



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN**

**“ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA
PRODUCTORA DE 1,3-BUTADIENO A TRAVÉS DE UN
MEDIO ORGÁNICO: ALCOHOL ETÍLICO”.**

TESIS

PARA OBTENER EL TÍTULO:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

ABRAHAM ALCÁNTARA LÓPEZ

ASESOR: I.Q. RAFAEL GARCÍA NAVA

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO MEX.

2012



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
 UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
 DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

C. D. A. H.
 ASUNTO: VOTO APROBATORIO
 SUPERIORES CUAUTITLÁN

DRA. SUEMI RODRÍGUEZ ROMO
 DIRECTORA DE LA FES CUAUTITLÁN
 PRESENTE



ATN: L.A. ARACELI HERRERA HERNÁNDEZ
 Jefa del Departamento de Exámenes
 Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el Art. 28 del Reglamento de Exámenes Profesionales nos permitimos comunicar a usted que revisamos la: TESIS
Estudio técnico – económico de una planta productora de 1,3-butadieno a través de un medio orgánico: alcohol etílico

Que presenta el pasante: Abraham Alcántara López
 Con número de cuenta: 30301683-8 para obtener el Título de: Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE
 “POR MI RAZA HABLARA EL ESPÍRITU”
 Cuautitlán Izcalli, Méx. a 30 de Abril de 2012.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	IQ. Rafael García Nava	
VOCAL	IQ. Rafael De Celis Contreras	
SECRETARIO	Dr. Ricardo Paramont Hernández García	
1er SUPLENTE	IQ. Paula Alvarez Fernández	
2do SUPLENTE	IQ. Ismael Nuñez Barrón	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 120).
 HHA/pm

Agradecimientos

Quiero expresar mi sincero agradecimiento a mi asesor, Ing. Rafael García Nava, por su orientación y apoyo. Ha sido un privilegio y placer ser su estudiante.

A mis padres y hermanos su confianza y apoyo que fue muy estimulante, merecen un fraternal agradecimiento por su incondicional apoyo, el cual nunca podre agradecer lo suficiente.

Deseo agradecer a mis compañeros y amigos de licenciatura, estoy en deuda con muchos colegas por discusiones estimulantes durante la realización de mi preparación.

Por último, pero no en importancia a todas las personas que de uno u otro modo colaboraron en la realización de este trabajo.

“Estudio técnico-económico de una planta productora de 1,3-butadieno a través de un medio orgánico: alcohol etílico”.

Índice Temático.

Sinopsis.

Capítulo I. Principios de 1,3-butadieno. [8]

1.1 Introducción.

1.2 Concepto de butadieno.

- Familia.
- Estructura.
- Propiedades.

1.3 Principales usos.

1.4 Riesgo y manejo.

Capítulo II. Estudio de Mercado de 1,3-Butadieno. [17]

2.1 Análisis de mercado.

2.2 Análisis de Industria de Huleplásticos.

Capítulo III. Selección de tecnología para producción de 1,3-butadieno. [30]

3.1 Tipos de procesos.

3.2 Descripción de procesos.

3.3 Selección del proceso.

Capítulo IV. Proyecto butadieno en México. [47]

4.1 Objetivo de proyecto.

4.2 Alcance de proyecto.

4.3 Bases de diseño.

4.4 Descripción de proceso y diagrama de bloques proceso.

4.5 Diagrama de flujo de proceso.

4.6 Balance de materia y energía de proceso.

4.6 Hojas de especificación de equipos.

4.7 Diagramas de tuberías e instrumentación de proceso (DTI).

- 4.8 Consumo eléctrico.
- 4.9 Plano de localización general de planta (Lay out Planta).
- 4.10 Plano de localización general de equipo (Lay out Equipo).
- 4.11 Especificación servicios auxiliares.
- 4.12 Balance de materia y energía de servicios auxiliares.

Capítulo V. Evaluación Económica. [96]

- 5.1 Consumos e insumos.
- 5.2 Personal requerido.
- 5.3 Plan global de inversiones.
- 5.2 Costo de operación y rentabilidad.
- 5.3 Punto de equilibrio.
- 5.4 Flujo de efectivo.
 - Flujo de efectivo para la construcción.
 - Flujo de operación.
- 5.6 Balance de activos.
- 5.7 Tasa interna de retorno.

Capítulo VI. Análisis final del Proyecto. [125]

- 6.1 Conclusiones generales.
- 6.2 Conclusiones particulares.

Referencias. [130]

Anexos. [133]

Índice de Anexos.

- a) Anexos Bases de diseño. [134]**
- i. Capacidad de planta.*
 - ii. Localización de planta.*
 - iii. Terreno Industrial.*
- b) Anexos Metodología Memoria de Cálculo. [137]**
- i. Metodología: Reactor de conversión.*
 - ii. Metodología: Recipientes Horizontales.*
 - iii. Metodología: Recipientes Verticales.*
 - iv. Metodología: Tanques Atmosféricos.*
 - v. Metodología: Intercambiador de calor contra flujo.*
 - vi. Metodología: Compresor.*
 - vii. Metodología: Equipo de bombeo.*
 - viii. Metodología: Dimensionamiento de tubería de proceso.*
 - Algoritmo Sistema compresible.
 - Algoritmo Sistema incompresible.
 - Algoritmo Sistema dos fases.
 - ix. Metodología: Servicios auxiliares.*
 - Sistema agua de enfriamiento.
 - Ciclos de refrigeración mecánica.
 - Memoria Generación de vapor.
 - Torre de destilación, separador de la mezcla agua y alcohol etílico.
 - Almacenamiento de hidrogeno molecular.
 - Equipos especiales en planta y consumo eléctrico de servicios Auxiliares.
 - x. Memoria de cálculo: Estimación de costos.*
- c) Tabla de criterios para dimensionar tuberías y bombas. [185].**
- d) Tubería de proceso y servicios auxiliares clasificación de materiales por servicio, (Especificación general). [187].**
- e) Anexo precio de KWH. [188].**
- f) Anexo índice Marsh. [189].**

Objetivo:

Esta tesis tiene como objetivo proponer una evaluación técnica económica de una planta productora de 1,3-butadieno (Divinilo), a través de procedimientos teóricos y analíticos en Ingeniería, enfocado a un sector de la industria de la transformación, para resolver las necesidades de una materia prima no existente en México.

Sinopsis.

En esta tesis se propone de manera dinámica una evaluación técnico económica de una planta productora de 1,3-butadieno (Divinilo), a través de procedimientos teóricos y analíticos sobre una rama de Ingeniería enfocado a un sector de la industria de la transformación, en específico la Industria Hulera.

Se propone utilizar el conocimiento de Ingeniería para dar una evaluación de producción en el mercado, control y soporte de proceso, así para tener una cifra significativa de cuanto puede llegar a valer en el mercado dicha propuesta de una planta productora.

Sobresalen dentro de este análisis los conceptos de Seguridad, Factor Ambiental y Factor Operativo ya que estos tres tienen una influencia específica en el asegurar que ciertos valores de los parámetros se mantienen dentro ciertos rangos de operación y controlar la calidad del producto (en el proceso), y en el proyecto ya que debido a ellos se debe manipular el orden y dimensiones del mismo.

Para la ejecución de este trabajo se hace mención de las herramientas tales como son software Microsoft Visio, Microsoft Project, PRO III/6.0 (Process Engineering Suite), Auto Cad Mechanical Desktop y métodos de análisis del tipo causa efecto.

Capítulo I.

Principios de 1,3-butadieno.

En este capítulo se pretende dar información básica sobre la descripción, uso, manejo, condiciones específicas sobre seguridad, así como características y cualidades del 1,3-butadieno, para tener referencia, noción y conocimiento sobre este producto, tratado e importancia del mismo.

Capítulo I. Principios de 1,3-butadieno.

1.1 Introducción.

En la industria de transformación existen elementos básicos llamados materias primas, se utilizan para llegar a un producto final o deseado, el cual es de importancia en el mercado pues tiene un uso y un impacto en el consumidor, en esta tesis se pretende obtener uno de estos elementos básicos: 1,3-butadieno.

En la industria química cerca del 75% del 1,3-butadieno que se manufactura se usa para fabricar hule sintético. El hule sintético es usado extensamente en neumáticos para automóviles, camiones, zapatos, juguetes, refracciones, etc.

El 1,3-butadieno también se usa para fabricar plásticos, entre los que se incluyen los acrílicos, de igual manera para fabricar látex. La gasolina contiene pequeñas cantidades de 1,3-butadieno.

El hule de poli-butadieno posee buena impermeabilidad al agua y a los gases, sin embargo, es inferior al hule natural en cuanto a su elasticidad y resistencia al desgaste. Actualmente la industria produce una serie de hules sintéticos basados en 1,3-butadieno.

Se caracterizan por alta resistencia mecánica, alta estabilidad química, por ser especialmente estables a la acción de los disolventes, etc. Depende de su formulación.

Cada uno de estos hules encuentra su aplicación en correspondencia con sus propiedades y materiales.

1.2 Concepto.

El químico 1,3-butadieno (BD), es un gas incoloro, no corrosivo e inflamable con un ligero olor aromático a temperatura y presión ambiente.

- **Familia.**

Pertenece a la familia de dienos, se nombran por medio del sistema IUPAC en la misma forma que los alquenos, excepto que se usa la terminación “dieno” con dos números para indicar las posiciones de ambos dobles enlaces.

Ejemplos:

- $\text{CH}_2 = \text{CH} - \text{CH} = \text{CH}_2 \rightarrow$ 1,3-butadieno o divinilo
- $\text{CH}_2 = \text{CH} - \text{CH}_2 - \text{CH} = \text{CH}_2 \rightarrow$ 1,4-pentadieno

Isomería.

Se puede producir isomería:

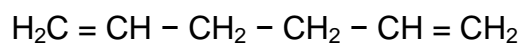
- Por la ramificación del esqueleto.
- Por la posición de dos enlaces.
- Entre los dienos y alquinos.

Los dienos se dividen en tres clases importantes, de acuerdo con la distribución de sus dobles enlaces:

1. De las uniones dobles que alternan con enlaces simples se dice que están conjugados.



2. Las dobles uniones separadas por más de un enlace simple se denominan aislados.

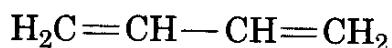


3. Un tercer tipo de dienos, tienen dobles enlaces acumulados; se les conoce como alenos.



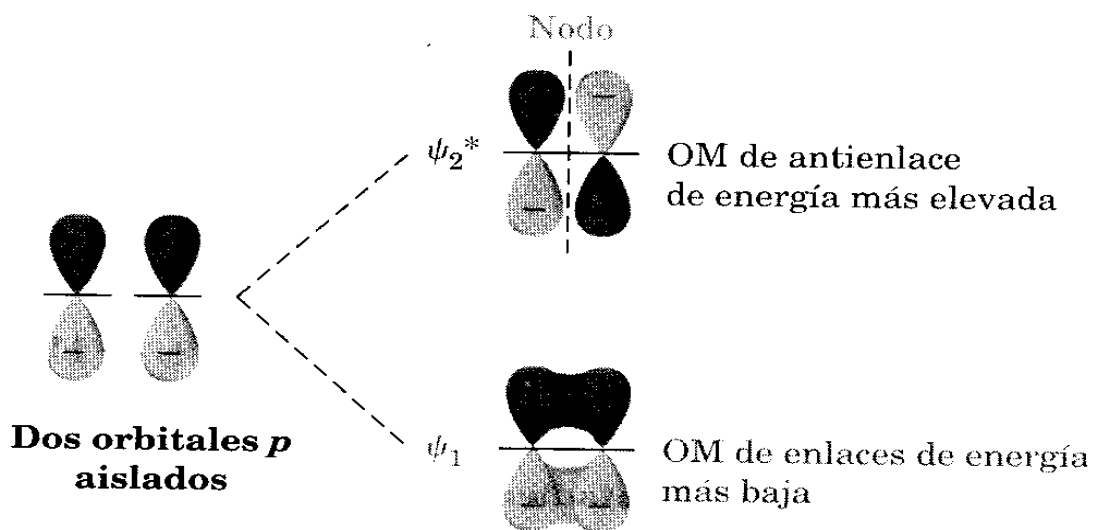
- **Estructura.**

Los enlaces múltiples que intercalan con enlaces sencillos se llaman “enlaces conjugados”, así el 1,3-butadieno es un dieno conjugado, por lo cual su hibridación sp^2 los electrones están más cerca del núcleo y los enlaces son más cortos y fuertes, así que su estabilidad se debe al carácter “S” de los orbitales sp^2 de los dienos conjugados.



Enlace generado por el traslape de los orbitales sp^2 y sp^2

Otra propiedad para que sean muy estables estos dienos conjugados es la interacción entre los orbitales π de los dos dobles enlaces. Cuando dos orbitales atómicos p se combinan y forman un enlace π , resultan dos o más enlaces moleculares π . Uno con mayor energía por consiguiente el otro con menor energía por ello los electrones ocupan un orbital con menor energía y esto los hace más estables.



- **Propiedades.**

Las principales propiedades físicas son; fórmula química de C_4H_6 , peso molecular de 54.1 lb/lb mol, punto de ebullición $23.54\text{ }^\circ\text{F}$ a 14.696 lb/in^2 , su densidad de vapor es casi el doble de la del aire, se puede licuar fácilmente a 23°F es muy explosivo, pues tiene un límite explosivo inferior de 2% y un límite explosivo superior de 11.5%.

Es ligeramente soluble en agua, algo soluble en metanol y etanol y fácilmente soluble en solventes orgánicos menos polares tales como hexano, benceno y tolueno.

Con esta misma estructura es altamente reactivo, dimeriza a 4-vinilciclohexano y polimeriza, si no es manejado en condiciones específicas, pues a temperatura y presión ambiental puede llevarse a cabo esta polimerización.

También posee un bajo umbral de olor, alta inflamabilidad y explosividad, se tiene que manejar con extremo cuidado en la industria. Con calor es altamente inflamable, así también se puede oxidar en el medio ambiente.

Se evapora rápidamente al aire como gas a causa de escapes durante la producción, uso, almacenamiento, transporte o disposición.

Fase Sólida (condiciones estándar 14.68 lb/in^2 , 68°C).

- Punto de fusión: -164.02°F
- Calor latente de fusión: 63.40 BTU/lb .

Fase Líquida (condiciones estándar 14.68 lb/in^2 , 68°C).

- Densidad del líquido: 40.58 lb/ft^3
- Punto de ebullición : 23.9°F
- Calor latente de vaporización: 179.47 BTU/lb .
- Presión de vapor: 35.24 lb/in^2

Punto Crítico (condiciones estándar 14.68 lb/in², 68°C).

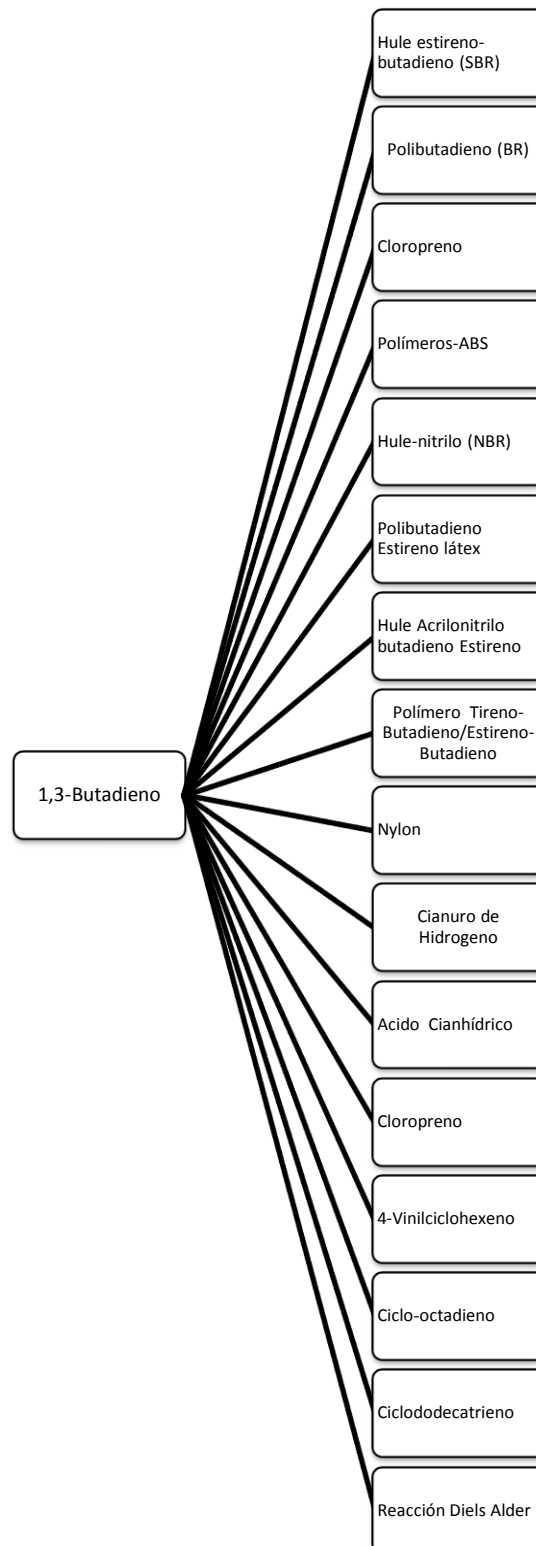
- Temperatura Crítica : 305.6°F
- Presión Crítica: 626.85 lb/in²

Fase gaseosa (condiciones estándar 14.68 lb/in², 68°C).

- Densidad del gas: 0.159 lb/ft³
- Factor de Compresibilidad (Z) : 0.9691
- Gravedad específica (aire = 1): 1.9153
- Volumen Específico: 6,90 ft³/lb
- Capacidad calorífica a presión constante (Cp): 0.079 kJ/(mol.K)
- Capacidad calorífica a volumen constante (Cv): 0.071 kJ/(mol.K)
- Razón de calores específicos (Gama: Cp/Cv): 1.119573
- Viscosidad (14.696 lb/in² y 32 °F): 0.000082 Poise
- Conductividad Térmica (14.696 lb/in² y 32 °F): 15.99 mW/(m.K)

1.3 Principales Usos.

El principal uso de este compuesto es ser una materia prima, bajo condiciones específicas se transforma en una serie de diversas y distintas sustancias, productos, compuestos, fabricados. Se muestran algunos en la siguiente relación:



1.4 Riesgo y manejo.

Riesgo a la salud.

Es un toxico 2; irritante de ojos, membranas mucosas, depresor del sistema nervioso central. Sospechoso de originar cáncer humano.

Es un irritante del tacto respiratorio y en muy altas concentraciones puede causar asfixia por desplazamiento del oxígeno del aire. Afecta al sistema nervioso, pudiendo llegar a causar inconsciencia en los casos más graves. Los síntomas son: tos, somnolencia y vértigos. Normalmente es perceptible por su fuerte olor.

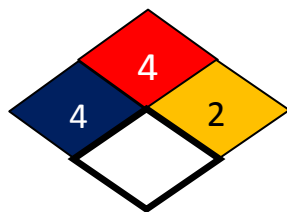
Puede originar quemaduras por congelamiento. El contacto repetido con los vapores causa irritación de la capa cutánea. Los síntomas en caso de congelamiento son: enrojecimiento muy marcado, dolor y formación de ampulas.

Se desconocen los casos por ingestión, quizá debido al fuerte olor que indica su presencia.

El contacto con el producto líquido puede causar congelaciones al evaporarse rápidamente. En estado gaseoso es un irritante moderado de las mucosas oculares. Los síntomas son: enrojecimiento, dolor y visión.

Como lo muestran los siguientes códigos es muy delicado en su cuidado y se muestra la metodología para su manejo.

Código. NFPA 704



ONU-DOT



Manejo:

Se usara un sistema de circuito cerrado para el muestreo de cilindros, el uso de juntas mecánicas duales para controlar escapes de bombas con fugas, el uso de indicadores magnéticos para supervisar las operaciones de llenado de tote, vagones y el uso de una campana de laboratorio para el vaciado de cilindros.

Se añade un estabilizador al monómero para inhibir la formación de polímero durante el almacenado. Es almacenado como líquido bajo presión, a veces refrigerado para reducir la presión, generalmente almacenado en una granja de almacenado en esferas dicadas. Es embarcado a los fabricantes de polímeros y otros usuarios mediante tuberías, barcazas, carros tanque o camiones tanque.

El almacenamiento de 1,3-butadieno como comprimido, gas licuado su utilizara un sistema a presión criogénico. Pero con el tiempo, la polimerización puede comenzar, creando una corteza de material solidificado en el interior del cilindro. Por ello se cambiara el cilindro no más de un periodo de 5 años, si no es así es probable que se libere calor, acelera la reacción, que puede dar lugar a la ruptura del cilindro. Los inhibidores anti polímeros son típicamente añadidos para reducir este riesgo tanto en el tanque de almacenamiento como en los cilindros de transporte, los cilindros butadieno todavía deben ser considerados elementos de corta vida útil.

Capítulo II.

Estudio de mercado del 1,3-butadieno.

En este capítulo se realiza un estudio del estado de 1,3-butadieno en México, en términos de consumo y producción, de esta forma se mostrara viabilidad en el mercado, así mismo también tener valores contables de este producto; como lo es el impacto e importancia en la industria de hules principalmente.

Capítulo II. Estudio de Mercado del 1,3-Butadieno.

2.1 Análisis del mercado.

En este proyecto se toma como indicador el Producto Interno Bruto, teniendo en cuenta los valores de 2008 y 2009, por ser los más cercanos en este estudio.

En la siguiente tabla se muestra la participación de la industria manufacturera y se toma como referencia ya que es esta donde se desarrollará el proyecto.

Tabla 2.1 Producto Interno Bruto (a precios de 2003, en miles de pesos)		
	2008	2009
PIB Nacional	8,928,627	8,345,648
PIB Nacional: Rama Industria manufacturera	1,567,075	1,392,740
Participación de la Industria manufacturera en el PIB Mexicano (%)	17.6	16.7

INEGI: Cuaderno de información oportuna

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

La siguiente tabla se muestra por división el PIB, cada una de las ramas de las industrias involucradas en la manufactura, teniendo en cuenta nuestra rama **Industria de plásticos y Hule**, porque en esta rama se desarrolla nuestra propuesta.

Tabla 2.2 PIB Industria manufacturera por división (a precios de 2003 miles de pesos)		
División	2008	2009
Industria Alimentaria	337,764	337,487
Industria de Bebidas y Tabaco	97,570	98,705
Fabricación Insumos Textiles	14,348	13,224
Confección de productos textiles excepto prendas de vestir	6,355	5,779
Fabricación de prendas de vestir	37,524	36,046
Fabricación de prendas de cuero y materias secundarias excepto prendas de vestir	19,518	18,247
Industria de madera	16,906	15,257
Industria del papel	34,227	33,985
Impresiones e industrias conexas	13,827	13,406
Fabricación de industrias derivados del petróleo y carbono	45,182	43,778
Industria Química	150,298	146,063
Industria de plásticos y hule	41,490	38,344
Fabricación de productos a base de minerales no metálicos	103,755	93,116
Fabricación de maquinaria y equipo	38,618	29,412
Fabricación de productos metálicos	50,792	43,268
Industrias metálicas básicas	88,180	70,894
Fabricación de equipos de computación, comunicación, medición y otros equipos, componentes y accesorios electrónicos	70,384	59,801
Fabricación de equipos de generación eléctrica, aparatos y accesorios eléctricos.	52,787.8	45,929
Fabricación de equipo transporte	204,089	197,996
Fabricación de muebles y productos relacionados.	20,747	18,878
Otras industrias manufactureras	32,715	32,648.7

INEGI: Cuaderno de información oportuna.

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Se puede observar en el renglón **Industria de plásticos y Hule** (letra en negritas y de mayor tamaño de Tabla 2.2) el valor de mercado donde se desea desarrollar esta propuesta, se tiene un potencial valor de mercado en la rama de la industria de plásticos y hules de \$ 38, 344, 000.00, también puede incluirse la parte de la Industria Química del PIB.

Como segunda parte de análisis se presenta la producción de éste producto, además del Consumo Aparente que nos representa la demanda del mercado.

Teniendo como misión primordial hacer un estudio de mercado directo se procede a presentar datos estadísticos del 1,3-butadieno, teniendo en cuenta los dos grandes productores de productos petroquímicos PEMEX y la industria Privada se expresan en dos tablas diferentes de producción:

Tabla 2.3 Producción nominal de 1,3-Butadieno en PEMEX

Plantas operación butadieno	Petroquímicas productoras	en de	Capacidad (Tn/año)	Año de Apertura
Cd. Madero Tamaulipas			55,000	1975

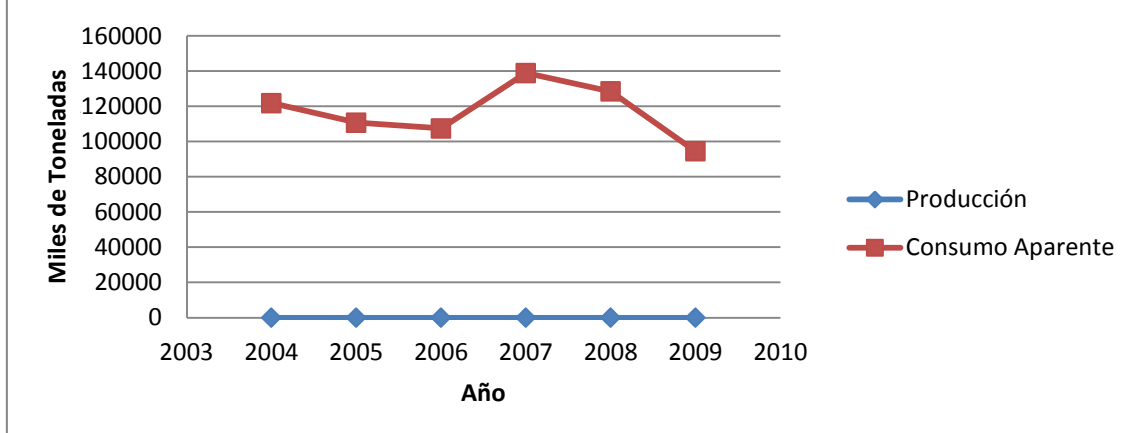
ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

**Tabla 2.4 Producción nominal de 1,3-Butadieno en
Industria Petroquímica (miles de Toneladas)**

Año	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Producción	-	-	-	-	-	-
Importación	161,573	159,388	151,602	172,254	161,896	133,076
Exportación	39,786	48,750	44,321	33,456	33,480	38,631
Consumo aparente	121,787	110,638	107,371	138,798	128,416	94,445
Índice consumo aparente	-10.9	-9.2	-30.0	29.3	-7.5	-26.5
Capacidad Instalada (mTn/ Año)	-	-	-	-	-	-

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Gráfica 2.1 Consumo Butadieno Industria Petroquímica (miles de Toneladas)



ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Esto refiere con precisión la producción total de 1,3-butadieno, no existe producción en México de 1,3-butadieno por lo cual se tiene que importar.

La planta de PEMEX de CD Madero fue vendida, en el sexenio de Lic. Ernesto Zedillo, por lo cual dejó de producirse 1,3-butadieno. Por tal motivo he elegido dar respuesta a la necesidad de esta materia prima, considerando maneras alternas a las ligadas con el craqueo del petróleo.

El 1,3-butadieno es uno de los productos más importados en México actualmente en el área de petroquímicos, como se muestra en la Tabla 2.5 Importación de productos petroquímicos. Esto no puede seguir así.

Tabla 2.5 Importación de productos petroquímicos.

Producto	Porcentaje de Importaciones año 2009
Paraxilenos	19.0
Otros	42.0
Butadieno	3.0
Etano	3.0
Etilenglicoles	4.0
Acido Acético	7.0
Metanol	5.0
Cloruro de Vinilo	8.0
Estireno	9.0
Total	100

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

El costo total por las importaciones tiene un valor total de 5614 millones de dólares, lo cual de forma porcentual representa un costo de 168.39 millones de dólares por importar 1,3-butadieno.

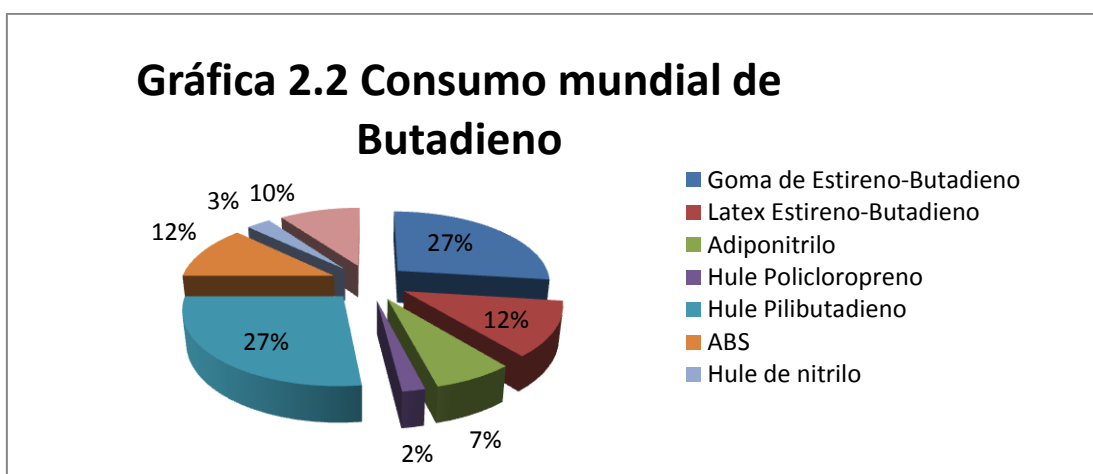
Como conclusión se puede decir de este mercado es que tiene un extraordinario potencial para ser explotado, pues existe poca producción de 1,3-butadieno y una demanda considerablemente alta.

2.2 Análisis de Industria de huleplásticos.

Considerando que el 1,3-butadieno es un producto químico intermedio y que se utiliza como componente polimérico para la producción de hules sintéticos, esta sección busca tener más impacto en mostrar la importancia del 1,3-butadieno, principalmente en el mercado de la industria de plásticos y hules.

La mayor parte de la producción de 1,3-butadieno se requiere para la fabricación de neumáticos, hules, látex, papel, calzado, adhesivos, gomas, juguetes, electrodomésticos.

Como referencia a nivel global los consumidores más importantes de butadieno son el látex de estireno-butadieno y las resinas de acrinitrilo-butadieno-estireno (ABS) que constituye en cada caso aproximadamente un 12% del consumo mundial, como muestra la grafica:

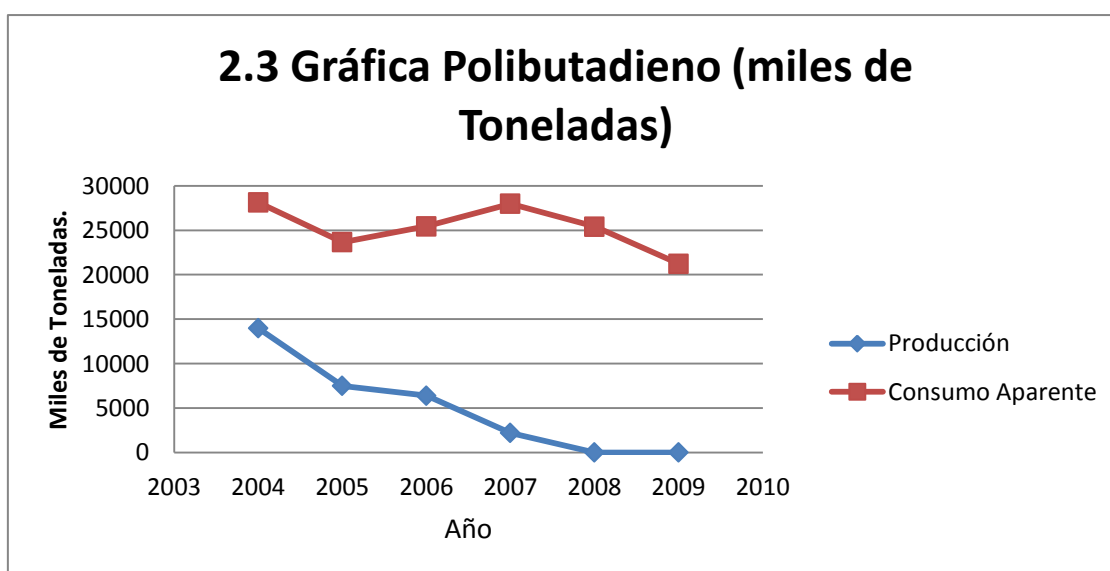


ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

A nivel nacional los consumidores (usos) de 1,3-butadieno son en polímeros, hules y látex, siendo un hule una goma elástica cubierta de materia impermeable, y un latex un material impermeable de menor resistencia a la abrasión de un hule, por lo cual me permito mostrar los balances de producción de los mismos (productos finales) con el fin de ejemplificar la importancia de este intermediario. (Son posibles mercados por ello se muestran de forma global cada uno de estos productos finales, también se muestra una tabla de aplicaciones de estos productos finales).

Tabla 2.6 Balance de Polibutadieno (miles de Toneladas).						
Año	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Producción	13,980	7,500	6,400	2,200	0	0
Importación	17,625	18,600	19,316	25,885	25,421	21,241
Exportación	3,481	2,444	272	100	3	10
Consumo aparente	28,124	23,656	25,444	27,985	25,418	21,231
Índice consumo aparente	6.3	-15.9	7.6	10.0	-9.2	-16.5
Capacidad instalada	43,000	43,000	15,000	15,000	0	0

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.



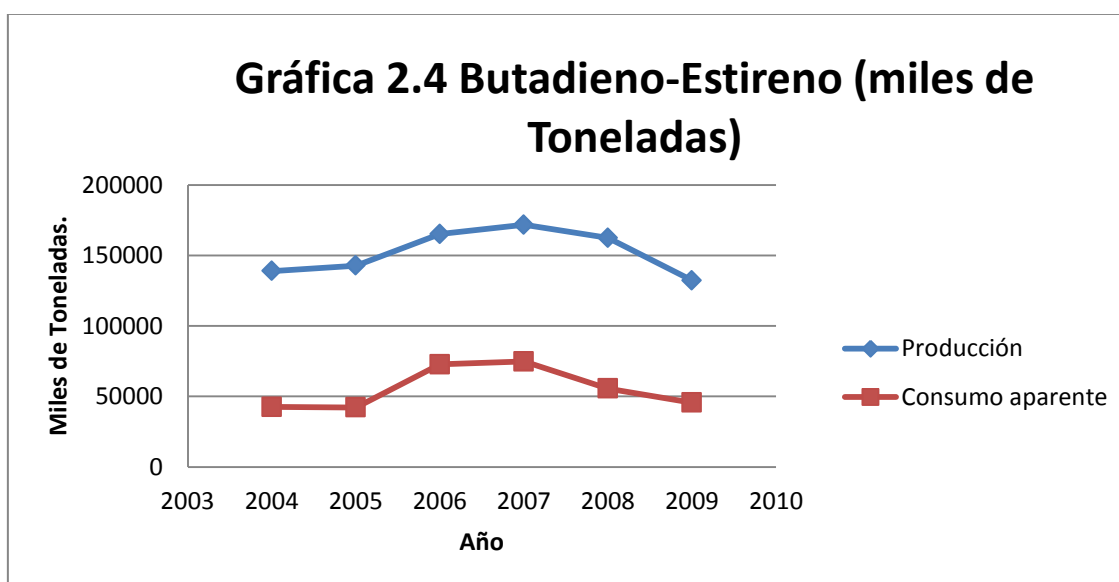
ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Tabla 2.7 Aplicación de Polibutadieno	
Aplicación	Porcentaje (%)de Uso
Hule	28
Adhesivos	3
Calzado	13
Llantas	52
Papel	4

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Tabla 2.8 Balance de PoliButadieno-Estireno (miles de Toneladas)						
Año	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Producción	138,940	142,771	165,131	171,678	162,465	132,232
Importación	19,037	27,838	32,621	33,819	28,821	22,730
Exportación	125,648	128,370	125,052	130,721	135,650	120,380
Consumo aparente	42,529	42,239	72,700	74,776	55,636	45,583
Índice consumo aparente	1.6	-0.2	72.1	2.9	-25.6	-18.1
Capacidad instalada	156,000	145,000	154,273	175,500	192,841	208,000

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.



ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Tabla 2.9 Aplicación de PoliButadieno-Estireno.

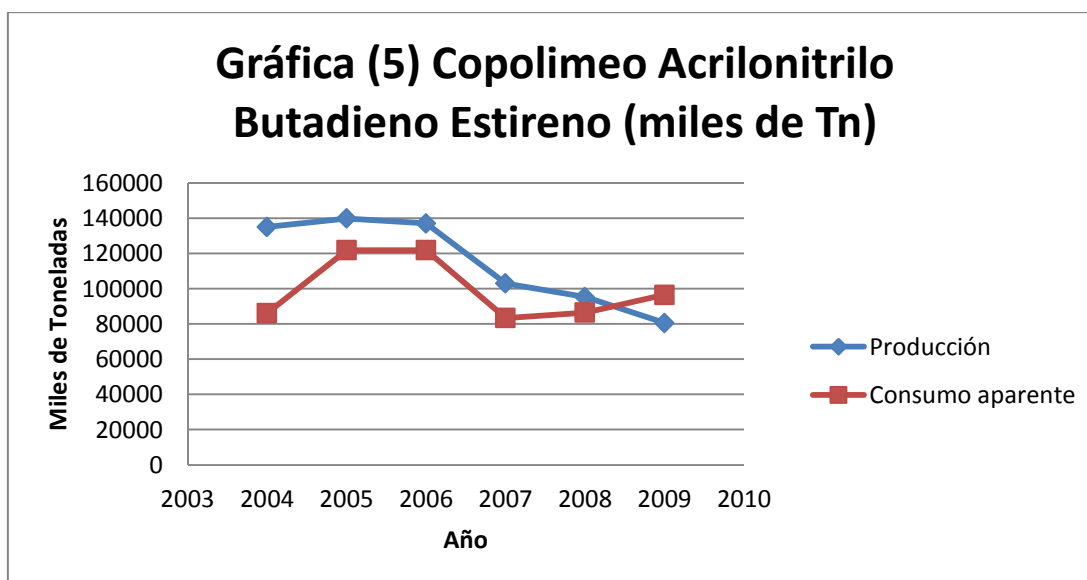
Aplicación	Porcentaje (%) de Uso
Llantas	52
Papel	4
Hule	28
Adhesivos	3
Calzado	13

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Tabla 2.10 Balance de Copolimero Acronitrilo Butadieno-Estireno (miles de Toneladas)

Año	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Producción	135,048	139,797	137,000	102,972	95,273	80,527
Importación	32,813	46,889	39,844	35,684	45,226	68,118
Exportación	81,706	65,651	54,964	55,330	54,043	52,135
Consumo aparente	86,155	121,880	121,880	83,337	86,456	96,509
Índice consumo aparente	18.0	40.5	0.7	-31.6	3.7	11.6
Capacidad instalada	160,000	160,000	160,000	160,000	160,000	128,651

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Gráfica (5) Copolimeo Acrilonitrilo Butadieno Estireno (miles de Tn)

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Tabla 2.11 Aplicación de Copolimero Acronitrilo Butadieno-Estireno

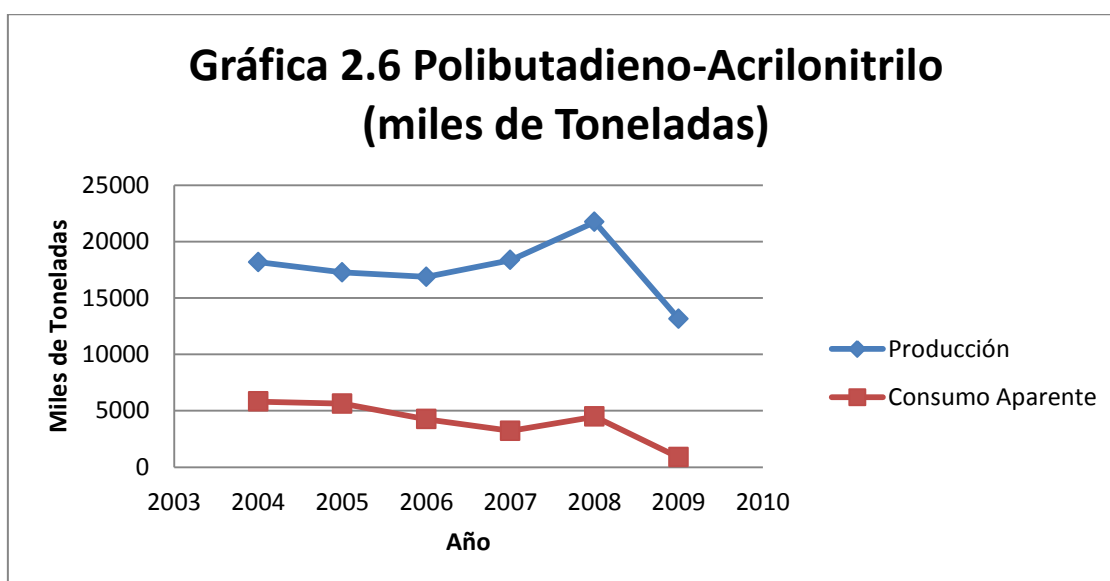
Aplicación	Porcentaje (%) de Uso
Refrigerante	40
Juguetes	18
Electrodomésticos	36
Otros	6

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Tabla 2.12 Balance Polibutadieno-Acrilonitrilo (miles de Toneladas)

Año	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Producción	18,170	17,267	16,863	18,361	21,743	13,157
Importación	1,385	1,416	1,443	1,720	1,378	1,904
Exportación	13,740	13,052	14,059	16,870	18,638	14,184
Consumo aparente	5,815	5,632	4,248	3,211	4,483	877
Índice consumo aparente	94.5	-3.1	-24.6	-24.4	39.6	-80.4
Capacidad instalada	0	0	0	0	25,000	29,000

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Gráfica 2.6 Polibutadieno-Acrilonitrilo (miles de Toneladas)

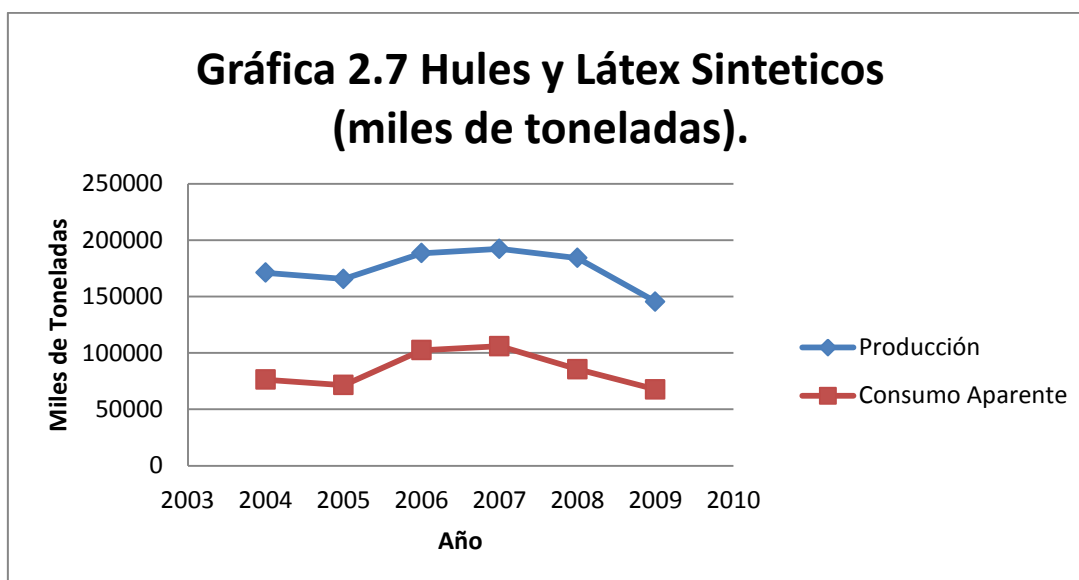
ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

También se muestra la capacidad en la producción de hules y látex sintéticos, al ser otro posible mercado otro producto final, es una parte donde se desarrolla producción y utilización de 1,3-butadieno.

Tabla 2.13 Balance de Hule y látex sintético (miles de Toneladas).						
Año	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Producción	171,090	165,538	188,394	192,239	184,208	145,389
Importación	48,046	47,855	53,380	61,424	55,620	56,876
Exportación	142,869	143,866	139,383	147,691	154,291	134,574
Consumo aparente	76,267	71,527	102,392	105,972	85,537	67,690
Índice consumo aparente	7.2	-6.6	43.2	3.5	-19.5	20.9
Capacidad instalada	199,000	188,000	169,273	190,500	217,840	237,000

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Nota: se consideran los hules y látex: Polibutadieno-estireno hule sintético. Polibutadieno-estireno látex sintético. Polibutadieno hule sintético. Polibutadieno-Acrilonitrilo hule sintético,



ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

El extranjero puede ser otro mercado para el 1.3-butadieno, recordando que él producto es materia prima de estos polímeros, hules y látex sintéticos, por lo cual muestro las Balanzas comerciales de hulequímicos de México.

Tabla 2.14 Balanza comercial de hules y hulequímicos Valor \$ Dólares (2010).

	Valor Importación USD	Importación %	Valor Exportación USD	Exportación %	Balanza
Norteamérica	159,467,646	71.83	133,946,505	48.63	-25,521,151
Canadá	11,754,089	5.24	21,728	0.01	-11,732,362
EUA	147,713,557	66.52	133,924,777	48.62	-13,788,790
ALADI	247,579	1.11	33,143,515	12.03	30,671,936
Unión Europea	30,439,293	17.76	64,099,783	23.27	24,660,490
ETTA	2,74,152	0.12	0	0.00	-274,152
Asia	18,355,772	8.27	28,356,901	10.29	10,000,129
Centroamérica	0	0.00	11,008,854	4.00	11,008,854
Otros	2,007,351	0.9	4,890,659	1.78	2,883,308
Total	222,015,803	100	275,446,217	100	53,430,414

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

Tabla 2.15 Balanza comercial de hules y hulequímicos Volumen Tn (2010).

	Valor Importación USD	Importación %	Valor Exportación USD	Exportación %	Balanza
Norteamérica	76,919,937	77.59	89,000,898	49.59	12,080,961
Canadá	3,479,962	3.51	19,204	0.01	-3,456,758
EUA	73,443,975	74.09	88,981,694	49.58	15,537,719
ALADI	930,218	0.94	22,711,478	12.66	21,781,760
Unión Europea	14,643,745	14.77	43,871,875	24.45	29,228,130
ETTA	74,551	0.08	0	0.00	-74,551
Asia	5,813,165	5.08	15,054,955	8.39	9,241,790
Centroamérica	0	0.00	6,318,519	3.52	6,318,519
Otros	748,482	0.76	2,511,329	1.4	1,762,847
Total	99,130,098	100	176,469,554	100	80,339,456

ANIQ: Anuario ANIQ 2010.

En la gráfica 2.7 (Hules y Látex Sintéticos) se muestra la producción y el consumo aparente en el país de hules y látex sintéticos, aparentemente es un valor negativo, pero apoyado en las tablas 2.14 y 2.15 se comprueba que todo el consumo faltante es exportado al resto del mundo esto refiere un consumo positivo.

Con el estudio realizado se puede concluir que, es un producto muy utilizado, fundamentalmente en la industria de hules y hulequímicos (son hules sintéticos creados por el hombre), tiene una producción considerable en las exportaciones por consiguientes tiene viabilidad para producirse, pues también tiene una inversión y un peso específico notable en la industria, balanza de exportación positiva.

Se toma en cuenta primordialmente la industria privada para las dimensiones del proceso, ya que en esta área donde se desarrolla el Proyecto de 1,3-butadieno a nivel nacional, pero comparándola con las dimensiones de la planta de Cd. Madero Tamaulipas de PEMEX por ser la única implementada para este material, con el detalle mencionado que fue vendida y está en desuso.

Capítulo III.

Selección de tecnología para producción del 1,3-butadieno.

Esta sección muestra la obtención de 1,3-butadieno a través de diversos procesos, los cuales se basan en diversos materiales, fundamentados en productos derivados del carbón y petróleo. Son métodos basados en la formación de una cadena de cuatro carbonos sea bien por vías de dos carbonos o de cuatro carbonos, como se menciona en el capítulo 2 intentando encontrar una alternativa aplicable para este país.

Capítulo III. Selección de tecnología para producción del 1,3-butadieno.

3.1 Tipos de procesos.

Se muestra dos procesos donde el alcohol etílico es utilizando como materia prima para obtener 1,3-butadieno y otro donde el 1,3-butadieno es obtenido a través del craqueo del petróleo, se escogerá uno de los tres procesos basados en una tabla de selección de tecnología, propuesto por el escritor y diagramas de causa efecto con la técnica 5M, basada en criterios de impacto ambiental, seguridad del proceso, optimización del proceso, costos implícitos.

Proceso (A) Existe un método muy utilizado en Alemania Oriental el cual consiste en una cadena de reacciones teniendo como materia principal cualquier compuesto de dos carbonos, como lo pueden ser alcohol etílico, acetileno, acetaldehído. Para poder formar una cadena de cuatro carbonos como lo es el butadieno.

Proceso (B) Puede obtenerse por medio de alcohol etílico Método Lébedev (1879-1934). El proceso consiste en una simultánea deshidrogenación, condensación, y deshidratación de alcohol etílico que se efectúa sobre un catalizador mixto de óxidos metálicos.

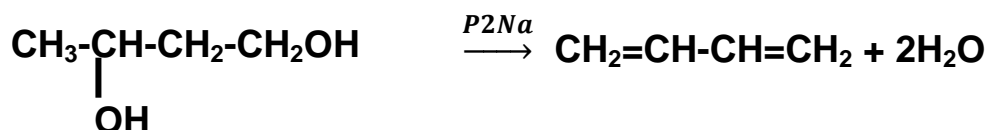
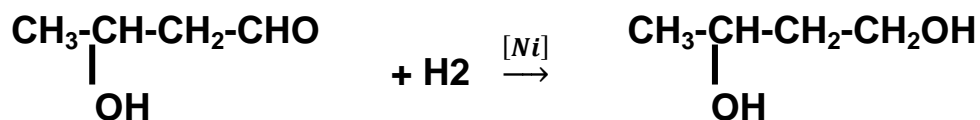
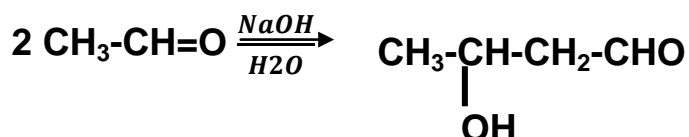
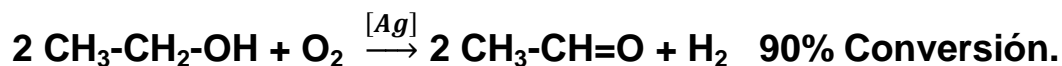
Proceso (C) Por medio de butano, en el craqueo de petróleo. El butano pasa a un horno en el cual se transforma para producir como producto 1,3-butadieno, por medio de una deshidrogenación catalítica. También incluye el medio de butilenos que a través de una deshidrogenación de butilenos utilizando como catalizador el óxido de cromo sobre óxido de aluminio.

3.2 Descripción de procesos.

Proceso (A). Se lleva a cabo por medio de una cadena de dos carbonos como lo es el alcohol etílico, muy utilizado y desarrollado en Alemania Oriental.

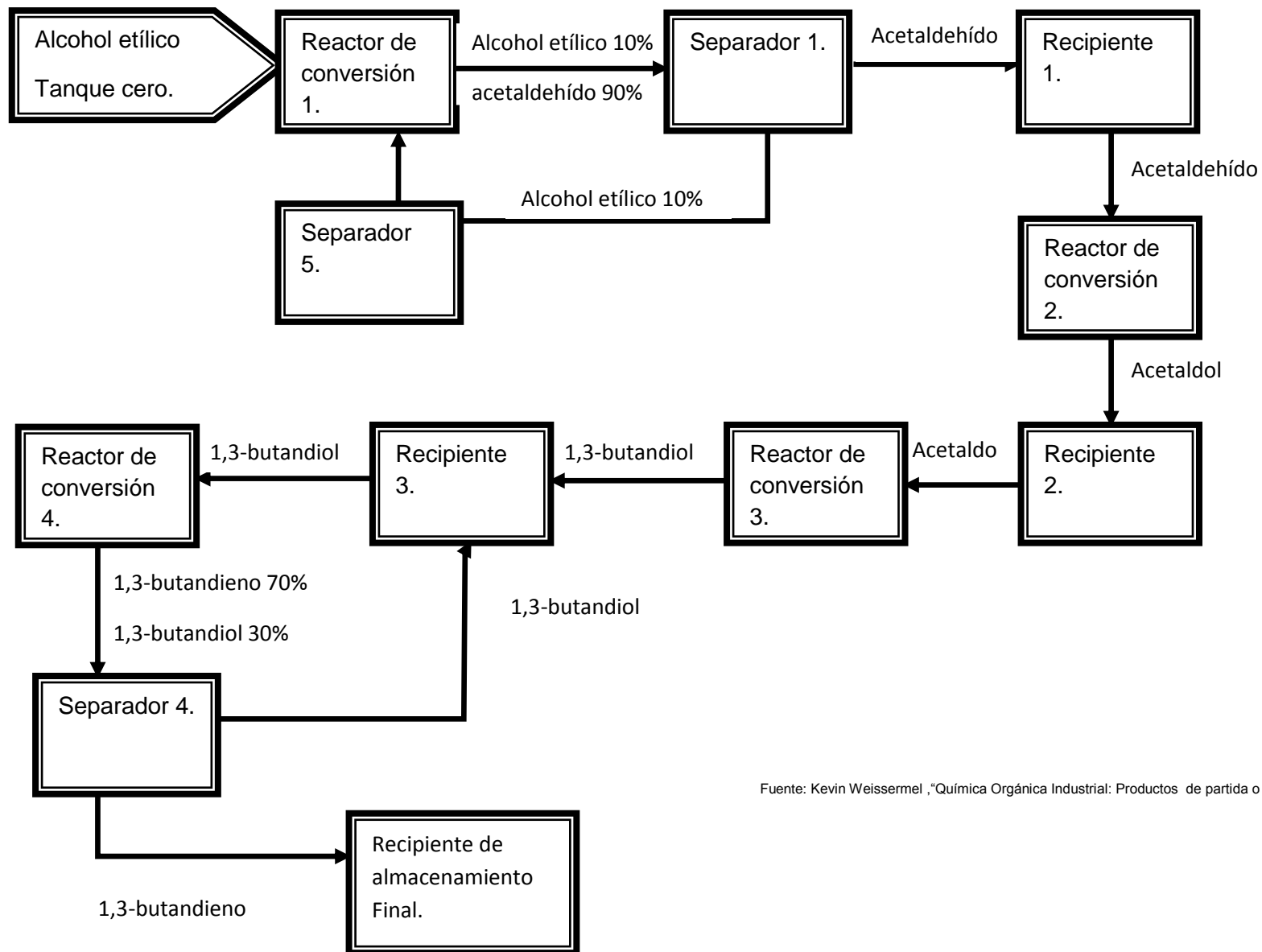
El alcohol etílico se transforma en acetaldehído por deshidratación catalítica con aire en presencia de plata a 1022 °F y después, por aldolización, a acetaldol, que se reduce a 230°F y 4352 psig, con un catalizador de níquel se transforma a 1,3-butandiol. En la cuarta etapa se deshidrata, finalmente el 1,3-butandiol a 518 °F con catalizador de polifosfato sódico en fase gaseosa.

Mecanismo:



Este proceso tiene un 70% de grado de conversión a partir de la reacción de acetaldehído, última etapa, en las etapas previas la conversión es mucho menor.

Diagrama 3.1 Diagrama de bloques para obtener 1,3-butadieno PROCESO (A).



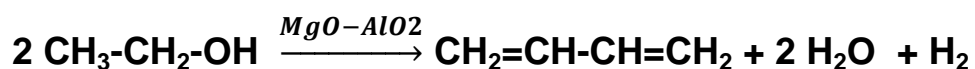
Fuente: Kevin Weissermel, "Química Orgánica Industrial: Productos de partida o intermedios más importantes"

Proceso (B). Por medio del Método Sergei Lebedev (1879-1934).

Se desarrolló en la URSS y sigue empleándose allí, así como también en la India y Brasil.

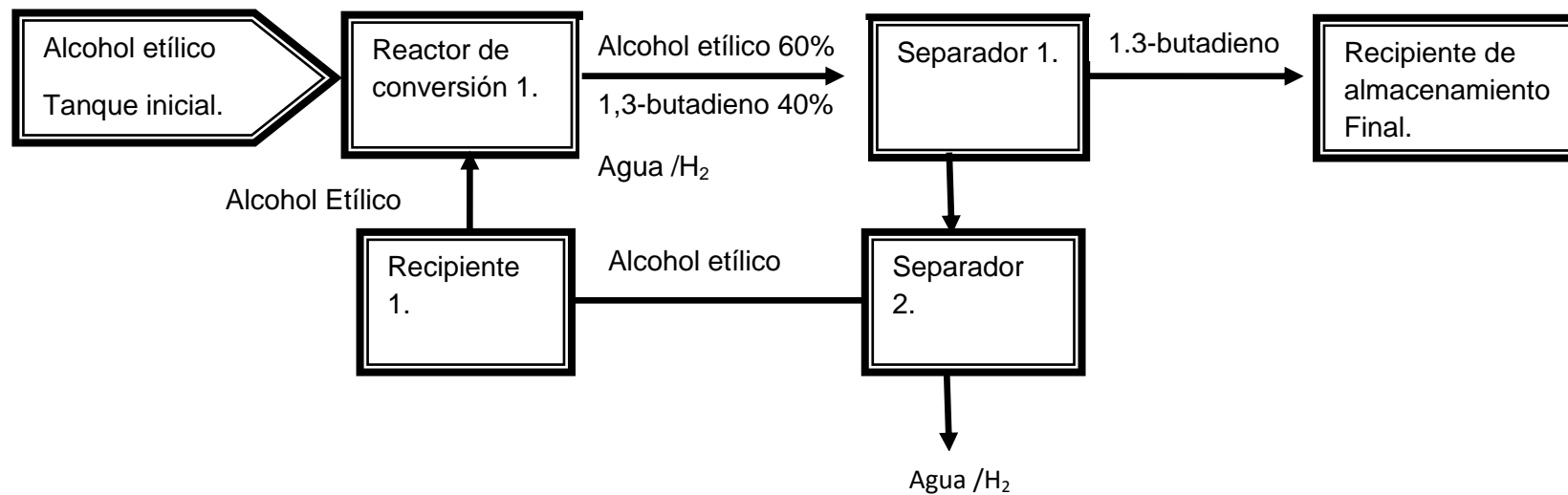
El proceso consiste en una simultánea deshidrogenación, condensación, y deshidratación de alcohol que se efectúa sobre un catalizador mixto de Óxidos metálicos. Para ello se deshidrodimeriza el alcohol etílico a 752°F con un catalizador de óxido de magnesio y óxido de aluminio (MgO-AlO₂), en una etapa, con separación de agua.

Mecanismo:



La selectividad para el butadieno alcanza un 40%. Destacar que es un proceso de una sola etapa.

Diagrama 3.2 Diagrama de bloques para obtener 1,3-butadieno PROCESO (B).



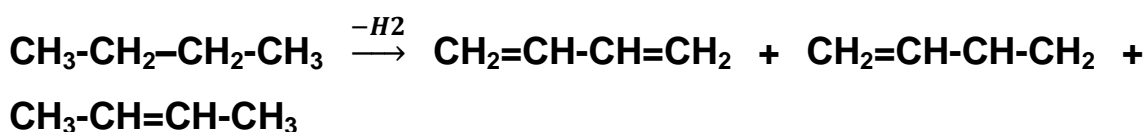
Fuente: Kevin Weissmerl, "Química Orgánica Industrial: Productos de partida o intermedios más importantes"

Proceso (C). Por medio del Craqueo de petróleo,

El 1,3-butadieno se puede sintetizar deshidrogenando butano a temperaturas elevadas en presencia de un catalizador de cromo y alúmina, el hidrogeno es un producto de la reacción y el butileno es uno de los subproductos.

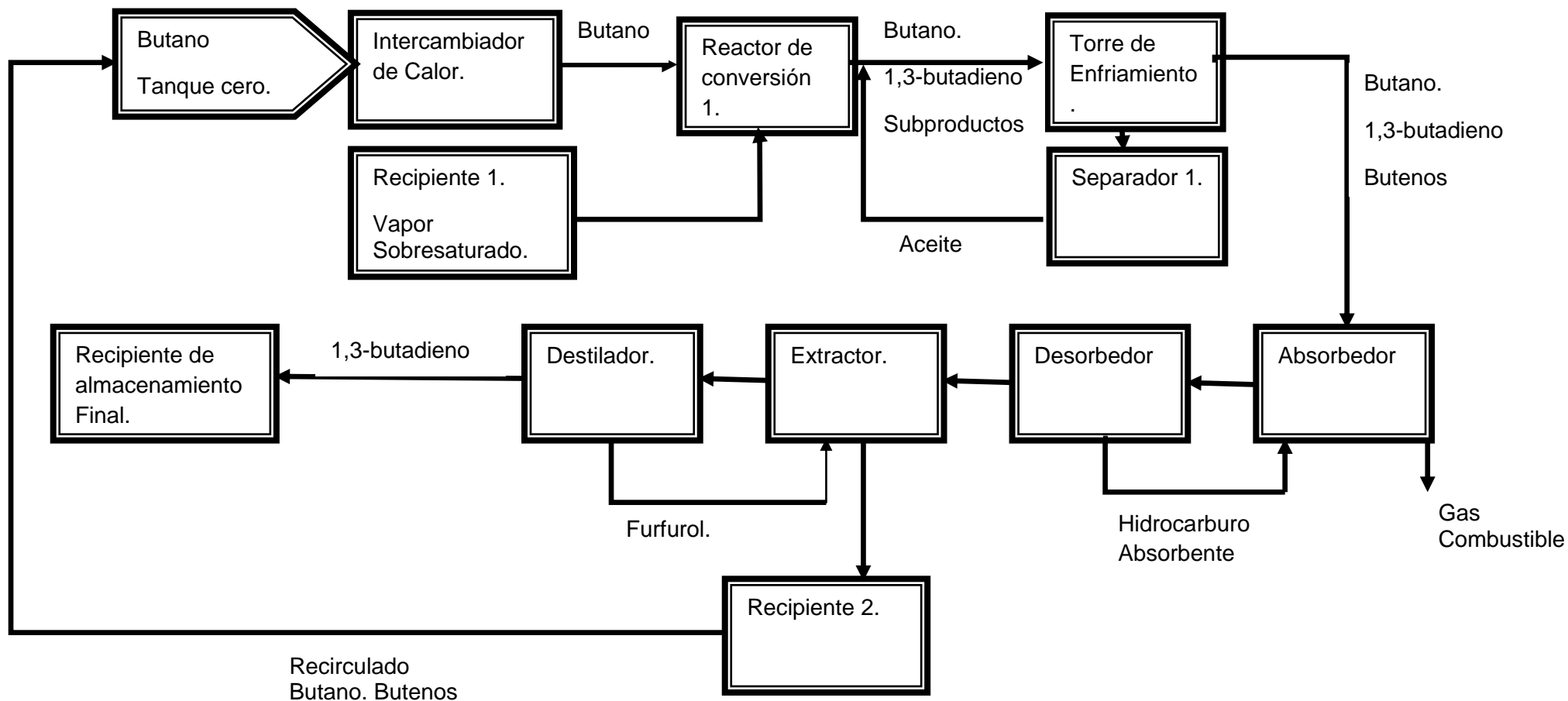
El butano que es precalentado de 1004°F a 1010°F, se hace pasar a través de un reactor para que inmediatamente después, enfriándolo bruscamente con aceite frio, el precalentamiento es necesario pues la reacción es endotérmica. El precalentamiento se lleva a cabo primero calentando el butano en un horno y mezclándolo con vapor de agua a 2372 °F, que actúa simultáneamente como manantial de calor y como diluyente, el reactor alcanza una conversión del 30% de butano a butadieno. El aceite de enfriamiento es necesario para prevenir posteriores reacciones que den subproductos. El aceite de refrigeración se retira de los productos gaseosos en el tanque de separación y se recircula a la torre de enfriamiento que está equipada con un sistema de refrigeración. Los productos menos volátiles (butano, butadieno y butenos) se absorben en un hidrocarburo líquido. Los gases no absorbidos (hidrogeno) se utilizan como combustible. El hidrocarburo absorbente se calienta posteriormente en el desorbedor, donde se vaporiza el butadieno, que es relativamente volátil, el buteno que se obtiene como subproducto y butano que ha reaccionado, haciendo retornar el hidrocarburo no volátil al absorbedor. El 1,3-butadieno se separa de los demás componentes por extracción con disolventes, debido a que es preferentemente disuelto por el furfurool. El butano y los butenos se recirculan, y el butadieno y el furfurool se separan por destilación. La extracción con disolventes se utiliza debido a que la proximidad de las temperaturas de ebullición dificulta la separación directa de la mezcla de productos por destilación: el 1-buteno a 20.84°F, el butadieno a 23.9°F y el isobuteno a 19.94°F.

Mecanismo:



La selectividad para el butadieno alcanza un 30%. Rendimiento muy bajo.

Diagrama 3.3 Diagrama de bloques para obtener 1,3-butadieno PROCESO (C).



Fuente: Kevin Weissermel, "Química Orgánica Industrial: Productos de partida o intermedios más importantes"

3.3 Selección del proceso.

En esta sección se pretende mostrar las ventajas y desventajas de los tres procesos con técnicas especializadas como lo son una propuesta de **Tabla seleccionadora de tecnología** y **Diagrama de Causa Efecto (Ishikawa)**, se debe visualizar cual de los procesos es el más adecuado para poder obtener 1,3-butadieno.

Tabla selección de tecnología.

Basado en el criterio de Impacto Ambiental, Seguridad del proceso y Optimización del proceso y costos implícitos, se utilizara un “método de calificar” (propuesto por el escritor). Se dará una puntuación del 0 a 5 según el grupo de especialistas en la materia y el que tenga la calificación más alta por el consejo será elegido.

- 5 Excelente.
- 4 Muy bueno.
- 3 Bueno.
- 2 Malo.
- 1 Muy Malo.
- 0 Pésimo.

Tomando como criterio de selección de tecnología el proceso que tenga la calificación más alta en la tabla de lección de tecnología, la otra técnica de análisis será el diagrama causa efecto que ejemplificara las ventajas y desventajas de cada proceso, esto nos ayuda a visualizar si el proceso seleccionado de la tabla es el óptimo para este proyecto.

Si existe algún empate en la selección de tecnología se toma como criterio más importante la calificación de Impacto ambiental pues estas se consideran primordiales más importantes y el que sea más lógico y congruente en el diagrama causa y efecto.

Tabla 3.1 Selección de Tecnología Impacto ambiental, Seguridad, Optimización.

	Toxicidad y riesgos a la salud.	Cal.	Reactividad	Cal.	Inflamabilidad , explosividad	Cal.	Equipos Críticos	Cal.	Condiciones de operación.	Cal.	Cantidad de Equipo	Cal.	Almacenaje y manejo	Cal.
Proceso A	Los reactivos y productos tienen un nivel considerable en exposición, el más crítico es el butadieno, cuyos límites máximos de exposición PPT 50 ppm; 188mg/m3.	3	Existe cuidados especiales de seguridad y explosión debido a reactivos y productos, pues estos son inflamables, puede polimerizarse, y el equipo esta presurizado.	3	Reactivos, productos y semi productos son inflamable 1,3-Butadieno, Etanol, Acetaldehído, acetaldol, 1,3-Butadiol.	3	Se tiene una considerable cantidad de equipos como lo son, Reactores, Intercambiadores de calor. Proceso con mas equipo, comparado con proceso B.	3	Se considera las condiciones máximas, equipos; reactor presurizado (4352 Psig MAX) y temperatura críticas (1022º F MAX), condiciones criogénicas.	2	Reactores, Compresor, Columna de destilación, Intercambiadores de calor, Recipientes, válvulas, controles e indicadores. Proceso con mas equipo.	3	Se tiene pocos materiales: Etanol (recipiente), Acetaldehído (recipiente), catalizadores (bodegas)	4
Proceso B	Los reactivos y productos tienen un nivel considerable en exposición, el más crítico es el butadieno, cuyos límites máximos de exposición PPT 50 ppm; 188mg/m3.	3	Existe cuidados especiales de seguridad y explosión debido a reactivos y productos, pues estos son inflamables, puede polimerizarse, y el equipo esta presurizado.	3	Reactivos, productos y semi productos son inflamable 1,3-Butadieno, Etanol.	3	Tiene equipos considerables, Reactores, Intercambiadores de calor.	4	Se considera las condiciones máximas, equipo; reactor presurizado (150 Psia MAX) y temperaturas críticas (760º F MAX), condiciones criogénicas	3	Reactores, Compresor, Columna de destilación, Intercambiadores de calor, Recipientes, válvulas, controles e indicadores.	3	Se tiene pocos materiales: Etanol (recipiente), catalizadores (bodegas)	4
Proceso C	Los reactivos y productos tienen un nivel considerable en exposición, el más crítico es el butadieno, cuyos límites máximos de exposición PPT 50 ppm; 188mg/m3.	3	Existe cuida especial con reactivos y productos debido a su inflamabilidad, además de medios como el furfuro, ya que en este proceso se tienen muchos semiproductos inflamables y con múltiples catalizadores, aparte que puede polimerizar.	3	Reactivos, productos y semi productos son inflamable 1,3-Butadieno, Butano, Butileno, aunque se controla el medio con aceites como furfuro.	3	Proceso con varios equipos críticos, Reactores, Compresor, Columna de destilación, Intercambiadores de calor, desorbedor, absorbedor Torre de destilación. Proceso con mas equipo.	3	Se considera condiciones máximas, equipo; reactor presurizado (4350 Psia MAX) y temperatura críticas (2372º F MAX). Condiciones criogénicas	2	Reactores, Compresor, Columna de destilación, Intercambiadores de calor, Recipientes, válvulas, controles e indicadores. Proceso con mas equipo.	3	Se tiene: Butano (recipientes) , Furfuro (recipientes), catalizadores (bodegas)	4

Tabla 3.1 (cont) Selección de Tecnología Impacto ambiental, Seguridad, Optimización.											Calificación Total
Flexibilidad	Cal.	Energía consumida	Cal.	Productos Secundarios	Cal.	Reutilización de recursos	Cal.	Eficiencia	Cal.	Controles especiales	
Se puede tener Falla de energía eléctrica; operará con vapor. Falla de aire de instrumentos: utilizará aire de planta. Falla de agua, no operará. Falla gas combustible; no operará. Falla de vapor; no operará.	3	Se consume: Energía Eléctrica, Vapor, Combustible. Alto consumo en condiciones de operación y servicios auxiliares, consumo Considerable	3	Hidrogeno y agua	3	Se separan productos secundarios, se recircular el porcentaje de reactivo que no reacciona en cada etapa. Se pueden recuperar los catalizadores metálicos. Con facilidad.	3	Se obtiene un 70% en la transformación final, no dejar de lado las reacciones anteriores.	4	Es importante siempre debe mantener las condiciones de operación	37
Se puede tener Falla de energía eléctrica; operará con vapor. Falla gas combustible; no operará. Falla de vapor; no operará.	3	Se consume: Energía Eléctrica, Vapor, Combustible. consumo en condiciones de operación y servicios auxiliares, consumo moderado	4	Hidrogeno y agua	3	Se separan productos secundarios, se recircular el porcentaje de reactivo que no reacciona en cada etapa. Se pueden recuperar los catalizadores metálicos. Con facilidad.	3	Se obtiene un 40% en la reacción, no olvidar que es en una sola etapa.	2	Es importante siempre debe mantener las condiciones de operación	38
Se puede tener Falla de energía eléctrica; operará con vapor. Falla de aire de instrumentos: utilizará aire de planta. Falla de agua, no operará. Falla gas combustible; no operará. Falla de vapor; no operará.	3	Se consume: Energía Eléctrica, Vapor, Combustible. consumo en condiciones de operación y servicios auxiliares, consumo Elevado	2	No existen.	4	Se separan productos secundarios, se recircular el porcentaje de reactivo que no reacciona en cada etapa. Se pueden recuperar los catalizadores metálicos. Con poca facilidad	3	Se obtiene un 30%, no es considerable.	2	Es importante siempre debe mantener las condiciones de operación	35

Como se puede visualizar el “proceso B” es el que obtuvo la calificación más alta en la tabla de selección de tecnología.

Adicionalmente se pretende analizar los procesos a través de un **Diagrama de Causa Efecto (Ishikawa)**, para ejemplificar las ventajas y desventajas de cada uno de ellos, con esto pretendo mostrar si el proceso elegido es el idóneo.

El análisis se realizara con los siguientes criterios un método de tipo Kaisen que sirve para estructurar la concepción o la mejora de una actividad dada.

Cada "M" designa un componente de una actividad cualquiera, que sea industrial, comercial o logística. El método 5 M permite no olvidar ningún componente durante el análisis de la actividad estudiada agregando

Los 5 "M" son:

- Mano de obra
- Materias
- Métodos
- Maquinaria.
- Medio Ambiente.

Causas debidas a mano de obra.

En este grupo se incluyen los factores que pueden generar el problema desde el punto de vista del factor humano.

Causas debidas a la materia prima

Se tienen en cuenta las causas que generan el problema desde el punto de vista de las materias primas empleadas para la elaboración de un producto.

Causas debidas al método

Se registran en esta espina las causas relacionadas con la forma de operar el equipo y el método de trabajo.

Causas debidas a los equipos Maquinaria.

En esta clase de causas se agrupan aquellas relacionadas con el proceso de transformación de las materias primas como las máquinas y herramientas empleadas, efecto de las acciones de mantenimiento, obsolescencia de los equipos, cantidad de herramientas, distribución física de estos, problemas de operación, eficiencia.

Causas debidas al entorno medio ambiente

Se incluyen en este grupo aquellas causas que pueden venir de factores externos como contaminación, temperatura del medio ambiente, altura de la ciudad, humedad, ambiente laboral, si se obtiene un impacto ambiental negativo.

Las ventajas se muestran en letras "**Negritas**".

Las desventajas en letras "normales".

.

Diagrama 3.4 Diagrama de Causa Efecto (Ishikawa) Proceso A.

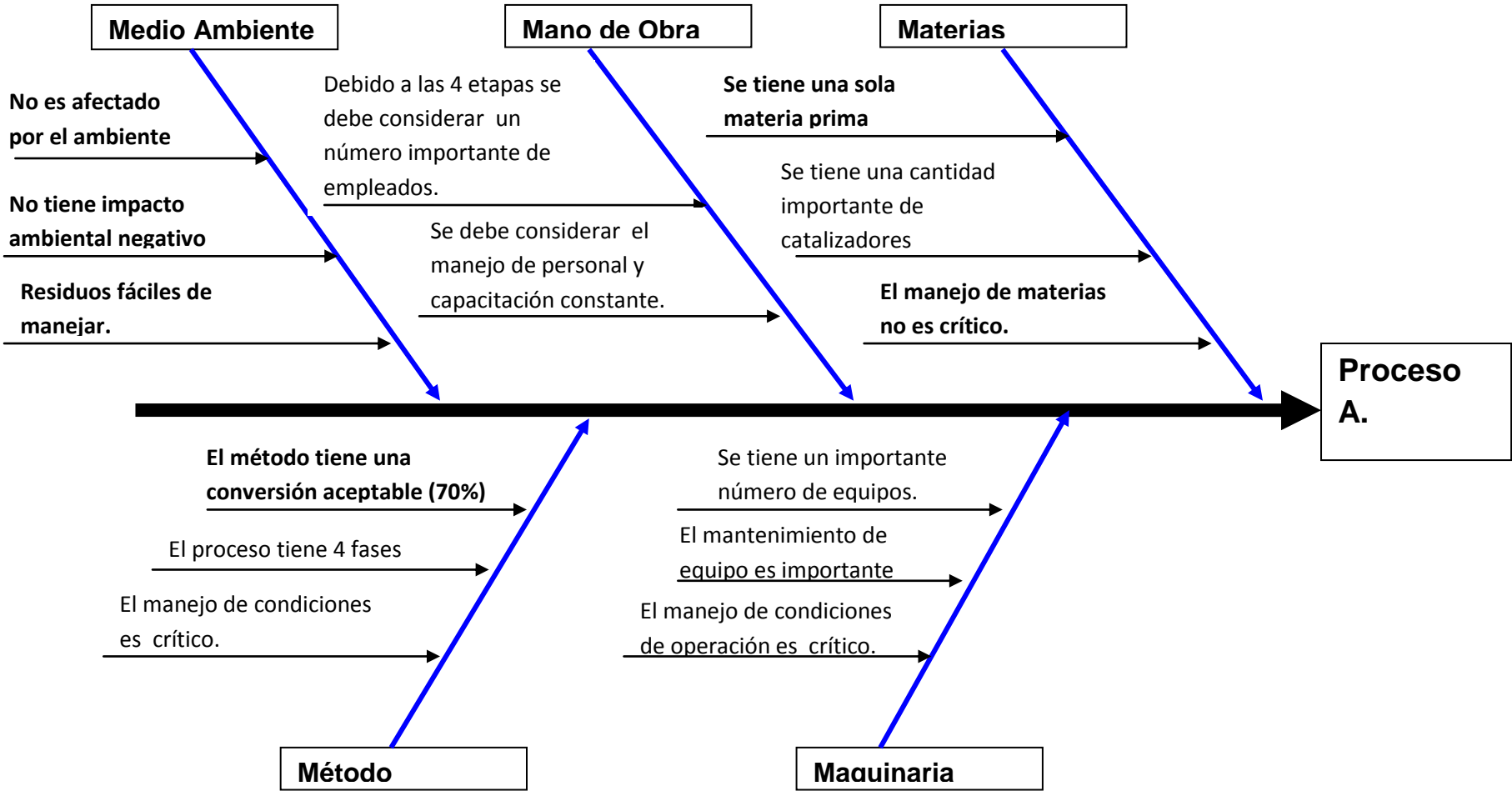


Diagrama 3.5 Diagrama de Causa Efecto (Ishikawa) Proceso B.

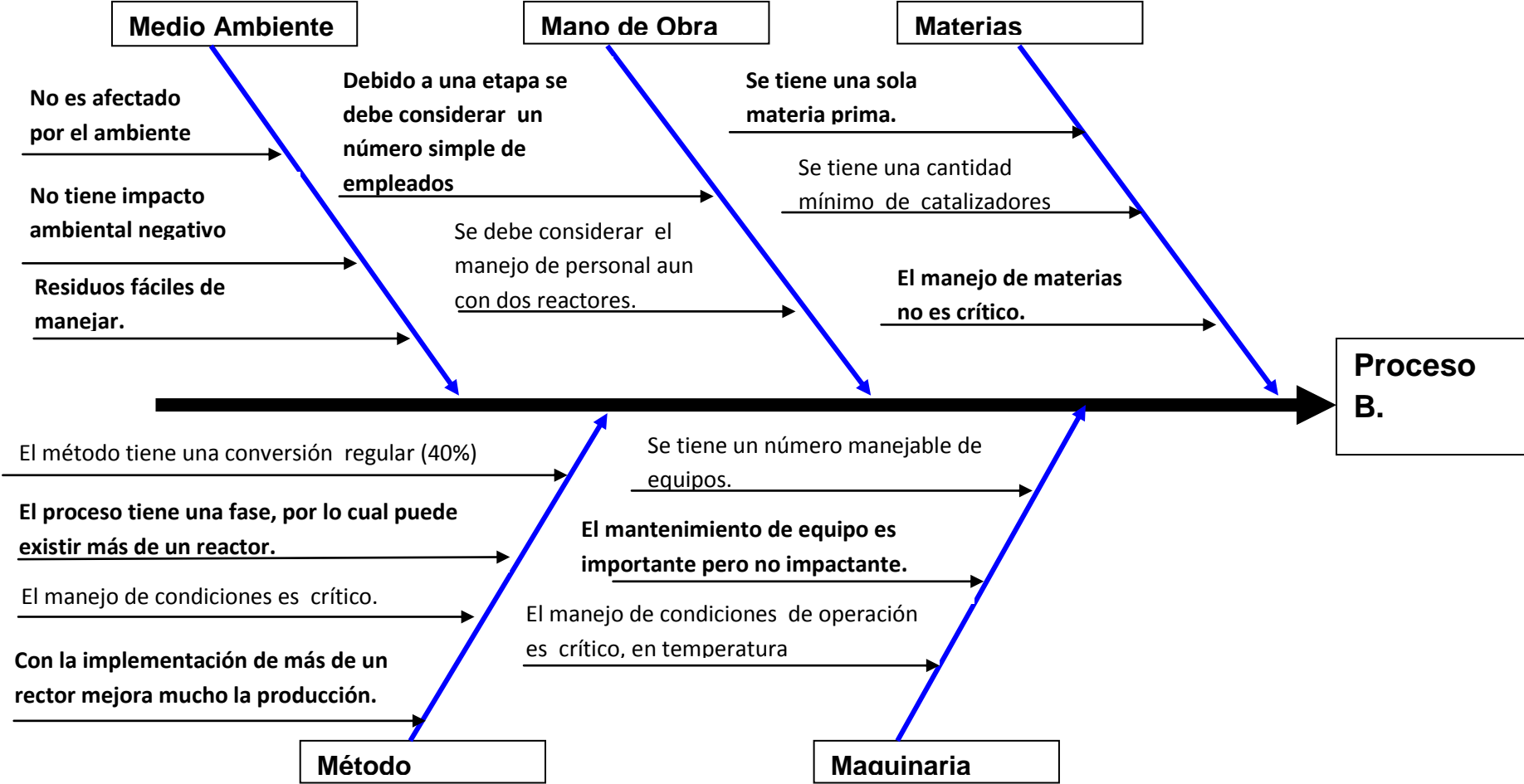
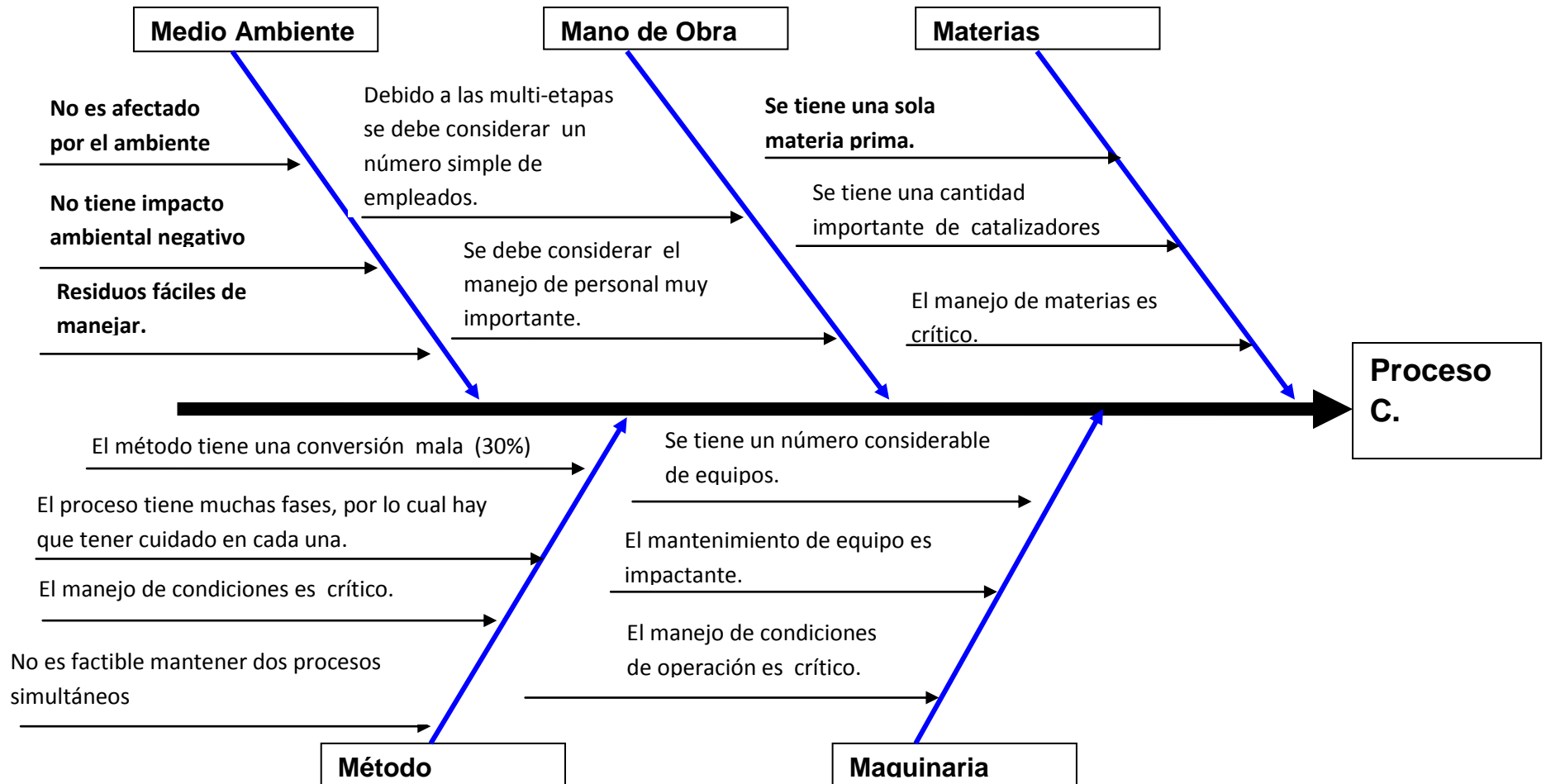


Diagrama 3.5 Diagrama de Causa Efecto (Ishikawa) Proceso C.



Debido a los métodos de análisis propuestos, como lo son Tabla de selección de tecnología y diagrama causa efecto, se puede llegar a una conclusión congruente a los criterios propuestos como se explicara en los siguientes renglones.

Empezando con el análisis de Tabla selección de tecnología, criterio a criterio es en puntuación muy parecido entre dos procesos proceso A y proceso B destacando de proceso A una mayor conversión porcentual, pero siendo el proceso B ganador por tener en general una mejor seguridad, manejo de materiales y menor gasto energético.

En los diagramas de causa y efecto el proceso con más ventajas en el proceso B, seguido del proceso A y por último el proceso C. Destacando nueva mente el proceso B por una mejor seguridad, menor mano de obra y maquinaria tiene más ventajas en cantidad, por lo tanto es el ganador.

El proceso C es el único que no cristaliza ventajas.

Por tanto se selecciona el “**Proceso B**”, el creado por **Lebedew** y llamado del mismo modo, debido a la simplicidad del mismo mostrado en el diagrama causa efecto, es más viable que los otros dos en mi criterio, pues el proceso A tiene gran diversidad de materiales y son críticos, el proceso C es complejo y los resultados obtenidos no son tan satisfactorios.

Capítulo IV.

Proyecto butadieno en México.

En este capítulo se muestra todo lo referente al diseño técnico y conceptual del proyecto de una planta productora de 1,3-butadieno. Se encuentra de forma práctica y resumida, de manera muy conceptual.

Capítulo IV. Proyecto butadieno en México.

4.1 Objetivo de proyecto.

El presente proyecto tiene como principal objetivo plantear una propuesta de planta productora de 1,3-butadieno, de esta manera cubrir necesidades existentes de 1,3-butadieno en el mercado, debe ser rentable.

4.2 Alcance de proyecto.

Este proyecto pretende realizar la ingeniería básica necesaria para el desarrollo de una planta productora de 1,3-butadieno, satisfaciendo la demanda en el mercado de 1,3-butadieno a nivel nacional, con expansión a otros mercados.

4.3 Bases de diseño.

El proceso consistirá en la producción de 1,3-butadieno a partir de alcohol etílico, a través de una conversión en una sola etapa.

- *Tipo de proceso: semicontinuo*

Capacidad instalada de planta **5,250 Tn/ año.**

Nota: Aunque ya no está en funcionamiento se toma en cuenta la capacidad de la planta de PEMEX en Cd. Madero Tamaulipas como principal parámetro para establecer la capacidad nominal (tecnología obtención de 1,3-butadieno a partir del craqueo de petróleo), ya que fue la única que produjo 1,3-butadieno en México. Así como el valor de consumo aparente de este producto (tablas capítulo 3).

Por las mismas razones capacidad nominal de la planta queda definido como **5,250 Tn/ año.**

La producción máxima por día son 15 Tn, la producción normal será el 80 % de la producción máxima 12 Tn, y la producción mínima será el 60 % de la producción máxima 9 Tn. Para base de cálculo se toma el valor de producción máxima, es decir 15 Tn por día.

Quedando definido como:

- Producción máxima 15 Tn/día, 33,070 lb/día.
- Producción normal 12 Tn/día, 26,456 lb/día.
- Producción mínima 9Tn/día, 19,842 lb/día.

➤ *Flexibilidad de proceso:*

A falla de energía eléctrica; operará con vapor.

A Falla de agua, no operará.

A falla gas combustible; no operará.

A falla de vapor y energía eléctrica; no operará.

➤ *Especificaciones de la alimentación de alcohol etílico, materia prima:*

Alcohol etílico: abastecido por distribuidores de productos químicos, de la industria petroquímica privada.

Composición 96% alcohol 4% agua.

Presión: 11.48 lb/in²

Temperatura: 77°F

Peso Molecular: 32 lb/lbmol

Flujo de alimentación: 24,676,205.5 lb/año (11,193 Tn/año).

Catalizador oxido de magnesio, solido color blanco, alimentado mecánicamente.

Catalizador oxido de aluminio, solido color blanco alimentado mecánicamente.

➤ *Especificaciones del producto (Butadieno).*

Composición mínima 99% de pureza.

Presión: 11.48 lb/in²

Temperatura: 77°F

Peso Molecular: 58 lb/lbmol

Flujo de producto: 11,574,268.8 lb/año (5,250 Tn/año). Almacenado en tanques contenedores.

➤ *Localización y condiciones climatológicas:*

Lugar de operación: San Jerónimo Tianguismanalco, Puebla.

Área de terreno 9,532 m²

Latitud: 19°00'35"N

Longitud: 98 °13'52" W

Altura: 2,122 m.s.n.m.

Temperatura Máxima: 89.6°F

Temperatura mínima: 19.4°F

Humedad Máxima: 100%

Humedad Mínima: 20%

Velocidad máxima del viento: 200 km/hr (124.27milla/hr) (considerando la posibilidad de huracanes).

Viento dominante Puebla N.O. a S.E.

Presión atmosférica 593.49 mmHg (11.48 lb/in²).

Precipitación pluvial por año: 932.9 mm (36.72 in).

Sismología: zona sísmica baja.

➤ *Equipo de proceso:*

El proceso se fundamenta en un código básico como lo es NFPA-30-2000, código para procesos en los cuales se contenga líquidos y gases inflamables, y en códigos particulares como se indicara en cada uno de los equipos.

Se tendrá un *Reactor de Conversión*, es un recipiente, en el cual se realiza solamente reacciones de conversión. Cada reacción procederá hasta que se alcance la conversión especificada o hasta que se agote el reactivo limitante. Se obtendrá el balance de materia y energía, dimensiones con relación a un “software (PRO/II)”, con el cual podremos manipular su volumen.

Intercambiadores de tubos múltiples. Es una unidad de un solo paso, puesto que toda la corriente de fluido frío que entra circula en paralelo a través de todos los tubos. Por la gran variedad de materiales. Se empleara como referencia el código NRF-090-PEMEX-2005, para su diseño, el balance de materia y energía, dimensiones se toma referencia de “software (PRO/II)”.

Recipientes de almacenamiento. Para estos equipos se usan los tipos atmosférico, vertical y horizontal, con referencia en la norma NRF-236-PEMEX-2009, al igual que se obtendrá el balance de materia y energía, dimensiones se toma referencia de “software (PRO/II)”.

➤ *Servicios Auxiliares:*

Sistema de generación de vapor. Se usara un sistema de generación de vapor de media presión y baja presión, contara con un sistema de desfogue con una válvula de relevo con referencia en ASME B31.9-2004 y NRF-172-PEMEX-2007. Vapor de baja presión: obtenido de proceso.

Sistema de ciclo de refrigeración mecánica. Se utilizara un sistema de enfriamiento de una etapa, individuales para dos partes de proceso, estas serán utilizadas para licuar y separar gases y vapores como lo son productos y

subproductos, utilizando etileno y amoníaco como refrigerante, basado en el código ASME B31.5-2006.

Energía eléctrica: tomada del suministro eléctrico de la zona industrial con voltaje; 240V, potencia 100KW.

Agua de enfriamiento: suministrada por una planta de tratamiento de aguas, instalada previamente. Con una disponibilidad de 600 ft³/min., con una presión de descarga de 30 lb/in².

Aire de instrumentos: suministrado por un compresor reciprocante a una presión de 200 lb/in², con una capacidad de 170 ft³/min.

Combustible: gas LP cuyo almacenamiento se tendrá en un tanque de 10,000ft³ y presión estándar 11.48 lb/in² que puede ser bombeado a generador de vapor.

➤ *Elementos de Seguridad:*

Sistema de agua contra incendios: suministrado por un servicio auxiliar, el cual es transportado a la planta mediante un sistema de bombeo, descarga a presión de descarga de 100 lb/in², con disponibilidad de 2100ft³.

Existirán válvulas de desfogue en los equipos críticos, como lo son reactor, recipientes y generador de vapor, sistema de detección de fugas de gases tóxicos, fuego y humo.

Basado en la norma mexicana NOM-004-STPS-1999, Sistema de protección y dispositivos de seguridad en la maquinaria y equipo que se utilice en los centros de trabajo.

Así también se tomara en cuenta la norma NOM-006-STPS-2000. Manejo y almacenamiento de materiales-condiciones y procedimientos de seguridad. Para el almacén de sólidos.

4.4 Descripción de proceso y diagrama de bloques del proceso.

Se cuenta un reactor de conversión, la transformación en el reactor es de una hora por conversión, y el proceso de licuado una hora. Lo cual el proceso se debe llevar no más de dos horas por corrida; la cual consta desde la entrada de productos hasta la obtención del producto final 1,3-butadieno.

Por lo cual el día se dividirá en doce corridas, la corrida consta de una producción aproximada de 1.25Tn.

Este proceso comienza con el almacenaje de alcohol etílico en un tanque de tipo atmosférico con capacidad de 4,000 barriles de petróleo, este suministrarán las operaciones y tiene capacidad para suministrar dos semanas de operaciones.

Se realiza un acondicionamiento, se debe precalentar alcohol etílico para tener un sistema homogéneo en el reactor, esto se lleva a cabo con un precalentado del alcohol etílico, hasta llevarlo a 250°F, en el reactor se suministran de manera previa los catalizadores oxido de magnesio y oxido de aluminio (MgO-AlO₂) de forma mecánica al reactor correspondiente.

Se alimenta el alcohol etílico del precalentado conectado al reactor de conversión que funciona de forma semicontinua, se realiza la operación de conversión en el reactor, teniendo como principal condición de conversión alcanzar los 780 °F en el reactor, con ayuda del vapor de media presión.

De esta manera se realiza una deshidrogenación, condensación, y deshidratación del alcohol. Se deshidrodimeriza y convierte en 1,3-butadieno, teniendo como subproductos agua e hidrogeno, con la parte no reaccionante.

Se proceda a una serie de licuado de gases, para poder obtener el 1,3-butadieno a un 99 % como principal objetivo, de forma intrínseca se podrá separar subproductos y reactivo no reaccionante.

Se licua en una serie de tres intercambiadores de calor sistemas de refrigerado, el proceso continua con un primer intercambiador de calor cuyas condiciones de entrada son 120 Psia 780°F y salida de 105 Psia 250°F, esta mezcla pasa a un recipiente separador vapor liquido, cuyo liquido a separar es agua a un 99% la cual se podrá utilizar en otra área de la planta.

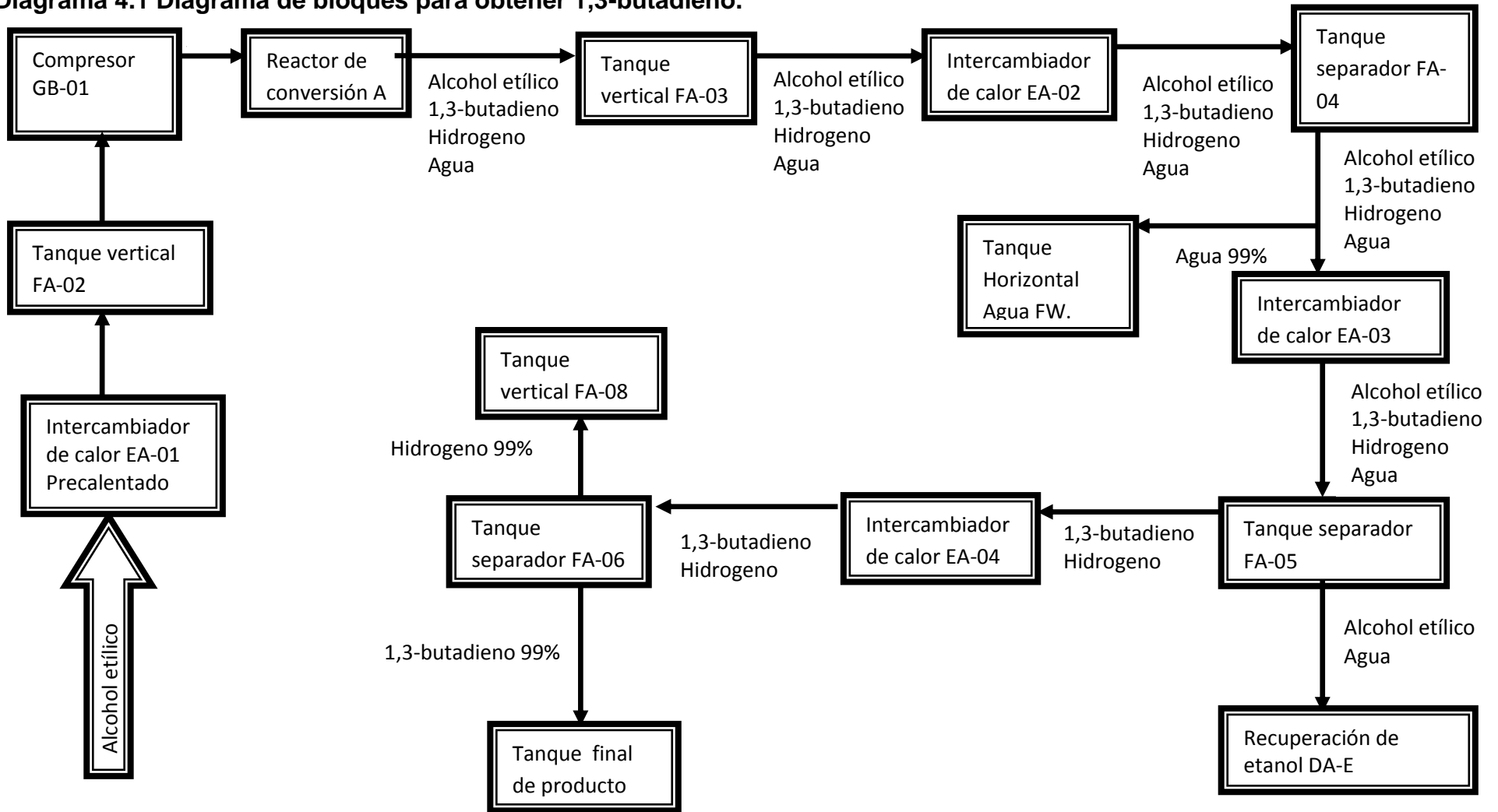
En el segundo intercambiador de calor de licuado, considerando perdida por fricción en tubería tendremos condicione de entrada de 90 Psia, 250 °F y salida de 75 Psia y 10 °F, el objetivo de este intercambiador es separar hidrogeno y 1,3-butadieno, de la mezcla etanol y agua, esta última se pretende separar por otro sistema auxiliar para poder reutilizar el alcohol.

En el tercer intercambiador de calor de licuado, tiene como principal función separar hidrogeno y 1,3-butadieno por ello se tendrán condiciones criogénicas en cuanto temperatura, y considerando perdidas por fricción, una temperatura de en entrada 10 °F 60 Psia y salida de 45 Psia y -120°F, es evidente que por cuestiones de condensado se utilizará un refrigerante de condiciones criogénicas.

Teniendo en cuenta el peligro que comprende el manejar una sustancia peligrosa como lo es hidrogeno molecular, se propone una solución en el manejo del mismo, esta propuesta consta de un área especial para el almacenaje de este, a partir de un tanque de almacenamiento FA-08, al igual de su utilización para la generación de vapor, se especifica en servicios auxiliares y anexos.

Con este proceso se tienen un producto principal al 99% 1,3-butadieno, por lo cual realizamos nuestro objetivo, y un subproducto hidrogeno también al 99%. Como lo muestra el siguiente diagrama de bloques.

Diagrama 4.1 Diagrama de bloques para obtener 1,3-butadieno.



4.5 Diagrama de flujo de proceso.

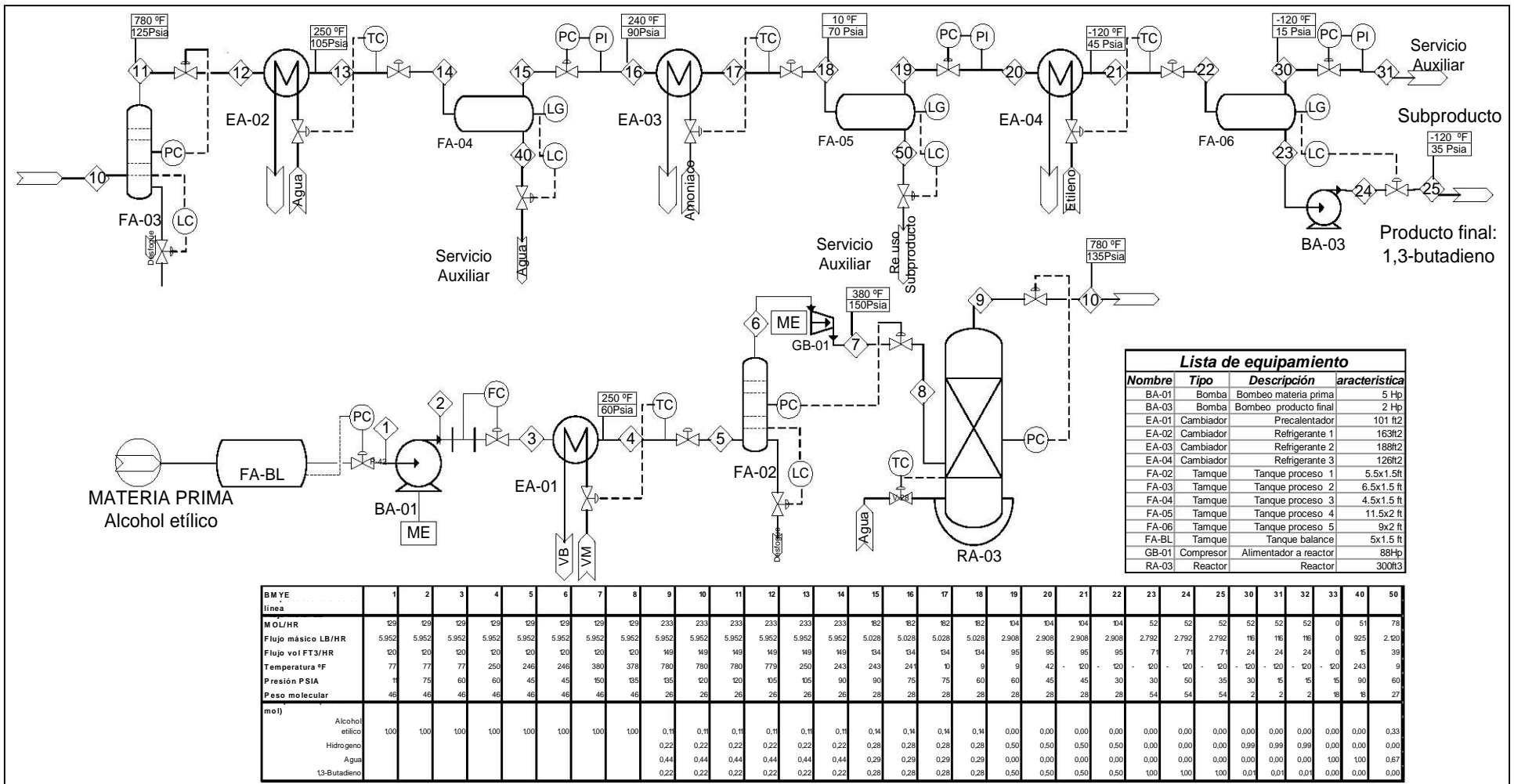
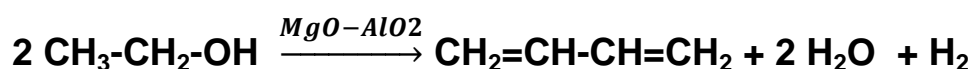


Diagrama de Flujo: Planta productora de 1,3-butadieno. UNAM Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán. Rev. Elaboro: Abraham Alcántara López

4.6 Balance de materia y energía de proceso.

EL balance de materia y energía se realizara a través de una simulación en software especializado en procesos, PROII/6.0 (Process Engineering Suite), con ayuda de esta herramienta será más fácil y correcta visualizar la composición de cada una de las líneas de proceso.

Este proceso se fundamenta en ecuación de reacción de alcohol etílico a 1,3-butadieno. Esta será nuestra base de cálculo para llevar a cado una simulación como se muestra en el balance.



La selectividad para el butadieno alcanza un 40%.

Condición	$2\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH}$	$\xrightarrow{\text{MgO-AlO}_2}$	$\text{CH}_2=\text{CH-CH}=\text{CH}_2$	$+2\text{H}_2\text{O}$	$+\text{H}_2$
Inicio	129.21mol		-----	-----	-----
Reacción	$129.21(1-X_a)$		-----	-----	-----
Producción	-----		51.68 mol / 40% del total de Alcohol etílico.	103.36 mol	51.68 mol
Equilibrio	25.85 mol		51.68 mol	103.36 mol	51.68 mol

Con base en este planteamiento se muestra la simulación de la reacción química y por consiguiente el balance de materia y energía.

El cual se muestra en la siguiente tabla cuyo número es 4.1.

Nota: es importante decir que en este balance los números tienen una coma (,) en lugar del punto (.) que designa los valores enteros de las fracciones, fuera de esto no existe ninguna diferencia.

Tabla 4.1 BMYE Numero línea	1	2	3	4	5	6	7	8
Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Propiedades totales de línea								
Flujo molar LB-MOL/HR	129,2	129,2	129,2	129,2	129,2	129,2	129,2	129,2
Flujo másico LB/HR	5952,5	5952,5	5952,5	5952,5	5952,5	5952,5	5952,5	5952,5
Flujo volumétrico FT3/HR	120,1	120,1	120,1	120,1	120,1	120,1	120,1	120,1
Temperatura °F	77,0	77,2	77,3	250,0	246,2	246,2	380,3	377,8
Presión PSIA	11,5	75,0	60,0	60,0	45,0	45,0	150,0	135,0
Peso molecular	46,1	46,1	46,1	46,1	46,1	46,1	46,1	46,1
Calor MM BTU/HR	0,0	0,0	0,0	2,9	2,9	2,9	3,2	3,2
Entalpia BTU/LB	4,9	5,2	5,2	482,1	482,1	482,1	534,1	534,1
Fracción mol Líquido	1,0	1,0	1,0	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
Reducción Temp. °F	0,6	0,6	0,6	0,8	0,8	0,8	0,9	0,9
Reducción Pres. PSIA	0,0	0,1	0,1	0,1	0,0	0,0	0,2	0,1
Factor Acentropico	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6
Watson K (UOPK)	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8
Densidad Standard Líquido LB/FT3	49,6	49,6	49,6	49,6	49,6	49,6	49,6	49,6
Gravedad Especifica	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
API	46,6	46,6	46,6	46,6	46,6	46,6	46,6	46,6
Propiedades fase vapor								
Flujo molar LB-MOL/HR	n/a	n/a	n/a	129,2	129,2	129,2	129,2	129,2
Flujo másico LB/HR	n/a	n/a	n/a	5952,5	5952,5	5952,5	5952,5	5952,5
Flujo volumétrico FT3/HR	n/a	n/a	n/a	15386,9	20736,2	20736,2	7088,6	7924,0
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	n/a	n/a	n/a	49031,3	49031,3	49031,3	49031,3	49031,3
Gravedad Especifica (Aire=1.0)	n/a	n/a	n/a	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6
Peso molecular	n/a	n/a	n/a	46,1	46,1	46,1	46,1	46,1
Entalpia BTU/LB	n/a	n/a	n/a	482,1	482,1	482,1	534,1	534,1
CP BTU/LB-F	n/a	n/a	n/a	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5
Densidad LB/FT3	n/a	n/a	n/a	0,4	0,3	0,3	0,8	0,8
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Propiedades fase líquida								
Flujo molar LB-MOL/HR	129,2	129,2	129,2	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo másico LB/HR	5952,5	5952,5	5952,5	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo volumétrico FT3/HR	121,5	121,5	121,5	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	120,1	120,1	120,1	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Gravedad específica (H2O @ 60 F)	0,8	0,8	0,8	0,8	n/a	n/a	0,8	0,8
Peso molecular	46,1	46,1	46,1	46,1	n/a	n/a	46,1	46,1
Entalpia BTU/LB	4,9	5,2	5,2	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP BTU/LB-F	0,8	0,8	0,8	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad LB/FT3	49,0	49,0	49,0	49,0	n/a	n/a	49,0	49,0
Tensión superficial Dina/CM	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Componente (Fracción mol)								
Alcohol etílico	1	1	1	1	1	1	1	1
Hidrogeno								
Agua								
1,3-Butadieno								

Tabla 4.1 BMYE Numero línea	9	10	11	12	13	14	15
Fase	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mezcla	Mezcla	Vapor
Propiedades totales de línea							
Flujo molar LB-MOL/HR	232,6	232,6	232,6	232,6	232,6	232,6	181,6
Flujo másico LB/HR	5952,4	5952,4	5952,4	5952,4	5952,4	5952,4	5027,7
Flujo volumétrico FT3/HR	149,2	149,2	149,2	149,2	149,2	149,2	134,3
Temperatura °F	780,0	779,5	779,5	779,1	250,0	242,5	242,5
Presión PSIA	135,0	120,0	120,0	105,0	105,0	90,0	90,0
Peso molecular	25,6	25,6	25,6	25,6	25,6	25,6	27,7
Calor MM BTU/HR	5,4	5,4	5,4	5,4	2,7	2,7	2,5
Entalpia BTU/LB	906,4	906,4	906,4	906,4	450,9	450,9	497,2
Fracción mol Líquido	N/A	N/A	N/A	N/A	0,2	0,2	N/A
Reducción Temp. °F	1,5	1,5	1,5	1,5	0,9	0,9	1,0
Reducción Pres. PSIA	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Factor Acentropico	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
Watson K (UOPK)	11,6	11,6	11,6	11,6	11,6	11,6	12,1
Densidad Standard Líquido LB/FT3	39,9	39,9	39,9	39,9	39,9	39,9	37,4
Gravedad Especifica	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6
API	89,7	89,7	89,7	89,7	89,7	89,7	104,3
Propiedades fase vapor							
Flujo molar LB-MOL/HR	232,6	232,6	232,6	232,6	180,3	181,6	181,6
Flujo másico LB/HR	5952,4	5952,4	5952,4	5952,4	5003,3	5027,7	5027,7
Flujo volumétrico FT3/HR	22822,9	25677,7	25677,7	29348,2	12672,1	14786,3	14786,3
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	88256,3	88256,3	88256,3	88256,3	68427,5	68921,6	68921,6
Gravedad Especifica (Aire=1.0)	0,9	0,9	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0
Peso molecular	25,6	25,6	25,6	25,6	27,7	27,7	27,7
Entalpia BTU/LB	906,4	906,4	906,4	906,4	497,3	497,2	497,2
CP BTU/LB-F	0,6	0,6	0,6	0,6	0,5	0,5	0,5
Densidad LB/FT3	0,3	0,2	0,2	0,2	0,4	0,3	0,3
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Propiedades fase líquida							
Flujo molar LB-MOL/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	52,3	50,9	n/a
Flujo másico LB/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	949,1	924,7	n/a
Flujo volumétrico FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	16,9	16,4	n/a
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	n/a	n/a	n/a	n/a	15,3	14,9	n/a
Gravedad específica (H2O @ 60 F)	n/a	n/a	n/a	n/a	1,0	1,0	n/a
Peso molecular	n/a	n/a	n/a	n/a	18,2	18,1	n/a
Entalpia BTU/LB	n/a	n/a	n/a	n/a	206,4	199,0	n/a
CP BTU/LB-F	n/a	n/a	n/a	n/a	1,0	1,0	n/a
Densidad LB/FT3	n/a	n/a	n/a	n/a	56,2	56,5	n/a
Tensión superficial Dina/CM	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Componente (Fracción mol)							
Alcohol etílico	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,14
Hidrogeno	0,22	0,22	0,22	0,22	0,22	0,22	0,28
Agua	0,44	0,44	0,44	0,44	0,44	0,44	0,29
1,3-Butadieno	0,22	0,22	0,22	0,22	0,22	0,22	0,28

Tabla 4.1 BMYE Numero línea	16	17	18	19	20	21	22
Fase	Vapor	Mezcla	Mezcla	Vapor	Mezcla	Mezcla	Mezcla
Propiedades totales de línea							
Flujo molar LB-MOL/HR	181,6	181,6	181,6	103,6	103,6	103,6	103,6
Flujo másico LB/HR	5027,7	5027,7	5027,7	2907,9	2907,9	2907,9	2907,9
Flujo volumétrico FT3/HR	134,3	134,3	134,3	95,5	95,5	95,5	95,5
Temperatura °F	241,0	10,0	9,0	9,0	42,5	-120,0	-120,4
Presión PSIA	75,0	75,0	60,0	60,0	45,0	45,0	30,0
Peso molecular	27,7	27,7	27,7	28,1	28,1	28,1	28,1
Calor MM BTU/HR	2,5	0,5	0,5	0,5	0,5	-0,2	-0,2
Entalpia BTU/LB	497,2	105,4	105,4	175,2	175,2	-72,3	-72,3
Fracción mol Líquido	N/A	0,4	0,4	N/A	0,0	0,5	0,5
Reducción Temp. °F	1,0	0,7	0,7	1,1	1,2	0,8	0,8
Reducción Pres. PSIA	0,1	0,1	0,0	0,1	0,1	0,1	0,1
Factor Acentropico	0,2	0,2	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0
Watson K (UOPK)	12,1	12,1	12,1	13,8	13,8	13,8	13,8
Densidad Standard Líquido LB/FT3	37,4	37,4	37,4	30,5	30,5	30,5	30,5
Gravedad Especifica	0,6	0,6	0,6	0,5	0,5	0,5	0,5
API	104,3	104,3	104,3	158,3	158,3	158,3	158,3
Propiedades fase vapor							
Flujo molar LB-MOL/HR	181,6	103,6	103,6	103,6	98,9	51,8	51,9
Flujo másico LB/HR	5027,7	2906,8	2907,9	2907,9	2655,5	112,2	115,9
Flujo volumétrico FT3/HR	17787,1	6645,7	8369,3	8369,3	11609,1	4201,6	6301,7
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	68921,6	39300,4	39313,2	39313,2	37534,4	19655,5	19687,5
Gravedad Especifica (Aire=1.0)	1,0	1,0	1,0	1,0	0,9	0,1	0,1
Peso molecular	27,7	28,1	28,1	28,1	26,8	2,2	2,2
Entalpia BTU/LB	497,2	174,6	175,2	175,2	191,7	-14,4	-10,3
CP BTU/LB-F	0,5	0,4	0,4	0,4	0,5	3,0	2,9
Densidad LB/FT3	0,3	0,4	0,3	0,3	0,2	0,0	0,0
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Propiedades fase líquida							
Flujo molar LB-MOL/HR	n/a	78,1	78,0	n/a	4,7	51,8	51,7
Flujo másico LB/HR	n/a	2120,9	2119,7	n/a	252,5	2795,7	2792,0
Flujo volumétrico FT3/HR	n/a	37,9	37,8	n/a	6,3	61,1	61,1
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	n/a	38,9	38,9	n/a	6,4	71,4	71,3
Gravedad específica (H2O @ 60 F)	n/a	0,9	0,9	n/a	0,6	0,6	0,6
Peso molecular	n/a	27,2	27,2	n/a	53,9	54,0	54,0
Entalpia BTU/LB	n/a	10,6	9,7	n/a	1,0	-74,6	-74,9
CP BTU/LB-F	n/a	0,8	0,8	n/a	0,5	0,4	0,4
Densidad LB/FT3	n/a	56,0	56,0	n/a	40,0	45,7	45,7
Tensión superficial Dina/CM	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Componente (Fracción mol)							
Alcohol etílico	0,14	0,14	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidrogeno	0,28	0,28	0,28	0,50	0,50	0,50	0,50
Agua	0,29	0,29	0,29	0,00	0,00	0,00	0,00
1,3-Butadieno	0,28	0,28	0,28	0,50	0,50	0,50	0,50

Tabla 4.1 BMYE Numero línea	<u>23</u>	<u>24</u>	<u>25</u>	<u>30</u>	<u>31</u>	40	50
Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido
Propiedades totales de línea							
Flujo molar LB-MOL/HR	51,7	51,7	51,7	51,9	51,9	50,9	78,0
Flujo másico LB/HR	2792,0	2792,0	2792,0	115,9	115,9	924,7	2119,7
Flujo volumétrico FT3/HR	71,3	71,3	71,3	24,2	24,2	14,9	38,9
Temperatura °F	-120,4	-120,3	-120,2	-120,4	-119,8	242,5	9,0
Presión PSIA	30,0	50,0	35,0	30,0	15,0	90,0	60,0
Peso molecular	54,0	54,0	54,0	2,2	2,2	18,1	27,2
Calor MM BTU/HR	-0,2	-0,2	-0,2	0,0	0,0	0,2	0,0
Entalpia BTU/LB	-74,9	-74,7	-74,7	-10,3	-10,3	199,0	9,7
Fracción mol Líquido	1,0	1,0	1,0	N/A	0,0	1,0	1,0
Reducción Temp. °F	0,4	0,4	0,4	5,4	5,4	0,6	0,4
Reducción Pres. PSIA	0,0	0,1	0,1	0,2	0,1	0,0	0,0
Factor Acentropico	0,2	0,2	0,2	-0,2	-0,2	0,3	0,4
Watson K (UOPK)	12,5	12,5	12,5	43,9	43,9	8,8	9,9
Densidad Standard Líquido LB/FT3	39,1	39,1	39,1	4,8	4,8	62,1	54,6
Gravedad Especifica	0,6	0,6	0,6	0,1	0,1	1,0	0,9
API	94,0	94,0	94,0	1707,0	1707,0	10,5	30,3
Propiedades fase vapor							
Flujo molar LB-MOL/HR	n/a	n/a	n/a	51,9	51,9	n/a	n/a
Flujo másico LB/HR	n/a	n/a	n/a	115,9	115,7	n/a	n/a
Flujo volumétrico FT3/HR	n/a	n/a	n/a	6301,7	12617,6	n/a	n/a
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	n/a	n/a	n/a	19687,5	19683,2	n/a	n/a
Gravedad Especifica (Aire=1.0)	n/a	n/a	n/a	0,1	0,1	n/a	n/a
Peso molecular	n/a	n/a	2,1	2,2	2,2	n/a	n/a
Entalpia BTU/LB	n/a	n/a	n/a	-10,3	-10,2	n/a	n/a
CP BTU/LB-F	n/a	n/a	n/a	2,9	2,9	n/a	n/a
Densidad LB/FT3	n/a	n/a	n/a	0,0	0,0	n/a	n/a
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Propiedades fase líquida							
Flujo molar LB-MOL/HR	51,7	51,7	51,7	n/a	0,0	50,9	78,0
Flujo másico LB/HR	2792,0	2792,0	2792,0	n/a	0,2	924,7	2119,7
Flujo volumétrico FT3/HR	61,1	61,1	61,1	n/a	0,0	16,4	37,8
Flujo volumétrico vapor estándar FT3/HR	71,3	71,3	71,3	n/a	0,0	14,9	38,9
Gravedad específica (H2O @ 60 F)	0,6	0,6	0,6	n/a	1,0	1,0	0,9
Peso molecular	54,0	54,0	54,0	n/a	18,0	18,1	27,2
Entalpia BTU/LB	-74,9	-74,7	-74,7	n/a	-108,4	199,0	9,7
CP BTU/LB-F	0,4	0,4	0,4	n/a	0,8	1,0	0,8
Densidad LB/FT3	45,7	45,7	45,7	n/a	68,0	56,5	56,0
Tensión superficial Dina/CM	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conductividad Térmica BTU/HR-FT-F	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad CP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Componente (Fracción mol)							
Alcohol etílico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33
Hidrogeno	0,00	0,00	0,00	0,99	0,99	0,00	0,00
Agua	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,67
1,3-Butadieno	1,00	1,00	1,00	0,01	0,01	0,00	0,00

4.7 Hojas de especificación de equipos.

En esta sección se muestran datos sintetizados del equipo de proceso, así también como un listado de equipo, en forma de hojas de especificación que muestran los datos más relevantes de cada uno de ellos.

Tabla 4.2 Lista de equipo en proceso.			
Nombre	Tipo	Descripción	Características
RA-01	Reactor	Reactor de conversión, equipo principal.	300ft ³
FA-01	Tanque	Tanque de almacenamiento principal.	30x 32 ft
FA-02	Tanque	Tanque de almacenamiento del reactivo precalentado.	5.5x1.5 ft
FA-03	Tanque	Tanque de almacenamiento de producto, productos secundarios.	6.5x1.5 ft
FA-04	Tanque	Tanque separador de producto, productos secundarios.	4.5x1.5 ft
FA-05	Tanque	Tanque separador de producto, productos secundarios.	11.5x2 ft
FA-06	Tanque	Tanque separador de producto, productos secundarios.	9x2 ft
FA-07	Tanque	Tanque de almacenamiento productos secundarios.	21x8 ft
FA-08	Tanque	Tanque de almacenamiento producto principal.	15x5 ft
FA-BL	Tanque	Tanque balance en proceso.	5X 2 ft
BA-01	Bomba	Bomba principal conectada a tanque FA-01.	5 Hp
BA-02	Bomba	Bomba alimentadora a proceso.	5 Hp
BA-03	Bomba	Bomba alimentadora a FA-07 Producto final.	1Hp
EA-01	Cambiador de calor	Calentador de reactivo.	101 ft ²
EA-02	Cambiador de calor	Condensador producto, productos secundarios.	163 ft ²
EA-03	Cambiador de calor	Condensador producto, productos secundarios.	188ft ²
EA-04	Cambiador de calor	Condensador producto, productos secundarios.	126 ft ²
GB-01	Compresor	Compresor de reactivo.	88 Hp

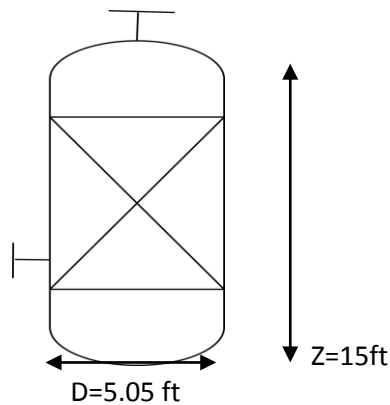
Se muestran hojas de especificación de equipo de proceso, el cual incluye el reactor de conversión, tanques de proceso, bombas de proceso, intercambiadores de calor, compresor, en ese orden. Así mismo se indica la memoria de cálculo para los diferentes tipos de equipo en anexos.

Hojas de especificación de Equipos.

Hoja 4.1 Reactor de Conversión 'RA-01'

Condiciones de operación

Tipo de Reactor	Isotérmico	RA-01		
Calor conducido MMBTU/HR	3.75			
	Entrada	Salida		
Líneas	8	9		
Temperatura °F	380	780		
Presión Psia	135	120		
Temperatura de diseño °F	900			
Presión de diseño Psia	170			
Catalizador doble	Oxido de aluminio AlO ₂	Oxido de Magnesio MgO		
Material	Acero Inoxidable			
Servicios	Agua de enfriamiento, vapor.			
Velocidad de reacción	0.4 lbmo/ft ³ hr			
Volumen de reactor	258.42 ft ³			
Volumen sobre diseño de reactor 15%	300.00 ft ³			
Longitud	15 ft	Diámetro	5.05 ft	
BMYE Lbmol/hr	Inicio	Transformación	Producción	Conversión
Alcohol etílico	1,292	-1,033	258	0.8
Hidrogeno	0	516	516	
Agua	0	1,033	1,033	
1,3-butadieno	0	516	516	
Total	1,292	1,033	2,325	



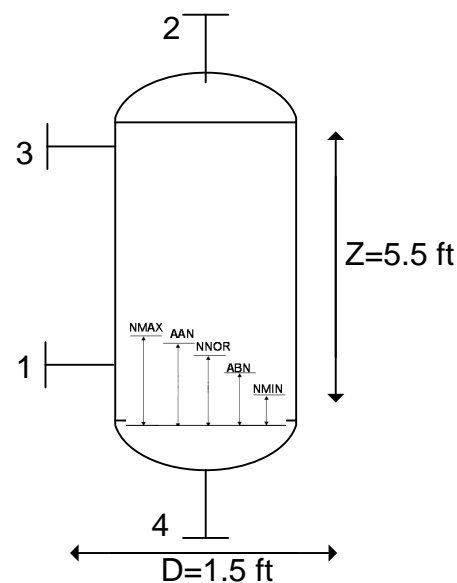
Hoja 4.2 Tanque FA-01						
Servicio	FA-01 Almacenamiento total por 15 días		Posición	Atmosférica		
Tipo de Fluido	Líquido	alcohol etílico				
Temperatura °F	Operación	77.0	Máxima	92.4	Diseño	150
Presión Psia	Operación	15.0	Máxima	20	Diseño	40
Densidad	Líquido lb/ft ³	49.6		Tipo Circular		
Dimensiones ft	Longitud	32.0		Diámetro	30.0	Capacidad Total ft ³ 22,619.5
Nivel ft	Normal	18.2		Máximo	30.0	Mínimo 0.5
Alarmas ft	Alto Nivel	24.1		Bajo Nivel	7.9	Nivel de paro de 30.0
Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)		Diagrama		
Alimentación	1(1)	2				
Salida del líquido	1(1)	2				
Salida de gas	1(2)	1/2				
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	1/2				
Drene en línea líquido.	1(3)	1/2				
Instrumentos de nivel	1(4)	1				
Interruptor de nivel	1(4)	1				
Notas						

Hoja 4.3 Tanque FA-02

Servicio	FA-02 Almacenaje de almacenamiento, producto precalentado		Posición	Vertical	
Tipo de Fluido	Líquido	-	Flujo lb/hr	másico	-
	Gas	CH ₂ CH ₃ OH	Flujo lb/hr	másico	5952.49
					flujo volumétrico 20,736.1 ft ³ /hr
Temperatura °F	Operación	250	Máxima	300	Diseño 345
Presión Psia	Operación	45	Máxima	54	Diseño 65
Densidad	Líquido lb/ft ³	-	Tipo Circular		
	Gas lb/ft ³	0.287			
Dimensiones ft	Longitud	5.5	Diámetro	1.5	Capacidad Total ft ³ 12
Nivel ft	Normal	0.10	Máximo	0.20	Mínimo -
Alarmas ft	Alto Nivel	0.18	Bajo Nivel	0.16	Nivel de paro 0.20

Diagrama

Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)
Alimentación	1(1)	4
Salida de liquido	1(4)	½
Salida de gas	1(2)	4
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	4
Drene en línea líquido.	1(4)	½
Instrumentos de nivel	1(3)	½
Interruptor de nivel	1(3)	½



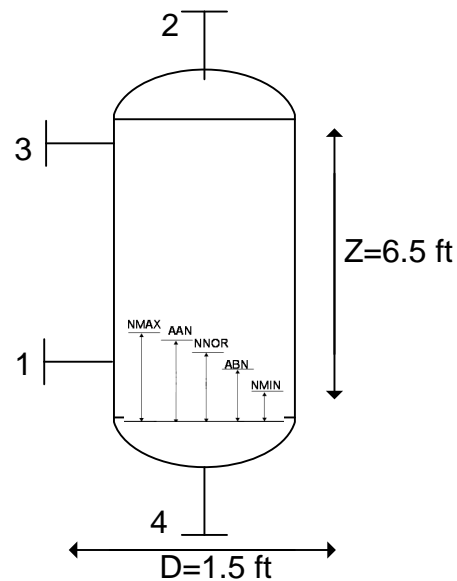
Notas: la válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño.

Hoja 4.4 Tanque FA-03

Servicio	FA-03 Almacenamiento mezcla				Posición	Vertical	
Tipo de Fluido	Líquido	-	Flujo másico	lb/hr	-	flujo volumétrico	- ft ³ /hr
	Gas	BD, H ₂ O, CH ₃ CH ₂ OH	H ₂ , Flujo másico	lb/hr	5952,38	flujo volumétrico	25,677.6 ft ³ /hr
Temperatura °F	Operación	780	Máxima		936	Diseño	1080
Presión Psia	Operación	120	Máxima		144	Diseño	170
Densidad	Líquido lb/ft ³	-	Tipo Circular				
	Gas lb/ft ³	0.23					
Dimensiones ft	Longitud	6.50	Diámetro		1.50	Capacidad Total	11.5 ft ³
Nivel ft	Normal	1.00	Máximo		0.80	Mínimo	0.50
Alarmas ft	Alto Nivel		Bajo Nivel			Nivel de paro	
Líquido		0.74			0.68		0.58

Diagrama

Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)
Alimentación	1(1)	4
Salida del líquido	1(4)	½
Salida de gas	1(2)	4
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	4
Drene en línea líquido.	1(4)	½
Instrumentos de nivel	1(3)	½
Interruptor de nivel	1(3)	½
Notas: la válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño.		



Hoja 4.5 Tanque FA-04

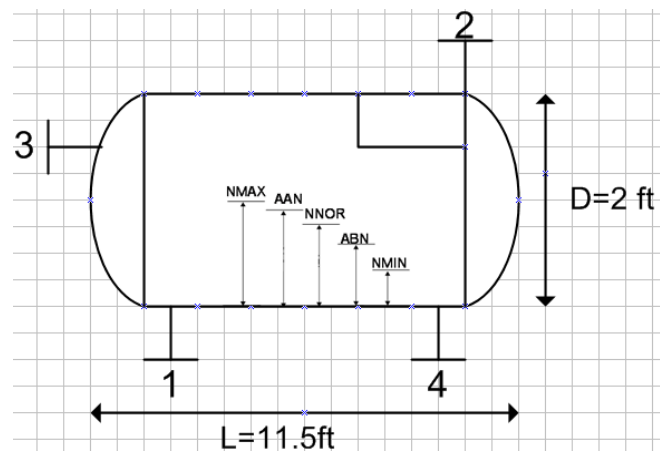
Servicio	FA-04 Tanque separador			Posición	Horizontal	
Tipo de Fluido	Líquido	H2O	Flujo másico lb/hr	925	flujo volumétrico ft ³ /hr	16.9
	Gas	BD, H2, H2O, CH2CH3OH	Flujo másico lb/hr	5,027.7	flujo volumétrico ft ³ /hr	14,786.3
Temperatura °F	Operación	250.0	Máxima	300.0	Diseño	345.0
Presión Psia	Operación	105.0	Máxima	126.0	Diseño	145.0
Densidad	Líquido lb/ft ³	56.21	Tipo Circular			
	Gas lb/ft ³	0.39				
Dimensiones ft	Longitud ft	4.5	Diámetro ft	1.5	Capacidad Total ft ³	7.95
Nivel ft	Normal	0.8	Máximo	1.0	Mínimo	0.5
Alarmas ft	Alto Nivel	0.9	Bajo Nivel	0.6		
Longitud mínima de separación L-V ft	0.5			Diagrama		
Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)	<p>Diagrama de un tanque horizontal de 4.5 ft de longitud y 1.5 ft de diámetro. Muestra la ubicación de la alimentación (3) y las salidas (1, 2, 4). Se indican niveles de seguridad: NMAX, AAN, NNOR, ABN, NMIN.</p>			
Alimentación	1(1)	2.0				
Salida del liquido	1(4)	1.0				
Salida de gas	1(2)	3-1/2				
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	3-1/2				
Drene en línea líquido.	1(4)	1/2				
Instrumentos de nivel	1(3)	1/2				
Interruptor de nivel	1(3)	1/2				
Notas: Válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño, lo mismo pasa con línea de drene y salida de liquido.						

Hoja 4.6 Tanque FA-05

Servicio	FA-05 Tanque separador				Posición	Horizontal	
Tipo de Fluido	Líquido	H2O, CH2CH3OH	Flujo lb/hr	másico	1,715.1	flujo volumétrico ft3/hr	29.1
	Gas	BD, H2	Flujo lb/hr	másico	2,903.2	flujo volumétrico ft3/hr	14,570.7
Temperatura °F	Operación	10.0	Máxima		12.0	Diseño	0.0 (criogénico)
Presión Psia	Operación	60.0	Máxima		72.0	Diseño	83
Densidad	Líquido lb/ft3	56.01	Tipo Circular				
	Gas lb/ft3	0.35					
Dimensiones ft	Longitud	11.5	Diámetro	2.0	Capacidad Total ft3	36.1	
Nivel ft	Normal	1.1	Máximo	1.5	Mínimo	0.5	
Alarmas ft	Alto Nivel	1.3	Bajo Nivel	0.5	Nivel de paro	1.5	

Longitud mínima de separación L-V ft	0.5	
Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)
Alimentación	1(1)	2.0
Salida del líquido	1(4)	1-1/2
Salida de gas	1(2)	3.0
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	3.0
Drene en línea liquido.	1(4)	½
Instrumentos de nivel	1(3)	½
Interruptor de nivel	1(3)	½
Notas: Válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño, lo mismo pasa con línea de drene y salida de liquido.		

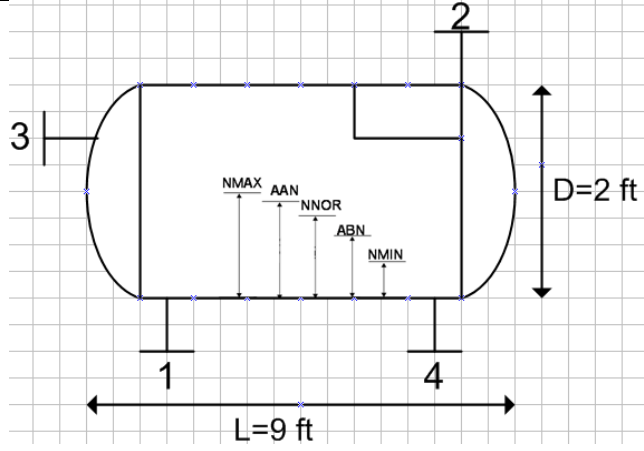
Diagrama



Hoja 4.7 Tanque FA-06

Servicio	FA-06 separador	Tanque	Posición	Horizontal		
Tipo de Fluido	Líquido	BD	Flujo másico lb/hr	2774.8	flujo másico ft3/hr	61.5
	Gas	H2	Flujo másico lb/hr	133.1	flujo másico ft3/hr	6,701.9
Temperatura °F	Operación	-100.0	Máxima	- 110.0	Diseño	-130.0
Presión Psia	Operación	50.0	Máxima	60.0	Diseño	70.0
Densidad	Líquido lb/ft3	45.1	Tipo Circular			
	Gas lb/ft3	0.02				
Dimensiones ft	Longitud	9.0	Diámetro	2.0	Capacidad Total ft3	28.3
Nivel ft	Normal	1.1	Máximo	1.5	Mínimo	0.5
Alarmas ft	Alto Nivel	1.3	Bajo Nivel	0.8	Nivel de paro	1.5
Longitud mínima de separación L-V ft.	0.5		Diagrama			

Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)
Alimentación	1(1)	2.0
Salida del liquido	1(4)	1-1/4
Salida de gas	1(2)	3.0
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	3.0
Drene en línea líquido.	1(4)	½
Instrumentos de nivel	1(3)	½
Interruptor de nivel	1(3)	½

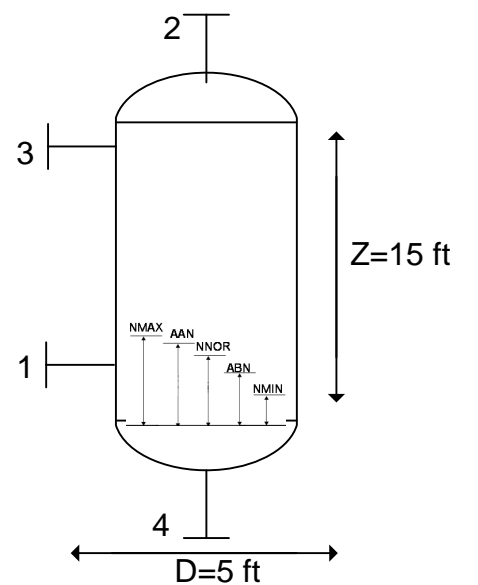


Notas: Válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño, lo mismo pasa con línea de drene y salida de liquido.

Hoja 4.8 Tanque FA-07

Servicio	FA-07 Almacenamiento total por día BD	Posición	Vertical
Tipo de Fluido	Líquido BD	Flujo másico lb/hr	44,952.4
	Gas -	Flujo másico lb/hr	-
Temperatura °F	Operación -120.0	Máxima	-130.0
Presión Psia	Operación 35.0	Máxima	42.0
Densidad	Líquido 45.1 lb/ft3	Tipo Circular	
	Gas lb/ft3 -		
Dimensiones ft	Longitud 21.0	Diámetro	8.0
		Capacidad Total ft3	1,055.6
Nivel ft	Normal 11.6	Máximo	19.0
		Mínimo	0.5
Alarmas ft	Alto Nivel 15.3	Bajo Nivel	5.1
		Nivel de paro	19.0
Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)	Diagrama
Alimentación	1(1)	1-1/4	
Salida del líquido	1(4)	2.0	
Salida de gas	1(2)	1/2	
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	1/2	
Drene en línea líquido.	1(4)	1/2	
Instrumentos de nivel	1(3)	1	
Interruptor de nivel	1(3)	1	
Notas:	la válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño.		

Hoja 4.9 Tanque FA-08

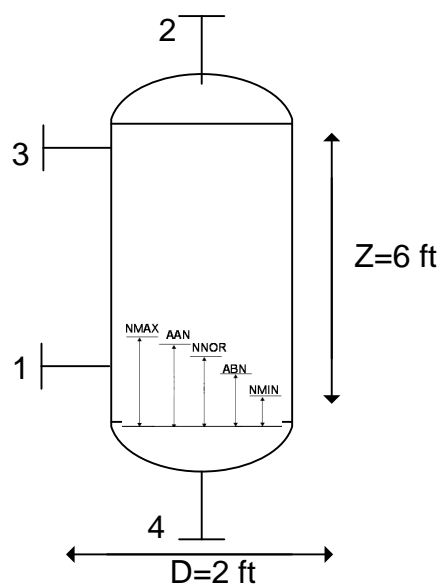
Servicio	FA-08 Almacenamiento total por día H2		Posición	Vertical		
Tipo de Fluido	Líquido	-	Flujo másico lb/hr	-	flujo volumétrico ft3/hr	-
	Gas	H2	Flujo másico lb/hr	132.7	flujo volumétrico ft3/hr	13.431,8
Temperatura °F	Operación	70.0	Máxima	84.0	Diseño	100.0
Presión Psia	Operación	80.0	Máxima	96.0	Diseño	110.0
Densidad	Líquido	-	Tipo	Circular		
	Gas lb/ft3	0.01				
Dimensiones ft	Longitud	15.0	Diámetro	5.0	Capacidad Total ft3	295.0
Nivel ft	Normal	14.0	Máximo	23.0	Mínimo	0.5
Alarmas ft	Alto Nivel	18.5	Bajo Nivel	6.1	Nivel de paro	23.0
Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)	Diagrama			
Alimentación	1(1)	2-1/2				
Salida del líquido	1(4)	1/2				
Salida de gas	1(2)	1/2				
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	1/2				
Drene en línea líquido.	1(4)	1/2				
Instrumentos de nivel	1(3)	1/2				
Interruptor de nivel	1(3)	1/2				
Notas: la válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño.						

Hoja 4.3 Tanque FA-BL

Servicio	FA-BL Tanque balanza.				Posición	Vertical	
Tipo de Fluido	Líquido	CH ₂ CH ₃ OH	Flujo lb/hr	másico	5952.49	flujo volumétrico ft ³ /hr	120.02
	Gas		Flujo lb/hr	másico		flujo volumétrico ft ³ /hr	20,736.1
Temperatura °F	Operación	250		Máxima	300	Diseño	345
Presión Psia	Operación	45		Máxima	54	Diseño	65
Densidad	Líquido lb/ft ³	49.6		Tipo Circular			
	Gas lb/ft ³	0.287					
Dimensiones ft	Longitud	6		Diámetro	2	Capacidad Total ft ³	18.85
Nivel ft	Normal	0.10		Máximo	0.20	Mínimo	
Alarmas ft	Alto Nivel			Bajo Nivel		Nivel de paro	
Líquido		0.18			0.16		0.20

Diagrama

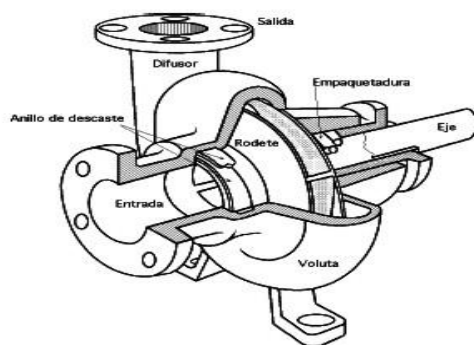
Boquillas	Cantidad	D Nominal (in)
Alimentación	1(1)	4
Salida de líquido	1(4)	½
Salida de gas	1(2)	4
V. Seguridad en línea descarga gas	1(2)	4
Drene en línea líquido.	1(4)	½
Instrumentos de nivel	1(3)	½
Interruptor de nivel	1(3)	½



Notas: la válvula de seguridad está en la línea de salida de gas por lo mismo es del mismo tamaño.

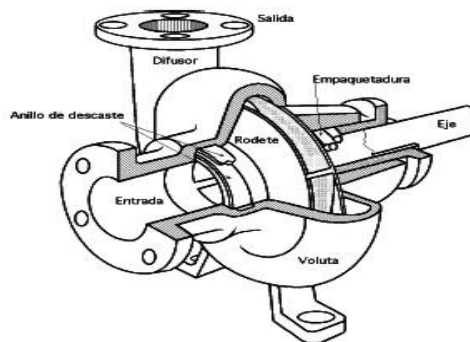
Hoja 4.10 Sistema de bombeo BA-01

Clave	BA-01	Servicio (flujo)	Alimentador de proceso: Alcohol Eílico
flujo másico lb/h	71,460.0	Flujo volumétrico ft3/hr	1,441.0
Condiciones de operación máxima.			
Temperatura °F	68	Porcentaje de sólidos	-
Densidad lb/ft3	48.97	Viscosidad cP	1.2
Presión Psia	Succión 15	Presión Descarga Psia	85
Número de línea de succión	1	Número de línea de descarga	2
Tipo de bomba	Centrifuga	Carga dinámica total (lb_f.ft/lb_m)	86.12
Potencia de bomba HP	5	Cabezal neto de succión positiva disponible NPSH requerida	14.6
Diámetro impulsor in	de 5	Rpm	2880
Eficiencia	77%		



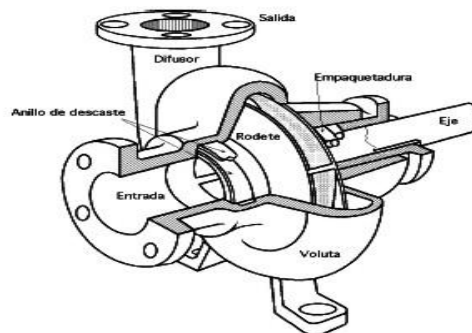
Hoja 4.11 Sistema de bombeo BA-02

Clave	BA-02	Servicio (flujo)	Alimentador de proceso: Alcohol Etílico reserva.
flujo másico lb/h	71,460.0	Flujo volumétrico ft3/hr	1,441.0
Suministro a proceso.			
Temperatura °F	68	Porcentaje de sólidos	-
Densidad lb/ft3	48.97	Viscosidad cP	1.2
Presión Psia	Succión 15	Presión Descarga Psia	85
Número de línea de succión	1	Número de línea de descarga	2
Tipo de bomba	Centrifuga	Carga dinámica total (lb_f.ft/lb_m)	86.12
Potencia de bomba HP	5	Cabezal neto de succión disponible requerida	positiva NPSH 14.6
Diámetro impulsor in	de 5	Rpm	2880
Eficiencia	77%		



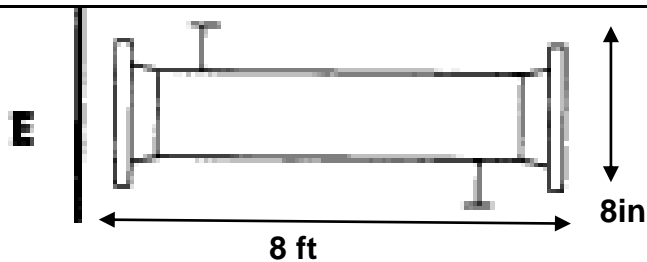
Hoja 4.12 Sistema de bombeo BA-03

Clave	BA-03	Servicio (flujo)	Almacenamiento producto final 1,3-butadieno
flujo masico lb/h	2780.0	Flujo volumétrico ft ³ /nr	71.0
Condiciones de operación			
Temperatura °F	-120.3	Porcentaje de sólidos	0.0
Densidad lb/ft³	45.1	Viscosidad cP	0.4
Presión Psia	Succión 30.0	Presión Descarga	50.0
Número de línea de succión	23	Número de línea de descarga	24
Tipo de bomba	Centrifuga	Carga dinámica total (lb_f.ft/lb_m)	26.6
Potencia de bomba HP	1.0	Cabezal neto de succión positiva disponible NPSH requerida	15.7
Díámetro impulsor in	de 5	Rpm	2880
Eficiencia	77%		



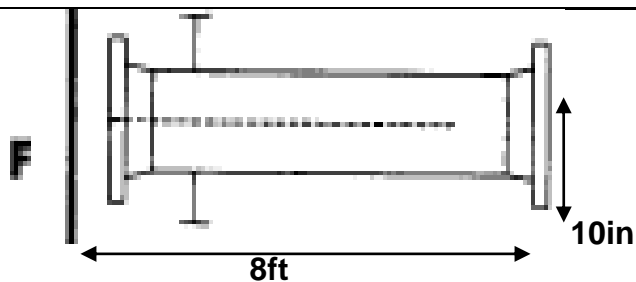
Hoja 4.12 Intercambiador de calor EA-01

Servicio	EA-01 Evaporador acondicionamiento de materia	
Fluido	Lado de coraza	Lado de tubos
	alcohol etilo	Vapor de agua
Flujo del fluido (lb/hr)	5952.5	13,050.0
Temperatura Entrada °F	77	800
Temperatura Salida °F	250	340
Presión de operación Psia	40	100
Densidad lb/ft³	49.6	0.167
Numero de pasos	1	2
Caída de presión	2	2
Factor de ensuciamiento	0.0027	
Calor transmitido BTU/lb	2,840,000	
Arreglo	Cambiador tipo E, 32 Tubos de 3/4, arreglo cuadrado de 1 in, 1 pasos	
LMTD corregido	372	
Coefficiente global UD	76	
Área de transferencia ft²	101	
Numero de tubos	32	
Diámetro interno DI (in)	0.62	
Diámetro externo DO (in)	¾	
Longitud ft	8	
Diámetro de Coraza in	8	



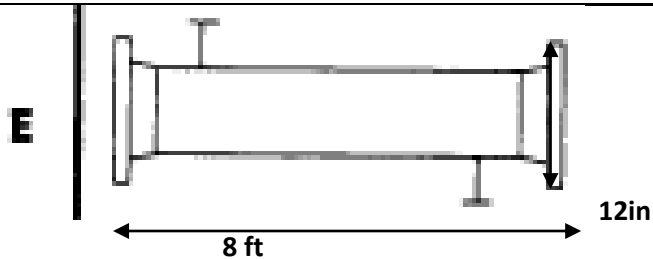
Hoja 4.13 Intercambiador de calor EA-02

Servicio	EA-02 Condensador	
Fluido	Lado de coraza	Lado de tubos
	Butadieno, hidrogeno, alcohol etílico y agua	Agua de enfriamiento
Flujo del fluido (lb/hr)	5,952.5	17,492.9
Temperatura Entrada °F	780	77
Temperatura Salida °F	250	230
Presión de operación Psia	135	50
Densidad lb/ft3	0.75	62.22
Numero de pasos	2	4
Caída de presión	2	2
Factor de ensuciamiento	de 0.0027	
Arreglo	Cambiador tipo F, 52 Tubos de 3/4, arreglo cuadrado de 1 in, 1 paso	
Calor transmitido BTU/hr	2,750,000	
LMTD corregido	313	
Coeficiente global UD	54	
Área de transferencia ft2	163	
Numero de tubos	60	
Diámetro interno DI (in)	0.62	
Diámetro externo DO (in)	¾	
Longitud ft	8	
Diámetro de Coraza in	10	



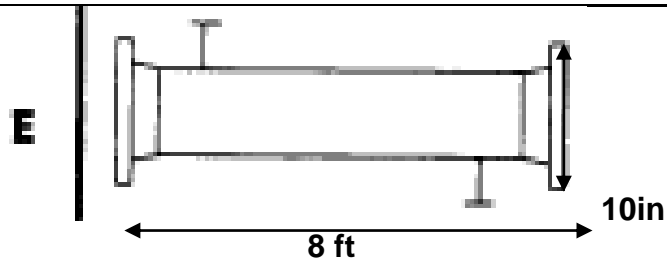
Hoja 4.14 Intercambiador de calor EA-03

Servicio	EA-03 Condensador	
Fluido	Lado de coraza	Lado de tubos
	Butadieno, hidrogeno, alcohol etílico y agua.	Refrigerante Amoniaco.
Flujo del fluido (lb/hr)	5,027.7	4,100.0
Temperatura Entrada °F	250	-30
Temperatura Salida °F	10	-10
Presión de operación Psia	90.0	24.0
Densidad lb/ft3	0.34	40.41
Numero de pasos	1	2
Caída de presión	2	2
Factor de ensuciamiento	0.0027	
Arreglo	Cambiador tipo E, 60 Tubos de 3/4, arreglo cuadrado de 1 in, 8 pasos	
Calor transmitido BTU/hr	2,000,000	
LMTD corregido	107	
Área de transferencia ft2	188	
Coeficiente global UD	99	
Numero de tubos	60	
Diámetro interno DI (in)	0.62	
Diámetro externo DO (in)	¾	
Longitud ft	8	
Diámetro de Coraza in	12	



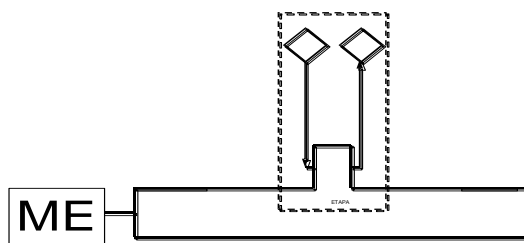
Hoja 4.15 Intercambiador de calor EA-04

Servicio	EA-04 Condensador	
Fluido	Lado de coraza	Lado de tubos
	Butadieno, hidrogeno.	Refrigerante Etileno.
Flujo del fluido (lb/hr)	2,910.0	4,300.0
Temperatura Entrada °F	10	-160
Temperatura Salida °F	-120	-140
Presión de operación Psia	60	23
Densidad lb/ft3	0.35	39.32
Numero de pasos	1	2
Caída de presión	2	2
Factor de ensuciamiento	0,0027	
Arreglo	Cambiador tipo E, 52 Tubos de 3/4, arreglo cuadrado de 1 in, 1 pasos	
Calor transmitido BTU/hr	700,000	
LMTD corregido	79	
Área de transferencia ft2	126	
Coefficiente global UD	70	
Numero de tubos	40	
Diámetro interno DI (in)	0.62	
Diámetro externo DO (in)	¾	
Longitud ft	8	
Diámetro de Coraza in	10	



Hoja 4.16 Compresor GB-01

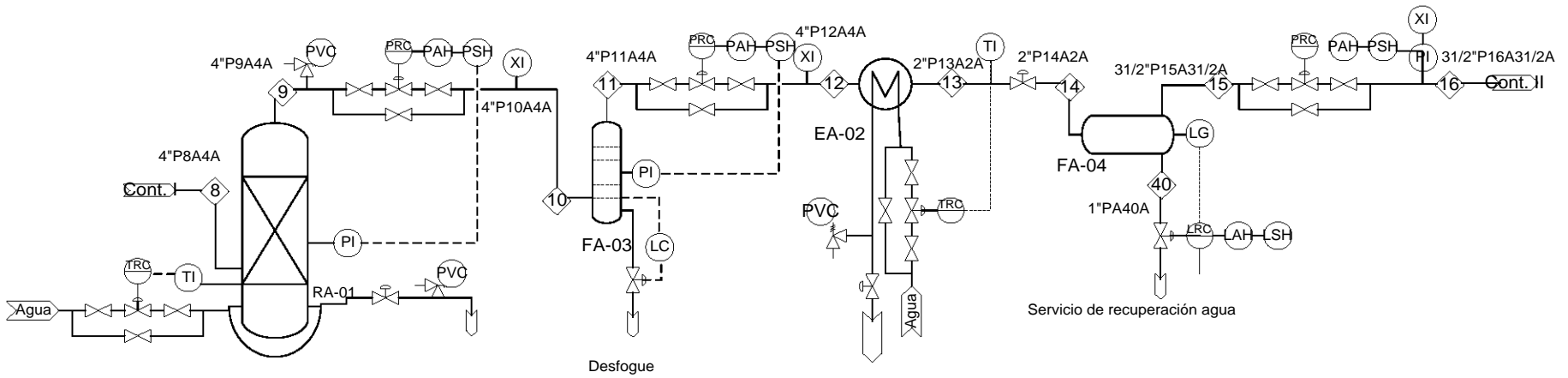
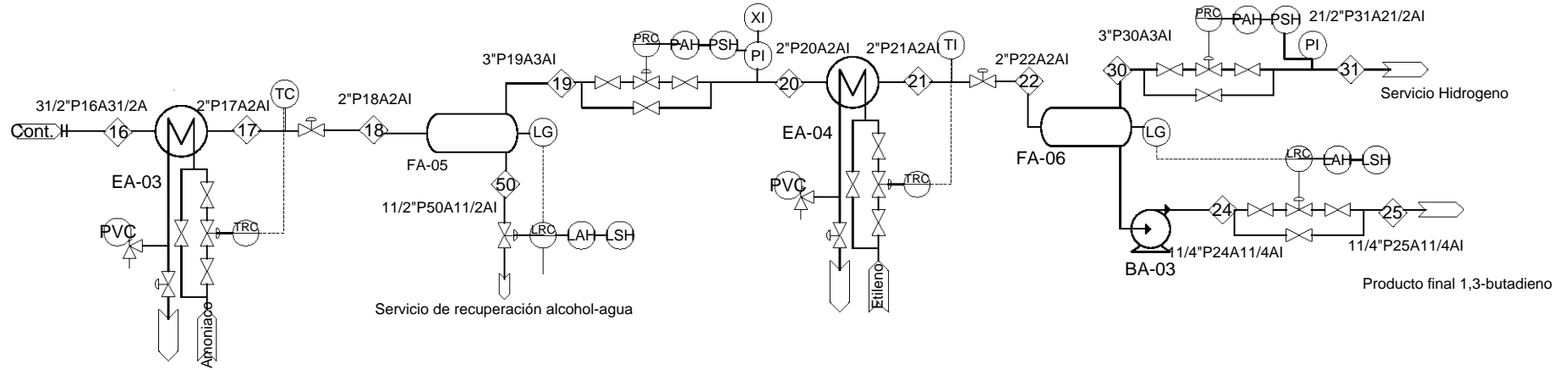
Servicio	Alimentador a RA-01	Potencia al freno HP	88
Tipo	GB-01	Reciprocante	Fluido Alcohol etílico
carga adiabática Ft	30,747.0	K (cp/cv)	1.13
Flujo másico lb/hr	5,952.4	R. Compresibilidad	3.3
Presión de succión Psia	45	Flujo Volumétrico ft3/min	346
Presión descarga Psia	150	Temperatura succión °R	de 710
Presión de relevo Psia	180	Temperatura descarga °R	901
Datos de Fluido: Entrada alcohol etílico		Salida	
Temperatura °F	246.2		380.3
Presión PSIA	45.0		150.0
Peso molecular	46.1		46.1
Calor MM BTU/HR	2.9		3.2
Entalpia BTU/LB	482.1		534.1
Flujo volumétrico FT3/HR	20736.2		7088.6
CP BTU/LB-F	0.4		0.5
Densidad LB/FT3	0.3		0.8
Flujo másico máximo lb/hr			5,952.4
Flujo másico normal lb/hr			4,770
Flujo másico mínimo lb/hr			3,572
Eficiencia	%	70	
Material	Acero al carbón	Boquillas	
cilindro lineal	X	Succión	In 4
	6	Descarga	In 3
		V. Seguridad	In 4

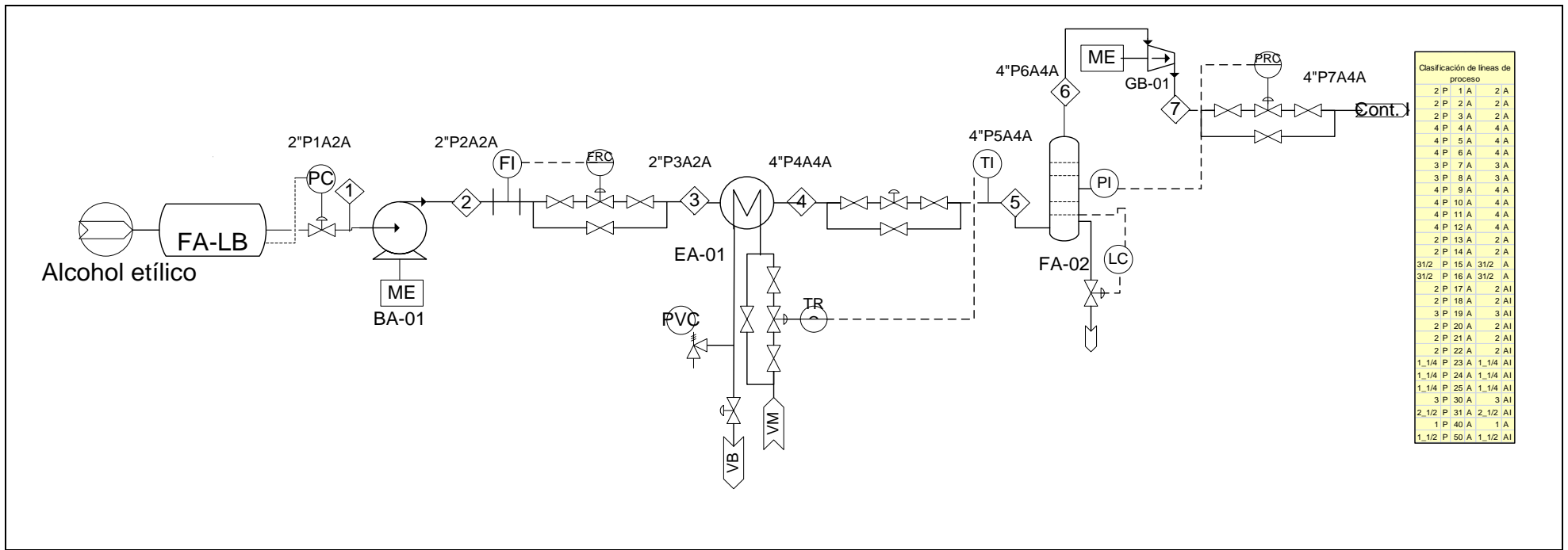


4.8 Diagramas de tuberías e instrumentación de proceso (DTI).

Esta sección muestra lo referente a control de procesos, a través de un diagrama de tubería e instrumentación, con los criterios de seguridad y proceso como factor principal, así mismo en la tabla 4.3 muestra las dimensiones de diámetros utilizados en proceso donde la metodología de cálculo se muestra en el anexo memoria de cálculo.

Tabla 4.3 Clasificación de líneas de proceso					
2	P	1	A	2	A
2	P	2	A	2	A
2	P	3	A	2	A
4	P	4	A	4	A
4	P	5	A	4	A
4	P	6	A	4	A
3	P	7	A	4	A
3	P	8	A	4	A
4	P	9	A	4	A
4	P	10	A	4	A
4	P	11	A	4	A
4	P	12	A	4	A
2	P	13	A	2	A
2	P	14	A	2	A
3-1/2	P	15	A	3-1/2	A
3-1/2	P	16	A	3-1/2	A
2	P	17	A	2	A.I.
2	P	18	A	2	A.I.
3	P	19	A	3	A.I.
2	P	20	A	2	A.I.
2	P	21	A	2	A.I.
2	P	22	A	2	A.I.
1-1/4	P	23	A	1-1/4	A.I.
1-1/4	P	24	A	1-1/4	A.I.
1-1/4	P	25	A	1-1/4	A.I.
1-1/4	P	26	A	1-1/4	A.I.
1/2	P	27	A	1/2	A.I.
3	P	30	A	3	A.I.
2-1/2	P	31	A	2-1/2	A
2-1/2	P	32	A	2-1/2	A
1/2	P	33	A	1/2	A
1	P	40	A	1	A
1-1/2	P	50	A	1-1/2	A.I.





Clasificación de líneas de proceso		
2 P 1 A	2 A	
2 P 2 A	2 A	
2 P 3 A	2 A	
4 P 4 A	4 A	
4 P 5 A	4 A	
4 P 6 A	4 A	
3 P 7 A	3 A	
3 P 8 A	3 A	
4 P 9 A	4 A	
4 P 10 A	4 A	
4 P 11 A	4 A	
4 P 12 A	4 A	
2 P 13 A	2 A	
2 P 14 A	2 A	
31/2 P 15 A	31/2 A	
31/2 P 16 A	31/2 A	
2 P 17 A	2 AI	
2 P 18 A	2 AI	
3 P 19 A	3 AI	
2 P 20 A	2 AI	
2 P 21 A	2 AI	
2 P 22 A	2 AI	
1_1/4 P 23 A	1_1/4 AI	
1_1/4 P 24 A	1_1/4 AI	
1_1/4 P 25 A	1_1/4 AI	
3 P 30 A	3 AI	
2_1/2 P 31 A	2_1/2 AI	
1 P 40 A	1 A	
1_1/2 P 50 A	1_1/2 AI	

Diagrama de Tubería e instrumentación: Planta productora de 1,3-butadieno.

UNAM Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán. Rev.

Elaboro: Abraham Alcántara López

4.9 Consumo eléctrico.

Se pretende dar el consumo de electricidad de equipos en el proceso instalados, se toma como un valor constante por ello no se especifica la cantidad de tiempo que se utiliza, por capacidad estos no deben rebasar los 350 HP pues en este caso es recomendable utilizar vapor directamente. En el proceso se utilizan bombas y compresores, se muestra una tabla resumen de las mismas:

Tabla. 4.4 Consumo eléctrico.

Equipo	Descripción	Potencia HP	Potencia KW	costo kWh	Costo total \$(peso Mexicano)
GB-01	Alimentador a reactor RA-01	88.0	65.62	\$1.70	
BA-01	Alimentador a tanque principal de almacenamiento alcohol etílico	1.0	3.73		
BA-02	Alimentador a proceso EA-01	5.0	3.73		
Servicios	Se engloba todo el consumo de servicios	40.2	29.98		
Total por corrida con sobre diseño del 20%	Se considera un 20% de sobre diseño en el consumo eléctrico, no importando si algunos valores estén sobre estimados	175	130.5		
Total día		2033.2	1516.22		\$2,577.57
Total por año		711648.0	530676.63		\$902,150.26

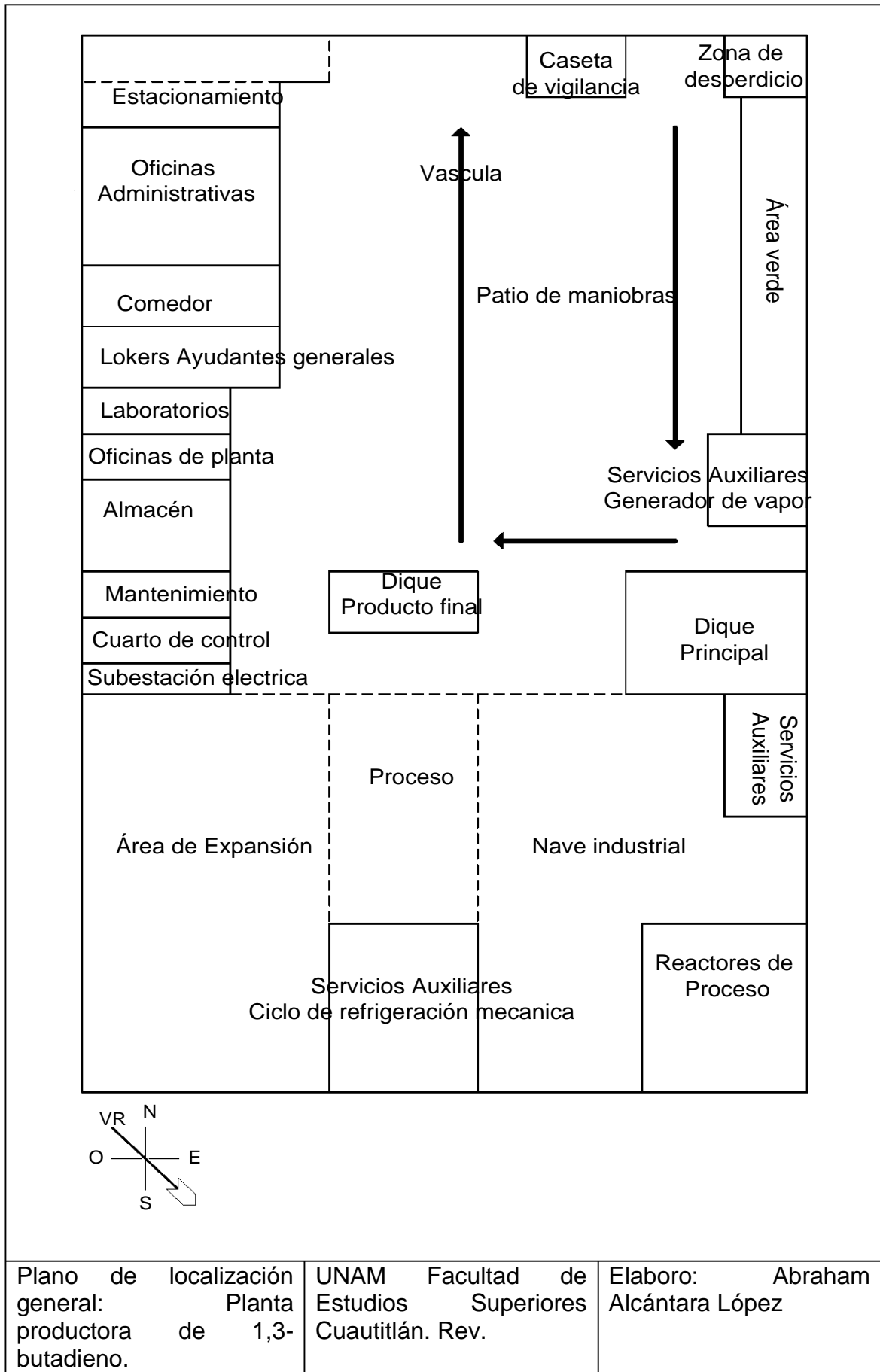
4.10 Plano de localización general de planta (Lay out planta).

Se da una descripción detallada de la localización de la planta integrando la estructura de edificios, nave industrial, equipos de dimensiones mayores utilizados a lo larga de este proceso, principalmente en el almacenamiento, ubicándolos en zonas específicas debidas ya sea al proceso o al ámbito administrativo.

Definiéndolo en área administrativa, de proceso y zona común, con base en seguridad, tamaño del terreno, diagrama de flujo.

Se tienen como principales áreas:

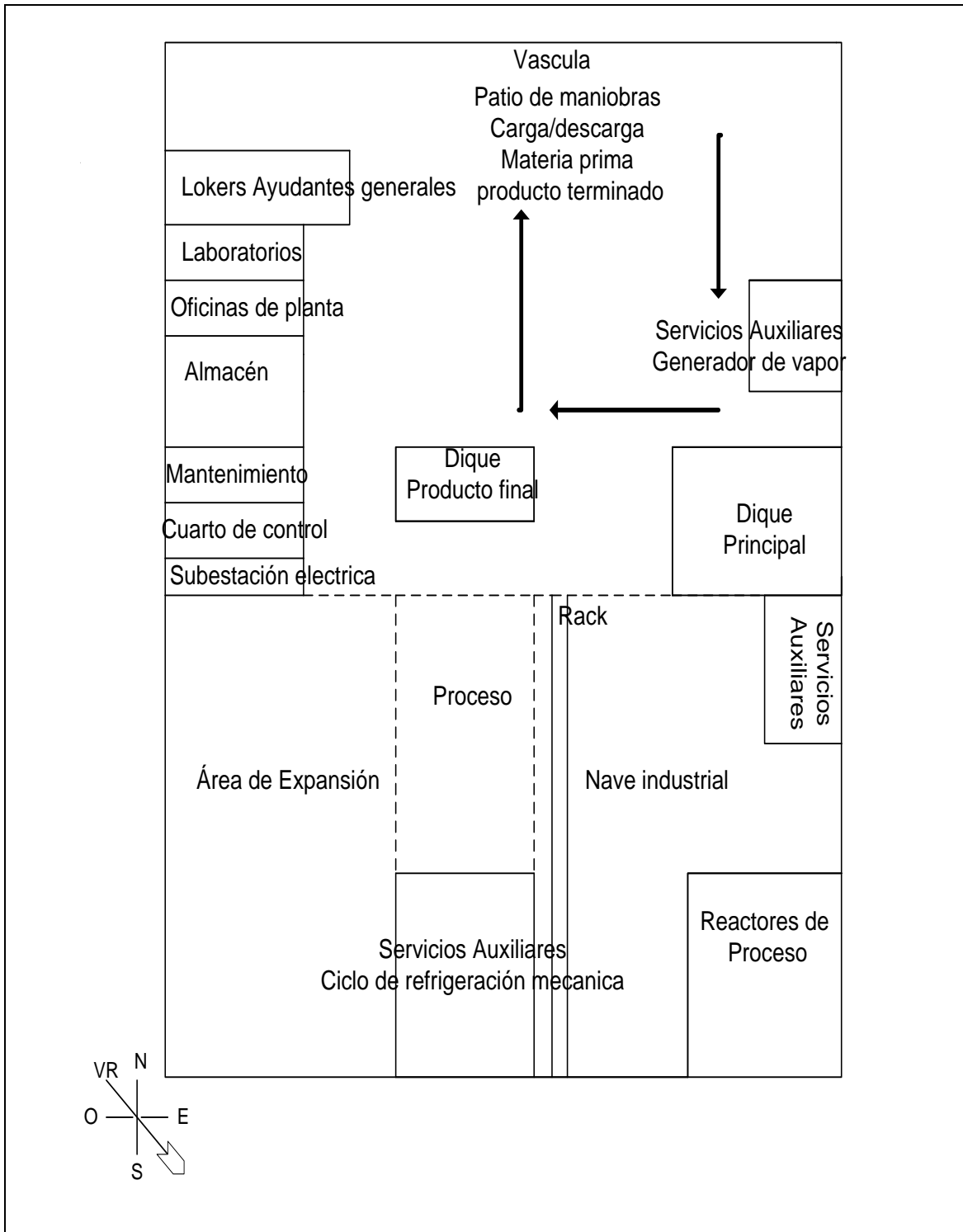
- Oficinas Administrativas (Ventas, Sistemas, Recursos Humanos, Dirección de Operaciones, Intendencia, Baños.)
- Casetas de Vigilancia.
- Comedor
- Áreas Verdes.
- Almacén (materia prima/Producto terminado)
- Tanque principal Agua FAW-01 (incluye agua contra incendios).
- Área de Proceso (Nave)
- Tanque alcohol etílico FA-01.
- Tanque Hidrogeno FA-08.
- Laboratorio Innovación/Aseguramiento de calidad.
- Cuarto de Control
- Oficina planta.
- Subestación Eléctrica.
- Área de Mantenimiento
- Torre de destilación.
- Loker s Ayudantes Generales
- Patio de Maniobra.
- Zona Para desperdicio.
- Estacionamiento.
- Área de expansión en el proceso de la empresa.



4.11 Plano de localización general de equipo (vista equipo).

Se muestra la forma en que se distribuirá el equipo de proceso así como el equipo de sistema auxiliar de nuestro proceso, comprende los siguientes equipos. Donde solo es especificada el área correspondiente a proceso no así cada uno de los equipos.

Tabla 4.5 Listado de equipo Plano de localización general de equipo.	
Equipo	Descripción
RA-01	Reactor de conversión
FA-01	Tanque de almacenamiento principal
FA-02	Tanque de almacenamiento producto precalentado.
FA-03	Tanque de almacenamiento mezcla de productos y productos secundarios
FA-04	Tanque de separador mezcla de productos y semiproductos
FA-05	Tanque de separador mezcla de productos y semiproductos
FA-06	Tanque de separador mezcla de productos y semiproductos
FA-07	Tanque de almacenamiento producto secundario H2.
FA-08	Tanque de almacenamiento producto principal BD.
BA-01	Equipo de bombeo alimentador de FA-01
BA-02	Equipo de bombeo alimentador de proceso
BA-03	Equipo de bombeo producto principal BD.
GB-01	Alimentador a RA-01
EA-01	Evaporador de alcohol etílico
EA-02	Condensador de mezcla
EA-03	Condensador de mezcla
EA-04	Condensador de mezcla
GV-01	Generador de vapor
EA-10	Desobrecalentador
EA-11	Condensador
BAW-01	Bomba de generación d vapor.
BAW-02	Bomba de generación d vapor.
FAW-01	Tanque de almacenamiento principal de agua.
FAW-02	Almacenamiento de condensado
FAW-03	Tanque principal de generación de vapor
DA-01	Torre de recuperación de alcohol etílico
GB-02	Compresor de sub producto H2



Plano de localización proceso: Planta productora de 1,3- butadieno.	UNAM Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán. Rev.	Elaboro: Abraham Alcántara López
------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------	-------------------------------------

4.12 Especificación servicios auxiliares.

Como es mencionado anteriormente el proceso es soportado con servicios auxiliares, esta sección muestra los mismos. Principalmente las características que deben cumplir en el proceso, los servicios serán mencionados de acuerdo a la secuencia de proceso.

El primer servicio es el consumo eléctrico, especificado en la sección 4.9, en el cual especifica lo referente a procesos.

Continuando con el análisis de servicios, se tiene un generador de vapor, en el cual se da alimentación al proceso, el reactor e intercambiador de calor EA-01. Se muestra el consumo de energía.

Tabla 4.6 Especificación de servicio Generación de vapor para el reactor.

RA-01	Alcohol etílico	Mezcla de BD, H2, CH3CH2OH	Deltas H2O,	Tubos	Vapor	Deltas
Reactor de Conversión	Entrada	Salida		Entrada	Salida	
Temperatura °F	378.0	780.0	402.0	1000.0	800.0	200.0
Presión Psia	135.0	120.0	15	120.0	120.0	N/A
Entalpia BTU/lb	534.1	906.4	372.3	1532.1	1429.9	102.2
Flujo másico lb/hr	5952.5			21681.6		
Calor transmitido BTU/hr			2,838,515.5	2,838,515.5		

El intercambiador de calor EA-01, en el cual se acondiciona el reactivo. Consta de las siguientes características:

Tabla 4.7 Especificación de servicio Generación de vapor para intercambiador EA-01.

EA-01	Coraza	Alcohol etílico	Deltas	Tubos	Vapor	Deltas
Evaporador	Entrada	Salida		Entrada	Salida	
Temperatura °F	77.0	250.0	173.0	800.0	340.0	460.0
Presión Psia	60.0	60.0	N/A	100.0	100.0	N/A
Entalpia BTU/lb	5.2	482.1	476.9	1430.0	1194.5	235.5
Flujo másico lb/hr	5952.5			14,025.0		
Calor transmitido BTU/hr			2,838,515.5	2,838,515.5		

Tomando en cuenta el proceso de separación, el cual se lleva a cabo en tres etapas, la primera de ellas tiene el intercambiador de calor EA-02, este tiene condiciones para poder utilizar agua de enfriamiento por el lado de los tubos, especificado en la hoja del cambiador de proceso.

En esta sección se utiliza agua como refrigerante, pero también se recupera agua la cual se podrá utilizar en otra parte del proceso.

Tabla 4.8 Especificación de servicio Agua de enfriamiento para intercambiador EA-02.

EA-02	Coraza Mezcla de Deltas		de Deltas	Tubos Agua de Deltas		de Deltas
	Entrada	Salida		Entrada	Salida	
Temperatura °F	780.0	250.0	530.0	77.0	230.0	153.0
Presión Psia	105.0	105.0	N/A	40.0	40.0	N/A
Entalpia BTU/lb	906.4	450.9	455.5	62.5	217.5	155.0
Flujo másico lb/hr	5952.5				17,491.7	
Calor transmitido BTU/hr			2,711,211.0		Ajustado	2,720,000.0

En el cambiador EA-03 está basado en un ciclo de refrigeración mecánica simple, el cual tiene como función condensar una mezcla de agua y alcohol etílico de una mezcla de hidrogeno y 1,3-butadieno. El ciclo tiene como refrigerante amoniaco fue escogido por condiciones de operación. La mezcla agua alcohol etílico es procesada para recuperar el alcohol etílico y el agua, esta se podrá utilizar en otra área.

Tabla 4.9 Especificación de servicio Ciclo de refrigeración 1 (amoniaco).

EA-03	Coraza Mezcla de Deltas		de Deltas	Tubos Amoniaco		Deltas
	Entrada	Salida		Entrada	Salida	
Temperatura °F	250.0	10.0	240.0	-10.0	-10.0	N/A
Presión Psia	75.0	75.0	N/A	24.0	24.0	N/A
Entalpia BTU/lb	497.2	105.4	391.8	-360.0	210.0	570.0
Flujo másico lb/hr	5027.7				3,473.7	
Calor transmitido BTU/hr			1,969,973.7		Ajustado	1,980,000.0

El tercer condensador EA-04 está basado también en un ciclo de refrigeración mecánica simple el cual tiene como objetivo condensar 1,3-butadieno y separarlo de hidrogeno. El ciclo tiene como refrigerante Etano entra a -140°F 18 psia en liquido-vapor. El 1,3-butadieno es almacenado en un tanque FA-07, el hidrogeno es almacenado en FA-08 y tratado con sistemas de seguridad especial.

Tabla 4.10 Especificación de servicio Ciclo de refrigeración (etileno).

EA-04	Coraza	Mezcla	de Deltas	Tubos	Etano	Deltas
	Entrada	Salida		Entrada	Salida	
	10,0	-120.0	130.0	-140.0	-140.0	N/A
Temperatura °F	60,0	60.0	N/A	18.0	18.0	N/A
Presión Psia	175.2	-72.3	247.5	-120.0	90.0	210.0
Entalpia BTU/lb	2908.0				3428.6	
Flujo másico lb/hr						
Calor transmitido BTU/hr			719,553.9			720,000.0

El sistema de generación de vapor, también es capaz de soportar a todos los equipos de proceso, sistemas auxiliares y suministrar el calor necesario para el reactor. El cual en su mayoría es de vapor a media-baja presión.

Existe un proceso de recuperación de alcohol etílico el cual se trata de una pequeña torre de destilación, el cual evitara el desperdicio de materia prima, se pretende recuperar en este alcohol etílico en un 96%, agua en un 99% la cual podrá ser ocupada en otra parte del proceso.

Este proceso en particular genera un buen nivel de agua, sin ningún problema de pureza, por lo cual se pretende utilizar el agua generada en el proceso para varios servicios, como lo son; agua de contra incendio, agua de servicios sanitarios, agua de proceso.

Un servicio especial es el de hidrogeno molecular, pues será utilizado para soportar un 1/5 del calentamiento en la generación de vapor, esto se realizara gracias a un compresor conectado al tanque FA-08 el cual nos ayudara desplazarlo en una línea especial.

Se muestra en anexos la metodología de cálculo.

4.13 Balance de materia y energía de servicios auxiliares.

En esta sección se exponen los sistemas auxiliares de manera sintetizados, haciendo énfasis en que lo primordial es el proceso. Se muestra en Anexos la metodología de cálculo.

Sistema de generación de vapor:

Agua de enfriamiento

Tabla 4.11 BMYE agua de enfriamiento.

	Entrada (60)	Salida (61)
Temperatura °F	77	230
Presión Psia	40	40
Entalpia BTU/lb	62.5	217.5
Flujo másico lb/hr		17,492
Flujo volumétrico ft3/hr	283	2,224
Densidad lb/ft3	62.22	7.89
Diámetro in	3	4
Calor transmitido BTU/hr	2,720,000.0	

Ciclo de refrigeración mecánica.

Tabla 4.12 BMyE Ciclo de refrigeración 1 (amoniaco)

BMYE amoniaco	1	2	3	4	N
Presión (Psia)	22	50	50	22	22
Temperatura °F	-10	85	23	-10	-10
Entalpia Btu/lb	208	257	-315	-315	-360
Flujo másico Líquido lb/h	---	---	4,100.0	3,786.0	
Flujo másico Vapor lb/h	4,100.0	4,100.0	---	314.0	
Flujo volumétrico líquido ft3/h	---	---	101.5	90.4	
Flujo volumétrico Vapor ft3/h	51,898.7	27,516.8	---	3,925.0	
ρL (lbm/ ft3)	---	---	40.41	41.868	
ρv (lbm/ ft3)	0.079	0.149	---	0.08	
% vap	100	100	---	0.08	
Diámetro	6.0	4.0	1.5	2.0	

Segunda parte.

Tabla 4.13 BMyE Ciclo de refrigeración 2 (etileno).

BMYE Etileno	1	2	3	4	N
Presión (Psia)	23.0	50.0	50.0	23.0	23
Temperatura °F	-140.0	-102.0	-72.0	-140.0	-140
Entalpia Btu/lb	88.0	104.0	-98.0	-98.0	-116
Flujo másico Líquido lb/h	---	---	4,300.0	3,913.0	
Flujo másico Vapor lb/h	4,300.0	4,300.0	---	387.0	
Flujo volumétrico líquido ft ³ /h	---	---	109.4	94.92	
Flujo volumétrico Vapor ft ³ /h	22,994.7	12181.3	---	2,058.5	
ρL (lbm/ ft ³)	-	-	39.322	41.227	
ρv (lbm/ ft ³)	0.187	0.353	---	0.188	
% vap	100	100	---	0.085	---
Diámetro	4.0	3.0	1.5	2.0	

Torre de destilación

Tabla 4.14 BMyE Torre de destilación.

BMYE.	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
	Mezcla H ₂ O CH ₃ CH ₂ OH	Mezcla H ₂ O CH ₃ CH ₂ OH	Mezcla H ₂ O CH ₃ CH ₂ OH	Mezcla H ₂ O CH ₃ CH ₂ OH
Flujo molar LB-MOL/HR	78.0	78.0	25.5	52.5
Flujo másico LB/HR	2119.7	2119.7	1173.9	945.8
Flujo Volumétrico FT ³ /HR	38.9	38.9	23.7	15.2
Temperatura °F	9.0	9.0	234.4	282.2
Presión Psia	60	50	50	50
Peso molecular	27.2	27.2	46.0	18.0
Entalpia BTU/Lb	9.7	9.7	134.3	235.9
Mole Fracción Líquida	1	1	1	1
Densidad LB/FT ³	54.55	54.55	49.57	62.34
Diámetros	1.5	1.5	1.5	1

Balace de materia y energía generación de vapor.

Tabla 4.15 BMyE Generación de vapor.											
Líneas	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Presión (Psia)	120	100	60	40	11,48	11,48	20	20	20	160	160
Temperatura °F	1000	800	340	325	77	77	77	77	77	77	77
Entalpia BTU/lb	1532.1	1429.9	1194.2	1182	62.1	62.1	62.5	62.5	62.5	63.5	63.5
Flujo másico Vapor lb/hr	22,000	22,000	22,000	22,000	-	-	-	-	-	-	-
Flujo másico liquido l/ hr	-	-	-	-	22,000	22,000	22,000	22,000	22,000	22,000	22,000
Densidad Vapor lb/ft3	0.139	0.134	0.218	0.310	-	-	-	-	-	-	-
Densidad liquido lb/ft3	-	-	-	-	62.22	62.22	62.22	62.22	62.22	62.22	62.22
Flujo volumétrico vapor ft3/hr	180,150.0	186,075.0	114,550.0	80,575.0	-	-	-	-	-	-	-
Flujo volumétrico liquido ft3/hr	-	-	-	-	401.8	401.8	401.8	401.8	401.8	401.8	401.8
Diámetro	8.0	8.0	6.0	6.0	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5

Capítulo V.

Evaluación Económica.

En esta sección se dará de forma teórica el valor contable de este proyecto de nuestra empresa productora 1,3-butadieno, con ello se pretende mostrar el beneficio, rentabilidad crecimiento y valor de la misma.

Capítulo V. Evaluación Económica.

Siendo la capacidad de nominal de la planta de 5,250 Tn/ año (11,574,268.76 lb/año) y teniendo un valor de venta de 1.37 Dólares por libra de 1,3-butadieno se pretende ganar 15,856,748.2 Dólares por año.

5.1 Consumos e insumos.

Consumos

La materia prima que el proceso tiene por unidad de producto terminado, en este caso para obtener 11,574, 268.76 lb/año).

Tabla 5.1 Costo anual de consumos					
Materia	Precio Dólares	Consumo anual (lb/año)	Gasto unitario por lb de BD	Costo (dólar/año)	
Alcohol etílico	0.318	24,676,205.5	2.132	7,847,033.3	
Oxido de Magnesio	0.222	2,204.6	4.23E-05	490.0	
Oxido de aluminio (Alúmina)	0.206	2,204.6	3.93E-05	455.0	
Total				7,847,978.3	

www.icispricing.com.

Insumos

Se define como el consumo de servicios por unidad de productos proporcionados. Forman parte del costo unitario del producto terminado

Tabla 5.2 Costo anual de insumos					
Servicio	Descripción	Consumo anual (lb/año)	Precio Dólares	Gasto unitario por lb de BD	Costo (dólar/año)
Gas natural	Generación de vapor	328,187.5	0.34	0.028	114,625.9
Electricidad	Soporte de proceso	530,676.6	0.13	0.046	24,331.3
Total					138,956.2

www.icispricing.com.

www.cfe.com.mx

5.2 Personal requerido.

Mano de obra directa. Incluye solamente al personal que interviene de manera directa en el proceso de producción.

Tabla 5.3 mano de obra Directa				
Puesto	Número de personal	Sueldo mensual individual mexicanos	Sueldo con prestaciones (34%) mexicanos mensual	Sueldo Total y prestaciones mexicanos total
Ayudantes generales	6	4,100	32,964	395,568
Total	6	4,100	32,964	395,568
Total en dólares (US)		308	2,477	29,720

Mano de obra indirecta. Incluye a todo el personal que participa indirectamente en la producción.

Tabla 5.4 Mano de obra Indirecta				
Puesto	Número de personal	Sueldo mensual individual \$ mexicanos	Sueldo con prestaciones \$ mexicanos	Sueldo Total y prestaciones \$ mexicanos total
Gerente de operaciones	1	16,000	21,440	257,280
Secretaria gerente de operaciones	1	7,500	10,050	120,600
Subgerente operaciones	1	11,000	14,740	176,880
Ingenieros de operaciones	3	7,500	30,150	361,800
Ayudantes de limpieza	2	4,200	11,256	135,072
Subgerente de calidad	1	11,000	14,740	176,880
Laboratoristas	3	6,500	26,130	313,560
Ingeniero de calidad	1	7,500	10,050	120,600
Subgerente Mantenimiento	1	11,000	14,740	176,880
ayudantes mantenimiento	de 3	5,000	20,100	241,200
Subgerente Seguridad e Higiene	1	11,000	14,740	176,880
Subgerente de almacén	1	11,000	14,740	176,880
Ingenieros de almacén	1	7,500	10,050	120,600
Ayudantes de almacén	3	4,100	16,482	197,784
Total		23	120,800	3,723,056
Total en dólares (US)			9,076	279,719
				3,356,624

Personal de vigilancia.

Tabla 5.5 Personal de Vigilancia					
Puesto	Número de personal	Sueldo individual mexicanos	Sueldo mensual \$	Sueldo total y prestaciones \$ mexicanos	Sueldo Anual Total y prestaciones \$ mexicanos total
Vigilantes	3	5,000		20,100	241,200
Total	3	5,000		20,100	241,200
Total en dólares (US)		375		1,510	18,121

Personal administrativo y de ventas.

Tabla 5.6 Personal de Administrativo					
Puesto	Número de personal	Sueldo individual mexicanos	Sueldo mensual \$	Sueldo total y prestaciones \$ mexicanos	Sueldo Anual Total y prestaciones \$ mexicanos total
Director General	1	20,000		26,800	321,600
Secretaria General	1	7,500		10,050	120,600
Gerente asuntos externos y sistemas	1	15,000		20,100	241,200
Secretaria gerente asuntos externos	1	7,500		10,050	120,600
Subgerente sistemas	1	10,000		13,400	160,800
Coordinador de sistemas	1	7,000		9,380	112,560
Personal Marketing	1	8,000		10,720	128,640
Personal Compra / venta	2	11,000		29,480	353,760
Personal Embarques	1	7,500		10,050	120,600
Personal Atención a cliente	1	6,500		8,710	104,520
Gerente Recursos humanos	1	14,000		18,760	225,120
Subgerente recursos humanos	1	8,500		11,390	136,680
Personal Nomina	1	7,000		9,380	112,560
Personal Crédito y cobranza	1	7,000		9,380	112,560
Contador	1	7,000		9,380	112,560
Total	16	143,500		3,076,640	36,919,680
Total en dólares (US)		10,781		231,153	2,773,830

5.3 Plan global de inversiones.

Este documento comprende la inversión bruta que se requiere para instalar una planta, contiene cuatro rubros:

A. Inversión fija. Comprende el costo del activo fijo, aparece con ese nombre en el balance de la empresa y forma parte del 2% de impuesto al activo.

B. Costo de organización. Abarca el costo del estudio de factibilidad y la constitución de la empresa. Estos gastos aparecen en el balance en el renglón del activo diferido.

C. Capital de trabajo. Incluye el capital necesario para la compra de materia prima y el costo del producto terminado en el almacén para iniciar su venta. El capital se estima en un año de uso de catalizadores y 8 días de operación.

D. Imprevistos. El monto se estima en un 15% de "A y C". Lo gastado aparecerá en el balance de gastos preoperativos y en el flujo de caja de la construcción.

El plan global de inversiones se muestra a continuación con los diferentes rubros que indican el valor absoluto y su porcentaje.

NOTA: Se toma en cuenta este balance para realizar operaciones donde se demuestra la viabilidad y rentabilidad del proyecto.

Los datos numéricos de este plan global de inversiones son estimados teóricamente y propuestos, puede existir una pequeña variedad.

Tabla 5.7 Inversión total por rubro Planta productora de: 1,3-butadieno		
	Dólares US	Porcentaje %
A. Inversión fija.		
	Dólares US	
Costos de equipo, tubería.	5,298,903	17%
Costo de instalación de equipos	2,119,561	7%
Instalación de instrumentación	794,835	3%
Instalación de tuberías	1,324,726	4%
Instalaciones eléctricas	1,059,781	3%
Construcciones y Edificios	3,709,232	12%
Mantenimiento	794,835	3%
Servicios Auxiliares	2,649,452	8%
Mobiliario	120,000	0%
Terreno	105,978	0%
Refrigerante Amoniaco	1,490	0%
Refrigerante Etileno	3,175	0%
Total A	17,981,969	57%
B. Costo de organización.		
Ingeniería y Supervisión (incluye tecnología)	529,890	2%
Gastos de construcción, contratistas (honorario)	794,835	3%
Capital de trabajo (Honorarios)	2,996,530	9%
Total B	4,321,256	14%
C. Capital de trabajo.		
Materia prima Alcohol etílico 1 año	5,083,298	16%
Producto terminado	679,575	2%
Gasto de Oxido de Magnesio Catalizador por año	245	0%
Gasto de Alúmina Catalizador por año	228	0%
Total C	5,763,346	18%
D. Imprevistos.		
El 15 de A+C	3,561,797	11%
Total D	3561,797	11%
INVERSION TOTAL	31,628,367	100%

5.4 Costo de operación y rentabilidad.

El cálculo del costo de operación y la rentabilidad están definidos por siete puntos:

- A. Ingresos totales. Representa las ventas totales proyectadas.
- B. El costo del producido y lo vendido (embarques). Corresponde al costo de materia prima y producto terminado en el almacén, y sus respectivos embases.
- C. Gastos de producción. Comprende el costo de mano directa e indirecta de proceso más prestaciones, además de la depreciación del capital fijo, el consumo de energéticos en el proceso, y el seguro de planta, que es el 1.5% del capital fijo por año.
 - a. Utilidad bruta El valor de B + C menos la venta valor de A proporciona la utilidad bruta de ventas (término contable).

Tabla 5.8 Depreciación de la planta	Valor Dólares US	Porcentaje Depreciación	Depreciado
Costos de equipo, tubería.	5,298,903	10%	529,890
Costo de instalación de equipos	2,119,561	10%	211,956
Instalación de instrumentación	794,835	10%	79,484
Instalación de tuberías	1,324,726	10%	132,473
Instalaciones eléctricas	1,059,781	10%	105,978
Construcciones y Edificios	3,709,232	5%	185,462
Servicios Auxiliares	2,649,452	10%	264,945
Mobiliario	120,000	15%	18,000
Terreno	105,978	0%	0
Mantenimiento	3,709,232	10%	370,923
Refrigerante Amoniaco	1,490	10%	149
Refrigerante Etileno	3,175	10%	317
Total			1,899,577

- D. Gasto de administración. Representa los sueldos y prestaciones del personal administrativo, incluye por lo tanto a todos, además de comunicación.
- E. Gastos de venta y distribución. Incluye el sueldo y prestaciones del personal de ventas, sus comisiones donde solo podrán tener un máximo de 50 % sobre su sueldo, puede incluir gastos de representación.

F. Gastos financieros. Es directamente el valor de los gastos financieros o prestamos requeridos. En este caso no se consideraran por medidas de ser solo una propuesta.

G. Utilidad de operación. Representa las utilidades y los impuestos, que para efectos del estudio de factibilidad se convierte en una constante.

No se incluye el IVA en ninguno de los renglones del estudio ya que no forman parte del costo del producto.

Tabla 5.9 Costos de operación y rentabilidad		
Planta productora de: 13,-butadieno 1er año de operación	Valor US	Porcentaje %
A. Ingresos totales.		
Ventas brutas	15,856,748	100%
B. El costo del producido y lo vendido (embarques).		
Inventario inicial		
1. Materias primas	5,083,771	32%
2. Empaques y envases (Totes de almacén)	45,000	0%
3. Productos en proceso	317,135	2%
4. Productos terminados	679,575	4%
5. Suma inventario inicial	6,125,481	39%
Compras		
6. Compras de materias primas, empaques y envases (1 año)	5,129,243	32%
Total bienes disponibles.		
7. Bienes disponibles (5 + 6)	11,254,724	71%
Inventario final		
8. Materias primas	5,083,771	32%
9. Empaques y envases (Totes de almacén)	45,000	0%
10. Productos en proceso	317,135	2%
11. Productos terminados	679,575	4%
12. Suma inventario inicial	6,125,481	39%
Consumo		
13. Bienes consumidos (Costo de lo producido y lo vendido)	5,129,243	32%

C. Gastos de producción.		
14. Mano de obra directa más prestaciones	29,720	0%
15. Mano de obra indirecta más prestaciones	3,356,624	21%
16. Depreciación capital fijo planta	1,899,577	12%
17. Reparación y mantenimiento	189,958	1%
18. Energía eléctrica y térmica	138,956	1%
19. Seguro planta + 1.5 %	269,730	2%
20. Repuestos y accesorios	0	-
21. Alquileres	0	-
22. Otros	-	-
23. Suma de gastos de producción	5,884,565	37%
Utilidad bruta en ventas		
	4,842,940	31%
D. Gasto de administración.		
24. Sueldos más prestaciones personal administrativo	2,420,070	15%
25. Gastos de oficina y otros	15,000	0%
26. Suma de gastos de administración	2,435,070	15%
E. Gastos de venta y distribución.		
27. Sueldos más prestaciones personal de ventas	26,579	0%
28. Comisiones	797	0%
29. Propaganda y gastos de representación	3,500	0%
30. Sumas de gastos de venta y distribución	30,876	0%
F. Gastos financieros.		
	0	-
Total de gastos		
Suma de (B, C, D, E, F).	14,475,991	91%
G. Utilidad de operación.		
Es la operación que resulta de la resta de punto A- (Suma de (B, C, D, E, F) puntos)	1,380,757	9%
Impuestos		
10% UPT del punto G	138,076	1%
34% ISR del punto G	469,457	3%
Utilidad neta repartible entre los socios		
56% de del punto G	773,224	5%

5.5 Punto de equilibrio.

El punto de equilibrio, donde no pierde ni gana dinero, es decir cuando todos los gastos de lo vendido son iguales a su costo.

Para obtener gráficamente el punto de equilibrio se separan los gastos fijos (GF) de los gastos variables (GV).

Tabla 5.10 Gastos Fijos	Valor US	Porcentaje %
14. Mano de obra directa más prestaciones	29,720	0%
15. Mano de obra indirecta más prestaciones	3,356,624	21%
16. Depreciación capital fijo planta 10%	1,899,577	12%
19. Seguro planta + 1.5 %	269,730	2%
24. Sueldos más prestaciones personal administrativo	2,420,070	15%
25. Gastos de oficina y otros	15,000	0%
27. Sueldos más prestaciones personal de ventas	26,579	0%
F. Gastos financieros.	0	0%
Total Gastos Fijos	8,017,299	51%

Tabla 5.11 Gastos Variables	Valor US	Porcentaje %
13. Bienes consumidos (Costo de lo producido y lo vendido)	5,129,243	32%
17. Reparación y mantenimiento	189,958	1%
18. Energía eléctrica y térmica	138,956	1%
20. Repuestos y accesorios	0	0%
21. Alquileres	0	0%
22. Otros	0	0%
28. Comisiones	797	0,0
29. Propaganda y gastos de representación	3,500	0,0
Total Gastos Variables	5,462,455	34%

Tabla 5.12 Resumen gastos			
Total Gastos Fijos	8,017,299	51%	
Total Gastos Variables	5,462,455	34%	
Total de gastos	13,479,754	85%	
Valor de G	2,376,994	15%	
Total de valor Ingresos totales	15,856,748	100%	

El punto de equilibrio se obtiene gráficamente por medio de dos diferentes ecuaciones lineales, una es “ecuación de ventas”, y la segunda es “ecuación de gastos” donde el cruce de estas serán el punto de equilibrio.

Ecuación de ventas:

$$Y_1 = m_1X_1 + b_1$$

Donde:

$b_1 = 0$ cuando $t=0$ pues en ese momento no existen ventas.

Y anual = Ventas totales a lo largo del año. Cuando t = tiempo anual.

Ecuación de gastos:

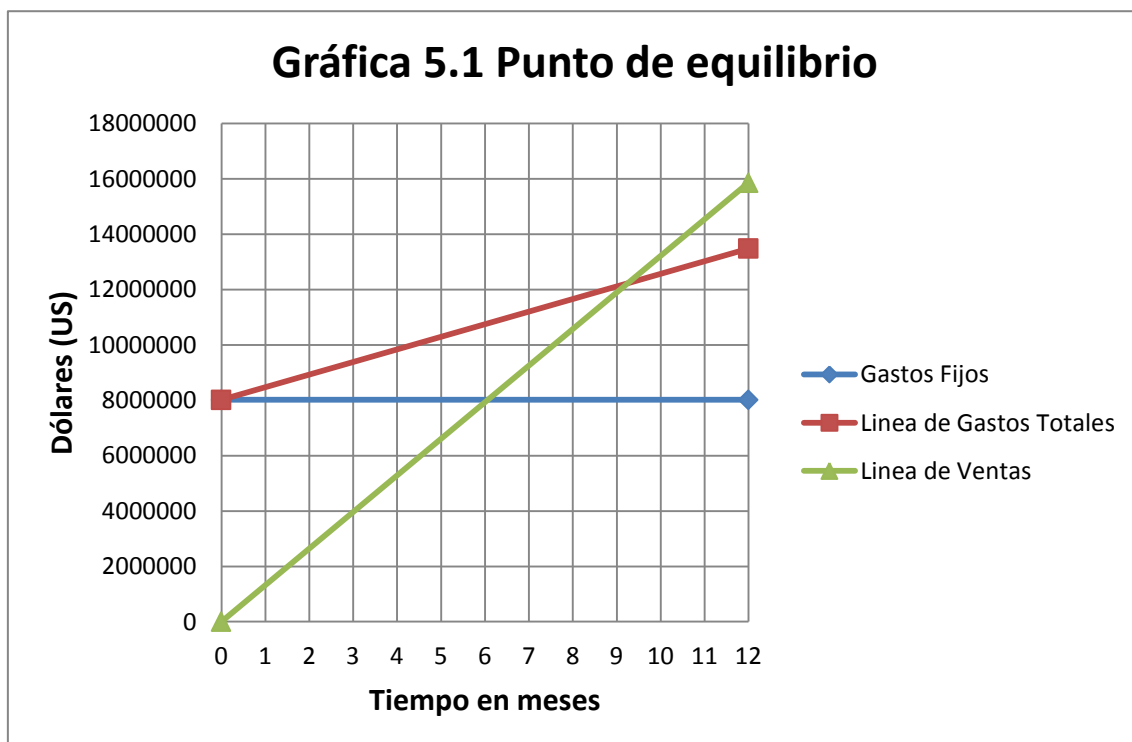
$$Y_2 = m_2X_2 + b_2$$

Donde:

b_2 = gastos fijos. Cuando $t=0$ porque son constantes a lo largo del tiempo.

Y anual = Gastos variables anuales. Cuando t = tiempo anual.

Se muestra de forma grafica el cruce de estas.



De esta manera podemos ver el cruce de las mismas, de forma analítica podemos igualar las ecuaciones de ventas y da gastos, pues en el punto de equilibrio son iguales tanto el tiempo como el valor monetario, para que de esta manera se obtenga el tiempo real en llegar al punto de equilibrio.

Forma analítica.

$$Y_1 = m_1X_1 + b_1$$

$$Y_2 = m_2X_2 + b_2$$

En el punto de equilibrio. Donde:

$$Y_1 = Y_2$$

$$X_1 = X_2$$

Por tanto

$$m_1X_1 + b_1 = m_2X_2 + b_2$$

$$m_1X_1 + b_1 = m_2X_1 + b_2$$

$$X_1 = \frac{b_2 - b_1}{m_1 - m_2}$$

Recordando gastos variables: 5,462,455 US

$$b_1 = 0$$

b2= gastos fijos = 8,017,299\$ (US).

$$m_1 = \frac{\text{Venta total anual}}{12 \text{ meses}} = \frac{15,856,748.2}{12} = 1,321,395.7$$

$$m_2 = \frac{\text{Gastos variables}}{12 \text{ meses}} = \frac{5462455}{12} = 455,204$$

$$X_1 = \frac{8017299 - 0}{1,321,395.7 - 455,204} = 9.3 \text{ meses}$$

Punto de equilibrio por unidad vendida.

En esta sección se debe considerar otra relación matemática, para conocer cuánto necesitamos producir y vender para llegar al punto de equilibrio.

Igualamos ingresos y egresos.

Ingresos = Egresos

$$P * Q = GF + GV * Q$$

Donde:

P = Precio de venta por unidad. (\$15,856,748.2 US por 11,574,268.76 lb de 1,3-butadieno). Por lo cual se manejara como una unidad, es decir el resultado obtenido en la ecuación se debe multiplicar por el numero de libras totales a vender (11,726,358) para conocer la cantidad de libras que deben venderse para conocer el valor del punto de equilibrio.

Q = Cantidad producida y vendida.

GF = Gastos fijos totales. (\$8,017,299\$ US).

GV = Gastos variables por unidad. (5,462,455 US)

Despejando Q Cantidad producida y vendida, porque de esta forma se sabrá cuanto es necesario producir y vender para llegar al punto de equilibrio.

$$Q = \frac{GF}{P - GV}$$

$$Q = \frac{8,017,299}{15,856,748.2 - 5,462,455} = 0.77 \text{ unidad}$$

Cantidad de libras totales:

Total 11,574,268.76 lb.----- 1.0 Unidad.

X lb. -----0.77 Unidad.

$$X = \frac{(11,574,268.76 \text{ lb}) * (0.77u)}{1u} = 89,274,434 \text{ lb}$$

5.6 Flujo de efectivo.

Flujo de efectivo para la construcción.

Se refiere al análisis en detalle de cómo se gastó el dinero para poder construir la planta, para ello se usa el diagrama de Gantt con una serie de actividades.

Se mostrara la duración de proyecto a través de una ruta crítica basada en las siguientes actividades; donde el presupuesto a utilizar es el calculado en el método de porcentajes (ver anexos), correspondiente a costo de construcción que equivale:

Tabla 5.13 Costo de construcción	Rango aceptado (%)	%	COSTO (\$ dls US)
Costos de equipo, tubería.			5298903,32
Costo de instalación de equipos	35-45	40	2119561,33
Instalación de instrumentación	6--20	15	794835,50
Instalación de tuberías	10--30	25	1324725,83
Instalaciones eléctricas	8--20	20	1059780,66
Construcciones Edificios	10--70	70	3709232,32
Mantenimiento	10--20	15	794835,50
Servicios Auxiliares	40--90	50	2649451,66
Terreno	2--8	2	105978,07
TOTAL			17857304,18

Estas se irán distribuyendo de forma intrínseca con términos relacionados, de acuerdo con las notas, en ciertos caracteres se tomara la parte de imprevistos para cubrir el monto.

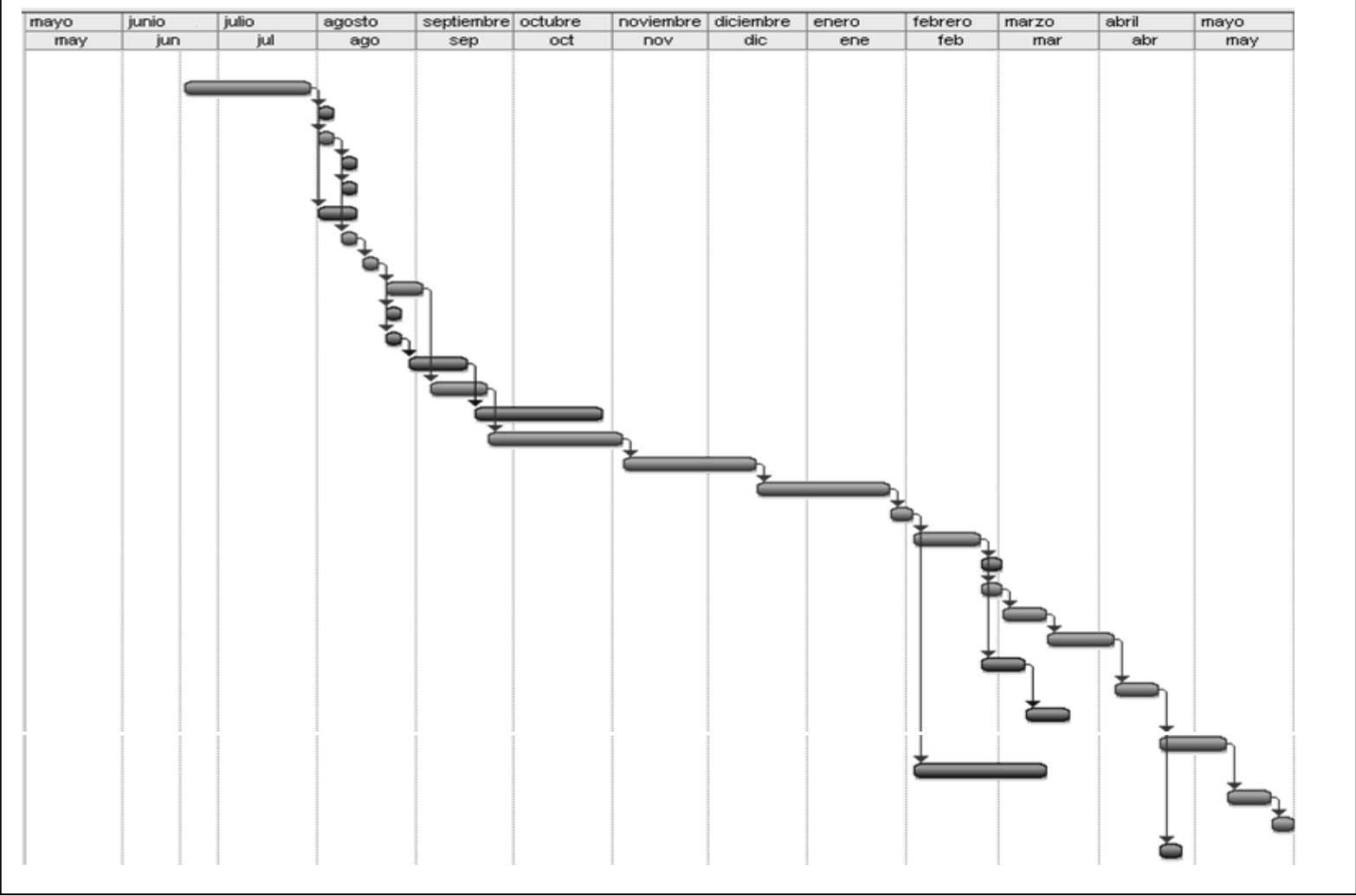
Imprevistos: S 3,561,797 (US). Tabla 5.7 Inversión total por rubro Planta productora de: 1,3-butadieno.

Nota: para el carácter en distribución de actividades de proyecto solo se consideran meses. Se muestra el tiempo real de proyecto que se realizara a través de una ruta crítica mostrada en el diagrama de Gantt.

Tabla 5.14 Acciones de proyecto.

Numero	Tarea	Duración
1	Estudio de factibilidad	30 días
2	Constitución de la empresa	5 días
3	Nombramiento del Gerente	5 días
4	Contratación de oficina provisional	5 días
5	Contratación de personal inicial	5 días
6	Contratación de tecnología	10 días
7	Buscar terreno	5 días
8	Comprar terreno	5 días
9	Contrato de ingeniería de detalle	10 días
10	Contrato de Servicios	5 días
11	Inicios limpieza terrenos	5 días
12	Construir infraestructura, caminos y drenaje	15 días
13	Enviar diseños de equipos a cotizar	14 días
14	Contratar obra civil	30 días
15	Comprar equipos	30 días
16	Instalación de equipos	30 días
17	Instalación de tuberías, instrumentación e instalación eléctrica	30 días
18	Contratar personal de mantenimiento	5 días
19	Probar equipos en vacío	15 días
20	Comprar materias primas	5 días
21	Comprar mobiliario y equipo de laboratorio	5 días
22	Organigrama de la empresa	10 días
23	Contratar personal de la planta	15 días
24	Manuales de operaciones	10 días
25	Probar planta parcialmente	10 días
26	Presupuestos de producción y finanzas	10 días
27	Arranque de planta a baja capacidad	15 días
28	Capacitación de personal	30 días
29	Arranque de planta	10 días
30	Inicio de producción	5 días
31	Equipo rodante	5 días
	Total de días acumulados	390
	Total ruta critica (días)	250

Diagrama 5.1 Diagrama de Gantt. La duración del proyecto dura 9 meses.



Notas de flujo de construcción:

Se considera un pago en todas las actividades del 50% de anticipo y 50% al término de la actividad, exceptuando algunos puntos, se indica en la misma operación.

Operación 1. El estudio de factibilidad, se considera en el término ingeniería y supervisión, cuesta el 15% y dura 30 días (anexo Costos Método de porcentajes).

Operación 2. Constitución de la empresa, se considera en el término ingeniería, se hace en la siguiente semana, cuesta el 10% y dura 5 días (anexo Costos Método de porcentajes).

Operaciones 3, 4 y 5(3'). Se nombra al gerente que realizará el proyecto. Éste, a su vez, requiere de una secretaria, un contador y una oficina provisional. En un periodo total de 10 días, todos estos gastos no están considerados en forma particularizada, deberán ser obtenidos del renglón de imprevistos, se toma el 10%.

Operación 6. Contratación de tecnología. Se considera en el término ingeniería y supervisión, cuesta un 30% y dura 10 días (anexo Costos Método de porcentajes).

Operaciones 7 y 8 (7'). En la búsqueda de terreno tiene costo únicamente la compra del terreno, para este efecto se paga 50% del valor a la firma del convenio y 50% al recibir la escritura del mismo, que puede ser dos meses después, tiene un costo de \$105,978.1US.

Operación 9. Ingeniería de detalle. Inicia en el día 50 y termina en el día 60, se paga 50% al principio y 50% a la entrega. Se considera en el término ingeniería y supervisión cuesta el 30% ingeniería y supervisión (anexo Costos Método de porcentajes).

Operación 10. Servicios. Se refiere a la contratación del teléfono, el agua potable, el uso del suelo, la energía eléctrica y otros. Este valor no está contemplado en el presupuesto pero se asigna un valor de \$10,000 US, que es un número arbitrario, se paga al cien por ciento en el día 50.

Operación 11. Limpieza de terreno. Su costo se estima en un 1% asignado de gastos de construcción, dura 5 días.

Operación 12. Infraestructura. Se refiere a los drenajes, barda perimetral, caminos y cimientos para los equipos y edificios. Se estima en un 20% gastos de construcción y se pagarán partes proporcionales durante 15 días que dura la construcción.

Operaciones 13. Cotización de equipo. Se toma del término ingeniería y supervisión cuesta el 5% y dura 15 días (anexo Costos Método de porcentajes).

Operación 14. Obra civil. Tiene una duración de 30 días, Se inicia en el día 70 y se en el día 95. Incluye todos los edificios, bodegas y oficinas. Se le asigna el valor de total de Construcciones Edificios calculado en \$3,709,232.4 US, se divide en fracciones iguales durante esos 30 días. anexo Costos Método de porcentajes).

Operación 15. Compra de equipo. Al fincar la compra cuando menos hay necesidad de pagar un 50%, el resto con la entrega, tiene el valor asignado de \$ 5,298,903.32 US, dura 30días. anexo Costos Método de porcentajes).

Operaciones 16. Instalación de equipos, tiene un valor asignado de \$2,119,561.33. Se distribuye equitativamente entre 30 días y en la última se carga la fracción. Se inicia en el día 75 y termina en el día 100, se pretende que se realice con la obra civil. anexo Costos Método de porcentajes).

Operaciones 17. Instalación de red de tuberías, instrumentación y energía eléctrica. Se distribuye equitativamente entre 30 días. Cuesta \$3,179,342.0. anexo Costos Método de porcentajes).

Operación 18. Contratación de personal de mantenimiento. Se contrata junto con el supervisor, para que junto con él se instale el equipo industrial y, por lo tanto, conozcan desde el principio los problemas inherentes a los mismos. Este gasto no está programado, pero se obtiene del 10% del inciso de imprevistos.

Operación 19. Probar equipos en vacío, no tiene costo directo. Para esta prueba ya están contratados los empleados de mantenimiento y los supervisores. No se expresa en el flujo de construcción.

Operación 20. Compra de materias primas, se compra un mes de acuerdo a materia prima, pero un año con relación a catalizadores. Tabla 5.7 Inversión total por rubro Planta productora de: 1,3-butadieno.

Operación 21. Compra de mobiliario de oficina y equipo de laboratorio por un valor de \$ 120,000.00 US.

Operación 22. Se elabora el organigrama de la empresa y los manuales de administración y ventas según. No tiene costo para el flujo. No se expresa en el flujo de construcción.

Operación 23. Se contrata el personal faltante de la empresa y algunos gastos anuales, se pagaría por sus servicios:

Personal	Gasto US
Mano de obra directa	2,718.3
Personal administrativo y de ventas	18,071.4
Personal Compra / venta	2,416.2
Reparación y mantenimiento	359,639.4
Energía eléctrica y térmica	2,854,952.1
Gastos de oficina y otros	7,661.2
Propaganda y gastos de representación	3,500.0
Total	3,248,958.5

El gasto anual dividido entre los 260 días hábiles del año, 5 días hábiles es una semana, resulta en \$62,479.9 por 5 días hábiles, pagados desde el día 200.

Operación 24. Manual de operación de la planta, de acuerdo a la tecnología se elaboran todos los manuales de operación según lo explicado en proceso, no presenta costo. No se expresa en el flujo de construcción.

Operaciones 25, 27, 28, 29 (25´). Probar planta y anexos. Consiste en arrancar los equipos uno por uno para capacitar al personal (curva de aprendizaje). Su costo está incluido ya en la operación 23, por lo tanto no aparece ningún gasto en estos renglones. No se expresa en el flujo de construcción.

Operación 26. Presupuestos de producción y finanzas, se elabora en forma consecutiva a manual de operación, no tiene ningún costo. No se expresa en el flujo de construcción.

Operación 30. Indica el arranque formal de la producción y durante 30 días anteriores se elabora el producto, que se encuentra ya listo en la bodega para su entrega y se inicia la producción formal proyectada a partir del día 250, iniciando con ello el flujo de producción, no tiene ningún costo. No se expresa en el flujo de construcción.

Operación 31. Compra del equipo rodante. Se compra en el día 225, con esto se terminan los gastos de construcción. Se considera la reserva del presupuesto no utilizado y de imprevistos, parte de ellos se usarán en el primer mes de producción, ya que durante ese mes no se cobra nada de la venta programada sino hasta el segundo. No se expresa en el flujo de construcción.

Tabla 5.15 FLUJO DE EFECTIVO PARA LA CONSTRUCCION

Meses	1	2	3	4	5	6	7	8	9	Total
Actividad										
1	79484	0	0	0	0	0	0	0	0	79,484
2	0	52989	0	0	0	0	0	0	0	52,989
3	0	274555	0	0	0	0	0	0	0	274,555
6	0	158967	0	0	0	0	0	0	0	158,967
7	0	105978	0	0	0	0	0	0	0	105,978
9	0	158967	0	0	0	0	0	0	0	158,967
10	0	10000	0	0	0	0	0	0	0	10,000
11	0	7948	0	0	0	0	0	0	0	7,948
12	0	104918	52459	0	0	0	0	0	0	157,377
13	0	13247	13247	0	0	0	0	0	0	26,495
14	0	0	3091027	1236411	0	0	0	0	0	4,327,438
15	0	0	2649452	2649452	0	0	0	0	0	5,298,903
16	0	0	0	1413041	1059781	0	0	0	0	2,472,822
17	0	0	0	0	2119561	1059781	0	0	0	3,179,342
18	0	0	0	0	0	274555	0	0	0	274,555
20	0	0	0	0	0	341701	0	0	0	341,701
21	0	0	0	0	0	120000	0	0	0	120,000
23	0	0	0	0	0	0	187440	374880	374880	937,200
Total	79,484	887,570	5,806,185	5,298,903	3,179,342	1,796,037	187,440	374,880	374,880	17,984,721
Acumulado	0	967,054	6,773,239	12,072,142	1,525,1484	1,704,7521	1,723,4961	1,760,9841	1,798,4721	
Meses	1	2	3	4	5	6	7	8	9	

Flujo de operación.

Flujo de operaciones del primer año.

Los datos se toman de Tabla 5.9 Costos de operación y rentabilidad Planta productora de: 13,-butadieno 1er año de operación, se dividen en doce meses ya que el costo es anual.

Para efectos del flujo se considera que el primer mes de ventas no se cobra, no porque se dé crédito, sino debido a trámites administrativos de las empresas vendedora y compradora.

Se requieren días para la recepción del producto, la facturación y el pago, período que puede ser de dos o más semanas.

En los gastos de producción no se incluye depreciación ya que no afecta el flujo. Se incluyen en los egresos todos los gastos de administración y ventas.

Se utiliza el método propuesto en el libro “Evaluación de Proyectos”, 1ª Edición, UNAM, México, 1994.

Tabla 5.16 Flujo en operación del primer año (por mes en US).

Ingresos	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Total
Ventas	0	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	14,535,353
Total	0	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	14,535,353
Egresos													
Gastos													
Compras de materias primas, empaques y envases (1 año)	427437	427437	427437	427437	427437	427437	427437	427437	427437	427437	427437	427437	5,129,243
Mano de obra directa más prestaciones	2477	2477	2477	2477	2477	2477	2477	2477	2477	2477	2477	2477	29,720
Mano de obra indirecta más prestaciones	279719	279719	279719	279719	279719	279719	279719	279719	279719	279719	279719	279719	3,356,624
Reparación y mantenimiento	31660	31660	31660	31660	31660	31660	31660	31660	31660	31660	31660	31660	379,915
Energía eléctrica y térmica	11580	11580	11580	11580	11580	11580	11580	11580	11580	11580	11580	11580	138,957
Seguro planta + 1.5 %	22477	22477	22477	22477	22477	22477	22477	22477	22477	22477	22477	22477	269,730
Sueldos más prestaciones personal administrativo	201673	201673	201673	201673	201673	201673	201673	201673	201673	201673	201673	201673	2,420,070
Gastos de oficina y otros	1250	1250	1250	1250	1250	1250	1250	1250	1250	1250	1250	1250	15,000
Sueldos más prestaciones ventas	2215	2215	2215	2215	2215	2215	2215	2215	2215	2215	2215	2215	26,579
Comisiones ventas	66	66	66	66	66	66	66	66	66	66	66	66	797
Propaganda y gastos de representación	292	292	292	292	292	292	292	292	292	292	292	292	3,500
Total Egresos	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	11,770,136
Total diferencia I-E	980845	340551	340551	340551	340551	340551	340551	340551	340551	340551	340551	340551	2,765,217
Remanente	980845	-640294	-299743	40808	381360	721911	1062462	1403013	1743564	2084115	2424666	2,765,217	

5.7 Balance de activos.

Al terminar el flujo del primer año de producción se procede a realizar el balance de la empresa.

El balance significa balancear lo gastado y obtenido a una fecha determinada y muestra el estado contable de la empresa. Todos los números del balance son conocidos menos la utilidad o pérdida, la cual se obtiene por la diferencia entre el activo y el pasivo, cuyas sumas deben ser iguales para que sea una balanza en equilibrio.

I. Activo circulante

Se define circulante porque circula, se mueve, cambia en pocos días y le da liquidez a la empresa.

En el proyecto sólo se anotarán tres.

1. Bancos. Se obtiene del remanente del flujo del primer año de producción equivale a \$ 2,765,217US.
2. Cuentas por cobrar. Se obtiene de un mes de valor que no se ha cobrado como costo en el mismo flujo, su valor en el ejemplo es de \$ 1,321,396 US.
3. Inventario. Se obtiene de Costos de operación y rentabilidad Planta productora de: 1,3-butadieno 1er año de operación, su valor es de \$6,125,481 US.

II. Activo fijo

Se refiere un activo que se encuentra en un lugar determinado y no se puede cambiar o mover, a excepción del equipo rodante el cual, a pesar de su gran movilidad, es identificado plenamente en cualquier circunstancia y tiempo.

En el proyecto se toman las inversiones fijas de la Tabla 5.7 Inversión total por rubro Planta productora de: 1,3-butadieno como este tipo de activos.

III. Activo diferido.

Representa los gastos efectuados por la empresa.

1. Tecnología. Está conformada por una serie de documentos que incluyen los manuales de operación. Su valor es de \$ 529890 US, se depreciación del 5%.

2. Costo de organización. Se refiere a Inversión total por rubro Planta productora de: 13,-butadieno, con referencia en la Tabla 5.7, menos el 10% de depreciación anual.

3. Gastos preoperativos. Se obtienen de las operaciones número 5, 10, 18 y 23 reflejadas en el diagrama de Gantt. Representan un valor total de \$8,057,977 su depreciación es del 33%.

Pasivo.

I. Pasivo circulante

1. Cuentas por pagar. Sólo se considera 8 días del costo de la materia prima más los envases, se encuentra referenciada en Tabla 5.9 Costos de operación y rentabilidad Planta productora de: 13,-butadieno 1er año de operación.

2. Documentos por pagar. Se refiere al crédito solicitado, en nuestro caso se exenta este valor porque es cero.

3. Impuestos por pagar.

La utilidad es proporcional a los impuestos y representa el valor de G ya que

$G = H + I$ con el porcentaje de $I = 44\%$ y $H = 56\%$. Estos dos valores se desconocen y se obtienen por diferencia del valor de las sumas iguales del activo respecto del pasivo y el capital social. En este caso la diferencia es:

Tabla 5.17 Impuestos a Pagar	Activo US
Total pasivo	36,383,295
Menos Cuentas por pagar	5,128,770
Menos Capital social	31,628,367
Valor de G (Utilidad o pérdida + impuestos)	-373,842
Utilidad (56%)	-209,352
Impuestos (44%)	-164,490

Tabla 5.18 Balance activo vs pasivos.			
Activo	US	Pasivo	US
I. Activo circulante		I. Pasivo circulante	
1. Bancos	2765217	1. Cuentas por pagar	5128771
2. Cuentas por cobrar	1321396	2. Documentos por pagar	0
3. Inventarios	6125481	3. Impuestos	-164491
Total	10,212,093	Total	49,64,280
II. Activo fijo		II. Capital social	
1. Equipo, tubería. menos deprecio 10%	5298903 4769013		31,628,367
2. Costo de instalación de equipos menos deprecio 10%	2119561 1907605	III. Utilidad (o pérdida)	209,352
3. Instalación de instrumentación menos deprecio 10%	794835 715352	Total pasivo	36,383,295
4. Instalación de tuberías menos deprecio 10%	1324726 1192253		
5. Instalaciones eléctricas menos deprecio 10%	1059781 953803		
6. Mantenimiento menos deprecio 10%	794835 715352		
7. Construcciones y Edificios menos deprecio 5%	3709232 3523771		
8. Servicios Auxiliares menos deprecio 10%	2649452 2384506		
9. Mobiliario menos deprecio 10%	120000 108000		
10. Terreno	105978		
11. Refrigerante Amoniaco menos deprecio 10%	1490 1341		
12. Refrigerante Etileno menos deprecio 10%	3175 2857		
Total	16,379,831		
III Activo diferido			
1. Tecnología menos deprec. 5%	529890 503396		
2. Costo de organiz. menos deprec. 10%	4321256 3889130		
3. Gastos preoperativos(op. 5, 10, 18 y 23) menos deprec. 33%	8057977 5398845		
Total	9,791,371		
Total activo	36,383,295		

Con estos mismos datos, considerándolos constantes, se puede calcular el flujo de producción para el segundo año.

Claro tomando en cuenta los valores de la Tabla 5.16 Flujo en operación del primer año. Donde se considera:

Ingresos. Son las mismas ventas del primer año, por efecto de cálculo se tomaran así en el segundo año como en los consecutivos. Se inician desde el primer mes y son a valores constantes.

Los egresos no se muestran desglosados y son los mismos del flujo del primer año, también se consideran idénticos en valores a los del primer año constantes para este segundo año y posteriores. La diferencia se mantiene en el mismo número y el remanente también (valores constantes en el segundo año y posteriores).

Tabla 5.19 Flujo en operación del segundo año (por mes en US).

Ingresos	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Total
Ventas Total	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	1321396	15,856,748
Egresos													
Gastos Totales	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	980845	11,770,136
Impuestos	0	0	-164491	-54830	-13708	-13708	-13708	-13708	-13708	-13708	-13708	-13708	-328,982
Total Egresos	980845	980845	1145336	1035675	994552	994552	994552	994552	994552	994552	994552	994552	12,099,117
Total diferencia I-E	340,551	340551	176060	285721	326843	326843	326843	326843	326843	326843	326843	326843	3,757,631
Remanente	340,551	681102	857162	1142883	1469726	1796570	2123413	2450257	2777100	3103944	3430787	3757631	7,515,262

5.8 Tasa interna de retorno.

La tasa interna de retorno indica cuánto tiempo se necesita para que el capital invertido se recupere.

Se encuentra en el flujo de efectivo de operación del primer año de producción y de los subsiguientes considerables que se requieran para que el capital invertido retorne.

Se tiene el resultado de la tabla del flujo de efectivo que indica que efectivamente que entre el séptimo y octavo año hay un cambio de signo en el flujo de efectivo.

Para calcular exactamente en qué fracción del año ocurre se utiliza la siguiente ecuación propuesta por Van Horn:

$$F = \frac{V_1}{V_1 + V_2}$$

F = fracción del año.

V_1 = valor del flujo negativo del último año.

V_2 = valor del flujo positivo del primer año.

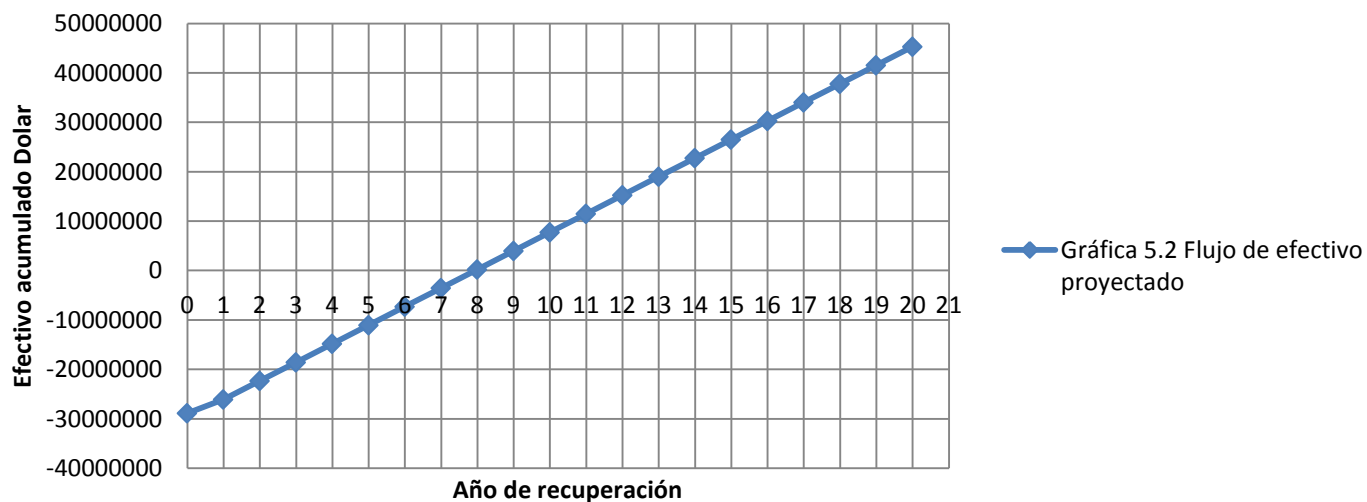
$$F = \frac{3552149}{3552149 + 205481} = 0.95$$

La recuperación es un poco tardada se dará en $7 + 0.95 = 7.95$ años, es decir, 8 años, puede decirse que tardara una década en recuperar todo lo invertido, pero vale la pena recuperar el terreno de 1,3-butadieno para no importar tanto de este producto.

Tabla 5.20 Flujo de efectivo proyectado

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión Plan General de Inversión Constante	31628367	31628367	31628367	31628367	31628367	31628367	31628367	31628367	31628367	31628367	31628367
Ingresos	0	14535352	15856748	15856748	15856748	15856748	15856748	15856748	15856748	15856748	15856748
Flujo de efectivo	31628367	2765216	3757630	3757630	3757630	3757630	3757630	3757630	3757630	3757630	3757630
Acumulado	-28863150	-26097933	-22340303	-18582672	-14825041	-11067410	-7309779	-3552149	205481	3963112	7720743

Gráfica 5.2 Flujo de efectivo proyectado



Capítulo VI.

Análisis final del proyecto.

Se muestran las conclusiones debidas a este proyecto de forma particular y de forma general.

Capítulo VI. Análisis final del proyecto.

6.1 Conclusiones generales.

Realizando un análisis a conciencia, puedo expresar que efectivamente se propuso una evaluación a técnico-económica para la producción de 1,3-butadieno, donde se propone un proceso seguro en cuanto a condiciones de proceso, manejo de reactivos, rehusó y aprovechamiento de recursos como lo son servicios auxiliares, como lo es hidrogeno moléculas, también es amable con el medio ambiente, pues en el proceso no se utilizan materiales dañinos al ambiente y solo se obtiene nuestro producto final (1,3-butadieno), pues los subproductos pueden y son utilizados en el mismo proceso.

En relación con la optimación del proceso, se eligió el Método Lébedev, ya que tiene una conversión importante, es decir de alto grado, es el que más adecuado para la obtención de butadieno en este proyecto, es rentable por diversos puntos:

El número de equipos, tener solo un reactivo, condiciones seguras, esto mejora mucho el proceso y lo hace más económico rentable.

Por los argumentos anteriores se puede concluir que esta propuesta de evaluación técnico-económica para la producción de 1,3-butadieno funcional, es rentable, segura amable, por lo cual esta tesis tiene utilidad, así como alcanzaron los objetivos básicos de esta propuesta, en realidad es eso una propuesta para solucionar el problema de no producir 1,3-butadieno en este país y tener que importarlo.

6.2 Conclusiones particulares.

Este trabajo muestra la necesidad de un producto como lo es 1,3-butadieno en un área de manufactura como lo es Hule y Hule plásticos, para lo cual se propuso desarrollar un estudio tecno-económico el cual incluye un estudio de mercado detallado de cinco años y diversos compuestos químicos que incluyen el 1,3-butadieno.

Se propuso una selección de tecnología con los diferentes tipos de proceso que existen para obtener el producto final a través de dos tipos de comparaciones donde se escogió el Método Sergei Lebedev por ser el más conveniente en este proyecto.

Justificando la instalación de esta planta es básicamente porque no existe en México ningún productor de 1,3-butadieno pues la planta de Cd Madero fue vendida, esto genera que se tenga que importar, pero teniendo una planta en México se reduce esta importación. Por lo cual se cumple el propósito de dar una solución a la necesidad de este material.

También se propuso una tecnología para el proyecto 1,3-butadieno basado en esto se delimitaron sus bases de diseño, se calculo la capacidad de los equipos, servicios necesarios, en general se desarrollo la ingeniería conceptual para este proyecto y los documentos que la abalan, como lo son:

Bases de diseño.

Diagrama de flujo de proceso.

Balance de materia y energía de proceso.

Hojas de especificación de equipos.

Diagramas de tuberías e instrumentación de proceso (DTI).

Plano de localización general de planta (Lay out Planta).

Plano de localización general de equipo (Lay out Equipo).

Se evaluó económicamente el proyecto con consumos e insumos y un plan global de inversiones para sustentar el proyecto de planta productora de butadieno lo que nos permitió ligar costos y rentabilidad, donde se comprobó que es rentable con un periodo de recuperación de ocho años. Por lo cual se comprueba que es viable el proyecto 1,3-butadieno.

Como se ve grafica mente y de forma implícita la recuperación de este proyecto es en prácticamente una década donde puede existir una mejora en cuanto a la recuperación de la inversión, pues es un mercado muy amplio al no tener más que la competencia de importación, esto puede ser a inversión privada y a una planta con más capacidad nominal.

Referencias.

- [1] Víctor Vivanco Morales, Javier Cantoral García, Javier Esteban Rodríguez Rodríguez y Carla Rossana López Cisneros, Simulación para la mejora del sistema de purificación de Butadieno, Tecnol. Ciencia Ed. IMIQ 2(1): pp. 45-52.
- [2] Potapov S. N. Tatarinchick “Química Orgánica” Primera Edición, Mir. Moscú 1979, pp. 110-115, 3889-486.
- [3] Kevin Weissermel ,“Química Orgánica Industrial: Productos de partida o intermedios más importantes”, Primera Edición, Editorial Reverté ,1981 pp. 100-115.
- [4] John Mc Murry “Química Orgánica” 5ª Edición International Thomson Editores 1999, pp. 528-554.
- [5] Henley Ernest, “Material and Energy Balance Computations”, Primera Edición, Editorial Reverté ,1993 pp. 2-10.
- [6] Roberto Thornton Morrison “Química Orgánica” 5ª Edición Pearson Educación 1987, pp. 371-405.
- [7] Walter Roske “Química Orgánica” 2ª Edición, Ed. Urmo s.a. de Ediciones, 1970, pp. 110-124, 229.
- [8] Alan S. Wingrove & Robert L. Caret “Química Orgánica” 2ª Edición, Ed. Oxford, 1984 pp. 319-325.
- [9] L. G. Wade jr. “Química Orgánica” 2ª Edición, Ed. Prentice Hall Hispanoamericana S.A. 1993, pp. 398-401.
- [10] Groover Mikell, “Fundamentos de Manufactura Moderna: Materiales, procesos y sistemas”, Primera Edición, Editorial Reverté ,1997 pp. 212-217.
- [11] www.aniq.org.mx.

- [12] Vian Ortuño Ángel, “Introducción a la Química Industrial”, Primera Edición, Editorial Reverté ,1994 pp. 505-511.
- [13] Westermann George , “Métodos de la Industria Química En diagramas de flujo coloreados (orgánica) Tomo II ”, Primera Edición, Editorial Reverté ,1987 pp. 65-71
- [14] Ernest E. Ludwig, “APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS”, Tomo I, Tomo II, Tomo III, capítulo X,XI XII, 3era Edición, Gulf Professional Publishing, 1999.
- [15] Crane, “Flujo de fluidos en Válvulas accesorios y tuberías”, México McGraw-Hill, 1998.
- [16] Kern, Donald Q. “Procesos de transferencia de calor”,_Compañía editorial continental 1ªEd, 1965.
- [17] Localización de planta:
http://www.metroscubicos.com/detalle_de_propiedad.m3/puebla/2000738850/propiedad/Terreno%20Industrial/en_venta/Carretera_Federal_MC3A9xicopuebla_Km_76_?idop=1&idorden=2&numpag=1&tiposprop=25
- [18] Robert H. Perry, “Manual de ingeniero químico”, Tomo I, Tomo II, capítulo VI, Tomo III, sexta Edición, Mc Graw-Hill, España 2003.
- [19] Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus ” Plant Design and Economics for Chemical Engineers” 1991,4ªEd, MC GRILL.
- [20] Robert H. Perry, “Manual de ingeniero químico”, Tomo I, Tomo II, capítulo VI, Tomo III, sexta Edición, Mc Graw-Hill, España 2003.
- [21] J.M. Smith, “Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química”, quinta Edición, Mc Graw-Hill, México, 1996.
- [22] Warren L. McCabe , “OPERACIONES UNITARIAS EN INGENIERIA QUIMICA”, cuarta Edición, Mc Graw-Hill, España 1998.

[23] Christie J. Geankoplis, "PROCESOS DE TRANSPORTE Y OPERACIONES UNITARIAS", tercera Edición, COMPAÑÍA EDITORIAL CONTINENTAL, S.A. DE C.V., México 1998.

[24] OCTAVE LEVENSPIEL, "INGENIERÍA D E L A S REACCIONES QUÍMICAS", sexta Edición, ediciones REPICA, s. a., México 1987.

[25] Enrique Aguilar Rodríguez, "Diseño de proceso en la ingeniería química", 1ª Edición, IPN, IMP, 2007.

[26] Rafael Decelis Contreras, "Evaluación de Proyectos", 1ª Edición, UNAM, México, 1994.

[27] Referencia: W.Y. Svrcek and W.D. Monnery. "Design Two-Phase Separators Within the Right Limits". University of Calgary. Chemical Engineering Progress. October 1993. 53-60.

[28] <http://hulesyplasticosdemexico.es.tl/PI%E1sticos.htm>

[29] www.icispricing.com.

[30] www.inegi.com.

[31] <http://www.puebla.gob.mx/>

[32] www.che.com

[33] www.cfe.gor.mx

Anexos.

a) Anexos Bases de diseño.

i. Capacidad de planta.

En esta parte se considera la capacidad nominal de la planta de PEMEX 55,000 Tn/año en Cd. Madero Tamaulipas como principal parámetro para poder definir la capacidad nominal, (no importa que esta ya no esté en funcionamiento) fue la única en proveer 1,3-butadieno en México. Así como el valor de consumo aparente de este producto 94,445 en el último año del estudio (2009).

De esta forma se pretende alcanzar límite superior a alcanzar el 10% de 55,000 Tn/año capacidad nominal de PEMEX, y el aproximadamente el 5% de mercado nacional.

La capacidad de planta queda definido como **5,250 Tn/ año**. Cuya producción máxima será capaz de soportar la producción máxima.

La producción máxima por día son 15 Tn, la producción normal será el 80 % de la producción máxima 12 Tn, y la producción mínima será el 60 % de la producción máxima 9 Tn. Para base de cálculo se toma el valor de producción máxima.

Quedando definido como:

- Producción máxima 15 Tn/día, 33,070 lb/día.
- Producción normal 12 Tn/día, 26,456 lb/día.
- Producción mínima 9Tn/día, 19,842 lb/día.

ii. Localización de planta.

Teniendo la tecnología para llevar a cabo el proceso, ahora corresponde ubicar el lugar donde se encontrará la planta, para ello se considera lo siguiente. La elección de localización de la planta se dará a través de diversos criterios secciones de puntaje teniendo como referencia Cd Madero Tamaulipas dado que solo ahí se produjo 1,3-butadieno, y la Cd de Puebla, Puebla dado que está localizada en el centro de la República, con proveedores, clientes y tiene infraestructura correcta.

Clasificado si cumple o no, con un "sí" o un "no" respectivamente y un "si (+)" sí cumple de forma de forma sobre saliente con los parámetros, es decir si es mas optimo. Los aspectos que se tomaran en cuenta para la elección del mejor lugar son:

1) Cercanía al mercado, proveedores de insumos: se tiene en cuenta la ubicación clientes potenciales, así como de los posibles canales de distribución.

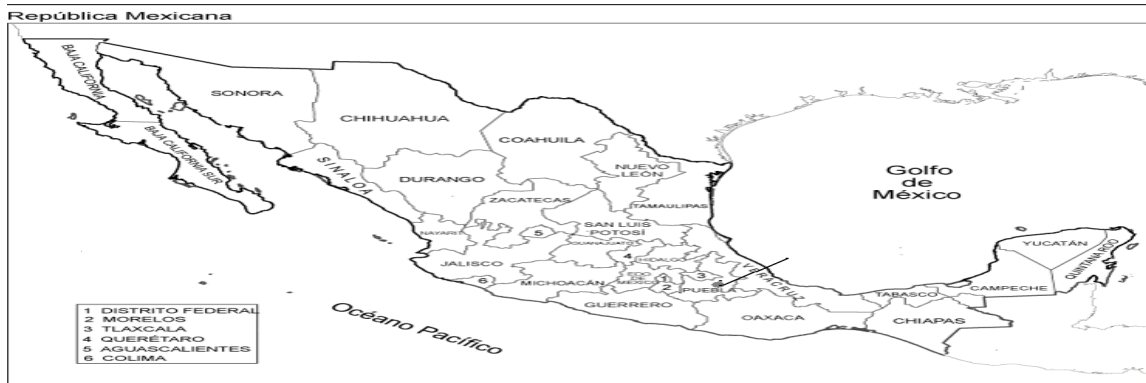
2) Vías de comunicación y disponibilidad de medios de transporte: la región en estudio deberá contar con vías de comunicación (carreteras y ferrocarril) infraestructura para el adecuado transporte del personal, materias primas y producto terminado.

3) Servicios públicos y privados idóneos tales como luz, agua, drenaje y combustibles, entre otros: Se deben revisar los servicios públicos y privados que se ofrecen en la zona, en virtud de que las plantas manufactureras requieren usualmente de un suministro importante de agua y fuentes de energía.

4) Condiciones climáticas favorables: un elemento importante para evitar el aumento en los costos por energía y contribuir en general a la competitividad de los bienes producidos.

	Materia Prima	Cumple	Transporte	Cumple	Servicios públicos energía y combustible.	Cumple	Clima	Cumple
CD Madero, Tamaulipas	No tiene Distribución de Alcohol etílico.	NO	Cuenta con Infraestructura carretera.	Sí	Se cuenta con Electricidad y el gas natural.	Sí	Clima cálido.	Sí
San Lorenzo Almecatla, Puebla	El Alcohol etílico es distribuido por el proveedor de la industria privada	si (+)	Cuenta con carreteras Federales, vías ferroviarias, cercanía a principales Zonas de producción de hule; centro y bajo.	Sí	Se cuenta con Electricidad y servicios públicos accesibles y baratos, infraestructuras solidas.	si (+)	Clima Templado ligeramente caluroso en verano.	Sí

Por cuestiones de mejor infraestructura y por estar más céntrico en cuestión de proveedores y clientes es elegida San Lorenzo Almecatla, Puebla.



Localización de Planta, República Mexicana.



Localización de Planta, Puebla.

iii. Terreno Industrial.

El terreno tiene un costo \$ 105.00 por m²; y consta de 250,489.0 m² de terreno neto.

Características; Concentración industrial, Vías de comunicación: Autopista, Metros cuadrados: 250,489.0.

Cuenta con: Agua, Electricidad, Uso de suelo.

Comentarios: Terreno ubicado a dos kilómetros de la autopista México-Puebla a la altura del entronque con el Arco Norte. Características; Topografía plana, forma irregular, cuenta con tres frentes, caseta de vigilancia, accesos pavimentados, energía eléctrica, dos pozos de agua, red de drenaje y alumbrado urbano.

La porción que se utilizara es 62.5 m de ancho y 152.5 m de largo, un total de 9,531.25 m² por el mínimo que se pagaría es \$ 1,000,781.25 pesos mexicanos por el terreno.

b) Anexos Metodología Memoria de Cálculo.

En esta memoria de cálculo se expresa una metodología para cada uno de los equipos de proceso así como un ejemplo para cada uno de los mismos.

i. Metodología: Reactor de conversión.

El reactor de nuestro proceso considera para su diseño: el reactor discontinuo de este proceso opera isotérmicamente a volumen variable, en un sistema homogéneo gaseoso, debido a la fácil interpretación de los resultados experimentales procedentes de las experiencias efectuadas en estas condiciones y a la consideración que en cualquier tiempo existe una conversión del 40% de alcohol etílico a 1,3-butadieno.

Este reactor es adaptable a nuestra simulación en escala y necesita aparatos auxiliares; es el dispositivo preferido para la obtención de datos cinéticos en sistemas homogéneos.

En el caso especial de que los reactantes se introduzcan en relación estequiometría, la expresión de velocidad necesita ser evaluada tomando los límites de los cocientes, con un delta total sabiendo la transformación total por una unidad de tiempo, tomando en cuenta que en cualquier tiempo existe una conversión puntual de 40%.

Velocidad de reacción.

$$-r_{CH_3CH_2OH} = \frac{X_1 - X_0}{t_1 - t_0}$$

Se sabe la conversión estándar, y con una unidad de tiempo podremos tener la conversión lineal, pues esta se comporta de forma lineal.

$$-r_{CH_3CH_2OH} = \frac{0.4 - 0}{1 - 0}$$
$$-r_{CH_3CH_2OH} = 0.4 \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3 \text{hr}}$$

Fracción de conversión de CH_3-CH_2-OH

$$X_{CH_3CH_2OH} = \frac{N_{0,CH_3CH_2OH} - N_{CH_3CH_2OH}}{N_{0,CH_3CH_2OH}}$$
$$X_{CH_3CH_2OH} = \frac{129.21 - 25.85}{129.21} = 0.8$$

N_{0,CH_3CH_2OH} = Numero de moles en el inicio

$N_{CH_3CH_2OH}$ = Numero de moles en un tiempo.

Flujo inicial.

$$F_{0,CH_3CH_2OH} = \frac{\text{Flujo en moles}}{\text{Tiempo}} = \frac{129.21 \text{ lbmol}}{\text{hr}}$$

Para calcular las dimensiones del reactor tenemos la ecuación de diseño general:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A} = \frac{\tau_A}{C_{A0}}$$

$$V = \frac{X_A * F_{A0}}{-r_A}$$

$$V = \frac{X_{CH_3CH_2OH} * F_{O_{CH_3CH_2OH}}}{-r_{CH_3CH_2OH}}$$

$$V = \frac{0.8 * 129.21}{0.4} = 258.42 ft^3$$

Considerando en cuenta el volumen de alimentación.

$$G_{CH_3CH_2OH} = \frac{T_{O_{CH_3CH_2OH}}}{\rho_{CH_3CH_2OH}}$$

$$T_{O_{CH_3CH_2OH}} = \text{flujo masico de alimentacion}$$

$$T_{O_{CH_3CH_2OH}} = 5952.49 lb/hr$$

$$G_{CH_3CH_2OH} = \frac{5952.49 lb/hr}{0.078 lb/ft^3} = 75,534.7 \frac{ft^3}{hr}$$

$$C_{CH_3CH_2OH} = \frac{T_{O_{CH_3CH_2OH}}}{G_{CH_3CH_2OH}}$$

$$C_{O_{CH_3CH_2OH}} = \frac{\frac{5952.49 lb}{hr}}{75,534.7 \frac{ft^3}{hr}} = 0.0788 \frac{lb}{ft^3}$$

Tiempo de residencia espacial.

$$\tau_A = \frac{X_A * C_{A0}}{-r_A}$$

$$\tau_A = \frac{0.8 * 0.0788 \frac{lb}{ft^3}}{0.4 \frac{lbmol}{ft^3 hr}} = 0.1576 hr$$

Lo cual nos permite tener referencia de que el tiempo propuesto es suficiente para cumplir con las condiciones de conversión por corridas y en un tiempo de reacción conveniente.

Para finalizar el dimensionamiento del reactor se tomara el volumen de esta reactor y se considerara un sobre diseño del 15% y un $\frac{L}{D} = 3$.

Para calcular las dimensiones del reactor tenemos la ecuación de diseño general y considerando el sobre diseño:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A} = \frac{\tau_A}{C_{A0}}$$

$$V = \frac{X_{CH_3CH_2OH} * F_{O_{CH_3CH_2OH}}}{-r_{CH_3CH_2OH}}$$

$$V = \frac{0.8 * 129.21}{0.4} = 258.42 ft^3$$

$$V = 1.15 * 258.42 = 297.18 ft^3 = 300 ft^3$$

Con la relación un $\frac{L}{D} = 3$ Se obtiene una relación muy específica donde:

$$L = 15 ft$$

$$D = 5.05 ft$$

$$A = \pi r^2 = 20 ft^2$$

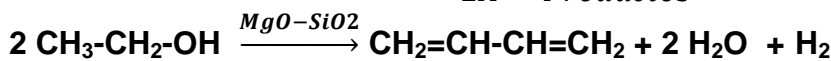
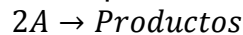
$$r = \sqrt{\frac{A}{3.1416}} = \sqrt{\frac{20}{3.1416}} = 2.525 ft$$

$$D = 2r = 2 * 2.52 = 5.05 ft$$

$$\frac{L}{D} = \frac{15}{5.05} = 2.97$$

Este diseño y volumen no incluye tapas, las cuales serán de tipo cónico en ambas partes y medirán aproximadamente 0.5 ft cada una.

Así, para la reacción de, segundo orden cuando las concentraciones iniciales de los reactantes A y B son iguales, o para la reacción:



Los valores de k calculados por este método son las pendientes de las rectas de unión de los puntos con el origen. Para la misma magnitud de dispersión sobre, la grafica, los valores de k calculados para los puntos próximos al origen (conversión baja). Por lo tanto tenemos la ecuación:

$$-r_{CH_3CH_2OH} = -kC_{CH_3CH_2OH}^2$$

$$-r_{CH_3CH_2OH} = \frac{C_{O_{CH_3CH_2OH}}^2}{1 + \epsilon_{CH_3CH_2OH} X_{CH_3CH_2OH}} \frac{dC_{CH_3CH_2OH}}{dt} = kC_{O_{CH_3CH_2OH}}^2 \left(\frac{1 - X_{CH_3CH_2OH}}{1 + \epsilon_{CH_3CH_2OH} X_{CH_3CH_2OH}} \right)^2$$

$$\epsilon_{CH_3CH_2OH} = \frac{V_{X_{a-1}} - V_{X_{a-0}}}{V_{X_{a-0}}}$$

$$V_{X_{a-1}} = \text{no conversion este quiometrica}$$

$$V_{X_{a-0}} = \text{conversion este quiometrica}$$

$$\epsilon_{CH_3CH_2OH} = \frac{(1 + 2 + 1) - 2}{2} = 1$$

$$-r_{CH_3CH_2OH} = kC_{O_{CH_3CH_2OH}}^2 \left(\frac{1 - X_{CH_3CH_2OH}}{1 + \epsilon_{CH_3CH_2OH} X_{CH_3CH_2OH}} \right)^2$$

$$-r_{CH_3CH_2OH} = kC_{O_{CH_3CH_2OH}}^2 \left(\frac{1 - X_{CH_3CH_2OH}}{1 + \epsilon_{CH_3CH_2OH} X_{CH_3CH_2OH}} \right)^2$$

$$-r_{CH_3CH_2OH} = k129.21^2_{CH_3CH_2OH} \left(\frac{1 - 0.8}{1 + (1)(0.8)} \right)^2$$

$$-r_{CH_3CH_2OH} = k 1.595 \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3\text{hr}} \quad k = \frac{0.4 \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3\text{hr}}}{1.595 \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3\text{hr}}}$$

$$k = 0.250$$

$$-r_{CH_3CH_2OH} = -0.250 C_{CH_3CH_2OH}^2$$

ii. Metodología: Recipientes Horizontales.

Paso 1. Datos. Se debe determinar los parámetros a utilizar. Ejemplo FA-04 en cursivas y rayado.

Se deben utilizar unidades del mismo sistema decimal. Para esto es necesario tener el flujo volumétrico en Sistema ingles como lo indica la tabla.

Ejemplo. Datos necesarios.	FA-04
W_V Flujo másico de Vapor. $\frac{lb}{hr}$	5027.6
W_L Flujo másico de Líquido. $\frac{lb}{hr}$	924.7
Q_V Flujo volumétrico de Vapor. $\frac{ft^3}{hr}$	14786.3
Q_V Flujo volumétrico de Líquido. $\frac{ft^3}{min}$	0.28
ρ_V Densidad de Vapor	0.34
ρ_L Densidad de líquido	56.48
Pman. Presión manométrica del sistema.	93.52

De igual manera se “sugieren” tiempos de residencia para el líquido.

Tiempos de residencia para líquidos.		
Servicio	Tiempo Hol dup. (NLL-HLL).	Tiempo Surge. (NLL-LLL).
a) Unidad de alimentación a batería.	10	5
b) Separador.		
Alimentador a columna.	5	3
Alimentador de tanque a tanque en sistema de alimentación a separador.		
1. Para bomba o intercambiador.	5	2
2. Fuera de bombeo.	2	1
Alimentador a fuego directo	10	3
c) Reflujo o acumulador.		
1. Reflujo único	3	2
2. Reflujo producto/reactivo	3	2
d) Columnas		
Alimentador a columna.	5	2
Alimentador de tanque a tanque en sistema de alimentación a columna.		
1. Para bomba o intercambiador.	5	2
2. Fuera de bombeo	2	1
Alimentador a boiler.	5-8	2-4
e) Succión de compresor	3	3

Paso 2.

Como criterio se calcula un sobre diseño del 10%, para tener un mayor volumen. Es decir:

$$W_{Vs} = 1.1 * W_V$$

$$W_{Ls} = 1.1 * W_L$$

$$W_{Vs} = 1.1 * 5027.6 = 5530.43 \text{ lb/hr}$$

$$W_{Ls} = 1.1 * 924.7 = 1017.2 \text{ lb/hr}$$

$$Q_{Vs} = 1.1 * Q_V$$

$$Q_{Ls} = 1.1 * Q_L$$

$$Q_{Vs} = 1.1 * 14786.3 = 16264.97 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}}$$

$$Q_{Ls} = 1.1 * 0.28 = 0.31 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

Paso 3. Proponer una relación diámetro longitud (L/D). De acuerdo con la tabla:

Relación de diámetros (L/D)	
Presión de operación. (PSIA)	L/D
0 < P ≤ 250	1.5-3
250 < P ≤ 500	3-4
500 < P	4-6

L/D propuesto es de 3.

Paso 4. Calcular la velocidad total del fluido.

$$U_T = K \left(\frac{\rho L - \rho V}{\rho V} \right)^{1/2}$$

Factor K Con Demister. P (PSIA)	
0 < P ≤ 15	$K = 0.1821 + 0.0029P + 0.046LnP$
15 < P ≤ 40	$K = 0.35$
40 < P ≤ 5,500	$K = 0.43 - 0.023LnP$
Criterio GPSA P (PSIG) sin Demister.	
0 < P ≤ 1,500	$K = 0.35 - 0.0001(P - 100)$

$$40 < P \leq 5,500 \quad K = 0.43 - 0.023Ln(105) = 0.323$$

$$U_T = 0.323 \left(\frac{56.48 - 0.34}{0.34} \right)^{1/2} = 7.12 \text{ ft/s}$$

Paso 5. Calcular los volúmenes "Hol dup" y "Surge"

$$VH = \text{volumen "Hol dup"} = TH * QL$$

$$VS = \text{volumen "Surge"} = TS * QL$$

Ejemplo.

$$VH = 5 \text{ min} * \frac{0.31 \text{ ft}^3}{\text{min}} = 1.55 \text{ ft}^3$$

$$VS = 3 \text{ min} * \frac{0.31 \text{ ft}^3}{\text{min}} = 0.93 \text{ ft}^3$$

Paso 6. Se obtiene el diámetro del recipiente a través de la ecuación.

$$D = \left(\frac{4(VH + VS)}{\pi(0.6)(L/D)} \right)^{1/3}$$

Nota: se ajusta de 0.5 en 0.5 ft siempre redondeando al inmediato superior.

Ejemplo.

$$D = \left(\frac{4(1.55 + 0.93)}{\pi(0.6)(3)} \right)^{1/3} = 1.21ft \approx 1.5ft$$

Paso 7. Calcular el área total.

$$AT = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)$$

Ejemplo.

$$AT = \left(\frac{\pi 1.5^2}{4} \right) = 1.77ft^2$$

Paso 8. Calculo del área del nivel mínimo del líquido "ALLL".

Se debe encontrar un factor "x" dado por $x = \frac{HLLL}{D}$

Nota: HLLL es 0.5 ft por regla.

Ejemplo.

$$x = \frac{0.5}{1.5} = 0.333$$

Se prodigue a calcular el área por la ecuación:

$$Y = \frac{ALLL}{AT}$$

Ejemplo.

$$Y = 0.2878$$

Donde "Y" es obtenida de las tablas incluidas en el anexo. Pues al calcular

$x = \frac{HLLL}{D}$ se determina en la misma fila $\frac{ALLL}{AT}$.

Simplemente se despeja ALLL

$$ALLL = AT * Y$$

Ejemplo.

$$ALLL = 1.77 * 0.333 = 0.51ft^2$$

De igual manera se calcula el área de vapor pero se considera por regla un HV distinto.

HV = 1 ft sin Demister.

HV = 2 ft con Demister.

$$Y = \frac{AV}{AT}$$

$$x = \frac{HV}{D}$$

$$AV = AT * Y$$

Ejemplo.

$$Y = 0.2122$$

$$x = \frac{2}{1.5} = 1.33$$

$$AV = 0.2122 * 1.77 = 0.37ft^2$$

Finalmente se calcula la longitud del recipiente.

$$L = \frac{VH + Vs}{AT - AV - ALLL} = ft$$

Nota: se ajusta de 0.5 en 0.5 ft siempre redondeando al inmediato superior.

Se precede a verificar la relación L/D.

Si cumple con la supuesta acabamos si no se reajusta considerando a esta relación.

Ejemplo.

$$L = \frac{1.55 + 0.93}{1.77 - \frac{0.51 + 0.37}{2}} = 1.63 \approx 2ft$$

$$\frac{2}{1.5} = 1.333 \approx 3$$

Ajuste a L/D=3 L=4.5

Cálculos de nivel.

Nivel máximo "NLL" N Máx. = D - Hv

Nivel Mínimo = 0.5ft

AAN (alarma de alto nivel)= (N Máx.- N Min.)0.8 + N Min.

NN (nivel normal)= (N Máx.- N Min.)0.6 + N Min.

ABN (alarma de bajo nivel) =(N Máx.- N Min.)0.25 + N Min.

Ejemplo.

Cálculos de nivel.

Nivel máximo "NLL" N Máx. = 1.5-0.5=1ft

Nivel Mínimo = 0.5ft

AAN (alarma de alto nivel)= (1-0.5)0.8 + 0.5= 0.9ft.

NN (nivel normal)= (1-0.5)0.6 + 0.5=0.80ft.

ABN (alarma de bajo nivel) =(1-0.5.)0.25 + 0.5=0.63ft

Tiempo de vapor llenado.

$$\phi = \frac{Hv}{uv} = seg$$

Calculo de la velocidad del vapor.

$$uva = \frac{Qv}{Av} = \frac{ft}{seg}$$

Calculo de longitud mínima para separa liquido - vapor.

$$L_{min} = \phi * uva = ft$$

Fórmula para válvula de alimentación y drene

$$d \geq \left(\frac{4Qm}{60\pi \sqrt{\rho M}} \right)^{1/2} = in$$

$$Q_m = Q_L + Q_V$$

$$\rho_m = \rho_L \chi + \rho_V (1 - \chi)$$

$$\chi = \frac{Q_L}{Q_L + Q_V}$$

Esta fórmula aplica para cualquier tipo de tanques.

Ejemplo:

$$\phi = \frac{2}{7.12} = 0.28 \text{seg}$$

$$uva = \frac{16264}{0.51(3600)} = 0.20 \frac{ft}{seg}$$

$$L_{min} = 0.28 \text{seg} * 0.20 \text{ft} / \text{seg} = 0.045 \text{ft} \approx 0.5 \text{ft}$$

$$d \geq \left(\frac{4 * 4.82}{60\pi \sqrt{0.40}} \right)^{1/2} = 0.37 \text{in} \approx 0.5 \text{in}$$

$$Q_m = 4.52 + 0.31 = 4.82 \text{ft}^3/\text{min}$$

$$\rho_m = 56.48 * 0.0011 + 0.34(1 - 0.0011) = 0.40$$

$$\chi = \frac{18.57}{18.57 + 16264} = 0.0011$$

iii. Metodología: Recipientes Verticales.

Paso 1. Datos. Se debe determinar los parámetros a utilizar.

Ejemplo FA-02 en cursivas y rayado.

Se deben utilizar unidades del mismo sistema decimal. Para esto es necesario tener el flujo volumétrico en Sistema ingles como lo indica la tabla.

Ejemplo. Datos necesarios.	FA-02
W_V Flujo másico de Vapor. $\frac{lb}{hr}$	5,952.5
W_L Flujo másico de Líquido. $\frac{lb}{hr}$	0
Q_V Flujo volumétrico de Vapor. $\frac{ft^3}{hr}$	20736.1
Q_V Flujo volumétrico de Líquido. $\frac{ft^3}{min}$	0
ρ_V Densidad de Vapor lb/ft ³	0.28
ρ_L Densidad de líquido lb/ft ³	39,89
Pman. Presión manométrica del sistema.	33.52
Tiempo de residencia	10min

A diferencia del recomendado en Horizontal el tiempo de residencia en un recipiente Vertical es establecido.

Paso 2.

Como criterio se calcula un sobre diseño del 10%, para tener un mayor volumen. Es decir:

$$W_{Vs} = 1.1 * W_V$$

$$W_{Ls} = 1.1 * W_L$$

Este puede ser en e flujo másico o volumétrico.

$$Q_{Vs} = 1.1 * Q_V$$

$$Q_{Ls} = 1.1 * Q_L$$

Ejemplo FA-02

$$W_{Vs} = 1.1 * 5,952.5 = 6,547.7 \frac{lb}{hr} \quad W_{Ls} = 0 \frac{lb}{hr}$$

$$Q_{Vs} = 1.1 * 20736.1 = 22,809.78 \frac{ft^3}{hr} \quad Q_{Ls} = 0 \frac{ft^3}{hr}$$

Paso 3. Proponer una relación diámetro longitud (L/D). De acuerdo con la tabla:

Relación de diámetros (L/D)	
Presión de operación. (PSIA)	L/D
0 < P ≤ 250	1.5-3
250 < P ≤ 500	3-4
500 < P	4-6

L/D propuesto es de 3.

Paso 4. Calcular la velocidad total del fluido.

$$U_T = K \left(\frac{\rho L - \rho V}{\rho V} \right)^{1/2}$$

Factor K Con Demister. P (PSIA)

$0 < P \leq 1,500$

$$K = 0.227$$

Paso 5 calcular la velocidad del vapor.

Con Demister.

$$UV = UT$$

Sin Demister.

$$UV = 0.15 * UT$$

Ejemplo FA-02 con Demister.

$$U_T = 0.227 \left(\frac{39.89 - 0.29}{0.29} \right)^{1/2} = 4.98 \text{ ft/s}$$

Paso 6 se calcula una área preliminar.

$$AD = \frac{Qv}{UT}$$

$$AD = \frac{22809.78}{4.98(3600)} = 1.27 \text{ ft}^2$$

Paso 7. Se calcula el diámetro despejando de la formula.

$$AT = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)$$

$$D = \left(\frac{4AT}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D = \left(\frac{4(1.27)}{\pi} \right)^{1/2} = 1.27 \text{ ft} = 1.5 \text{ ft}$$

Paso 8. Se determina la longitud

$$LL = \frac{QL * TR}{AT}$$

$$LL = 0 \approx 0.25 \text{ ft}$$

Nota. Se como criterio se incrementa de 0.25 ft en 0.25 ft el redondeo del recipiente.

Paso 9. Se procede a calcular la longitud total.

$$LT = LL + HLIN + HME + HD$$

Donde cada uno de estos tres nuevos factores se determinan a través de criterios.

$$HLIN = 1/2D \text{ o } 2 \text{ ft lo mínimo.}$$

$$HLIN = \frac{1}{2}(1.5) = 0.75 \text{ ft}$$

HME

Con Demister es igual a 1.5 ft

Sin Demister es igual a 1 ft

$$HME = 1.5 \text{ ft}$$

HD = 3ft o D lo que sea mayor.

$$HD = 3 \text{ ft}$$

$$LT = 0.25 + 0.75 + 1.5 + 3 = 5.5 \text{ ft}$$

Referencia: W.Y. Svrcek and W.D. Monnery. “Design Two-Phase Separators Within the Right Limits”. University of Calgary. Chemical Engineering Progress. October 1993. 53-60.

iv. *Metodología: Tanques Atmosféricos.*

Dimensiones y Capacidades de Tanques Atmosféricos

Diámetro ftj	H = 24ft. Capacidad [MBBLS]	H = 32ft. Capacidad [MBBLS]	H = 40ft. Capacidad [MBBLS]	H = 48ft. Capacidad [MBBLS]	H = 56ft. Capacidad [MBBLS]
20.00	1.3	1.8	2.2	2.7	3.1
21.25	1.5	2.6	2.5	3.0	3.5
25.00	2.1	2.8	3.5	4.2	4.9
30.00	3.0	4.0	5.0	6.0	7.0
35.00	4.2	5.4	6.9	8.2	9.6
40.00	5.4	7.2	9.0	10.1	12.5
42.50	6.1	8.1	10.1	12.1	14.2
45.00	6.8	9.1	11.3	13.6	15.9
48.00	7.7	10.4	12.9	15.5	18.1
50.00	8.4	11.2	14.0	16.8	19.6
52.00	9.1	12.1	15.1	18.2	21.2
60.00	12.1	16.1	20.1	24.2	28.2
67.00	15.1	20.1	25.0	30.1	35.2
70.00	16.5	22.0	27.4	32.9	38.4
80.00	21.5	28.7	35.8	43.0	50.2
90.00	27.2	36.2	45.3	54.4	63.5
100.00	33.6	44.8	55.9	67.1	78.3
110.00	40.6	54.2	67.7	81.2	94.8
120.00	48.3	64.5	80.6	96.7	112.8
130.00	56.7	75.6	94.5	113.5	132.4
134.00	60.3	80.4	100.5	120.6	140.7
140.00	65.8	87.7	109.7	131.6	153.5
150.00	75.5	100.7	125.9	151.1	176.2
160.00	85.9	114.6	143.2	171.9	200.5
180.00	198.8	145.0	181.3	217.5	253.8
200.00	134.3	179.0	223.8	268.6	313.3
220.00	162.5	216.6	270.8	325.0	379.2
240.00	193.4	257.8	322.3	386.7	451.2
260.00	227.0	302.6	378.2	453.9	529.5
280.00	263.2	351.0	438.7	526.4	614.1
300.00	302.1	402.8	503.6	604.3	705.0

API SM.650-C
Tabla 6.F. 1.

Tablas recopiladas API-650-C.

Los tanques atmosféricos se calcularan para el caso especial de retención a 15 días reactivo Alcohol etílico:

Gasto de reactivo	Corrida	Día	15 días.
Masa gastada lb	5,952.5	71,429.9	1,071,447.5
Volumen gastado ft3	120.1	1,441.4	21,620.3

Se sabe que 1 MBBLs es igual a 5614.6 ft3 por lo cual:

	Capacidad ft3	Capacidad MBBLs	Capacidad Ajustada MBBLs
Alcohol etílico	21,620.3	3.85	4.0

Cálculos de nivel.

Nivel máximo "NLL" N Máx. = 0.9 H.

Nivel Mínimo = 0.5ft

AAN (alarma de alto nivel)= (N Máx.- N Min.)0.8 + N Min.

NN (nivel normal)= (N Máx.- N Min.)0.6 + N Min.

ABN (alarma de bajo nivel) =(N Máx.- N Min.)0.25 + N Min.

Producto 1,3-Butadieno, se toma la relación de 15 días de operaciones:

Gasto de reactivo	Corrida	Día	15 días.
Masa producida lb	2,780.72	33,368.7	500,529.7
Volumen producido ft3	71.04	852.5	12,787.3

Pero en este caso será un tanque vertical presurizado, por lo cual se mostraran las dimensiones del mismo.

	Capacidad ft3
1,3-Butadieno	12,787.3

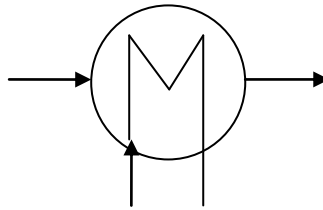
v. Metodología: Intercambiador de calor contra flujo.

Ejemplo EA-01

Componente caliente
T1= 800°F

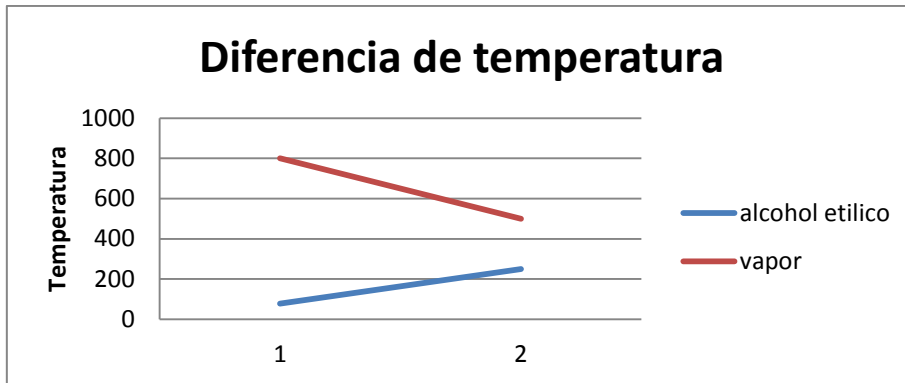
W= 5952.5 lb/hr

Componente frio.
T2=500°F



Componente frio
t2= 250°F

t1=77°F



Temperatura		Flujo caliente °F		Flujo frio °F	Diferencia °F
Alta	T1	800	t2	250	550
Baja	T2	500	t1	77	423
Diferencia °F		300		173	

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{800 - 500}{250 - 77} = 1.73$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{250 - 77}{800 - 77} = 0.24$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{550 - 20}{\ln\left(\frac{550}{20}\right)} = 483.7$$

Se obtiene F_T para saber el arreglo del intercambiador de calor, donde se encontrara con dos tipos:

Un intercambiador 1-2 se utiliza con un F_T mayor a 0.85. Un intercambiador 2-4 puede usarse cuando las temperaturas de proceso dan un factor de corrección F_T de menos de 0.75 para un intercambiador 1-2. Si el factor F_T , obtenido de la Fig. 19 para un intercambiador 2-4 excede de 0.90 con un deflector longitudinal removible, o 0.85 con un deflector longitudinal fijo, será adecuado un intercambiador 2-4 simple.

Corregimos $LMTD$ de la forma:

$$LMTD_{corr} = LMTD * F_T$$

Ejemplo EA-01:

Intercambiador 1-2 $F_T = 0.955$

$$LMTD_{corr} = LMTD * F_T = 483.7 * 0.955 = 462$$

Se supone un coeficiente de transferencia total U_D utilizando los parámetros de la tabla:

Intercambiadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500 †
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500 †
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

† Las **sustancias orgánicas ligeras** son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil-etil-cetona, gasolina, kerosén y nafta.

‡ Las **sustancias orgánicas medias** tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen kerosén, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

§ **Sustancias orgánicas pesadas** tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfaltos.

† Factor de obstrucción 0.001.

‡ Caída de presión de 20 a 30 lb/plg².

§ Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación.

Kern, Donald Q. "Procesos de transferencia de calor", Compañía editorial continental 1ªEd, 1965.

$$U_D = 75$$

Se calcula el área de transferencia de calor:

$$A = \frac{Q}{U_D LMTD_{corr}} = \frac{2840000}{75 * 462} = 81.97 ft^2$$

Donde Q (BTU/lb) es el calor suministrado y su valor es obtenido de la simulación con PRO/II.

$a'' = 0.1963 ft^2 / ft$ Es una constante para conocer el número de tubos.

Numero de tubos: $N_T = \frac{A}{n_s L a''}$

$$N_T = \frac{81.97}{2 * 8 * 0.1963} = 26.1$$

Se obtiene el número más cercano de tubos en la coraza, con el número de pasos, diámetro de espesor, diámetro interno con la tabla:

EA-01

EA-02

EA-03

EA-04

TABLA 9. DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO

Tubos de 3/4" DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1 1/4 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
13 1/4	97	90	82	76	70	13 1/4	61	56	52	48	44
15 1/4	137	124	116	108	108	15 1/4	81	76	68	68	64
17 1/4	177	166	158	150	142	17 1/4	112	112	96	90	82
19 1/4	224	220	204	192	188	19 1/4	138	132	128	122	116
21 1/4	277	270	246	240	234	21 1/4	177	166	158	152	148
23 1/4	341	324	308	302	292	23 1/4	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Donald Q. "Procesos de transferencia de calor", Compañía editorial continental 1ªEd, 1965.

Kern,

Se reajustan el área A, y el coeficiente U_D :

$$A = N_T n_s L a''$$

$$A = 32 * 2 * 0.1963 = 100.50 \text{ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A * LMTD_{corr}}$$

$$U_D = \frac{2840000}{100.50 * 462} = 61.2$$

Se exponen los nuevos valores.

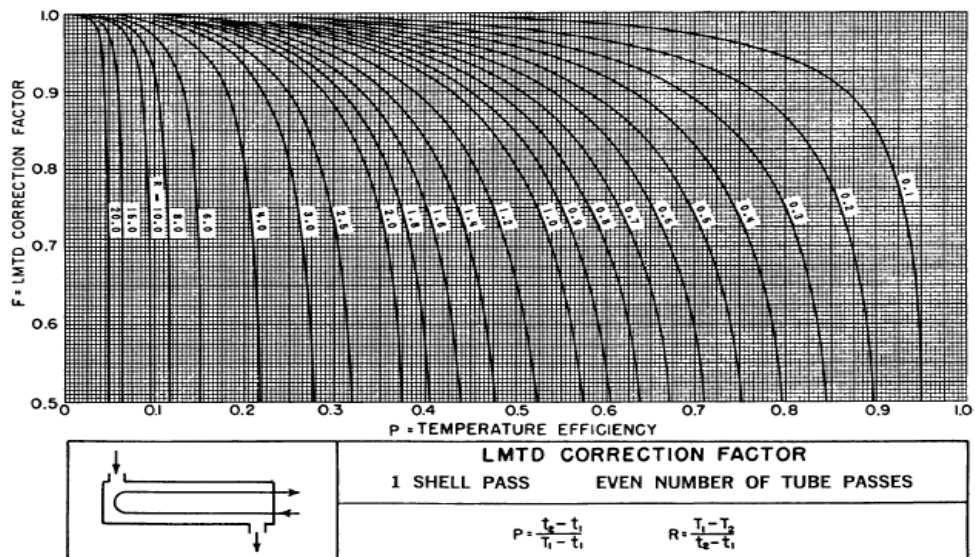


Figure 10-34A. MTD correction factor, 1 shell pass, even number of tube passes. (Figures 10-34A-10-34J used by permission: Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 7th Ed., Figure T-32, ©1988. Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc.)

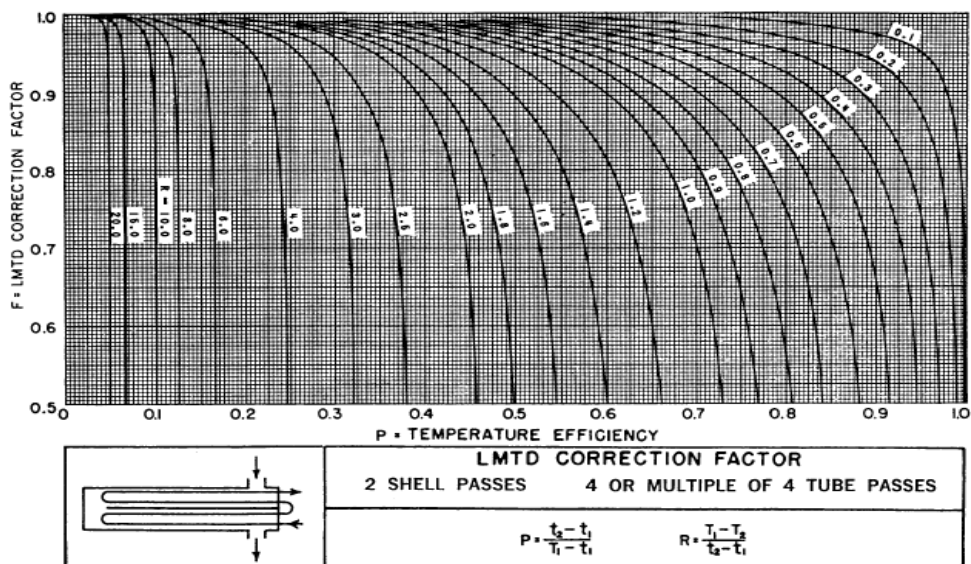


Figure 10-34B. MTD correction factor, 2 shell passes, 4 or a multiple of 4 tube passes.

Ernest E. Ludwig, "APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS", Tomo III, 3era Edición, Gulf Professional Publishing, 1999.

vi. Metodología: Compresor.

Partiendo de Compresión adiabática. Para unidades sin enfriamiento el fluido sigue un camino isentrópico. Para gases ideales la relación entre presión y volumen viene dado por:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^k$$

Por lo cual podemos utilizar para calcular la carga adiabática la siguiente expresión.

$$H_{ad} = \frac{k}{k-1} RT \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

H_{ad} carga adiabática: ft.

R Constante de los gases/ peso molecular: $1545 \frac{lb \cdot ft}{lb \cdot ^\circ R}$ /peso molecular.

T Temperatura del gas a la entrada: $^\circ R$.

P_1 Presión absoluta de entrada: Psia.

P_2 Presión absoluta de salida: Psia.

K relación de calores específicos a presión y volumen constante, en condiciones estándar. (Promedio).

Ejemplo GB-01.

$$R = \frac{1545 \frac{lb \cdot ft}{lb \cdot ^\circ R}}{46.97 \frac{lbmol}{lbmasa}} = 33.5$$

$$T = 250^\circ F + 460 = 710^\circ R$$

$P_1 = 45$ Psia.

$P_2 = 150$ Psia.

$K = 1.13$

$$H_{ad} = \frac{1.13}{1.13 - 1} * 33.5 * 710 \left[\left(\frac{150}{45}\right)^{\frac{1.13-1}{1.13}} - 1 \right] = 30,747 ft$$

El trabajo realizado durante la compresión viene dado por la relación de carga adiabática y peso del gas. Por lo cual se utiliza la expresión:

$$hp_{ad} = 4.36 \times 10^{-3} \frac{k}{k-1} Q_1 p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

hp_{ad} potencia: hp.

Q_1 Flujo volumétrico del gas entrada: ft^3/min .

P_1 Presión absoluta de entrada: Psia.

P_2 Presión absoluta de salida: Psia.

K relación de calores específicos a presión y volumen constante, en condiciones estándar. (Promedio).

Ejemplo GB-01.

$Q_1 = 345.6$ ft^3/min .

$P_1 = 45$ Psia.

$P_2 = 150$ Psia.

$K = 1.13$

$$hp_{ad} = 4.36 \times 10^{-3} \frac{1.13}{1.13 - 1} * 345.6 * 45 \left[\left(\frac{150}{45} \right)^{\frac{1.13-1}{1.13}} - 1 \right] = 88hp$$

La temperatura de descarga adiabática es:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_2 = 710 \left(\frac{150}{45} \right)^{\frac{1.13-1}{1.13}} = 900^\circ R$$

Rendimiento de un compresor. La relación entre el trabajo teórico (o potencia del fluido) y el trabajo real (potencia total consumida) es el rendimiento del compresor y se representa por η . La eficacia máxima de los compresores alternativos es del orden de 80 a 85 por 100.

vii. Metodología: Equipo de bombeo.

Se calcula la bomba de manera práctica y dando ciertos criterios de flujo de fluidos, el primer paso es solicitar la información; Fluido a transportar, Densidad Flujo másico, Flujo volumétrico, Presión de descarga, Presión de succión, Longitud a recorrer (en estos cálculos se considera 100ft).

Ejemplo BA-01:

Fluido a transportar: alcohol etílico correspondiente a un día de operaciones.

Densidad 48.97 lb/ft³.

Flujo másico 71, 460 lb/hr

Flujo volumétrico 1,441 ft³/hr

Presión de descarga 40 Psia.

Presión de succión 11,48 Psia.

Longitud a recorrer 1000ft.

Segundo paso, considerar perdidas por fricción en tubería según anexo: "Tabla de criterios para dimensionar tuberías y bombas".

$$\Delta p_{100} = 0.25$$

Sub enfriados:

$$\Delta p_{100} = 1$$

Tercer paso calcular la caída de presión por elevaciones con la siguiente formula

$$\Delta P = \frac{\Delta Z \rho}{144}$$

Donde:

$\Delta P_{\text{elevación}}$: caída de presión por elevación (lb/in²)

ΔZ : elevación (ft). Se considera una altura de 3ft para instalación del soporte o base de la bomba.

ρ : densidad (ft³/lb)

$$\Delta P = \frac{15 * 48.97}{144} = 5.10 \text{ lb/in}^2$$

ΔZ : 15 ft cuadro base de concreto y sobre diseño.

ρ : 48.97 densidad (ft³/lb).

Cuarto punto, se calcula la carga dinámica total (columna de líquido):

$$H = \frac{P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}}}{\rho} = \frac{(P_{\text{requerida}} + \Delta P_{\text{elevación}} + \Delta P_{\text{fricción}}) - P_{\text{succión}}}{\rho}$$

Donde:

H: Carga dinámica total (lbf.ft/lbm)

P requerida: presión a la que se requiere el fluido (lb/in²)

$\Delta P_{\text{elevación}}$: caída de presión por elevaciones (lb/in²)

$\Delta P_{\text{fricción}}$: caída de presión por fricción (lb/in²)

P succión: presión a la cual succiona la bomba el fluido.(lb/in²)

ρ ; densidad (lb/ft³)

$$H = \frac{(85 + 5.10 + 7.5) - 11.48}{48.97} = 86.12 \text{ lbf. ft/lbm}$$

H: Carga dinámica total (lbf.ft/lbm)
 P requerida: 40 lb/in²
 ΔP elevación: 3.40 lb/in²
 ΔPfricción: 0.1 lb/in² tabla de criterios.
 Psucción: 11.48.lb/in²
 ρ; densidad 48.97 lb/ft³.

Se calcula la potencia de la bomba con la siguiente ecuación:

$$W = HQ\rho$$

Donde :

W: potencia de la bomba (lbf • ft / hr)

H: Carga dinámica total (lbf.ft/lbm)

Q: flujo volumétrico (ft³/min)

ρ: densidad (ft³/lb)

Nota: 1HP = 1,980,000 lbf • ft / hr

$$W = HQ\rho$$

Donde:

W: potencia de la bomba (lbf • ft / min)

H: 37.7 lbf.ft/lbm

Q: 1,071,900 ft³/hr

ρ: 48.97 ft³/lb

Nota: 1HP = 1,980,000 lbf • ft / hr

$$W = \frac{86.12 * 1,071,900 * 48.97}{1980000} = 3.07 \approx \text{bomba comercial 5HP}$$

Como penúltimo paso, se Calcula de NPSH_{disponible}

$$NPSH_{disponible} = \frac{P_{succión}}{\rho \frac{g}{gc}} - \frac{P_v}{\rho \frac{g}{gc}} + h_s - h_{fs}$$

NPSH disponible; cabezal neto de succión positiva disponible (ft)

p1 presión absoluta en la aspiración (lb/in²)

p_v; presión de vapor (absoluta) (lb/in²)

h_s; altura de aspiración estática (ft), 3ft.

h_{fs}; pérdida de presión en la aspiración (ft), no se consideran esas pérdidas.

ρ; densidad (ft³/lb)

g/gc; gravedad (ft/s²/lbm.ft/lbf.s²)

$$NPSH_{disponible} = \frac{11.48}{48.97 \frac{32}{32}} - \frac{0.29}{48.97 \frac{32}{32}} + 15 - 0 = 14.6 \text{ ft}$$

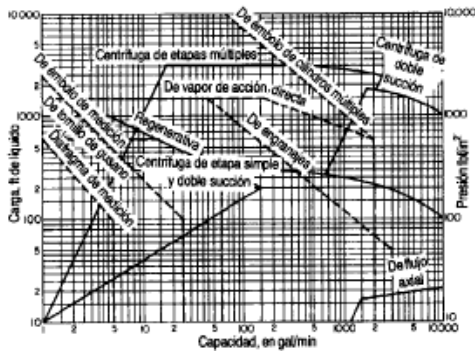
NPSH disponible; cabezal neto de succión positiva disponible (ft)

p1 presión absoluta en la aspiración (lb/in²)

p_v; presión de vapor (absoluta) (lb/in²)

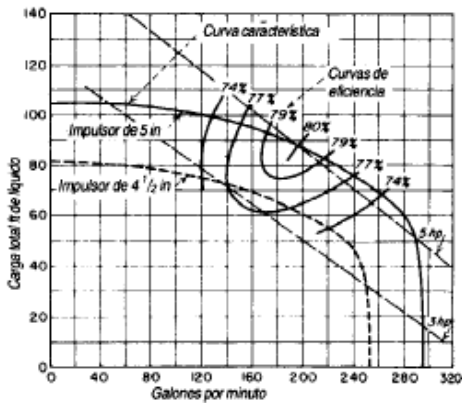
h_s ; altura de aspiración estática (ft), 3ft.
 h_{fs} ; pérdida de presión en la aspiración (ft), no se consideran esas pérdidas.
 ρ ; densidad (ft³/lb)
 g/gc ; gravedad (ft/s²/lbm.ft/lbf.s²)

Para saber el diámetro del impulsor, las RPM, la eficiencia y el BHP se prosigue a ver la familia de curvas de las bombas, esto con el flujo volumétrico y con la longitud equivalente.



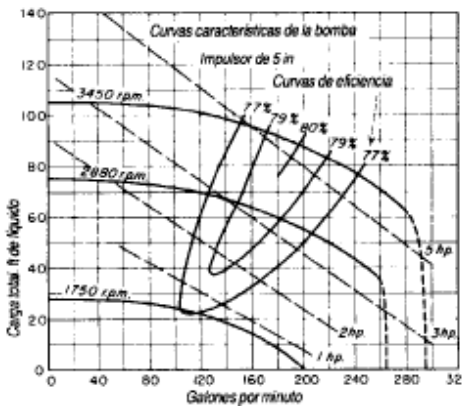
Aurora PUMP a unit of general Signal.

Grafica de alcance de bombas para funcionamiento comercial.



Aurora PUMP a unit of general Signal.

Curva de características de una bomba para una velocidad constante de 3450 rpm.



Aurora PUMP a unit of general Signal.

Curva de características de una bomba centrífuga.

viii. Metodología: Dimensionamiento de tuberías de Proceso.

Para poder dimensionar líneas se tiene algoritmos basados en velocidades permisibles y en ΔP_{100} los cuales se muestran a continuación, incluyendo una tabla resumen para visualizar cada una de las líneas

- **Algoritmo Sistema compresible.**

Datos necesarios.

Ejemplo línea 4.

W (Lb/hr) = 5952.48

Densidad (lb/ft³) = 0.38

Flujo volumétrico (Ft³/hr) = 15386.89

Suponer ΔP_{100sup} anexo criterios para dimensionar tuberías y bombas.

ΔP_{100sup} propuesto 0.3

Obtener C1 del Nomograma (Crane Pag 3-47)

C1 = 0.0375

Calcular C2 = $\rho (\Delta P_{100})/C1$

C2 = 3.09

Obtener un diámetro comercial (Crane pag 3-51)

Diámetro comercial D = 4 in²

Indicar la C2* C2* = 5.17

Comprobación

Calcular ΔP_{100} real.

ΔP_{100} real = $(C1)(C2^*)/\text{densidad}$

ΔP_{100} real = 0.50

Comprobación si ΔP_{100} real es similar ΔP_{100} sup. Es correcto 0.5 = 0.3.

Velocidad permisible en gases y vapores, ver tabla anexo.

Propuesto el intervalo 30-120 ft/s

Área interna (ft²) = 0.0884

Velocidad real.

$V_{real} = Q/\text{Área interna.}$

$$V_{real} = \frac{15386.9}{0.0884(3600)} = 48.35$$

Cabe en el intervalo, correcto y se aprueba.

- **Algoritmo Sistema incompresible.**

Ejemplo línea 1.

Datos necesarios.

W (Lb/hr) = 5952.5

Densidad (lb/ft³) = 48.97

Velocidad propuesta dentro de anexo criterios para dimensionar tuberías y bombas.

V (ft/seg)

Velocidades sugeridas en el intervalo de 0.5-1.5 ft/s

Propuesta V = 1.5 ft/s

$$D = \left[(0.0509) \left(\frac{W}{\rho V_{sup}} \right) \right]^{1/2}$$
$$D = \left[(0.0509) \left(\frac{5952.5}{48.97 * 1.5} \right) \right]^{1/2} = 2.03 \text{ in}$$

Crane B-24

Diámetro comercial

$D = 2 \text{ in}^2$

Diámetro interno

$D = 2.067 \text{ in}^2$

Comprobación

Obtener flujo volumétrico.

$$Q = \left(\frac{W}{\rho}\right) \left(\frac{1}{3600}\right)$$
$$Q = \left(\frac{5952.5}{48.97}\right) \left(\frac{1}{3600}\right) = 0.034 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Calcular velocidad Real

$$V_{real} = (183.333) \left(\frac{0.034}{2.067^2}\right) = 1.449$$

Comparar $V_{real} = V_{sup}$

$$1.5 \text{ ft/s} \approx 1.449 \text{ ft/s}$$

Valor muy cercano, por lo tanto es aprobado.

- **Algoritmo Sistema dos fases.**

Ejemplo línea 13.

Datos requeridos.

$W(\text{LB}/\text{HR}) = 5952.5$

$X(\text{FRAC DE VAPOR}) = 0.84$

DENS. LIQ. (LB/FT³) = 56.21

DENS. VAP (LB/FT³) = 0.39

VISCOSIDAD (CP) = 0.15

PM(LB/MOL) = 25.59

Calcular factor Paracoro.

PM < 80 J = 25, K = 2.82

PM > 80 J = 75, K = 2.25

$P = (K)(PM) + J$

$P = (2.82)(25.59) + 25 = 97.18$

CALCULAR

$$\gamma = \left(\frac{P(\rho_L - \rho_V)(0.016018)}{PM}\right)^4$$

$$\lambda = \left(\left(\frac{\rho_V}{0.075}\right)\left(\frac{\rho_L}{62.3}\right)\right)^{0.5}$$

$$\psi = \left(\frac{73}{\gamma}\right)\left(\mu_L\left(\frac{62.3}{\rho_L}\right)^2\right)^{1/3}$$

$$\gamma = \left(\frac{97.18(56.21 - 0.39)(0.016018)}{25.59}\right)^4 = 132.78$$

$$\lambda = \left(\left(\frac{0.39}{0.075}\right)\left(\frac{56.21}{62.3}\right)\right)^{0.5} = 2.18$$

$$\psi = \left(\frac{73}{132.78} \right) \left(0.15 \left(\frac{62.3}{56.21} \right)^2 \right)^{1/3} = 0.31$$

Suponer un diámetro nominal (in). Diámetro nominal= 2 (in)
 Determinar el área transversal. Área transversal = 0.0233 ft²

Crane B-25 en ft²

Calcular.

W_m = Flux másico fase líquida, libra/hora por pie cuadrado

$$W_m = \frac{\text{FLUJO LIQ} \quad \text{lb}}{\text{Área transversal} \quad \text{hr} * \text{ft}^2}$$

$$W_m = \frac{949.12}{0.02331} = 40,735 \frac{\text{lb}}{\text{hr} * \text{ft}^2}$$

G = Flux másico fase vapor, libra/hora por pie cuadrado

$$G = \frac{\text{FLUJO vap} \quad \text{lb}}{\text{Área transversal} \quad \text{hr} * \text{ft}^2}$$

$$G = \frac{50003.6}{0.0233} = 214,732 \frac{\text{lb}}{\text{hr} * \text{ft}^2}$$

Calcular coordenadas de Grafica Baker.

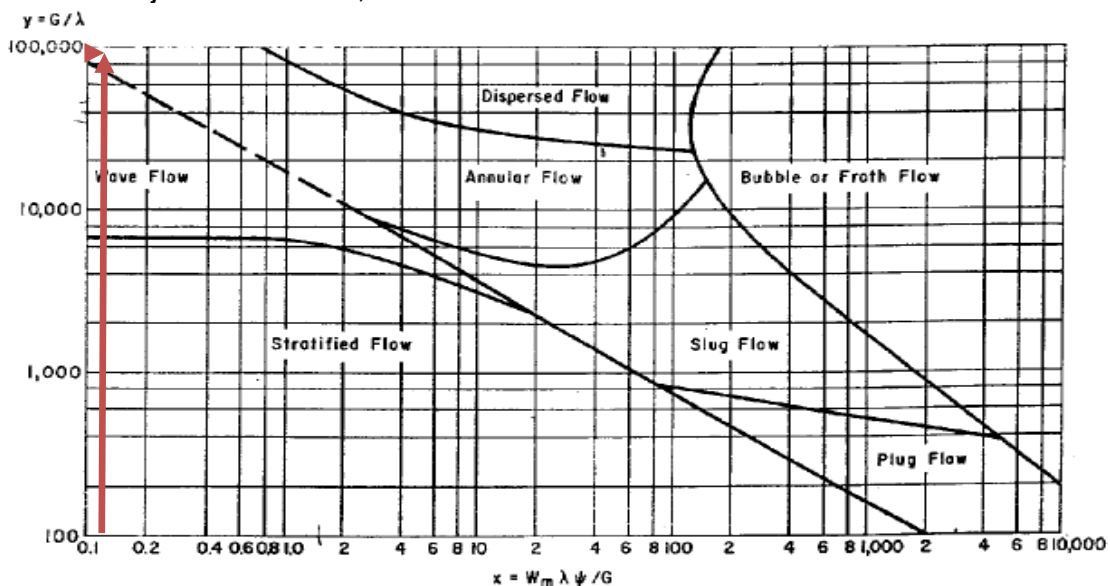
$$X = \frac{W_m \lambda \psi}{G}$$

$$Y = \frac{G}{\lambda}$$

$$X = \frac{40,735 * 2.18 * 0.31}{214,732} = 0.13$$

$$Y = \frac{214,732}{2.18} = 98,524$$

Ver si el Flujo es ANULAR, si este es así el diámetro es correcto.



Es anular el flujo por lo tanto es correcto este diámetro de 2 in.

ix. Metodología: Servicios auxiliares.

• Sistema agua de enfriamiento.

Objetivo; condensar mezcla de productos BD, H₂, H₂O, CH₃CH₂OH, EA-02.

Balance de materia y energía.

Condiciones: mezcla de productos BD, H₂, H₂O, CH₃CH₂OH.

	Entrada	Salida
Temperatura °F	780	250
Presión Psia	105	105
Entalpia BTU/lb	906.4	450.9
Flujo másico lb/hr	5952.5	

$$Q = \Delta H * W$$

Q Calor transmitido. (BTU/hr).

ΔH Diferencia de entalpia (BTU/lb).

W Flujo másico (lb/hr)

$$Q = (906.4 - 450.9)(5952.5) = 2711264.6 \text{ BTU/hr}$$

Podemos considerar que este mismo calor debe ser transmitido al agua de enfriamiento, se ajusta a una cifra significativa (2,720,000.0) por lo cual se utilizara para el balance de energía.

$$Q = 2,720,000.0 \text{ BTU/hr}$$

Condiciones: Agua de enfriamiento.

	Entrada	Salida
Temperatura °F	77	230
Presión Psia	40	40
Entalpia BTU/lb	62.5	217.5
Flujo másico lb/hr		17492.0
Calor transmitido BTU/hr	2,720,000.0	

$$Q = \Delta H * W$$

$$W = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$W = \frac{2,720,000.0}{(217.5 - 62.5)} = 17,492 \text{ lb/hr}$$

El agua de enfriamiento consta de un equipo de bombeo BAW-10 de 2.5 Hp, obtenido por el mismo método que en Anexo memoria de cálculo.

- **Ciclos de refrigeración mecánica.**

Sistema de refrigeración mecánica de una etapa, incluye el segundo condensador, es decir el intercambiador EA-03.

Balance de materia y energía.

Condiciones: mezcla de productos BD, H₂, H₂O, CH₃CH₂OH.

	Entrada	Salida
Temperatura °F	250	10
Presión Psia	75	75
Entalpia BTU/lb	497.3	105.4
Flujo másico lb/hr	5027.7	

$$Q = \Delta H * W$$

Q Calor transmitido. (BTU/hr).

ΔH Diferencia de entalpia (BTU/lb).

W Flujo másico (lb/hr)

$$Q = (497.3 - 105.4)(5027.7) = 1,969,973.7 \text{ BTU/hr}$$

Podemos considerar que este mismo calor debe ser transmitido al agua de enfriamiento, se ajusta a una cifra significativa (1,980,000.0) por lo cual se utilizara para el balance de energía.

$$Q = 1,980,000.0 \text{ BTU/hr}$$

Condiciones: Amoniaco.

	Entrada	Salida
Temperatura °F	-10	-10
Presión Psia	24	24
Entalpia BTU/lb	-360	210
		3786.0
Flujo másico lb/hr		
Calor transmitido BTU/hr	1,980,000.0	

$$Q = \Delta H * W$$

$$W = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$W = \frac{1,980,000.0}{(210 - (-360))} = 3,786.0 \text{ lb/hr}$$

DFP

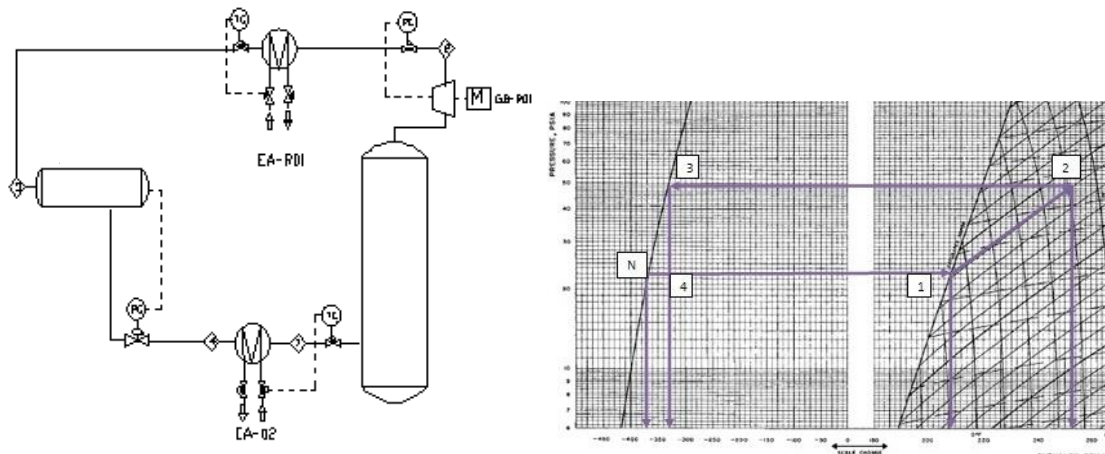


Diagrama mollier Amoniaco: APPLIED, PROCESS DESIGN, FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS, Volume 3, Third Edition.

BMyE:	1	2	3	4	N
Presión (Psia)	22	50	50	22	22
Temperatura °F	-10	85	23	-10	-10
Entalpia Btu/lb	208	257	-315	-315	-360
Flujo másico Líquido lb/h	---	---	4,100.0	3,786.0	
Flujo másico Vapor lb/h	4,100.0	4,100.0	---	314.0	
Flujo volumétrico líquido ft ³ /h	---	---	101.5	90.4	
Flujo volumétrico Vapor ft ³ /h	51,898.7	27,516.8	---	3,925.0	
ρL (lbm/ ft ³)	---	---	40.41	41.868	
ρv (lbm/ ft ³)	0.079	0.149	---	0.08	
% vap	100	100	---	0.08	
Diámetro	6.0	4.0	1.5	2.0	

$$\%vapor = \frac{H_1 - H_4}{H_1 - H_N}$$

$$\%vapor = 1 - \frac{208 - (-315)}{208 - (-360)} = 0.08$$

Por condiciones de operación el Flujo Líquido debe ser 3786.0 lb/hr, en el punto de dos fases, es decir el punto 4.

El fluido total es igual a:

$$100\% = \frac{(100 * 3768)}{92} = 4095.7 \text{ lb/hr}$$

100% Por ajuste 4100lb/hr

92% 3768 lb/hr

Condiciones del sistema. GB-01 amoniac.	
Trabajo (W Btu/lb)	49
Efecto refrigerante (Q Btu/lb)	523
Coeficiente de operación performs (COP)	10.67
Toneladas de Refrigeración.	1.86
Potencia compresor (HP)	1
Cálculo: GB-01	

$$W = H_2 - H_1 = 257 - 208 = 49 \text{ BTU/Lb}$$

$$QV = H_1 - H_4 = 208 - (-315) = 523 \text{ BTU/Lb}$$

$$COP = \frac{H_1 - H_4}{H_2 - H_1} = \frac{523}{49} = 10.67$$

Potencia.

$$\frac{HP}{Ton} = \frac{4.72}{COP}$$

1Ton de refrigeración es equivalente a 2204.63 lb.

$$1 \text{ Ton ref} = 2204.63 \text{ lb}$$

$$X \text{ ton ref} = \frac{4100 \text{ lb} * 1 \text{ Tn}}{2204.62 \text{ lb}} = 1.8603$$

$$HP = \frac{4.72}{COP} * (\text{Ton})$$

$$HP = \frac{4.72}{10.67} * (1.8603) = 0.83 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP}$$

Segundo sistema de refrigeración mecánica de una etapa, incluye el tercer condensador, es decir el intercambiador EA-04, el cual incluye separar butadieno e hidrogeno.

Balance de materia y energía.

Condiciones: mezcla de productos BD, H₂.

	Entrada	Salida
Temperatura °F	10	-120
Presión Psia	60	60
Entalpia BTU/lb	175.2	-72.3
Flujo másico lb/hr	2908	

$$Q = \Delta H * W$$

Q Calor transmitido. (BTU/hr).

ΔH Diferencia de entalpia (BTU/lb).

W Flujo másico (lb/hr)

$$Q = (175.2 - (-72.3)) * (2908) = 719,553.9 \text{ BTU/hr}$$

Podemos considerar que este mismo calor debe ser transmitido al agua de enfriamiento, se ajusta a una cifra significativa (720,000.0) por lo cual se utilizara para el balance de energía.

$$Q = 720,000.0 \text{ BTU/hr}$$

Condiciones: Amoniaco.

	Entrada	Salida
Temperatura °F	-140	-140
Presión Psia	23	23
Entalpia BTU/lb	-98	88
Flujo másico lb/hr		3913
Calor transmitido BTU/hr	720,000.0	

$$Q = \Delta H * W$$

$$W = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$W = \frac{720,000.0}{(86 - (-980))} = 3,913 \text{ lb/hr}$$

DFP:

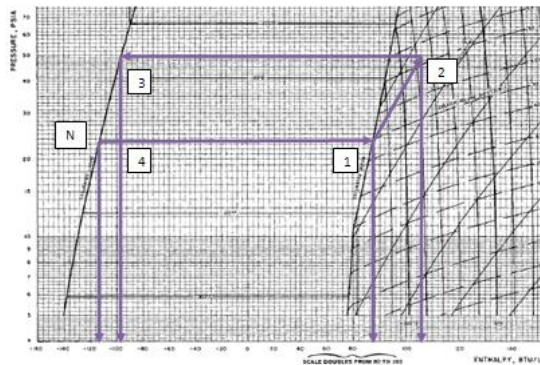
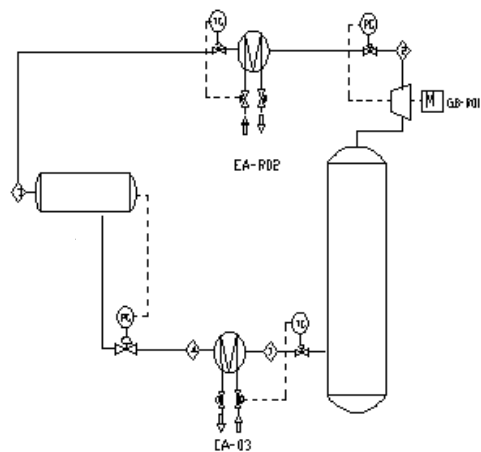


Diagrama mollier Etileno: APPLIED, PROCESS DESIGN, FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS, Volume 3, Third Edition.

BMyE:	1	2	3	4	N
Presión (Psia)	23.0	50.0	50.0	23.0	23
Temperatura °F	-140.0	-102.0	-72.0	-140.0	-140
Entalpia Btu/lb	88.0	104.0	-98.0	-98.0	-116
Flujo másico Líquido lb/h	---	---	4,300.0	3,913.0	
Flujo másico Vapor lb/h	4,300.0	4,300.0	---	387.0	
Flujo volumétrico líquido ft ³ /h	---	---	109.4	94.92	
Flujo volumétrico Vapor ft ³ /h	22,994.7	12181.3	---	2,058.5	
ρ _L (lbm/ ft ³)	-	-	39.322	41.227	
ρ _v (lbm/ ft ³)	0.187	0.353	---	0.188	
% vap	100	100	---	0.085	---
Diámetro	4.0	3.0	1.5	2.0	

$$\%vapor = \frac{H_1 - H_4}{H_1 - H_N}$$

$$\%vapor = 1 - \frac{88 - (-98)}{88 - (-116)} = 0.088$$

Por condiciones de operación el Flujo Líquido debe ser 3913.0 lb/hr, en el punto de dos fases, es decir el punto 4.

El fluido total es igual a:

$$100\% = \frac{(100 * 3913)}{91.2} = 4290.6 \text{ lb/hr}$$

100% Por ajuste
4300lb/hr

91.5% 3913 lb/hr

Condiciones del sistema. GB-01 Etileno

Trabajo (W Btu/lb)	16
Efecto refrigerante (Q Btu/lb)	186
Coficiente de operación performas (COP)	11.625
Toneladas de Refrigeración.	1.974
Potencia compresor (HP)	1.0

Cálculo: GB-01

$$W = H_2 - H_1 = 104 - 88 = 16 \text{ BTU/Lb}$$

$$QV = H_1 - H_4 = 88 - (-98) = 186 \text{ BTU/Lb}$$

$$COP = \frac{H_1 - H_4}{H_2 - H_1} = \frac{186}{16} = 11.625$$

Potencia. $\frac{HP}{Ton} = \frac{4.72}{COP}$

1Ton de refrigeración es equivalente a 2204.63 lb.

$$1 \text{ Ton ref} = 2204.63 \text{ lb}$$

$$X \text{ ton ref} = \frac{4350 \text{ lb} * 1 \text{ Tn}}{2204.62 \text{ lb}} = 1.974$$

$$HP = \frac{4.72}{COP} * (Ton)$$

$$HP = \frac{4.72}{11.625} * (1.974) = 0.8015 \text{ HP} \approx 1 \text{ HP}$$

- **Memoria Generación de vapor.**

En esta planta se tiene un sistema de generación de vapor con las siguientes características:

Presión de salida del generador de vapor (GV-101):120psia
 Temperatura de salida del sobre calentador (SC-102):1000°F
 Consumo de vapor total de: 22,000.0 lb/hr.

Como ya se ha mencionado el generador de vapor tiene como función principal elevar y mantener la temperatura en el reactor de conversión RA-01 A 780°F, por lo cual se muestra el balance necesario para lo mismo.

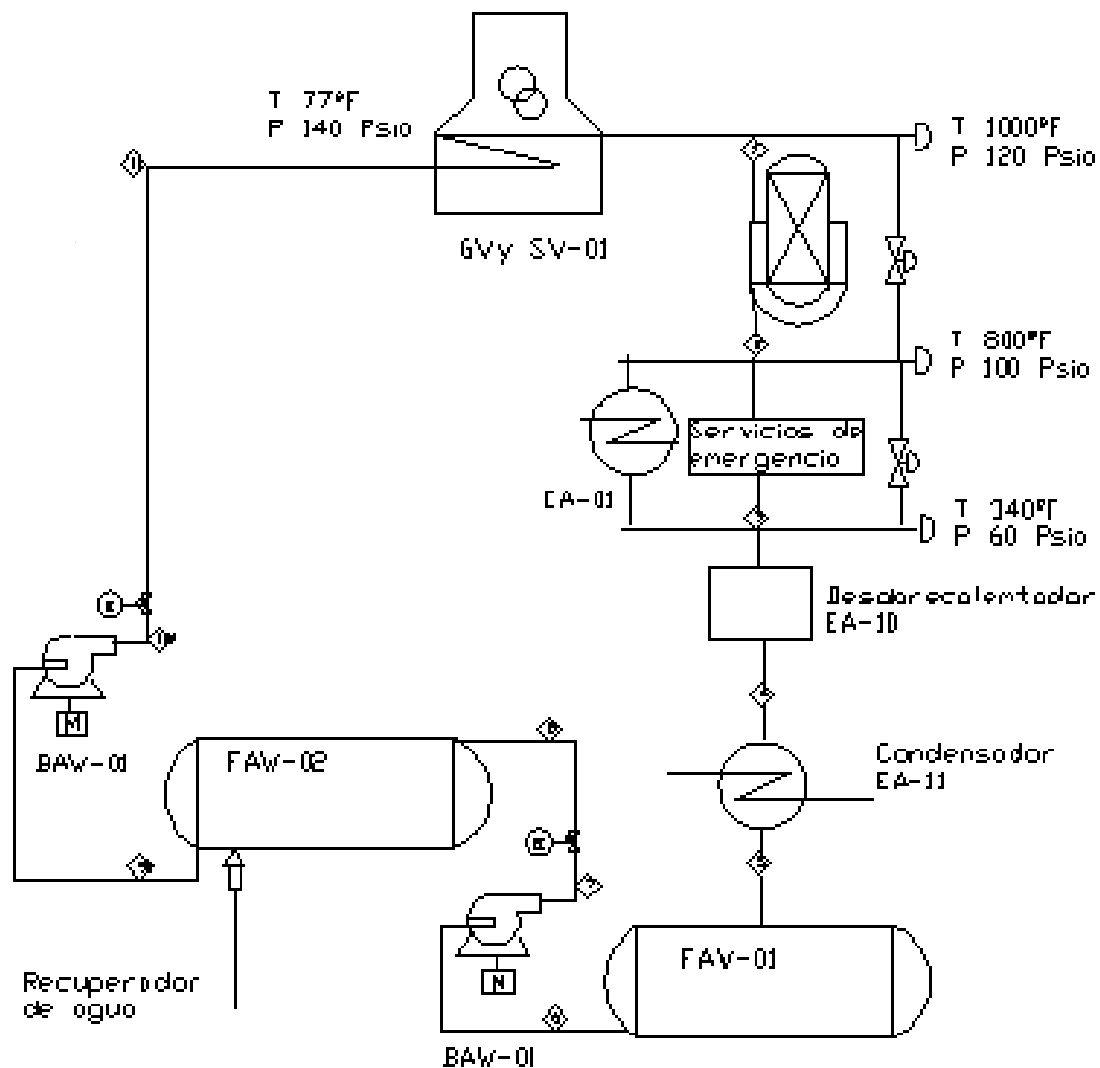
RA-01	Alcohol etílico	Mezcla de Deltas	de Deltas	Chaqueta Vapor	Deltas	
		BD, H2, H2O, CH3CH2OH				
Reactor de Conversión	Entrada	Salida		Entrada	Salida	
Temperatura °F	378.0	780.0	402.0	1000.0	800.0	200.0
Presión Psia	135.0	135.0	N/A	120.0	120.0	N/A
Entalpia BTU/lb	534.1	906.4	372.3	1532.1	1430.0	102.2
Flujo másico lb/hr	5952.50				22,000.0	
Calor transmitido BTU/hr			2,215,858.1		Ajustado	2,250,000.0

Este mismo vapor es utilizado en el proceso pues el uso de vapor es en cascada, es decir después de intervenir en el reactor el vapor es utilizado para el equipo EA-01 como I muestra el BMYE es viable utilizarlo tanto en masa como en calor.

EA-01	Coraza	Alcohol etílico	Deltas	Tubos	Vapor	Deltas
Evaporador	Entrada	Salida		Entrada	Salida	
Temperatura °F	77.0	250.0	173.0	800.0	340.0	460.0
Presión Psia	60.0	60.0	N/A	100.0	100.0	N/A
Entalpia BTU/lb	5.2	482.1	476.9	1430.0	1194.2	235.5
Flujo másico lb/hr	5952.5				12,050.0	
Calor transmitido BTU/hr			2,838,515.5		Ajustado	2,840,000.0

Si es necesario para otros equipos (no es primordial pues todos los equipos funcionan por consumo eléctrico, el vapor solo será utilizado en caso de emergencia, pero no es vital en el proceso ni servicios).

Se muestra un diagrama de flujo para ejemplificar la cascada.



Para este sistema el generador de vapor y el sobre calentador es un solo equipo, por lo tanto solo existe un balance de materia y energía en el equipo GV-01.

Características GV-01	Agua	Vapor	Deltas
Generador de vapor	Entrada	Salida	
Temperatura °F	77.0	1000.0	923.0
Presión Psia	140.0	120.0	20.0
Entalpia BTU/lb	62.5	1532.1	1367.4
Flujo másico Vapor lb/hr	22,000.0		
Calor transmitido BTU/hr			32,331,200.0
Combustible			
Poder Calórico gas natural	18916.6	Poder Calórico hidrogeno	60986.6
Flujo másico lb/hr	1899.05		589.0
Aire requerido	32815.6		10178.6

Combustion Engineering, Combustion Engineering-Superheater, Inc (1947)
 Rangos recomendados: Hasta aproximadamente 225 000 lb/hr con carbón y
 30 000 lb/hr con aceite o gas.

Combustible para generación de vapor.

Combustible gas natural: PC= 18916.6 BTU/lb

$$\text{Consumo combustible} = \frac{Q_{GV-101}}{E_g * PC} = \frac{32,331,200.0 BTU/h}{0.9 * 18916.612 BTU/lb} = 1899.05 lb/h$$

Para el consumo de aire, se obtuvo de una tabla donde se especifica cuanta cantidad de aire necesita por cada unidad de masa de combustible, por tanto:
 Equivalencia: 17.28lb de aire/lb de combustible

Por tanto:

$$\text{aire requerido GV - 101} = 17.28 * 1,887.3 = 32,612.4 \frac{lb}{h} \text{ de aire}$$

El generador de vapor consta de los siguientes equipos y características, fueron obtenidas por el mismo método que en Anexo memoria de cálculo. Además para escoger FAW-01 principal, este 1.5 de la capacidad de FA-01, además también se considera como el tanque de agua contra incendio. Ver anexo tanques atmosféricos.

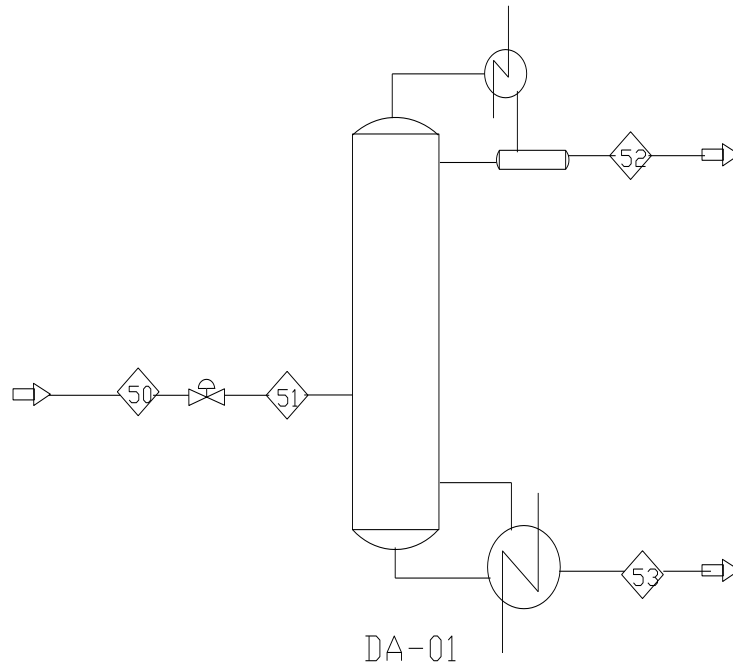
Lista de equipo.		Potencia HP	Diámetro	Longitud
RA-01	Reactor de conversión	especificado en hoja		
EA-01	Calentador de proceso	especificado en hoja		
EA-10	Desobrecalentador	n/a	8 in	8 ft
EA-11	Condensador	n/a	40 in	8 ft
BAW-01	Bomba de generación de vapor.	1	n/a	n/a
BAW-02	Bomba de generación de vapor.	2.5	n/a	n/a
FAW-01	Almacenamiento principal de agua	n/a	30 ft	45ft
FAW-02	Almacenamiento de condensado	n/a	6 ft	18 ft
FAW-03	Tanque principal de generación de vapor	n/a	6 ft	18 ft
GV-01	Generador de Vapor y sobre calentador	n/a	10.5	12.5

Balance de materia y energía generación de vapor.

Líneas	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Presión (Psia)	120	100	60	40	11,48	11,48	20	20	20	160	160
Temperatura °F	1000	800	340	325	77	77	77	77	77	77	77
Entalpia BTU/lb	1532.1	1429.9	1194.2	1182	62.1	62.1	62.5	62.5	62.5	63.5	63.5
Flujo másico Vapor lb/hr	22,000	22,000	22,000	22,000	-	-	-	-	-	-	-
Flujo másico líquido l/ hr	-	-	-	-	22,000	22,000	22,000	22,000	22,000	22,000	22,000
Densidad Vapor lb/ft3	0.139	0.134	0.218	0.310	-	-	-	-	-	-	-
Densidad líquido lb/ft3	-	-	-	-	62.22	62.22	62.22	62.22	62.22	62.22	62.22
Flujo volumétrico vapor ft3/hr	180,150.0	186,075.0	114,550.0	80,575.0	-	-	-	-	-	-	-
Flujo volumétrico líquido ft3/hr	-	-	-	-	401.8	401.8	401.8	401.8	401.8	401.8	401.8
Diámetro	8.0	8.0	6.0	6.0	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5

- **Torre de destilación, separador de la mezcla agua y alcohol etílico.**

Para este sistema su utilizo una simulación en el programa PRO/II y se muestran los resultados obtenidos en el siguiente diagrama y tabla.



Torre de destilación DA-01 Separador de alcohol etílico y agua					
Dimensiones	Longitud ft		Diámetro ft	Capacidad total ft ³	l/d
	16		4	200.0	4
Características	Presión Psia		No. De platos		
	50		22		
Líneas de. sistema	50		51	52	53
BMYE.	Líquido		Líquido	Líquido	Líquido
	Mezcla H ₂ O	Mezcla H ₂ O	CH ₃ CH ₂ OH	H ₂ O	
	CH ₃ CH ₂ OH	CH ₃ CH ₂ OH			
Flujo molar LB-MOL/HR	78.0		78.0	25.5	52.5
Flujo másico LB/HR	2119.7		2119.7	1173.9	945.8
Flujo Volumétrico FT³/HR	38.9		38.9	23.7	15.2
Temperatura °F	9.0		9.0	234.4	282.2
Presión Psia	60		50	50	50
Peso molecular	27.2		27.2	46.0	18.0
Entalpia BTU/Lb	9.7		9.7	134.3	235.9
Fracción Líquido	1.0		1.0	1.0	1.0
Densidad LB/FT³	54.55		54.55	49.57	62.34
Diámetro (in)	1.5		1.5	1.5	1.0

- **Almacenamiento de hidrogeno molecular.**

Envasado:

Se tendrá un área especial para llevar a cabo este proceso, con ventilación y campanas absorbentes.

El hidrógeno es no corrosivo y puede utilizarse con cualquier material de construcción.

Manipulación:

Utilizar solamente en áreas muy bien ventiladas.

Las tapas protectoras de las válvulas deben estar colocadas, a menos que el cilindro posea caño de salida desde la válvula al punto de uso.

No arrastrar, deslizar o hacer rodar los cilindros, sino utilizar auto elevadores o monta cargas.

Utilizar un regulador reductor de presión cuando se conectan los cilindros a una presión menor (< 3000 psig) cañerías o sistemas.

De ninguna manera se deben calentar los cilindros para incrementar su velocidad de descarga.

Utilizar una válvula de control o de retención para evitar riesgos de retroceso de flujo al interior del cilindro.

Almacenaje:

Proteger los cilindros de cualquier daño físico.

Almacenar en un área fresca, seca, bien ventilada, lejos de los lugares de tráfico vehicular y de las salidas de emergencia. No permitir, que en el lugar de almacenaje la temperatura exceda 125°F (52°C).

Los cilindros serán colocados parados y bien asegurados para evitar que se caigan o se golpeen. Se deben separar los cilindros llenos de los vacíos. Utilizar un sistema de inventario con fecha de ingreso y egreso de las unidades para evitar que cilindros llenos queden almacenados durante períodos excesivamente largos.

Coloque carteles en el área de almacenaje con la leyenda "NO FUMAR" o el símbolo de "LLAMAS ABIERTAS".

No deben encontrarse fuentes de ignición en el área de almacenaje o uso.

- **Equipos especiales en planta y consumo eléctrico de servicios Auxiliares.**

Equipo:

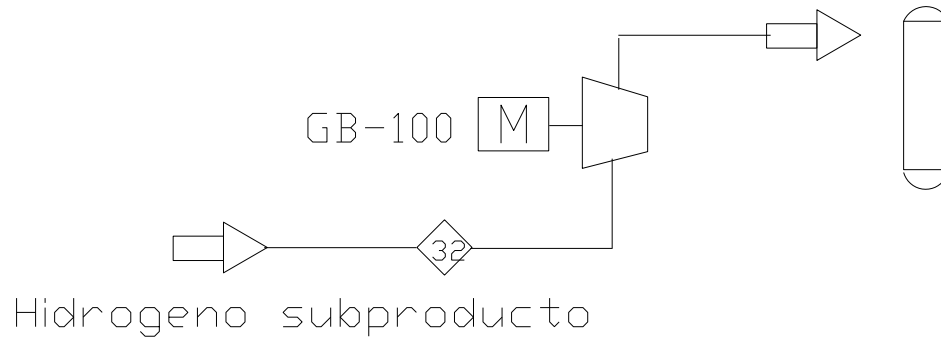
Todos los equipos y líneas relacionados con el sistema de hidrógeno deben estar conectados a tierra.

El equipo eléctrico debe ser antichispa o a prueba de explosión.

Los cilindros de gas comprimido no deben ser recargados, excepto por fabricantes calificados de gases comprimidos. La carga de cilindros de gas comprimido debe ser efectuada por el fabricante o bien se debe contar con su consentimiento escrito para poder realizarla, caso contrario, constituye una violación a las leyes vigentes.

Asegurarse siempre que los cilindros se encuentren en posición vertical antes de transportarlos. NUNCA transporte cilindros en baúles de vehículos, compartimientos cerrados, cabinas de camiones o en compartimientos de pasajeros.

Transporte los cilindros asegurados en plataformas o en vehículos abiertos tipo pick up.



El compresor tiene una capacidad de 0.5 HP, con ello es suficiente para almacenar el hidrogeno hasta 500 Psia de presión. Los cálculos fueron realizados según la misma metodología de proceso.

Se tiene como equipos especiales dos bombas de 5 HP centrifugas, móviles, para emergencias mecánicas, de proceso y combate contra incendio. Además se cuenta con una bomba de 15 HP exclusiva para combate contraincendios.

A continuación se muestra una tabla de consumo total por corrida, contemplando que todo el equipo este en uso y con un 20% extra de sobre diseño.

Servicio	Equipo	Descripción	Potencia HP	Potencia KW
Agua enfriamiento	de BAW-10	Alimentador EA-02	a 2.5	1.86
Ciclo refrigeración mecánica amoníaco	de GB-01 Amoniaco	Compresor ciclo refrigeración.	de de	1.0 0.75
Ciclo refrigeración mecánica etileno	de GB-01 Etileno	Compresor ciclo refrigeración.	de de	1.0 0.75
Generador de vapor	BAW-01	Equipo bombeo	de 1.0	0.75
	BAW-02	Equipo bombeo principal	de 2.50	1.86
Almacenamiento de Hidrogeno molecular	de GB-100	Compresor para almacenaje de H2	para de	0.50 0.37
Bomba móvil reserva	de BA-200	Bomba móvil en caso de emergencia	en de	5.00 3.73
Bomba móvil reserva	de BA-200	Bomba móvil en caso de emergencia	en de	5.00 3.73
Bomba agua contra incendio	BA-1000	Bombeo contra incendio	contra 15.00	11.19
Total por corrida			33.50	24.98
Sobre diseño	20%	Se tiene un 20 % de sobre diseño protección de planta	6.70	5.00
Total por corrida sobre diseño			40.20	29.98

x. *Memoria de cálculo: Estimación de costos.*

Comenzando en la estimación de proyecto se tiene los siguientes puntos: consumos e insumos. Esta parte será mostrada por unidad de producto final, tomando en cuenta las relaciones proporcionales y de conversión.

Consumos

La materia prima que el proceso tiene por unidad de producto terminado, en este caso para obtener 11,574, 268.76 lb/año).

Costo anual de consumos				
Materia	Precio Dólares	Consumo anual (lb/año)	Gasto unitario por lb de BD	Costo (dólar/año)
Alcohol etílico	0.318	24,676,205.5	2.132	7,847,033.3
Oxido de Magnesio	0.222	2,204.6	4.23E-05	490.0
Oxido de aluminio (Alúmina)	0.206	2,204.6	3.93E-05	455.0
			Total	7,847,978.3

www.icispricing.com.

Insumos

Se define como el consumo de servicios por unidad de productos proporcionados. Forman parte del costo unitario del producto terminado

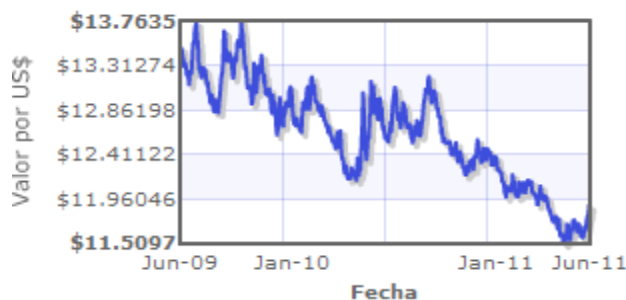
Tabla 5.2 Costo anual de insumos					
Servicio	Descripción	Consumo anual (lb/año)	Precio Dólares	Gasto unitario por lb de BD	Costo (dólar/año)
Gas natural	Generación de vapor	328,187.5	0.34	0.028	114,625.9
Electricidad	Soporte de proceso	530,676.6	0.13	0.046	24,331.3
				Total	138,956.2

www.icispricing.com.

www.cfe.com.mx

Este proyecto se cotizara en dólares (US) debido a que es una moneda de intercambio mundial y de esta forma se evitara problemas de cambio, por lo cual es necesario saber el comportamiento de esta moneda con respecto a pesos mexicanos moneda nacional, por lo mismo se presenta una grafica del comportamiento de dólar respecto al peso mexicano.

Peso Mexicano - 2 años



<http://www.bnamericas.com/news/petroleoygas#nogo>

Se muestra una oscilación entre \$ 13.7635 pesos mexicanos y \$11.5097 pesos mexicanos por lo cual se a decidido utilizar un valor medio de \$13.31 pesos mexicanos por ser de uno de los picos más frecuentes.

Continuado con el valor en el mercado de los productos químicos a nivel nacional e internacional se muestra una tabla que contiene el precio de los químicos involucrados en el proceso desde materia prima hasta producto final y la unidad de en que se cotizan, estos valores se tomara como constantes para poder hacer nuestro balance económico.

Químico	Descripción	Medida	Precio US (\$)
Alcohol etílico	Materia prima	Gal	2.05-1.25
Oxido de Magnesio	Catalizador	Tn	490.0
Alúmina	Catalizador	Tn	455.0
Amoniaco	Refrigerante	Tn	745.0
Etileno	Refrigerante	Lb	0.72
Butadieno	Producto final	Lb	1.37
Gas natural	Servicio auxiliar	Kg	0.77
Electricidad	Servicio auxiliar	KWH	0.13

www.icispricing.com.

Donde amoniaco y etileno son activos por lo cual se obtendrá una tabla del costo de los mismos.

En relación al terreno de nuestra planta se tomara una porción que se utilizara.

Esta consta de una dimensión de 85.0 m de ancho y 152.5 m de largo, con un total de 12,962.5 m² por lo que costara \$ 1,361,062.5 pesos mexicanos, en relación a cotización \$ 102,258.7 US por el terreno.

Por aseguramiento de capital se redondea el valor a \$ 105,000.0 US

En la parte de equipo utilizado a lo largo del proceso y en los servicios auxiliares, se realizara una metodología de cálculo basada en índices “Marshall and Swift”, considerados como indicadores internacionales de mercado confiables, esto se realizara básicamente con el comportamiento del precio del equipo a lo largo del tiempo.

Para ello deberemos ocupar la siguiente ecuación.

$$\text{Precio actual} = \text{precio de referencia} * \left(\frac{\text{Indice Marsh actual}}{\text{Indice Marsh de referencia}} \right)$$

Donde el precio de referencia será obtenido de las graficas Precio (US) equipo vs. Característica primaria de equipo en cuestión.

Contenida en la referencia bibliográfica: Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, “PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS”, 4ª Edición, McGraw-Hill, Inc., 1991, International, Cap 6,13, 14,15,16.

Donde todo el equipo de proceso y servicio será valuado, así como materiales e instalación de forma intrínseca.

Ejemplo:

Intercambiador de calor EA-01 cuya característica a evaluar es el área de transferencia, en este caso el valor es 102 ft² por lo cual tiene un costo de \$5,000.00 US.

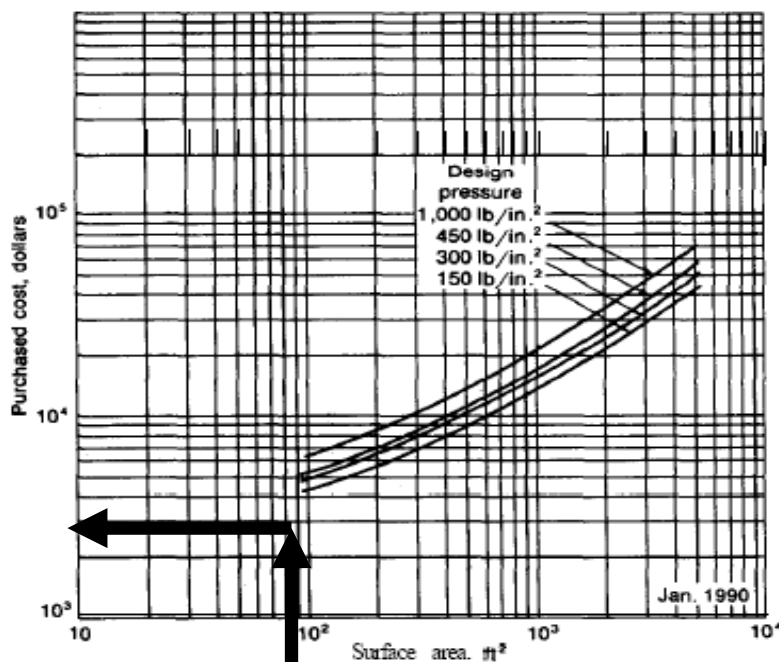


FIGURE 15-13
Floating-head heat exchangers with ¼-in. OD x 1-in. square pitch and 16-ft bundles of carbon-steel construction.

Para obtener el valor equivalente a nuestro tiempo se necesita la siguiente ecuación:

$$\text{Precio actual} = \text{precio de referencia} * \left(\frac{\text{Indice Marshall actual}}{\text{Indice Marshall de referencia}} \right)$$

Donde el precio de referencia son los \$ 5,000.00 US.

El índice Marshall de referencia es el de 1979 cuyo valor es 561.0. El índice Marshall de actual es de 1663.6 Ver anexo "Índice Marshall" de industria petroquímica.

$$\text{Precio actual} = 5,000.0 * \left(\frac{1663.6}{561} \right) = \$14,827.1\text{US}$$

De esta forma son cotizados equipos y tubería incluyendo instalación y accesorios.

Ejemplo:

Línea 1 de proceso cuya característica a evaluar es el diámetro en pulgadas, en este caso el valor es 2 in acero al carbón por lo cual tiene un costo de \$1 US.

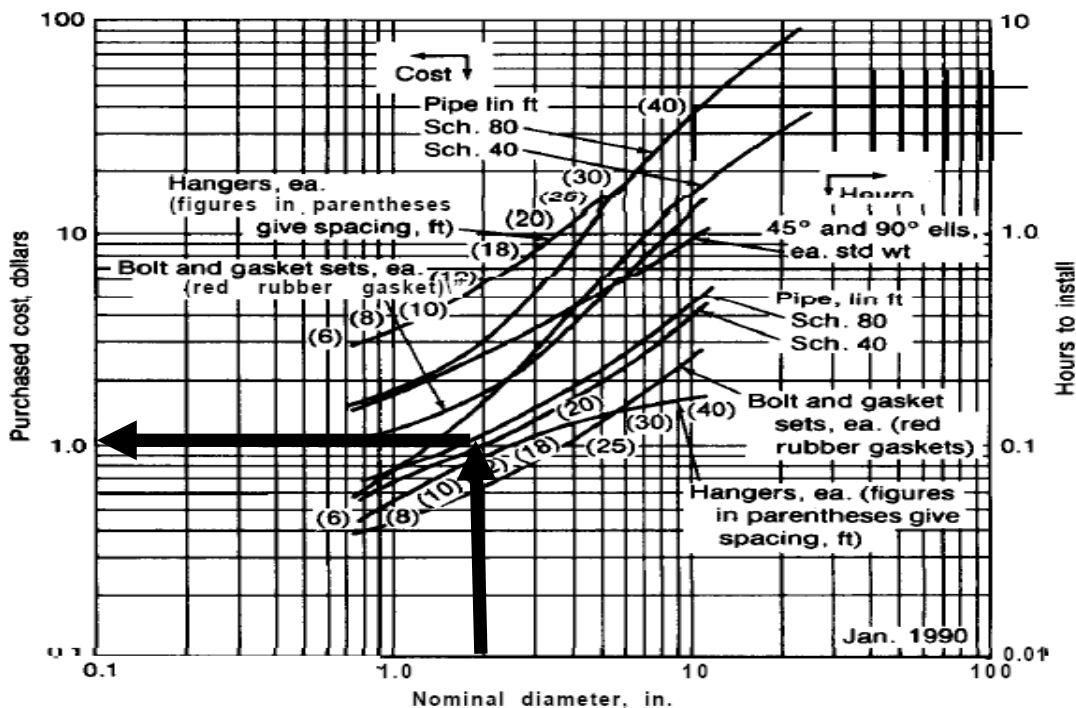


FIGURE 14-3
Cost and installation time for carbon-steel welded pipe and fittings.

Para obtener el valor equivalente a nuestro tiempo se necesita la siguiente ecuación:

$$\text{Precio actual} = \text{precio de referencia} * \left(\frac{\text{Indice Marshall actual}}{\text{Indice Marshall de referencia}} \right)$$

Donde el precio de referencia son los \$ 1.00 US. El índice Marshall de referencia es el de 1979 cuyo valor es 561.0. El índice Marshall de actual es de 1663.6 Ver anexo "Índice Marshall" de industria petroquímica.

$$\text{Precio actual} = 1.00 * \left(\frac{1663.6}{561} \right) = \$2.97US \times 1 \text{ ft}$$

Para obtener el valor de 100ft, es lo que se cotiza para el proceso en cada caso, se multiplica por 100.

$$\text{Precio 100ft} = 100 * \$2.97US = \$297US$$

Con esto se cotiza el valor para líneas de proceso y servicios, en diversos materiales según la referencia.

Equipo	Descripción	Costo actual	Característica	Costo	Año ref.	Índice Marshall referencia.	Índice Marshall actual	Referencias	
RA-01	Reactor de conversión	326196.1	volumen Galón	2244.1	110000	1979	561	1663.6	Fig. 16.34
FA-01	Tanque de almacenamiento principal	177925.1	volumen Galón	169193.9	60000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
FA-02	Tanque de almacenamiento producto precalentado.	2965.4	volumen Galón	89.8	1000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
FA-03	Tanque de almacenamiento mezcla de productos y secundarios	2965.4	volumen Galón	86.0	1000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
FA-04	Tanque de separador mezcla de productos y semiproductos	2965.4	volumen Galón	59.5	1000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
FA-05	Tanque de separador mezcla de productos y semiproductos	11861.7	volumen Galón	270.0	4000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
FA-06	Tanque de separador mezcla de productos y semiproductos	8896.3	volumen Galón	211.7	3000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
FA-07	Tanque de almacenamiento producto secundario H2.	296541.9	volumen Galón	7895.9	100000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
FA-08	Tanque de almacenamiento producto principal BD.	237233.5	volumen Galón	2206.6	80000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
FA-BL	Tanque Balance	2965.4	volumen Galón	89.8	1000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
BA-01	Equipo de bombeo alimentador de FA-01	2965.4	GPM	179.7	1000	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
BA-02	Equipo de bombeo alimentador de proceso	2965.4	GPM	179.7	1000	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
BA-03	Equipo de bombeo producto principal BD.	8896.3	GPM	8.9	3000	1979	561	1663.6	Fig. 14.42
GB-01	Alimentador a RA-01	237233.5	FT3/min	346.0	80000	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
EA-01	Evaporador de alcohol etílico	14827.1	área ft2	102.0	5000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
EA-02	Condensador de mezcla	14827.1	área ft2	117.0	5000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
EA-03	Condensador de mezcla	17792.5	área ft2	249.4	6000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
EA-04	Condensador de mezcla	14827.1	área ft2	118.0	5000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
GV-01	Generador de vapor	207579.3	área ft2	1300.0	70000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
EA-10	Desobrecalentador	14827.1	área ft2	102.0	5000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
EA-11	Condensador	14827.1	área ft2	115.0	5000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
BAW-01	Bomba de agua.	4744.7	5868,563993	843.8	1600	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
BAW-02	Bomba de generación d vapor.	2372.3	5868,563993	35.2	800	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
BAW-03	Bomba de generación d vapor.	2372.3	5868,563993	35.2	800	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
FAW-01	Tanque principal de agua y agua contra incendio	266887.7	volumen Galón	237929.1	90000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
FAW-02	Almacenamiento de condensado	38550.4	volumen Galón	3807.3	13000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
FAW-03	Tanque principal de generación de vapor	38550.4	volumen Galón	3807.3	13000	1979	561	1663.6	Fig. 14.56
DA-01	Torre de recuperación de alcohol etílico	26688.8	Diámetro, No platos	3.2	9000	1979	561	1663.6	Fig. 16.26
GB-02	Compresor de sub producto H2	341023.2	5868,563993	1261.8	115000	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
GB-01R	Ciclo de refrigeración Amoniaco	296541.9	5868,563993	865.0	100000	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
FA-10R	Ciclo de refrigeración Amoniaco	177925.1	volumen Gal	1129.5	60000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
EA-01R	Ciclo de refrigeración Amoniaco	14827.1	área ft2	130.0	5000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
FA-11R	Ciclo de refrigeración Amoniaco	311369.0	volumen Galón	9028.4	105000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
GB-02R	Ciclo de refrigeración Etileno	148270.9	5868,563993	383.2	50000	1979	561	1663.6	Fig. 14.45
FA-20R	Ciclo de refrigeración Etileno	177925.1	volumen Galón	1129.5	60000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
EA-02R	Ciclo de refrigeración Etileno	14827.1	área ft2	135.0	5000	1979	561	1663.6	Fig. 15.13
FA-21R	Ciclo de refrigeración Etileno	311369.0	volumen Galón	9028.4	105000	1979	561	1663.6	Fig. 14.58
Total	Cantidad (US).	3,793,363.9							
Total	Con el 15% de sobrediseño, por mermas	4,362,368.4							

Numero línea	Descripción	Costo actual por 1 ft	Costo por 100 ft	Característica Diámetro (in)	Costo	Año ref.	Índice Marshall referencia.	Índice Marshall actual	Referencias
1	Líquido, acero al carbón	2.97	296.54	2.0	1	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
2	Líquido, acero al carbón	2.97	296.54	2.0	1	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
3	Líquido, acero al carbón	2.97	296.54	2.0	1	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
4	Vapor, acero al carbón	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
5	Vapor, acero al carbón	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
6	Vapor, acero al carbón	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
7	Vapor, acero al carbón	4.45	444.81	3.0	1,5	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
8	Vapor, acero al carbón	4.45	444.81	3.0	1,5	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
9	Vapor, acero al carbón	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
10	Vapor, acero al carbón	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
11	Vapor, acero al carbón	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
12	Vapor, acero al carbón	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
13	Mezcla, acero inoxidable	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
14	Mezcla, acero inoxidable	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
15	Vapor, acero al carbón	4.45	444.81	3.5	1,5	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
16	Vapor, acero al carbón	4.45	444.81	3.5	1,5	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
17	Mezcla, acero inoxidable	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
18	Mezcla, acero inoxidable	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
19	Vapor, acero inoxidable	415.16	41515.86	3.0	140	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
20	Mezcla, acero inoxidable	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
21	Mezcla, acero inoxidable	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
22	Mezcla, acero inoxidable	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
23	Líquido, acero inoxidable	148.27	14827.09	1,25	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
24	Líquido, acero inoxidable	148.27	14827.09	1,25	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
25	Líquido, acero inoxidable	148.27	14827.09	1,25	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
26	Líquido, acero inoxidable	148.27	14827.09	1,25	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
27	Mezcla, acero inoxidable	74.14	7413.55	1/2	25	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
30	Vapor, acero inoxidable	415.16	41515.86	3	140	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
31	Vapor, acero inoxidable	266.89	26688.77	2,5	90	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
32	Vapor, acero inoxidable	266.89	26688.77	2,5	90	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
33	Líquido, acero inoxidable	74.14	7,413.55	¼	25	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
40	Líquido, acero inoxidable	118.62	11,861.68	1	40	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
50	Líquido, acero inoxidable Generador de vapor	148.27	14,827.09	1,5	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
1G	Vapor, acero al carbón Generador de vapor	8.90	889.63	8.0	3	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
2G	Vapor, acero al carbón Generador de vapor	8.90	889.63	8.0	3	1979	561	1663,6	Fig. 14.3

3G	Vapor, acero al carbón Generador de vapor	7.41	741.35	6.0	2,5	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
4G	Vapor, acero al carbón Generador de vapor	7.41	741.35	6.0	2,5	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
5G	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	3.71	370.68	2.5	1,25	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
6G	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	3.71	370.68	2.5	1,25	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
7G	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	3.71	370.68	2.5	1,25	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
8G	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	3.71	370.68	2.5	1,25	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
9G	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	3.71	370.68	2.5	1,25	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
10G	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	3.71	370.68	2.5	1,25	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
11G	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	3.71	370.68	2.5	1,25	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
1RA	Vapor, acero inoxidable ciclo amoniaco	1186.17	118616.76	6.0	400	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
2RA	Vapor, acero inoxidable ciclo amoniaco	593.08	59308.38	4.0	200	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
3RA	Líquido, acero inoxidable ciclo amoniaco	148.27	14827.09	1.5	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
4RA	Mezcla, acero inoxidable ciclo amoniaco	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
1RE	Vapor, acero inoxidable ciclo etileno	593.08	59308.38	4.0	200	1979	561	1663,6	Fig. 14.3
2RE	Vapor, acero inoxidable ciclo etileno	415.16	41515.86	3.0	140	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
3RE	Líquido, acero inoxidable ciclo etileno	148.27	14827.09	1.5	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
4RE	Mezcla, acero inoxidable ciclo etileno	237.23	23723.35	2.0	80	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
1W	Líquido, acero al carbón agua de enfriamiento	4.45	444.81	3.0	1,5	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
2W	Líquido, acero al carbón Generador de vapor	5.93	593.08	4.0	2	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
51	Líquido, acero inoxidable destilador	148.27	14827.09	1.5	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
52	Líquido, acero inoxidable destilador	148.27	14827.09	1.5	50	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
53	Líquido, acero inoxidable destilador	118.62	11861.68	1.0	40	1979	561	1663,6	Fig. 14.11
Total		8,143.78	814,378.16						
Total	Teniendo en cuenta 15% de sobrediseño, por mermas	9,365.35	936,534.89						

En el proyecto se calcula el valor del mismo de forma teórica, para conocer el valor asignado a cada activo y poder hacer un balance de rentabilidad.

El método a utilizar para calcular el valor del proyecto es: "General de Porcentajes". Fuente: Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Peters.

Este se basa en el valor total del equipo, incluyendo tubería, después se asigna valores porcentuales del mismo al resto del proyecto, con un rango aceptado y recomendado, dividiéndolo en costos directos e indirectos de la siguiente manera y porcentajes. Puede variar en 10%.

Método general de porcentajes			
COMPONENTES	Rango (%)	%	COSTO (\$ dlrs US)
COSTO DIRECTO			
Costos de equipo, tubería.			5,298,903.32
Costo de instalación de equipos	35-45	40	2,119,561.33
Instalación de instrumentación	6--20	15	794,835.50
Instalación de tuberías	10--30	25	1,324,725.83
Instalaciones eléctricas	8--20	20	1,059,780.66
Construcciones Edificios	10--70	70	3,709,232.32
Mantenimiento	10--20	15	794,835.50
Servicios Auxiliares	40--90	50	2,649,451.66
Terreno	2--8	2	105,978.07
TOTAL DE COSTOS DIRECTOS DE LA PLANTA			1,7857,304.18
COSTO INDIRECTO			
Ingeniería y Supervisión	5--15	10	529,890.33
Gastos de construcción, contratistas (honorario)	7--20	15	794,835.50
Contingencia	5--15	15	794,835.50
TOTAL DE COSTOS DIRECTOS DE LA PLANTA			2,119,561.33
TOTAL DE COSTOS DIRECTOS E INDIRECTOS DE LA PLANTA			1,9976,865.50
Capital de trabajo (Honorarios)	10--20	15	2,996,529.83
INVERSIÓN TOTAL			22,973,395.33

Ejemplo: Costo de instalación de equipos, porcentaje asignado 40%

$$\text{Costo de instalación de equipos} = \frac{\text{Costos de equipo, tubería} * \% \text{ asignado}}{100\%}$$

$$\text{Costo de instalación de equipos} = \frac{5,298,903.32 * 40\%}{100\%} = \$2,119,561.33 \text{ US}$$

El sueldo del personal es propuesto por el director, y no es negociable por lo cual serán fijos, se muestra el total en pesos mexicanos y en dólares (US).

c) Tabla de criterios para dimensionar tuberías y bombas.

Criterios para dimensionar tuberías y bombas.				
FLUIDO GENERAL	EN	DIAMETRO NOMINAL	VELOCIDAD FT/SEG	$\Delta P_{001} \text{ } \sigma \pi$
Succión de bombas (líquido saturado)		2" o menos	0.5 – 1.5	0.05 - 0.25
		3" – 8"	1.5 – 2.5	0.05 – 0.25
		10" – 20"	2.5 – 3.5	0.05 - 0.50
Succión de bombas (Líquido enfriado)	sub-	2" o menos	1--2	0.1-1
		3" – 8"	2--4	0.1-1
		10 – 20"	3--6	0.1-2
Descarga Bombas	de	2" o menos	1--4	1--4
		3"	5--8	1--3
		10 – 20"	8--10	1--3
Líneas refrigerante	de		2--4	0.14
Alimentación enfriadores	a		6	
Residuos de fondos de una torre			4--6	0.6
Alimentación a torre fraccionadora			4--6	
Salida de un condensador			3--5	0.5
GASES Y VAPORES				
				0<P<50 Psig
				0.15
				50<P<150 Psig
				0.3
				150<P<200 Psig
				0.6
				200<P<500 Psig
				1.5
Líneas de entrada a un condensador				25-100
Entradas a turbinas de gas			120-320	3
Succión de un compresor				0.5
AGUA				
Líneas de drenes		2" o menos	3--4	
		3" – 10"	3--5	
Alimentación calderas	a	2" o menor	3--4	
		3" – 8"	5--8	
		10" – 20"	8--10	
		mayor a 20"	10--15	
Agua enfriamiento (Cabezales Grandes)	de		15	0.5 - 2
VAPOR DE AGUA				
				0<P < 50 Psig
				0.25

50<P<150 Psig			0.50
150<P<300 Psig			1.0
300<P<500 Psig			1.5
Líneas de más de 600 ft			0.5
Líneas de menos de 600 ft			1.0
Ramales pequeños			2.5
Entrada a maquinas y bombas reciprocantes		15.0	
Líneas de vapor de descarga (P> 1 atm)			0.5
Vapor saturado	3" o menor	90.0	
	4"	120.0	
	6"	180.0	
	>6"	200.0	
Vapor sobrecalentado	3" o menor	90.0	
	4"	120.0	
	6"	180.0	
	>6"	250.0	
Ramales y cabezales de descarga (vapor de agua)			1.5
GASES			
Gas combustible a quemadores			0.5%P del quemador

d) Tubería de proceso y servicios auxiliares clasificación de materiales por servicio, (Especificación general).

Abreviaturas:

T.C.	Tolerancia a la Corrosión.
A.C.	Acero al carbón.
A.C.G.	Acero al Carbón Galvanizado.
A.C. (B.T.)	Acero al Carbón para baja temperatura.
A.I.	Acero Inoxidable.
R.F.	Cara Realzada
R.T.J.	Junta Tipo Anillo
L.J.	Junta Traslapada.

Claves para formar número de clase y materiales de tubería.

Ramos o series

A 150#
B 300#
C 400#
D 600#
E 900#
F 1500#
G 2500#
H 125#
250#
S 125 # Subteranea
Atmosférica
Vacio
316 H.

Fundido)

Cobre)

galvanizado

Materiales Cubierta.

T.- Asbesto – Cemento
Resina Epoxy Reforzado con fibra de vidrio.
Resina Poliester Reforzada con Fibra de Vidrio

Material base.

A – Acero al Carbón
B – C – ½ Mo
C- 1Cr – ½ Mo
D – ¼ Cr – ½ Mo
E – 2 ¼ Cr – ½ Mo
F – 3 Cr – ½ Mo
G – 5 Cr – ½ Mo
H - 3 ½ Ni
J – Ni
K –S.S. 304, 304L y 304H
(Ac. Inox)
A.I. L – S.S. 316, 315L y
(Ac. Inox)
N – Fo. Fo. (Fierro

S – No Metalico
T – Aluminio
U – Cobre
V – Latón
W – Monel (Niquel –

X – Acero al carbón

Z – Especial.

Barro Vitrificado.
 Concreto sin refuerzo.
 Concreto con refuerzo.

Denominación de tubería.

Las denominaciones de las tuberías se hacen en base a lo siguiente:

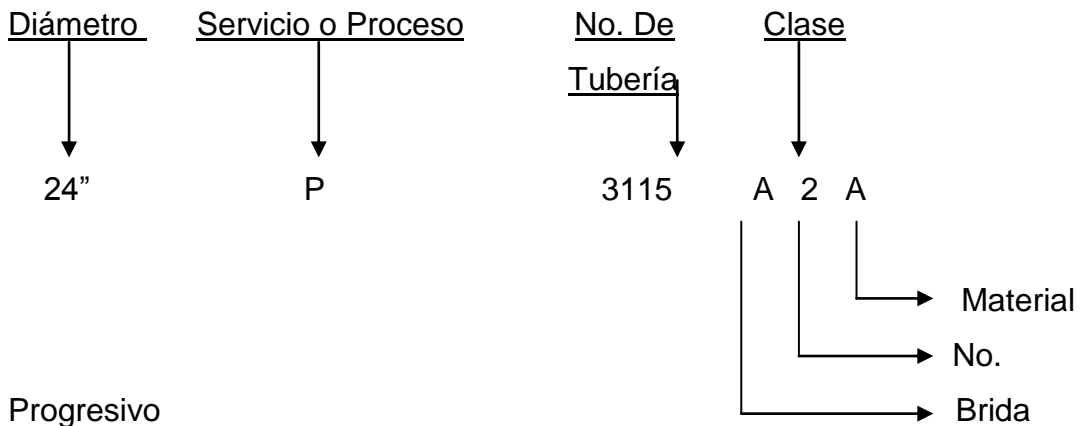
Diámetro

Servicio o Proceso

Clase

Para la selección del servicio o proceso ver hojas de especificaciones anexas.

Ejemplo.



Progresivo

La clase a su vez se compone de:

Número de Brida.

Número Progresivo.

Material de la tubería.

e) Anexo precio de KWH.

Precio de KW/H.	
Entidad	\$/KWH.
DF	1,8
Edo de México	1,7
Puebla	1,7
Tamaulipas	1,8
Datos CFE	
Fuente: Instituto mexicano de la competitividad (IMCO)	

f) Anexo índice Marsh.

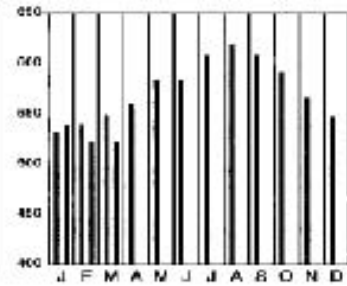
Economic Indicators

2009 2008

DOWNLOAD THE CEPCI TWO WEEKS SOONER AT WWW.CHE.COM/PCI

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1987-89 = 100)	MO. TOY Final	MO. TOY Final	MO. TOY Final	Annual Index
CE Index	622.6	622.2	649.2	2001 = 394.3
Equipment	618.6	637.9	689.6	2002 = 395.6
Heat exchangers & tanks	563.2	587.0	631.5	2003 = 402.8
Process machinery	567.9	615.9	616.4	2004 = 444.2
Flow valves & fittings	761.0	770.6	766.7	2005 = 468.2
Process instruments	581.2	594.6	611.0	2006 = 488.8
Pumps & compressors	608.0	607.0	667.6	2007 = 605.4
Electrical equipment	499.6	498.7	482.2	2008 = 575.4
Structural supports & misc.	635.1	660.9	694.7	
Construction labor	528.7	533.7	517.1	
Buildings	494.8	495.5	466.8	
Engineering & construction	549.0	549.6	554.9	



Starting with the April 2007 final numbers, several of the data series for labor or labor process (see lower) were revised to accommodate sector IDs that were discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics.

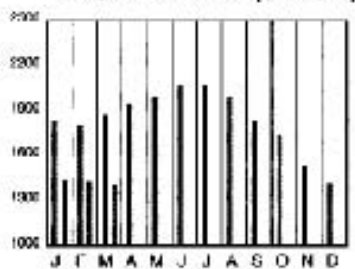
CURRENT BUSINESS INDICATORS

	LATEST	PREVIOUS	YEAR AGO
CPI output index (2000 = 100)	Apr. 09 = 90.0	Mar. 09 = 89.8	Apr. 08 = 106.7
CPI value of output (\$ billions)	Mar. 09 = 1,411.5	Feb. 09 = 1,420.2	Mar. 08 = 1,877.9
CPI operating rate, %	Apr. 09 = 95.6	Mar. 09 = 95.4	Apr. 08 = 73.3
Procure prices, industrial chemicals (1992 = 100)	Apr. 09 = 219.3	Mar. 09 = 224.0	Apr. 08 = 223.7
Industrial Production in Manufacturing (2002 = 100)*	Apr. 09 = 95.5	Mar. 09 = 95.8	Apr. 08 = 111.7
Hourly earnings index, chemical & allied products (1992 = 100)	Apr. 09 = 145.5	Mar. 09 = 145.6	Apr. 08 = 141.2
Productivity index, chemical & allied products (1992 = 100)	Apr. 09 = 129.7	Mar. 09 = 128.5	Apr. 08 = 133.9

CPI OUTPUT INDEX (2000 = 100)



CPI OUTPUT VALUE (\$ BILLIONS)



CPI OPERATING RATE (%)

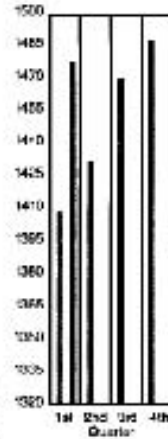


*Due to discontinuance, the Index of Industrial Activity has been replaced by the Industrial Production in Manufacturing Index from the U.S. Federal Reserve Board. Current Business Indicators produced by Global Insight Inc., using G3 software.

MARSHALL & SWIFT EQUIPMENT COST INDEX

(1920 = 100)	1st Q 2009	4th Q 2008	3rd Q 2008	2nd Q 2008	1st Q 2008
M & S INDEX	1,477.7	1,447.2	1,466.5	1,421.7	1,408.5
Process industries, average	1,320.2	1,361.2	1,392.2	1,391.7	1,452.2
Cement	1,351.1	1,393.0	1,422.2	1,393.5	1,416.1
Chemicals	1,325.8	1,328.7	1,411.6	1,454.6	1,435.5
Clay products	1,325.6	1,324.0	1,495.0	1,423.0	1,429.1
Glass	1,450.5	1,448.1	1,482.4	1,556.1	1,559.7
Paint	1,586.1	1,564.9	1,643.0	1,604.6	1,667.6
Paper	1,453.3	1,469.9	1,441.1	1,400.0	1,377.7
Petroleum products	1,665.5	1,668.0	1,644.4	1,594.4	1,535.5
Rubber	1,601.5	1,604.0	1,570.0	1,621.5	1,512.3
Related industries					
Electrical power	1,425.0	1,454.2	1,454.4	1,412.6	1,390.4
Mining, milling	1,373.0	1,367.0	1,340.2	1,498.9	1,473.3
Refrigeration	1,309.3	1,318.1	1,398.1	1,341.4	1,311.0
Therm. power	1,500.3	1,421.0	1,490.3	1,482.0	1,426.8

Annual Index:			
2001 = 1,083.8	2005 = 1,123.8	2006 = 1,244.8	2007 = 1,373.3
2002 = 1,184.2	2004 = 1,178.5	2008 = 1,382.3	2008 = 1,448.5



CURRENT TRENDS

Although previous trends suggested that the month-over-month decline in equipment prices might be waning, preliminary estimates for the April CEPCI show that slightly sharper declines in equipment prices returned. Meanwhile, as expected, the operating rate edged up slightly in April — an indication that the U.S. has reached the bottom of widespread overcapacity. Visit www.che.com/pci for more on capital cost trends and methodology.