de 80 Lt ETOH/Ton* de Caña tenemos que;

$$500,000 \frac{\text{Lt de etanol}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ Ton de caña}}{80 \text{ Lt de etanol}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}} = 260,416.666 \text{ Kg} \frac{\text{Caña}}{\text{hora}}$$

Maíz - Tenemos un rendimiento de 400 Lt ETOH/Ton* de maíz tenemos que;

$$500,000 \frac{\text{Lt de etanol}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ Ton de maíz}}{400 \text{ Lt de etanol}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}} = 52,083.333 \text{ Kg} \frac{\text{Maíz}}{\text{hora}}$$

*Datos de rendimientos. Fuente: E. Verdugo Presentación IMIQ 2006

La capacidad máxima de producción de la planta es de 142,800 Ton/año. El objetivo es satisfacer la demanda nacional de etanol anhidro (bioetanol) a partir de biomasa para utilizarlo inicialmente en mezclas con gasolina (Gashol 85%) para algunos sectores del transporte público prevista para el 2010.

A.- Ingreso por ventas

Los beneficios obtenidos se pueden calcular de forma aproximada a través de la siguiente ecuación:

$$V = p_{cp} \times q_{pp} \quad \text{Ec. 4.1}$$

Donde:

- V : ingresos por ventas (MDP/año)
- q_{cp} : capacidad de producción de la planta (Ton/año)
- P_{pp} : precio del producto en el mercado (\$/Ton)

A.1.- Ingreso por ventas (Caña)

Caña de azúcar: Análisis económico sustantivo

Costo de producción (cultivo)/Ton de caña*	\$ 101.62
Costo de cosecha y acarreo	\$ 130.18
Costo total/ton LAB Batey Ingenio	\$ 231.814
Precio al agricultor por Ton de caña**	\$ 544.77
Rendimiento de caña Ton/Ha	111.5
Relación beneficio-costo	2.219
Rendimiento por peso invertido	\$ 5.06
Costo de caña 1,000 kilos**	\$ 3,024.2
Costo primo con caña de riego por litro de etanol	\$ 2.89
Costo en el mercado por Kg	\$ 5.05

Tabla 4.1.- * El costo de producción no considera renta de tierra. Parcela ejidal. **Costo para el caso de que los productores de caña, debidamente organizados instalaran la fábrica de Bioetanol y obtuvieran su ganancia como agroindustriales, al través del producto Bioetanol Fuente: Asociación Mexicana de Biocombustibles A.C.

$$V_{caña} = p_{cp} \times Q_{pp}$$

$$V_{caña} = 142800 \text{ Ton/año} \times \$5050/\text{Ton}$$

$$V_{caña} = 721.140 \text{ MDP/año}$$

A.2- Ingreso por ventas (Maíz)

Maíz de grano: Análisis económico sustantivo

Costo de producción (cultivo) y acarreo por ton*	\$ 1,411.3
Precio de venta al agricultor por ton	\$ 1,035.0
Margen por tonelada	623.7
Rendimiento de maíz Ton/Ha	10.0
Relación Beneficio-costo	1.58
Rendimiento por peso invertido	\$ 2.09
Costo del maíz 1,000 kilos**	\$ 1,411.3
Costo primo por litro de bioetanol	\$ 2.15
Costo en el mercado por Kg	\$ 3.80

Tabla 4.2.- * El costo de producción no considera renta de tierra. Parcela ejidal. **Costo para el caso de que los productores de maíz, debidamente organizados instalaran la fábrica de Bioetanol y obtuvieran su ganancia como agroindustriales, al través del producto Bioetanol. Fuente: Asociación Mexicana de Biocombustibles A.C.

$$V_{maíz} = p_{cp} \times Q_{pp}$$

$$V_{maíz} = 142800 \text{ Ton/año} \times \$3800/\text{Ton}$$

$$V_{maíz} = 542.640 \text{ MDP/año}$$

B.- Costo de producción

En este apartado se va a realizar una estimación de los costos totales que va a suponer la fabricación de etanol anhidro; para ello se va a utilizar la siguiente ecuación:

$$C_P = M_{MP} + M_{SG} + (1.5 \times M_{MOD}) + (0.3 \times I_{CF}) \quad \text{Ec. 4.2}$$

Donde:

C_P : Costo de producción (MDP/año)

M_{MP} : Costo de inversión en materia prima (MDP/año)

M_{SG} : Costo de servicios generales (MDP/año)

M_{MOD} : Costo de la mano de obra directa (MDP/año)

I_{CF} : Capital fijo (MDP)

B.1.- Determinación de costo de inversión de materia prima

Materia Prima	Requerimiento	Precio (\$ inversión/Ton)	Coste (MDP/año)
Caña	2,218,744.4	\$ 200	443.748
Maíz	437,497.2	\$ 800	349.997
Producto	Producción (Ton/año)	Precio(\$/ton)	Ventas (MDP/año)
Etanol Anhidro (Caña)	142,800	5,050.0	721.114
Etanol Anhidro (Maíz)	142,800	3,	542.640

Tabla 4.3.- Costos de Materia Prima y Producto.

Multiplicamos el costo de inversión de materia prima por el requerimiento de producto y obtenemos:

$M_{MP \text{ Caña}}$: **443.748 MDP/año**

$M_{MP \text{ Maíz}}$: **349.997 MDP/año**

B.2.- Costo de mano de obra directa

La estimación de costes por mano de obra directa M_{MOD} sigue la expresión:

$$M_{MOD} = \left(\frac{Hh}{\text{Ton} \times \text{op}} \right) \left(\frac{\text{Ton}}{\text{año}} \right) 50p \left(\frac{\$}{Hh} \right) \quad \text{Ec. 4.3}$$

Existe una aproximación para el siguiente parámetro:

$$\frac{Hh}{\text{Ton} \times \text{op}} = 61.33 \times q^{-0.82} \quad \text{Ec. 4.4}$$

Donde:

Hh = es el número medio de hombres necesarios en cada hora de trabajo.

Q = es la cantidad de toneladas máximas que se manejan en un día.

Tenemos que para cada materia prima:

Caña:

$$\frac{Hh}{\text{Ton} \times \text{op}} = 61.33 \times q^{-0.82} = 61.33 \times 6249.999^{-0.82} = 0.04732$$

$$M_{\text{MOD}} = 0.04732 \left(\frac{Hh}{\text{Ton} \times \text{op}} \right) 6249.999 \left(\frac{\text{Ton}}{\text{día}} \right) \times 365 \left(\frac{\text{días}}{\text{año}} \right) 5_{\text{op}} \times \left(\frac{\$20}{Hh} \right) = \mathbf{10.351 \text{ MDP/año}}$$

Maíz:

$$\frac{Hh}{\text{Ton} \times \text{op}} = 61.33 \times q^{-0.82} = 61.33 \times 1249.999^{-0.82} = 0.17709$$

$$M_{\text{MOD}} = 0.17709 \left(\frac{Hh}{\text{Ton} \times \text{op}} \right) 1249.999 \left(\frac{\text{Ton}}{\text{día}} \right) \times 365 \left(\frac{\text{días}}{\text{año}} \right) 5_{\text{op}} \times \left(\frac{\$20}{Hh} \right) = \mathbf{7.747 \text{ MDP/año}}$$

B.3.- Determinación del capital fijo

El capital inmovilizado I_{CI} se determina a través de la suma de I_{AF} (activo fijo), I_{EP} (estudios previos) e I_{PM} (puesta en marcha).

$$I_{CI} = I_{AF} + (0.12 \times I_{CF}) + (0.08 \times I_{CF}) \quad \text{Ec. 4.5}$$

B.3.1.-Cálculo del capital activo fijo (I_{AF})

Solo se podrá calcular el capital fijo a partir del método del coeficiente de giro estándar debido a que no se dispone de datos de coeficientes de giro para plantas de generación biocombustibles, de inmovilización y coeficiente de Williams, por lo que se toma un valor medio del 97%.

El coeficiente de giro g relaciona los ingresos por ventas con el activo fijo de la siguiente forma:

$$g = \frac{V}{I_{AF}} = \frac{p \times q}{I_{AF}} = 0.97 \quad \text{Ec. 4.6}$$
$$I_{AF} = \frac{V}{g} = \frac{V}{0.97} = 1.03 \times V$$

$$I_{AF \text{ Caña}} = 443.748 \text{ MDP/año} \times 1.03 = 457.060 \text{ MDP/año}$$

$$I_{AF \text{ Maíz}} = 349.997 \text{ MDP/año} \times 1.03 = 360.496 \text{ MDP/año}$$

B.3.2.- Cálculo de estudios previos y puesta en marcha

La relación existente entre el estudio previo y la puesta en marcha sobre el capital total fijo es:

$$I_{EP} = 0.12 \times I_{CI} \quad \text{Ec. 4.7}$$

$$I_{PM} = 0.08 \times I_{CI} \quad \text{Ec. 4.8}$$

Capital fijo

Caña:

$$I_{CF} = I_{AF} + (0.12 \times I_{CF}) + (0.08 \times I_{CF}) = 457.060 \text{ MDP} + (0.12 \times I_{CF}) + (0.08 \times I_{CF}) =$$

$$I_{CI \text{ Caña}} = 571.325 \text{ MDP}$$

Maíz:

$$I_{CF} = I_{AF} + (0.12 \times I_{CF}) + (0.08 \times I_{CF}) = 349.997 \text{ MDP} + (0.12 \times I_{CF}) + (0.08 \times I_{CF}) =$$

$$I_{CI \text{ Maíz}} = 437.496 \text{ MDP}$$

B.4.- Costo de servicios generales

En este apartado determinaremos los servicios, se utilizará un rango del 15% al 20% del total del costo de producción, tomaremos el máximo 20%.

$$M_{SG} = C_P \times 0.20 \quad \text{Ec. 4.9}$$

$$C_{SG \text{ Caña}} = 123.471 \text{ MDP/año}$$

$$C_{SG \text{ Maíz}} = 97.260 \text{ MDP/año}$$

Determinación del costo de producción

Caña:

$$\text{Sustituyendo en: } C_P = M_{MP} + M_{SG} + (1.5 \times M_{MOD}) + (0.3 \times I_{CI})$$

$$C_P \text{ Caña} = M_{MP} + M_{SG} + (1.5 \times M_{MOD}) + (0.3 \times I_{CI})$$

$$C_P \text{ Caña} = 443.748 \text{ MDP/año} + M_{SG} + (1.5 \times 10.351 \text{ MDP/año}) + (0.3 \times 571.325 \text{ MDP})$$

$$C_P \text{ Caña} = 443.748 \text{ MDP/año} + M_{SG} + 15.526 \text{ MDP/año} + 171.397 \text{ MDP}$$

$$C_P \text{ Caña} = 630.671 \text{ MDP/año}$$

Maíz:

Sustituyendo en: $C_P = M_{MP} + M_{SG} + (1.5 \times M_{MOD}) + (0.3 \times I_{CI})$

$$C_{P_{Maíz}} = M_{MP} + M_{SG} + (1.5 \times M_{MOD}) + (0.3 \times I_{CI})$$

$$C_{P_{Maíz}} = 437.497 \text{ MDP/año} + M_{SG} + (1.5 \times 7.747 \text{ MDP/año}) + (0.3 \times 437.496 \text{ MDP})$$

$$C_{P_{Maíz}} = 349.997 \text{ MDP/año} + M_{SG} + 11.620 \text{ MDP/año} + 131.248 \text{ MDP}$$

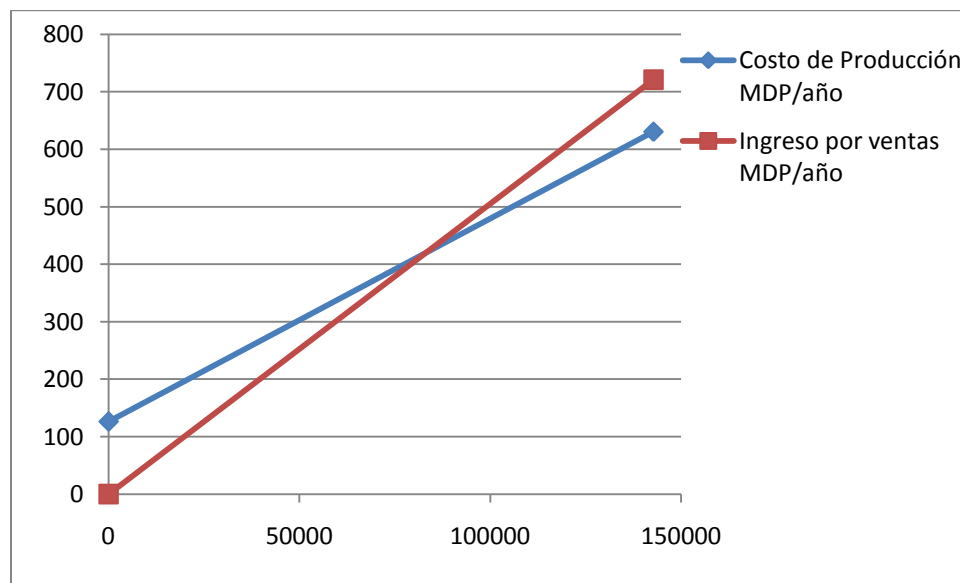
$$C_{P_{Maíz}} = 492.865 \text{ MDP/año}$$

C.- Determinación del punto de equilibrio

Para determinar el punto de equilibrio se representan los ingresos por ventas y los costes de producción frente a la capacidad de producción, y el punto de corte dará el punto de equilibrio, que coincide con la capacidad mínima de la planta que es el objetivo de este método.

Para Caña:

Producción Ton/año	Costo de Producción MDP/año	Ingreso por ventas MDP/año
0	126.134	0
142800	630.671	721.140



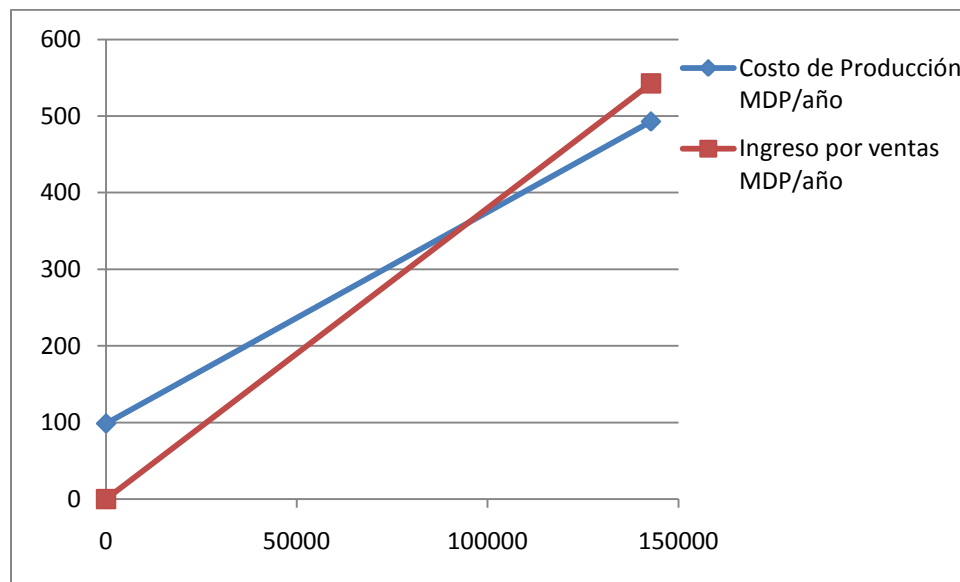
Gráfica 4.9.- Punto de equilibrio para capacidad mínima de planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar.

Como se observa en esta gráfica, el tamaño mínimo de esta planta es de unas 82915 Ton/año de bioetanol anhidro. Una producción superior a ésta tendría como resultado pérdidas de dinero ya que los costos fijos serían superiores a los ingresos.

El tamaño mínimo de planta con caña de azúcar como materia prima es un 58.1% del tamaño asignado a la planta original, lo cual da un margen suficiente para no caer en pérdidas en nuestra inversión.

Para Maíz:

Producción Ton/año	Costo de Producción MDP/año	Ingreso por ventas MDP/año
0	98.573	0
142800	492.865	542.640



Gráfica 4.10.- Punto de equilibrio para capacidad mínima de planta de producción de bioetanol a partir de maíz.

Se observa en la gráfica para maíz que el tamaño mínimo de la planta es de unas 95450 Ton/año de bioetanol anhidro (66.9%). En comparación con la producción de la caña es superior en su capacidad mínima, esto nos indica que existe un margen superior de ganancias y de costo beneficio utilizando como materia prima la **caña de azúcar**.

Conclusión

Valorando el estudio de factibilidad de tamaño mínimo de planta que se llevó a cabo. Los resultados arrojaron que es más factible producir bioetanol anhidro utilizando como materia prima caña de azúcar. Debido a que el tamaño mínimo obtenido con caña nos da un margen más amplio de inversión, costo, beneficio e ingresos, y esto sin tomar en cuenta los subproductos que se generarían con la producción de etanol con caña, como el bagazo (producción de vapor), la cachaza (fertilizantes) y la extracción de CO₂ que aprovechando el mercado se incrementarían los ingresos y por lo tanto el costo beneficio. Mientras que con el maíz solo obtendríamos la misma cantidad de CO₂ y una cantidad mínima de DDGS (granos secos de destilería para alimento animal).

4.7.2.- Método Lang y Chilton basado en el costo de equipos.

Lista de equipos de proceso (aproximado)

Caña		Maíz	
Equipo	Cantidad	Equipo	Cantidad
Molinos	2	Molinos	2
Clarificadores (hidrólisis)	1	Clarificadores	6
Reactores	16	Reactores (SSF)	16
Columnas	2	Columnas	2
Pervaporadores	2	Pervaporadores	2
Absorbedor	1	Absorbedor	1
Evaporadores	5	Evaporadores	4
Centrifuga	1	Centrifuga	1
Bomba	15	Bombas	15
Recipientes	4	Recipientes	4
Intercambiadores de	15	Intercambiadores de calor	15
Caldera	1	Secadores	1
Filtro Rotatorio	1		

Tabla 4.4.- Equipos principales de proceso. Nota: Las bombas que se tomaron en cuenta son la de las líneas principales del proceso, los recipientes son aproximados para el estudio económico y los intercambiadores fueron a los mínimos necesarios al proceso en particular.

Lista de Costos determinados para equipos de proceso

Caña			Maíz		
Equipo	Cantidad	Costo	Equipo	Cantidad	Costo
Molinos	2	2.90 MDP	Molinos	2	1.30 MDP
Clarificadores	1	0.35 MDP	Clarificadores	6	2.85 MDP
Reactores	16	6.76 MDP	Reactores	16	10.80 MDP MDP
Columnas	2	7.57 MDP	Columnas	2	7.57 MDP
Absorbedor	1	3.04 MDP	Absorbedor	1	3.04 MDP
Pervaporadores	2	4.26 MDP	Pervaporadores	2	4.26 MDP
Evaporadores	5	0.11 MDP	Evaporadores	4	0.09 MDP
Centrifuga	1	1.66 MDP	Centrifuga	1	1.99 MDP
Bombas	15	0.75 MDP	Bombas	15	0.75 MDP
Recipientes	4	3.32 MDP	Recipientes	4	3.32 MDP
Int. de calor	15	1.72 MDP	Int. de calor	15	1.72 MDP
Caldera	1	0.01 MDP	Secadores	2	0.01 MDP
Filtro Rotatorio	1	0.01 MDP			
Total		32.46 MDP	Total		37.70 MDP

Tabla 4.5.- Precios de equipos principales de proceso. Nota: Los precios fueron estimados según el procedimiento de cálculo de precios individuales según Walas. Process Equipment Desing. Capítulo 21. Cost of Individual Equipment. Los reactores fueron determinados según el método gráfico de Peters & Timmerhaus.

A.- Método rápido de Lang

En el método Lang se multiplica por un factor el costo total de los equipos de proceso y se obtiene el costo directo anual de la planta.

Caña	Costo MDP	Maíz	Costo MDP
1.- Costo de Equipo	32.46	Costo de Equipo	37.70
2.- Multiplicar por factor Lang	3.63	2.- Multiplicar por factor Lang	3.63
Costo Anual de la Planta	117.820	Costo Anual de la Planta	136.851

Tabla 4.6.- Método rápido de Lang basado en costo de equipo.

B.- Método Chilton

A continuación se muestra una tabla con el balance de producción según Chilton, para una planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar y maíz.

Caña	Costo	Factor	Maíz	Costo	Factor
1.- Costo de Equipo	32.46	1.0	1.- Costo de Equipo	37.70	1.0
2.- Costo Equipo instalado	37.30	1.15	2.- Costo Equipo instalado	43.35	1.15
3.- Tubería de Proceso	7.46	0.2 (2)	3.- Tubería de Proceso	8.67	0.2 (2)
4.- Instrumentación	3.73	0.1 (2)	4.- Instrumentación	4.33	0.1 (2)
5.- Edificios y Estructura	14.92	0.4 (2)	5.- Edificios y Estructura	17.34	0.4 (2)
6.- Auxiliares	3.73	0.1 (2)	6.- Auxiliares	4.33	0.1 (2)
7.- Líneas Exteriores	3.73	0.1 (2)	7.- Líneas Exteriores	4.33	0.1 (2)
8.- Sumatoria	70.87		8.- Sumatoria	82.35	
9.- Ingeniería y	24.80	0.35	9.- Ingeniería y	28.82	0.35
10.- Contingencias	17.71	0.25	10.- Contingencias	20.58	0.25
11.- Factor de Tamaño	10.63	0.15	11.- Factor de Tamaño	12.35	0.15
Costo Anual de la Planta	124.01		Costo Anual de la Planta	144.10	

Tabla 4.7.- Método Riguroso de Chilton basado en costo de equipo.

4.8.- Discusión de Resultados

A continuación mostraremos una tabla de comparación, la cual contiene los principales datos que determinaron las diferencias en entre un proceso y otro (caña y maíz). Y Así tomar una decisión objetiva a cerca de la selección más adecuada.

Datos	Caña	Maíz
Costo de producción y acarreo/ Ton	\$231.80	\$1411.30
Precio de venta al Agricultor/Ton	\$544.80	\$1035.00
Rendimiento de Ton/Ha	111.5	10.0
Rendimiento Lt EtOH/Ha x año	6,700.0	8,800.0
Relación beneficio-costo	2.219	1.58
Rendimiento por peso invertido	\$5.06	\$2.09
Costo de 1,000 Kg	\$3,024.20	\$1,411.30
Rendimiento de M.P./EtOH	80 LT/Ton	400 LT/Ton
Requerimiento en terreno	20.0 Ha	27.0 Ha
Costo de operación	7.20 MDP/año	3.80 MDP/año
Porcentaje de requerimiento mínimo	58.10%	66.90%
Costo estimado de equipo	32.46 MDP	37.70 MDP
Costo Anual Planta Método Lang	117.82 MDP	136.85 MDP
Costo Anual Planta Método Chilton	124.01 MDP	144.10 MDP

Tabla 4.8.- Datos de comparación de procesos de producción

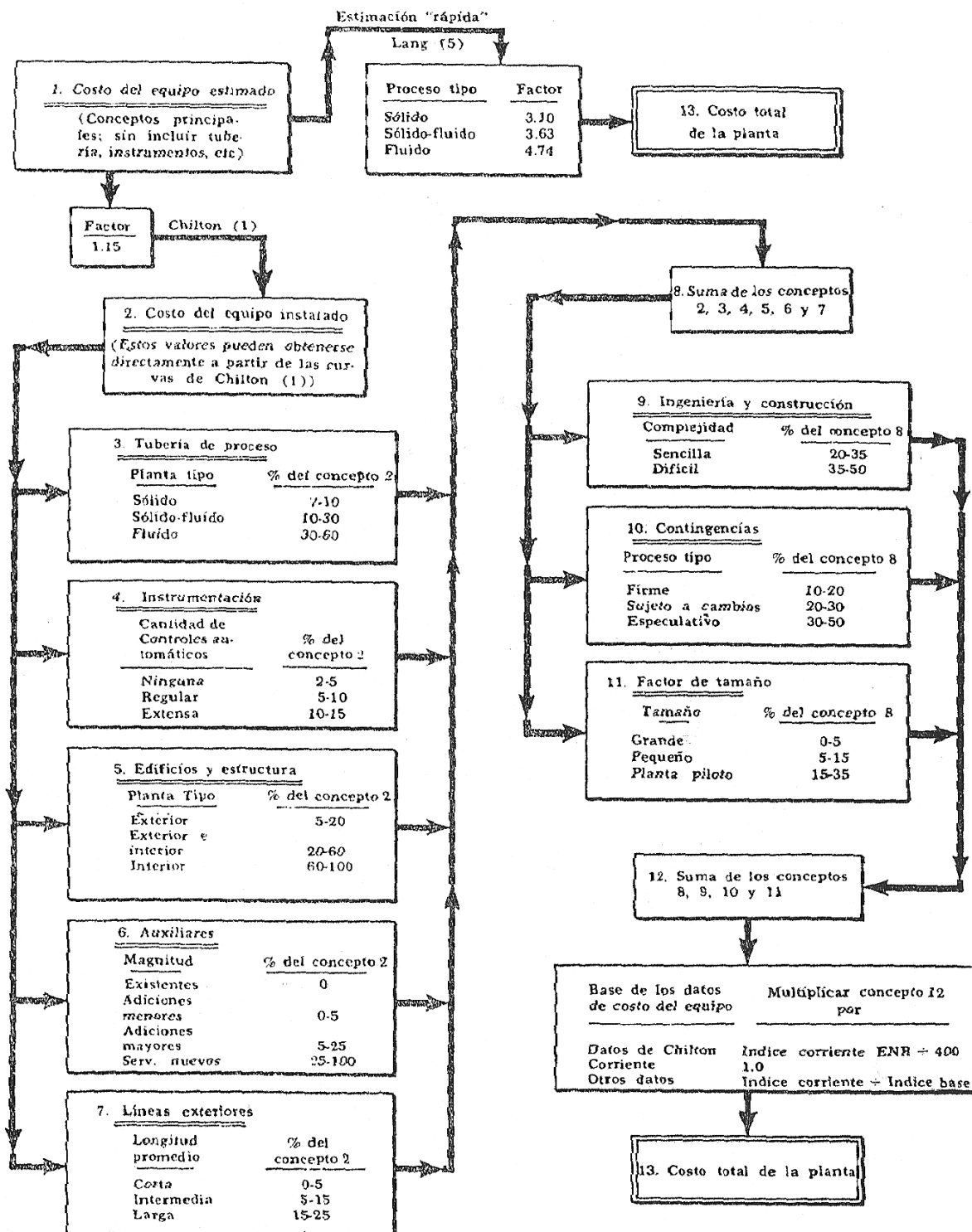
En primer lugar observamos los datos de rendimiento e información del sector agropecuaria de punto de partida para realizar el proceso. Estos costos nos indican que existen más puntos a favor del proceso de caña, debido a que es más barato producirla, acarrearla y transportarla. El rendimiento de tonelada/Hectárea de caña duplica en más de diez veces al de caña, pero en cuanto a rendimiento de producción de etanol por tonelada de maíz duplica al de caña por 5. Por otro lado el requerimiento de espacio es mayor en el caso del maíz aproximadamente el 25% más que el de caña. Y por último en el beneficio-costo y peso invertido el proceso de la caña en mucho más rentable que el de maíz.

Ahora analizaremos los métodos que desarrollamos en este trabajo. En primer lugar el método de giro (requerimiento mínimo de planta) arrojó que la capacidad de producción mínima de la planta desarrollada con caña obtiene un punto de equilibrio de una capacidad del 58.1 % y la de maíz 66.9%, esto indica que tenemos un margen menor de pérdidas en el proceso de caña que en el de maíz, y la recuperación del capital va a ser más acelerado puesto que en el proceso de maíz los costos de producción están más cercanos a los ingresos por ventas anuales. **Método Lang y Chilton**

En cuanto a los métodos realizados por costo de equipo los datos arrojaron que el proceso de maíz es más es aproximadamente 14% más caro que el de caña en cuanto a equipos, esto se nota considerablemente en los costos de los reactores, puesto que los primeros reactores que se utilizan en la pre-licuefacción necesitan sus respectivos clarificadores y se nota el aumento de costo, por otro lado los reactores de fermentación-sacarificación simultánea doblan el precio de los reactores en el proceso de caña.

Selección

Haciendo un recuento y un análisis es fácil decidir sobre la factibilidad de desarrollo entre estos dos procesos y materias primas. Dado que los datos son contundentes y los métodos que se desarrollaron muestran una diferencia notable entre materias primas y procesos. Con la reserva de que los procesos son similares el proceso con **caña de azúcar** es la mejor decisión que se tomaría para el desarrollo de este trabajo. Por lo tanto en el siguiente capítulo se mostrará el desarrollo completo de la ingeniería básica para este proceso en particular.



Gráfica 4.11.- Metodología de Chilton. Fuente: Rase & Barrow. Pag 70

CAPÍTULO 5

INGENIERÍA BÁSICA

5.1.- Ingeniería básica

La ingeniería básica de cualquier proceso es principalmente toda la información necesaria para establecer los lineamientos esenciales en el desarrollo del proyecto de la planta en cuestión. Esta información está constituida por una serie de documentos en los que intervienen diversas ramas de ingeniería química principalmente: ingeniería de procesos, transferencia de masa y calor, balances de materia y energía, instrumentación y control por mencionar algunas de las más importantes. Aunado a esto la contribución de la ingeniería especializada en arranque y operación de plantas con el desarrollo conjunto de la ingeniería de detalle complementan el trabajo global para el desarrollo básico de la planta.

A grandes rasgos estas son las partes que componen la Ingeniería Básica:

- Bases de diseño
- Descripción detallada del proceso
- Requerimiento de servicios auxiliares
- DFP (diagrama de flujo de proceso)
- Hojas de datos de equipo
- Lista de equipo
- Balance de materia y energía
- DTI's (diagramas tubería instrumentación)
- PLG (plano de localización general)
- Dimensionamiento de equipos principales
- Criterios de diseño de proceso

5.2.- Bases de diseño

Generalidades

5.2.1.- Nombre de la planta

Bioetanol de México S.A. de C. V.

5.2.2.- Localización de la planta

"Parque Industrial San Jorge"

Dirección: Km 23.5 Carretera Guadalajara – Chapala, Municipio de Tlajomulco de Zuñiga, Guadalajara Jalisco, México.

*Nota: Se tomó la decisión de instalar la planta en el estado de Jalisco debido a la gran cantidad de ingenios azucareros distribuidos en el estado, aunado a esto se hace la aclaración de que la caña del occidente del país tiene más contenido de agua y esto se refleja en el menor uso de agua para la hidrólisis de esta durante el proceso.

5.2.3.- Función de la planta

Será producir 500,000 Lt (aproximadamente 15,800 Kg) al día de bioetanol a partir de caña de azúcar. La planta será distribuida en cuatro secciones en las cuales se llevan a cabo los procesos de transformación de la caña de azúcar en bioetanol.

5.2.4.- Alcance

Selección de proceso y materia prima mediante estudios de factibilidad económica para posteriormente realizar un balance de beneficio costo (Caña de azúcar y Maíz).

5.2.5.- Capacidad, factor de servicio y flexibilidad

Capacidad de operación: 15.8 Ton/día de bioetanol

Capacidad de diseño: 10% + 16.0 Ton/día de bioetanol

Capacidad mínima: 1/2 de la capacidad de diseño aprox. (7.9 Ton/día de bioetanol)

Capacidad máxima: Debajo de la capacidad de diseño 17.5 Ton/día de bioetanol

Factor de servicio: La planta será diseñada para operar los 335 días del año. Utilizando un factor de servicio $F_s=0.92$

Flexibilidad: Se contará con un paquete de seguridad a falla de energía eléctrica.

Se interconectarán los sistemas de aire de planta e instrumentos en caso de fallar alguno de ellos.

Los módulos no operarán a falla de agua de enfriamiento y vapor

5.2.6.- Condiciones de alimentación y productos en límites de batería

Composición de la Caña: Sección de tratamiento de materia prima y generación de jugo (guarapo)

Componente	% Peso
Azúcares	14.00
Fibra	13.50
Proteína	0.40
Ceniza	1.50
Otros	0.60
Agua	70.00

Composición del guarapo: Sección de fermentación

Componente	% Peso
Azúcares	20.70
Ceniza	0.08
Otros	0.02
Agua	79.20

Composición del etanol fermentado: Sección de destilación

Componente	% Peso
Ceniza	0.10
Otros	2.90
Azúcares	4.00
Agua	83.30
Etanol	9.70

Composición de etanol destilado: Sección de deshidratación

Componente	% Peso
Agua	0.50
Etanol	95.50

Composición de gases a columna de absorción

Componente	% Peso
Otros	0.05
CO ₂	93.30
Agua	0.15
Etanol	6.50

Composición de bagazo a caldera (Residuo de molinos)

Componente	% Peso
Azúcares	1.00
Fibra	47.30
Proteína	0.10
Agua	49.90
Ceniza	1.50
Otros	0.20

Composición de la cachaza (Salida del filtro rotatorio)

Componente	% Peso
Fibra	13.60
Proteína	2.1
Agua	70.40
Ceniza	7.30
Otros	6.60

Composición de CO₂ (Salida del absorbedor)

Componente	% Peso
Etanol	0.02
CO ₂	98.25
Agua	1.67
Otros	0.06

Composición de vinazas (Salida de tren de evaporación)

Componente	% Peso
Azúcares	28.80
Agua	44.90
Ceniza	6.40
Otros	19.90

Composición de etanol anhidro (Salida de pervaporadores)

Componente	% Peso
Agua	0.40
Etanol	99.60

5.2.7.- Especificación de materia prima y productos

Caña de azúcar (Caña de Riego)

Caña de Riego	%
Agua	73 – 76
Sólidos	24 – 27
Sólidos solubles	10 – 16
Fibra (seca)	11 - 16

Proveedor: Depende de la zafra en el estado de Guadalajara y occidente del país.

Ácido Sulfúrico (H₂SO₄); 99% V/V

PM = 98.1 gr/mol

Apariencia, olor y estado físico	Líquido aceitoso incoloro ó café, inodoro , pero higroscópico
Gravedad específica (agua=1)	1.84 (98%), 1.4 (50%)
Punto de ebullición (°C)	274 (100%), 280 (95%)
Punto de fusión (°C)	3 (98%), -64 (65%)
Densidad relativa de vapor	3.4
Presión de vapor (mmHg)	Menor de 0.3 / 25°C, 1.0 / 38°C
Viscosidad (Cps)	21 / 25°C
pH	0.3 (solución acuosa 1N)
Solubilidad	Soluble en agua y alcohol etílico (se descompone en este

Proveedor: Cámara Suarez S.A. de C.V. Calle 26 No. 1169 Col. Zona Industrial 44940 Guadalajara, Jal. México.

Levadura *Saccharomyces Cerevisiae*

Composición: Producto inactivado de la levadura *Saccharomyces cerevisiae*

Contenido	%
Carbohidratos	65
Lípidos	15
Ceniza	9
Proteína Cruda	6
Agua	5

Propiedades físicas y químicas
Apariencia: Polvo color crema
Solubilidad: No soluble en agua
Presión de vapor: No aplicable (sólido)
Punto de ebullición: No aplicable
Punto de congelación: No aplicable
Gravedad específica: no aplicable

Proveedor: Biotec Pharmacon Asa, Strangdt 3 N-9008 Troms Noruega.

Óxido de Calcio (Cal, Lechada de Cal)

CaO, P.M. = 56.08 gr/mol

Propiedades físicas y químicas
Estado Físico: Sólido.
Apariencia: Polvos blancos a gris.
Olor: Sin olor.
pH: 12.5 (solución saturada a 25°C).
Temperatura de Ebullición: 2850°C
Temperatura de Fusión: 2570 - 2580°C
Densidad (Agua=1) : 3.250 - 3.380 kg/L a 20°C
Presión de Vapor: 0 mmHg a 20°C
Densidad de Vapor (Aire=1): No reportado.
Solubilidad: Ligeramente solubilidad en Agua (0.13 g por 100 ml de Agua a 25°C). Soluble en Ácidos y Glicerol - Insoluble en Alcohol

Proveedor: Grupo Calteco, S.A. de C. V., Calle Volcán ETNA 2727 – Colonia El Colli 1ra Sección – 45070 – Zapopan Jalisco Méx. Tel: (33)31345113

Invertasa

Estado Físico: Sólido
Propiedades Físicoquímicas: Confidenciales al consumidor

Proveedor: **Invertasa S** ENMEX Rio Lerma #228 Col. Fraccionamiento industrial de San Nicolás 54030 Tlalnepanlta México

Etanol Anhidro, Alcohol Etilico 99.6%CH₃CH₂OH, P.M. = 46.07 gr/mol

Punto de ebullición: 78.3 °C.
Punto de fusión: -130 °C.
Índice de refracción (a 20 °C):1.361
Densidad: 0.7893 a 20 °C.
Presión de vapor: 59 mm de Hg a 20 °C.
Densidad de vapor: 1.59 g /ml
Temperatura de ignición: 363 °C
Punto de inflamación (Flash Point): 12 °C (al 99.5 %)
Límites de explosividad: 3.3- 19 %
Temperatura de auto ignición: 793 °C.
Punto de congelación: -114.1 °C
Calor específico:(J/g °C): 2.42 (a 20 °C).
Conductividad térmica (W/m K): 0.17 (a 20 °C).
Momento dipolar: 1.699 debyes.
Constante dieléctrica: 25.7 (a 20 °C).
Solubilidad: Miscible con agua en todas proporciones, éter, metanol, cloroformo y acetona.
Temperatura crítica: 243.1 °C.
Presión crítica: 63.116 atm.
Volumen crítico: 0.167 l/mol.
Tensión superficial (din/cm): 231 (a 25 °C).
Viscosidad (cP): 1.17 (a 20°C).
Calor de vaporización en el punto normal de ebullición (J/g): 839.31
Calor de combustión (J/g): 29677.69 (a 25 °C)
Calor de fusión (J/g): 104.6

Nota: Estas son las características del producto fabricado.

5.3.- Servicios auxiliares

5.3.1.- Agua

El parque industrial cuenta con fuentes de abastecimiento de agua por tipo e institución en este municipio. Se cuentan con 4 pozos profundos en el parque industrial.

La capacidad de abastecimiento es de 54.5 Litros/segundo.

5.3.2.- Energía eléctrica

Fuente de suministro	Comisión Federal de Electricidad (CFE)
Frecuencia	60 hz
No de fases	3
Tensión	13,200/440/220-127 volts
Tensión fraccionaria	110 volts
Factor de potencia	0.95-0.98

5.3.3.- Agua para servicios y usos sanitarios. Agua tratada a depósitos de reserva (cisterna)

Fuente de suministro	Planta de tratamiento de agua ubicada en la zona de servicios de la planta.	
Condiciones de entrada en L.B.	Presión	30 psia
	Temperatura	Ambiente
	Disponibilidad	20 gal/min
Análisis	De acuerdo al Reglamento de Ingeniería sanitaria de la Secretaría de Salud.	
Requerimientos	16 galones por persona cada día según las normas de la Secretaría de Salud	
Distribución	Por líneas de tubería	

5.3.4.- Agua contra incendio. Agua tratada a depósitos de reserva (cisterna independiente)

Fuente de suministro	En límites de batería proveniente de la red de agua contra incendio	
Condiciones de entrada en L.B.	Presión	110 psia
	Temperatura	Ambiente
	Disponibilidad	1000 gal/min

5.3.5.- Agua potable. Agua suministrada por la red municipal

Fuente de suministro	Posible entrega en límites de batería desde la red municipal de agua potable. Cabe mencionar que esta agua no será utilizada para beber por lo que se deberá contar con garrafones de agua pura distribuidos por las áreas donde se requiera	
Condiciones de entrada en L.B.	Presión	25 psia
	Temperatura	25°C
	Disponibilidad	55 Lt/seg
Análisis Bacteriológico	De acuerdo al Código Sanitario de los EUM dictado por la Secretaría de Salud.	
Análisis Químico	De acuerdo al Código Sanitario de los EUM dictado por la Secretaría de Salud.	

5.3.6.- Vapor. Generado en la planta por medio de caldera de vapor alimentada por bagazo

Vapor de baja presión	Presión	25 psia
	Temperatura	510 °C
	Calidad	Saturado
	Disponibilidad	La requerida
Vapor de media presión	Presión	65 psia
	Temperatura	510 °C
	Calidad	Saturado
	Disponibilidad	La requerida
Vapor de alta presión	Presión	190 psia
	Temperatura	510 °C
	Calidad	Saturado
	Disponibilidad	La requerida
Distribución	Por líneas de tubería de límites de batería	

5.3.7.- Aire de planta

Fuente de suministro	Serán obtenidos en la misma plataforma, mediante compresores independientes no lubricados e interconectados	
Condiciones de entrada en L.B.	Temperatura	20°C
	Disponibilidad	La requerida
	Presión	100 psia

5.3.8.- Características de la alimentación a motores

Potencia (HP)	Volts	Fases	Ciclos
Hasta 1.0	127/220	1/3	60
De 2 a 150	460	3	60
De 151 a 1500	4000	3	60
Mayor de 1500	13200	3	60

5.3.9.- Corriente de alumbrado e instrumentos

La corriente para alumbrado de 127/220 volts (1/3 fases) para exteriores e interiores. La corriente eléctrica para instrumentos será de 127 volts, 1 fase y 60 ciclos; CD de 24 V.

5.3.10.- Bases de diseño civil

Estructuras, edificios y equipos: Aplicar manual de la C.F.E

Cimentaciones: Se diseñarán con la información mecánica de suelos específica del lugar, que será responsabilidad del contratista de la Ingeniería de Detalle y Construcción determinarlo.

5.3.11.- Bases de diseño para instrumentación y control

La instrumentación deberá ser electrónica con rango de señalización de 4-20 mA de corriente directa, la instrumentación de campo deberá ser adecuada a la clasificación de áreas eléctricas de acuerdo al servicio y su localización. Se aplicará medición y registro de flujos totales de servicios auxiliares así como su totalización continua.

5.3.12.- Normas, Códigos y Especificaciones

Se aplicarán las siguientes Normas, Códigos y Especificaciones, en sus ediciones más recientes:

Concepto	Normas, Códigos y Especificaciones
Seguridad	Norma Oficial Mexicana (NOM)
Instrumentación	American Petroleum Institute (API)
Electricidad	National Electric Manufacturers Association
Recipientes	American Society of Mechanical Engineers
Intercambiadores de Calor	Tubular Exchanger Manufacturers Association
Viento y Sismo	Normas Comisión Federal de Electricidad (CFE)

5.3.13.- Condiciones climatológicas

Temperaturas

Máxima extrema	42°C
Mínima extrema	-5°C
Mínima promedio anual	11°C
Máxima promedio anual	27°C
Promedio	19°C

Precipitación pluvial

Máxima en 1 h	20.6 mm
Máxima en 12 h	247.2 mm
Promedio anual	1049.7 mm

Vientos

Dirección de vientos Reinantes	SE a NO
Dirección de vientos Dominantes	NE a SO
Velocidad media (sostenida)	20 km/h
Velocidad máxima	50 km/h

Humedad relativa

Máxima	60 %
Mínima	40 %
Promedio	50 %

5.4.- Descripción de las etapas del proceso

La planta se divide en cuatro secciones las cuales se citan a continuación:

1. Módulo de tratamiento de materia prima
2. Módulo de Fermentación
3. Módulo de Destilación
4. Módulo de Deshidratación

5.4.1.- Módulo de tratamiento de materia prima

Tratamiento Inicial

El proceso consiste en un recibo de la caña mediante descargadores automáticos en la tolva pesadora VA-101. Posteriormente se lleva a cabo un lavado inicial de la caña con agua a 40°C dentro del transportador de caña, esto sirve para arrastrar la ceniza, tierra y lodos que contenga la caña al ser recogida de el campo de cultivo, también se coloca un auto magneto suspendido para alcanzar fragmentos de metal, esto es parte del proceso de limpieza de la materia prima. Posteriormente se prepara la caña para la molienda mediante cuchillas giratorias que cortan los tallos en pedazos más pequeños mediante una desfibradora ó desmenuzadora SD-101. Ya realizado este proceso se lleva a cabo una trituración en dos molinos trituradores continuos SR-101 y SR-102 para extraer el jugo de caña ó guarapo, de estos dos molinos se extrae el jugo azucarado con agua aumentando la temperatura a 60°C debido a la fricción en los molinos, retirando como subproducto el bagazo con un contenido en fibra de alrededor del 46%, que va a ser utilizado en la generación de vapor para el sustento de los mismos molinos y de la planta en general.

Clarificación (ó Defecación)

El jugo verde que proviene de los trapiches de la molienda se bombea a un clarificador VA-102 donde se somete a un proceso de encalado mediante la adición de lechada de cal (óxido de calcio) aproximadamente 0.5 Kg por tonelada de caña para neutralizar la acidez natural del guarapo, formando sales insolubles de calcio en su mayor parte fosfato de calcio. También con estas condiciones se favorece la hidrólisis de la sacarosa en hexosas. La mezcla se calienta hasta máximo 80°C y se deja sedimentar en el tanque. Los lodos sedimentados (cachaza) se filtran al vacío con un filtro rotatorio continuo FR-101 para recuperar la sacarosa que se encuentra en ellos.

El jugo limpio, que tiene una composición de 14% de sólidos solubles (14°Brix), se somete a un proceso de esterilización en el cual se calienta hasta una temperatura de 105 a 120°C con vapor en un intercambiador de tubo y coraza EA-101 durante 15 minutos.

Este proceso de esterilización contribuye a la destrucción de todos los organismos patógenos, así como de todos los organismos que causen degradación del producto, y de aquellos que compitan posteriormente en la etapa de fermentación con la *Saccharomyces cerevisiae* por el alimento (azúcares reductores).

El jugo esterilizado se bombea hacia el tanque VA-103, en donde se agrega otra cantidad ácido sulfúrico concentrado para ajustar el pH a 4.5 y de esta manera dar unas condiciones de acidez óptimas para la reproducción de la levadura y la fermentación posterior del jugo; además actúa como agente precipitante de materia inorgánica y mantiene bajas las poblaciones de microorganismos contaminantes. El material sedimentado se retira por el fondo del tanque.

El flujo que sale del tanque VA-103 se bombea a través de una tubería donde se divide en dos. Uno de los flujos se transporta hacia un mezclador estático VA-104 en donde se diluye con agua desionizada hasta una concentración de 6 a 7% en peso de azúcares reductores (°Brix) y se enfría en un intercambiador de tubo y coraza EA-102 hasta una temperatura de 28°C; esta es la condición térmica óptima a la que debe entrar el jugo que se usa como medio de crecimiento para la levadura *Saccharomyces cerevisiae*.

El otro flujo se enfría hasta una temperatura de 32°C en un intercambiador de calor de tubo y coraza EA-103, utilizando agua como fluido refrigerante. Esta temperatura y la concentración de 14°Brix, son las condiciones térmicas óptimas para alimentar al fermentador.

5.4.3.- Módulo de fermentación

Reproducción de la levadura

La preparación de la levadura para la inoculación de los fermentadores involucra procedimientos tanto en el laboratorio como en la planta. Los cultivos de levadura pura se activan en el laboratorio a una temperatura de 28 a 30°C hasta lograr una población de 190 a 200 millones de células por cm³, utilizando como medio de crecimiento el jugo estéril diluido.

Posteriormente se realiza un escalamiento a dos recipientes de reproducción VA-104, que contienen jugo diluido. En estos recipientes se introducen elementos necesarios para el crecimiento y reproducción de la levadura, entre los que se tienen: urea como fuente de nitrógeno, fosfato de amonio como fuente de fósforo, fuente de oxígeno (aire estéril). Además de agregar antiespumante.

Etapas de fermentación

Para el proceso de fermentación se utilizan dieciséis reactores RA-20i tipo tanque agitado (CSTR) en serie, con recirculación de la levadura como se observa en el DTI-02. Se alimenta continuamente jugo de caña (14°Brix) a los fermentadores. Así mismo, se alimentan cultivos de *Sacharomices cerevisiae* provenientes de las recipientes de reproducción y de la recirculación para mantener los niveles de población celular entre 200 a 300 millones de células por mililitro de solución en el fermentador. Este proceso fermentativo se hace bajo condiciones anaerobias a una temperatura de 31 a 33°C. Se adiciona antiespumante y ergosterol, éste último en una relación de 5-40 mg/Lt de sustrato para hacer la levadura más resistente a las condiciones de concentración de etanol y temperatura del medio. También se agregan pequeñas cantidades de la enzima Invertasa para ayudar a levadura a hidrolizar la sacarosa.

Por cada gramo de glucosa consumida se producen 0.51 g de etanol y 0.49 g de CO₂, obteniéndose una fermentación ideal con una conversión del 95%, pero debido a la formación de algunos productos secundarios menores como propanol, butanol, metanol, glicerol y ácido láctico, se obtienen conversiones entre 90 y 93%.

La reacción es exotérmica y genera aproximadamente 16,000 Btu/lbmol de azúcar fermentada, es por esto que el fermentador necesita un sistema adecuado de control de temperatura. Para esto se emplea un enchaquetamiento externo de enfriamiento que funciona con agua. Las condiciones de temperatura y pH están controladas electrónicamente en los fermentadores, mientras que se realizan muestras periódicas de grado alcohólico y conteo microbiano. En los reactores la productividad de etanol que se logra es aproximadamente de 30 a 51 g/L (6 a 8% v/v), mientras que la productividad global es de 45 a 60 g/L (7.5 a 11%v/v).

La concentración de levadura es aproximadamente 89 g/L (11%V/V)). El CO₂ producido en la reacción se remueve del reactor por la parte superior y se envía a un proceso de absorción con agua, ya recuperado se licua para su posterior venta. El caldo de fermentación se bombea hacia un tanque y posteriormente pasa al proceso de recuperación de etanol por destilación.

5.4.5.- Módulo de destilación

Recuperación de Etanol

Para la concentración de etanol se dispone de dos columnas de destilación. En la primera denominada columna de concentración TD-301, se concentra el etanol en el destilado hasta un valor de 50% al 60% en peso, obteniéndose en los fondos un gran volumen de agua que contiene tanto sólidos solubles como insolubles.

En la segunda torre (columna de rectificación) TD-302 se obtiene un destilado con un contenido del 90% al 91% en peso de etanol. Para el caso de la adsorción con tamices moleculares, existe una corriente de recirculación del regenerado hacia la columna de rectificación.

5.4.6.- Módulo de Deshidratación

La obtención de etanol anhidro se realiza por el método de tamices moleculares. La corriente de etanol que sale de la destilación con una concentración de aprox. 90% V/V se pasa por una bomba en donde se eleva su presión de 1 a 6 atmósferas. Posteriormente se introduce a un intercambiador de calor de tubo y coraza EA-401 en donde se eleva su temperatura hasta alcanzar los 130 a 150°C. Este flujo se introduce al módulo de membrana semipermeable del primer filtro.

Esta membrana está constituida materiales granulares rígidos de forma esférica o cilíndrica elaborados a partir de aluminosilicatos de potasio. Se clasifican de acuerdo al diámetro nominal de la gran cantidad de poros internos que poseen y que dan acceso al volumen libre intersticial que se encuentra en la estructura microcristalina de estos materiales.

Para la deshidratación de etanol se emplean tamices con un diámetro promedio de los caminos intersticiales de 3 Angstroms (tamices Tipo 3). La molécula de agua tiene un diámetro menor que el de los caminos intersticiales de este tipo de tamices, mientras que la de etanol no; además, el agua puede adsorberse en la superficie interna de los caminos de la estructura del tamiz molecular. Las moléculas de agua pueden invadir la estructura interior de los tamices a diferencia de las moléculas de etanol que, debido a su mayor tamaño, pasan a través del espacio entre las partículas de los tamices y abandonan el lecho sin adsorberse.

La operación de adsorción requiere que una vez saturado el lecho del adsorbente con la sustancia a separar, se debe realizar la liberación de la misma (desorción) para permitir la reutilización del material adsorbente (ciclo de regeneración). Para la regeneración de los tamices se requiere de gas caliente, lo cual los deteriora rápidamente en especial si el lecho se alimenta en fase líquida durante el ciclo anterior de adsorción de agua. Para contrarrestar este deterioro se desarrolló la tecnología de adsorción por vaivén de presión (Pressure Swing Adsorption, PSA) que implica el uso de dos lechos de adsorción. Mientras uno de los lechos produce vapores de etanol anhidro supercalentados bajo presión, el otro se regenera en condiciones de vacío recirculando una pequeña porción de los vapores supercalentados de etanol a través de los tamices saturados LP-401 y LP-402.

La alimentación del sistema se lleva a cabo con los vapores de la columna de rectificación; por su parte los vapores alcohólicos obtenidos en el ciclo de regeneración y que pueden contener de un 28% al 40 % de agua, se recirculan a la columna de rectificación. De esta manera se prolonga la vida útil de los tamices por varios años, lo que a su vez representa costos bajísimos relacionados con el reemplazo del material adsorbente y por ende costos de operación reducidos

Por último el etanol líquido casi puro (99.3 a 99.8% v/v o 99.5 a 99.6% p/p) se almacena en el tanque VA-402.

5.5.- Diagrama de flujo de proceso (DFP)

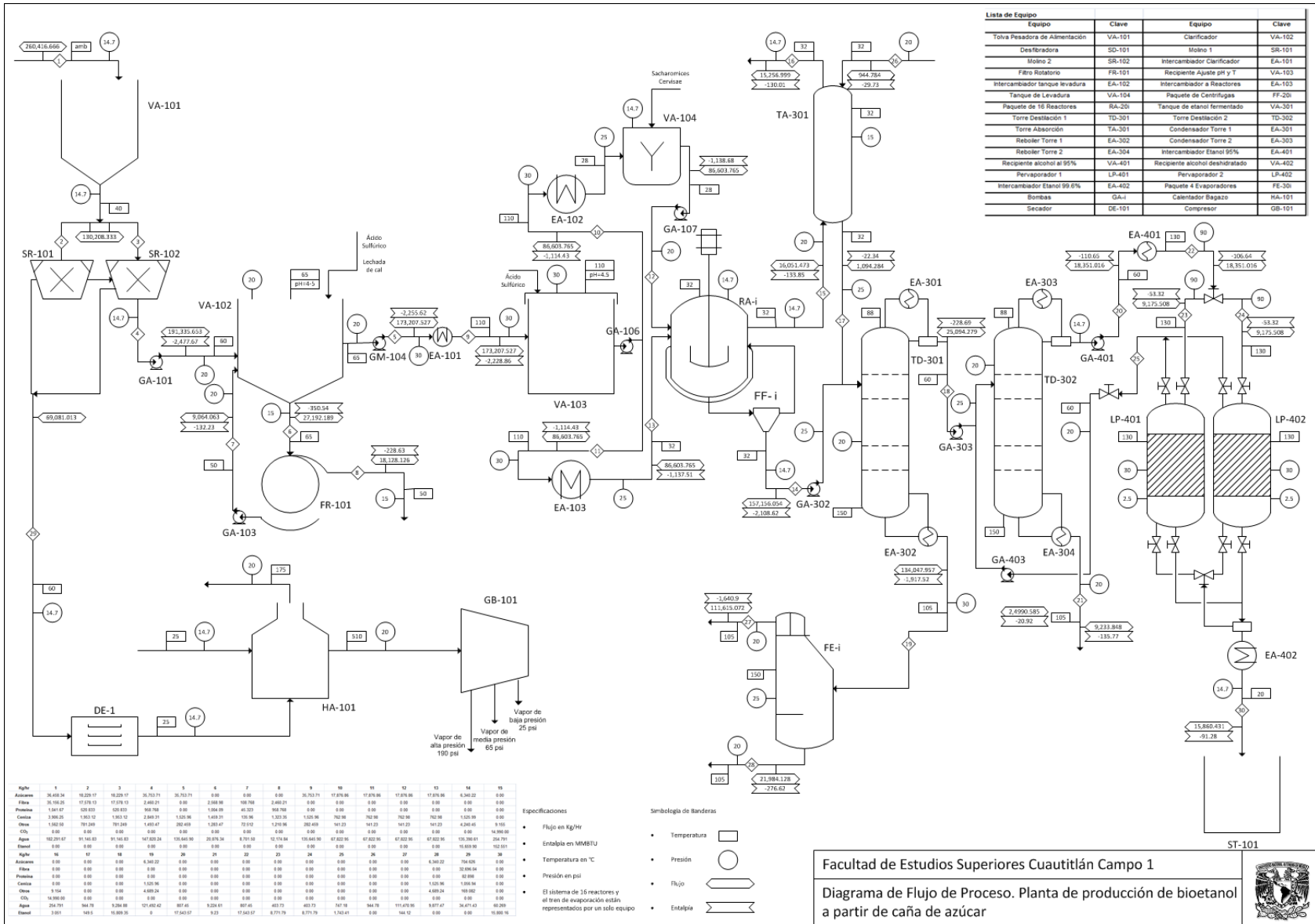
El diagrama de flujo de proceso (DFP) es un documento fundamental en la Ingeniería Básica de un proceso, que consiste en una representación gráfica y objetiva de la información más relevante del mismo. Dicha información consiste en indicar entradas y salidas de materia y energía, características básicas del equipo y en algunos casos controles especiales de equipos, de la manera más clara y sencilla.

Contenido de un DFP

- Representación esquemática de los equipos de proceso, las corrientes principales que los interconectan así como las direcciones del flujo mediante flechas.
- Procedencia de las alimentaciones y destino del producto del proceso, de donde parten ó terminan las líneas correspondientes.
- Balance de materia y energía para cada corriente del proceso, así como flujo, composición, presión, temperatura y propiedades básicas.
- Características básicas del proceso, indicando para cada equipo clave, el nombre de servicio, número de unidades y dimensiones básicas.
- Condiciones de operación de del los flujos de proceso.

A continuación se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso para producción de bioetanol a partir de caña de azúcar.

Gráfica 5.1.- Diagrama de Flujo de Proceso de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar



5.6.- Hojas de datos de equipo principal

En general se considera que son los documentos en los cuales se establecen o especifican los requerimientos y características de los equipos, para que cumplan con la función que se le ha dado, en relación con el diagrama de flujo de proceso (DFP) y el balance de materia y energía.

Las hojas de datos pueden ser de dos tipos, en las que se hace el diseño del equipo de proceso y en las que únicamente se indican o especifican los requerimientos del proceso y condiciones de operación del equipo.,

Es por ello que las hojas de especificación de equipo no se llenan por completo, únicamente se indican las condiciones del proceso o de operación y puede o no existir una característica particular del equipo, estos datos los utilizará el fabricante para diseñar el equipo.

Como se ha mencionado, el ingeniero de proceso no diseña algunos de estos equipos, solo lo especifica; sin embargo es adecuado tener conocimiento de ellos para poder, por una parte transmitir convenientemente la información requerida por el fabricante y por la otra efectuar una buena selección de las unidades así como los comentarios que sean necesarios.

Las hojas de datos pueden emitirse en varias ocasiones durante el desarrollo de un proyecto; para evitar confusiones se utilizan las llamadas ediciones y revisiones.

A continuación se muestran las hojas de datos de los equipos principales para el proceso de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar en México.



**HOJA DE ESPECIFICACIONES
CLARIFICADOR**

Código
VA-102

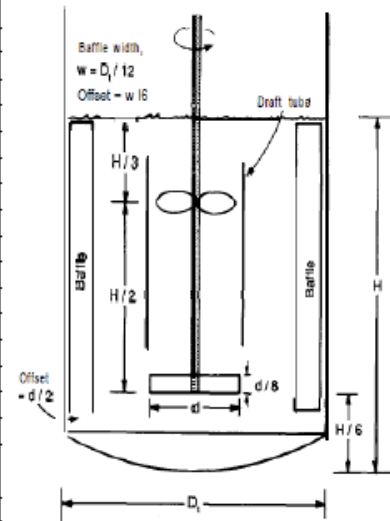
Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Estudios Superiores Cuautitlan

: SERVICIO DE LA UNIDAD Esterilización del jugo de caña

**CONDICIONES DE
OPERACIÓN**

Tipo de Fluido		Jugo de caña
Flujo	Kg/Hr	191,335.653
Flujo	Gal/min	3,995.05
Flujo de diseño	Gal/min	5,000
Posición		Vertical
Densidad	gr/cc	1.06
Temperatura de entrada	°C	60
Temperatura de operación	°C	65
Temperatura de salida	°C	65
Temperatura de máxima	°C	85
Temperatura de diseño	°C	150
Presión de operación	Psia	20
Presión máxima	Psia	30
Presión de diseño	Psia	40
Tiempo de residencia	min	5



DIMENSIONES

L/D		3
Longitud	ft	17.5
Volumen	Gal	5,000
Diámetro	ft	7
Espesor	in	1/4
Peso	Kg	2,326.93
Nivel normal	ft	13
Nivel máximo	ft	15.5
Nivel mínimo	ft	1
Número de soportes		2

OBSERVACIONES

MATERIALES

Coraza	Acero al carbón SA265	Soportes internos	Acero al carbón SA265
Tapas	Acero al carbón SA265		

NOTAS

Módulo de tratamiento de materia prima	No. Revisión	Fecha	Revisado por	Comprobado	Aprobado



**HOJA DE ESPECIFICACIONES
RECIPIENTE DE AJUSTE DE PH Y TEMPERATURA**

Código
VA-103

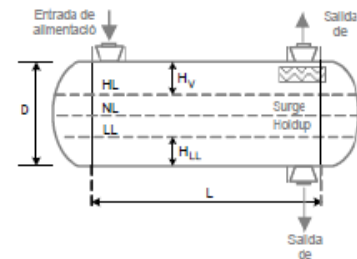
Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores Cuautitlan
SERVICIO DE LA UNIDAD Ajuste de pH y temperatura para reacción de fermentación

CONDICIONES DE OPERACIÓN

Tipo de Fluido		Jugo de caña
Flujo	Kg/Hr	173,207.527
Flujo	Gal/min	701.358
Flujo de diseño	Gal/min	800
Posición		Horizontal
Densidad	gr/cc	1.029
Temperatura de entrada	°C	110
Temperatura de operación	°C	110
Temperatura de salida	°C	110
Temperatura de máxima	°C	120
Temperatura de diseño	°C	150
Presión de operación	Psia	30
Presión máxima	Psia	30
Presión de diseño	Psia	40

DIMENSIONES

L/D		3
Longitud	ft	10.66
Volumen	Gal	800
Diámetro	ft	4
Espesor	in	3/16
Peso	Kg	571.53
Nivel normal	ft	1.6
Nivel máximo	ft	2.8
Nivel mínimo	ft	0.5
Superficie de Coraza	sqft	126.7
Superficie de Tapas	sqft	23.05



OBSERVACIONES

MATERIALES

Coraza	Acero al carbón SA265	Soportes internos	Acero al carbón SA265
Tapas	Acero al carbón SA265		

NOTAS

Módulo de tratamiento de materia prima	No. Revisión	Fecha	Revisado por	Comprobado	Aprobado



**HOJA DE ESPECIFICACIONES
FERMENTADOR**

Código
RA-i

Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Estudios Superiores Cuautitlan

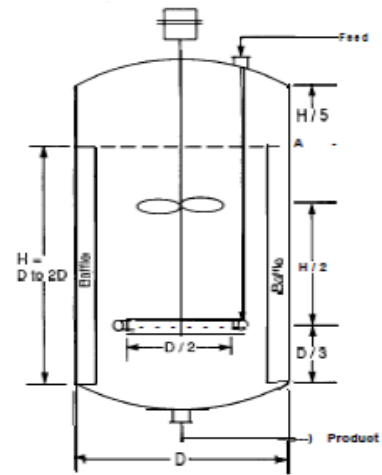
: SERVICIO DE LA UNIDAD Fermentación del jugo de caña

**CONDICIONES DE
OPERACIÓN**

Tipo de Fluido		Jugo de caña
Flujo	Kg/Hr	10,825.47
Volumen	Lts	10,079.581
Volumen de diseño	Lts	12,500
Posición		Vertical
Densidad	gr/cc	1.075
Temperatura de entrada	°C	28-32
Temperatura de operación	°C	32
Temperatura de salida	°C	32
Temperatura de máxima	°C	40
Temperatura de diseño	°C	40
Presión de operación	Psia	14.7
Presión máxima	Psia	14.7
Presión de diseño	Psia	14.7
Tiempo de residencia	Hrs	48

DIMENSIONES

L/D		2
Altura	m	3.12
Volumen	Lts	12,500
Diámetro	m	2.34
Espesor	in	3/16
Diámetro de propelas	m	1.17
Nivel normal	m	2.7
Nivel máximo	m	3
Nivel mínimo	m	0.5
Número de soportes		2
Superficies en contacto	SS	316
P/D		0.35
Deflectores	m	0.175
w/D		0.08
Distancia base reactor propela	m	0.768



OBSERVACIONES


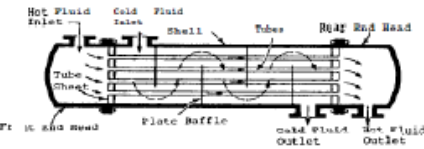
El sistema de agitación es de tres impulsores con turbina de seis palas ajustables a lo largo del eje, la punta máxima de velocidad es de 1,200 ft/min

MATERIALES

Coraza	Acero al carbón SA265	Soportes internos	Acero al carbón SA265
Tapas	Acero al carbón SA265		

NOTAS

Módulo de fermentación	No. Revisión	Fecha	Revisado por	Comprobado	Aprobado

		HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR TUBOS Y CORAZA ARREGLO 1-2			Código EA-101	
Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlan SERVICIO DE LA UNIDAD: Calentamiento de jugo clarificado con vapor						
CONDICIONES DE OPERACIÓN						
		TUBOS		CORAZA		
Fluido circulante	-	Vapor		Jugo de caña		
Caudal total	Lb/Hr	95,070.471		381,856.95		
Fase	-	Vapor		Líquida		
Temperatura entrada	°F	950		149		
Temperatura salida	°F	302		230		
Presión	Psia	190		30		
PROPIEDADES EVALUADAS A LA TEMPERATURA MEDIA						
Peso Molecular	Kg/kmol	18		22.665		
Capacidad Calorífica	BTU/Lb°F	0.497		0.9899		
Viscosidad	Cp	0.18		0.88		
DATOS DE DISEÑO						
Calor de transferencia	BTU/Hr	3.06 x 10 ⁷				
LMTD	°F	292.475				
Factor de corrección	-	0.94				
Coefficiente global de trans	BTU/Hr°Fft ²	450				
Diferencia verdadera de Temp	°F	274.92				
TEMA	-	AEL				
Area de transferencia de calor	ft ²	247.344				
Deflectores	-	Segmentados				
Longitud deflectores	pulgadas	5				
Corte	%	25				
Sobredimensionado	%	15				
DISEÑO TUBOS			DISEÑO CORAZA			
Nº Tubos	-	112	Disposición	-	Horizontal	
Diámetro exterior	pulgadas	0.875	Diámetro interno coraza	pulgadas	17.25	
Diámetro interior	pulgadas	1	Diámetro haz de tubos	pulgadas	8.15	
Espesor	BWG	20	Espesor	pulgadas	3/16	
Pitch	pulgadas	1.25	Longitud	ft	8	
Claro	pulgadas	0.09	Diámetro Hidráulico	ft	0.0825	
Resistencia ensuciamiento	m ² K/W	0.00045	Resistencia ensuciamiento	m ² K/W	0.00035	
Arreglo de tubos	-	Cuadro	Area de flujo	ft ²	0.3593	
Factor de fricción	-	0.0197	Factor de fricción	-	0.0013	
Caída de presión	Psi	0.290	Caída de presión	Psi	2.78	
MATERIALES						
Coraza	ACERO INOX. AISI 304		Deflectores	ACERO INOX. AISI 304		
Cabezales	ACERO INOX. AISI 304		Toberas	ACERO INOX. AISI 304		
Tubos	ACERO INOX. AISI 304		Aislamiento			
OBSERVACIONES						
NOTAS						
Módulo de tratamiento de materia prima	Nº Rev:	Fecha:	Revisado por	Aprobado	Comprobado	Firma



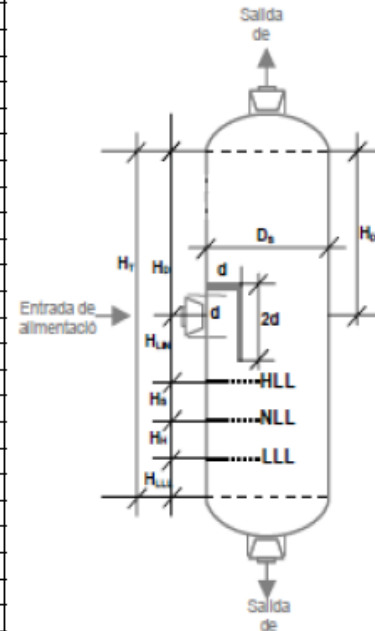
**HOJA DE ESPECIFICACIONES
COLUMNA DE DESTILACIÓN (CONCENTRACIÓN)**

Código
TD-301

Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores Cuautitlan
SERVICIO DE LA UNIDAD Concentración de etanol al 60% p/p

**CONDICIONES DE
OPERACIÓN**

Fluido circulante	-	Solución Etanol-Agua 10-90% p/p
Caudal total entrada	Kmol/Hr	8,590.424
Fracción vapor	-	0.245
Caudal cabeza	Kmol/Hr	2,018.022
Caudal fondo	Kmol/Hr	9,761.503
Destilado (producto)	Kmol/Hr	846.943
Fondo (producto)	Kmol/Hr	7,743.480
Relación de reflujo	-	1.5 el mínimo
Temperatura entada	°C	60
Temperatura cabeza	°C	88
Temperatura fondo	°C	150
Temperatura destilado	°C	60
Temperatura producto	°C	60
Presión entrada	Psi	20
Presión cabeza	Psi	14.7
Presión fondo	Psi	14.7
Tipo de columna	-	Columna de platos

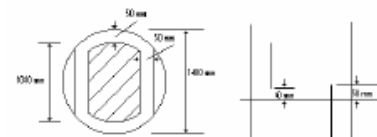


DISEÑO DEL PLATO

Nº de platos	-	5
Eficiencia	%	75
Retorno en el rehervidor	%	70
Plato de alimentación	-	2
Tipo de plato	-	Perforado paso simple
Espaciado entre platos	m	0.75
Longitud del bajante	m	1.08
Altura del vertedero	m	0.05
Diámetro perforaciones	m	0.005
Espesor del plato	m	0.005
Material	-	Acero inox. AISI 304
Caida de presión	atm	0.01
Perforaciones activas	-	5961

DIMENSIONES COLUMNA

Diámetro interior cubierta	m	3
Altura total columna	m	4.5
Caida presión total	atm	0.28
Espesor cubierta	m	0.01
Cabezales	-	Elípticos
Espesor cabezal	m	0.006
Apoyo y sujeciones	-	Faldón



MATERIALES

Cubierta	Acero inox. AISI 304	Toberas	Acero inox. AISI 304
Cabezales	Acero inox. AISI 304	Soportes internos	Acero inox. AISI 304

CONSTRUCCION

NOTAS

Módulo de destilación	Nº rev:	Fecha:	Revisado por:	Comprobado	Aprobado



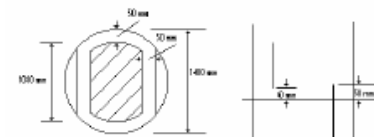
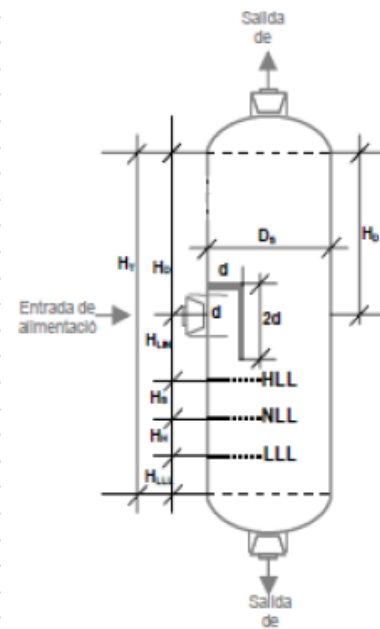
**HOJA DE ESPECIFICACIONES
COLUMNA DE DESTILACIÓN (RECTIFICACIÓN)**

Código
TD-302

Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán
SERVICIO DE LA UNIDAD Concentración de etanol al 90% p/p

**CONDICIONES DE
OPERACIÓN**

Fluido circulante	-	Solución Etanol-Agua 60-40% p/p
Caudal total entrada	Kmol/Hr	1,108.605
Fración vapor	-	0.45
Caudal cabeza	Kmol/Hr	1,154.804
Caudal fondo	Kmol/Hr	1,739.956
Destilado (producto)	Kmol/Hr	523.453
Fondo (producto)	Kmol/Hr	585.151
Relación de reflujo	-	1.5 el mínimo
Temperatura entada	°C	60
Temperatura cabeza	°C	88
Temperatura fondo	°C	150
Temperatura destilado	°C	60
Temperatura producto	°C	60
Presión entrada	Psi	20
Presión cabeza	Psi	14.7
Presión fondo	Psi	14.7
Tipo de columna	-	Columna de platos



DISEÑO DEL PLATO

N° de platos	-	10
Eficiencia	%	75
Retorno en el rehervidor	%	70
Plato de alimentación	-	8
Tipo de plato	-	Perforado paso simple
Espaciado entre platos	m	0.60
Longitud del bajante	m	1.08
Altura del vertedero	m	0.05
Diámetro perforaciones	m	0.005
Espesor del plato	m	0.005
Material	-	Acero inox. AISI 304
Caida de presión	atm	0.01
Perforaciones activas	-	5961

DIMENSIONES COLUMNA

Diámetro interior cubierta	m	2.2
Altura total columna	m	6.6
Caida presión total	atm	0.28
Espesor cubierta	m	0.01
Cabezales	-	Elípticos
Espesor cabezal	m	0.006
Apoyo y sujeciones	-	Faldón

MATERIALES

Cubierta	Acero inox. AISI 304	Toberas	Acero inox. AISI 304
Cabezales	Acero inox. AISI 304	Soportes internos	Acero inox. AISI 304

CONSTRUCCION

NOTAS

Módulo de destilación	N° rev:	Fecha:	Revisado por:	Comprobado	Aprobado

5.7.- Lista de equipo principal de proceso

La lista de equipo es un resumen de los equipos que intervienen en la realización de un proceso. Se puede decir que el objetivo de la lista de equipo es recabar información referente al tipo específico, el número de unidades existentes, el servicio que prestan y sus características principales y así mismo el acomodo en el área disponible para la instalación de la planta.

Se dividirá en cuatro secciones la planta:

- Tratamiento de materia prima y generación del jugo (guarapo). (Número de identificación de equipos 100)
- Fermentación (Número de identificación de equipos 200)
- Destilación (Número de identificación de equipos 300)
- Deshidratación (Número de identificación de equipos 400)

Equipo	Clave	Equipo	Clave
Tolva Pesadora de Alimentación	VA-101	Clarificador	VA-102
Desfibradora	SD-101	Molino 1	SR-101
Molino 2	SR-102	Intercambiador Clarificador	EA-101
Filtro Rotatorio	FR-101	Recipiente Ajuste pH y T	VA-103
Intercambiador tanque levadura	EA-102	Intercambiador a Reactores	EA-103
Tanque de Levadura	VA-104	Paquete de Centrifugas	FF-20i
Paquete de 16 Reactores	RA-20i	Tanque de etanol fermentado	VA-301
Torre Destilación 1	TD-301	Torre Destilación 2	TD-302
Torre Absorción	TA-301	Condensador Torre 1	EA-301
Reboiler Torre 1	EA-302	Condensador Torre 2	EA-303
Reboiler Torre 2	EA-304	Intercambiador Etanol 95%	EA-401
Recipiente alcohol al 95%	VA-401	Recipiente alcohol	VA-402
Pervaporador 1	LP-401	Pervaporador 2	LP-402
Intercambiador Etanol 99.6%	EA-402	Paquete 4 Evaporadores	FE-30i
Bombas	GA-i	Calentador Bagazo	HA-101
Secador	DE-101	Compresor	GB-101

Tabla 5.1.- Lista de equipo principal de proceso. Nota: Para los equipos que tienen subíndices i se detallarán en el diagrama de tubería e instrumentación puesto que son más de 1 equipo.

5.8.- Balance de materia y energía

Se requieren los balances de materia y energía para cada unidad de proceso, para que estos puedan ser empleados en los cálculos de diseño de proceso. Cuando el diseño de una planta de proceso cuenta con un diagrama de proceso y un balance de materia y energía, se eliminan muchos errores y se agiliza el diseño general de una planta de proceso.

En el siguiente documento se muestra el balance de materia y energía del proceso que fue ilustrado anteriormente en el DFP. Este contiene, además de los flujos, composiciones, características básicas, condiciones de temperatura y presión, los valores de las propiedades termodinámicas requeridas para el diseño de líneas y especificaciones de instrumentos.

El balance de materia y energía del proceso fue desarrollado mediante el apoyo de un programa simulador llamado Chemcad versión 5.1.3.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Paquete de ingeniería básica bioetanol

Componente	1	2	3	4	5	6
Azúcares	36,458.34	18,229.17	18,229.17	35,753.71	35,753.71	0.00
Fibra	35,156.25	17,578.13	17,578.13	2,460.21	0.00	2,568.98
Proteína	1,041.67	520.833	520.833	958.768	0.00	1,004.09
Ceniza	3,906.25	1,953.12	1,953.12	2,849.31	1,525.96	1,459.31
Otros	1,562.50	781.249	781.249	1,493.47	282.459	1,283.47
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	182,291.67	91,145.83	91,145.83	147,820.24	135,645.90	20,876.34
Etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	260,416.66	130,208.33	130,208.33	191,335.609	173,207.521	27,192.189
Temp °C	amb	40	40	60	65	65
Press Psia	14.7	14.7	14.7	20	30	15
Dens gr/cc	-	-	-	1.065	1.050	1.056
Vel ft/sec	-	-	-	8.7757	8.0655	2.8564
Visc cP	-	-	-	0.483	0.362	0.362
Fric. F.	-	-	-	0.0154	0.0157	0.0182
Reynolds	-	-	-	691,679.3	1,098,590.0	259,448.3
P.D.ΔP/100	-	-	-	0.4268	1.4281	0.3157
Ent. MBTU	-	-	-	-2,477.67	-2255.62	-350.54

Componente	7	8	9	10	11	12
Azúcares	0.00	0.00	35,753.71	17,876.86	17,876.86	17,876.86
Fibra	108.768	2,460.21	0.00	0.00	0.00	0.00
Proteína	45.323	958.768	0.00	0.00	0.00	0.00
Ceniza	135.96	1,323.35	1,525.96	762.98	762.98	762.98
Otros	72.512	1,210.96	282.459	141.23	141.23	141.23
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	8,701.50	12,174.84	135,645.90	67,822.95	67,822.95	67,822.95
Etanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temp °C	50	50	110	110	110	28
Press Psia	20	15	30	30	30	20
Dens gr/cc	0.985	1.098	1.029	1.029	1.029	1.074
Vel ft/sec	3.8792	3.1534	4.7513	4.1137	4.1137	3.9396
Visc cP	0.358	0.570	0.257	0.257	0.257	0.830
Fric. F.	0.0209	0.0200	0.0149	0.0159	0.0159	0.0174
Reynolds	170,600.5	144,220.2	1,177,612.4	774,816.5	774,816.5	239,526.4
P.D.ΔP/100	1.2147	0.5752	0.3515	0.3700	0.3700	0.3879
Ent. MBTU	-132.23	-228.63	-2,228.86	-1,114.43	-1,114.43	-

Componente	13	14	15	16	17	18
Azúcares	17,876.86	6,340.22	0.00	0.00	0.00	0.00
Fibra	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ceniza	762.98	1,525.98	0.00	0.00	0.00	0.00
Otros	141.23	4,240.45	9.154	9.154	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	14,990.00	14,990.00	0.00	0.00
Agua	67,822.95	135,389.61	254.791	254.791	944.78	10,540.37
Etanol	0.00	15,661.056	152.55	3.051	149.50	15,810.55
Temp °C	32	32	40	40	40	60
Press Psia	20	25	20	14.7	20	14.7
Dens gr/cc	1.074	0.995	1.724	1.679	0.890	0.805
Vel ft/sec	3.9396	4.4574	92.3524	94.8121	1.5477	5.9560
Visc cP	0.830	0.801	0.015	0.016	0.705	0.380
Fric. F.	0.0174	0.0163	0.0140	0.0140	0.0274	0.0188
Reynolds	239,526.4	342,149.9	1.068,848.9	1,042,826.1	24,373.9	299,444.9
P.D.ΔP/100	0.3879	0.3268	0.1266	0.1302	0.2935	1.4171
Ent. MBTU	-	-2,108.62	-133.85	-130.01	-22.34	-228.69

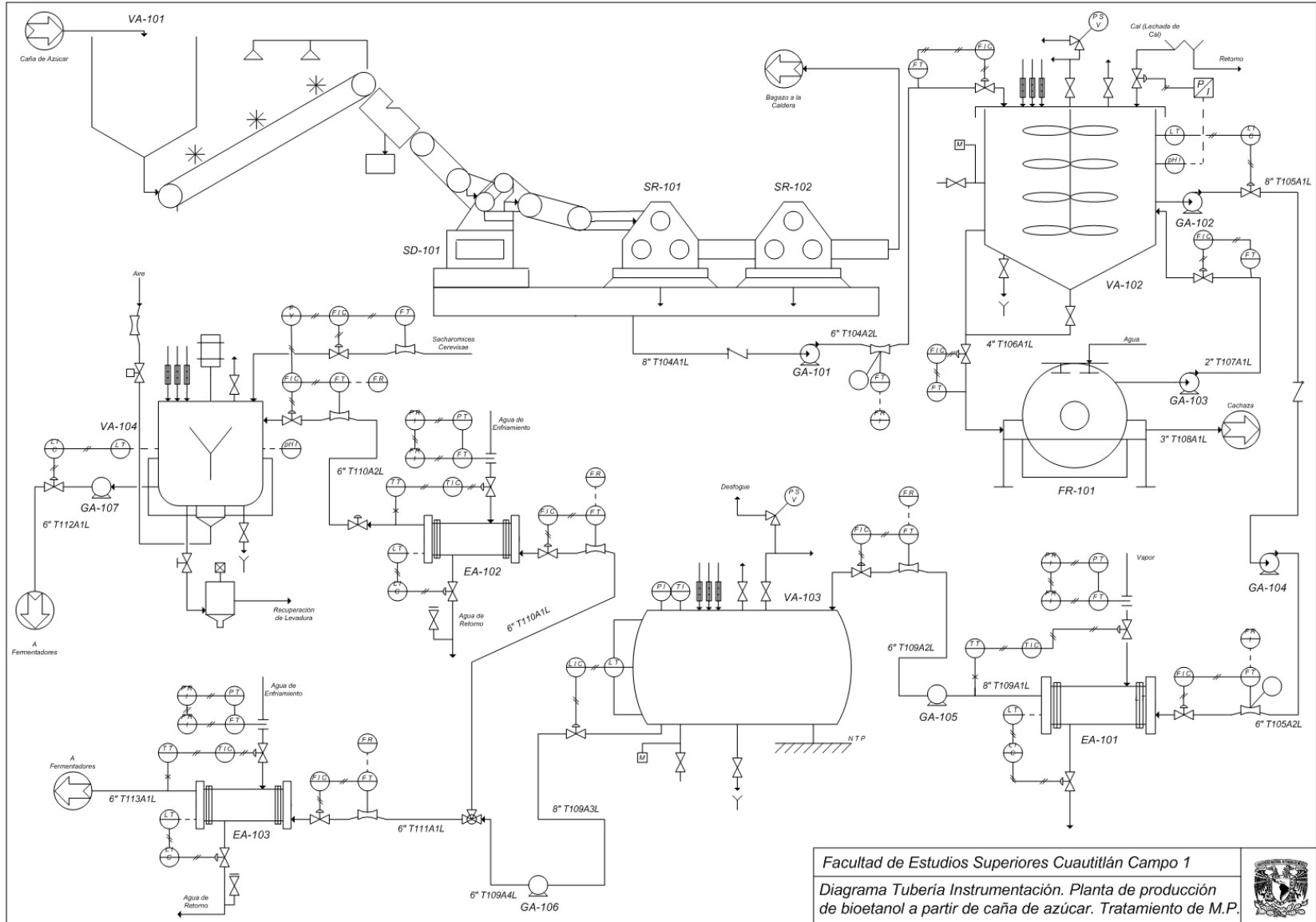
Componente	19	20	21	22	23	24
Azúcares	6,340.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fibra	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ceniza	1,525.96	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Otros	4,689.24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	121,348.42	2,094.53	10,480.00	2,094.53	1,047.26	1,047.26
Etanol	144.118	18,850.794	10.491	18,850.79	9,425.397	9,425.397
Temp °C	105	60	105	130	130	130
Press Psia	30	14.7	20	90	90	90
Dens gr/cc	0.982	0.74	0.954	0.683	0.683	0.683
Vel ft/sec	6.6684	2.7507	1.8488	5.1324	5.6645	5.6645
Visc cP	0.254	0.420	0.266	0.217	0.217	0.217
Fric. F.	0.0156	0.0192	0.0198	0.0185	0.0202	0.0202
Reynolds	1,211,816.9	151,128.1	157,667.3	384,504.3	285,631.8	285,631.8
P.D.ΔP/100	0.9100	0.2161	0.1703	0.8799	1.7391	1.7391
Ent MBTU	-1,917.52	-110.65	-135.77	-106.64	-53.32	-53.32

Componente	25	26	27	28	29	30
Azúcares	0.00	0.00	0.00	6,340.22	704.62	0.00
Fibra	0.00	0.00	0.00	0.00	32,696.04	0.00
Proteína	0.00	0.00	0.00	0.00	82.89	0.00
Ceniza	0.00	0.00	0.00	1,525.98	1,056.94	0.00
Otros	0.00	0.00	0.00	4,240.45	169.08	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	2,033.95	944.7	115,916.55	9,877.47	34,471.43	60.269
Etanol	3,050.93	0.00	0.00	0.00	0.00	15,800.16
Temp °C	60	40	105	105	60	20
Press Psia	20	20	20	20	14.7	14.7
Dens gr/cc	0.79	0.992	0.954	1.059	-	0.785
Vel ft/sec	2.1854	1.3885	3.3027	4.0458	-	2.2400
Visc cP	0.390	0.678	0.266	0.272	-	1.077
Fric. F.	0.0242	0.0272	0.0153	0.0186	-	0.0224
Reynolds	55,288.5	25,341.1	732,612.1	374,456.8	-	50,954.0
P.D.ΔP/100	0.4597	0.2615	0.1617	0.8491	-	0.1773
Ent. MBTU	-20.92	-29.73	-1,640.9	-276.62	-	-91.28

5.9.- DTI (Diagramas de tubería e instrumentación)

El diagrama de Tubería e instrumentación son la representación gráfica de todos los datos necesarios para el desarrollo de la ingeniería de diseño de una planta de proceso. En estos diagramas, la simbología empleada para la designación de los equipos es más descriptiva que en los diagramas de flujo de proceso, las válvulas y los accesorios con los símbolos convencionales conocidos y/o apegándose a las normas incluyendo diámetros y codificación de equipo. Además de toda la instrumentación necesaria para el proceso.

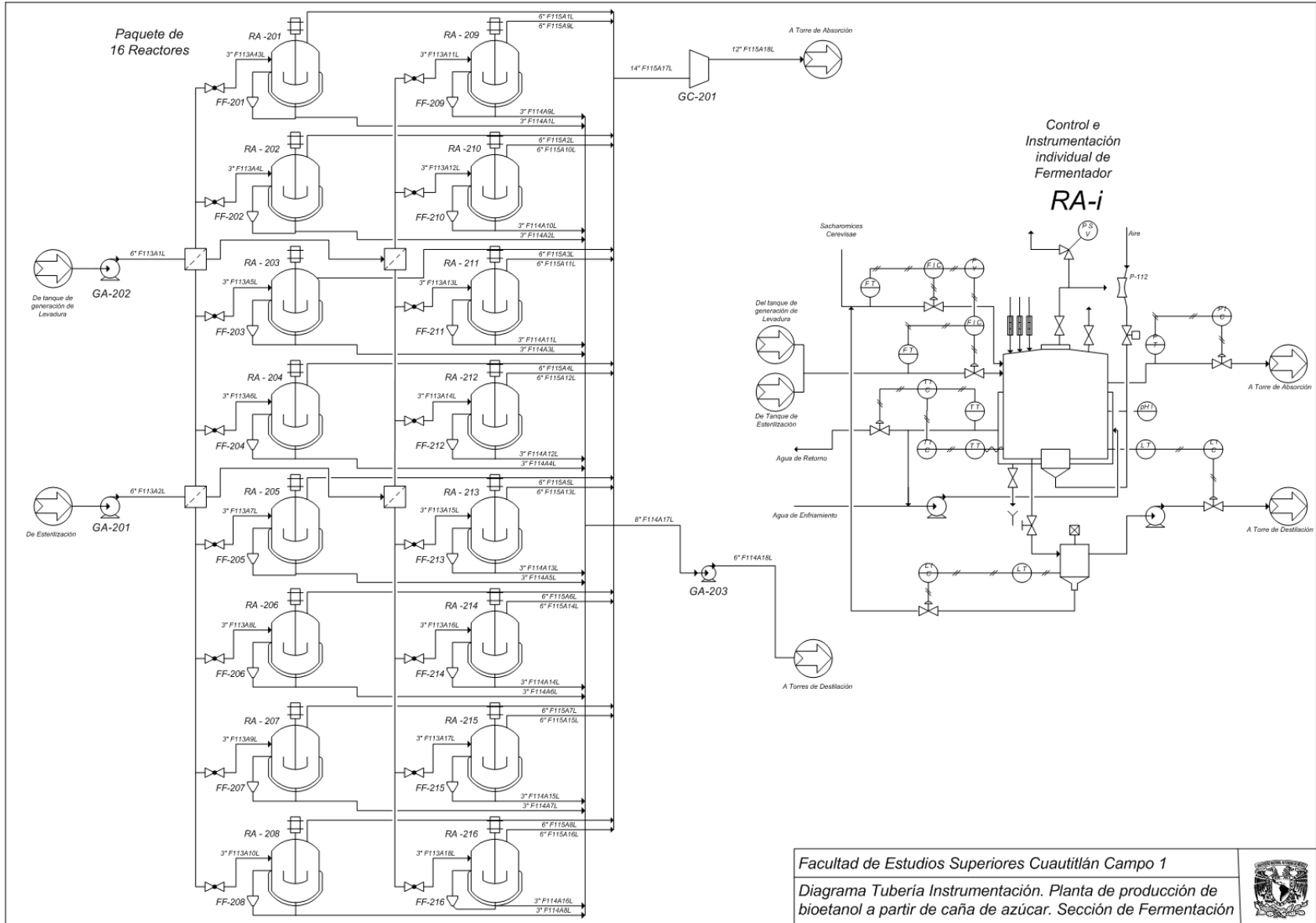
Gráfica 5.2.- Diagrama Tubería Instrumentación para producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Tratamiento de M.P.



Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán Campo 1
 Diagrama Tubería Instrumentación. Planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Tratamiento de M.P.



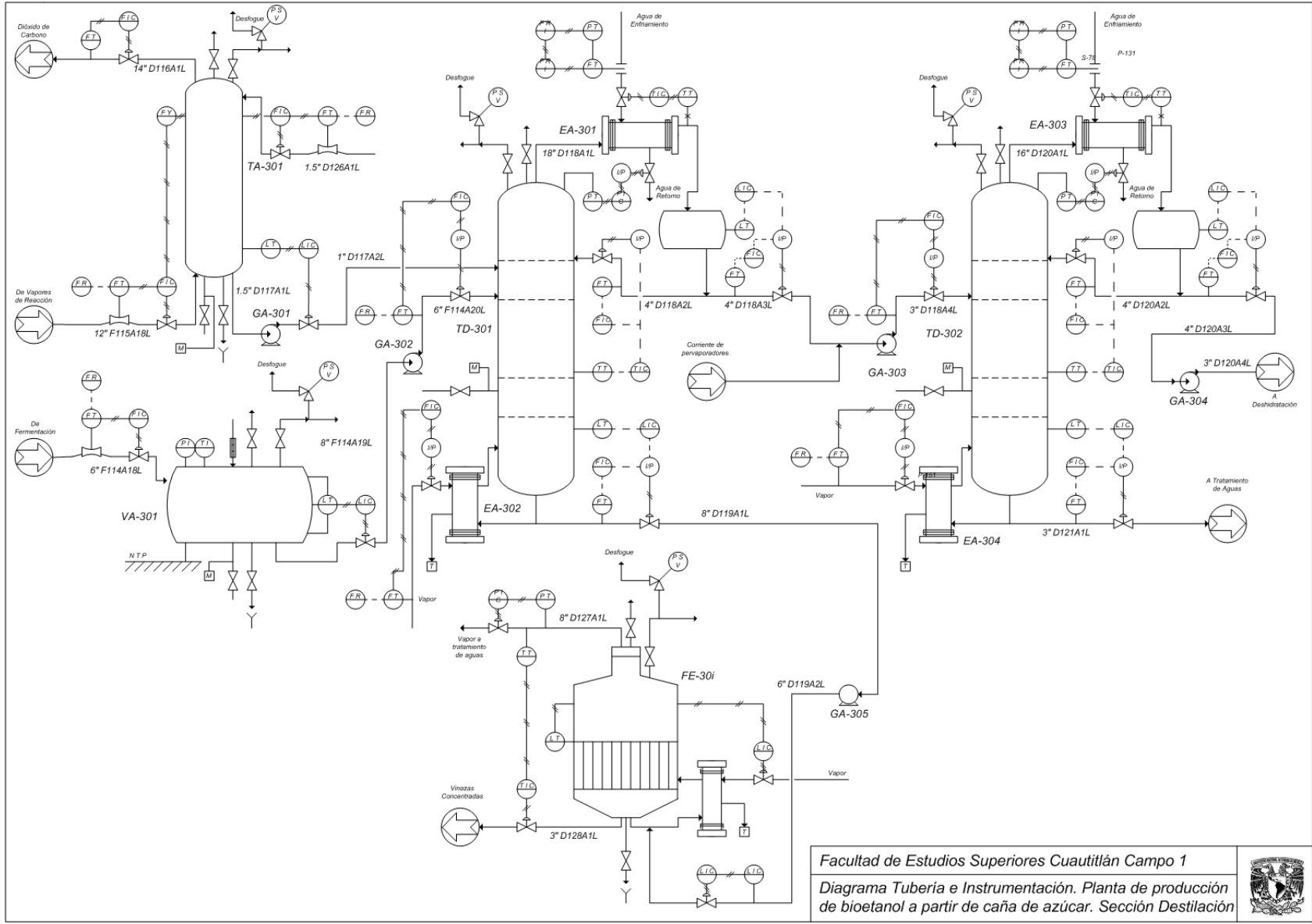
Gráfica 5.3.- Diagrama Tubería Instrumentación para producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Fermentación



Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán Campo 1
 Diagrama Tubería Instrumentación. Planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Sección de Fermentación



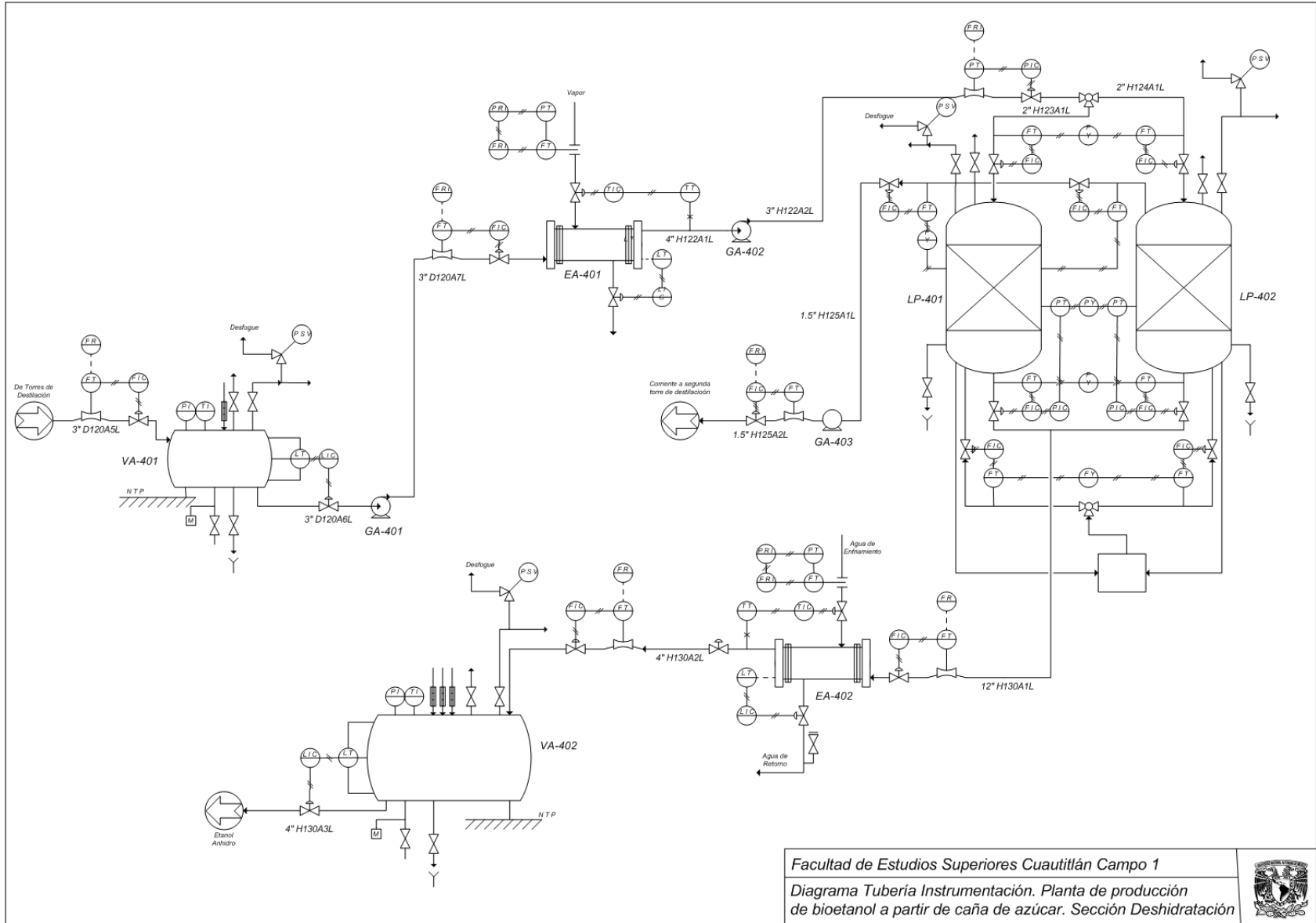
Gráfica 5.4.: Diagrama Tubería Instrumentación para producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Destilación



Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán Campo 1
 Diagrama Tubería e Instrumentación. Planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Sección Destilación



Gráfica 5.5: Diagrama Tubería Instrumentación para producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Deshidratación



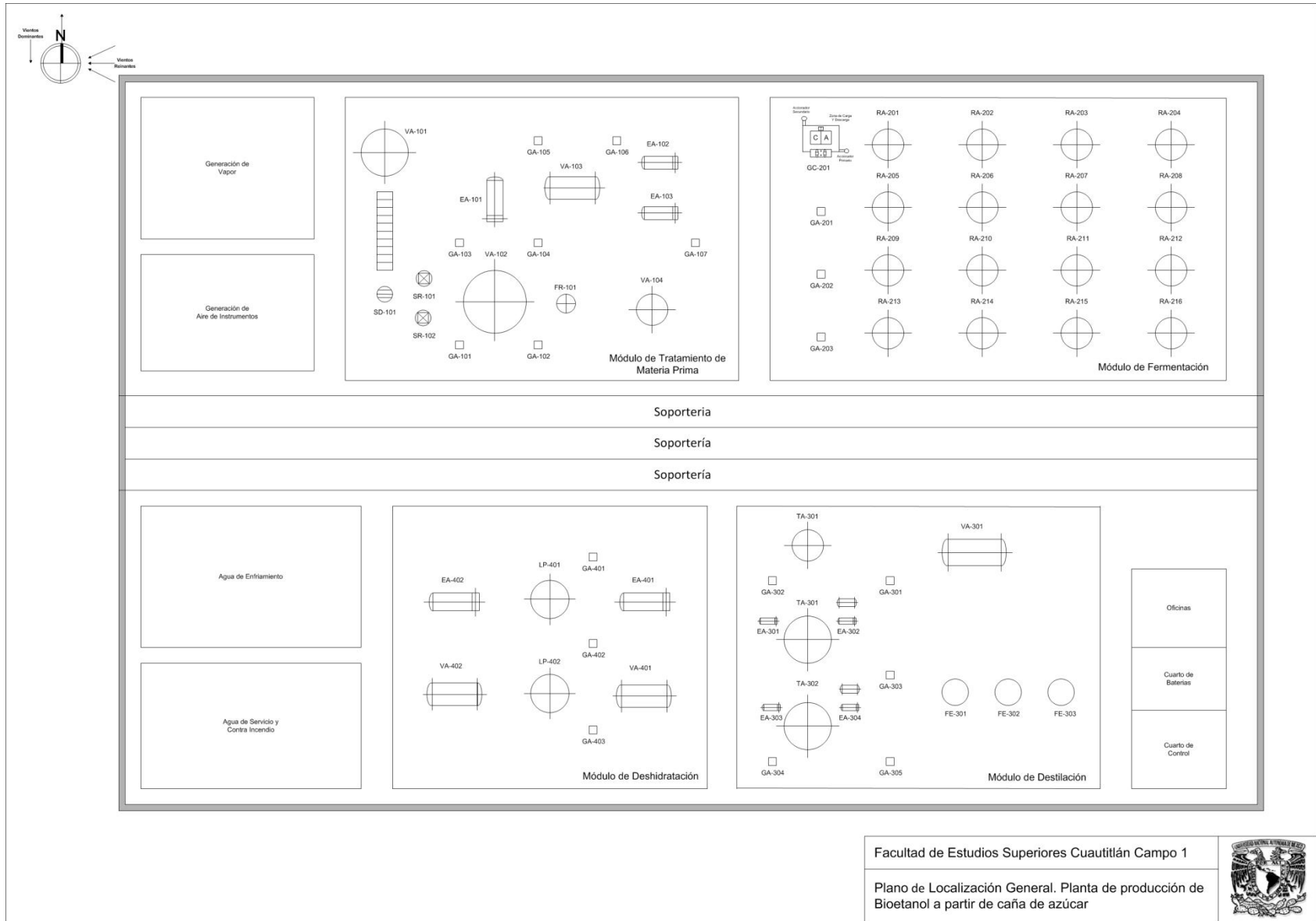
Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán Campo 1
 Diagrama Tubería Instrumentación. Planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. Sección Deshidratación



5.10.- Plano de Localización General

El plano de localización general es un documento importantísimo para el diseño, distribución y construcción de la planta de proceso. Es un dibujo en la unidad, en planta, en el cual se encuentran distribuidos adecuadamente todos los equipos, además se representa en él la localización de las áreas funcionales para el personal que va a laborar, adaptadas a las dimensiones y el sitio elegido para construir la planta.

Gráfica 5.6.- Plano de localización general para producción de bioetanol a partir de caña de azúcar.



Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán Campo 1

Plano de Localización General. Planta de producción de Bioetanol a partir de caña de azúcar



CONCLUSIONES

Este trabajo en particular, la elaboración del paquete de ingeniería básica ha permitido definir los criterios básicos para el desarrollo de la ingeniería de una planta de producción de bioetanol a partir de caña de azúcar en nuestro país.

Además el desarrollo de este conjunto de instalaciones permitirá tener una planta autosuficiente para cumplir así con los objetivos que se trazaron al inicio de este trabajo. El aprovechamiento de los servicios auxiliares generados por la misma así como los subproductos que se generan aportará un soporte económico y versátil.

Asimismo contaremos con una instalación segura, confiable y eficiente que sea una fuente importante de ingresos para la gente que labore dentro de la planta, así como los que indirectamente se beneficiarán de la puesta en marcha de este complejo moderno. Sin mencionar el aporte tecnológico e innovador que la planta proporcione al impulso de trabajos posteriores para la retroalimentación en cuanto a las energías renovables y generación de energías más limpias y seguras.

Como proyecto de inversión, la planta propuesta en esta tesis, ha demostrado ser bastante redituable, ya que permite obtener recursos inmediatos que justifican el monte de inversión inicial. Así como hacer uso de la infraestructura existente en la planta, se aprovecharán al máximo todos los residuos en cada uno de los módulos de la planta (bagazo, cachaza, gases de fermentación, vinazas concentradas, agua residual etc.)

Por último, mediante un estudio más detallado de la ingeniería básica mostrado en la presente tesis, se podrá confirmar que los diseños y cálculos propuestos son los más adecuados, para abordar la segunda parte del proyecto que sería la ingeniería de detalle.

BIBLIOGRAFÍA

- Walas, S., "Chemical process equipment – selection and design", Butterworth-Heinemann, USA, 1990.
- Ludwig, E., "Applied process design for chemical and petrochemical plants", 3a Edición, Gulf Professional Publishing, Houston, 1997.
- Treybal, R., "Operaciones de transferencia de masa", 2da Edición, McGraw-Hill, México D.F.
- Himmelblau D. "Principios básicos y cálculos en ingeniería química", 6ta Edición, Prentice Hall Hispanoamericana, México D.F., 1997.
- Kern, D., "Transferencia de calor", Compañía editorial intercontinental", 13va reimpresión, México D.F., 1999.
- Maloney, J., "Perry's chemical engineers' handbook", 8va Edición, McGraw-Hil, USA, 2008.
- Camps, M., F. Martin, "Los biocombustibles", Mundi – Prensa, Madrid, 2002.
- Geankoplis, C., "Procesos de transporte y principios de procesos de separación", 4ª Edición, Compañía editorial continental, México D.F., 2006.
- Bird, R., W.E. Stewart, E.N. Lighfoot, "Fenómenos de transporte", Reverté, México D.F., 2004.
- Sanchez, M., "Desarrollo de la producción de caña y azúcar en la república Mexicana", Colegio de post graduados, México D.F., 1997.
- Stichlmair, J., "Distillation: principles and practices", Wiley, New York, 1998.
- Shinskey, F. G., "Distillation control: for productivity and energy conservation", Mc Graw Hil, New York, 1977.
- Fahrensman, L., "De la caña al ron", Acribia, Zaragoza, 2005.
- Amat, O., "Análisis económico financiero", 16ª Edición, Gestión, Barcelona, 2000.
- Drapcho, C." Biofuels Engineering Process Technology", McGraw-Hill, USA, 2008.

- Jimenez, R. P., "Paquete de Ing. básica para el sistema de compresión en dos bocas Tabasco", Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Fac. de Estudios Superiores Cuautitlán, UNAM, 1998.
- Juarez, R., "Sistemas de control en equipos principales de proceso", Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Fac. de Estudios Superiores Cuautitlán, UNAM, 1987.

ANEXO I

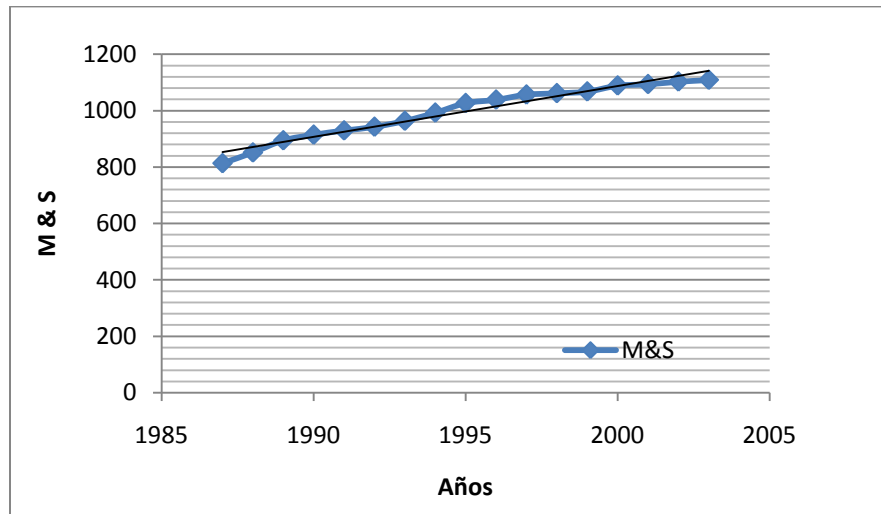
Costo de equipos de proceso

Memoria de cálculo

Debido a que los cálculos ó fórmulas para estimar los precios de los equipos están dados en años pasados debemos ajustar el precio a las necesidades actuales, por esto mismo es necesario obtener la evolución el valor estimado del índice de Marshall & Swift de equipos de industria química.

Año	M&S
1987	814
1988	852
1989	895
1990	915
1991	930
1992	943
1993	964
1994	993
1995	1027
1996	1039
1997	1057
1998	1062
1999	1068
2000	1089
2001	1094
2002	1103
2003	1109

Tabla I.1.- Índice Marshall & Swift – Industria Química. Fuente: www.Marsall & Swift.com



Gráfica I.1.- Evolución del Índice Marshall & Swift para equipos en industria química.

Tenemos $y = 17.94 X - 34805$

Para el 2009, el índice

$$\mathbf{M\&S_{2009} = 1218}$$

A.- Determinación de costo Molinos

Caña:

Como se observa en la tabla son dos molinos de aprox. 130 Ton/hr y tomamos en cuenta la siguiente fórmula.

$$\text{Hammer mill: } C = 2.97 W^{0.78} ; 2 < W < 200 \frac{\text{Ton}}{\text{hr}} \quad \text{Ec. 4.10}$$

Tenemos que:

$$C = 2.97 (130^{0.78}) = 132.322 \text{ miles de dolares}$$

Redondeamos el costo al inmediato superior, por otro lado como estos precios están dados para el 2003 los ajustamos con los índices Marshall & Swift para 2009 y por último cambiamos a pesos Mexicanos.

$$C = 133,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2008}/M\&S_{2003})$$

$$C = 133,000 \text{ USD} \times (1218/1109) = 146,000 \text{ USD}$$

$$C = 1.47 \text{ MM\$} \times 2$$

C₂₀₀₈ = 2.90 MDP para los dos molinos.

Maíz:

Utilizamos el mismo criterio para maíz, tenemos un flujo de aprox. 26 Ton/hr.

$$\text{Cone Crusher: } C = 1.89 W^{1.05} ; 20 < W < 300 \frac{\text{Ton}}{\text{hr}} \quad \text{Ec. 4.11}$$

Tenemos que:

$$C = 1.89 (26^{1.05}) = 57.834 \text{ miles de dolares}$$

Igualmente redondeamos el costo al inmediato superior, por otro lado como estos precios están dados para el 2003 los ajustamos con los índices Marshall & Swift para 2008 y por último cambiamos a pesos Mexicanos.

$$C = 58,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2008}/M\&S_{2003})$$

$$C = 58,000 \text{ USD} \times (1218/1109) = 63,700 \text{ USD}$$

$$C = \$ 640,000 \times 2$$

C₂₀₀₈ = 1.30 MDP para los dos molinos.

B.- Determinación de costo Clarificador

Caña:

En este caso haremos el cálculo relacionado con un agitador, ya que solamente se agregan aditivos para ajustar el pH y las condiciones principales con una agitación continua.

$$\text{Agitator: } C = 1.218 e^{[a + b \ln HP + c (\ln HP)^2]} ; 1 < HP < 400 \quad \text{Ec. 4.12}$$

Tomamos un impulsor simple, un agitador del tipo 316, HP de 50 y una velocidad de 100 rpm y los valores correspondientes son:

$$a = 8.55; b = 0.0308; c = 0.0943$$

Tenemos que:

$$C = 1.218 e^{[8.55 + 0.0308 \ln 50 + 0.0943 (\ln 50)^2]}$$
$$C = 1.218 e^{[8.55 + 0.12049 + 1.4431]} = 1.218 e^{(10.113)} = 30.055 \text{ miles de dolares}$$

$$C = 30,100 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 30,100 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 34,000 \text{ USD}$$

C₂₀₀₈ = \$345,000 para un clarificador.

Maíz:

Utilizamos la misma ecuación:

$$\text{Agitator Reaction: } C = 1.718 e^{[a + b \ln HP + c (\ln HP)^2]} ; 1 < HP < 400 \quad \text{Ec. 4.12}$$

Tomamos un impulsor simple, un agitador del tipo 316, HP de 50 y se su dosificación será menor y una velocidad de 100 rpm y los valores correspondientes son:

$$a = 8.55; b = 0.0308; c = 0.0943$$

Tenemos que:

$$C = 1.718 e^{[8.55 + 0.0308 \ln 50 + 0.0943 (\ln 50)^2]}$$
$$C = 1.718 e^{[8.55 + 0.12049 + 1.4431]} = 1.718 e^{(10.113)} = 42.368 \text{ miles de dolares}$$

$$C = 43,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 43,000 \text{ USD} \times (1218/1109) = C = 47,300 \text{ USD}$$

$$C = \$475,000 \times 6$$

C₂₀₀₈ = \$2.85 MDP para los seis clarificadores.

C.- Determinación de costo Columnas de Destilación

Caña y Maíz:

En este caso el sistema de destilación es el mismo en los dos procesos por lo tanto el precio es igual, para calcular el precio utilizamos la siguiente fórmula:

$$\text{Distillation: } C = 1.218[f_1 C_b + N f_2 f_3 f_4 C_t + C_{pt}] \quad \text{Ec. 4.13}$$

$$C_b = 1.218 e^{[7.123+0.1478 (\ln W)+0.02488 (\ln W)^2+0.01580 \frac{L}{D} \ln \frac{T_b}{T_D}]}; \quad 9000 < W < 2,470,000 \text{ lbs}$$

$$C_t = 457.7 e^{(0.1739 D)}; \quad 2 < D < 16 \text{ ft}$$

$$C_{pt} = 249.6 D^{0.6332} L^{0.8016}; \quad 2 < D < 24; 57 < L < 170 \text{ ft}$$

N = no. de platos

Para estimar el costo de las columnas se tomaron los valores aproximados de L = 50 ft, D = 20 ft, N = 20, T_D = 1/2 in, T_b = 3/4 in, W = 200,000 Lbs.

Tenemos que:

$$C_b = 1.218 e^{[7.123+0.1478 (\ln 200,000)+0.02488 (\ln 200,000)^2+0.01580 \frac{50}{20} \ln \frac{3/4}{1/2}]}$$

$$C_b = 1.218 e^{[7.123 + 1.804 + 3.706 + 0.00124838]} = 101,463.07 \text{ USD}$$

$$C_t = 457.7 e^{(0.1739 D)} = 457.7 e^{(0.1739 \times 20)} = 14,827.130 \text{ USD}$$

$$C_{pt} = 249.6 D^{0.6332} L^{0.8016} = 249.6 \times 20^{0.6332} \times 50^{0.8016} = 38,410.232 \text{ USD}$$

$$f_1 = 2.1, f_2 = 1.401 + 0.0724 D, f_3 = 0.8, f_4 = 1.$$

$$C = 1.218[f_1 C_b + N f_2 f_3 f_4 C_t + C_{pt}]$$

$$C = 1.218[2.1 \times 101,463.07 + 20 \times 1.401 \times 0.0724 \times 14,827.13 + 38,410.232]$$

$$C = 1.218[213,072.447 + 30,079.027 + 38,410.232]$$

$$C = 343,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 343,000 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 376,000 \text{ USD}$$

$$C = 3.78 \text{ MM\$} \times 2$$

C₂₀₀₈ = 7.57 MDP para las dos torres.

D.- Determinación de costo Columna de Absorción

Caña y Maíz:

Para este caso también se hace un solo cálculo, puesto que la torre recupera similarmente la cantidad de CO₂. Utilizamos la misma fórmula general 4.13 solo que cambian algunos parámetros para la columna de absorción.

$$\begin{aligned} \text{Absorption: } C &= 1.218[f_1 C_b + N f_2 f_3 f_4 C_t + C_{pt}] && \text{Ec. 4.13} \\ C_b &= 1.218 e^{[6.629 + 0.1826 (\ln W) + 0.02297 (\ln W)^2]}; && 4250 < W < 980,000 \text{ lbs} \\ C_t &= 457.7 e^{(0.1739 D)}; && 2 < D < 16 \text{ ft} \\ C_{pt} &= 300 D^{0.7396} L^{0.7068}; && 3 < D < 21; 27 < L < 40 \text{ ft} \\ &&& N = \text{no. de platos} \end{aligned}$$

Para estimar el costo de las columnas se tomaron los valores aproximados de L = 30 ft, D = 10 ft, N = 10, W = 50,000 Lbs.

Tenemos que:

$$\begin{aligned} C_b &= 1.218 e^{[6.629 + 0.1826 (\ln 50,000) + 0.02297 (\ln 50,000)^2]} \\ C_b &= 1.218 e^{[6.629 + 1.9756 + 2.689]} = 97,821.697 \text{ USD} \\ C_t &= 457.7 e^{(0.1739 \times 10)} = 2,605.067 \text{ USD} \\ C_{pt} &= 300 D^{0.7396} L^{0.7068} = 300 10^{0.7396} 30^{0.7068} = 18,228.484 \text{ USD} \\ f_1 &= 2.1, f_2 = 1.401 + 0.0724 D, f_3 = 0.8, f_4 = 1. \\ C &= 1.218[f_1 C_b + N f_2 f_3 f_4 C_t + C_{pt}] \\ C &= 1.218[2.1 \times 97,821.697 + 10 \times 1.401 \times 0.0724 \times 2,605.067 + 18,228.484] \\ C &= 1.218[205,425.563 + 2,642.381 + 18,228.484] \end{aligned}$$

$$C = 275,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 275,000 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 302,000 \text{ USD}$$

C₂₀₀₈ = 3.04 MDP para cada torre de absorción.

E.- Determinación de costo Filtros Moleculares (Pressure Swing Adsorption)

Caña y Maíz:

En este caso no existe fórmula para calcular el precio de este equipo en particular, por lo tanto tomaremos el cálculo para una torre empacada, ya que se realiza un efecto similar de transferencia de masa similar. Por otro lado no afectaría considerablemente al estudio económico puesto que el precio afecta en mismo grado a los dos procesos, debido a que son dos unidades por proceso.

$$\begin{aligned} \text{Packed Towers: } C &= 1.218 (f_1 C_b + V_p C_p + C_{pt}) && \text{Ec. 4.14} \\ C_b &= 1.218 e^{[6.629 + 0.1826 (\ln W) + 0.02297 (\ln W)^2]} ; && 4250 < W < 980,000 \text{ lbs} \\ C_{pt} &= 300 D^{0.7396} L^{0.7068} ; && 3 < D < 21 ; 27 < L < 40 \text{ ft} \\ C_p &= \text{Costo de empaque USD/in} ; V_p = \text{Volumen del empaque en in} \end{aligned}$$

Tomamos los siguientes valores:

$$\begin{aligned} L &= 15 \text{ ft, } D = 8 \text{ ft, } f_1 = 2.1, C_p = 76.7, V_p = 500 \text{ in}^3, W = 20,000 \text{ lbs} \\ C_b &= 1.218 e^{[6.629 + 0.1826 (\ln 20,000) + 0.02297 (\ln 20,000)^2]} = 50,745.945 \text{ USD} \\ C_{pt} &= 300 D^{0.7396} L^{0.7068} = 300 8^{0.7396} 15^{0.7068} = 9,469.082 \text{ USD} \\ V_p \times C_p &= 1,000 \text{ in}^2 \times 76.7 = 76,700 \text{ USD} \\ C &= 1.218 (f_1 C_b + V_p C_p + C_{pt}) = 1.218 (2.1 \times 50,745.945 + 76,700 + 9,469.082) \\ C &= 192,735.566 \text{ USD} \end{aligned}$$

$$C = 193,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 193,000 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 212,000 \text{ USD}$$

$$C = 2.13 \text{ MDP} \times 2$$

C₂₀₀₈ = 4.26 MDP por los dos filtros moleculares

F.- Determinación de costo Evaporadores

Caña:

$$\text{Evaporator Long Tube: } C = 0.44 f_m A^{0.85} ; 300 < A < 20,000 \text{ sqft} \quad \text{Ec. 4.15}$$

Tomamos los siguientes valores:

$$A = 20,000 \text{ sqft}, f_m = 1.0 \text{ (Steel/copper)}$$

$$C = 0.44 f_m A^{0.85} = 0.44 \times 1.0 \times 20,000^{0.85} = 1,992.178 \text{ USD}$$

$$C = 1,995 \text{ USD} \times (\text{M\&S}_{2009}/\text{M\&S}_{2003})$$

$$C = 1,995 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 2,200 \text{ USD}$$

$$C = \$22,000 \times 5$$

C₂₀₀₈ = \$110,000 por los 5 evaporadores

Maíz:

$$\text{Evaporator Long Tube: } C = 0.44 f_m A^{0.85} ; 300 < A < 20,000 \text{ sqft} \quad \text{Ec. 4.15}$$

Tomamos los siguientes valores:

$$A = 20,000 \text{ sqft}, f_m = 1.0 \text{ (Steel/copper)}$$

$$C = 0.44 f_m A^{0.85} = 0.44 \times 1.0 \times 20,000^{0.85} = 1,992.178 \text{ USD}$$

$$C = 1,995 \text{ USD} \times (\text{M\&S}_{2009}/\text{M\&S}_{2003})$$

$$C = 1,995 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 2,200 \text{ USD}$$

$$C = \$22,000 \times 4$$

C₂₀₀₈ = \$88,000 por los 4 evaporadores

G.- Determinación de costo Centrifuga

Caña:

$$\text{Centrifuge Solid Bowl: } C = 1.218 (a + bW) ; 5 < W < 40 \frac{\text{Ton}}{\text{hr}} \quad \text{Ec. 4.16}$$

Tomamos datos para proceso orgánico:

$$\begin{aligned} a &= 98 \text{ (para 316), } b = 5.06 \text{ (para 316), } W = 5 \text{ Ton/hr} \\ C &= 1.218 (a + bW) = 1.218 (98 + 5.06 \times 5.0) = 150.179 \text{ miles de dolares} \end{aligned}$$

$$C = 151,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 151,000 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 165,000 \text{ USD}$$

C₂₀₀₈ = 1.66 MDP por la centrifuga

Maíz:

$$\text{Centrifuge Solid Bowl: } C = 1.218 (a + bW) ; 5 < W < 40 \frac{\text{Ton}}{\text{hr}} \quad \text{Ec. 4.16}$$

Tomamos datos para proceso orgánico:

$$\begin{aligned} a &= 98 \text{ (para 316), } b = 5.06 \text{ (para 316), } W = 10 \text{ Ton/hr} \\ C &= 1.218 (a + bW) = 1.218 (98 + 5.06 \times 10.0) = 180.994 \text{ miles de dolares} \end{aligned}$$

$$C = 181,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 181,000 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 198,000 \text{ USD}$$

C₂₀₀₈ = 1.99 MDP por la centrifuga

H.- Determinación de costo Bombas

Para este cálculo tomaremos en cuenta las bombas de las principales corrientes de proceso, aproximadamente 15 Bombas. 3 de las corrientes más amplias iniciales y 12 de corrientes posteriores.

Caña:

Centrifugal Pump: C = F_wF_TC_b ; Base cast – iron, 3500 rpm VSC Ec. 4.17

$$C_b = 1.55 e^{[8.833 - 0.6019(\ln Q\sqrt{H}) + 0.0519(\ln Q\sqrt{H})^2]}; Q = \text{gpm}, H = \text{Cabeza en ft}$$

$$F_T = e^{[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2]}$$

Tomamos los siguientes datos para las primeras 5 bombas:

$$Q = 800 \text{ gpm}, H = 20 \text{ ft}, b_1 = 2.029, b_2 = -0.2371, b_3 = 0.0102$$

$$C_b = 1.55 e^{[8.833 - 0.6019(\ln 800\sqrt{20}) + 0.0519(\ln 800\sqrt{20})^2]} = 1.55 e^{[8.833 - 4.92 + 3.47]} = 2,490.54 \text{ USD}$$

$$F_T = e^{[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2]} = e^{[2.029 - 0.2371(\ln 800\sqrt{20}) + 0.0102(\ln 800\sqrt{20})^2]}$$

$$F_T = e^{[2.029 - 1.94 + 0.8034]} = 2.441$$

$$C = F_w F_T C_b = 1.15 \times 2,490.54 \times 2.441 = 6,991.511 \text{ USD}$$

$$C = 6,995 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 6,995 \text{ USD} \times (1218/1109) = 7,680 \text{ USD}$$

$$C = \$77,000 \times 3$$

C₂₀₀₈ = \$231,000 de las primeras 3 bombas.

$$Q = 200 \text{ gpm}, H = 10 \text{ ft}, b_1 = 2.029, b_2 = -0.2371, b_3 = 0.0102$$

$$C_b = 1.55 e^{[8.833 - 0.6019(\ln 200\sqrt{10}) + 0.0519(\ln 200\sqrt{10})^2]} = 1.55 e^{[8.833 - 3.88 + 2.15]} = 1,884.19 \text{ USD}$$

$$F_T = e^{[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2]} = e^{[2.029 - 0.2371(\ln 200\sqrt{10}) + 0.0102(\ln 200\sqrt{10})^2]}$$

$$F_T = e^{[2.029 - 1.52 + 0.0773]} = 1.797$$

$$C = F_w F_T C_b = 1.15 \times 1,884.19 \times 1.797 = 3,894.479 \text{ USD}$$

$$C = 3,895 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 3,895 \text{ USD} \times (1218/1109) = 4,280 \text{ USD}$$

$$C = \$42,900 \times 12$$

C = \$515,000 de las otras 12 bombas.

C₂₀₀₈ = \$746,000 del total de Bombas.

De igual forma que en el proceso anterior para este cálculo tomaremos en cuenta las bombas de las principales corrientes de proceso, aproximadamente 15 Bombas. 3 de las corrientes más amplias iniciales y 12 de corrientes posteriores.

Maíz:

Centrifugal Pump: C = F_wF_TC_b ; Base cast – iron, 3500 rpm VSC Ec. 4.17

$$C_b = 1.55 e^{[8.833 - 0.6019(\ln Q\sqrt{H}) + 0.0519(\ln Q\sqrt{H})^2]}; Q = \text{gpm}, H = \text{Cabeza en ft}$$

$$F_T = e^{[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2]}$$

Tomamos los siguientes datos para las primeras 5 bombas:

$$Q = 500 \text{ gpm}, H = 15 \text{ ft}, b_1 = 2.029, b_2 = -0.2371, b_3 = 0.0102$$

$$C_b = 1.55 e^{[8.833 - 0.6019(\ln 500\sqrt{15}) + 0.0519(\ln 500\sqrt{15})^2]} = 1.55 e^{[8.833 - 4.55 + 2.97]} = 2,189.12 \text{ USD}$$

$$F_T = e^{[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2]} = e^{[2.029 - 0.2371(\ln 500\sqrt{15}) + 0.012(\ln 500\sqrt{15})^2]}$$

$$F_T = e^{[2.029 - 1.79 + 0.6874]} = 2.525$$

$$C = F_w F_T C_b = 1.15 \times 2,189.12 \times 2.525 = 6,357.667 \text{ USD}$$

$$C = 6,360 \text{ USD} \times (\text{M\&S}_{2009}/\text{M\&S}_{2003})$$

$$C = 6,360 \text{ USD} \times (1218/1109) = 6,990 \text{ USD}$$

$$C = \$71,000 \times 3$$

C₂₀₀₈ = \$213,000 de las primeras 3 bombas.

$$Q = 200 \text{ gpm}, H = 10 \text{ ft}, b_1 = 2.029, b_2 = -0.2371, b_3 = 0.0102$$

$$C_b = 1.55 e^{[8.833 - 0.6019(\ln 200\sqrt{10}) + 0.0519(\ln 200\sqrt{10})^2]} = 1.55 e^{[8.833 - 3.88 + 2.15]} = 1,884.19 \text{ USD}$$

$$F_T = e^{[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2]} = e^{[2.029 - 0.2371(\ln 200\sqrt{10}) + 0.012(\ln 200\sqrt{10})^2]}$$

$$F_T = e^{[2.029 - 1.52 + 0.0773]} = 1.797$$

$$C = F_w F_T C_b = 1.15 \times 1,884.19 \times 1.797 = 3,894.479 \text{ USD}$$

$$C = 3,895 \text{ USD} \times (\text{M\&S}_{2009}/\text{M\&S}_{2003})$$

$$C = 3,895 \text{ USD} \times (1218/1109) = 4,280 \text{ USD}$$

$$C = \$42,900 \times 12$$

C₂₀₀₈ = \$515,000 de las otras 12 bombas.

C₂₀₀₈ = \$728,000 del total de Bombas.

I.- Determinación de costo Intercambiadores de Calor

Caña y Maíz:

$$\text{Heat Exchanger: } C = 1.218 f_d f_m f_p C_b \quad \text{Ec. 4.18}$$

$$C_b = e^{[8.821 - 0.30863(\ln A) + 0.0681(\ln A)^2]}; 150 < A < 12,000 \text{ sqft}$$

Intercambiadores de flujo cruzado:

$$\text{Fixed Head: } f_d = e^{[-1.1156 + 0.0906(\ln A)]}$$

Rango de presión (100 a 300 psig):

$$\text{Pressure Range (100 – 300 psig): } f_p = 0.7771 + 0.4981(\ln A)$$

Material (Stainless Steel 316):

$$f_m = g_1 + g_2(\ln A); g_1 = 0.8606, g_2 = 0.23296$$

Tomamos 2,000 sqft

$$C_b = e^{[8.821 - 0.30863(\ln 2,000) + 0.0681(\ln 2,000)^2]} = e^{[8.821 - 2.345 + 0.5176]} = 1,089.66 \text{ USD}$$

$$f_d = e^{[-1.1156 + 0.0906(\ln 2,000)]} = 0.6524$$

$$f_p = 0.7771 + 0.4981(\ln A) = f_p = 0.7771 + 3.786 = 4.563$$

$$f_m = g_1 + g_2(\ln 2,000) f_m = 0.8606 + 0.23296(\ln 2,000) = 2.631$$

$$C = f_d f_m f_p C_b = 1.218 \times 0.6524 \times 2.631 \times 4.563 \times 1,089.66 = 10,394.977 \text{ USD}$$

$$C = 10,400 \text{ USD} \times (\text{M\&S}_{2009} / \text{M\&S}_{2003})$$

$$C = 10,400 \text{ USD} \times (1218 / 1109) = 11,400 \text{ USD}$$

$$C = \$115,000 \times 15$$

C₂₀₀₈ = 1.72 MDP por los 15 Intercambiadores de Calor

J.- Determinación de costo Recipientes

Caña y Maíz:

Calcularemos 2 recipientes horizontales y 2 verticales:

$$\text{Horizontal Pressure Vessels: } C = 1.218 (f_M C_b + C_a) \quad \text{Ec. 4.19}$$

$$C_b = e^{[8.571 - 0.233(\ln W) + 0.0433(\ln W)^2]} ; 800 < W < 914,000 \text{ lbs Shell Weight}$$

$$C_a = 1370D^{0.2029}; 3 < D < 12 \text{ ft Diameter}$$

Tomamos los siguientes datos: W = 10,000 lbs, D = 8 ft, $f_M = 2.1$ (Stainless Steel 316).

$$C_b = e^{[8.571 - 0.233(\ln 10,000) + 0.0433(\ln 10,000)^2]} = e^{[8.571 - 2.14 + 3.673]} = 24,440.576 \text{ USD}$$

$$C_a = 1370 \times 8^{0.2029} = 2,089.098 \text{ USD}$$

$$C = 1.218 f_M C_b + C_a = 1.218[(2.1 \times 24,440.576) + 2,089.098] = 64,524.484 \text{ USD}$$

$$C = 64,550 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 64,550 \text{ USD} \times (1218/1109) = 70,900 \text{ USD}$$

$$C = \$712,000 \times 2$$

C₂₀₀₈ = 1.42 MDP por los 2 recipientes horizontales

$$\text{Vertical Pressure Vessels: } C = 1.218 (f_M C_b + C_a) \quad \text{Ec. 4.19}$$

$$C_b = e^{[9.1 - 0.2889(\ln W) + 0.04576(\ln W)^2]} ; 5,000 < W < 226,000 \text{ lbs Shell Weight}$$

$$C_a = 246D^{0.7396}L^{0.7068}; 6 < D < 10 \text{ ft Diameter, } 12 < L < 20 \text{ ft tangent to tangent}$$

Tomamos los siguientes datos: W = 10,000 lbs, D = 7 ft, L = 15 $f_M = 2.1$ (Stainless Steel 316).

$$C_b = e^{[9.1 - 0.2889(\ln 10,000) + 0.04576(\ln 10,000)^2]} = e^{[9.1 - 2.66 + 3.88]} = 30,337.282 \text{ USD}$$

$$C_a = 246D^{0.7396}L^{0.7068} = 246 \times 7^{0.7396} \times 15^{0.7068} = 7,034.462 \text{ USD}$$

$$C = 1.218 (f_M C_b + C_a) = 1.218[(2.1 \times 30,337.282) + 7,034.462] = 86,164.674 \text{ USD}$$

$$C = 86,200 \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 86,200 \text{ USD} \times (1218/1109) = 94,700 \text{ USD}$$

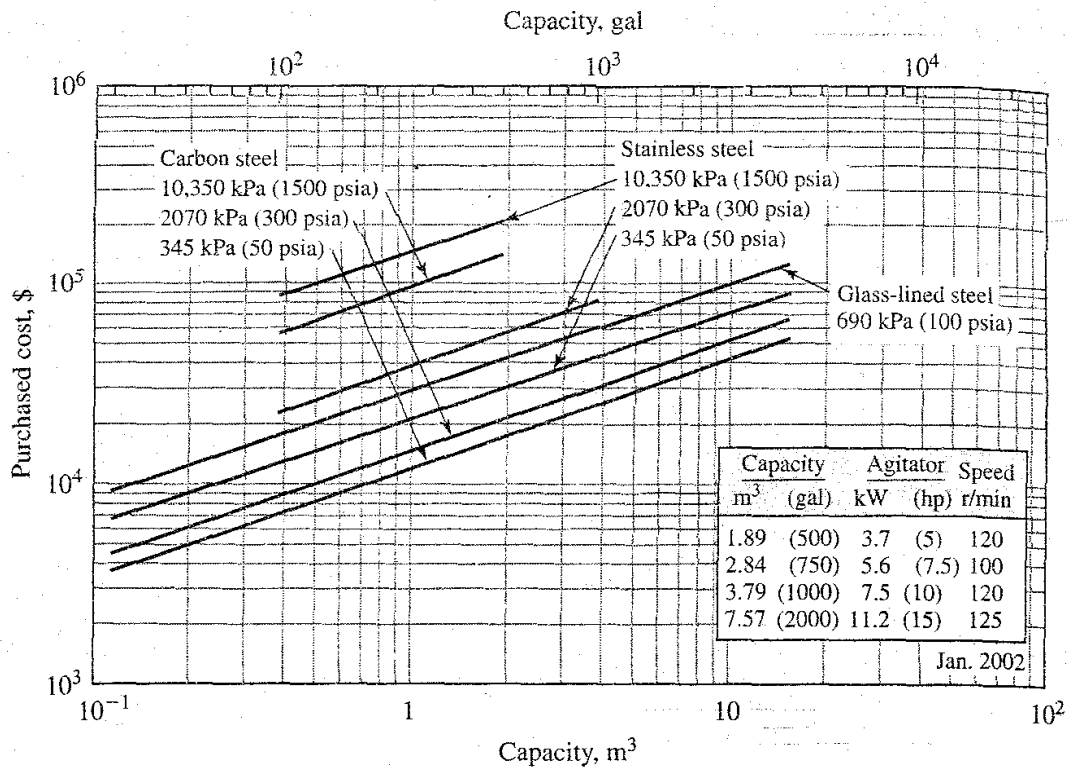
$$C = \$951,000 \times 2$$

C₂₀₀₈ = 1.9 MDP por los tres recipientes verticales

C₂₀₀₈ = 3.32 MDP total

K.- Determinación de costo Reactores

En este caso utilizaremos un método gráfico de Peters y Timmerhouse en el que se determina el precio mediante la capacidad de los reactores en m³ y el material de fabricación, la gráfica está referida para reactores CSTR enchaquetados para Junio del 2002.



Gráfica I. 2.- Monograma de costo de reactores de Enero de 2002. Fuente: Peters & Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th Edition, Mc. Graw-hill, Boston, 2003, pag. 628.

Caña:

Debido a que son 16 reactores en serie tomamos una capacidad máxima de 3 m³, de acero inoxidable. Según la gráfica el punto de intersección está en 3.8 x 10⁴ USD, entonces tenemos que:

$$C = 38,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2002})$$

$$C = 38,000 \text{ USD} \times (1218/1103) = 42,000 \text{ USD}$$

$$C = \$423,000 \times 16$$

$$C_{2008} = 6.76 \text{ MDP por los 16 reactores}$$

Maíz:

En este caso tenemos 10 reactores en serie de una capacidad máxima 2 m³, de acero inoxidable. Según la gráfica el punto de intersección esta en 3.0 x 10⁴ USD, pero debido a que son reactores dobles en donde se lleva a cabo la sacarificación y fermentación simultánea lo multiplicamos por un factor de 2.0, entonces tenemos que:

$$C = 30,000 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2002})$$

$$C = 30,000 \text{ USD} \times (1218/1103) \times 2 = 67,000 \text{ USD}$$

$$C = \$675,000 \times 10$$

C₂₀₀₈ = 6.75 MDP por 10 reactores de fermentación y sacarificación simultanea

$$C = \$675,000 \times 6$$

C₂₀₀₈ = 4.05 MDP por los 6 reactores de licuefacción

N.- Determinación de costo Filtro Rotatorio

Caña:

Rotary Vacuum Belt Discharge:

$$C = 1.218 e^{[11,2-1.2252(\ln A)+0.0587 (\ln A)^2]}; 10 < A < 800 \text{ sqtf} \quad \text{Ec. 4.22}$$

Tomamos como $A = 200 \text{ sqtf}$

$$C = 1.218 e^{[11,2-1.2252(\ln 200)+0.0587 (\ln 200)^2]} = 1.218 e^{[11,2-6.495+1.647]} = 702.194 \text{ USD}$$

$$C = 705 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 705 \text{ USD} \times (1218/1109) = 775 \text{ USD}$$

$$C_{2008} = \$8,000$$

L.- Determinación de costo Secadores

Maíz:

En este caso solo calcularemos para este proceso, puesto que se utiliza en el secado de los DDGS (granos secos de destilación).

$$\text{Rotary Hot Air Heated: } C = 2.90(1 + f_g + f_m) A^{0.63}; 200 < A < 4000 \text{ ftq} \quad \text{Ec.4.20}$$

Para estimar el costo tomamos los siguientes datos:

$$A = 1000 \text{ ftq}, f_g = 0 \text{ (Hot air)}, f_m = 1.4 \text{ (Stainless steel)}$$

$$C = 2.90(1 + f_g + f_m) A^{0.63} = 2.90(1 + 0 + 1.4) 1000^{0.63}$$
$$C = 2.90(2.4) 77.624711 = 540.26 \text{ USD}$$

$$C = 545 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 545 \text{ USD} \times (1218/1109)$$

$$C = 600 \text{ USD USD}$$

$$C = \$6,030 \times 2$$

C₂₀₀₈ = \$12,060 para los dos secadores

M.- Determinación de costo Caldera

Caña:

Es este caso solo lo calcularemos para este proceso, debido a la generación de vapor debido al aprovechamiento del bagazo.

Fired heater Box type:

$$C = 1.218 k (1 + f_d + f_p) Q^{0.86}; 20 < Q < 200 \text{ M BTU/hr} \quad \text{Ec. 4.21}$$

Para estimar el costo tomamos los siguientes datos:

$Q = 50 \text{ M BTU}$, $k = 25.5$ (Carbon steel), $f_d = 0$ (process heater), $f_p = 0.15$ (1000 Psi).

$$C = 1.218 k (1 + f_d + f_p) Q^{0.86} = 1.218 \times 25.5 (1 + 0 + .15) 50^{0.86}$$

$$C = 31.059 (1.15) 28.914 = 1,032.760 \text{ USD}$$

$$C = 1,050 \text{ USD} \times (M\&S_{2009}/M\&S_{2003})$$

$$C = 1,050 \times (1218/1109) = 1,135 \text{ USD}$$

C₂₀₀₈ = \$11,400 para la caldera

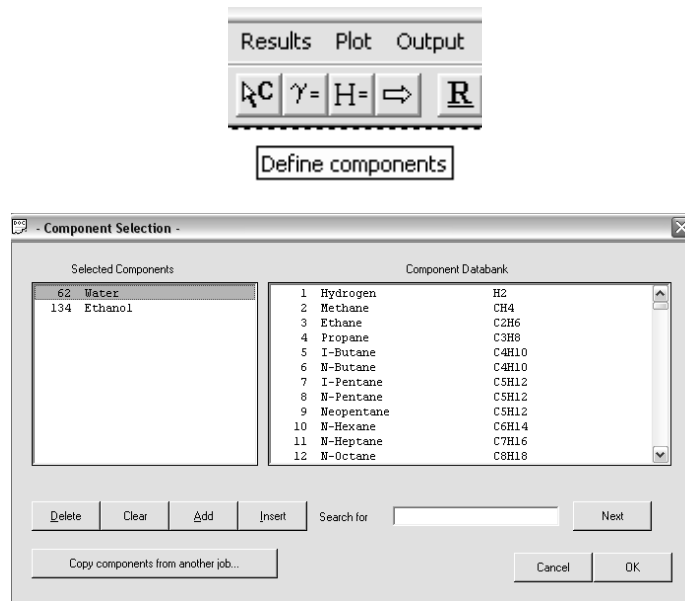
ANEXO II

Dimensionamiento de tubería

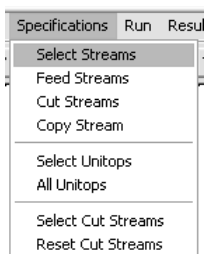
Memoria de cálculo

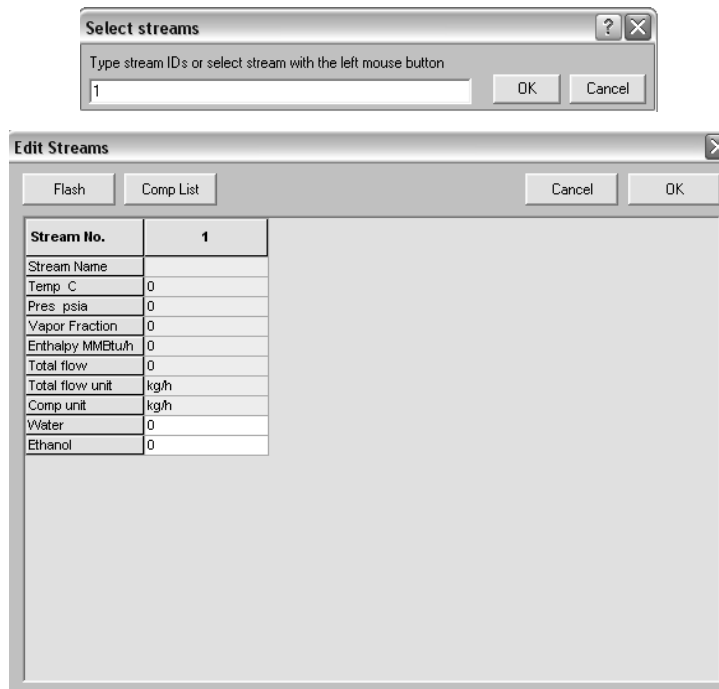
Para el cálculo de las tuberías se utilizó el simulador de proceso Chemcad versión 5.1.3. A continuación se muestra la secuencia de cálculo:

1.- Elegimos los componentes de la corriente que queramos dimensionar, en este caso elegiremos la última corriente (30) para ponerla de ejemplo. Abrimos la herramienta de "define components" y elegimos los componentes que desaseamos en este caso Etanol y Agua.



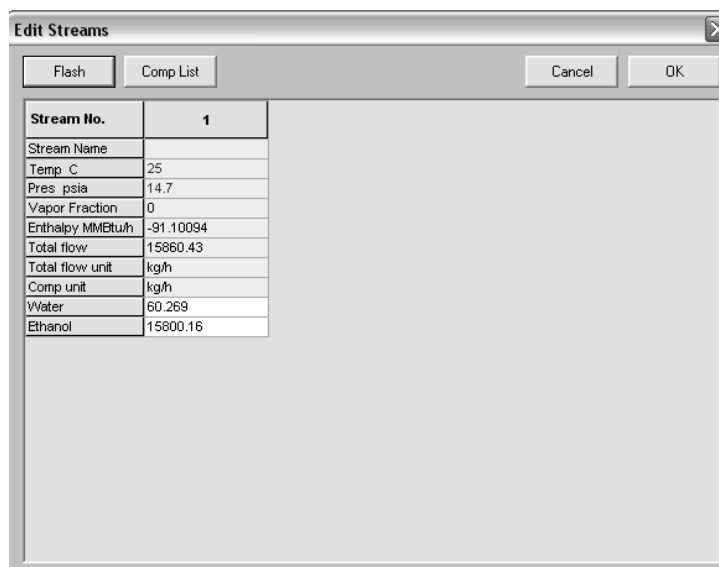
2.- Posteriormente ya elegida la corriente, el programa la define por default como corriente 1 pero la podemos modificar como queramos. Nos dirigimos a la herramienta "specifications – select streams" elegimos en este caso la corriente 1 ahora aparece una ventana que muestra "edit streams", en esta muestra las siguientes propiedades de las corrientes como temperatura, presión, fracción de vapor, entalpía, flujo, unidades de flujo y unidades individuales de cada corriente.



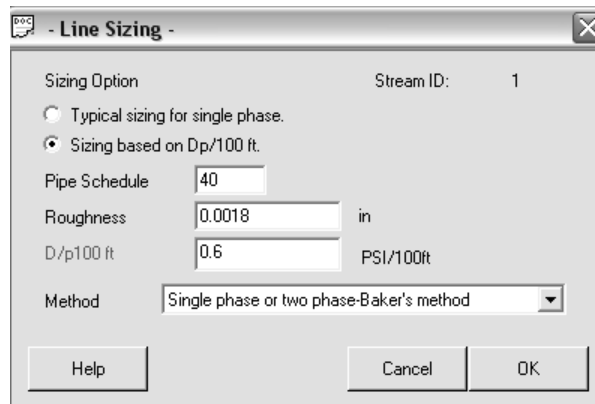
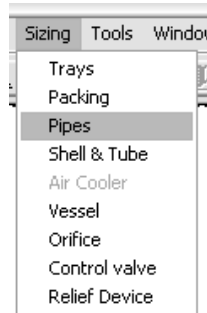


3.- Esta ventana es la más importante puesto que el diseño de las corrientes y el proceso depende de los datos que arroje la simulación del programa. Ahora dentro de esta ventana existe la función "flash" como muestra la gráfica. Ahora como ingeniero de proceso diseñamos el proceso de acuerdo a las necesidades que tengamos esta función "flash" nos ayuda a conocer ciertos datos importantes ya que nosotros necesitamos una corriente de salida a 25°C y una presión de 14.7 psia (1 atm).

Por último introducimos los flujos de cada componente para simular la fracción de vapor existente en la corriente y su entalpía.



4.- Observamos que la simulación nos arroja la fracción de vapor (en este caso cero) y la entalpía en MMBTU's, también el programa nos ayuda al balance energético del proceso. Ya con estos datos damos click en OK y nos dirigimos ahora a la herramienta de "sizing – pipes" y nos muestra la ventana de "line sizing" en donde observamos que existen 2 métodos de cálculo de tubería el primero es uno típico de fase simple y el segundo es con criterios de diseño con ΔP 100ft de tubería, en este trabajo se decidió trabajar con el segundo debido a criterios de diseño más estrictos con cada línea.



5.- Por último elegimos un diseño con una tubería de cédula 40 y así por default el programa nos proporciona el grosor de la tubería en este caso 0.0018 in, en este caso el criterio de diseño que se propone es una caída de presión de 0.6 psia/100ft de tubería de acuerdo a los criterios de dimensionamiento de tuberías con datos obtenidos de la Norma CT-200 "Guía de dimensionamiento de diámetros de tubería" Tabla CT-200.30A. Como es una corriente de descarga de un equipo se toma como un rango de $\Delta P_{100} = 0.1$ a 1psia. Tomamos el valor medio que es 0.6 psia. Ya con estos datos descargados le damos click en OK y el Chemcad no proporciona los datos de tubería, densidad, viscosidad y velocidad de la corriente en una interfase gráfica de Wordpad como los que se muestran a continuación.

Job Name: Tesis - Bio ethanol Plant Design

Line Sizing for Stream 4 Suction

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	191335.609	0.483	1.065 g/cc
Total	191335.609		1.065 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	691679.3	0.0154	0.4268

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
7.981	8.000	40	0.4268	5.0679

Flow Regime: Single phase flow

Succión: 8"T104A1L

Line Sizing for Stream 4 Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	191335.609	0.483	1.065 g/cc
Total	191335.609		1.065 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	910117.7	0.0158	1.7301

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	1.7301	8.7757

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6"T104A2L

Line Sizing for Stream 5 Suction

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	173207.521	0.362	1.050 g/cc
Total	173207.521		1.050 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	834642.8	0.0152	0.3509

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
7.981	8.000	40	0.3509	4.6566

Flow Regime: Single phase flow

Succión: 8"T105

Line Sizing for Stream 5 Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	173267.523	0.362	1.050 g/cc
Total	173267.523		1.050 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	1098590.0	0.0157	1.4281

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	1.4281	8.0655

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6"T105A2L

Line Sizing for Stream 6 Equipment Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	27192.191	0.362	1.056 g/cc
Total	27192.191		1.056 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	259448.3	0.0182	0.3157

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
4.026	4.000	40	0.3157	2.8564

Flow Regime: Single phase flow

Descarga de equipo: 4"T106A1L

Line Sizing for Stream 7 Equipment Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	9064.064	0.358	0.985 g/cc
Total	9064.064		0.985 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	170600.5	0.0209	1.2147

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
2.065	2.000	40	1.2147	3.8792

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 2"T107A1L

Line Sizing for Stream 8 Equipment Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	18128.127	0.570	1.098 g/cc
Total	18128.127		1.098 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	144220.2	0.0200	0.5752

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
3.068	3.000	40	0.5752	3.1534

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 3"T108A1L

Line Sizing for Stream 9 Suction

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	173207.521	0.257	1.029 g/cc
Total	173207.521		1.029 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	1177612.4	0.0149	0.3515

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
7.981	8.000	40	0.3515	4.7513

Flow Regime: Single phase flow

Succión: 8"T109A1L

Line Sizing for Stream 9 Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	173207.521	0.257	1.029 g/cc
Total	173207.521		1.029 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	1549633.0	0.0155	1.4384

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	1.4384	8.2274

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6"T109A2L

Line Sizing for Stream 10 Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	86603.760	0.257	1.029 g/cc
Total	86603.760		1.029 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	774816.5	0.0159	0.3700

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	0.3700	4.1137

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6"T110A1L

Line Sizing for Stream 11 Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	86603.760	0.257	1.029 g/cc
Total	86603.760		1.029 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	774816.5	0.0159	0.3700

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	0.3700	4.1137

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6"T111A1L

Line Sizing for Stream 12 Equipment Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	86603.760	0.830	1.074 g/cc
Total	86603.760		1.074 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	239526.4	0.0174	0.3879

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	0.3879	3.9396

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6"T112A1L

Line Sizing for Stream 13 Valve Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	86603.760	0.830	1.074 g/cc
Total	86603.760		1.074 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	239526.4	0.0174	0.3879

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	0.3879	3.9396

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6" T113A1L

Line Sizing for Streams to Fermentation

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	10825.469	0.797	1.074 g/cc
Total	10825.469		1.074 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	61675.6	0.0222	0.2331

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
3.068	3.000	40	0.2331	1.9257

Flow Regime: Single phase flow

Tuberías hacia fermentación: 3" F113A1L

Line Sizing for Stream 14 Ethanol of Fermentation Individual pipe

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	9822.252	0.801	0.995 g/cc
Total	9822.252		0.995 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	55628.6	0.0225	0.2103

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
3.068	3.000	40	0.2103	1.8852

Flow Regime: Single phase flow

Ethanol de salida individual de Fermentadores: 3" F114A1L

Line Sizing for Stream 14 Ethanol of Fermentation General pipe

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	157156.063	0.801	0.995 g/cc
Total	157156.063		0.995 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	342149.9	0.0163	0.3268

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
7.981	8.000	40	0.3268	4.4574

Flow Regime: Single phase flow

Etanol de salida general de Fermentación: 8"F114A17L

Line Sizing for Stream 15 Stream of Fermentation gases Individual Pipe

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	1003.210	0.015	1.731 kg/m3
Liquid	0.000	0.000	0.000 g/cc
Total	1003.210		1.731 kg/m3

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
156109.4	0.0183	0.0339	0.0	0.0000	0.0000

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	0.0339	28.3165

Flow Regime: Single phase flow

Tuberías de salida de gases de fermentación: 6"F115A1L

Line Sizing for Stream 15 Stream of Fermentation gases General Pipe

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	15257.000	0.015	1.724 kg/m3
Liquid	0.000	0.000	0.000 g/cc
Total	15257.000		1.724 kg/m3

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
1068848.9	0.0140	0.1266	0.0	0.0000	0.0000

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
13.124	14.000	40	0.1266	92.3524

Flow Regime: Single phase flow

Tubería general de salida de gases de Fermentación: 14"F115A17L

Line Sizing for Stream 16

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	15257.000	0.016	1.679 kg/m3
Liquid	0.000	0.000	0.000 g/cc
Total	15257.000		1.679 kg/m3

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
1042826.1	0.0140	0.1302	0.0	0.0000	0.0000

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
13.124	14.000	40	0.1302	94.8121

Flow Regime: Single phase flow

Salida de CO₂ del Absorbedor: 14"D116A1L

Line Sizing for Stream 17

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	1986.182	0.705	0.890 g/cc
Total	1986.182		0.890 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	24373.9	0.0274	0.2935

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
1.610	1.500	40	0.2935	1.5477

Flow Regime: Single phase flow

Salida de Etanol y Agua del Absorbedor: 1.5"D117A1L

Line Sizing for Stream 18

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	25094.273	0.380	0.805 g/cc
Total	25094.273		0.805 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	299444.9	0.0188	1.4171

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
3.068	3.000	40	1.4171	5.9560

Flow Regime: Single phase flow

Salida de condensador: 3"D118A2L

Line Sizing for Stream 19 Suction

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	134048.000	0.254	0.982 g/cc
Total	134048.000		0.982 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	920895.8	0.0151	0.2233

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
7.981	8.000	40	0.2233	3.8510

Flow Regime: Single phase flow

Succión: 8"D119A1L

Line Sizing for Stream 19 Discharge

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	134048.000	0.254	0.982 g/cc
Total	134048.000		0.982 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	1211816.9	0.0156	0.9100

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
6.065	6.000	40	0.9100	6.6684

Flow Regime: Single phase flow

Descarga: 6"D119A2L

Line Sizing for Stream 20 Suction

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	18351.064	0.420	0.74 g/cc
Total	18351.064		0.74 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	151128.1	0.0192	0.2161

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
4.026	4.000	40	0.2161	2.7507

Flow Regime: Single phase flow

Succión Salida del Condensador: 4"D120A1L

Line Sizing for Stream 21

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	9233.848	0.266	0.954 g/cc
Total	9233.848		0.954 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	157667.3	0.0198	0.1703

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
3.068	3.000	40	0.1703	1.8488

Flow Regime: Single phase flow

Salida de 2da Torre: 3"D1121A1L

Line Sizing for Stream 22

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	18351.064	0.217	0.683 g/cc
Total	18351.064		0.683 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	384504.3	0.0185	0.8799

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
3.068	3.000	40	0.8799	5.1324

Flow Regime: Single phase flow

Descarga de la Bomba: 3"H122A1L

Line Sizing for Stream 23 & 24

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	9175.534	0.217	0.683 g/cc
Total	9175.534		0.683 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	285631.8	0.0202	1.7391

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
2.065	2.000	40	1.7391	5.6645

Flow Regime: Single phase flow

2"H1123A1L & 2"H124A1L

Line Sizing for Stream 25

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	2490.585	0.390	0.79 g/cc
Total	2490.585		0.79 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	55288.5	0.0242	0.4597

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
1.610	1.500	40	0.4597	2.1854

Flow Regime: Single phase flow

De Pervaporadores: 1.5"H125A1L

Line Sizing for Stream 26

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	1986.182	0.678	0.992 g/cc
Total	1986.182		0.992 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	25341.1	0.0272	0.2615

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
1.610	1.500	40	0.2615	1.3885

Flow Regime: Single phase flow

Agua del Absorbedor: 1.5"D126A1L

Line Sizing for Stream 27

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	111615.113	0.266	0.954 g/cc
Total	111615.113		0.954 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	732612.1	0.0153	0.1617

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
7.981	8.000	40	0.1617	3.3027

Flow Regime: Single phase flow

Salida de Agua: 8"D127A1L

Line Sizing for Stream 28

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	22432.882	0.272	1.059 g/cc
Total	22432.882		1.059 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	374456.8	0.0186	0.8491

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
3.068	3.000	40	0.8491	4.0458

Flow Regime: Single phase flow

Salida de vinazas: 3"D128A1L

Line Sizing for Stream 30

Stream Properties:

	Flowrate kg/h	Viscosity cP	Density
Vapor	0.000	0.000	0.000 kg/m3
Liquid	15860.430	1.077	0.785 g/cc
Total	15860.430		0.785 g/cc

Pipe Parameters:

Vapor			Liquid		
Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft	Reynolds Number	Friction Factor	Press Drop psi/100 ft
0.0	0.0000	0.0000	50954.0	0.0224	0.1773

Pipe ID in	Nominal Dia. in	Schedule	Total Press Drop psi/100 ft	Velocity ft/sec
4.026	4.000	40	0.1773	2.2400

Flow Regime: Single phase flow

Etanol 99.6%: 4"H130A1L

Nota: La línea 29 es una banda transportadora de Bagazo.

ANEXO III

Dimensionamiento de equipo y criterios de diseño

Tanques de almacenamiento

Dimensionar el tanque VA-103 como ejemplo para tanques de almacenamiento, posteriormente en una tabla se mostrarán las respectivas dimensiones de todos los tanques.

Primero que nada debemos tener la densidad del fluido que vamos a almacenar y las condiciones de operación.

$\delta = 1.029 \text{ Kg/L}$, calculamos el flujo en gal/min

$F = 173,207.527 \text{ Kg/Hr (L/1.029 Kg)} = 168,326.07 \text{ L/Hr}$

$F = 168,326.07 \text{ L/Hr (Hr/60 min)} = 2,805.434 \text{ L/min}$

$F = 701.358 \text{ gal/min} \approx 800 \text{ gal/min}$ debido a que el valor es muy justo nos vamos al inmediato superior;

$F = 800 \text{ gal/min}$

$T = 65 \text{ }^\circ\text{C} = 150 \text{ }^\circ\text{F}$

$P = 20 \text{ Psia}$, utilizamos 40 Psia por criterio de diseño.

Tomamos valores estándar de la Tabla 18.2 - Tanques de almacenamiento, Tamaños seleccionables API Standart. Walas - Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 622

Capacidad – 1000 gal = 133.68 ft³

Diámetro – 48 in = 4 ft = 1.22 m

Longitud – 10.67 ft = 128.04 in = 3.25m

Espesor – $t = 3/16 \text{ in}$

Peso – 1260 lb = 571.53 Kg

Tomamos estas dimensiones como un parámetro, ya que a continuación mostraremos la memoria de cálculo del método riguroso de diseño. Y posteriormente contrastaremos los datos estándar con los calculados para así tener las dimensiones reales de los tanques.

Memoria de Cálculo

Cálculo de tapas torisféricas (2 caras)

$$H/D = 0.8$$

$$L/D = 3 \text{ (recomendado)}$$

$$V_{\text{Tank}} = 800 \text{ gal} = 106.94 \text{ ft}^3$$

$$V_h = V_0 \left(\frac{V}{V_0} \right) = 2[0.0778D^3(2)0.8^2(1.5 - 0.8)]$$

$$\mathbf{V_h = 0.1394D^3}$$

Coraza

$$\theta = 2 \arccos(1 - 1.16) = 4.4286 \text{ rad}$$

$$V_s = V_0(V/V_0) = (\pi/4) D^2 L (1/2 \pi)(\theta - \sin\theta)$$

$$\mathbf{V_s = 0.6736D^2L}$$

$$\mathbf{V_{\text{liq}} = 200.52 \text{ ft}^3 = 0.1394D^3 + 0.6736D^2L}$$

Como; $L/D = 3$, tenemos lo siguiente:

$$D = \left(\frac{106.94}{2.1601} \right)^{1/3} = 3.67 \text{ ft} = 3.7 \text{ ft}$$

$$L = \frac{106.94 - 0.1394D^3}{0.6736D^2} = \frac{106.94 - 7.061}{9.221} = 10.83 \text{ ft} = 10.9 \text{ ft}$$

Seleccionamos **SA265** Carbon Steel (Acero al carbón), Comp. C - Si. Walas – Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 626. Tabla 18.4 – Presiones tensoras máximas permisibles (Psi)

$$\text{Para, } T = 65 \text{ }^\circ\text{C} = 150 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P = 40 \text{ Psi} = 25.3 \text{ Psig}$$

$$\mathbf{S = 11,200 \text{ Psi}}$$

Con una eficiencia de empalmes de $E = 0.9$, tenemos que:

$$t_{\text{shell}} = \frac{PR}{SE - 0.6P} = \frac{25.3 * 22.2}{11,200 * 0.9 - 0.6 * 25.3} = \frac{561.66}{10,080 - 15.18} = 0.0558 \text{ in} \approx 0.1 \text{ in}$$

Tapas Torisfericas

$$t_h = \frac{0.885 * 25.3 * 44.4}{11,200 * 0.9 - 0.1 * 25.3} = \frac{994.138}{10,077.47} = 0.098 \text{ in} \approx 0.1 \text{ in}$$

Superficies

$$\text{Coraza, } S = \pi DL = 3.1416 \times 3.7 \text{ ft} \times 10.9 \text{ ft} = 126.7 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tapas, } S = 2(0.842 D^2) = 2 \times 0.842 \times 3.7^2 = 23.05 \text{ ft}^2$$

$$\text{Peso, } W = ((126.7 \times 0.1) + (23.05 \times 0.1)) 491/12 = (12.67 + 2.305)40.916 = 612.72 \text{ Lb}$$

Aumentamos un 15%+ al peso total debido al peso de las boquillas, accesorios y refuerzos necesarios.

$$W = 704.62 \text{ lb} = 319.61 \text{ Kg}$$

Resultados

A continuación se muestra una tabla con los siguientes datos obtenidos:

Estándar	Calculado
D = 4 ft	D = 3.7 ft
L = 10.67 ft	L = 10.9 ft
t = 3/16 in	t_h = 0.1 in t_s = 0.1 in
W = 571.53 Kg	W = 319.61 Kg

Tabla III.1.- Contraste de dimensiones entre tanque calculado y estándar.

Tomando en cuenta los datos calculados rigurosamente, podemos decir que no hay mucha diferencia entre el estándar y el calculado, así que podemos tomar las medidas estándar de la tabla del Walas.

A continuación mostraremos una tabla con los diferentes tanques de almacenamiento y sus respectivas medidas.

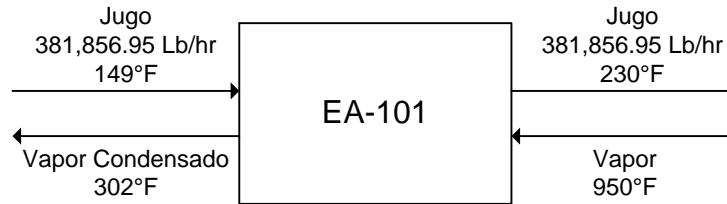
Recipiente	Volumen (gal)	Diámetro (ft)	Longitud (ft)	Espesor (in)	Peso (Kg)
VA - 103	791.01	4	10.66	3/16	571.53
VA - 104	350.67	4	6	3/16	362.87
VA - 301	695.37	4	10	3/16	571.53
VA - 401	109.19	3.5	4	3/16	244.94
VA - 402	94.37	3.5	4	3/16	244.94

Tabla III.2.- Dimensiones de los diferentes tanques de almacenamiento.

Intercambiadores de calor

Diseño EA-101 Intercambiador de Tubos y Coraza (Arreglo 1-2)

Calentar con vapor la línea 5 de 65°C a 110°C



Grafica III.1.- Esquema general de diseño del intercambiador EA-101. Tomando en cuenta que la temperatura de condensación de vapor a 190 Psi = 370°F, tomamos 302°F para que el intercambio sea favorable.

Balance de energía en el intercambiador

$$Q = m_{\text{Jugo}} Spht_{\text{Jugo}} (\Delta T_{\text{Jugo}}) = m_{\text{vapor}} Spht_{\text{vapor}} (\Delta T_{\text{vapor}})$$

Calculamos el flujo de vapor para empezar a diseñar el intercambiador.

Propiedades Físicas

$$Spht_{\text{Agua Liq}} = 1.000 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F}$$

$$Spht_{\text{vapor}} = 0.497 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F}$$

$$Shht_{\text{Sac}} = 0.301 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F}$$

Calculamos el calor específico de mezcla de la línea 5 (Jugo) con la fracción mol.

$$X_{\text{mol Agua}} = 0.9856$$

$$X_{\text{mol Sac}} = 0.0144$$

$$Spht_{\text{Jugo}} = x_{\text{mol Agua liq}} (Spht_{\text{Agua liq}}) + x_{\text{mol Sac}} (Spht_{\text{Sac}})$$

$$Spht_{\text{Jugo}} = 0.9856(1.000) + 0.0144(0.301)$$

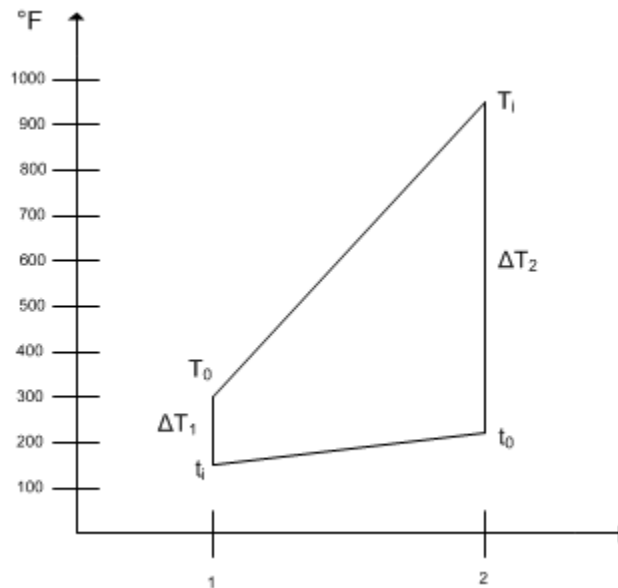
$$Spht_{\text{Jugo}} = 0.9899 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F}$$

Calculamos el flujo másico del vapor del balance de energía

$$m_{\text{vapor}} = \frac{m_{\text{Jugo}} Spht_{\text{Jugo}} (\Delta T_{\text{Jugo}})}{Spht_{\text{vapor}} (\Delta T_{\text{vapor}})} = \frac{381,856.95 \text{ Lb/hr} \left(\frac{0.9899 \text{ Btu}}{\text{Lb } ^\circ\text{F}} \right) (230^\circ\text{F} - 149^\circ\text{F})}{\frac{0.497 \text{ Btu}}{\text{Lb } ^\circ\text{F}} (950^\circ\text{F} - 302^\circ\text{F})}$$

$$m_{\text{vapor}} = 95,070.471 \text{ Lb/hr}$$

Diseño del intercambiador



Gráfica III.2.- Perfil de temperaturas de intercambio de calor.

Calculo de LMTD (Temperatura media logarítmica)

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{(950^\circ F - 230^\circ F) - (302^\circ F - 149^\circ F)}{\ln\left(\frac{950^\circ F - 230^\circ F}{302^\circ F - 149^\circ F}\right)}$$

$$LMTD = 292.475 \text{ } ^\circ F$$

Calculo de factor de fricción utilizando las correlaciones R y P ó S (P según Walas y S según Kern)

$$P = \frac{t_o - t_i}{T_i - t_i} = \frac{230^\circ F - 149^\circ F}{950^\circ F - 149^\circ F} = \frac{81^\circ F}{801^\circ F}$$

$$R = \frac{T_i - T_o}{t_o - t_i} = \frac{950^\circ F - 302^\circ F}{230^\circ F - 149^\circ F} = \frac{648}{81}$$

$$P = 0.101$$

$$R = 8$$

De la fig. 8.5 Correction factor (F), effectiveness and number of transfer units in multipass and cross flow heat exchangers. a) One pass shell side, any multiple of two passes on the tube side. Walas – Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 175.

$$F = 0.94$$

Calculo de AT (Diferencia verdadera de temperatura)

$$AT = LMTD (F)$$

$$AT = 274.92 \text{ } ^\circ F$$

Calculo de coeficiente global de transferencia de calor (U)

Para calentadores (Vapor de agua – Soluciones acuosas)
200 – 700 Btu/hr ft² °F, tomamos un promedio para el diseño

$$U = 450 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F}$$

De la tabla 8. Valores aproximados de coeficientes globales totales para diseño, factor de obstrucción 0.0003, caída de presión permisible 5-10 Lb/in². Kern – Procesos de transferencia de calor, pag. 945.

Calculo del calor de transferencia y área de transferencia

$$Q = m_{\text{jugo}} S p h t_{\text{jugo}} (\Delta T_{\text{jugo}}) = m_{\text{vapor}} S p h t_{\text{vapor}} (\Delta T_{\text{vapor}})$$

$$Q = 3.06 \times 10^7 \text{ Btu/hr}$$

$$Q = U A_t \Delta T$$

$$A_t = \frac{Q}{U * \Delta T} = \frac{\frac{3.06 \times 10^7 \text{ Btu}}{\text{hr}}}{\frac{450 \text{ Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ °F}} * 274.92 \text{ °F}}$$

$$A_t = 247.344 \text{ ft}^2$$

Calculo de longitud y número de tubos

De la tab 8.13 Tube counts of Shell and tube exchangers. Tomamos como referencia tubos de 1 in de diámetro externo (OD) y una área por tubo de 0.2618 ft²/ft. Walas – Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag 203.

Calculamos la longitud total para conocer el número de tubos aproximados

$$L = \frac{A_t}{\frac{0.2618 \text{ ft}^2}{\text{ft}}} = \frac{247.344 \text{ ft}^2}{\frac{0.2618 \text{ ft}^2}{\text{ft}}} = 944.782 \text{ ft}$$

$$L = 945 \text{ ft}$$

Ahora calculamos el número de tubos necesarios para diferentes longitudes y los comparamos con los de tablas, tomamos un pitch 1.25 in (espaciamiento entre tubos de centro a centro)

L (ft)	# de tubos	# de tubos ▲	DI Coraza (in)	# de tubos ■	DI Coraza (in)
8	118	118	17.25	112	17.25
12	78	86	15.25	76	15.25
16	59	52	12	56	13.25

Tabla III.3.- Contrastación de tubos calculados y tubos de tablas en arreglo triangular y cuadrado a dos pasos con sus respectivos diámetros internos de la coraza. Datos de la tab. 9 Disposición de los espejos de tubos, número de tubos en arreglos triangular y cuadrado. Kern – Procesos de Transferencia de Calor, pag. 946 y 947.

Tomamos el arreglo de cuadro de 112 tubos, DI coraza de 17.25 in y una longitud de 8 ft, debido a que $L/D = 8 \text{ ft}/1.44 \text{ ft} = 5.55$, que en este caso es excelente.

Datos:

**L = 8 ft, 17.25 in DI coraza, 112 tubos, arreglo en cuadro,
Pitch 1.25 in, DE tubo 1 in, DI tubo 0.875 in**

Calculo de caídas de presión

Lado Tubos Vapor - Número de Reynolds

Calculamos el flujo másico por tubo

$$m_{\text{vap}} = 95,070.471 \text{ Lb/hr} / 56 \text{ Tubos}$$

$$m_{\text{vap}} = 1,697.688 \text{ Lb/hr Tubo}$$

$$Re = \frac{6.134m}{D\mu} = \frac{6.134 \left(\frac{1697.688 \text{ Lb}}{\text{hr tubo}} \right)}{0.785 \text{ in}(0.18 \text{ Cp})}$$

$$Re = 75,861.256$$

Calculamos el factor de fricción

$$f = \frac{1.6364}{\left[\ln\left(\frac{0.135 * \epsilon}{D} + \frac{6.5}{Re} \right) \right]^2} = \frac{1.6364}{\left[\ln\left(\frac{0.135 * 0.00015}{0.785 \text{ in}} + \frac{6.5}{75,861.256} \right) \right]^2}$$

De la tabla Rugosidad de superficies. Walas – Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 94. Para acero comercial y acero forjado, $\epsilon = 0.00015$

$$f = 0.0197$$

Calculo de caída de presión por fricción

$$\Delta P_f = \frac{5.385 * 10^{-8} * m^2 * L}{\rho * D^5} = \frac{5.385 * 10^{-8} * 1,697.688 \frac{\text{Lb}^2}{\text{hr}} * 16 \text{ ft}}{0.9184 * 0.785 \text{ in}^5}$$

$$\Delta P_f = 0.178 \text{ Psi}$$

Calculo de caída de presión por expansión y contracción

$$\Delta P_e = 4\rho \left(\frac{u^2}{2g_e} \right) = \frac{4 * 57.339 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} * 2.137^2}{2(32.2)144}$$

$$\Delta P_e = 0.112 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_{\text{Tubo}} = \Delta P_f + \Delta P_e$$

$\Delta P_{\text{Tubo}} = 0.290 \text{ Psi, Aceptable}$

Caída de presión en la Coraza

Calculamos primero que nada el Diámetro Hidráulico para un arreglo en cuadro.

$$D_h = \frac{1.2732P_t^2}{D_t} - D_t = \frac{1.2732 * (0.104ft)^2}{0.0833ft} - 0.0833ft$$
$$D_h = 0.0825 \text{ ft}$$

E (distancia entre tubos) = 0.25 in = 0.0208 ft

D_s (Diámetro de la coraza) = 17.25 in = 1.4375 ft

B (Distancia entre deflectores ó baffles) = 15 in = 1.25 ft

N + 1 = 6, donde N (número de deflectores)= 5

Ahora con estos datos calculamos el área de flujo:

$$A_f = \frac{D_s * B * E}{P_t} = \frac{17.25 \text{ in} * 15 \text{ in} * 0.25 \text{ in}}{1.25 \text{ in} * 144}$$
$$A_f = 0.3593 \text{ ft}^2$$

Calculamos el flujo por área

$$G_s = \frac{m}{A_f} = \frac{381,856.95 \text{ Lb/hr}}{0.3593 \text{ ft}^2}$$
$$G_s = 1.06 \times 10^6 \text{ Lb/hr ft}^2$$

Reynolds

$$Re = \frac{D_h * G_s}{\mu} = \frac{0.0825 \text{ ft} * \frac{1.06 \times 10^6 \text{ Lb}}{\text{hr ft}^2}}{0.88 \frac{\text{Lb}}{\text{ft hr}}}$$
$$Re = 99,614.85$$

Factor de fricción

$$f = 0.0121Re^{-0.19} = 0.0121 * 99,614.85^{-0.19}$$
$$f = 0.0013$$

Caída de presión

$$\Delta P = \frac{fG_s^2D_s(N+1)}{5.22 \times 10^{10} s D_h} = \frac{0.0013 * (1.06 \times 10^6)^2 * 1.4375 \text{ ft} * 6}{5.22 \times 10^{10} * 1.05 * 0.0825 \text{ ft}}$$

$\Delta P = 2.78 \text{ Psi, Acceptable}$

En la siguiente tabla se muestran las dimensiones de los intercambiadores más importantes.

Intercambiador	Dimensiones
EA -101	8' L, 17.25'' (DI Coraza), 112 Tubos, 2 Pasos, Arreglo de tubos en cuadro, Pitch 1.25'', 1'' (DE Tubo), 0.875'' (DI Tubo), 15'' (Distancia entre deflectores), 0.25'' (Distancia entre tubos)
EA – 102	12' L, 33'' (DI Coraza), 460 Tubos, 2 Pasos, Arreglo de tubos en cuadro, Pitch 1.25'', 1'' (DE Tubo), 0.875'' (DI Tubo), 15'' (Distancia entre deflectores), 0.25'' (Distancia entre tubos)
EA -103	12' L, 33'' (DI Coraza), 460 Tubos, 2 Pasos, Arreglo de tubos en cuadro, Pitch 1.25'', 1'' (DE Tubo), 0.875'' (DI Tubo), 15'' (Distancia entre deflectores), 0.25'' (Distancia entre tubos)
EA – 108	5' L, 8'' (DI Coraza), 26 Tubos, 2 Pasos, Arreglo de tubos en cuadro, Pitch 1'', 0.75'' (DE Tubo), 0.652'' (DI Tubo), 5'' (Distancia entre deflectores), 0.25'' (Distancia entre tubos)
EA -109	5' L, 8'' (DI Coraza), 26 Tubos, 2 Pasos, Arreglo de tubos en cuadro, Pitch 1'', 0.75'' (DE Tubo), 0.652'' (DI Tubo), 5'' (Distancia entre deflectores), 0.25'' (Distancia entre tubos)

Tabla III.4.- Dimensiones de los diferentes intercambiadores de calor.

*Nota: La memoria de cálculo de todos los intercambiadores aquí mostrados siguieron el mismo procedimiento que el intercambiador EA -101.

Clarificador

Diseñar un Clarificador tipo Graver Prima Sep tipo vertical con un tiempo de residencia de 5 minutos.

Tomamos el flujo de la línea 4 a clarificar;

$$m = 191335.653 \text{ Kg/Hr}$$

$$\delta = 1.06 \text{ Kg/Lt}$$

Calculamos el volumen por tiempo de Residencia

$$V = 3,995.05 \text{ gal/ 5 min}$$

Tomamos el siguiente superior que son 5,000 Galones.

De la Tabla 18.2 Storage Tanks, Underwriter or API Standard Selected Sizes. b) Horizontal or vertical with underwriter label. Walas – Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 622.

Dimensiones del clarificador

Capacidad máxima de 5,000 Galones

Díámetro = 7 ft = 2.13 m

Largo = 17.5 ft = 5.33 m

Espesor = 1/4 in

Peso = 5,130 Lb = 2,326.930 Kg

No. de Soportes = 2

Filtro rotatorio al vacio

Tomamos el flujo de salida de la cachaza en la línea 8 de proceso.

$$m = 2,460.208 \text{ Kg/Hr}$$

De la Tab. 11.18. Typical Performance Data of Rotary Vacuum Filters. (5) Sugar Cane Mud (Seperan Flocculated). Walas – Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 333.

Tomamos las siguientes especificaciones:

Alimentación de Sólidos – 7 – 18 % Volumen

Rango de filtración – 90 – 250 Kg/Hr m²

Bombeo de Vacio – 500 mm Hg = 9.67 Psi y 0.5 m³/m² min

Tomamos un promedio de rango de filtración para calcular las dimensiones del filtro.

$$170 \text{ Kg/Hr m}^2$$

$$\frac{2,460.208 \text{ Kg/Hr}}{170 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr m}^2}} = 14.47 \text{ m}^2 = 155.75 \text{ ft}^2$$

De la Tab. 11.12 Sizes of Comercial Continuos Vacuum Filters. B) Rotary Drum, Disk and Horizontal Filters. Walas - Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 327.

Tomamos las dimensiones cercanas al área de filtración a 155.75 ft²

Diámetro = 6 ft = 1.83 m

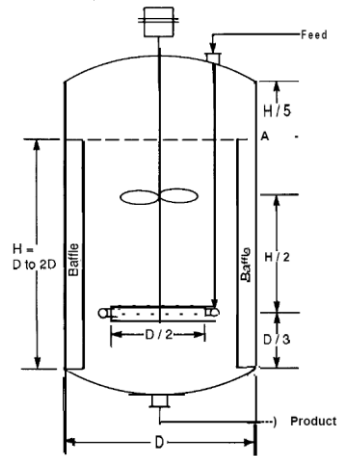
Longitud = 8 ft = 2.44 m

Fermentadores

Diseño de 16 Fermentadores (Reactores tipo CSTR)

Tiempo de Residencia 48 Hrs.

Diseño de reactor de tanque agitado de proporciones típicas



Grafica III.3. - Typical proportions of a stirred tank reactor with radial and axial impellers, four baffles, and a sparger feed inlet.

Walas - Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 568.

Tenemos una capacidad para cada reactor de 10,825.47 Kg/Hr

10,079.581 Lt/cada reactor

10.079 m³

Según el criterio de diseño nos indica para el cálculo del fermentador tomar el nivel del líquido a fermentar igual al diámetro del mismo, entonces tenemos

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H, \text{ como } D = H$$

$$V = \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D = \left(\frac{4V}{\pi} \right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 10.079 \text{ m}^3}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 2.34 \text{ m}$$

Ahora calculamos la altura real del reactor

75% volumen máximo de diseño

$$H_r = 3.12 \text{ m}$$

Calculamos el diámetro de las propelas (Axial y radial)

$$H/2 = 2.34 \text{ m}/2$$

$$D_P = 1.17 \text{ m}$$

Esta es la misma distancia que existe entre estas dos propelas

Calculamos la distancia que debe existir entre la base del reactor y la propela

$$D/3 = 2.34 \text{ m} /3$$

$$D_{RB} = 0.768 \text{ m}$$

Por último calculamos los 4 baffles (Deflectores)

$$w = D/12 = 2.34 \text{ m}/12$$

$$w = 0.175 \text{ m}$$

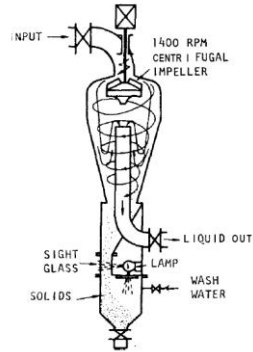
Otros datos de fabricante

Table 19.15. – Standart specification of a fermenter. Walas - Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 660.

- Superficies en contacto con el jugo de 316 SS, otros de 304 SS; Esto libre de orificios del equipo, hendiduras, equipo mecánico y un pulido de aproximadamente 220 Grit.
- Relación L/D aproximada recomendado 1.0 - 2.0, relación P/D (propela/diámetro) recomendado 0.35 - 0.5, relación w/D (ancho deflector/diámetro) recomendado 0.08 - 0.1.
- Volumen máximo de trabajo 75 - 80%, mínimo 25%.
- El sistema de agitación de tres impulsores con turbina de seis palas ajustables a lo largo del eje, la punta máxima de velocidad de 1,200 ft/min, unidad estándar de 40 HP para un tanque de 5,000 Lt.

Centrifugas

Calcular 16 centrifugas para cada fermentador



Grafica III.4.- Centrifugal action of a cyclone assisted by a high speed impeller. Walas - Chemical Process Equipment - Selection and Design, pag. 329

Tomamos como primer criterio de diseño un filtrado lento puesto que el tiempo de residencia son 48Hr

Rango de filtración = 0.1 – 10 cm/ Hr

Tamaño de *Saccharomices cerevisiae* = 2 - 6 μm (micrómetros)

Según: Walas – Chemical Process Equipment – Selection and Design

Table 11.19.- Criteria for selection of sedimentation centrifuges

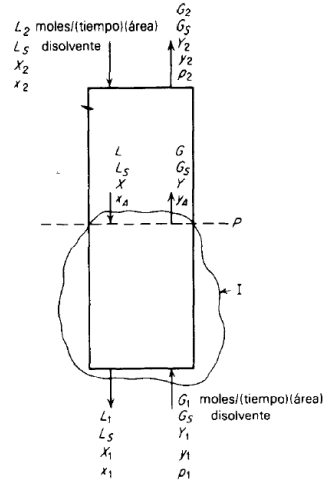
Seleccionamos la centrifuga que se adapte al tamaño de la bacteria

Vaso tipo tubular como el de la figura 2

Características:

- Concentración de sólidos Vol/Vol = < 1%
- Rango del tamaño de partícula procesable para una diferencia de densidad por debajo de 1 gr / cm^3 y viscosidad del licor de 1 cP = $\frac{1}{2}$ - 50 μm
- Tiempo de asentamiento de 1 Lt por debajo de 1 gr = Algunas horas
- Tiempo de asentamiento de 50 cm^3 a 2,000 gr = 5 -15 minutos
- Aproximación máxima de rendimiento para el equipo más largo = 5,000 Lt / Hr
- Aproximación nominal de rendimiento para el equipo más largo = 1,250 Lt / Hr
- Naturaleza de los sólidos = De cualquier consistencia
- Tipo Batch
- Flóculos = Posible pero inusual
- Niveles g = 18,000 – 80,000 (modelo de laboratorio)
- Valores máximo de $\sigma \times 10^7 \text{ cm}^2 = 5$

Absorbedor



Grafica III.5.- Modelo general de para diseño de absorbedores. Treybal. Operaciones de transferencia de masa. Pag. 315.

Separar con Agua a 32°C Etanol de una corriente de gases que contiene como disolvente CO₂
98% de separación

P = 15 Psia, 1.03 (10⁵) Pa, 775.73 mmHg

La corriente de gas contiene 1% en volumen de Etanol

Diseño para 1.5 veces el volumen mínimo de flujo

Primero vamos a trazar la línea de equilibrio del sistema que tenemos en cuestión, para así poder conocer el flujo de agua que va a entrar dentro del absorbedor. Posteriormente calcular sus dimensiones.

Balace de soluto en la parte inferior de la torre

$$G_s (Y_1 - Y) = L_s (X_1 - X)$$

$$G_s = G (1 - y) = G / 1 + Y$$

$$L_s = L (1 - x) = L / 1 + X$$

$$G_s = 15,253.948 \text{ Kg/Hr (1 Hr/3,600 seg)} (1 \text{ Kmol}/44 \text{ Kg CO}_2)$$

$$G_s = 0.0963 \text{ Kmol CO}_2/\text{seg}$$

$$G_1 = G_s / (1 - y_1) = 0.0963 \text{ Kmol CO}_2/\text{seg} / 1 - 0.01$$

$$G_1 = 0.09727 \text{ Kmol/seg}$$

$$Y_1 = 0.01/1 - 0.01$$

$$Y_1 = 0.0101 \text{ Kmol EtOH/Kmol CO}_2$$

Para un 98% de eliminación de EtOH

$$Y_2 = 0.02 \text{ (0.0101)}$$

$$Y_2 = 2.02 \text{ (10}^4\text{) Kmol EtOH/Kmol CO}_2$$

$X_2 = 0$, puesto que a la entrada de agua en el absorbedor no existe concentración de EtOH.

Para la curva de equilibrio necesitamos saber la presión de vapor del etanol a 32°C para conocer la pendiente de la ecuación de equilibrio.

$P_{\text{Vap EtOH } 32^\circ\text{C}} = 1.12 \text{ (10}^4\text{) Pa}$; entonces tenemos

$$y^* = \frac{P^*}{P_T} = \frac{1.12 \times 10^4 \text{ Pa}}{1.03 \times 10^5 \text{ Pa}} = 0.10873$$

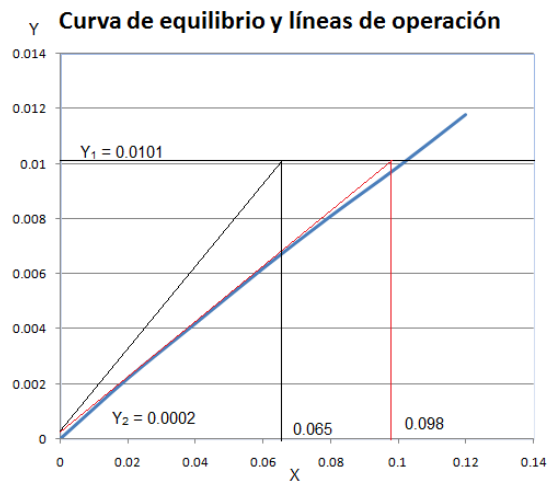
Entonces la ecuación de equilibrio es:

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = 0.10873 \frac{X}{1 + X}$$

Con la siguiente ecuación trazamos la curva de equilibrio y obtenemos lo siguiente:

La línea en rojo que es tangente de la curva de equilibrio (línea azul) nos indica la concentración de etanol en el agua a un flujo mínimo ó infinito.

Como el diseño de torres empacadas de absorción líquido – gas va de 1.5 a 2 veces el flujo mínimo; Tomamos 1.5 veces



Gráfica III.6.- Curva de equilibrio y líneas de operación (L infinito y L real)

$$L_{S \min} = \frac{G_S(Y_1 - Y_2)}{X_{1 \min} - X_2} = \frac{0.0963(0.0101 - 0.000202)}{0.098}$$

$$L_{S \min} = 0.009726 \text{ Kmol/seg}$$

$$L_S = 1.5 \text{ (0.009726 Kmol/seg)}$$

$$L_S = 0.01458 \text{ Kmol de Agua/seg}$$

$$X_1 = \frac{G_S(Y_1 - Y_2)}{L_S} = \frac{0.0963(0.0101 - 0.000202)}{0.01458}$$

$$X_1 = 0.06537 \text{ Kmol EtOH/Kmol Agua}$$

Por lo tanto el flujo de Agua entrante a la columna es de:

$$F_{\text{Agua}} = 944.784 \text{ Kg/Hr, con este dato podemos calcular el diámetro de la columna}$$

Para calcular el diámetro de la torre tomamos los flujos en la parte inferior de esta puesto a que los flujos son mayores en la parte de abajo, entonces;

Calculamos el peso molecular promedio de la mezcla del gas.

$$PM_{\text{Mezcla}} = PM_{\text{CO}_2} X_{\text{mol CO}_2} + PM_{\text{EtOH}} X_{\text{mol EtOH}} = 44(.9905) + 46(.0095)$$

$$PM_{\text{Mezcla}} = 44.019 \text{ Kg/Kmol}$$

$$G' = 4.281 \text{ Kg/seg}$$

$$\delta_{\text{Gas}} = 16.99 \text{ Kg/m}^3$$

$$L' = 0.3039 \text{ Kg/seg}$$

$$\delta_{\text{Agua}} = 997 \text{ Kg/m}^3$$

Ahora de acuerdo a las coordenadas de Eckert calculamos el área de sección transversal de la torre, caída de presión del gas de 400 Pa para así conocer el diámetro. Tomamos empaque tipo Intalox cerámica de 25mm.

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\delta_G}{\delta_L} \right)^{0.5} = \frac{0.3039}{4.281} \left(\frac{16.99}{997} \right)^{0.5} = 0.009266$$

De la fig. 6.34.- Inundación y caída de presión con empaques al azar. SI(Kg/m²seg), g_c = 1, C_r = Tab 6.3, J = 1. Treybal. Operaciones de transferencia de masa. Pag. 224

Fig. 6.3.- Características de los empaques aleatorios. Treybal. Operaciones de transferencia de masa. Pag. 220.

$$\frac{G' C_r \mu_L^{0.1} J}{\delta_G (\delta_L - \delta_G) g_c} = 0.095$$

$$G' = \frac{0.095 \delta_G (\delta_L - \delta_G) g_c}{G' C_r \mu_L^{0.1} J} = 16.578 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{seg}}$$

$$A_{ST} = 4.281 \text{ Kg/seg} / 16.578 \text{ Kg/m}^2 \text{seg}$$

$$A_{ST} = 0.2582 \text{ m}^2$$

$$D = \left(\frac{4A_{ST}}{\pi} \right)^{0.5} = 0.573 \text{ m}$$

Para calcular la altura de la columna tenemos lo siguiente:

$$H = NTP \times HETP$$

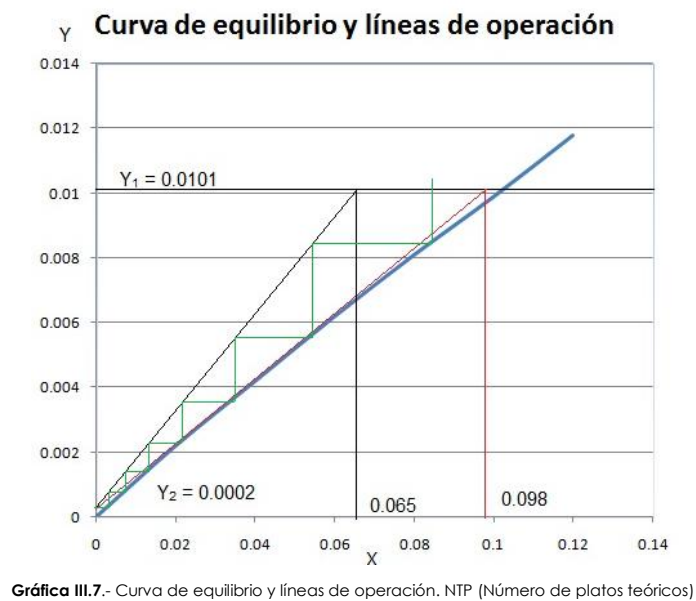
NTP = Number of theoretical plates (Número de platos teóricos)

HETP = Height equivalent to the theoretical plate (Altura equivalente de plato teórico)

Para HETP existen correlaciones en toda la literatura de transferencia de masa, tomaremos la de Walas – Chemical process equipment selection and design. HETP Correlations. Pag. 448

Para empaques de 25mm de diámetro HETP = 0.460 m

Para la estimación de número de platos teóricos tomamos en cuenta una vez más la grafica de equilibrio y las líneas de operación, utilizando el método McCabe Thiele de número de etapas teóricas ó escalones.

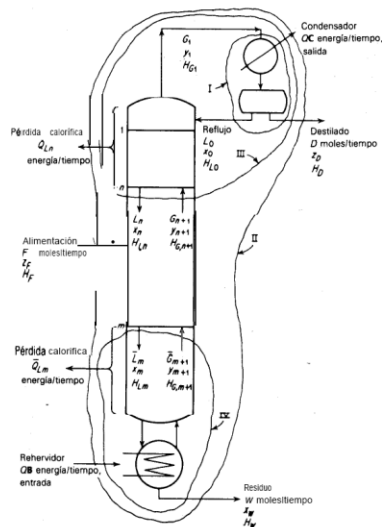


NTP = 7

Entonces;

$$H_{Abs} = 7 \times 0.460 \text{ m} = 3.22 \text{ m}$$

Diseño torre de concentración (Destilación)



Grafica III.8.- Modelo general de para diseño de torres de destilación. Treybal. Operaciones de transferencia de masa. Pag. 402.

Diseñar una torre de destilación para obtener una solución Etanol – Agua 60% - 40%

Alimentación - 9.625 % p/p Etanol – 90.375 % Agua

P = 1 atm

Destilado 60 % p/p EtOH

Fondos 1 % p/p EtOH

Diseño de Reflujo 1.5 veces el mínimo

Empezamos el diseño de la torre con el balance de transferencia de masa, para conocer las cantidades que entran a la torre para así poder realizar el diseño mecánico de la torre.

Tenemos que:

$$F = 8,590.424 \text{ Kmol / Hr}$$

$$z_F = 0.040 \text{ (fracción mol EtOH en la alimentación)}$$

$$M_{\text{mezcla alimentación}} = 19.120 \text{ Kg / Kmol (peso molecular promedio en la alimentación)}$$

$$x_D = 0.3698 \text{ (fracción mol EtOH destilado)}$$

$$M_{\text{mezcla destilado}} = 28.356 \text{ Kg / Kmol (peso molecular promedio destilado)}$$

$$x_W = 0.00393 \text{ (fracción mol EtOH fondos)}$$

$$M_{\text{mezcla fondos}} = 18.110 \text{ Kg / Kmol (peso molecular promedio fondos)}$$

Para conocer las cantidades de destilado y fondos tenemos que resolver el siguiente sistema de ecuaciones.

$$8,590.424 \text{ Kmol / Hr} = D + W$$

$$1. - 8,590.469 (0.040) = D (0.3698) + W (0.00393) - \text{EtOH}$$

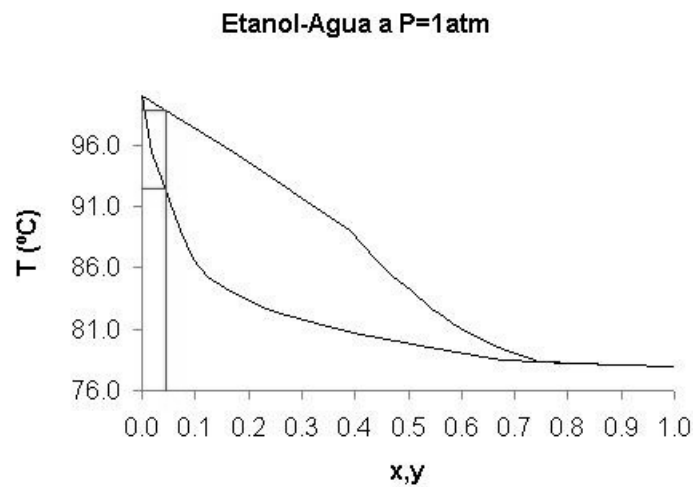
$$2. - 8,590.469 (0.960) = D (0.6302) + W (0.99607) - \text{Agua}$$

Obtenemos:

$$W = 7,743.480 \text{ Kmol / Hr} = 140,234.422 \text{ Kg / Hr}$$

$$D = 846.943 \text{ Kmol / Hr} = 24,015.937 \text{ Kg / Hr}$$

Para continuar el diseño de la torre tomamos la temperatura de punto de burbuja y rocío del diagrama Txy para Etanol - Agua a 1 atm de presión. En la mezcla de alimentación $z_f = 0.040$



Grafica III.9.- Diagrama Txy para Etanol – Agua, 1 atm de presión.

$$T_{\text{punto burbuja}} = 92.5^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{punto de rocío}} = 98^{\circ}\text{C}$$

Calculamos el calor latente de evaporación a 92.5°C

$$\lambda_{\text{EtOH } 78.5^{\circ}\text{C}} = 837.855 \text{ KJ / Kg}$$

$$\lambda_{\text{Agua } 100^{\circ}\text{C}} = 2,256.327 \text{ KJ / Kg}$$

Utilizamos la ecuación de Watson de temperaturas reducidas. Smith Van Ness. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. Pag 141

$$\frac{\lambda_2}{\lambda_1} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38}$$

$$\lambda_{\text{EtOH } 92.5^{\circ}\text{C}} = 837.855 \text{ KJ/Kg} \left(\frac{1 - 0.5435}{1 - 0.5642} \right)^{0.38} = 852.759 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_{\text{Agua } 92.5^{\circ}\text{C}} = 2,256.327 \text{ KJ/Kg} \left(\frac{1 - 0.5672}{1 - 0.5766} \right)^{0.38} = 2,281.040 \text{ KJ/Kg}$$

Ahora calculamos calores específicos de cada sustancia y de la mezcla

$$\text{SpHt}_{\text{EtOH líquido}} = 2,460 \text{ J / Kg } ^{\circ}\text{C}$$

$$\text{SpHt}_{\text{Agua líquida}} = 4,187 \text{ J / Kg } ^{\circ}\text{C}$$

$$\text{SpHt}_{\text{Mezcla líquida}} = 4,117.92 \text{ J / Kg } ^{\circ}\text{C}$$

Temperatura de diseño de entrada a la torre, $T = 60^{\circ}\text{C}$

Temperatura de diseño de residuos, $T = 40^{\circ}\text{C}$

Calculamos la entalpía de mezcla y la entalpía de vapor

$$H_{\text{Mezcla líquida Ref. } 60^{\circ}\text{C}} = 4.117 \text{ KJ / Kg } ^{\circ}\text{C} (92.5 - 60) (19,120 \text{ Kg/ Kmol})$$

$$H_{\text{Mezcla líquida Ref. } 60^{\circ}\text{C}} = 2,558.303 \text{ KJ / Kmol}$$

$$H_{\text{vapor Ref. } 98^{\circ}\text{C}} = 0.04 [2.46 (46) (98-60) + 852.759(46)] + 1-0.04 [4.187(18) (98-60) + 2,281.04 (18)]$$

$$H_{\text{vapor Ref. } 98^{\circ}\text{C}} = 43,906.801 \text{ KJ / Kmol}$$

$$\frac{\text{calor para saturación}}{\text{calor de vaporización}} = \frac{H_{\text{Vapor Saturado Ref. } 98^{\circ}\text{C}}}{H_{\text{Vapor Saturado Ref. } 98^{\circ}\text{C}} - H_{\text{Mezcla Ref. } 60^{\circ}\text{C}}} = \frac{43,906.801 \text{ KJ/Kmol}}{43,906.801 \text{ KJ/Kmol} - 2,558.303 \text{ KJ/Kmol}} = 1.06$$

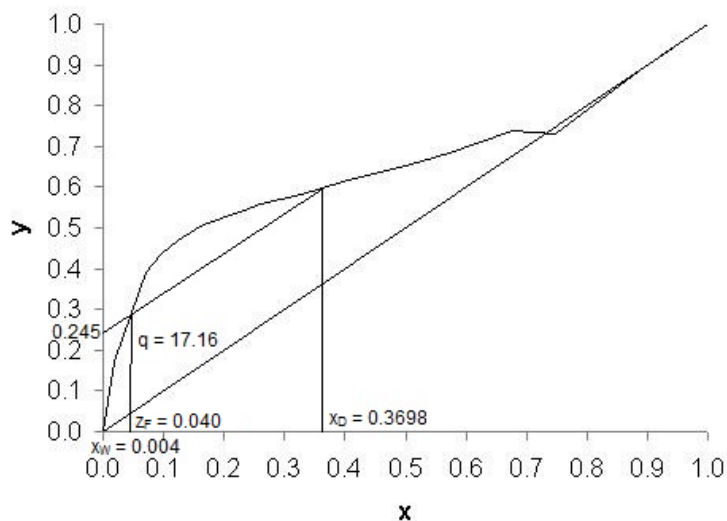
Básicamente se obtiene el mismo valor si se considerará el calor de solución. Por lo tanto

$$q = 1.06/1.06 - 1$$

$$q = 17.16 \text{ (pendiente)}$$

Ahora de la gráfica xy para Etanol – Agua, 1 atm de presión; graficamos x_D , x_W y z_F para encontrar la siguiente relación:

Etanol-Agua a P=1atm



Grafica III.10.- Diagrama xy para Etanol – Agua, 1 atm de presión.

$$\frac{X_D}{R_M + 1} = 0.245$$

$R_M = 0.5093$ mol Reflujo / mol D

$R = R_M \times 1.5 = 0.5093$ mol Reflujo / mol D (1.5)

$R = 0.764$ mol Reflujo / mol D

Calculamos los efluentes:

$L = L_0 = RD = 0.764$ Kmol R / Kmol D (846.943 Kmol D / Hr)

$L_0 = 647.064$ Kmol / Hr

$G = D(R+1) = 846.943$ Kmol D/ Hr (0.764 +1)Kmol R / Kmol D

$G = 1,494.007$ Kmol / Hr

$\dot{L} = qF + L = 1.061 (8,590.424 \text{ Kmol / Hr}) + 647.064$ Kmol / Hr

$\dot{L} = 9,761.503$ Kmol / Hr

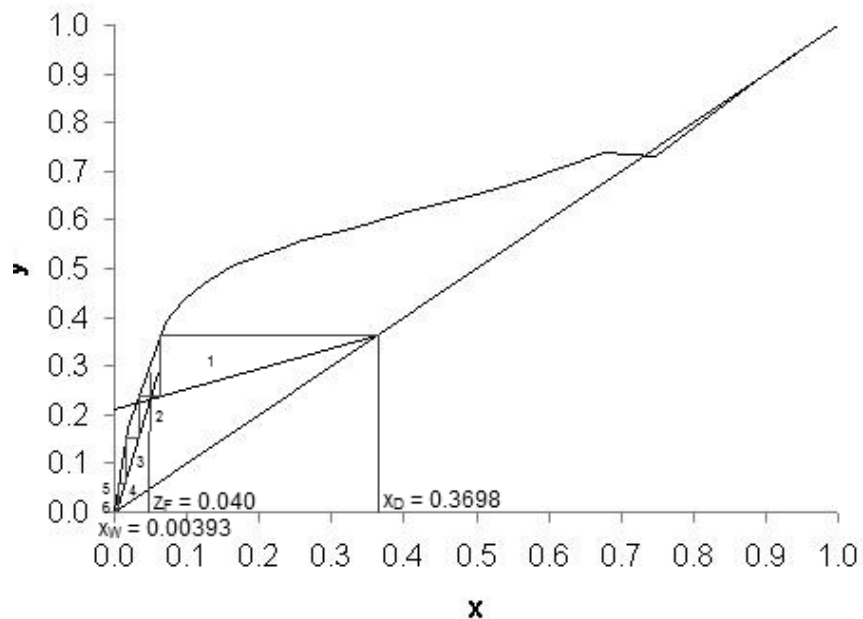
$\hat{G} = F(q-1) + G = 8,590.424 \text{ Kmol/Hr}(1.061 -1) + 1,494.007$ Kmol/Hr

$\hat{G} = 2,018.022$ Kmol/Hr

Ahora con el valor real de R (Reflujo) calculamos la relación $x_D/R+1$ y con la grafica xy de etanol - agua trazamos las líneas de operación en la zona de agotamiento y enriquecimiento, para así calcular el número de etapas teóricas,

$$\frac{X_D}{R + 1} = 0.2096$$

Etanol-Agua a P=1 atm



Grafica III.11.- Diagrama xy para Etanol – Agua, 1 atm de presión.

De la gráfica obtenemos 6 etapas teóricas (platos) incluyendo el rehervidor

Número de platos ideales = 5

Plato de alimentación = 2

Ahora con balance de transferencia de masa podemos dimensionar la torre

Empezamos con las propiedades del vapor y el líquido en condiciones de entrada

$$M_{Gas} = 23.868 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\delta_{Gas} = 0.790 \text{ Kg/m}^3$$

$$Q = 17.008 \text{ m}^3/\text{seg} \text{ (flujo de vapor)}$$

$$M_{Liq} = 19.107 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\delta_{Liq} = 991.2 \text{ Kg/m}^3$$

$$q = 0.0522 \text{ m}^3/\text{seg} \text{ (flujo del líquido)}$$

Criterios de diseño mecánico

Perforaciones de plato $d_0 = 4.5 \text{ mm}$ (distribución en triángulo equilátero con distancia entre orificios de 12 mm entre los centros de los orificios)

Hoja metálica de 2 mm de espesor (0.078 in)

Espaciamiento entre platos $t = 0.50 \text{ m}$

$$\frac{A_0}{A_a} = \frac{\text{Área del orificio}}{\text{Área activa}} = 0.907 \left(\frac{d_0}{P'} \right)^2$$
$$\frac{A_0}{A_a} = 0.1275$$
$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\delta_{Gas}}{\delta_{Liq}} \right)^{0.5} = \frac{q \delta_{Liq}}{Q \delta_{Gas}} \left(\frac{\delta_{Gas}}{\delta_{Liq}} \right)^{0.5} = \frac{q}{Q} \left(\frac{\delta_{Liq}}{\delta_{Gas}} \right)^{0.5} = 0.1087$$

Como la correlación es > 0.1

Utilizamos la tabla 6.2 de Treybal Operaciones de transferencia de masa. Pag. 224

$$\alpha = 0.0744t + 0.01173 = 0.0744 (0.5 \text{ m}) + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304t + 0.015 = 0.0304 (0.5 \text{ m}) + 0.015$$

$$\alpha = 0.0489$$

$$\beta = 0.0302$$

$$C_F = \left[\alpha \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\delta_{Gas}}{\delta_{Liq}} \right)^{0.5}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0.020} \right)^{0.2} = 0.0888$$

$$C_F = 0.0888$$

Calculamos la velocidad de inundación al 80%

$$V_F = \left(\frac{\delta_{Liq} - \delta_{Gas}}{\delta_{Gas}} \right)^{0.5}$$

$$V_F = 3.144 \text{ m/seg (0.8)}$$

$$V_F = 2.51 \text{ m/seg}$$

$$A_n = Q/V = 17.008 \text{ m}^3/\text{seg} / 2.51 \text{ m/seg}$$

$$A_n = 6.760 \text{ m}^2$$

De la tabla 6.1 Treybal Operaciones de transferencia de masa. pag. 183. Área del plato utilizada por el vertedero a un 8.808%, $W = 0.7T$

$$A = \frac{A_n}{1 - 0.08808} = 7.413 \text{ m}^2$$

$$T = \left[\frac{4(7.413 \text{ m}^2)}{\pi} \right]^{0.5} = 3.078 \text{ m}$$

$$T = 3.1 \text{ m (Diámetro de la torre)}$$

$$A_{\text{Corregida}} = 7.517 \text{ m}^2$$

$$W = 2.17 \text{ m}$$

$$A_d = 0.6647 \text{ m}^2 \text{ (Área de sección transversal del vertedero)}$$

De la tabla 6.1 de Treybal Operaciones de transferencia de masa pag.183. Tomamos el espaciamiento recomendable entre platos para diámetros de torre entre 3 - 4 m = 0.75 m

$$H_{\text{Torre}} = 6(0.75 \text{ m})$$

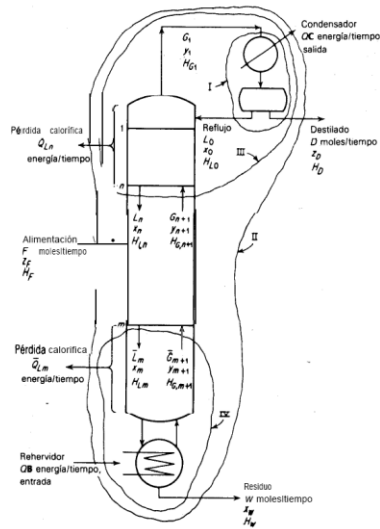
$$H_{\text{Torre}} = 4.5 \text{ m (Altura de torre aproximada)}$$

Caída de presión normal por plato

$$P_{\text{Total}} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Caída de presión} = 500 - 800 \text{ N/m}^2 \text{ (0.07 - 0.012 lb/in}^2\text{)}$$

Diseño torre de rectificación (Destilación)



Grafica III.12.- Modelo general de para diseño de torres de destilación. Treybal. Operaciones de transferencia de masa. Pag. 402.

Diseñar una torre de destilación para obtener una solución Etanol – Agua 90% - 10%

Alimentación - 60 % p/p Etanol – 40 % Agua

$P = 1 \text{ atm}$

Destilado 60 % p/p EtOH

Fondos 1 % p/p EtOH

Diseño de Reflujo 1.5 veces el mínimo

Empezamos el diseño de la torre con el balance de transferencia de masa, para conocer las cantidades que entran a la torre para así poder realizar el diseño mecánico de la torre.

Tenemos que:

$$F = 1,108.605 \text{ Kmol / Hr}$$

$$z_F = 0.3698 \text{ (fracción mol EtOH en la alimentación)}$$

$$M_{\text{mezcla alimentación}} = 28.356 \text{ Kg / Kmol (peso molecular promedio en la alimentación)}$$

$$x_D = 0.7788 \text{ (fracción mol EtOH destilado)}$$

$$M_{\text{mezcla destilado}} = 39.808 \text{ Kg / Kmol (peso molecular promedio destilado)}$$

$$x_W = 0.00393 \text{ (fracción mol EtOH fondos)}$$

$$M_{\text{mezcla fondos}} = 18.110 \text{ Kg / Kmol (peso molecular promedio fondos)}$$

Para conocer las cantidades de destilado y fondos tenemos que resolver el siguiente sistema de ecuaciones.

$$1,108.605 \text{ Kmol / Hr} = D + W$$

$$1. - 1,108.605 (0.3698) = D (0.7788) + W (0.00393) - \text{EtOH}$$

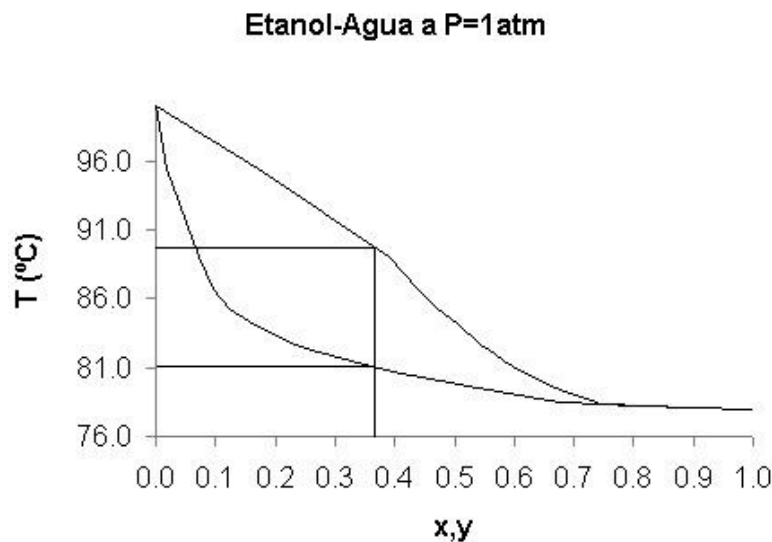
$$2. - 1,108.605 (0.6302) = D (0.2212) + W (0.99607) - \text{Agua}$$

Obtenemos:

$$W = 585.151 \text{ Kmol / Hr} = 10,597.084 \text{ Kg/ Hr}$$

$$D = 523.453 \text{ Kmol / Hr} = 20,837.650 \text{ Kg / Hr}$$

Para continuar el diseño de la torre tomamos la temperatura de punto de burbuja y rocío del diagrama Txy para Etanol - Agua a 1 atm de presión. En la mezcla de alimentación $z_f = 0.040$



Grafica III.13.- Diagrama Txy para Etanol – Agua, 1 atm de presión.

$$T_{\text{punto burbuja}} = 81.5^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{punto de rocío}} = 89.5^{\circ}\text{C}$$

Calculamos el calor latente de evaporación a 81.5°C

$$\lambda_{\text{EtOH } 78.5^{\circ}\text{C}} = 837.855 \text{ KJ / Kg}$$

$$\lambda_{\text{Agua } 100^{\circ}\text{C}} = 2,256.327 \text{ KJ / Kg}$$

Utilizamos la ecuación de Watson de temperaturas reducidas. Smith Van Ness. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. Pag 141

$$\frac{\lambda_2}{\lambda_1} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38}$$

$$\frac{X_D}{R_M + 1} = 0.450$$

$R_M = 0.730$ mol Reflujo / mol D

$R = R_M \times 1.5 = 0.730$ mol Reflujo / mol D (1.5)

$R = 1.096$ mol Reflujo / mol D

Calculamos los efluentes:

$L = L_0 = RD = 1.096$ Kmol R / Kmol D (523.453 Kmol D / Hr)

$L_0 = 573.704$ Kmol / Hr

$G = D(R+1) = 523.453$ Kmol D/ Hr (1.096 +1)Kmol R / Kmol D

$G = 1,097.157$ Kmol / Hr

$\dot{L} = qF + L = 1.052$ (1,108.605 Kmol / Hr) + 573.704 Kmol / Hr

$\dot{L} = 1,739.956$ Kmol / Hr

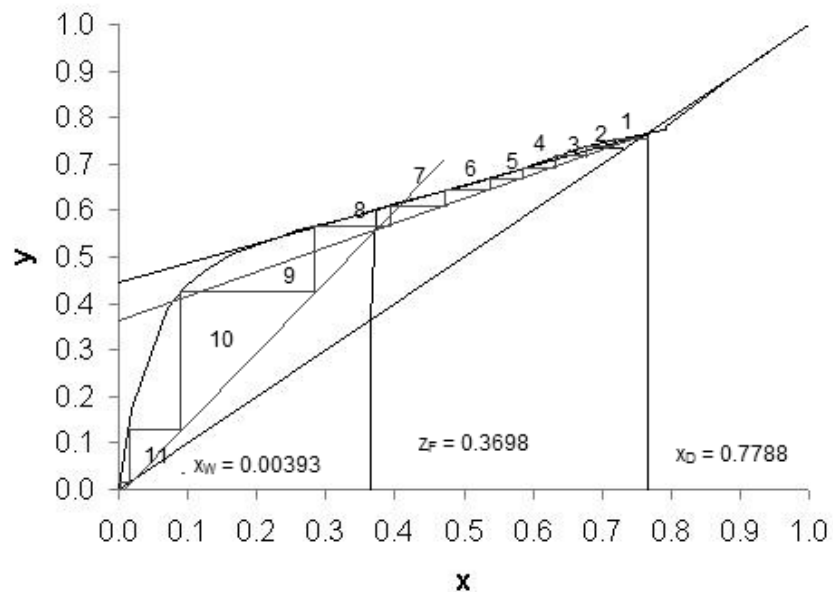
$\hat{G} = F(q-1) + G = 1,108.605$ Kmol/Hr(1.052 -1) + 1,097.157 Kmol/Hr

$\hat{G} = 1,154.804$ Kmol/Hr

Ahora con el valor real de R (Reflujo) calculamos la relación $x_D/R+1$ y con la grafica xy de etanol - agua trazamos las líneas de operación en la zona de agotamiento y enriquecimiento, para así calcular el número de etapas teóricas,

$$\frac{X_D}{R + 1} = 0.3715$$

Etanol-Agua a P=1atm



Grafica III.15.- Diagrama xy para Etanol – Agua, 1 atm de presión.

De la gráfica obtenemos 11 etapas teóricas (platos) incluyendo el rehervidor

Número de platos ideales = 10

Plato de alimentación = 8

Ahora con balance de transferencia de masa podemos dimensionar la torre

Empezamos con las propiedades del vapor y el líquido en condiciones de entrada

$$M_{Gas} = 28.379 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\delta_{Gas} = 0.9524 \text{ Kg/m}^3$$

$$Q = 9.556 \text{ m}^3/\text{seg} \text{ (flujo de vapor)}$$

$$M_{Liq} = 28.356 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\delta_{Liq} = 939.067 \text{ Kg/m}^3$$

$$q = 0.01459 \text{ m}^3/\text{seg} \text{ (flujo del líquido)}$$

Criterios de diseño mecánico

Perforaciones de plato $d_0 = 3 \text{ mm}$ (distribución en triángulo equilátero con distancia entre orificios de 12 mm entre los centros de los orificios)

Hoja metálica de 2 mm de espesor (0.078 in)

Espaciamiento entre platos $t = 0.50 \text{ m}$

$$\frac{A_0}{A_a} = \frac{\text{Área del orificio}}{\text{Área activa}} = 0.907 \left(\frac{d_0}{P'} \right)^2$$

$$\frac{A_0}{A_a} = 0.0566$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\delta_{Gas}}{\delta_{Liq}} \right)^{0.5} = \frac{q \delta_{Liq}}{Q \delta_{Gas}} \left(\frac{\delta_{Gas}}{\delta_{Liq}} \right)^{0.5} = \frac{q}{Q} \left(\frac{\delta_{Liq}}{\delta_{Gas}} \right)^{0.5} = 0.04794$$

Como la correlación es menor 0.1

Utilizamos la tabla 6.2 de Treybal Operaciones de transferencia de masa. Pag. 224

$$\alpha = 0.0744t + 0.01173 = 0.0744 (0.5 \text{ m}) + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304t + 0.015 = 0.0304 (0.5 \text{ m}) + 0.015$$

$$\alpha = 0.0489$$

$$\beta = 0.0302$$

$$C_F = \left[\alpha \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\delta_{Gas}}{\delta_{Liq}} \right)^{0.5}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0.020} \right)^{0.2} = 0.10883$$

$$C_F = 0.10883$$

Calculamos la velocidad de inundación al 80%

$$V_F = \left(\frac{\delta_{Liq} - \delta_{Gas}}{\delta_{Gas}} \right)^{0.5}$$

$$V_F = 3.4155 \text{ m/seg (0.8)}$$

$$V_F = 2.7324 \text{ m/seg}$$

$$A_n = Q/V = 9.556 \text{ m}^3/\text{seg} / 2.7324 \text{ m/seg}$$

$$A_n = 3.497 \text{ m}^2$$

De la tabla 6.1 Treybal Operaciones de transferencia de masa. pag. 183. Área del plato utilizada por el vertedero a un 8.808%, $W = 0.7T$

$$A = \frac{A_n}{1 - 0.08808} = 3.834 \text{ m}^2$$

$$T = \left[\frac{4(3.834 \text{ m}^2)}{\pi} \right]^{0.5} = 2.20 \text{ m}$$

$$T = 2.2 \text{ m (Diámetro de la torre)}$$

$$A_{\text{Corregida}} = 3.801 \text{ m}^2$$

$$W = 1.54 \text{ m}$$

$$A_d = 0.3348 \text{ m}^2 \text{ (Área de sección transversal del vertedero)}$$

De la tabla 6.1 de Treybal Operaciones de transferencia de masa pag.183. Tomamos el espaciamiento recomendable entre platos para diámetros de torre entre 1-3 m = 0.6 m

$$H_{\text{Torre}} = 10(0.6 \text{ m})$$

$$H_{\text{Torre}} = 6.6 \text{ m (Altura de torre aproximada)}$$

Caída de presión normal por plato

$$P_{\text{Total}} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Caída de presión} = 500 - 800 \text{ N/m}^2 \text{ (0.07 - 0.012 lb/in}^2\text{)}$$