

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**PROGRAMA ACADEMICO DE INGENIERIA QUIMICA
Y MANUFACTURERA**



**DISEÑO DE UNA PLANTA DE ACETONA BUTANOL
OBTENIDOS A PARTIR DE LAS MELAZAS DE LA
CAÑA DE AZUCAR.**

TESIS

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUIMICO**

WALTER ESTEVES INCIO

LIMA PERU

1979

A LA MEMORIA DE
MIS PADRES;
WALTER Y ESTEFANIA

FRATERNALMENTE A
MI HERMANO:
EDUARDO

P R O L O G O

La Organización de las Naciones Unidas, predice que hasta 1985 el mundo producirá más azúcar de la que se puede consumir. Para muchas naciones en desarrollo cuya economía se basa mayormente en la exportación de azúcar la predicción es ominosa. Sus clientes más importantes, los países industrializados han empezado ya en gran medida a reemplazar el azúcar con sustitutos como edulcorantes derivados del almidón. El exceso de capacidad conducirá inevitablemente a muchos desperdicios.

Teniendo en cuenta la premisa anterior, y dado que el Perú se encuentra involucrado en este caso, considero modestamente que el presente trabajo constituye un ejemplo notable del aprovechamiento del excedente azucarero, mediante la obtención de productos que actualmente se importa, logrando de esta manera reducir la dependencia que tenemos por concepto de importación de solventes, contribuyendo de esta manera a hacer resaltar la importancia de la Industria Sucroquímica, ya establecida durante muchos años en el país, la cual ha demostrado en la práctica ser altamente rentable y por ende beneficiosa a los intereses patrios.

Deseo expresar mi mas profundo agradecimiento al Personal Docente de la Universidad Nacional de Ingeniería, espe-

cialmente a los Docentes de los Departamentos de Procesos Industriales y Química quienes hicieron posible mi realización como Profesional.

INDICE GENERAL

1.- INTRODUCCION

1.1.- Antecedentes

1.2.- Resumen del Estudio

CAPITULO II ESTUDIO DE MERCADO

2.1.- Usos y especificaciones del bien ó productos

2.2.- Fuentes de información

2.2.- Estimado de la cuantía de la demanda

2.4.- Proyección de la Demanda

CAPITULO III ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA

3.1.- Descripción de la Materia Prima

3.2.- Disponibilidad de la Materia Prima

3.3.- Distribución Geográfica de la Materia Prima

CAPITULO IV LOCALIZACION Y TAMAÑO DE PLANTA

4.1.- Estudio de Localización

4.1.- Ponderación de Factores de localización

4.3.- Comentarios de los Factores de localización elegidos

4.4.- Calificación de factores de localización

4.5.- Capacidad estimada de planta

CAPITULO V DISEÑO DE PROCESOS

5.1.- Alternativas técnicas

5.2.- Producción de Acetona-Butanol por fermentación de las melazas de la caña de azúcar.- Antecedentes.

5.3.- Microorganismos productores.- Patentes

5.4.- Selección del proceso

5.5.- Descripción del proceso de producción

5.5.1.- Método de Cultivo

5.5.2.- Pre-fermentación

5.5.3.- Fermentación final

5.5.4.- Condiciones de fermentación

5.5.5.- Mecanismo que explica las reacciones en el proceso de fermentación

5.5.6.- Problemas de contaminación

5.6.- Balance de Materia y Energía.

5.6.1.- Columna de Acetona.

5.6.2.- Columna Mostera.

5.6.3.- Columna de Etanol.

5.6.4.- Columna de Butanol

Resumen de Balances.- Flow-Sheet.

CAPITULO VI DISEÑO DEL EQUIPO

6.1.- Diseño de columnas de destilación para multicomponentes.

6.1.1.- Diseño de Columna Mstera.

6.1.2.- Diseño de Columna de Acetona.

6.1.3.- Diseño de Columna de Etanol.

6.1.4.- Diseño de Columna de Butanol.

6.2.- Diseño de tanques pre-fermentadores y tanques de fermentación final.

6.3.- Diseño de intercambiadores.

6.3.1.- Diseño de condensadores.

6.3.2.- Diseño de Intercambiadores de calor.

6.4.- Diseño de separadores de reflujo.

CAPITULO VII DISTRIBUCION DE PLANTA

7.1.- Distribución de equipo.- Plano.

CAPITULO VIII COSTOS ESTIMADOS E INVERSIONES

8.1.- Costos estimados

8.1.1.- Costo estimado de equipo

8.1.2.- Capital fijo de inversión estimado

8.1.3.- Costo estimado de Manufactura

8.2. Inversiones.- Inversión fija.- Gastos pre-operativos.- capital de trabajo.- Inversión total.

CAPITULO IX ESTUDIO DE INGRESOS Y EGRESOS DURANTE LA VIDA UTIL.

CAPITULO X ESTUDIO DE INGRESOS Y EGRESOS DURANTE LA VIDA DE LA PLANTA

- 9.1.- Ingresos.
- 9.2.- Presupuesto de gastos.
- 9.3.- Estado de Pérdidas y Ganancias.
- 9.4.- Flujo de caja.

CAPITULO XI ANALISIS ECONOMICO

- 10.1.- Determinación del Punto de Equilibrio.
- 10.2.- Análisis de Punto de Equilibrio.
- 10.3.- Rentabilidad del Proyecto.
- 10.4.- Estimado del Financiamiento.

CAPITULO XII APENDICE

BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO I

INTRODUCCION

1.1.- ANTECEDENTES.- En la última década se han producido a contecimientos de trascendental importancia en el mundo fundamentalmente producidos por la crisis de la energía. La crisis energética originó la escases de la materia prima en el ámbito mundial con la consiguiente inseguridad respecto al a bastecimiento de las mismas en el futuro.

Razones de orden técnico-económico-social, requisitos fundamentales de la Ingeniería Química motiva el presente trabajo de allí mi inquietud de volcar los conocimientos adquiridos en aulas universitarias de nuestra Alma Mater y con - tribuir en forma clara y precisa como entes pensantes, con un granito de arena con soluciones concretas a uno de los muchos y diversos problemas existentes en el Perú. A continuación expongo las principales razones que motivaron el presente trabajo:

- 1.- Materia prima disponible barata.
- 2.- Un análisis de la oferta y la Demanda en el Mercado Internacional nos muestra que los productores derivados del petróleo (Solventes) aumentan tremendamente, mientras que el precio del azúcar de caña no experimenta variaciones existentes sensibles y casi permanece constante en el mercado internacional.
- 3.- En el XIII Congreso Internacional de Química (Lima 1978) y específicamente en la Reunión sobre Química de los Productos naturales, los científicos invitados por la U.N.E.S.C.O tienen en cuenta la preocupación común de mejorar el conocimiento de la flora y la fauna de la región y la necesidad de poner este la servicio prioritario del bienestar y desarrollo de los pueblos.

RESUMEN

a).- OBJETIVO.- En el presente trabajo se trata de analizar la utilidad que representa para el Perú industrializar las melazas para obtener Acetona-Butanol.

Mediante un estudio de mercado se ha estimado que el tamaño de la planta será para satisfacer una demanda anual de 9171 Tm/año de solventes.

b).- LOCALIZACION DE LA PLANTA.- Se ha determinado como lugar de localización de la planta la CAP CASAGRANDE la cual se encuentra en el Dpto., de La Libertad, Complejo Agro-industrial que posee el 26% de producción de melazas en el Perú.

c).- INVERSIONES.- Para la producción estimada, la inversión a precio 1979 que requiere la planta es :

I	Inversión Fija	2 126925
II	Gastos pre-operativos	425385
III	Capital de Trabajo	<u>711100</u>
	Inversión Total	3 263410

d) - COSTO DE PRODUCCION.- Se ha estimado que es de 0.26284 \$/Kg. (~~56~~ soles/Kg considerando 1 dólar = 250 \$)

e).- PRESUPUESTOS.- Los presupuestos se hacen para un año normal de producción y a precios de mercado.

f).- PUNTO DE NIVELACION.- Se encuentra para una producción de 1802 TM/año de solventes (6:3).

g).- RENTABILIDAD DEL PROCESO.- Se han utilizado los siguientes coeficientes de evaluación habiendose obtenido :

1º V.A.N = 27729 \$ EE.UU

2º RELACIONES BENEFICIO/COSTO = 2.30

3º TASA INTERNA DE RETORNO.

T.I.R = 49.53 %

4º PERIODO DE REINVERSION O PAY BACK (PB)

PE = 2.1. años

h).- FUENTES POSIBLES CONSIDERADAS PARA EL FINANCIAMIENTO.-

Como posibles fuentes de financiamiento han sido considerados capital extranjero (Fuente externa), y capital nacional repartidos de la siguiente manera :

I .-	Capital extranjero	65 %
II.-	Capital nacional	
	- COFIDE	20
	- Aporte Accionario	<u>15</u>
		100 %

OBSERVACIONES.- El presente trabajo lo he realizado sin contar con el apoyo de ninguna entidad financiera, por lo tanto para una realización posterior futura puedo recomendar - lo siguiente.

1.- Referente al mercado, hacer un estudio profundo y exhaustivo de la demanda, del precio de la materia prima principal y de las futuras cotizaciones de los solventes en el mercado.

2.- Determinación más exacta del monto de inversión, para lo cual es necesario corregir los costos de manera más real la consecuencia económica de llevar a cabo la implementación - del presente proyecto.

4.- A la fecha de iniciar los estudios del proyecto definitivo es imprescindible la actualización de los costos, dada la inflación existente en el país.

CONCLUSIONES

1.- Somos un país importadores de solventes, existiendo un cuantioso egreso de divisas por concepto de este rubro. De hacer realidad el Proyecto de obtención de solventes vía fermentación de melazas el ahorro de divisas sería cuantioso.

2.- La obtención de solventes por síntesis de fracciones de petróleo está acondicionado a la existencia de este, siendo esta fuente limitada ó agotable, no así los recursos agrícolas los cuales siempre son renovables.

3.- En la planta de solventes se producen además de los solventes; el dióxido de carbono CO₂ é Hidrógeno H₂, especialmente el CO₂ lo que podría originar una nueva planta para

producir hielo seco, cuyo mercado estaría asegurado por las condiciones climáticas imperantes en el Norte del Perú.

4.- El tratamiento de los afluentes esto es el secado de las vinazas normalmente contienen vitaminas especialmente - Riboflavina (vitamina B₂) en cantidades de 40 a 80 microgramos por gramo (4).

5.- De igual manera las vinazas combinadas con pastos constituye un formidable alimento del ganado, y de las aves. Esto es el tratamiento de los afluentes daría lugar a otros ingresos por concepto de sub-producto haciéndolo más rentable el proyecto.

6.- El costo de producción estimado de solventes es de 0.2684 \$/Kg. (65.7 soles/kg., 1 dolar = 250 soles) por tanto podemos competir en el mercado, con los solventes obtenidos-vía sintética o petroquímica.

7.- El análisis económico, nos muestra la rentabilidad del proyecto, cuantificando los coeficientes de evaluación, los cuales me dan:

1.- V.A.N. = 27729 \$ EE.UU.

2.- Beneficio/costo = 2.30

3.- T.I.R. = 49.70

4.- PB = 2.2 años período de reinversión o Pay Back

Resultados muy prometedores, que podrían ser mayores si tenemos en cuenta las premisas anteriores.

CAPITULO II

ESTUDIO DE MERCADO

En lo que respecta a nuestra planta, se trata de una industria química, en donde de un solo proceso, resulta más de una sustancia química; ó sea que en realidad se producen dos productos principales y un co-producto también importante.

Ante este panorama expondré a continuación el uso y especificaciones de los solventes acetona y butanol.

2.1.- Usos Industriales:

I).- ACETONA.- La acetona tiene múltiples usos entre los cuales podemos citar:

a.- Solventes.- La acetona es solvente del acetato de celulosa, mediante una hidrólisis parcial del acetato y por evaporación, el acetato puede obtenerse en láminas e hilos resistentes.

Disuelve además: la nitrocelulosa, películas de cuero artificial, pinturas, lacas, barnices, ceras, alcanfor, resinas, aceites, grasas, etc.

b.- Síntesis de sus derivados.- Monocloacetona, dicloroacetona, bromoacetona, (los tres son lacrimógenos), ácido alfa-hidroxi-isobutírico (materia prima del ácido metil acrílico, base de importantes plásticos), bisfenol A, metil isobutil cetona (MIK), metil isobutil carbinol, cloroformo, yodoformo, sulfonal (narcótico) y otros.

II).- BUTANOL.- Entre los principales usos del Butanol tenemos:

a).- Solventes.- El butanol es un excelente solvente

de pinturas, lacas, barnices, ceras, grasas, aceites, etc.

Del butanol se obtiene el aceite de n-butilo, que es el mejor disolvente de punto de ebullición medio de nitrocelulosa, el cual se encuentra su uso principal en las lacas de nitrocelulosa. Hubo un tiempo en que el 75-80 % del butanol producido se convertía en acetato de butilo, usado como disolvente de extracción de aceites, medicamentos, perfumes, así como los ingredientes de perfumes y esencias, asimismo se utiliza como disolvente en la preparación de cuero artificial, papel, textiles, y en plásticos.

Con el desarrollo de la resina úrea-formaldehído para acabados ha aumentado el consumo de 1-butanol en su fabricación y como disolvente de la misma, con el resultado de que la proporción de 1-butanol convertido en acetato se ha reducido bastante. Otros usos importantes de este alcohol son la fabricación de películas de nitrocelulosa, y la producción de ácido n-butírico, y ftalato de n-butilo, ester que es un magnífico plastificante.

También se usan cantidades notables de n-butanol para la fabricación de 2-etil-1-hexanol, cuyos ésteres ftálicos y fosfórico son excelentes plastificantes para las resinas de PVC.

b).- Síntesis de sus derivados.- Los derivados del alcohol butílico de mayor importancia industrial son los compuestos obtenidos por deshidratación é hidrogenación de los productos de aldolización del Butiraldehído.

Txicología de alcohol butílico

No se sabe que en la industria haya ocurrido envenamiento atribuibles a los alcoholes butílicos. El efecto tóxico del butanol es en la práctica como el del alcohol etílico.

Especificaciones de los Productos

I.- Acetona

a) .- Propiedades Físico-químicas

Fórmula	CH ₃ COCH ₃
Peso molecular	58.08
Temperatura de ebullición	56.1 C
Temperatura de fusión	-105.2 C
Solubilidad en agua	Soluble en todas prop.

b) .- Especificaciones Técnicas (2)

Pureza	99.5 % (peso)
Peso específico 20/20 C	0.7910 a 0.7930
Materia no volátil	no mayor de 0.0005 gr/100ml
Agua	no mayor de 0.5 % en peso
Color	no mayor de N*5 en la escala Bt-Co
Olor	Característico no residual
Acidez	(ácido libre como ácido acético) no más de 0.002 % en peso equivalente a 0.019 mg de KOH por gramo de la muestra.

II.- Butanol

a) .- Propiedades Físico-químicas

Fórmula	CH ₃ CH ₂ CH ₂ CH ₂ OH
Temperatura de ebullición	117.7 C
Temperatura de fusión	- 90.2 C
Solubilidad en agua	solubilidad limitada, el sistema forma azeótropo con un punto de ebullición mínimo para una concentración molar del 75% de agua en fase vapor.

b) .- Especificaciones Técnicas (2)

Pureza	98.0 % (peso)
--------	-------	---------------

Peso específico 20/20 C 0.810 a 0.813

Materia no volátil no mayor de 0.05 gr/100 ml.

Agua no mayor de 0.1 % en peso

Color no mayor de N* 10 en la escala Pt-Co

Olor característico no residual

Acidez (ácido libre como ácido acético) no mas de 0.005 %
en peso, equivalente a 0.047 mg de KOH por gramo de la
muestra.

2.3.1.- Estudio de Mercado por Países

A.- Mercado de Acetona.- Este solvente tiene gran demanda en todos los mercados del mundo; en lo que respecta al mercado latinoamericano actualmente es importado por el Perú y por todos los países integrantes del Grupo Andino, siendo su demanda cada vez mayor, de allí que:

La Junta del Acuerdo de Cartagena dentro del Programa Petroquímico (Decisión 91) entre los proyectos establece que la producción de acetona corresponde al Perú y a todos los países del Programa Sectorial del Grupo Andino, lo cual pone de manifiesto la trascendental importancia de este solvente en las industrias de los países. Dentro de esta perspectiva se ha confeccionado la siguiente tabla:

TABLA N 2.2

País	Capacidad (TM/año)	Año
Bolivia
Colombia
Ecuador*
Perú	5000	1978 (concluida)
Venezuela	15000	1980
Argentina	5000	En producción
Chile

Fuente: HPI 10/78 World Wide HPI Construcción

*Ecuador.- Respecto a este país, el CEPE (Corporación Petrolero Ecuatoriano) organismo encargado de desarrollar los planes y proyectos en materia petroquímica, no ha incluido a la acetona, ni al butanol en el futuro complejo petroquímico Ecuatoriano. De igual manera con Bolivia y Colombia; todo es

to hace pensar que las demandas de sus mercados serán cubiertos por Perú y Venezuela.

B.- Mercado de Butanol.- Respecto a este solvente podemos decir, que es importado por todos los países del GRAN, además por Chile, Brasil y Argentina.

En lo que respecta al mercado mundial, la demanda de este solvente ha crecido en forma espectacular de allí que a las plantas ya existentes, se están efectuando corridas de pruebas en tres países europeos con capacidad total de 292000 tM/año y dos plantas en construcción para una producción total de 130000 tM/año (Ref. HPI 11/77)

En lo que respecta al mercado latinoamericano existen proyectos de instalación de plantas de butanol en

TABLA N 2.3

Proyectos de Instalación de plantas de Butanol

País	Lugar	Capacidad (tM/año)	Año
Brasil	Camari	15	1982
Chile*	Concepción	15	1980

Fuente: HPI 10/78 World Wide Construction

*Chile.- Se encuentra retirado del GRAN debido a razones políticas-económicas pero es considerado en este estudio de mercado debido a su posición de importante importador de solventes, además se encuentra entre los firmantes del ALALC lo que proporciona facilidades arancelarias que harían aparecer al Perú como un vendedor potencial preponderante.

Considero que esto justifica su inclusión en el presente estudio de mercado (fundamentalmente en lo que a acetona se refiere).

2.3.- ESTIMADO DE LA CUANTIA DE LA DEMANDA

2. Pronóstico de la Demanda.- De acuerdo a los datos de las importaciones, se observa que la demanda sigue una tendencia constante ascendiente con variaciones irregulares, por lo tanto una línea de regresión ó tendencia constituirá el mejor cálculo estimativo de la demanda futura si queremos reducir al mínimo el cuadrado de las desviaciones respecto a la línea de tendencia. La línea de tendencia se define por : (5)

$$x' = x' = a + bt \quad (i)$$

donde:

$$b = \frac{n \sum xt - (\sum x) (\sum t)}{n \sum t^2 - (\sum t)^2} \quad (ii)$$

$$a = \bar{x} - bt \quad (iii)$$

Las desviaciones estandar de las variaciones a un lado y otro de la línea de regresión está dado por :

$$s_{xt} = \sqrt{1 - r_{xt}^2} s_x \quad (iv)$$

donde:

$$r_{xt} = b \sqrt{\frac{n \sum t^2 - (\sum t)^2}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}} \quad (v)$$

$$s_x = \sqrt{\frac{(x - \bar{x})^2}{(n - 1)}} \quad (vi)$$

Los límites de confianza dados por las sgtes expresiones

$$\text{Límite Superior de Confianza : } L_S = x' + 2S_x$$

$$\text{Límite Inferior de Confianza : } L_i = x' - 2S_x$$

Haciendo un cambio de variables : $x(t) = D(t)/100$

Por lo expuesto anteriormente y de acuerdo a los datos obten_{go}:

Acetona

$$\begin{aligned} \sum t_i &= 45 & x(t) &= 101.89 & \sum t_i^2 &= 285 & n &= 9 \\ \sum t_i \cdot x(t_i) &= 608.0 & \bar{x} &= 11.32 & \sum x_i^2 &= 1402.2 \end{aligned}$$

Reemplazando valores se obtiene :

De (ii) $b = 1.642$

De (iii) $a = 3.111$

$$x' = 1.6421t + 3.111$$

De (v) $r_{xt} = 0.806$

De (vi) $s_x = 5.58$

De (iv) $s_{xt} = 3.30$

Límite Superior de Confianza : $L_s = 1.6421 + 9.711$

Límite inferior de Confianza : $L_i = 1.6421t - 3.489$

2.1.2 Pronóstico Ajustado para la Acetona.

Año	t	x'(t)	y'	f.a	\bar{x}_a
1975	10	19.53	12.4	0.085	17.18
1976	11	21.17	15.0	0.105	21.23
1977	12	22.85	15.3	0.105	21.23
1978	13	24.45	16.0	0.112	22.64
1979	14	26.09	18.23	0.1525	25.27
1980	15	27.74	20.04	0.140	28.31
1980	16	29.38	24.73	0.174	34.58
1981	17	31.02	20.73	0.151	30.57

Totales 202.23 142.55 1.000

f.a = factor de ajuste

b.- Butanol .- De los datos de importaciones se deduce :

$$t_i = 28 \quad x(t) = 55.27 \quad t_i x(t_i) = 284.83$$

$$t_i^2 = 140 \quad x_i^2 = 595.95 \quad n = 7$$

Reemplazando valores se obtiene :

$$b = 2.276$$

$$a = -1.214$$

Recta de Regresión : $x' = 2.276t - 1.214$

$$r_{xt} = 0.9534$$

$$s_x = 5.16$$

$$s_{xt} = 1.55$$

Límite Superior de Confianza : $L_s = 2.276t + 1.886$

Límite Inferior de Confianza : $L_i = 2.276t - 4.314$

Resumiendo tenemos :

PRONOSTICOS

2.4 PROYECCION DEMANDA

t	Año	Pronóstico Acetona, TM	Pronóstico Butanol, TM
10	1975	1953	2154
11	1976	2117	2382
12	1977	2285	2609
13	1978	2445	2837
14	1979	1609	3065
15	1980	1774	3292
16	1981	2938	3520
17	1982	3102	3747
18	1983	3266	3975
19	1984	3431	4203
20	1985	3595	4430

CAPITULO III

ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA

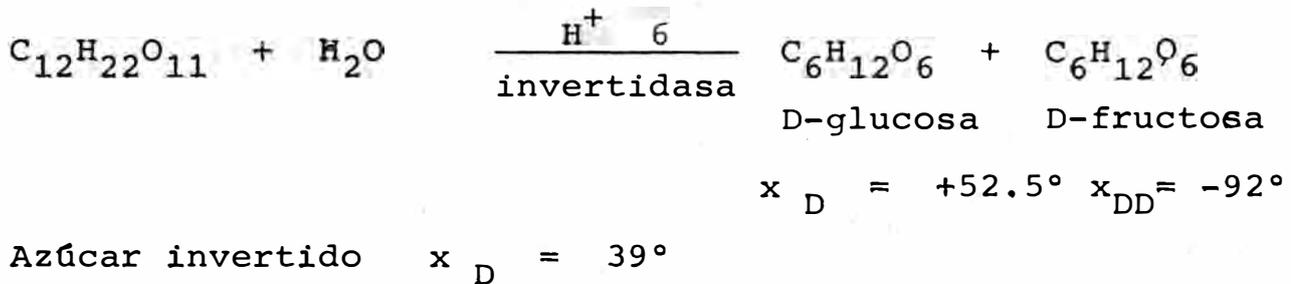
3.1.- DESCRIPCION DE LA MATERIA PRIMA.- La materia prima básica es la sacarosa contenido en las melazas negras, en las cuales los azúcares están presentes en un 56 %, siendo la sacarosa probablemente el disacárido más ampliamente distribuido.

Las principales fuentes de sacarosa son la caña de azúcar y la remolacha azucarera. La caña de azúcar se corta y se muele, haciéndola pasar por molinos de rodillo que exprime el jugo. La fibra residual que se llama bagazo se emplea como combustible, ó como fuente de celulosa para la fabricación de producto de papel. El jugo se puerifica parcialmente por tratamiento con cal, que origina la precipitación de muchas impurezas. El jugo claro que resulta se evapora al vacío y el material cristalino que es de color café se vuelve a cristalizar, Las aguas madres de la primera cristalización se conocen como mieles ó incristalizables las cuales son líquidos de color obscuro y viscoso.

La sacarosa es probablemente el compuesto orgánico más puro que se puede obtener por toneladas.

Azucar Invertido.- La sacarosa es dextrorotatoria, tiene una rotación específica de + 66.5. La D-Glucosa es también dextrorotatoria $\alpha_D = +52.5$, pero la D-fructosa tiene una rotación negativa fuerte $\alpha_D = - 92$.

Cuando la sacarosa hidroliza a una mezcla de glucosa y fructosa, la rotación de la solución cambia de un valor positivo a un valor negativo al ser observada por un polarímetro; este proceso se conoce como "inversión de la sacarosa". La mezcla de glucosa y fructosa se conoce como azúcar invertido.



La sacarosa puede hidrolizarse mediante ácidos ó con la enzima invertasa., Las abejas producen invertasa y transforman la sacarosa en azúcar invertida, principal constituyente de la miel de abeja. (19)

La densidad de las melazas es : 12 lbs/galón = 1.44Kg/litro
 A continuación se muestra la composición química de las melazas negras.

COMPOSICION QUIMICA DE LAS MELAZAS

Componentes	% Parcial		% Total
Agua			24.00
Total de sólidos			76.00
AZUCARES			
- Sacarosa	36.00		
- Azúcar invertido	20.00	56.00	
SUSTANCIAS NITROGENADAS			
- Albuminoides	0.30		
- Aminas (ejm. Aspargina)	0.30		
- Aminoácidos (ac. aspártico)	1.70		
- Acido nítrico	0.15		
- Amoniaco	0.02		
- Bases xánticas	0.30		
- Otras sustancias nitrogenadas*	<u>0.23</u>	3.00	
GOMAS SOLUBLES			
- Xilamas, arobamas, pectinas		3.00	
- Acidos libres**		2.00	
- Acidos combinados		4.00	
CENIZAS			
- Sílice, SiO ₂	0.50		
- Potasa, H ₂ O	3.50		
- Cal, CaO	1.50		
- Magnesia, MgO	0.10		
- Pentóxido fosfórico, P ₂ O ₅	0.20		
- Acido sulfúrico	1.60		
- Cloro, Cl ₂	0.40		
- Sosa, Na ₂ O, Hierro, Fe ₂ O ₃	0.20	8.00	
		76.00	100. %

* Nitrógeno Total 0.5

** Incluye ácido aconítico, melásico, glutínico, sacarínico.

RESUMEN DE LA COMPOSICION DE LAS MELAZAS

Componentes	Porcentajes
Sacarosa	36.00
Azúcares invertidos	26.00
Cenizas	8.00
Sustancias orgánicas no glúcidas	12.00
Agua	24.00
Total	100.00 %

3.2.- Disponibilidad de Materia Prima.- Para la determinación de la disponibilidad de melazas de suma importancia para nuestro proyecto, se ha recurrido a las estadísticas de Producción de CECOAAP - Central de Cooperativas Agrarias de Producción - del Perú.

Se nos ha proporcionado los siguientes datos de producción de melaza para los años :

CUADRO N 3

PRODUCCION DE MELAZAS NEGRAS

Año	Stock (TM)	Prod. (TM/año)	Consumo	Disponib.
1974	3604	331648	283645	51607
1975	3368	324569	289163	38774
1976	8955	326300	296800	38455

Aquí es necesario hacer un breve comentario en cuanto al consumo de las melazas; realmente las cantidades de consumo que aparecen en el cuadro 3, parte la consume la industria química (alcoholes y levaduras), parte se emplea en la ganadería para alimento del ganado, para hacer chicha de jora bebida muy popular en el norte del país, llegándose a utilizar inclusive melaza diluída para regar algunos caminos del CAP.

En lo que se refiere a la disponibilidad futura podemos afirmar que esta asegurada ya que los técnicos del CECOAAP estiman un incremento anual del orden del 10% los cuales han determinado el siguiente pronóstico: (Ver cuadro N 4)

3.3.- Distribución Geográfica de la materia prima.- Para tener una visión de la distribución geográfica de la materia prima presentamos el cuadro N 5 el el cual se señalan las principales CAP, su ubicación y su porcentaje con respecto al total.

CUADRO N 4

PROYECCION DE LA PRODUCCION DE LAS MELAZAS NEGRAS

Año	Producción TM/año
1977	358930
1978	394823
1979	434823
1980	477736
1981	525509
1982	578060
1983	635866
1984	699452
1985	769398
1986	846337
1987	930971
1988	1024068
1989	1126475
1990	1363036

* Fuente : CECOAAP

CUADRO N 5

DISTRIBUCION GEOGRAFICA DE LA PRODUCCION DE LAS
MELAZAS NEGRAS

Cooperativa	Ubicación	% Producción
Pucalá	Lambayeque	10.84 %
Tumán	"	10.97
Pomalca	"	10.48
Cayaltí	"	5.49
Casa Grande	La Libertad	26.31
Cartavio	"	14.33
Laredo	"	6.44
San Jacinto	Ancash	4.21
Paramonga	Lima	7.54
El Ingenio	"	0.60
Andahuasi	"	1.59
Chucarapi	Arequipa	1.20

*Fuente : CECOAAP

Según se observa en el cuadro anterior claramente se ve que la producción de malazas se encuentra concentrada en los dptos., del Norte peruano, siendo Casa Grande la CAP de mayor producción.

CAPITULO IV

LOCALIZACION Y TAMAÑO

4.1.- Estudio de la Localización de Planta.

Primeramente seleccioné en forma tentativa las zonas en que la planta podría ser ubicada. Tomando en cuenta los principales factores que determina una ubicación industrial se analizarán las ventajas y desventajas que cada una de estas ofrece.

Para la elección de las posibles zonas de ubicación han sido considerado factores como: Suministro de materia prima insumos, centros de consumo, vías de comunicación, ley de descentralización industrial, los cuales me han conducido a identificar las siguientes zonas de ubicación:

Departamento	Provincia
Lambayeque	Chiclayo
La Libertad	Trujillo
Lima	Lima

Los factores principales tomados en cuenta para el análisis de la ubicación son los siguientes:

- a).- materia prima
- b).- mercado
- c).- insumos
- d).- transporte
- e).- impuestos e incentivos
- f).- terreno

4.2.- PONDERACION DE FACTORES

Estos factores se analizarán en detalle para cada localización propuesta, asignándoles luego una calificación de acuerdo al siguiente cuadro:

Puntos	Significado
1 - 2	Deficiente
3 - 4	Regular
5 - 6	Bueno
7 - 8	Muy bueno
9 - 10	Optimo

A cada factor de localización se le ha asignado un factor de importancia tomando como base su incidencia en la buenamarcha del proceso productivo, como se muestra en el cuadro siguiente:

CUADRO N 1

PONDERACION DE FACTORES

Nombre del factor	Importancia Relativa
1.- Materia prima	35
2.- Mercado	20
3.- Insumos	15
4.- Transporte	15
5.- Impuestos é incentivos	10
6.- Terreno	5
Total, puntos	100

4.3.- Comentarios de los factores elegidos

1.- Materia prima.- De la sección correspondiente al estudio de la materia prima puede verse en el cuadro N°5 la distribución de la producción de las melazas negras, de aquí se deduce que las zonas mas adecuadas para el abastecimiento de materia prima serían los departamentos del Norte.

2.- Mercado.- En el dpto., de Lima se hallan concentrado el mayor consumo de solventes debido a la gran concentración de plantas industriales existentes, tanto de pinturas, como de barnices, lacas, laboratorios farmacéuticos, perfumerías y otros, dándole a este dpto. una gran ventaja comparativa con respecto a las otras posibles zonas de localización.

3.- Insumos.- Aquí es necesario tener en cuenta los diferentes proveedores y son ubicados geográfica. El dpto., de Lima se vé favorecido con respecto a otras zonas.

4.- Transporte.- Las zonas elegidas poseen una buena infraestructura vial que nos asegura que las materias primas requeridas puedan remitirse al mercado, utilizandose para ello fundamentalmente la carretera Panamericana Norte.

5.- Impuestos é incentivos.- Entre los dispositivos Legales tenemos:

Ley General de Industrias, Decreto Ley N 18350-DL 19626
Ley de Descentralización Industrial DL. N 18977
Reforma Tributaria DL. N 19621

Entre los principales incentivos se encuentran:

Menores derechos arancelarios para la importación, de bienes de capital é insumos.

Menores impuestos a las ventas

Incentivos para propiciar inversiones.

Menores impuestos a los dividendos.

Incentivos crediticios

Otros factores Relacionados con al Localización

- Mano de Obra.- Existe disponibilidad de mano de obra, para lo cual el personal requerido puede tener como centro de capacitación y entrenamiento la Planta de Esteres de Cartavio por ser una planta que posee similares características de del proceso.

Condiciones climáticas.- La zona de Trujillo tiene clima templado y seco durante el día y ligeras variaciones de temperaturas durante las noches.

La temperatura promedio es de 25°C, con una variación mensual promedio entre 16 y 28°C. Las precipitaciones fluviales ocurren entre los meses de Enero y Marzo.

La humedad relativa promedio varía entre 60 % y el 85 %.

Equipamiento Urbano.- Aparte de Lima, las Cooperativas Agrarias de Producción ubicada en el Norte del Perú cuentan con todas las facilidades de alojamiento, alimentación, y salud.

Además las Cooperativas Agrarias de Producción se encuentran ubicadas cerca a las capitales de departamento, las que cuentan con todas las facilidades administrativas y financieras, Universidades, Hospitales y sucursales de entidades estatales.

TABLA 4.2.

4.4

CLASIFICACION DE FACTORES DE LOCALIZACION

Nombre del Factor	Peso Relativo %	Lambayeque		La Libertad		Lima	
		Puntos	Ponderado	Puntos	Ponderado	Puntos	Ponderado
Materia prima	35	10	350	10	350	6	210
Mercado	20	6	120	5	100	10	200
Insumos	15	5	75	6	90	8	120
Transporte	15	6	90	7	105	8	120
Impuestos é incentivos	10	10	100	10	100	2	20
Terreno	5	10	50	10	50	5	25
Total	100 %		785		795		695

Resultados:

La Libertad 795
 Lambayeque 785
 Lima 695

4.5.- Capacidad estimada de la planta.- En lo que respecta al tamaño ó capacidad estimada de la planta se han tenido como premisa algunos criterios entre los cuales podemos mencionar:

a).- La acetona en cuanto a su uso y valor económico en el mercado se refiere es mas valiosa que el butanol.

b).- Revisando las estadísticas observamos que a pesar de la crisis del petróleo (elevación violenta de los precios) la acetona se ha seguido importando con igual tendencia de aumento lo cual nos informa la tremenda importancia de este insumo en la marcha y desarrollo industrial del país.

c).- De acuerdo a las estadísticas del Butanol se observa que existe una baja entre los años 1973-1974, esto fundamentalmente al problema económico de la crisis del petróleo a lo cual acompaña la restricción de las importaciones.

Debemos señalar además que de entrevistas de los principales importadores de Butanol (fábricas de pinturas, lacas, barnices, etc), nos informaron que las líneas de producción donde se emplea el butanol como solvente, disminuyeron el volumen de producción, debido a la falta de este insumo, esto es existe una demanda potencial creciente de butanol.

Por tanto teniendo en cuenta las premisas anteriores y habiendo cuantificado la demanda mediante la ecuación de pronóstico ajustado convenientemente la planta producirá aproximadamente 3057 TM/año de acetona ó sea 10190 tM/año de solventes. Este volumen de producción constituye aproximadamente un 70 % de la capacidad máxima de producción de la planta en consecuencia los equipos se diseñarán y especificarán con el respectivo margen ó factor de seguridad de diseño.

pag 20

Comportamiento químico de los hidrocarburos pesados

Como la diferencia la estructura del anillo aromático
la coloración de la planta

pag 30 Lambayague

pag 41

Presente por Tabla N 5.3

fuente de información al profesor. pag 45

pag 115

¿cómo que todo el equipo es importante?

pag 121

Reacción de solventes

acetona	210
butanol	230
etanol	31

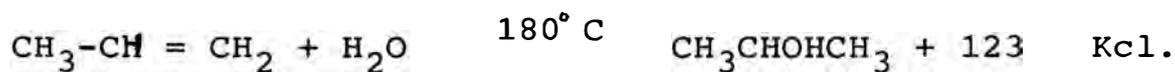
CAPITULO V

DISEÑO DEL PROCESO

5.1.- Alternativas Técnicas.- En lo que respecta a este rubro se hacen referencia a los principales métodos de manufactura en la preparación de acetona y butanol.

Proceso de manufactura de Acetona Butanol.- Entre los principales procesos de manufactura de Acetona y Butanol se puede mencionar aquellos que son obtenidos via sintética y aquellos que son obtenidos por vía de fermentación, Así podemos mencionar los siguientes:

A).- Síntesis de Acetona a partir del Propileno.- Proceso mediante el cual el propileno por hidratación directa produce alcohol isopropílico (IPA), siendo la reacción:



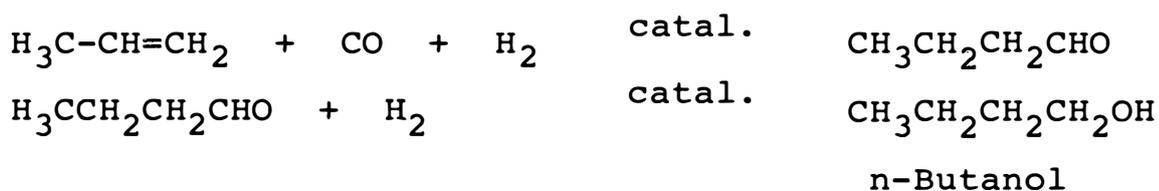
Luego por deshidrogenación catalítica del IPA es llevado a fase de vapor a temperatura que oscilan entre 250 - 270 C, de acuerdo a la siguiente reacción:



La mezcla de productos es parcialmente condensados y pasados a un separador líquido vapor. La acetona remanente en la fase de vapor es removida juntamente con el hidrógeno en un sistema de refrigeración condensando la Acetona (99.8%) y saliendo Hidrógeno con una pureza de 99 % en volumen

B).- Síntesis de n-Butanol a partir del Propileno.- El proceso obtiene el n-Butanol como co-producto juntamente con el n-Butiraldehido partiendo del propileno, siendo el rendimiento de n-Butiraldehido n-Butanol de 100 a 11 respectivamente*. Es

ta patente del proceso pertenece a Basf Aktieng. Las reacciones son:



C).- Producción de Acetona y Butanol a partir de la Xiloma.- Se pueden producir Acetona y Butanol en cantidades apreciables de la Xilona proveniente de la sacarificación del maíz mediante un proceso de fermentación.

D).- Producción de Acetona Butanol a partir de las lejías sulfúricas residuales.- Proceso en el cual se empleaba como materia prima las lejías sulfúricas residuales provenientes de las fábricas de papel, cayó rápidamente en desuao por el elevado consumo energético.

E).- Obtención de Acetona y n-Butanol a partir de las melazas de azúcar de caña.- Proceso en el cual la materia prima son las melazas residuales provenientes de la elaboración del azúcar.

5.2.- Antecedentes de la producción aceto-butlica vía fermentación.- La fermentación bacteriana que produce acetona y butanol fue descubierta por CHAIM WEIZMANN en Inglaterra y se le cococe comunmente como FERMENTACION B.Y. El microorganismo que utilizó dicho investigador actuaba sobre el almidón, por consiguiente fué un paso lógico, particularmente durante la Primera Guerra Mundial, iniciar este procedimiento en gran escala en América especialmente en EE.UU. donde se dispone fácilmente del maíz

La comercial Solvents Corporation fue organizada para esta fabricación bacteriana de acetona y butanol.

Weizmann y sus sucesores para fermentar maíz bacterias del tipo Clostridium Acetobutylicum. Con el advenimiento de la fa-

bricación de alcohol butílico y acetona por otros procedimientos diferentes de la fermentación (procesos sintéticos), la competencia obligó a abandonar el maíz como materia prima en favor de las melazas de sub-producto cuyo precio era más bajo.

Sin embargo la bacteria de Weizmann que fermenta el almidón no fermenta tan bien sobre caldos de azúcar, se ha aislado y cultivado algunas bacterias (21) especiales que fermentan el azúcar produciendo butanol y acetona. Estas bacterias entre las cuales figuran las *CLOSTRIDIUM SACCHARO-BUTYLACETONICUM - LIQUEFACIENS*, al ser inoculadas sobre el azúcar sin regular el pH, producen cantidades crecientes de los ácidos acético y butírico, que reducen materialmente la producción de disolventes. Sin embargo con un ambiente y un pH debido y agregando las sustancias nutritivas, se obtienen buenos rendimientos por fermentación de melazas.

Con el objeto de mantener el medio poco ácido se emplean compuestos alcalinos, conservándose así la concentración final de iones Hidrógeno en un pH óptimo para que estas bacterias produzcan los más altos rendimientos de solventes neutros. Este proceso de fermentación puede permitir así indiferentemente, el uso de maíz ó melazas como materia prima.

5.3.- Microorganismos Productores.- Los cultivos comúnmente usados en la fermentación aceto-butílica de los azúcares y pastas azucaradas son miembros del género *Clostridium*.

Varios nombres son asignados a los microorganismos y su morfología, cultivo, fisiología y reacciones bioquímicas son descritas de acuerdo a cartas descriptivas de la "Society American Bacteriologist". Numerosos nombres son dados en la literatura de patentes para cultivos cayendo en este grupo los mostrados en la tabla N 5.1.

Las esporas de los organismos sacarolíticos son todas de forma varillada. La etapa inactiva consiste cuando el microorganismo está en la espora. Los microorganismos son caracterizados por el efecto de fermentación en los diferentes carbohidratos, diferentes relaciones de solventes y diferentes relaciones de solventes y diferentes concentraciones de azúcar.

RELACION DE SOLVENTES PRODUCIDO POR BACTERIAS SACAROLITICAS

Patente EE.UU N°	Nombre de Bacteria	Sustrato	Relación de Solventes %		
			Butanol	Etanol	Acetona
1,922,921	Clostridium Saccharo- butil-acetonicum	Melazas negras, gluten maíz, NH_4^{+2}	64	...	36
2,050,219	Clostridium saccharo- acetobutylicum o	Melazas, proteínas desgradadas; NH_4	68 - 73	1 - 3	26 - 32
2,073,125	Clostridium inverto- acetobutylicum	Melazas NH_4^{+4} y Ca CO_3	68 - 70	2 - 3	27 - 31
2,089,522	Clostridium Saccharo- acetobutylicum	Melazas, sales de Amonio ó alcalis	68 - 73	1 - 3	26 - 32
2,110,109	Clostridium Saccha ro- acetobutylicum	Melazas, Sales de amonio y gluten	68 - 73	1 - 3	26 - 32
2,132,039	Clostridium butyl -ace tonicum liquefaciens	Melazas sales de amonio, CaCO_3	58 - 74	2 - 6	24 - 36
2,139,111	Melazas, sales de amo- nio CaCO	"	60 - 69	3 - 4.5	26 - 35
2,439,791	Clostridium saccharo aceto-perbutylicum	Melazas, sales de amonio, $\text{CaCO}_3\text{P}_2\text{O}_5$	69 - 76	2 - 7	18 - 25

5.4.- Selección del Proceso.- En la selección del proceso de producción de acetona butanol vía fermentación de las melazas negras he tenido en cuenta muchos factores entre los cuales cabe mencionar los siguientes:

a).- Nuestro país debido a la crisis que atraviesa no esta en condiciones de implementar proyectos petroquímicos los cuales responden a la tecnología sofisticada y muy costosas, es por ello que considero la vía fermentación la mas adecuada, utilizando de una manera racional nuestros recursos de materias primas, dándoles a estas un alto valor agregado.

b).- Las melazas son mucho más baratas que el alcohol isopropílico, granos almidones y féculas no siendo posible utilizar estos últimos por servir para el consumo humano.

c).- Los mostos o soluciones azucaradas son esterilizadas a bajas temperaturas y muy fácil de manejarlos.

d).- ALtas concentraciones de azúcar pueden ser fermentadas en periodos cortos de tiempo.

d).- Cualquier residuo de azúcar en el mosto pueden ser rápidamente utilizados con fermentos ó levadura para producir etanol. Esto es solo de valor cuando el fermentador ha sido contaminado en las etapas tempranamente y un recalentamiento no es deseable.

e).- Los tanques y equipos son muy fácil de manejar y limpiar con agua y vapor.

f).- Mediante un solo proceso se obtienen tres coproductos de gran importancia industrial, donde todos los recursos se utilizarán al máximo reduciendo al mínimo los desechos.

Por razones expuestas anteriormente considero, que ellas justifican la elección del proceso seleccionado.

5.5.- DESCRIPCION DEL PROCESO DE PRODUCCION

La fermentación es realizada usando melazas invertida ó melazas negras como fuentes de azúcar. Las melazas son mezcladas con agua hasta una concentración de 5 a 7 % de azúcar. Si se usan melazas invertidas, una pequeña cantidad de super fosfato ó fosfato de monoamonio es agregado (generalmente 0.3 % basado en el peso del azúcar) siendo el mosto diluido cocido en calentadores contínuos ó esterilizadores. El mosto es calentado con vapor y bombeado a través de una serie de cuatro a seis tanques verticales de 1300 galones de capacidad, los cuales son agitados lentamente.

El siguiente procedimiento generalmente es seguido:

El lote de mostos preparados a 225 F, es mantenido por un tiempo de 60 minutos, al termino del cual el mosto es retirado continuamente agregando mostos frescos al sistema de tanques. El mosto es bombeado a través de líneas esterilizadas pasando por enfriador donde se reduce la temperatura a 90 F. Si se desea cocer mayores concentraciones de azúcar (8 al 9% el agua de dilución agregado debe ser a 180°F, despues el mosto es bombeado a los enfriadores, Todas las líneas, bálbulas, y tanques son esterilizados con vapor antes de usarlas. El mosto enfriado es bombeado a un fermentador final de 60000 a 400000 galones de capacidad.

A continuación se estudiará detalladamente cada uno de los pasos seguidos en el proceso de fermentación:

5.5.1.- Método de cultivo.- El manipuleo de los cultivos ó cepas de los microorganismos productores de la fermentación requiere mucho cuidado. El bacteriólogo de planta debe tener en stock disponible de esporas puras en cada etapa de fermentación.

Primero deberá tomar en un tubo de ensayo las esporas y agregarlas a un medio esterilizado de glucosa de papa, después calentar en agua hirviendo por 90 segundos, removiendo y enfriando inmediatamente a 87 F. El calentamiento estimula las esporas, causando la germinación y al mismo tiempo eliminando las mas débiles. Después del calentamiento de cultivo es incubado a 87 F por espacio de 20 a 24 horas, al término de las cuales el cultivo es transferido asépticamente a 600 ml de mosto de melaza esterilizada de la siguiente composición:

4% de azúcar (suministrada en forma de melaza invertida)

5% de sulfato de amonio

6% de carbonato de calcio

0.2% pentóxido de fósforo (suministrado en forma de superfosfato). Las cantidades de reactivos nutrientes son todos basados en el peso del azúcar usada.

El medio es mantenido para fermentar por 20 a 24 horas después del cual es transferido a un frasco erlemeyer de 4000 ml de capacidad, el cual contiene el mismo tipo de mosto usado en la etapa anterior (mosto esterilizado). Después de este último frasco es mantenido incubado por 20 a 24 horas, es usado para inocular a un tanque de cultivo de 5000 galones (pre-fermentadores). Generalmente cerca de 3% del inoculante es usado en el frasco erlemeyer.

5.5.2.- Pre-fermentación.- Se realiza en los tanques pre-fermentadores los que tienen una capacidad de 5000 galones, los cuales son inoculados con el contenido total del frasco erlemeyer, y agitado por 5 minutos para mezclar el cultivo completamente. Cada tanque es mantenido bajo 15 libras de presión por gas de fermentación estéril (CO₂) el cual lo preserva de contaminates externos y creando las condiciones anaeróbicas en el tanque hasta que la fermentación pueda mantener su propia presión.

Los tanques prefermentadores son verdaderos reactores del proceso, en los cuales la acidez titulable empieza débilmente, y después de aproximadamente 18 horas se alcanza un máximo, después del cual empieza a descender. Este punto es conocido como "punto de rotura" (fig. N 5.1).

Los tanques pre-fermentadores estarán provistos de instrumentos indicadores para registrar cambios en el pH, grados Brix, y temperatura la cual será mantenida a 87 F por circulación de agua ó vapor en un tanque enchaquetado.

5.5.3.- Fermentación Final.- Después que el pico máximo de acidez ha sido alcanzado y empieza a declinar, el mosto está apto para ser transferido -generalmente de 20 a 26 horas de fermentación. El mosto es transferido asépticamente a un tanque de fermentación final cuyas capacidades pueden variar de 60000 a 500000 galones, el cual es ocupado por el mosto esterilizado.

El tanque de fermentación final, generalmente se agrega hidróxido de amonio como fuente de nitrógeno y agente de neutralización, Otros componente hidrogenados como sulfato de amonio, nitrato de amonio, fosfato de amonio, y otras sustancias alcalinas como carbonato de calcio pueden ser utilizadas para una neutralización adicional de los ácidos formados.

Se prefiere utilizar amoniaco como agente neutralizante por muchas razones como fácil manipuleo, costo, rápido ajuste de pH y de hecho que no necesita ser esterilizado.

Ordinariamente el amoniaco es agregado en base al azúcar presente y el amoniaco requerido es del 1 al 1.4%.

El NH_3OH requerido varía de acuerdo al tipo de mosto y dependen de también sean o no recicladas las vinazas.

El amoniaco generalmente es agregado para mantener un pH de 5.6 después de 16 horas de fermentación. Una inyección inicial de amoniaco puede ser agregado al mosto en el fermentador hasta lograr un pH de 5.7 a 6.7. La acidez desarrolla caídas de pH hasta cerca de 5.5 mientras el resto de amoniaco es agregado en periodos de 8 a 10 horas.

La tabla N 5.1 muestra datos típicos de fermentación a la cual se le agregó amoniaco utilizando un cultivo de *Clostridium saccharo-acetoperbutyculum*.

Varios porcentajes de vinazas pueden ser usadas en la preparación final del mosto. Estas vinazas suministran nutrientes y sales buffer adicionales requeridas en el proceso de fermentación. Un mejor rendimiento es obtenido cuando son usadas las vinazas, observándose menor cantidad de espuma formada es decir actúa con antiespumante y diluyente a la vez. (Ver tabla N 5.3).

La relación de solventes es variable, sin embargo más acetona, puede ser producido por elevación de la temperatura, en el cocido del mosto.

5.5.4 Condiciones de fermentación.- Están dados por:

a.- Temperatura.- La condición óptima de temperatura para fermentación aceto-butílica usando bacterias sacarolíticas, es de 87 F. Un rango de temperatura entre 84 a 92 F resultan condiciones normales de operación con una producción menor de acetona a mayor temperatura.

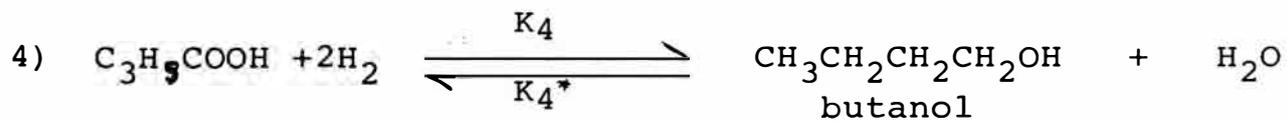
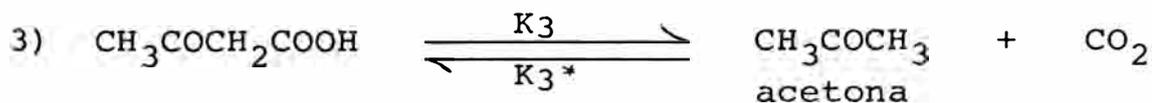
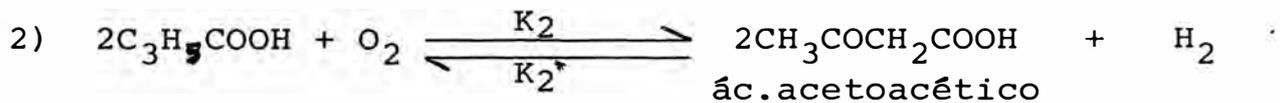
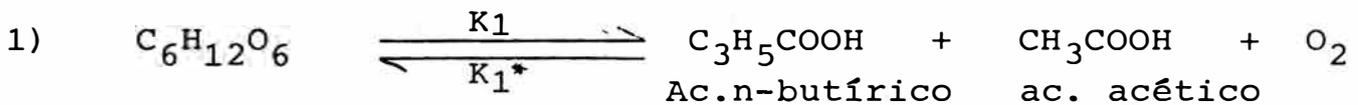
b.- Acidez.- El pH puede variar entre 5.0 a 7.0. Lo usual es empesar con un pH de 5.5 a 6.5. y tener el final un pH entre 5.2. a 6.2.

c).- Condiciones anaeróbica.- Los mejores resultados se obtienen bajo condiciones anaeróbicas siendo esta, requisito fundamental para el desarrollo del microorganismo.

d.- Tiempo.- El tiempo total empleado en el proceso de fermentación es de 48 horas, de las cuales las últimas 24 horas corresponden a la residencia en el fermentador final.

5.5.5.- Mecanismo que explica las reacciones en el proceso de Fermentación.- Han sido propuestos numerosos mecanismos para tratar de explicar el proceso de fermentación, siendo el mecanismo propuesto por Speakmann (20) el que mejor explica el proceso.

Speakman muestra, que los cambios de acidez, y la velocidad de producción de gas en la fermentación (fig. N 1) se ajusta al siguiente mecanismo de reacción.



Donde: K_i, K_i^* son enzimas específicas pertenecientes a las células vegetativas del microorganismo productor de las reacciones indicadas.

5.5.6.- Problema de Contaminación.- El problema de la contaminación en el proceso de fermentación aceto-butílica a partir de las melazas o azúcares es de mucha importancia. El mantenimiento de condiciones estériles a través de la planta es necesario. Todas las líneas, válvulas, bombas, calentadores, deben estar completamente limpios y esterilizados.

Entre los contaminantes responsables de la falla del proceso de fermentación tenemos: Las bacterias de ácido láctico, (tal como el lactobacillus LEICHMANN, microorganismo que da - alta formación de ácido, lactobacillus MANNITOPHEUM, lactobacillus GRACILE, y el lactobacillus INTERMEDIUM) reaccionan de igual manera reduciendo el rendimiento de solventes. Ellos también causan frecuentemente un espesamiento que tiene lugar en el mosto.

La fermentación de azúcares en la vía aceto-butílica por el CLOSTRIDIUM SACCHARO ACETOPERBUTYLICUM, es inhibida por la presencia de 2.0 p.p.m. del ión cobre y completamente inhibida por la presencia de 5.0 p.p.m de ión cobre. El rango de tolerancia es entre los límites de 1.0 a 2.0 p.p.m.

La adición de iones Aluminio, Zinc, Hierro, Níquel, Cromo, Manganeso, Plomo, Cobalto, Cadmio, Thorio, Talio, y Uranio hasta lograr un tope de 50 p.p.m no afecta la fermentación

La adición de mercurio de 7 a 50 p.p.m retarda la fermentación por 24 horas. La presencia de Antimonio hasta un nivel de 50 p.p.m reduce seriamente la fermentación.

5.5.7.- Rendimiento y Recuperación de Productos Finales.- Los productos más importantes formados en la fermentación aceto-butílica de los azúcares son: Butanol, Acetona, alcohol etílico, dióxido de carbono, Hidrógeno y Riboflavina contenida de los residuos de la fermentación.

En una fermentación normal aceto-butílica la relación de solventes es de 68% butanol, 30% Acetona, 2% de etanol puede ser esperado. Varios factores influyen los cambios de estas relaciones. La materia prima al ser fermentada, el cultivo empleado, tiempo empleado en el cultivo de los microorganismos, usos de Vinazas, presencia de contaminantes, y la adición de varios reactivos sirven para cambiar las relaciones esperadas. Para la fermentación un rendimiento de 28 a 33% en la base de azúcar ó aproximadamente 1 libra de solventes por 3.6 libras de melazas es normal.

El rendimiento actual de solventes está sujeto a rango de variación, Varios ejemplos ó muestra de melazas del mismo tipo general pueden ser establecidas y dar diferentes rendimientos con el mismo tipo de bacteria.

Las vinazas secas normalmente contienen varias vitaminas entre ellas la vitamina B₂ (riboflavina) en cantidad de 40 a 80 microgramos por gramo, Las vinazas combinadas con pastos constituyen un magnífico alimento del ganado, así como también se le utiliza en la alimentación de la aves.

○ = Raras después de la inoculación

⊙ = TITULOS de 0.1N NaOH

▽ = Picos críticos de gas

F E H A

DEL ALUMNO

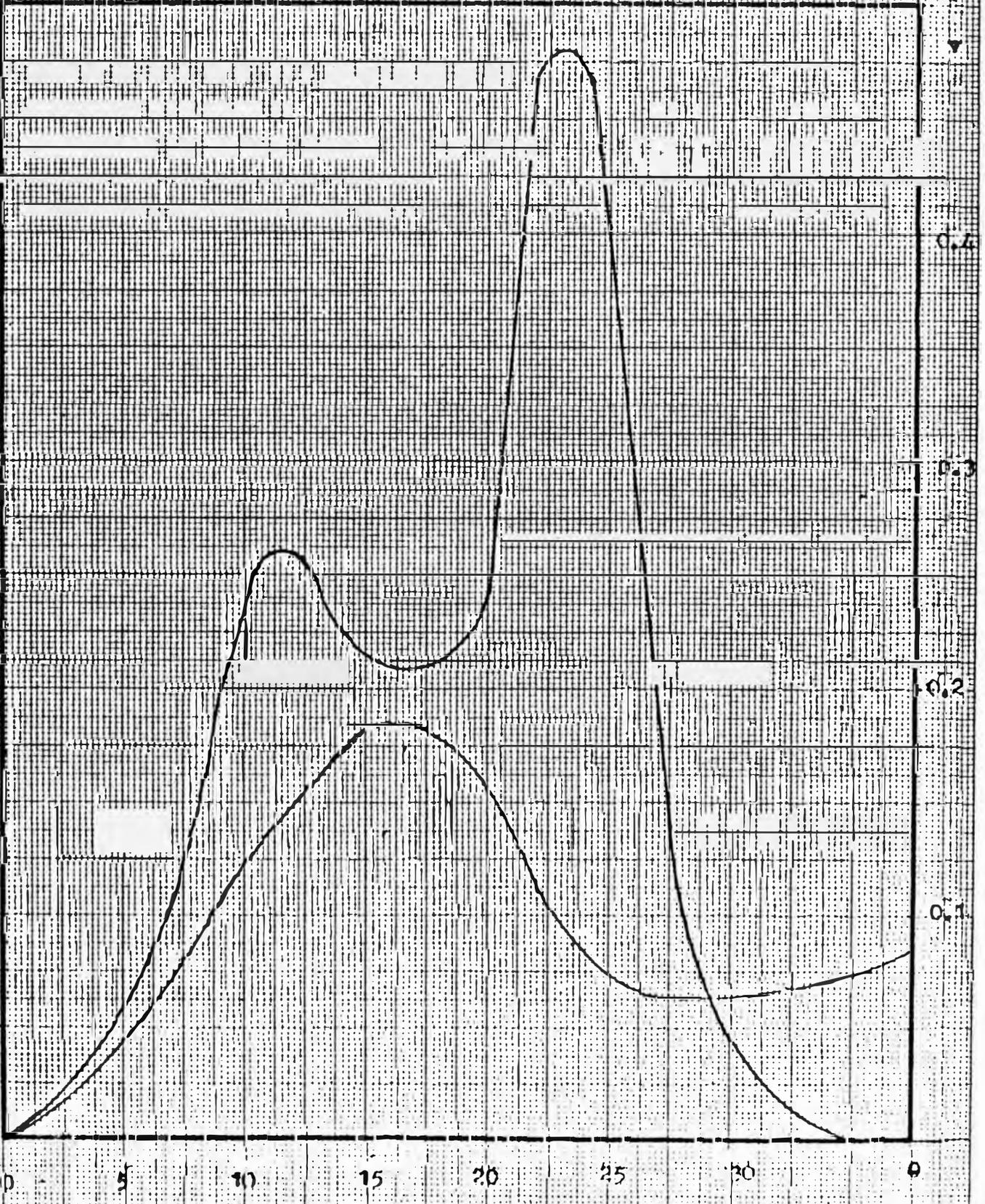


TABLA N 5.1.

Datos de fermentación de melazas negras

Tiempo Horas	pH	Brix	velocidad del gas	NH ₄ OH (28%)	Gal agr.
1		70
2	5.55	8.7	
4	5.45	8.6	
6	5.45	8.6	2	. .	
8	5.40	8.5	10	. .	
10	5.25	8.0	12		30
12	5.15	8.0	14		30
14	5.30	7.8	15		50
16	5.20	7.8	15	. .	
18	5.30	7.5	17		60
20	5.35	7.3	19		80
22	5.35	6.9	20		110
24	5.30	6.9	20		160
26	5.65	6.5	21	. .	
28	5.65	6.5	21	. .	
30	5.55	6.4	22	. .	
32	5.55	
34	5.30	6.1	
36	5.35	5.6	
38	5.35	5.2	
40	5.35	4.6	
42	5.35	4.1	
44	5.40	3.4	
46	5.35	3.3	
48	5.40	3.0	

TABLA N 5.2

Datos Típicos de Fermentación de Melazas.

Volumen de mostos, gal.	200000
Concentración de azúcar, %	6
Cultivo (Clostridium saccharo-acetobut.) %	2
Total NH ₄ OH (28%) gal.	730
Solventes total en la mezcla, gr/lt	18.57
Acetona, %	20.93
Butanol, %	74.70
Etanol, %	4.37
Rendimiento total de solventes, %	31.00
Azúcar residual, gr/100ml	0.45
Amonio residual, ppm	11.00
Temperatura de fermentación, F	87

TABLA N 5.3

Efectos de reciclar las Vinazas en la fermentación aceto-butílica.

Prueba	Vinaza agre. %	sal neutral	Total Solvente	Acetona	Rend: Azúcar
A	100	sal	15.83	29.2	33.3
B	60	sal	15.28	27.9	31.9
C	40	sal	13.78	29.5	38.8
D	0	sal	13.43	27.5	28.2
E	100	1.3% NH ₃	15.23	26.5	32.4
F	60	1.3% NH ₃	14.92	28.1	31.3
G	40	1.3% NH ₃	14.32	28.2	30.0
H	0	" "	13.43	29.2	29.0

* 5% (NH₄)₂SO₄, 6% CaCO₃, 0.3%, P₂O₅, basado en el peso de azúcar.

5.6.1 Balance de Materia

5.6.1 Columna de Acetona:

La relación en peso de solventes

que ingresa a la columna de acetona es la sgte; (21)

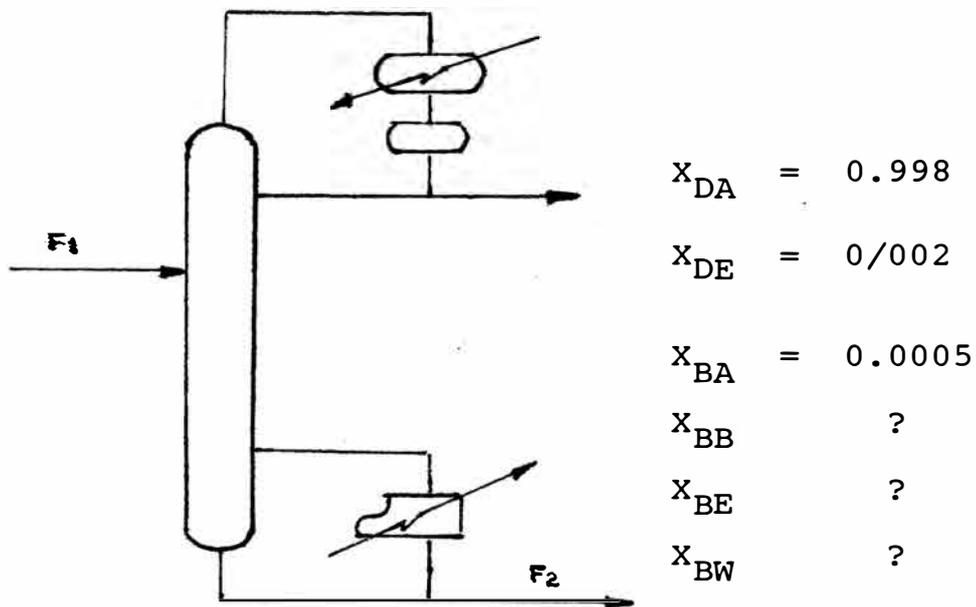
Butanol: Acetona: Etanol : Agua = 30: 15: 5: 50:

Convirtiendo a fracciones molares tenemos:

Componentes	% W (f. peso)	% x (f. molar)
Butanol	30.0	11.420
Acetona	15.0	7.274
Etanol	5.0	3.057
Agua	50.0	78.256
Total	100.0	100.00

De acuerdo a la capacidad instalada de plantas debemos producir 3057 ton/año ó 841.28 lbs/hr. de acetona con una pureza de 99.8%, siendo el 0.2% de etanol porcentaje que ha sido asumido. En consecuencia en los topes tenemos:

Moles de acetona 14.4638 mol-lb
 Moles de etanol 0.0364 "
 Moles destilados = D = 15.500 "



Balance Global

$$F = 14.50 + B \quad (1)$$

Balance de Componentes

$$\text{Acetona} \quad 0.07274F = 0.998D1 + 0.0005B \quad (2)$$

$$\text{Butanol} \quad 0.11420F = X_{BB}B \quad (3)$$

$$\text{Agua} \quad 0.78250F = X_{BW}B \quad (4)$$

Reemplazando (1) en (2) y despejando B y F obtenemos:

$$B = 185.61 \text{ mol-lb}$$

$$F = 200.10 \quad "$$

Reemplazando (B) y (F) en las ecuaciones (3) y (4)

$$X_{BB} = 0.1225$$

$$X_{BW} = 0.8440$$

$$X_{BA} = 0.0005$$

$$X_{BE} = 0.326$$

Resumen del Balance de la columna de Acetona

Corrientes	F1	F2	D1
Componentes	Alimentación	Fondos	Destilado
Acetona mol lb	14.555	0.092	14.4638
Etanol	6.117	6.080	0.0364
Butanol	22.851	22.8514	
Agua	156.590	165.590	
Total	200.10	185.60	14.500

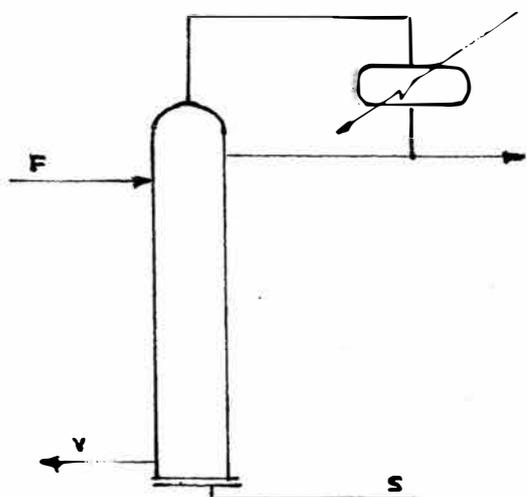
Expresando en Lbs la alimentación de solventes tenemos:

		Relación
Butanol	1692.83	6
Acetona	845.36	3
Etanol	<u>281.81</u>	1 O.K
	2820.00	

5.6.2.- Columna Mosteral:

Es una columna de agotamiento, en la cual la alimentación se introduce por la parte superior, encima del primer plato superior, y en la cual por la parte inferior se le inyecta vapor al cielo abierto.

El mosto fermentado con un contenido de 1.55 a 2.55% (21) de solventes es bombeado a esta columna desde el tanque de fermentación final. Si sumamos que un 2.1 % de solventes ingresan, establecemos los balances de materia correspondientes así:



50 % solventes

Acetona	843.36	lbs
Butanol	1692.83	"
Etanol	281.81	"
	<hr/>	
	2820.00	lbs

La corriente de topos F1 tiene un 50 % de solventes por lo tanto:

$$F1 = 5640 \text{ lbs.}$$

Balance Global

$$F + S = V + 5640 \quad (1)$$

Balance de componentes

$$\text{Acetona} \quad 0.3(0.021F) = 845.36 + X_{VA}V \quad (2)$$

$$\text{Butanol} \quad 0.6(0.021F) = 1692.83 + X_{VB}V \quad (3)$$

$$\text{Etanol} \quad 0.6(0.021F) = 281.81 + X_{VE}V \quad (4)$$

Reemplazando valores

$$218572 + S = V + 5640 \quad (1a)$$

$$X_{VA}V = 548.73 \quad (2a)$$

$$X_{VB}V = 1095.35 \quad (3a)$$

$$X_{VE}V = 182.88 \quad (4a)$$

De las ecuaciones anteriores, se observa que existen 4 ecuaciones con 5 incognitas, para ser el sistema compatible as u mo un valor en la composición de fondos.

Dado que en la composición de fondos existen trazas de solventes, puedo asumir la composición de fondos de etanol co mo 0.07% en peso, entonces:

$$\begin{aligned} \text{De (4a)} \quad 0.0007V &= 182.88 \\ V &= 261257 \text{ lbm/hr} \\ X_{VA} &= 0.0021 \\ X_{VB} &= 0.0063 \\ S &= 48324.8 \text{ lbm/hr} \end{aligned}$$

En consecuencia, el peso de solventes que ingresan a la columna mostera es:

$$\text{Solventes} = 0.021F = 4590 \text{ lb/hr}$$

Convirtiendo las fracciones en peso a fracciones molares obtengo para la acetona:

$$0.3(0.021F) = 0.3(4590) = 1377 \text{ lb/hr} = 23.7 \text{ mol/hr}$$

Efectuando cálculos análogos para los componentes de la alimentación se encuentran los siguientes resultados tabula dos a continuación:

Alimentación

Destilado

Componente	n_i	x_{iF}	n_i	x_{iD}
Acetona	23.708	0.00198	14.55	0.07272
Butanol	37.176	0.00310	22.85	0.11416
Etanol	9.978	0.00083	6.08	0.03037
Agua	11887.900	0.9940	156.66	0.7827
	11958.76	1.000	200.15	1.000

Los fondos están constituidos por trazas de solventes y en su mayor porcentaje por agua y azúcares del mosto no fermentado todo lo cual es conocido con el nombre de vinazas, la cual es reciclada (Tabla N 5.3) para esterilizar las melazas fresca ingresa al proceso.

Melaza necesaria.- De acuerdo a la Tabla N 5.2, el rendimiento total es de 31% en peso de solventes, basado en el azúcar fermentable. En consecuencia:

$$\begin{array}{l} \text{Azúcar fermentable} \\ \text{necesaria} \end{array} = \frac{2828.86}{0.31} = 9157.61 \text{ lbs}$$

De igual manera, según la tabla N 5 observamos que el 56% de melaza representa el azúcar fermentable, por lo tanto:

$$\text{melaza necesaria} = \frac{9157.61}{0.56} = 16352.87 \text{ lbs/hr}$$

Cantidad de Vinazas de dilución.- de la tabla N 3.1 determinamos los grados Brix de las melazas.

$$\text{Brix} = 76\%$$

Las melazas se diluirán hasta alcanzar 9.1 Brix (4).

Para determinar la cantidad de vinazas calientes necesarias para la dilución efectuamos un:

Balance de materia en el tanque mezclador. Sean:

B = Grados Brix inicial de la melaza (76%)

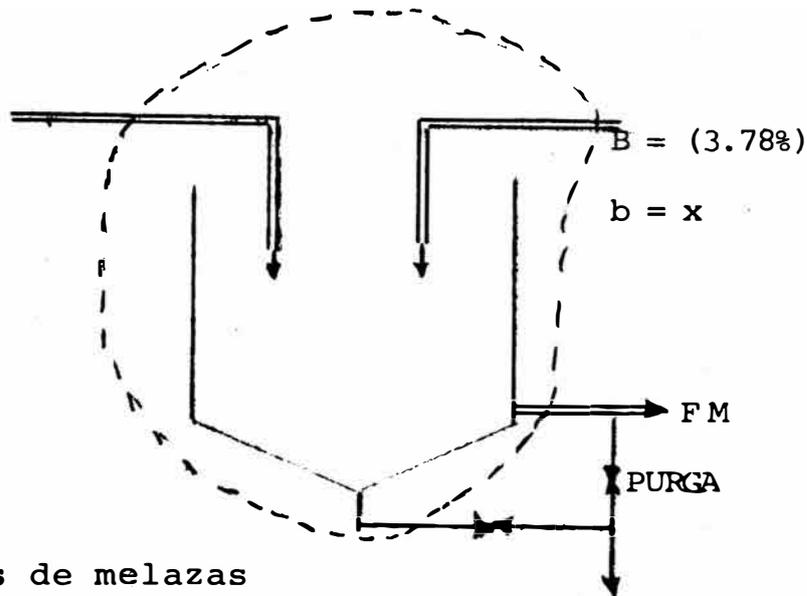
b = Grados Brix final de la melaza (9.1%)

b' = Grados Brix de la vinaza reciclada (3.78%)

x = Cantidad de vinazas necesarias.

$$A = (76\%)$$

$$a = 100$$



Base: 100 lbs de melazas

Balace de sólidos

$$100B + xb' - (100 + x)b = 0$$

$$76 + 0.0378x = (100 + x)0.091$$

Despejando x tenemos:

$$x = 1257.7 \text{ lbs}$$

Vinazas de dilución = 1257.7 (lbs) de vinazas/100 lbs de miel

Por lo tanto las vinazas necesarias son:

$$\begin{aligned} \text{Vinazas necesarias} &= 12.57(16352.8) = 209190 \text{ (lbs)/h} \\ &= 20072.9 \text{ gal/hr} = 401.2 \text{ FPM} \end{aligned}$$

Ahora bien sabemos que la melaza lleva en suspensión impurezas fundamentalmente formadas por cenizas las cuales están formadas por Sílices SiO_2 , Potasa K_2O , Cal CaO , polvos Magnesia MgO , etc., por lo tanto en con la finalidad de evitar posible acumulación de estas impurezas, puede suponer que una pequeña cantidad de la mezcla total es purgada a la sólidad del tanque

Por lo expuesto anteriormente asumo un 4% de las vinazas ne
cesarias son purgadas. Estos lodos purgados estarán forma -
 dos por las impurezas mencionadas anteriormente a una pequeñ
na cantidad de azúcares.

Por tanto el flujo de mostos que abandonan el tanque mezcl
ador es:

$$FM = 0.96 (25435.9)$$

$$FM = 24418.5 \text{ gal/hr}$$

El flujo del tanque pre-fermentadores FTPF (A*) es 1017.4
 gal/hr. En consecuencia el flujo que ingresa al bio-reactor
 final es:

$$A = A^* + FM$$

$$A = 25435.9 \text{ gal/hr}$$

Balance de Energía en el tanque mezclador.- Aplicando la e-
 cuación general de balance energético tenemos:

$$Q_{\text{ingresa}} + Q_{\text{sale}} \pm Q_{\text{gener.}} = Q_{\text{acumulado}}$$

Para el proceso continuo de mezclado asumo que no exis-
 te acumulación ni generación de energía.

Como datos tenemos los calores específicos de solucio -
 nes azucaradas (9). Temperatura de referencia = 68 F.

$$\text{Brix } 76 \% \quad \text{c.e} = 0.6$$

$$\text{Brix } 9.10 \% \quad \text{c.e} = 0.94$$

$$\text{Brix } 3.78 \% \quad \text{c.e.} = 0.98$$

Por lo tanto:

$$76(0.6)(77 - 68) + 1275.7(0.0378)(0.98)(220 - 68) =$$

$$1357.7(0.0910)(0.94)(T - 68)$$

Despejando t :

$$t = 136 \text{ F}$$

Donde t representa la temperatura del flujo de mostos FM que abandonan el tanque mezclador.

Gases desprendidos en el tanque de fermentación final.- Los gases producidos por fermentación son el Dioxido de Carbono y el Hidrógeno en una proporción de 60% y 40% el volúmen - respectivamente. Los gases producidos se forman a razón de 1.5 veces el peso de solventes producidos (21).

El mosto fermentado contiene 4590. lbs de solventes por lo tanto:

$$\text{Gases desprendidos} = 1.5 (4590.0) = 6970.50 \text{ lbs}$$

Convirtiendo los porcentajes molares (% volúmenes), a porcentajes en peso y efectuando tenemos:

$$\text{CO}_2 = 6763.9 \text{ lbs/hr}$$

$$\text{H}_2 = 206.6 \text{ lbs/hr}$$

5.6.3.- Columna de Etanol

Se producirá 1019 ton/año de etanol, lo cual equivale a 280.09 lbs/hr ó 6.0796 mol-lb/hr.

Suponiendo un destilado con una composición molar de 88% de etanol; por lo tanto el destilado total será:

$$0.88D = 6.0796$$

$$D = 6.9087 \text{ mol-lb}$$

La alimentación de la columna de etanol está dada por el flujo de fondo F2 de la columna de acetona, por lo tanto expresando en fracciones molares la composición de F2 dá:

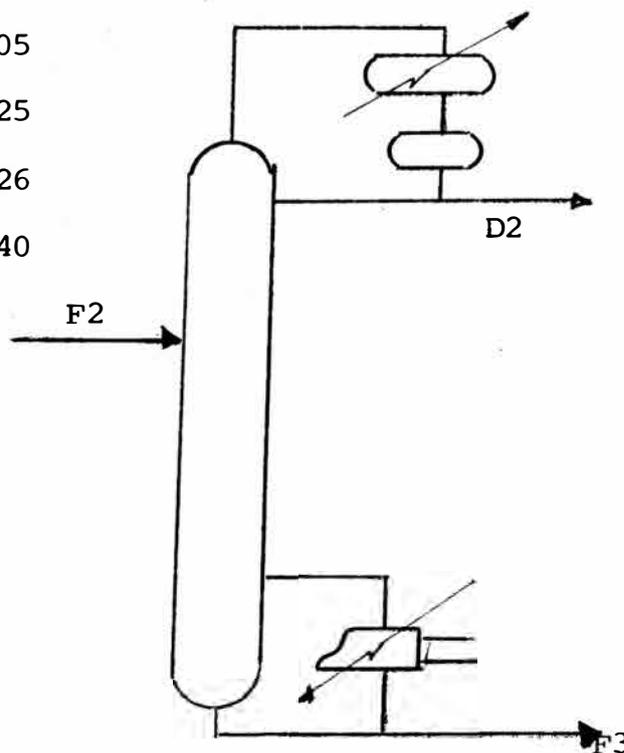
Componentes	mol-lbs	% x (f. molar)
Acetona	0.092	0.0005
Etanol	6.080	0.0326
Butanol	22.851	0.1225
Agua	156.590	0.8440
Total	185.60	1.0000

$$X_{FA} = 0.0005$$

$$X_{FB} = 0.1225$$

$$X_{FE} = 0.0326$$

$$X_{FW} = 0.8440$$



$$X_{DE} = 0.88$$

$$X_{DA} = 0.01$$

$$X_{DW} = 0.11$$

$$X_{F3A} = ?$$

$$X_{F3B} = ?$$

$$X_{F3E} = ?$$

$$X_{F3W} = ?$$

Balance Global

$$185.6 = 6.9087 + F3$$

$$F3 = 178.0913 \text{ mol-lb}$$

Balance de componentes

$$\text{Acetona} \quad 0.092 = 0.01(6.9087) + 178.6913X_{F3A} \quad (1)$$

$$\text{Butanol} \quad 22.851 = 178.6923X_{F3B} \quad (2)$$

$$\text{Etanol} \quad 6.080 = 6.0796 + 178.6913X_{F3E} \quad (3)$$

$$\text{Agua} \quad 156.59 = 0.11(6.9087) + 178.6913X_{F3W} \quad (4)$$

Resolviendo las ecuaciones (1), (2), (3) y (4) obtenemos:

$$X_{F3A} = 0.000131$$

$$X_{F3B} = 0.1272$$

$$X_{F3W} = 0.8726$$

$$X_{F3E} = 0.00007$$

Resumen del balance de la columna de etanol

Corrientes	F2	F3	D2
Componentes	Alimentación	Fondos	Destilado
Etanol	6.080	0.0004	6.0796
Agua	156.590	155.834	0.7600
Butanol	22.851	22.851	
Acetona	0.092	0.0234	0.0690
Total, mol-lbs	185.60	178.691	6.9087

5.6.4.- Columna de Butanol

Se producirán 6114 ton/año de butanol lo cual equivale a 1680,55 lbs/hr ó 22.688 mol-lb/hr. Suponiendo una composición molar para el butanol obtenido de 98%, por lo tanto los moles totales de producto serán:

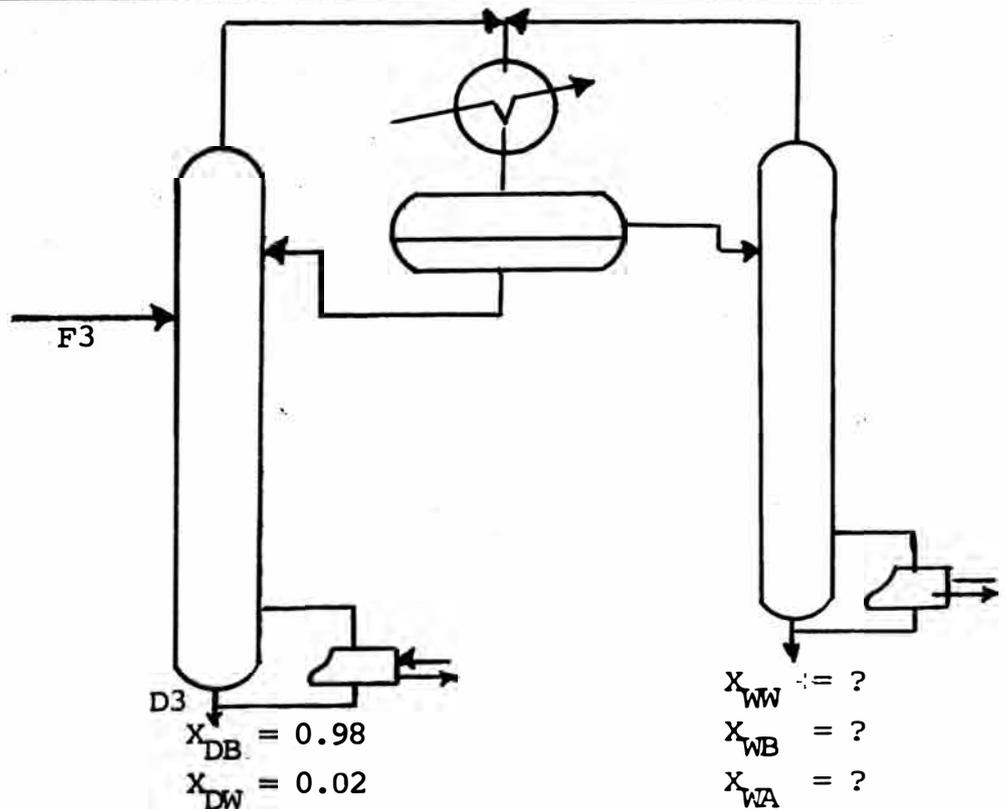
$$0.98D_3 = 22.688$$

$$D_3 = 23.151 \text{ mol - lb/hr}$$

La alimentación de la columna estará dada por el flujo de fondos de la columna de etanol F3. Expresando en fracciones molares la composición de la alimentación F3 tenemos:

Componentes	moles	% X (f. molar)
Agua	155.834	0.8726
Butanol	22.851	0.1272
Etanol	0.0004	0.0001
Acetona	0.0234	0.00013
Total	178.691	1.000

- $X_{FW} = 0.8726$
- $X_{FB} = 0.1272$
- $X_{FA} = 0.00013$
- $X_{FE} = 0.0001$



Balance Global:

$$178.693 = 23.151 + W$$

$$W = 155.54 \text{ mol-lb}$$

Determinamos composición de fondos de torres (I) y (II) mediante un balance de componentes:

Balance de componentes

$$\text{Butanol} \quad 22.851 = 22.688 + X_{WB}(155.54) \quad (1)$$

$$\text{Acetona} \quad 0.0234 = 155.54X_{WA} \quad (2)$$

$$\text{Agua} \quad 155.834 = 0.29 + 155.54X_{WW} \quad (3)$$

Resolviendo las ecuaciones (1), (2), (3) obtenemos:

$$X_{WB} = 0.000105$$

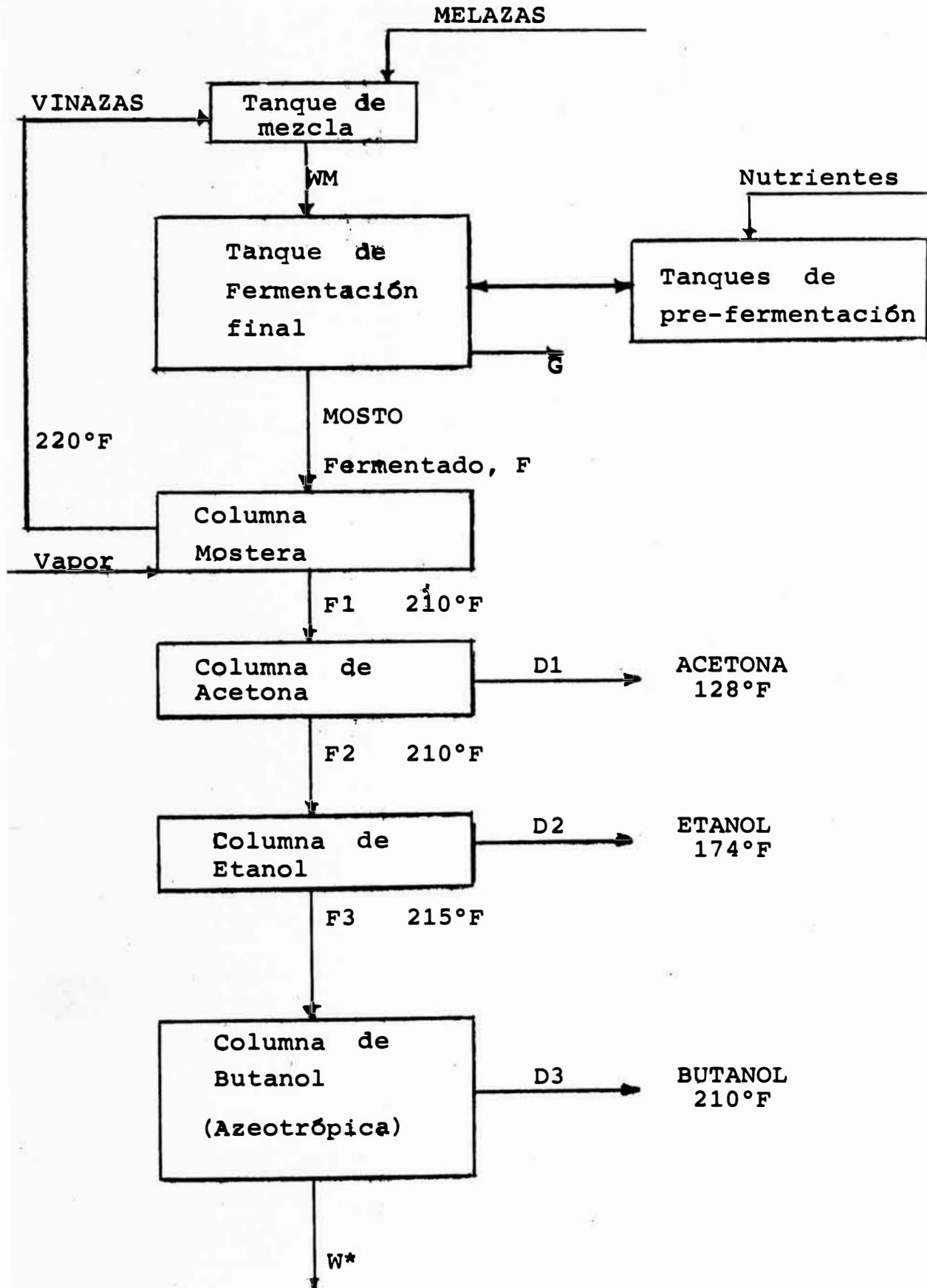
$$X_{WA} = 0.00015$$

$$X_{WV} = 0.9988$$

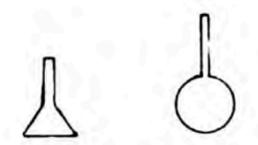
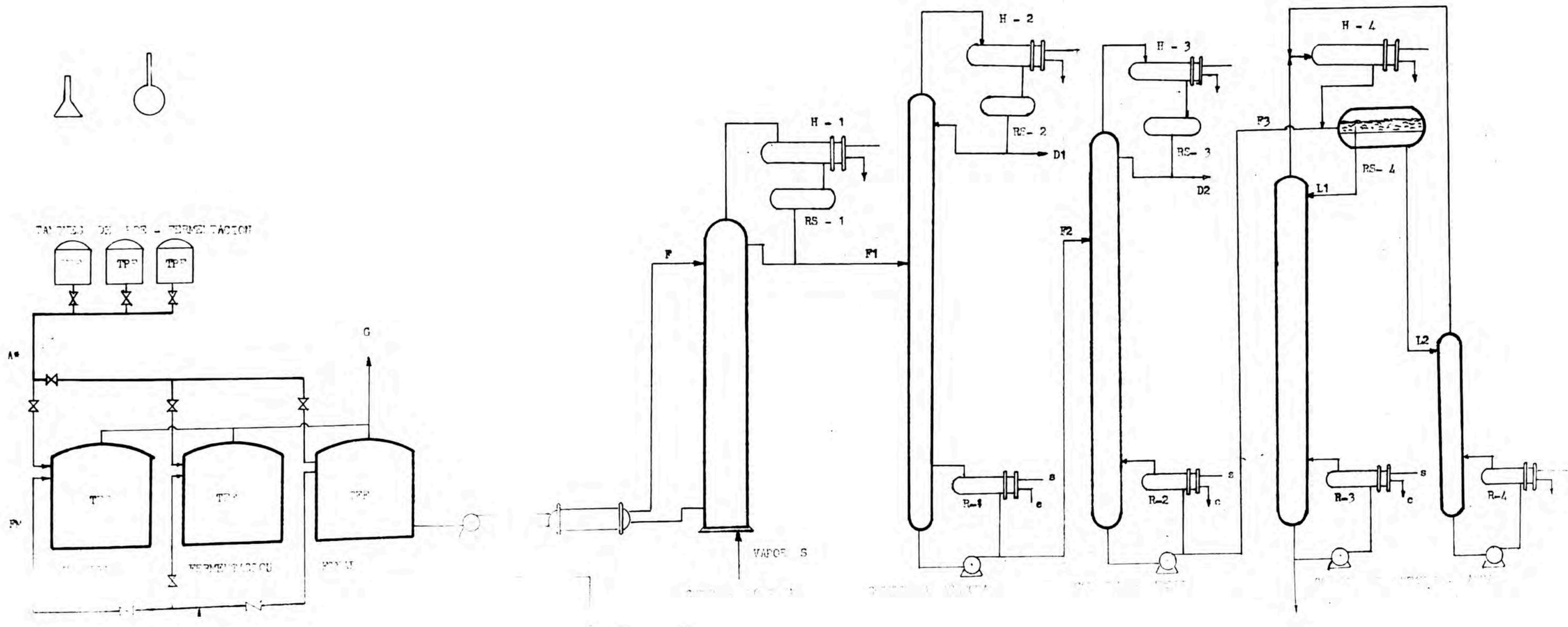
Resumen del balance de la columna de Butanol

Corrientes	F3	W	D3
Componentes	Alimentación	Fondos II	Fondos III
Butanol	22.8514	0.17	22.68
Acetona	0.0234	0.023	
Agua	155.834	155.540	0.29
Total, mol-lbs	178.70	155.98	22.97

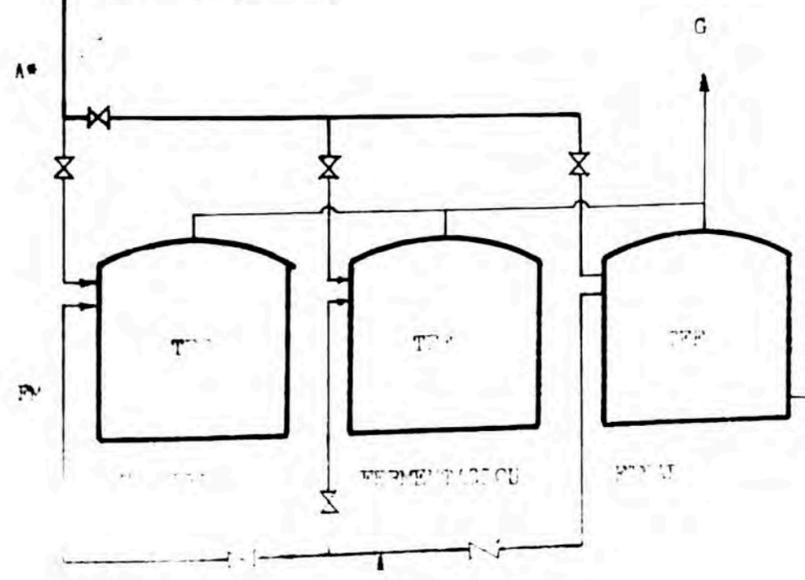
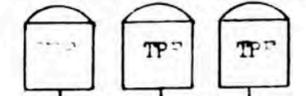
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO



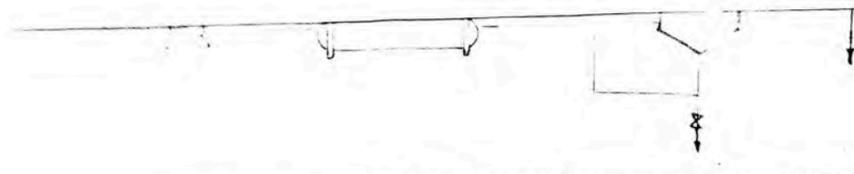
PLANTA ACETO-BUTILICA



TANQUES DE FERMENTACION



VAPOR S



BALANCE DE MATERIA

BASE: 1 HORA

CORRIENTES:

LBM/HR.

COMPONENTES	M	W	WM	A	G	F	S	V	F1	D1	F2	D2	F3	D3	W*
MELAZAS	16353		16353	16353		214022									
VINAZAS		209190	209190	209190				261257							
VAPOR DE AGUA						48325			2820.0*		2820.0*	13.68*	2806.3*	8.1*	2798.2*
ACETONA						1337			845.36	840.05	5.30	4.00	1.3		1.3
BUTANOL						2754			1692.83		1692.8		1692.8	1646.8	46.03
ETANOL						459			281.81	1.67	280.14	280.0	0.045		
DIOXIDO DE CARBONO					6763.4										
HIDROGENO					203.0										
T O T A L	16353	209190	225543	225543	6970.5	218572	48325	261257	5640.0	841.7	4798.3	297.7	4500.5	1654.9	2845.67

CAPITULO VI

DISEÑO DEL EQUIPO

En la estimación del proceso comercial requiere el conocimiento del equipo a utilizar partiendo de las condiciones de operación.

Así pues, no es suficiente decir: Necesito columnas de destilación, tanques de fermentación, condensadores, la melaza es diluída y fermentada en los bio-reactores y de allí se bombea a los ... sino que es preciso detallar los parámetros dependientes del tiempo (Cinética: tiempo de residencia, flujos, etc), así como los parámetros independientes del tiempo (Termodinámica del proceso: temperatura de reactantes, y producto condiciones de equilibrio, presión, etc), requiriendose para ello realizar cálculos de balance de materia y energía.

El procedimiento a seguir en el presente capítulo es exponer los métodos o modelos que optimizan las variables de diseño donde sea posible, esto es tratando de ingresar al llamado Scalin-Up ó análisis escalar el proceso. Debo manifestar también que no puedo extenderme mucho en la explicación de métodos de diseño porque ocuparía demasiado espacio lo que se compensa con la indicación de la referencia.

6.1.- DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACION PARA MULTICOMPONENTES

Existen excelentes tratados referente a este tipo de diseño de columnas variando el grado de dificultad de cada una y con ello evidentemente el grado de exactitud.

En el diseño de columna de destilación para la purificación de solventes se ha conseguido el método de F.U.E.M (Fencke-Underwood-Erbox-Maddox) del artículo titulado "Modern Design of del artículo titulado "Modern Design of Distillitions Columns (25).

El método a seguir es exponer los cálculos detallados para la columna mostera, y para las siguientes columnas de acetona y etanol exponer las variables de diseño halladas resumidas.

Existen dos torres en la purificación del butanol en las cuales el tratamiento de diseño es ligeramente diferente, habiendo aplicado el método de Mc-Cabe-Thiele.

6.1.1.- Diseño de la Columna mostera:

En la sección correspondiente a la columna mostera por un balance de materia se determinó las siguientes fracciones molares:

Componetes	Alimentación	Destilado
	Fracc. molar	Fracc. molar
Acetona	0.00198	0.07272
Butanol	0.00310	0.11416
Etanol	0.00083	0.03037
Agua	0.99400	0.7827
Total	1.0000	1.0000

Temperatura de los topes.- Para determinar la temperatura de los topes seguimos el Algoritmo para determinar el punto de rocío. Se debe cumplir que:

$$((0.072P_a + 0.1142P_b + 0.0303P_e + 0.7825P_w)/14.7 = 1$$

Despues de varias iteraciones se encuentra que para T = 198 F la expresión anterior logra la convergencia. Entonces T = 198 F temperatura de topes.

Ahora bien, teniendo en cuenta que la composición de los fondos está dado fundamentalmente por agua y azúcares no fermentables solución denominada vinazas y dadas las características de las mismas asumo una temperatura de fondos igual a 220 F.

Volatilidades Relativas.- Respecto al componente clave ligero:

$$\begin{aligned} \text{topes} &= 2585/698 = 3.703 \\ \text{fondos} &= 2865/760 = 3.738 \\ \text{promedio} &= (3.703 \times 3.738)^{1/2} = 3.7208 \end{aligned}$$

Mínimo número de etapas.- Se determina analíticamente utilizando la ecuación de Fenske, en la que reemplazando valores obtengo:

$$S_m = N_{\min} + 1 = \frac{\log(0.07272/0.7827) (0.998/0.00021)}{\log(3.7208)}$$

$$S_m = N_{\min} + 1 = 2.882$$

Condición térmica de alimentación.- El mosto fermentado se calienta mediante un intercambiador de calor, aprovechando el calor de la vinazas recicladas. Asumiendo que no existen pérdidas de calor se debe cumplir que:

$$Q_{\text{ganado por mostos}} = Q_{\text{cedido por la vinazas}}$$

$$218572.3(t - 84) 0.94 = 261257(220 - 180) 0.98$$

despejando t:

$$t = 134^{\circ}\text{F}$$

Siendo esta la temperatura de ingreso a la columna mostera.

A esta temperatura:

$$q = \frac{1190 - 45}{1190 - 175} = 1.128$$

Volatilidades promedios.- Se evalúan teniendo en cuenta la temperatura "pinch" de la columna.

$$T_{\text{pinch inf.}} = 220 - (220-198)/3 = 212^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{pinch sup.}} = 220 - (220-198)2/3 = 205^{\circ}\text{F}$$

Tabulando las volatilidades a estas temperaturas, determinamos los siguientes resultados:

Componente	Pi	i	Pi	i	-
Acetona	2585	1.666	2869	1.563	1.613
Butanol	552	0.355	589	0.320	0.337
Etanol	1551	1.000	1835	1.000	1.000
Agua	698	0.450	760	0.414	0.431

Reflujo mínimo.- Para determinar el reflujo mínimo aplica - mos el método de Underwood para lo cual es necesario evaluar el parámetro θ . Se debe cumplir que:

$$\frac{x_i x_{Fi}}{(x_i - \theta)} = 1 - q$$

Donde: 0.3379 0 1.6137 $q = 1.10$

Para un $\theta = 1.6$ se logra la convergencia, la cual se ha determinado despues de iterar sucesivamente.

Con θ conocido es posible ahora determinar analíticamente el reflujo mínimo mediante la ecuación:

$$(L/D)_{Min} + 1 = (A^{x_A/x_A - \theta})D + (B^{x_B/x_B - \theta})D + ..$$

Reemplazando valores en el segundo miembro hallamos:

$$(L/D)_M + 1 = 1.4464$$

$$(L/D)_{Min} = 0.4454 = R_{min}$$

Eficiencia de la Columna Mostera.- La eficiencia de la columna está dada en función de la viscosidad molar promedio de la alimentación, esto es por la volatilidad relativa del componente.

clave por la viscosidad de alimentación a las condiciones - promedio de la torre entre los fondos y topes. Así tenemos:

- Viscosidad molar promedio de alimentación

$$\bar{u} = \sum x_i u_i = 0.30 \text{ cp}$$

$$x_L/H\bar{u} = (2727/279)0.3 = 1.122$$

Con este último dato recurrimos a las gráficas teniendo:

Correlación : O'Connell E = 0.40

Correlación : Drickamer & Bradford E = 0.15

En consecuencia recomendamos una eficiencia promedio:

$$E = 27 \%$$

Reflujo de operación = Reflujo óptimo

Optimización.- Teniendo como premisa el modelo establecido anteriormente, resumiremos a continuación las variables y parámetros. (25)

a).- Propiedades físicas promedios

$$\bar{p}_L = \sum x_i p_{Li} = 48.16 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\bar{p}_V = \sum y_i p_{Vi} = 0.0478 \text{ "}$$

$$\bar{l}_V = \sum x_i l_i = 818.38 \text{ Btu/lbm}$$

$$\bar{\mu} = \sum x_i \mu_i = 48.58 \text{ dinas/cm}$$

b).- Cálculo del parámetro de Souders-Brown C.- Para un

$\bar{\mu} = 48.58 \text{ dinas/cm}$ y un espaciamiento de 18" entre plato

$$C = 618 .54 \text{ lbm/ft}^2 \text{hr} \quad (12)$$

c).- Cálculo del parámetro K.- Está dado por la recíproca de la velocidad básica de operación

$$v = 0.88 \times 0.75 \times 618 (0.0487 (48.16 - 0.0478))^{1/2}$$

$$v = 618.54 \text{ lbm/ft}^2\text{hr}$$

$$K = 1.6167 \times 10^{-3} \text{ ft}^2\text{hr/lbm}$$

Por lo tanto resumiendo tenemos:

$$A = 30\%/\text{año (20\% mantenimiento y reparación, 10\% dep.)}$$

$$C = 212\$/\text{ft}^2$$

$$C_B = 0.96 \text{ \$/}10^6 \text{ Btu}$$

$$D = 5640 \text{ lbm/hr}$$

$$K = 1.6167 \times 10^{-3} \text{ ft}^2\text{hr/lbm}$$

$$H = 8000 \text{ horas}$$

$$L = 818,18 \text{ Btu/lbm}$$

$$R_m = 0.4464$$

$$S_m = 2.882$$

$$n = 0.27$$

d).- Costo fijo

$$C_F = ACD(S-1)(R+1)K/n$$

Reemplazando valores

$$C_F = 2148.2(S-1)(R+1)$$

e).- Costo de operación

$$C_O = C_B D H L (R + 1)$$

Reemplazando valores

$$C_O = 35439.6(R + 1)$$

f).- Costo total está dado por:

$$C_T = 2148.2(S - 1) + 35439.6(R + 1)$$

La evolución de la expresión anterior requiere el conocimiento de S y R, para lo cual recurrimos a las gráficas de Gilliland. Para diferentes de R hallamos la etapas S correspondientes, lo cual nos permite determinar los costos fijos, los de operación, y el costo total. Tabulando se tiene:

R	$\frac{R-R_m}{R+1}$	S	C_f	C_o	C_T
0.446					
0.50	0.0357	11.13	32642	53159	85801
0.55	0.0668	8.70	25655	54931	80586
0.60	0.0960	7.62	22753	56703	79456
0.65	0.1234	6.76	20430	58473	78903
0.70	0.1491	5.83	17646	60247	77893
0.80	0.1964	5.36	16874	63791	80665
0.90	0.2387	5.13	16865	67335	84200
1.00	0.2768	4.92	16867	70869	87746

En consecuencia graficando Costos \$/año, vs Reflujo se encuentra en el reflujo óptimo es:

$$R = R_{\text{Op.}} = \text{Roperación} = 0.675$$

Para este reflujo se encuentra que el número de etapas teóricas es:

$$S = 6$$

Por lo tanto, el número de etapas reales será de:

$$S_D = 19 \text{ etapas reales.}$$

175
150
100
80
60
40

Costo Total

Costo de Producción

Costo Fijo

GRÁFICO DE COSTOS FIJOS

Costo Fijo Unitario

Máxima velocidad másica admisible a través de la Columna.-

Se determina mediante la correlación de Souders-Broen. De los datos hallados y reemplazando valores, tenemos que:

$$W = 618(0.0478(48.16 - 0.0478))^{1/2}$$

$$W = 937.19 \text{ lbm/ft}^2\text{hr}$$

Diámetro de la columna.- Está dado en función de la velocidad másica de vapor en los topes, y se determina aplicando la ecuación:

$$ID = \left(\frac{4}{\pi} \frac{V'}{W}\right)^{1/2}$$

$$\text{Donde } V' = L + D = 0.675D + D = 1.675(5640)$$

$$V' = 9447 \text{ lbm/hr}$$

Reemplazando valores en la expresión

$$ID = 3.582 \text{ pies}$$

Tomando un factor de seguridad de 15% sobre el ID calculado.

$$ID = 4.120 \text{ pies}$$

Altura de la columna mostera.- Está dada por la distancia entre los platos por el número de platos ó etapas.

$$h' = 18 \times 19 = 342 \text{ plgs} = 28.5 \text{ pies}$$

El espacio libre de topes y el de fondos constituye aproximadamente un 15% de la altura h' , luego.

$$H = 1.15 (28.5) = 32.77 \text{ pies}$$

Tomando un factor de seguridad de 15% sobre el H calculado.

$$H_D = 38.00 \text{ pies.}$$

5.1.2.- DISEÑO DE LA COLUMNA DE ACETONA

1.- Composición molar de flujos.

Componentes	Alimentación	Destilado	Fondos
	z_i	x_{Di}	x_{Bi}
Acetona	0.07274	0.998	0.0005
Butanol	0.1142	...	0.1225
Etanol	0.03057	0.002	0.0326
Agua	0.7820		0.8444
Total	1.000	1.000	1.000

2.- Temperatura de topes: $T = 128 \text{ F}$

3.- Temperatura de fondos $T = 210 \text{ F}$

4.- Volatilidades relativas

Topes = 1.28

Fondos = 3.67

Promedio = 2.13

5.- Mínimo número de etapas: $S_M = 13.71 = 14$

6.- Condición térmica de alimentación: $q = 1.169$

7.- Temperatura pinch inferior = 183 F

8.- Temperatura pinch superior = 155 F

9.- Volatilidades relativas promedios

Componentes	-
Acetona	2.133
Butanol	0.5018
Etanol	1.000
Agua	0.4188

10.- Parámetro $\theta = 0.943$

11.- Reflujo mínimo : $(L/D)_{\text{Mín}} = R_{\text{Mín}} = 1436$

12.- Eficiencia de la columna de Acetona: Para $x_{1/h} \bar{u} = 1.377$

Correlación O' Connell $E = 0.41$

Correlación de Drickamer & Bradford $E = 0.12$

Eficiencia recomendada $E = 27\%$

13.- Propiedades físicas promedios

$$\bar{\rho}_l = 47.64 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\bar{\rho}_v = 0.0444 \text{ "}$$

$$l_v = 220.26 \text{ Btu/lbm}$$

$$\bar{\sigma} = 51.66 \text{ dina/cm}$$

14.- Parámetro de Souders-Brown $C' = 61.6 \text{ lbm/ft}^2 \text{ hr}$

15.- Parámetro $K = 1.69 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 \text{ hr/lbm}$

16.- Cálculo de reflujo de operación óptimo en función de los costos fijos y de operación.

Reemplazando convenientemente en la expresiones que nos dan los costos se halla:

$$\text{Costo fijo} = C_F = 341.4(S - 1)(R + 1)$$

$$\text{Costo de Operación } C_O = 1424(R + 1)$$

$$\text{Costo total : } C_T = 341.4(S - 1)(R + 1) + 1424(R+1)$$

$$\text{Reflujo óptimo} = \text{Reflujo de operación} = 2.0$$

17.- Número de etapas teóricas = 24

18.- Número de tapas reales = 86

19.- Máxima velocidad másica admisibles a través de la columna.

$$W = 1121.8 \text{ lbm/hr ft}^2$$

20.- Velocidad másica de vapor en domo de torre :

$$v' = 1683 \text{ lbm/hr}$$

21.- Diámetro de la columna : $I_{DC} = 1.385$ pies (calculado)

Diámetro de diseño : $ID = 1.6$ pies

22.- Altura de la columna

$h' = 1548'' = 126$ pies (calculado)

$H = 1.15h'$ altura total

$H_D = 1.15H = 170$ pies (recomendada)

23.- Distancia entre etapas = 18 pulgadas.

5.13.- DISEÑO DE LA COLUMNA DE ETANOL

1.- Composición molar de flujos

	Alimentación	Destilado	Fondos
Componente	z_i	x_{Di}	x_{Bi}
Acetona	0.0005	0.010	0.00013
Butanol	0.1225	0.12720
Etanol	0.0326	0.880	0.00050
Agua	0.8440	0.110	0.87214
total	1.000	1.000	1.000

2.- Temperatura de topes: $T = 174 \text{ F}$

3.- Temperatura de fondos: $T = 215 \text{ F}$

4.- Volatilidades relativas

Topes = 1.1089

Fondos = 2.3528

Promedio = 1.6152

5.- Mínimo número de etapas: $S_M = 19.90 = 20$

6.- Condición termica de alimentación : $q = 1.169$

7.- Temperatura pinch inferior = 201 F

8.- Temperatura pinch superior = 188 F

9.- Volatilidades relativas promedios

Componente	-
Acetona	4.034
Butanol	0.486
Etanol	2.257
Agua	1.000

10.- Parámetro $\theta = 0.517$

11.- Reflujo Mínimo : $(L/D)_{Min} = 1.375$

12.- Eficiencia de la columna de etanol.- Para

$$x_{1/h\bar{u}} = 0.303$$

Correlación O' Connell $E = 0.67$

Correlación de Drickamer & Bradford $E = 0.50$

Eficiencia recomendada $E = 58\%$

13.- Propiedades físicas promedios

$$\bar{\rho}_l = 60.30 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\bar{\rho}_v = 0.055 \text{ "}$$

$$l_v = 407 \text{ Btu/lbm}$$

$$\bar{\sigma} = 51.70 \text{ dinas/cm}$$

14.- Parámetro de Souders-Brown $C' = 190 \text{ lbs/ft}^2\text{hr}$

15.- Parámetro $K = 4.36 \times 10^{-3} \text{ ft}^2\text{hr/lbm}$

16.- Cálculo de reflujo de operación óptimo en función de los costos fijos y de operación.

Reemplazando valores en ecuaciones de costos de halla:

$$\text{Costo fijo : } C_F = 133.8(S - 1)(R + 1)$$

$$\text{Costo de operación: } C_O = 875.5(R + 1)$$

$$\text{Costo total: } C_T = 133.8(S-1)(R+1) + 875.5(R+1)$$

$$\text{Reflujo óptimo} = \text{Reflujo de operación} = 0.865$$

17.- Número de etapas teóricas = 33

18.- Número de etapas reales = 56

19 - Máxima velocidad másica admisible a través de la columna

$$W = 347.42 \text{ lbm/ft}^2\text{hr}$$

20.- Velocidad másica de vapor en domo de torre :

$$v' = 522.2 \text{ lbm/hr}$$

21.- Diámetro de la columna: $ID_c = 1.38 \text{ pies}$

Diámetro de diseño: $ID = 1.58 \text{ pies}$

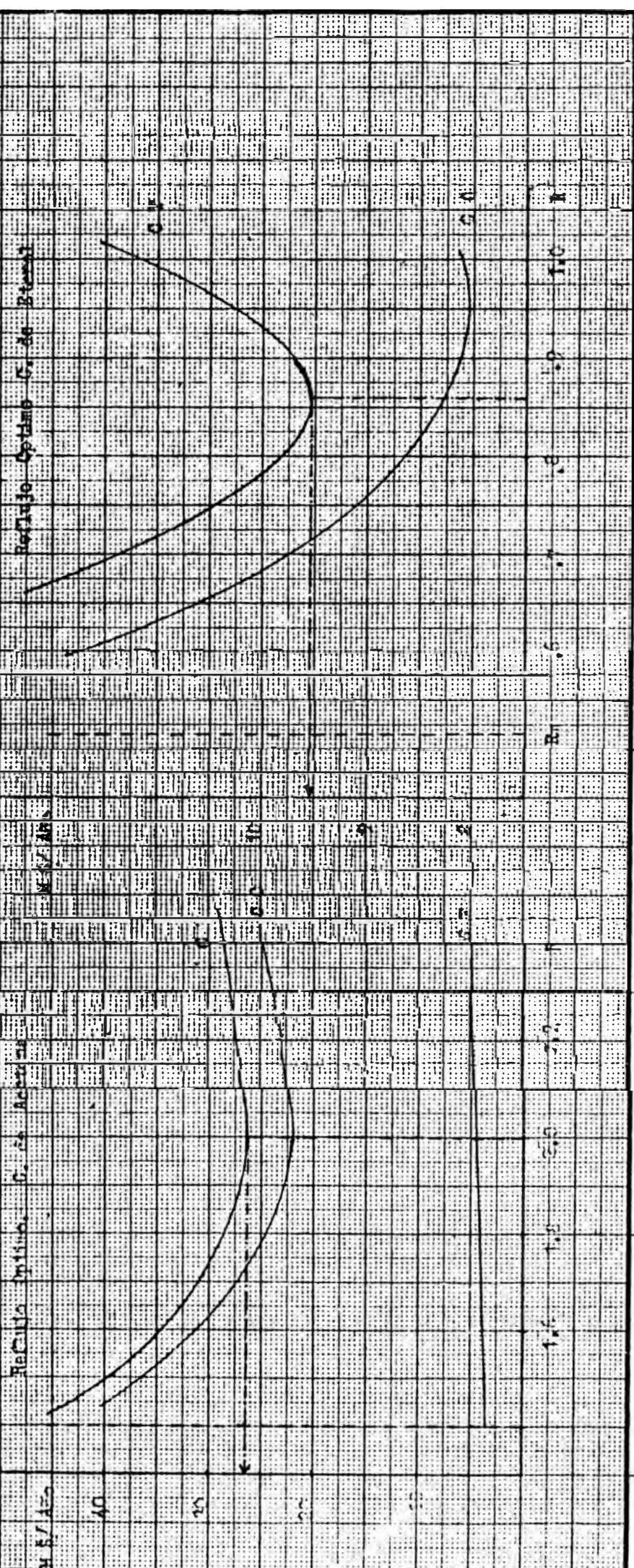
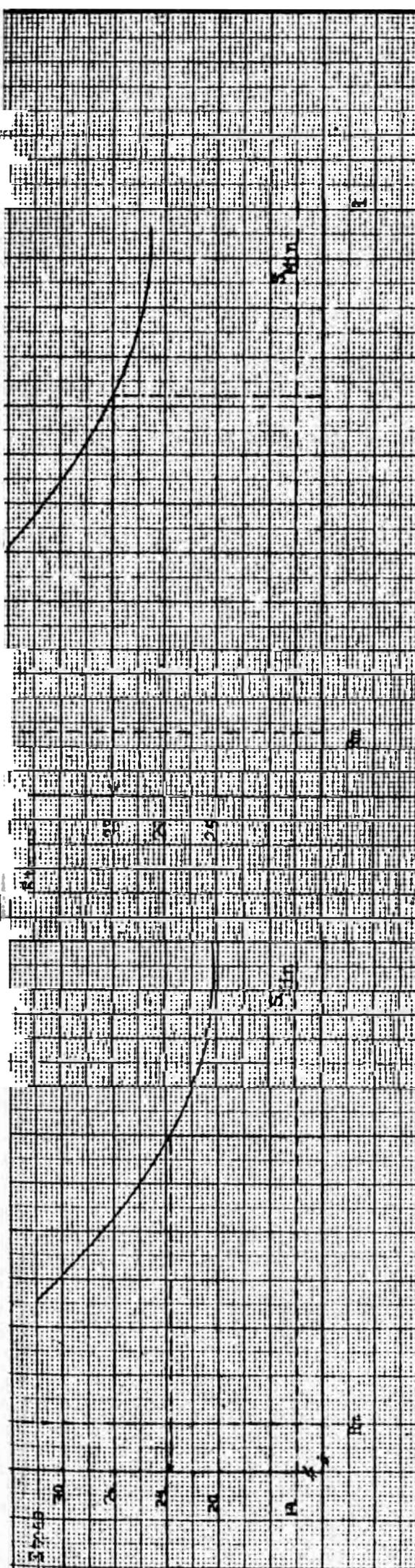
22.- Altura de la columna

$$h' = 560" = 46.66 \text{ pies}$$

$$H = 1.15h' \text{ altura total}$$

$$H_D = 1.15H = 61.7 \text{ pies}$$

23.- Distancia entre etapas = 10 pulgadas.



6.1.4.- Diseño de la columna de Butanol.- La purificación del Butanol está dada por una destilación azeotrópica, para lo cual utilizamos dos torres de fraccionamiento; en la torre I obtenemos el butanol por los fondos, y en la torre II se recupera el butanol el cual es reciclado e introducido al condensador común y pasados a la torre I. A ésta torre II también se le conoce como torre de agua, puesto que por los fondos se obtiene agua con trazas de butanol.

Existen excelentes tratados que tratan este tipo de destilación entre los que me he informado tenemos las referencias (6), (7), (18), (19), (22). Aquí únicamente trataré de explicar muy brevemente el proceso.

El flujo F3 es una mezcla de agua-butanol fundamentalmente sistema que forma un azeótropo con punto de ebullición mínimo (fig.). El producto destilado se encontrará tan cerca como se desee de la composición azeotrópica; pero el producto residual será rico ya sea en A ó bien en B dependiendo de que la alimentación sea más rica o más pobre en A que la composición azeotrópica.

Con dos fraccionadores pueden separarse completa y rápidamente las mezcla insolubles que forman azeotrópos de dos fases líquidas; esto se basa en el hecho que el destilado condensado forman dos soluciones líquidas en lados opuestos de la composición de equilibrio.

En la torre I se obtiene butanol de alta pureza siendo para ello necesario considerarla como una torre de agotamiento, en la cual el flujo F3 y el condensado de la torre II son primero introducidos en un decantador en el cual tiene lugar la

separación de fases (17). La fase rica de butanol es reciclada a la parte superior de la torre constituyendo este ciclo en realidad la alimentación de la torre I.

La fase pobre de butanol pasa a la torre II que es una torre de agotamiento donde se recupera el butanol el cual es reciclado y conducido al decantador, para continuar el proceso.

Los fondos de la torre I da el producto butanol con una pureza de 98%. Los fondos de la torre II esta constituido por agua fundamentalmente (99.8%) y trazas de butanol.

Cálculo de composiciones en los domos de las torres I y II

a.- Composición de corriente L1.- El vapor en el domo de la torre I se comporta como un gas ideal, luego por la ley de Dalton:

$$p_B = y^P \quad (i)$$

El líquido debido a su naturaleza tiene un comportamiento que se desvía de la idealidad. Aplicando la ley de Raoult;

$$p_B = x P^* \quad (ii)$$

Asumiendo que el vapor del plato superior está en equilibrio con el líquido reciclado podemos igualar (i) y (ii), luego:

$$x = \frac{y^P}{\gamma P^*} \quad (iii)$$

El coeficiente de actividad se determina mediante la ecuación de Van-Lear (8), la cual da un $\gamma = 1.04$

Reemplazando la ecuación (iii) tengo:

$$x = x_{BI} = \frac{0.35(760)}{1.04(314.9)} = 0.812$$

$$x_{WI} = 0.188$$

b.- Composición de corriente L2.- Teniendo en consideración la miscibilidad de la mezcla para lo cual recurro al diagrama de equilibrio para una composición en los domos $y_{WII} = 0.77$ $y_{BII} = 0.23$, y estando esta composición en equilibrio con el líquido L2 reciclado obtengo:

$$x_{WII} = 0.85$$

$$x_{BII} = 0.15$$

Cálculo de corrientes en los topes.

Subsistema I.- Decantador

$$F + V1 + V2 = L1 + L2 \quad (iv)$$

Subsistema II.- Torre I

$$F + V2 = L2 + D3$$

Ahora bien, desde que no existe acumulación de materia en el decantador.

$$F = L1$$

Entonces:

$$\text{De (iv)} \quad L2 = V1 + V2 \quad (vi)$$

$$\text{De (v)} \quad L2 = 155.8 + V2 \quad (vii)$$

Igualando esta dos últimas expresiones.

$$V1 = 155.83 \text{ mol-lb/hr}$$

Subsistema III.- Torre II

Balance de butanol

$$0.15L2 = 0.0012W^* + 0.24V2 \quad (viii)$$

Reemplazando (vi) en (viii)

En consecuencia el flujo molar que ingresa al condensador es:

$$VC = V1 + V2 = 413.65 \text{ mol-lb/hr.}$$

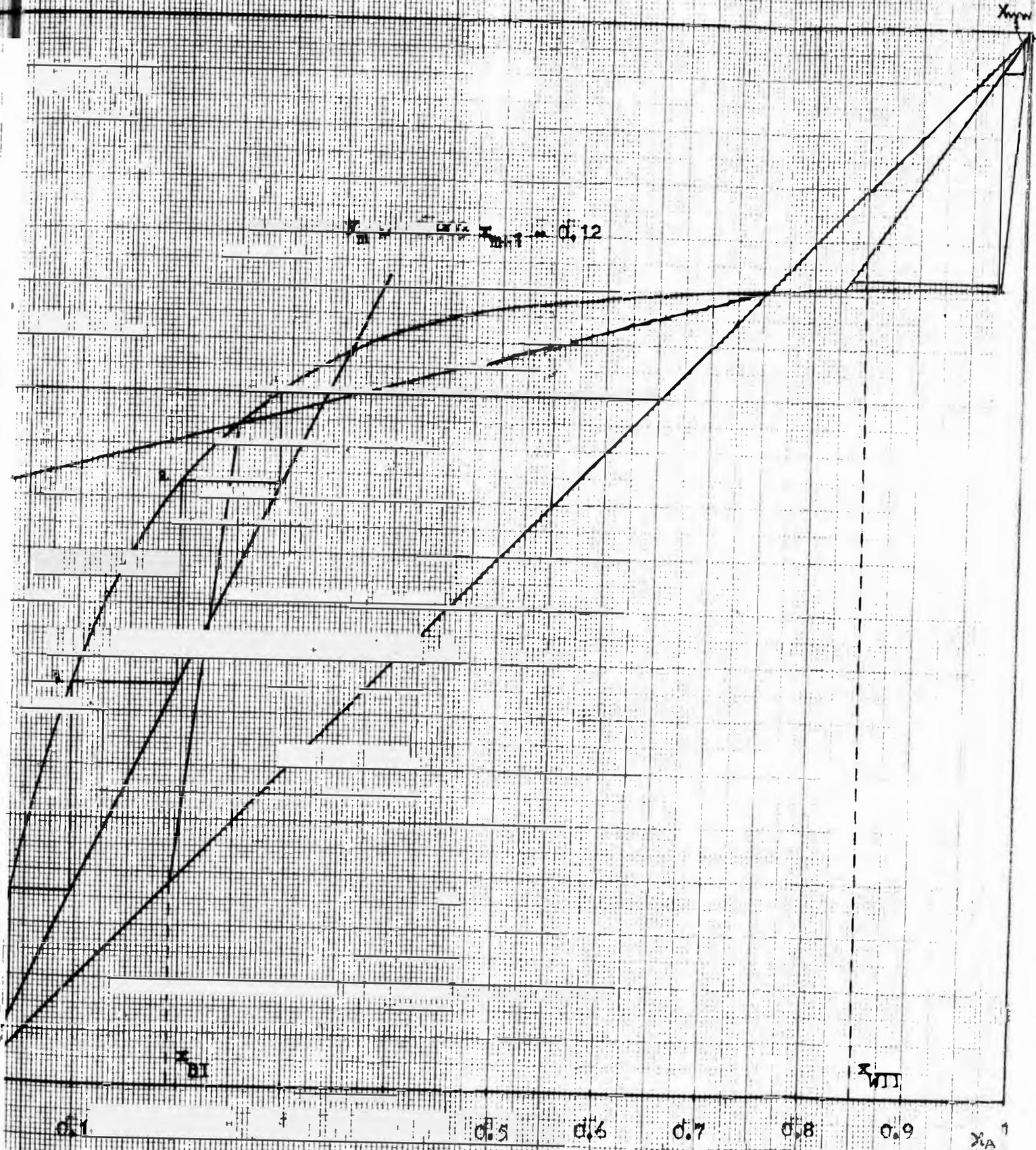


DIAGRAMA DE FASES PARA O SISTEMA BUTANOL - AGUA

Condición térmica de alimentación.- Aplicando la ec. (6-3):

$$q = \frac{21516.4}{19141.5} = 1.118$$

El reflujo de operación en este caso hace las veces de alimentación en la torre I, luego con x_{WII} entramos en el diagrama de equilibrio e interceptamos con la recta $y = x$, trazando la recta de alimentación la cual tendrá por pendiente:

$$m = \frac{1.118}{0.118} = 9.4745$$

Reflujo mínimo.- Se determina gráficamente, trazando una recta que pase por la intersección de la recta de alimentación con la curva de equilibrio $y^* = f(x)$, y el punto azeotrópico, leyendo en las ordenadas tenemos:

$$\frac{x_D}{R_m + 1} = \frac{0.812}{R_m + 1} = 0.57$$

$$R_m = 0.4245$$

Mínimo número de etapas.-

a).- Reflujo total.- Se determina gráficamente, siendo:

$$S_m = 4$$

b).- Aplicando la ecuación de Fenske

$$S_m = 3.436 = 4$$

Reflujo de Operación.- En este caso el modelo establecido pa
ra obtener el reflujo óptimo no funciona. En cambio la dispo
sición mostrada (fig.), del equipo nos permite una opera -
 ción económica según estudios realizados por Happel (28), así
 como el manual de Perry (17).

Habiendo determinado previamente las corrientes descono -
 das hallamos el reflujo de operación.

$$\frac{L1}{V1 + V2} = \frac{178.7}{413.6} = 0.432$$

$$\therefore \frac{L/D}{L/D + 1} = \frac{R}{R + 1} = 0.432$$

$$R = 0.76 = L/D$$

Sección de Agotamiento ó Stripping.- El análisis de esta sec
cción tiene como objetivo fundamental hallar la línea de ope -
 ración para esta sección; para lo cual es necesario determi -
 nar otros parámetros, así tenemos:

$$L_r = R D = 0.76(178.7) = 135.8 \text{ mol-lb/hr}$$

$$V_r = 155.8 \text{ mol-lb/hr}$$

$$L_s = L_r + qF = 336.66 \text{ mol-lb/hr}$$

$$V_s = V_r + F(q - 1) = 176.9 \text{ mol-lb/hr}$$

Línea de Operación para la sección de agotamiento.- Está da -
 do por la siguiente ecuación:

$$y_m = \frac{L_s}{V_s} x_{m+1} - \frac{B}{V_s} x_B$$

Reemplazando valores en la expresión anterior:

$$y_m = 1.903x_{m+1} - 0.1256$$

Con esta ecuación graficamos la línea de operación para el -
 stripping hallando el número de etapas teóricas. Así obtengo:

Torre I :

$$N \text{ de etapas teóricas} = 6$$

Torre II :

$$N \text{ de etapas teóricas} = 2$$

Eficiencia de torre I.- Para una temperatura de operación promedio de $T = 225 \text{ F}$ se encuentra que:

$$\bar{u} = 0.318 \text{ cp.}$$

$$x_{1/h} \bar{u} = \frac{959.4}{473} (0.318) = 0.645$$

De gráficas obtengo:

$$\text{Correlación: O'Connell} \quad E = 54 \%$$

$$\text{Correlación: Drickamer \& Bradford} \quad E = 28 \%$$

Por tanto recomendamos una eficiencia promedio de:

$$E = 41 \%$$

Eficiencia de Torre II.- Para una temperatura de operación promedio de $T = 205 \text{ F}$ se encuentra que:

$$\bar{u} = 0.372$$

$$x_{1/h} \bar{u} = \frac{973.7}{328.9} (0.372) = 0.7627$$

De gráficas obtengo:

$$\text{Correlación : O.Connell} \quad E = 52 \%$$

$$\text{Correlación: Drickamer \& Bradford} \quad E = 37 \%$$

Por tanto recomendamos una eficiencia promedio:

$$E = 44 \%$$

Etapas Reales;

$$a).- \text{ Torre I.} \quad S_I = \frac{6 - 1}{0.41} = 13$$

$$b).- \text{ Torre II.} \quad S_{II} = \frac{2 - 1}{0.41} = 3$$

Propiedades físicas promedios.- A partir de la presión y temperatura de operación promedio:

$$\begin{aligned} \text{Torre I} \quad \bar{\rho}_l &= 52.48 \text{ lbm/ft}^3 \\ \bar{\rho}_v &= 0.66 \text{ " } \\ \bar{h}_v &= 789.5 \text{ Btu/lbm} \\ \bar{\sigma} &= 50.2 \text{ dina/cm} \end{aligned}$$

Determinación del parámetro de Souders-Brown. C'.- Para una tensión superficial promedio de $\sigma = 50.2$ dinas/cm, y para un espaciamiento entre platos de 18" (12) obtengo:

$$C' = 618 \text{ lbs/ft}^2\text{hr}$$

Máxima velocidad másica admisible a través de la Torre I.- Se determina mediante la correlación de Souders-Brown. De los datos hallados y reemplazando valores en la ecuación - (6-14) :

$$W = 618 (0.06 (52.48 - 0.06))^{1/2}$$

$$W = 1096 \text{ lbm/ft}^2\text{hr}$$

Diámetro de la Torre I.- Aplicando la ecuación (6-17) obten_{go}:

$$ID' = \frac{4}{\pi} (5861.93/1096)^{1/2}$$

$$ID' = 2.6095 \text{ pies}$$

Tomando un factor de seguridad de 15 % sobre el ID' calcula_{do}:

$$ID' = 3.00 \text{ pies.}$$

Altura de la Torre I.- Está dada por la distancia entre las etapas por el número de etapas:

$$h' = 18 \times 13 = 234'' = 19.5 \text{ pies}$$

El espacio libre de topes y el fondo constituye aproximadamente un 15 % de la altura h' , luego:

$$H = 1.15(19.5) = 22.425 \text{ pies}$$

Tomando un factor de seguridad sobre el H calculado

$$H_D = 25.78 \text{ pies}$$

Torre II

Parámetro Souders-Brown C' .- Para $\bar{c} = 48.7$ dinas/cm y para un espaciamento de 18" entre etapas, obtengo:

$$C' = 610 \text{ lbm/ft}^2\text{hr}$$

Velocidad máxima admisible a través de la Torre II.- De los datos hallados y reemplazando valores en la ecuación (6-14):

$$W = 610(0.058(50.3 - 0.058))^{1/2}$$

$$W = 1041.3 \text{ lbm/ft}^2\text{hr}$$

Diámetro de la Torre II.- Aplicando (6-17) se determina:

$$ID' = \frac{4}{\pi} (8201.4/1041.3)^{1/2}$$

$$ID' = 3.166 \text{ pies}$$

Tomando un factor de seguridad de 15% sobre el ID' calculado

$$ID = 3.64 \text{ pies.}$$

6.2.- Diseño del tanque de fermentación final

Flujo de alimentación: $A = 25436$ gal/hr

Tiempo de residencia $= 24$ horas

El volúmen del tanque será:

$$V = 610461 \text{ gal.}$$

Supongo 6 tanques de fermentación instalados en paralelo para distribuir el volúmen de mostos fermentados por día.

El volúmen del tanque mezclador entonces es :

$$V_t = 101744 \text{ gal.}$$

Tomando un factor de seguridad del 15%

$$V_D = 11700 \text{ gal.}$$

El tiempo para vaciar el tanque es: $\theta = V/A = 4.6$ horas

Los cambios al día: $24/4.6 = 5.2$

Cálculos de diámetro altura y espesor.- Las dimensiones del tanque (L y D) están dados por criterios económicos, la determinación de la relación L/D, es compleja porque depende de muchos factores (espesor, dimensiones de planchas, efectos caloríficos etc). Una buena aproximación que permite minimizar costos de tanques está dada una fórmula típica (25):

$$(P/(2ES - P) D^4 + 0.083D^3 - 0.09V = 0 \quad (i)$$

D = Diámetro de tanque, pies

V = Volumen, gal

S = esfuerzo permisible de material

P = presión de diseño

E = eficiencia

Para: $V = 117000$ gal, $S = 13750$ (acero al carbono),

$E = 85$, $p^P = 250$ psi.

Aplicando ecuación (i) y despejando D:

$$D = (126867 - 0.13D^4)^{1/3}$$

Aplicando el método de iteración de Wegstein obtengo:

$$D = 29.68 \text{ pies}$$

$$H = 22.57 \text{ "}$$

Espesor del tanque: Según el ASME ()

$$t_c = \frac{PR}{SE + 0.4P} \quad (ii)$$

Reemplazando valores:

$$t_c = 0.315 \text{ plg.} \quad 3/8''$$

Diseño del tanque mezclador

$$\text{Flujo de melaza} \quad M = 1363 \text{ gal/hr}$$

$$\text{Flujo de vinazas} \quad V = 24072.9 \text{ gal/hr}$$

$$\text{Tiempo de residencia} \quad \theta = 1.5 \text{ minutos}$$

$$\text{Flujo total} = M + V = 25435.9 \text{ gal/hr}$$

$$\text{Volúmen del tanque} = \theta F = 636 \text{ galones}$$

Tomando un factor de seguridad del 20 % (16). El volúmen del tanque mezclador será :

$$V_D = 763 \text{ gal.}$$

El tanque estará provista de un sistema de agitación para ser eficiente la mezcla.

El espesor de planchas del tanque mezclador serán idénticas

a las del tanque de fermentación final, entonces :

$$t_c = 0.31 \text{ plg.} \quad S = 13750, \quad E = 0.85, \quad P = 120 \text{ psi,}$$

$$R = ?$$

Despejando R y reemplazando valores:

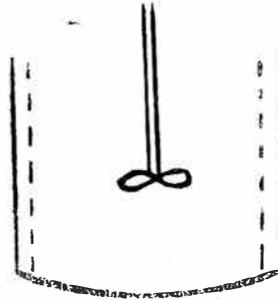
$$R = 2.5 \text{ pies.}$$

$$R = 2.5 \text{ pies}, \quad D = 5 \text{ pies.}$$

$$H = 5.2 \text{ pies.}$$

Cálculo de potencial agitador.

Agitador : hélice: 3 palas $d/d = 3$



$$n = 120 \text{ RPM}$$

$$H = 5 \text{ pies}$$

$$= 61.6 \text{ lbs/pie}^3$$

$$u = 0.87 \text{ cp} = 5.846 \times 10^{-4} \text{ lbm/pie esg.}$$

Número de Reynolds

$$N_{Re} = \frac{d^2 n \rho}{u} \quad (\text{iii})$$

Numero de Froude:

$$Fr = \frac{d n^2}{g} \quad (\text{iv})$$

$$m = \frac{\log N_{Re} - a}{b} \quad (\text{v})$$

Donde: $a = 1.7$, $b = 18$ Son factores de sorma para héli
ce de tres palas.

Reemplazando valores en (iii), (iv), (v)

$$N_{Re} = 5.85 \times 10^5$$

$$Fr = 0.1035$$

$$m = 0.226$$

$$P = 1.75 \text{ H.P (Teórica)}$$

$$P_D = 3.0 \text{ H.P}$$

6.3.1.- Diseño de condensadores

Flujo óptimo de agua de enfriamiento.- En la condensación de los toques de la torre se usará agua como medio de enfriamiento es posible circular una gran cantidad de agua, dentro de un pequeño margen de temperatura, ó una cantidad pequeña con un margen grande de temperatura.

Usar una cantidad grande de agua causará reducción en el área de transferencia de calor, resultando una disminución en la inversión y cambios fijos. Un balance económico entre las condiciones de un flujo alto de agua y poca superficie indica que el óptimo flujo de agua de enfriamiento, ocurre en un punto mínimo del costo total.

Considerando el caso general en el cual, el calor debe ser removido por la condensación es q Btu/hr. El vapor condensa a la temperatura constante t' F, y el agua de enfriamiento disponible tiene una temperatura de t F.

La siguiente información es conocida

- W = Flujo de agua de enfriamiento, lb/hr
- C_p = Capacidad calorífica de agua de enfriamiento, Btu/lbF
- t_2 = Temperatura de agua de enfriamiento que abandona el condensador.
- U = Coef. total de trans.de calor, Btu/hr pie² hr
- A = Área de transferencia, pie²
- H_y = Horas de operación al año, hr/año
- C_w = Costo de agua de enfriamiento, \$/año
- C_a = Costo de intercambiador instalado por pie² de área de transferencia, \$/pie²
- K_F = Cargos fijos anual, incluye mantenimiento, expresado como función de costo inicial para el equipo completo instalado

Si C_T es el costo total anual:

$$C_T = (\text{Costo de agua/lb}) (1\text{lb/hr}) (\text{horas al año}) + (\text{Costos fijos anuales/pie}) \text{pie}^2$$

$$C_T = \frac{cHy}{c_p(t_2-t_1)} C_w + A K_f C \quad (i)$$

$$Q = w c(t_2 - t_1) \quad (ii)$$

$$A = Q/U_i(\text{LMTD}) \quad (iii)$$

Manteniendo todos los factores excepto t_2 y consecuente - mente LMTD. Las condiciones óptimas ocurrirán cuando el costo total anual sea un mínimo, esto cuando $dC_t/dt_2 = 0$ hallando t_2 (óptima temperatura de salida de agua) mediante procesos iterativos, hallándose también graficada (16).

Bajo la premisa establecida procederemos a realizar los cálculos correspondiente; realizando el cálculo correspondiente completo para el condensador del condensador de la columna mostera.

Condensador de la columna mostera

$$U = 50\text{BtuThr pie}^2\text{F}$$

$$C_w = 1.032 \times 10^{-6} \text{ \$/lb}$$

$$\theta = 8000 \text{ horas}$$

$$K_F = 0.2$$

$$C_f = 15 \text{ \$/pie}^2$$

$$w = 9447 \text{ lbm/hr}$$

$$c_p = 1.0\text{Btu/lb F}$$

$$L_v = 818.38 \text{ Btu/lbm}$$

$$t' = 198 \text{ F}$$

Defino la variable adimensional X

$$X = \frac{U C_w \theta}{K_F c_a C_p}$$

Reemplazando valores obtengo: $X = 0.138$.

Del gráfico 9.6 (16) para una abcisa de 0.138

$$\frac{t' - t_2 \text{ ó } p}{t' - t_1} = 0.625 = \frac{198 - t_2 \text{ ó } p}{198 - 77}$$

Despejando $t_2 \text{ ó } p$. = temperatura óptima = 122 F

Por la ecuación (ii), a condiciones óptimas.

$$w = \frac{9447(818.38)}{1.(122-77)} = 171805 \text{ lbm/hr} = 343 \text{ GPM}$$

$$\text{LMTD} = 96.7 \text{ F}$$

Area de transferencia, aplicando la ecuación (iii)

$$\text{Area} = 1600 \text{ pie}^2$$

Tubos: 3/4" DE 14 BWG 0.584"DI $a_s' = 0.1636$

$$\text{Número de tubos} = \frac{1600}{16(0.1636)} = 612 \text{ tubos}$$

$$\text{Diámetro de coraza} = 1.75(0.184)(612)0.47 = 21 \text{ plgs.}$$

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Identificación: Item Condensador

Item N* h-1

Función: Condensar los vapores de tope de columna mostera

Operación: Continua

Tipo : Horizontal

Carga calorífica: 772000 Btu/hr

Area exterior: 1600 pies²

Tubos interiores: 3/4" ID 14 BWG Arreglo

Fluido: Agua de enfriamiento N* de tubos 612

Flujo: 243.2 gpm Longitud, pies 16

Material: 55 304 N- de pasos 1

Coraza: 21 ID

Fluido: Condensado N- de pasos 1

Flujos: 20.2 gpm Material 55 304

Temperatura: 198°F

Identificación: Item Condensador

Item N* H - 2

Función: Condensar los vapores de tope de la columna de Acetona.

Operación: Continua

Tipo: Horizontal

Carga calorífica: 371000 Btu/hr

Area exterior : 182 pies²

Tubos interiores 3/4" ID 14 MWG Arreglo

Fluido: Agua de enfriamiento N* de tubos 139

Flujo: 39 gpm Longitud, pies 8

Material: 55304 N- de pasos 1

Coraza : 10.5" ID

Fluido : Condensado de etanol N* de pasos 1

Flujo : 4.4 gpm Material 55 304

Temperatura 128°F

Identificación: Item Condensador

Item N* H - 3

Función: Condensar los vapores de las columnas de etanol

Operación: Continua

Tipo: Horizontal

Carga calorífica: 221000 Btu/hr

Area exterior: 55 pie cuadrado

Tubos interiores: 3/4" ID 14 BWG Δ Arreglo

Fluido: Agua de enfriamiento N* de tubos 43

Flujo: 11.8 gpm Longitud, pies 8

Material 55 304

Coraza : 6" ID 14 BWG

Fluido: Condensado de etanol N- de pasos 1

Flujo Material

Temperatura: 174° F

Identificación: Item Condensador

Item N* h- 4

Función: Condensar las corrientes de vapor de las columnas de Butanol y agua respectivamente.

Operación: Continua

Tipo: Horizontal

Carga calorífica: 1100000 Btu/hr

Area exterior: 1120 pies²

Tubos inferiores : 3/4" ID 14 BWG Δ Arreglo

Fluido: Agua de enfriamiento N* de tubos 423

Flujo: 412 gpm Longitud, pies 16

Material: 55 304

Coraza : 17.5" ID

Fluido : Condensado auoso de butanol N- de pasos 1

Flujo : 116 gpm Material 55.304

Temperatura : 202°F

Identificación : Item Reboiler

Item N* R - 1

Función : Vaporizar la solución de fondos de columnas de acetona.

Operación : Continua

Tipo : Horizontal

Carga calorífica : 1019690 Btu/hr

Area exterior : 109 pies²

Tubos interiores 3/4" ID 14 BWG Δ Arreglo

Fluido : Vapor de agua

Flujo : 2850 lbm/hr N* de tubos 42

Material : Longitud, pies, 16

Coraza : 6" ID

Flujo : 80 lbm/hr N* de pasos 1

Fluido : Solución ac. de solventes Material 55-304

Temperatura : 210°F

Identificación:- Item Reboiler

Item N* R-2

Función: Vaporizar la solución de fondos de columna de etanol.

Operación : Continua

Tipo : Horizontal

Carga calorífica : 1347706 Btu/hr

Area exterior : 170 pies²

Tubos interiores : 3/4" ID 14 BWG □ Arreglo

Fluido : Vapor de Agua N* de tubos 65

Flujo : 1516 lbm/hr Longitud, pies 16

Material : 55 304

Coraza : 6" ID

Flujo : 75 lbm/h N* de pasos 1

Fluido : Solución ac. de solventes Material

Temperatura : 215°F

Identificación : Item Reboiler

Item N* R - 3

Función : Vaporizar la solución de columnas de butanol

Operación : Continua Tipo : Horizontal

Carga Calorífica : 1717302 But/hr

Area exterior ; 335 pies²

Tubos interiores : 3/4" ID 14 BWG □ Arreglo

Fluido : Vapor de agua T = 338 F

Flujo : 2965 Lbm/hr N* de tubos 128

Coraza : 10" ID

Flujo : 27.58 Lbm/h N* de pasos 1

Fluido : Solución ac. de solventes

Temperatura : 240°F

6.4.- DISEÑO DE RECIPIENTES SEPARADORES DE REFLUJO

La misión de los recipientes de flujo es recibir el efluente del condensador de cabeza, realizar la separación de fases que recoge y constituir una reserva de productos líquido para asegurar un caudal regular de reflujo y otro de extracción.

Los métodos de cálculo para hallar las dimensiones de estos recipientes los he tomado de un modelo que optimiza el cálculo de las dimensiones (25).

El modelo matemático que optimiza las dimensiones - concluye con las siguientes ecuaciones fundamentales.

$$L = \left(\frac{x_v}{100-x_v} \right) \left(\frac{60tKM_1}{aM_v} \right) \quad (i)$$

$$D = 0.188 (M_v a / Kq_1)^{1/2} (1 / \sqrt{x_v}) \quad (ii)$$

$$L = PD^2 / 0.053 (2SE - P) + 1.227D \quad (iii)$$

Donde:

x_1 = % sección transv. de recipiente ocupado por líquido

x_v = % " " " " " " vapor

t = Tiempo de retención

M_1 = Flujo de líquido, lbm/hr

M_v = Flujo de vapor "

ρ_l, ρ_v = Densidad de líquido y vapor respectivamente.

a = $(\rho_l / \rho_v)^{1/2}$ variable adimensional.

K = Constante de velocidad = 0.13 pies/sg

P = Presión de diseño

S = Tensión ó esfuerzo permisible del material, psi.

E = Eficiencia.

Tomando como premisa el modelo mencionado anteriormente procedo a realizar los cálculos respectivos.

Recipiente de Reflujo para Columna Mostera.- Las condiciones de operación halladas son:

$$\begin{aligned}
 M_V &= 9165 \text{ lbm/hr} \\
 P_1 &= 48.16 \text{ lbm/pre}^3 \\
 P_V &= 0.0478 \text{ " } \\
 t &= 8 \text{ minutos} \\
 M_1 &= 73320 \text{ lbm/hr} \\
 P &= 150 \text{ psi} \\
 S &= 13750 \text{ psi} \\
 E &= 0.85
 \end{aligned}$$

Aplicando las ecuaciones (i), (ii), (iii) respectivamente obtengo:

$$L = 15.72 \left(\frac{x_V}{100 - x_V} \right)$$

$$D = 40.52 (1 / \sqrt{x_V})$$

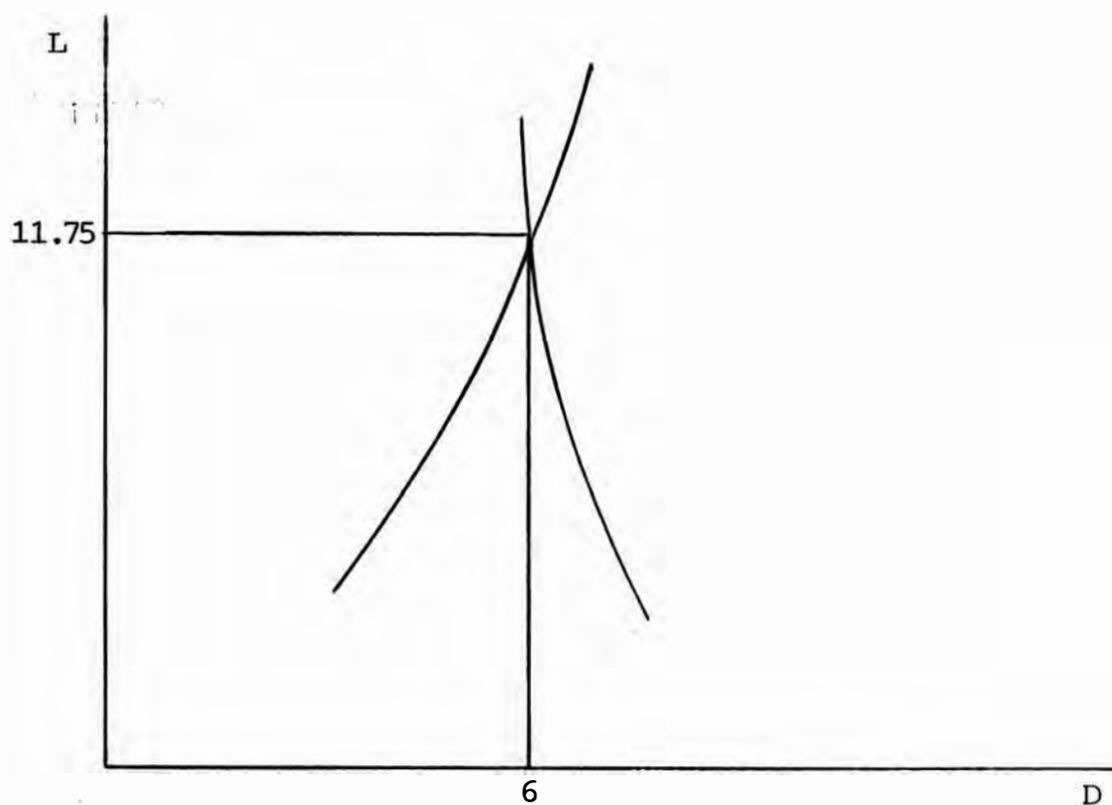
$$L = 0.1218 D^2 + 1.227D$$

Ecuaciones que pueden resolverse planteando de L, D para diferentes valores de x_V

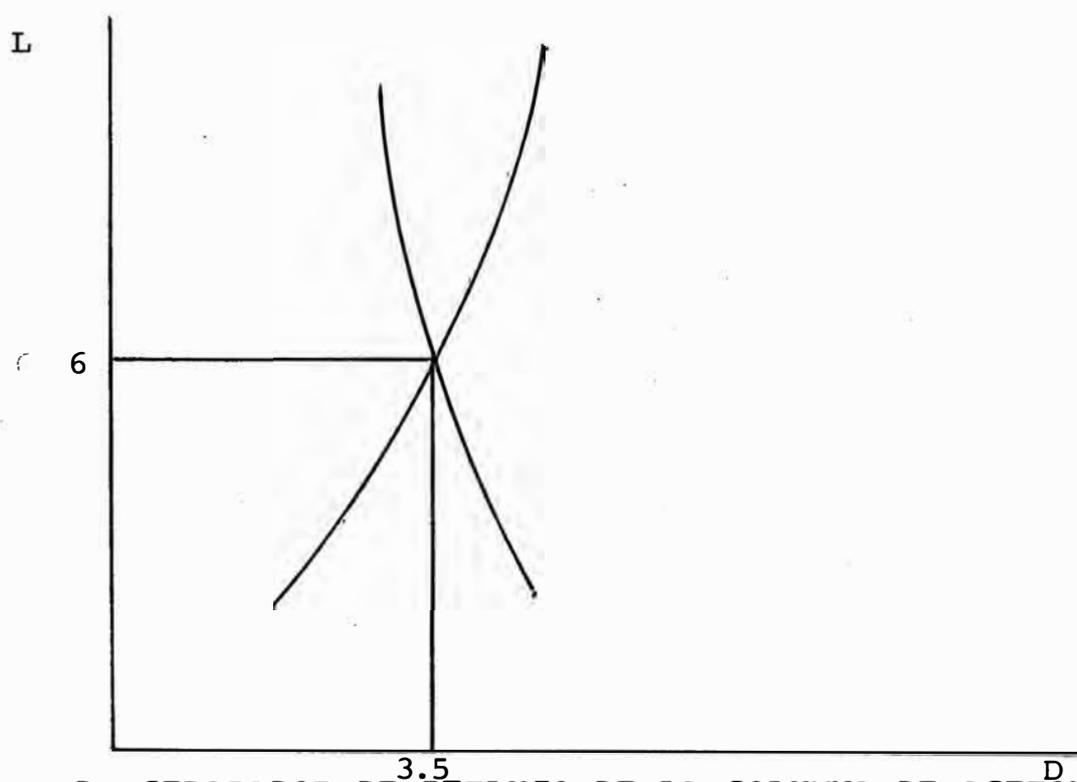
Así de (i), y (iii)

Sí	$x_V = 16 \%$	L = 3 pies	D = 10.13 pies
	$x_V = 20 \%$	L = 3.92 pies	D = 9.06 "
	$x_V = 30 \%$	L = 6.73 "	D = 7.39 "
De (iii)		D = 4 pies	L = 6.85 pies
		D = 5 "	L = 9.34 "
		D = 6 "	L = 11.75 "

DIMENSIONES L/D OPTIMAS PARA LOS RECIPIENTES SEPARADORES



L vs D. SEPARADOR DE REFLUJO DE LA COLUMNA MOSTERA



L vs D. SEPARADOR DE REFLUJO DE LA COLUMNA DE ACETONA

Intersectando las curvas obtengo las dimensiones óptimas:

$$L = 12 \text{ pies}$$

$$D = 6 \text{ pies}$$

Recipiente de reflujo de Columna de Acetona.- El material de este condensador será igual al recipiente anterior por lo tanto P, S, E serán iguales al condensador anterior. Evaluando los parámetros restantes obtengo:

$$M_v = 1683.6 \text{ lbm/hr}$$

$$o_1 = 47.63 \text{ lbm/pie}^3$$

$$o_v = 0.0445 \text{ "}$$

$$t = 10 \text{ minutos}$$

$$M_1 = 14310.6 \text{ lbm/pie}^3$$

Por lo tanto aplicando las ecuaciones del modelo se obtiene:

$$L = 20.26(x_v/100-x_v)$$

$$D = 17.72(1/\sqrt{x_v})$$

$$L = 0.1218D^2 + 1.227D$$

Graficando obtengo dos curvas las cuales intersectadas nos dá:

$$L = 6 \text{ pies}$$

$$D = 3.5 \text{ pies}$$

Recipiente de reflujo de columna de etanol.- Procediendo en forma análoga el caso anterior he determinado las siguientes variables de operación:

$$M_v = 522.2 \text{ lbm/hr}$$

$$t = 9 \text{ minutos}$$

$$o_1 = 60.30 \text{ lbm/pie}^3$$

$$o = 0.055 \text{ "}$$

Recipiente de Reflujo de tomles I.O.- Se halla

$$D = 2.41 \text{ pies}$$

$$L = 8.2 \text{ pies}$$

Lista de Equipos Principales

Los equipos principales de la planta de sovnetes son lo sptes:

A.- TORRES	Item	Cantidad
Columna mostera	CD-1	1
Columna de acetona	CD-2	1
Columna de etanol	CD-3	1
Columna de Butanol		
- Torre de Butanol	CD-4	1
- Torre de agua	CD-5	1
 B.- BIOREACTORES		
Tanques pre-fermentadores	TPF	4
Tanques de fermentación final	TFF	8
 C.- INTERCAMBIOS DE CALOR		
Enfriador de sol. de melaza esteril.	E-1	1
Calentador de mostos fermentados	E-2	1
Reboiler columna de Acetona	R-1	1
Reboiler Columna de Etanol	R-2	1
Reboiler Torre I	R-3	1
Reboiler Torre II	R-4	1
Condensador Acetona	H-2	1
Condensador de columna mostera	H-1	1
Condensador de etanol	H-3	1
Condensador de Butanol-agua	H-4	1
 D.- TANQUES		
Tanque mezclador de la melaza	TMM	1
Tanque preparador de mostos	T M	1
 E.- BOMBAS		
Alimentación de mezcla	B-1	1
Recirculación de Vinazas	B-2	1

	Item	Cantidad
Alimentación a prefermentadores	B-3	1
Alimentación a prefermentador final	B-4	1
De prefermentadores a tanque TFF	B-5	1
Alimentación a la columna mostera	B-6	1
Reciclo de columna mostera	B-7	1
Reciclo de la columna de etanol	B-8	1
Reciclo de la columna de acetona	B-9	1
Reciclo de la columna de Butanol	B-10	1
Reciclo de columna agua	B-11	1
Fondos de la columna de Acetona	B-12	1
Fondos de la columna de etanol	B-13	1
Fondos de la columna de Butanol	B-14	1
Fondos de la columna de agua	B-15	1
Bomba de dosificación de amoníaco y otros insumos		
Otros insumos		
F.- RECIPIENTES SEPARADORES		
Tanque de reciclo de acetona	RS-2	1
Tanque de " de etanol	RS-3	1
Tanque de " columna mostera	RS-4	1
G.- equipos y materiales accesorios		
Válvulas y tuberías, agitadores, instrumentación, transporte etc.	RS-4	

CAPITULO VII

DISTRIBUCION DE PLANTA

7.1.- DISPOSICION INTERNA DE PLANTA.- La planta de solvente estará diseñada de tal manera que la disposición de equipos y maquinaria permitan la máxima funcionalidad y flexibilidad de las operaciones de la planta. Las principales secciones de la planta son:

a.- Cuarto de cultivo.- Lugar donde se cultiva la cepa convenientemente dosificada de nutrientes.

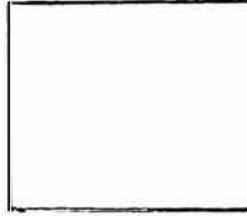
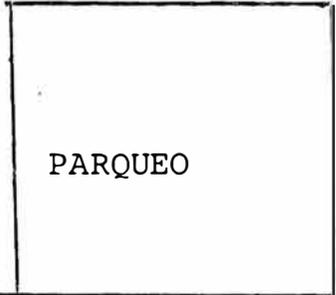
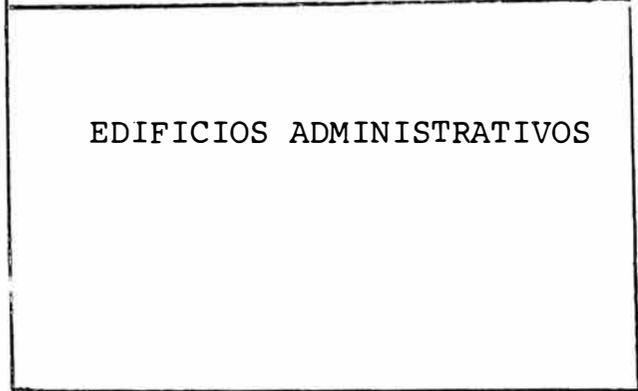
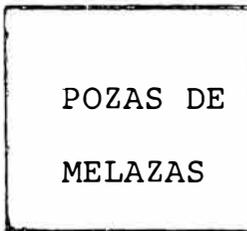
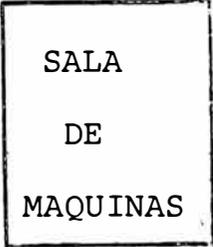
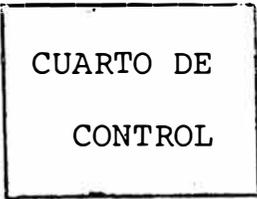
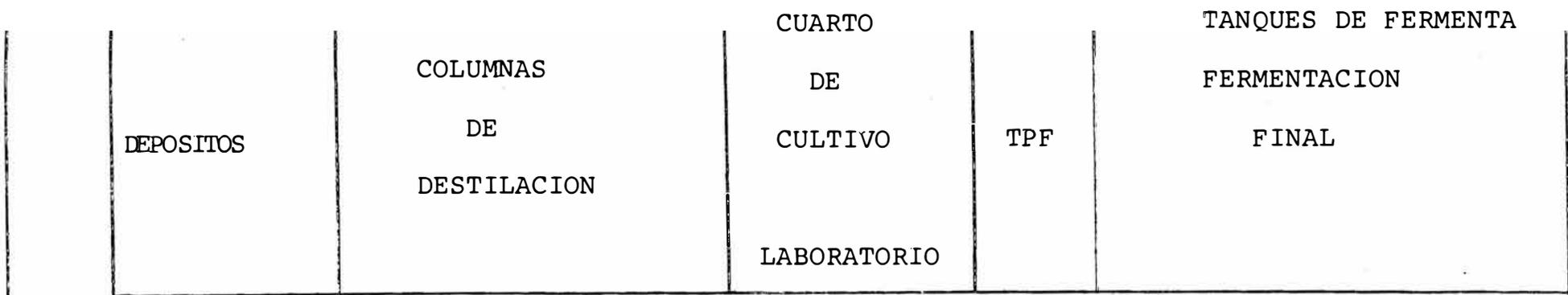
b.- Sección de pre-fermentación.- Area donde se encuentran los tanques pre-fermentadores, en los cuales se inocula el cultivo.

c.- Sección de fermentación final.- Sección donde se hallan los tanques de fermentación final colocados en paralelo, los cuales contienen los mostos fermentados.

d.- Sección de Purificación.- Está constituido por las columnas de destilación de los mostos fermentados ó columna de acetona, columna de etanol, y las torres de purificación de butanol. Esta sección también incluye el equipo auxiliar necesario para las operaciones tales como: intercambiadores de calor re-herbidores, bombas, decantadores, etc.

e.- Area de tanques.- Reservada para el almacenamiento de productos en proceso.

f.- Cuarto de control.- Que es lugar donde converge la instalación necesaria para la correcta operación y control del proceso. En las sub-estaciones eléctricas se encuentran los transformadores que entrega la energía eléctrica necesaria a las diversas tensiones que requiere la operación de la planta. A continuación un plano simplificado de la planta.



Item	Equipo	N° req.	Costo unit. instalado.	Costo Total
CD-1	Columna mostera	1	50540	50540
CD-2	Columna acetona	1	59584	59584
CD-3	Columna etanol	1	91504	91504
CD-4	Columna de butanol	1	22724	22724
CD-5	Columna purif. agua	1	5920	5920
TPF-I	Tanques pre-ferment.	4	40000	160000
TFF-J	Tanques ferment.fin.	8	32000	256000
E-1	Enfriad.melaza est.	1	24500	24500
E-2	Calentad.most.ferm.	1	6800	6800
R-1	Reboiler CD-2	1	2300	2300
R-2	Reboiler CD-3	1	2400	2400
R-3	Reboiler CD-4	1	2540	2540
R-4	Reboiler CD-5	1	2500	2500
H-1	Condensador CD-1	1	13300	13300
H-2	Condensador CD-2	1	2420	2420
H-3	Condensador CD-3	1	2100	2100
H-4	Condensador CD-4-5	1	11600	11600
B-1	Aliment.de melaza	1	495	495
B-2	Recirc. de Vinazas	1	1050	1050
B-3	Aliment. a TPF	1	315	315
B-4	Aliment. a TFF	1	1050	1050
B-5	De TPF a tanques TFF	1	990	990
B-6	Aliment. a CD-1	1	990	990
B-I	Bombas de reciclo para condensados: I = 7,...11	5	315	1575
B-12	Fondos CD-2	1	885	885
B-13	Fondos CD-3	1	750	750
B-J	Fondos CD-4, CD-5	2	495	990
B-16	Dosificación insumos.	1	495	495

CAPITULO VIII

COSTOS ESTIMADOS E INVERSIONES

8.1.- COSTOS ESTIMADOS.- Existen una diversidad de método de estimaciones para hallar los costos fijos de inversión, habiendo determinado este, mediante el método total item por item.

8.1.1.- COSTOS ESTIMADOS DE EQUIPOS.- El cálculo de costos de equipos lo he realizado tomando como referencias gráficas existentes de costos, y los índices de Marshall & Stevens.

Los índices de Marshall & Stevens empleados son:

Año	M & S
1957	220
1967	256
1979	564 (1/79)

Procediendo a calcular:

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Item	Area, pies ²	\$ (1957)
R - 1	109	1150
R - 2	170	1200
R - 3	335	1250
R - 4	361	1270
H - 1	1600	6660
H - 3	55	1050
H - 4	1120	5831
E - 1	2100	12250
E - 2	380	1500

33371

$$\text{Costo de intercambiadores} = 33371 \frac{564}{220} = 855571$$

BOMBAS.- Su costo se determina en función del flujo volumétrico, y el Head el cual ha sido estimado teniendo en consideración la altura de ser bombeado.

Item	Flujo, gpm	Dxd, plgs.	\$ (1979)
B-1	23	1 1/2 x 1 1/2	495
B-2	400	5 x 4	1050
B-3	1	1 1/4 x 1 1/4	315
B-4	410	5 x 4	1050
B-5	420	4 x 3	990
B-6	420	4 x 3	990
B-7	8	1 1/4 1 1/4	315
B-8	1	"	315
B-9	5	"	315
B-10	22	"	315
B-11	20	"	315
B-12	15	4 x 2	885
B-13	10	2 x 1 1/2	750
B-14	10	1 1/2 1 1/2	495
B-15	10	"	495
B-16	10	"	495

Costo de Bombas 19170

D = diámetro de succión de la bomba

d = diámetro de descarga de la bomba

TANQUES MEZCLADORES	\$ (1967)
	2800
	1200
	<hr style="width: 100px; margin-left: auto; margin-right: 0;"/>
	4000

Costo de tanques preparadores = $400 \left(\frac{564}{256} \right) = 8813$

BIOREACTORES

Item	N*	Capacidad, gal	\$ (1979)
TPF	4	500	160000
TFF	8	120000	256000
Costo de bioreactores			416000

COLUMNAS DE DESTILACION

Item	\$ EE.UU. (1979)	
CD - 1	50540	
CD - 2	59584	
CD - 3	91504	
CD - 4	22724	
CD - 5	5928	
Costo de Columnas		230280

COSTO DE RECIPIENTES SEPARADORES DE REFLUJO

Item	\$ EE.UU. (1979)	
RS - 1	8825	
RS - 2	18385	
RS - 3	3725	
RS - 4	3614	
Costo de separadores		18049
GENERADORES DE VAPOR (calderos)	2	\$ 32000
COSTO TOAL DEL EQUIPO		785917

8.1.2.- CAPITAL FIJO DE INVERSION ESTIMADO

El capital de inversión es definido como la cantidad total de dinero necesario para suministrar las facilidades necesarias de manufacturas (equipos), mas la cantidad de dinero requerido las necesidades de operación.

El capital necesario suministrado para la instalación de la planta constituye el capital fijo ó Inmovilizado, y el capital requerido para el funcionamiento constituyen el Capital de Trabajo ó Circulante, la suma de los dos anteriores constituye el Capital de Inversión.

Existen muchas maneras de calcular el estimado del capital de inversión, siendo los mas conocidos el prorrateo de los costos como porcentajes. En el presente trabajo se ha tenido en consideración el formato - que es sugerido por Peters & Timmerhauss (16), con una ligera variación en la determinación del Capital de Trabajo el cual ha sido determinado de acuerdo a las necesidades de producción del año para 5 meses de operación, del año 0 de
0 de operación, como se aprecia en el cuadro de Flujo de Caja Mensual que se observa más adelante.,

A continuación se muestra el estimado del Capital Fijo de inversión estimado:

CAPITAL FIJO DE INVERSION ESTIMADO

COMPONENTES	%	\$ EE.UU
Equipo instalado	32	785920
Instrumentación y control	3	73980
Tuberías	7	171920
Electricidad	4	98240
Edificios	8	196480
Servicios complementarios	13	320580
Cercados	2	49320
Terrenos	<u>1</u>	<u>24660</u>
I TOTAL COSTO DIRECTO (Costo físico de Planta)	70 %	1726200
Ingeniería y Supervisión	9	221940
Gastos de Construcción	12	295920
Contingencias	<u>9</u>	<u>221940</u>
II TOTAL COSTO INDIRECTO	<u>30 %</u>	<u>739800</u>
III CAPITAL FIJO DE INVERSION	100 %	2466000
IV CAPITAL DE TRABAJO		<u>711100</u>
CAPITAL DE INVERSION		<u><u>3177100</u></u>

- 1.- Productos : Acetona-Butanol
 2.- Producción promedio: 9171 TM/año
 3.- Localización de la planta: Casagrande
 4.- Inversión de planta: Maquinaria y equipo \$ 1726200
 Construcción \$ 517660

	Unidad	Cantidad por año	Costo asignado M \$/año	\$/TM de produc.
5.- Materia prima		58870	668.76	72.93
Melaza	TM	2537	126.85	13.83
Amoniaco	TM		795.61	86.75
I Costo de Materia Prima				
6.- Costo directo de Conv.				
a.- Servicios				
- Vapor	Btu	397x10 ⁹	667.28	72.76
- Electricidad	Kw-hr	382132	5.19	0.56
- Agua en proceso	TM	383990	21.20	2.31
- Agua de enfriamiento	TM	1415161	74.67	7.05
- Combustible	TM	745	83.44	9.09
b.- Labor	H-H	8000	4.80	0.52
c.- Supervisión			6.40	0.69
d.- Carga de Labor			20.40	2.22
e.- Laboratorio			2.40	0.26
f.- Royaltiess (2% V.N.)			<u>174.96</u>	<u>19.07</u>
II Costos directos de Conv.			1050.76	114.57
7.- Costo Indirecto de conversión (10% M E)			<u>345.24</u>	<u>37.65</u>
IV Costo Conversión Bruta			<u>1396.00</u>	<u>152.91</u>
Costo Bruto de Manufactura			<u><u>2191.61</u></u>	<u><u>238.96</u></u>

COSTO ESTIMADO TOTAL DE PRODUCTO

- 1.- Productos : Acetona-Butanol
 2.- Producción : 9171 TM/año
 3.- Costos de Manufactura

	Miles &/año	&/TM
a.- Materia Prima	795.61	86.75
b.- Conversión Directa	1050.76	114.57
c.- Conversión indirecta	345.24	37.46
	2191.61	238.95
4.- Administración y Comerc.	219.16	23.89
	2410.77	262.84
COSTO TOTAL DE MANUFACTURA	2410.77	262.84

8.2.- INVERSIONES

Las inversiones que se discuten en el presente capítulo corresponden a los Activos fijos, Gastos Pre-operativos y el Capital de Trabajo para una planta con una capacidad de 9171 TM/año, producción estimada de un 70% de la capacidad total.

La inversión inicial, a precio 1979, que requiere la planta para su puesta en marcha de 1982, ascienda a 3 3503101 \$ EE.UU. La inversión de acuerdo a la naturaleza del activo se compone de la siguiente manera

RUBRO	M \$ EE.UU.	%
a.- Activo Fijo	2126925	65 %
b.- Gastos pre-operativos	425385	13 %
c.- Capital de Trabajo	<u>711100</u>	<u>22 %</u>
	3263410	100 %

RUBROS QUE COMPRENDEN LA INVERSION FIJA

La cuantía relativa de la inversión, y la naturaleza de los rubros integrantes de la inversión variarán considerablemente según el tipo de proyecto.

Para el presente caso los rubros que comprenden la inversión fija son: Costos de maquinarias y Equipos, erección ó instalación, Edificios y Obras civiles, instalaciones complementarias, Costo de Tecnología, Ingeniería, Supervisión y consultoría y repuestos, Se asume que todo el equipo es importado.

En el cuadro siguiente puede verse en detalle cada uno de los siguientes rubros:

INVERSION TOTAL

I.-	INVERSION FIJA		
	1.- Equipo y maquinaria	36	765693
	2.- Obras Civiles y Edificación	7	148884
	3.- Ingeniería	13	276500
	4.- Erección.	12	255231
	5.- Licencia de Tecnología	18	282846
	6.- Supervisión y Consultoría	1	21270
	7.- Repuestos	3	63807
	8.- Impuestos	<u>10</u>	<u>212692</u>
	TOTAL INVERSION FIJA	100 %	2126925
II	GASTOS PRE OPERATIVOS		
	1.- Gastos de Pre-producción	36	151797
	2.- Gastos generales y Administ.	6	26250
	3.- Intereses durante Construcción	<u>58</u>	<u>247338</u>
	TOTAL GASTOS PRE OPERATIVOS	100	425385
III	CAPITAL DE TRABAJO		<u>711100</u>
	INVERSION TOTAL		<u><u>3263410</u></u>

A continuación se explicará detalladamente cada uno de los rubros que comprenden la inversión.

I .- INVERSION FIJA.- Comprende los siguientes rubros:

1.- Equipo y Maquinaria.- El monto de este rubro se ha estimado teniendo como premisa las gráficas de costos de equipos instalado (16) Según Peters & Timmerhaus la relación de costos de equipo a instalación es 23:9 por lo tanto:

$$\text{Costo FOB de M \& E} = 620253$$

El costo de maquinaria y equipo de la planta de solventes se verá afectado por un factor de 1.22 que es el resultado de considerar los siguientes dispositivos legales:

- a.- Fletes 10% sobre el valor FOB
- b.- Seguros 5% " el " FOB
- c.- Flete de mar 0.4% sobre el flete (D.L. 11537)
- d.- Derecho de aduana 5% del CIF aduanero (D.L. 19629-18977)
- e.- Costo de transporte interno y otros, 6% sobre el valorFOB

Resumiendo: el costo de equipo y maquinaria de la planta estaría dado por la siguiente fórmula en función del precio FOB :

$$\begin{aligned} \text{Costo de M \& E} &= 1.0\text{FOB} + 0.10\text{B} + 0.005\text{FOB} + 0.004\text{FOB} \\ &\quad + 0.060\text{FOB} \end{aligned}$$

$$\text{Costo de M \& E} = 1.22\text{FOB} + 1.22(620353) = 756830$$

Las inversiones por concepto de este rubro se estima que representa aproximadamente un 30 % de la inversión fija.

2.- Obras Civiles y Edificación.- Se ha estimado que representan 6 % de la inversión fija.

3.- Ingeniería.- Este rubro se involucra la ingeniería básica y de detalle, representa aproximadamente un 13 % de la inversión fija.

4.- Erección.- Se estima en un 12 % de la inversión fija.

5.- Licencia de Tecnología.- El promedio de costos de licencia por concepto de Tecnología se estima en un 20 % de la inversión fija.

6.- Supervisión y Consultoría.- Corresponde a Trabajos de supervisión y consultoría en las diferentes fases de implementación del proyecto.

7.- Repuestos.- Se ha estimado en un 13 % de la inversión en maquinaria y equipo.

II.- GASTOS PRE OPERATIVOS.- Los gastos pre-operativos han sido determinados teniendo en cuenta los principales gastos en que se incurre durante la construcción y puesta en marcha de la planta

Los principales rubros de estos gastos son los siguientes:

1.- GASTOS RELACIONADOS CON LA PRE PRODUCCION

Se asume los siguientes:

GASTOS	\$ EE.UU.
a.- Mano de Obra	
120 días salarios	10000
b.- Materias Primas	
30 días de consumo	60797
c.- Servicios Industriales	
30 días de consumo	77000
d.- Entrenamiento de personal	
12 meses hombre	5000
TOTAL	<u>151797</u>

2.- GASTOS GENERALES Y ADMINISTRATIVOS

Se han estimado los siguientes gastos:

GASTOS	\$ EE.UU.
a.- Sueldos por dos años	
Gerente	12000
Secretaria	3000
Empleados	6000
b.- Alquiler y gastos de oficina por dos años	4000
c.- Imprevistos. 5 %	<u>1250</u>
TOTAL	<u>26250</u>

3.- INTERESES DURANTE LA CONSTRUCCION

En la fase correspondiente de montaje del proyecto los capitales que se van invirtiendo no producen utilidades pero sí esos mismos capitales estuvieran colocados si los percibiría. Por ello la inversión debe incluir el valor de los intereses que los capitales correspondiente habrían devengado hasta la puesta en marcha de la planta ó empresa, es decir hasta que la inversión empieza a producir.

Por lo tanto los intereses durante la construcción se generan por los préstamos a largo y mediano plazo. Se ha estimado en un 12 % de la inversión fija aproximadamente.

La determinación rigurosa del monto de este rubro - involucran un exhaustivo estudio financiero, estableciendo fundamentalmente la Estructura Financiera del proyecto, esto es la forma como se vá a financiar la planta, establecer un Calendario de Aportaciones y Prestaciones para cada uno de los componentes de la inversión total, etc. campo de las finanzas al cual no se pretende incursionar por la naturaleza misma del presente trabajo.

III.- CAPITAL DE TRABAJO

Se llama capital de trabajo ó circulante el patrimonio en cuenta corriente que necesitan las empresas para atender las operaciones de producción o distribución de bienes ó servicio.

H.E.WESSEL.- señala para el cálculo de capital de trabajo los siguientes puntos:

- Inventario de Materia Prima.- Provisión de un mes al costo
- Inventario de Materia en Proceso.- Una semana al costo de manufactura.

Cantidad recibida.- Un mes a precio de venta.

El capital de trabajo inicial alcanza 711100 \$ EE.UU. El cual ha sido calculado mediante el flujo de caja mensual, para los 5 últimos meses del año de arranque de operación (año 0) como se aprecia en el cuadro de la siguiente página.

Se ha estimado de los siguientes rubros:

A.- Caja.-

Mano de obra	30 días salarios
Servicios Industriales	30 días de consumo
Gastos Generales y Administrativos	30 días de gastos

La Caja inicial requerida es de 110700 \$ EE.UU.

B.- Cuentas por Cobrar

Período de cobro	60 días
------------------	---------

C.- Inventarios

Materia prima	60	60 días de consumo
Producto final		60 días de materia
	primas y	30 días de costo Manuf.

D.- Cuentas por Pagar

Período de pago	60 días
-----------------	---------

FLUJOS DE CAJA MENSUAL AÑO 1

RUBROS	1	2	3	4	5
INGRESOS					
Ventas Netas	-----	-----	-----	-----	648
Total ingresos	-----	-----	-----	-----	648
EGRESOS					
Materia prima	-----	-----	66.25	66.25	66.25
Servicios industriales	-----	-----	70.00	70.00	70.00
Mano de obra Directa	4.25	4.25	4.25	4.25	4.25
Mantenimiento	5.25	5.25	5.25	5.25	5.25
Seguro	56.75	-----	-----	-----	-----
Gastos de comercializac.	21.85	21.85	21.85	21.85	21.85
Gastos Generales y Adm.	36.45	36.45	36.45	36.45	36.45
Caja inicial	110.70	-----	-----	-----	-----
TOTAL EGRESOS	(235.25)	(67.8)	(204.0)	(204.0)	(204.0)
SALDO MENSUAL	(235.25)	(67.8)	(204.0)	(204.0)	480
SALDO ACUMULADO	(235.25)	(303.0)	(507.1)	(711.1)	---

CAPITULO IX

ESTUDIO DE INGRESOS Y EGRESOS DURANTE LA VIDA UTIL DEL PROYECTO

En el presente capítulo se determina los presupuestos del proyecto durante la vida útil de la planta la cual se ha estimado en 10 años.

Los ingresos del proyecto provienen de la venta de solvente la determinación de estos ingresos involucra la definición del programa de ventas y los precios de venta.

Programa de ventas.- El programa de ventas se ha determinado teniendo en consideración el potencial de ventas, calculado en el capítulo correspondiente al Estudio de Mercado.

El cuadro N° 9.1 muestra el Programa de Ventas.

TABLA 9.1

PROGRAMA DE VENTAS (TM/año)

Año	Acetona	Butanol	Etanol
1	3057	6114	1019
2	3057	6114	1019
3	3057	6114	1019
4	3057	6114	1019
5	3057	6114	1019
6	3057	6114	1019
7	3057	6114	1019
8	3057	6114	1019
9	3057	6114	1019
10	3057	6114	1019

Precio de Venta.- El Precio de Venta ex-planta de solventes es:

Acetona	210.1	soles/Kg	0.840	\$/Kg
Butanol	230	"	0.920	"
Etanol	31	"	0.140	"

Considerando el valor de 1 \$\$ EE.UU igual a 250 soles.

INGRESOS.- Los ingresos del proyecto provienen de la venta de solventes.

Tabla N° 9.1

Año	Presupuesto de Ventas Brutas Monto (miles de \$ EE.UU)
1	8335
2	8335
3	8335
4	8335
5	8335
6	8335
7	8335
8	8335
9	8335
10	8335

PRESUPUESTO DE GASTOS.- Los gastos corresponden a la compra de materia prima, productos químicos, servicios industriales mano de obra, depreciación del Activo Fijo, Mantenimiento , seguros, gastos Generales, Amortización de los Gastos pre-O-perativos, Gastos de Comercialización y Financieros.

MATERIAS PRIMAS.- Las materias primas requeridas para la plan ta, son las melazas, el amoniaco y los productos químicos que

actúan como nutrientes los cuales son suministrados en cantidades muy pequeñas, en el laboratorio

Los precios considerados para las materias primas son los siguientes:

Melazas (2500 soles/TM)	10 \$ EE.UU./TM
Amoniaco (26%)	50 \$ EE.UU./TM

Donde el precio de Amoniaco incluye el precio de los nutrientes, el cual se ha estimado en 10 \$ por tonelada de Amoniaco.

Las melazas serían suministradas por la CAP CASAGRANDE , el amoniaco sería suministrado por la planta de Urea de Talara y/ó por la planta FERTISA de Lima, Los nutrientes por los proveedores existentes en Lima.

Tabla N° 9.3

Presupuesto de Materias Primas
(miles de \$ EE.UU.)

Año	Melazas	Amoniaco	Total
1	594	126	720
2	594	126	720
3	594	126	720
4	594	126	720
5	594	126	720
6	594	126	720
7	594	126	720
8	594	126	720
9	594	126	720
10	594	126	720

SERVICIOS INDUSTRIALES.- El presupuesto de servicios industriales se ha realizado teniendo en cuenta los consumos unitarios y según los siguientes costos:

Servicios	Costo Unitario		
Electricidad	1.36×10^{-2} \$/Kw-h	3.00	Soles/Kw-h
Vapor	1.68×10^{-2} \$10 ⁶ BTU	370.00	Soles/10 ⁶ BTU
Agua de proceso	0.0545 \$/m ³	12.00	Soles/m ³
Agua de enfriam.	0.0457 \$/m ³	10.00	"
Combustible	112.00 \$/TM	2464.50	Soles/TM

Los requerimientos de los servicios se ha determinado mediante el desarrollo de los Balances de Materia y Energía del Proceso.

Entonces de acuerdo a las necesidades de la Planta Obtengo:

Electricidad	5197	\$ EE.UU/año
Costo de Vapor	661471	"
Costo de agua de proceso	21200	"
Costo de agua de enfriamiento	64673	"
Costo de combustible	87546	"
Costo Total de Servicios Indust.	836000	\$ EE.UU/año

Presupuesto de Servicios Industriales

Año	Costo (miles de \$ EE.UU)
1	836
2	836
3	836
4	836
5	836
6	836
7	836
10	836

MANO DE OBRA .- Los niveles de salarios que se han estimado son los siguientes:

3 Ingenieros	700000	Soles/año (c/u)
1 Bioquímico	700000	"
3 Capataces	400000	"
24 Operarios	300000	"

El costo total de la mano de obra es aproximadamente de 50000 \$ EE.UU/año.

DEPRECIACION DEL ACTIVO FIJO.- El monto de depreciación anual se ha aplicado las siguientes tasas anuales.

Maquinarias Equipos y otros	10 %
Edificios y obras civiles	3 %

La Inversión Fija depreciables es la correspondiente al cuadro presentado de la inversión, sin considerar repuestos. El presupuesto anual por concepto de este rubro puede deducirse del siguiente modo:

Inversión a depreciar	Monto anual de depreciación
1892964 \$ EE.UU	1189296 \$ EE.UU
148884	4466
Depreciación Total 193763 \$ EE.UU	

MANTENIMIENTO.- El presupuesto para el mantenimiento de la - planta ha sido calculado como un porcentaje de inversión en Maquinaria, erección y Edificios. En la planta de Solventes el porcentaje promedio de los gastos de Mantenimiento es el 3 % de la inversión.

SEGURO.- Es el presupuesto para seguros ha sido calculado como un porcentaje de la inversión en Equipo y Maquinaria y Edificio.

El gasto de Seguro se estima en un 2 % de la Inversión.

GASTOS GENERALES Y ADMINISTRATIVOS.- Los Gastos Generales y Administrativos han sido calculado como un porcentaje de los ingresos por concepto de Ventas. Se ha estimado que estos gastos indirectos representan en promedio un 5 % de las Ventas netas. El siguiente cuadro muestra el presupuesto por concepto de este rubro.

Tabla N° 9.5

Presupuesto de Gastos Generales y Administrativos
(miles de \$ EE.UU)

Año	Ventas Netas	Gastos Gen. y Administ.
1	8235	412
2	8210	410
3	8185	409
4	8160	408
5	8135	407
6	8135	407
7	8135	407
8	8135	407
9	8135	407
10	8135	407

GASTOS DE COMERCIALIZACION.- El presupuesto de Gasto de Comercialización ha sido calculado como un porcentaje de las ventas el cual se ha estimado en un 3 %.

Tabla N° 9.6

Presupuesto de Gastos de Comercialización

Año	Gastos de Comercialización
1	247
2	246
3	245
4	244
5	244
6	244
7	244
8	244
9	244
10	244

AMORTIZACION DE LOS GASTOS PRE-OPERATIVOS.- Los Gastos pre-operativos considerados como una inversión intangible son aquellos incurridos durante la constitución y puesta en marcha de la planta.

Estos gastos ascienden a 48952 \$ EE.UU (15% de la inversión inicial), se amortiza a una tasa del 20 % anual lo que resulta 47902 \$ EE.UU, el 30 % de la amortización de los gastos es incluida en el costo de Ventas,

GASTOS FINANCIEROS.- Los Gastos Financieros Corresponden al pago de los intereses por los Préstamos a largo plazo, mediano y corto plazo para financiar la Inversión Fija, los

Gastos pre-operativos, y el Capital de Trabajo. Se ha estimado como un 6 % del Capital Invertido.(16).

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

El Estado de Pérdidas y Ganancias se muestra en la Tabla - N°9.7 según el cual se observa que el proyecto genera utilidades desde el primer año.

VENTAS BRUTAS.- Son calculadas a partir de la demanda de mercado. Las ventas están sujetas al impuesto de timbres establecidos por el Artículo N°9 del D.L. N° 19620, Decreto Ley Sustitutorio de Timbres que fija un 3 % la base imponible el D.L. N° 19621 establece incentivos tributarios para la Descentralización Industrial y el Art. N° 2 de este D.L. fija las bases imponentes siguientes:

1er año	40 %	de las Ventas	locales
2do año	50 %	"	" "
3er año	60 %	"	" "
4to año	70 %	"	" "

años siguientes el 80 % de las ventas locales

Los impuestos pagados durante los 10 años de operación de la planta suman 1750000 \$ EE.UU

COSTO DE VENTAS.- El Costo de Ventas es el resultado de los costos de producción de año, mas los stocks de productos finales al principio del año menos los stocks de fin de año.

Los costos de ventas se han ocupado en Costos Variables y Costos Fijos.

A.- Costos Variables.- Involucran Materia Prima, Productos químicos, Servicios Industriales y Mano de Obra.

ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE PUNTO DE EQUILIBRIO PROMEDIO

RUBROS	VARIACIONES DE RUBRO	PUNTO DE EQUILIBRIO	% DE VARIACION
Precio de Venta	+ 20/-20 %	1072/2026	- 27/+37 %
Costo Variable	+20/ - 20%	1590/1380	+ 7.5/-6.6 %
Costo Fijo	+ 20/-20 %	1773/1182	+ 20/-20 %

*NOTA.- Punto de equilibrio promedio 1478 TM/año.

b.- Costos Fijos.- Comprenden los siguientes rubros :
 Depreciación de Activo Fijo, Mantenimiento, Seguros, parte de la Amortización de los Gastos pre-operativos, Gastos Generales-Administrativos, y Gastos Financieros. El costo fijo se ha estimado de la siguiente manera:

Costos Fijos	M \$ EE.UU
- Depreciación del Activo Fijo	193.75
- Mantenimiento	63.80
- Seguros	42.55
- Amortización de Gastos pre-operativos	68.00
- Gastos Generales y Administrativos	410.00
Gastos Financieros	<u>196.00</u>
Costo Fijo Total	974.10

He considerado que los amortización de los Gastos pre-operativos inciden el costo de producción, por lo que se aplicó durante los 5 primeros años de operación el 30 % de la Amortización anual, que es el porcentaje de los Gastos pre-operativos relacionados con la producción.

UTILIDAD BRUTA.- La Utilidad Bruta alcanza aproximadamente el 70 % de las Ventas Netas, permitiendo cubrir los gastos financieros y el de comercialización.

RENTA A DISTRIBUIR.- Es positiva y se obtiene de sustraer a la Utilidad Bruta los Gastos Generales y Administrativos y Amortización de los Gastos Pre-Operativos.

RENTA ANTES DEL IMPUESTO.- Se obtiene al deducir a la renta a distribuir los porcentajes establecidos en la Ley de Industria D.L. N°18358; Art. 15, 2 % para ITINTEC, Art. 21 10% para Distribución de las Utilidades, 15 % para la Comunidad Industrial.

RENTA NETA.- Resulta de deducir sucesivamente la Renta antes del Impuesto las deducciones señaladas por los Art. 10 (20%) y 18 (50%) del Decreto Ley 18977.

A continuación se muestra el Estado de Pérdidas Y Ganacias para los 10 años de vida útil de la planta.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

RUBROS	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas Brutas	8338	8335	8335	8335	8335	8335	8335	8335	8335	8335
Impuesto sobre ventas	100	125	125	200	200	200	200	200	200	200
Ventas Netas	8235	8210	8185	8160	8135	8135	8135	8135	8135	8135
Costo de Ventas;	2332	2332	2332	2332	2332	2332	2332	2332	2332	2332
Utilidad Bruta	5903	5878	5853	5828	5803	5803	5803	5803	5803	5803
Gastos Genrales	412	410	409	408	407	407	407	407	407	407
Gastos de Comercialización	247	246	245	244	244	244	244	244	244	244
Gastos Financieros	196	196	196	196	196	196	196	196	196	196
Amort.Gastos pre-operat.	68	68	68	68	68	--	--	--	--	
Renta a Distribuir	4980	4958	4935	4912	4893	4956	4956	4956	4956	4956
Dist. Util. ITINTEC	597	595	592	589	587	595	595	595	595	595
Comunidad Industrial(15%)	747	743	740	737	734	743	743	743	743	743
Renta ante el Impuesto	3635	3670	3603	3586	3573	3618	3618	3618	3618	3618
Deduccion										
- 20 % D.L 18977 Art. 10	727	724	720	717	714	723	723	723	723	723
- 50 % D.L 18977 Art. 18	1454	1448	1441	1434	1423	1447	1447	1447	1447	1447
Renta Neta	1454	1448	1441	1434	1423	1447	1447	1447	1447	1447

Flujo de Caja.

Se define como el flujo real de dinero generado en el Proyecto. Para obtener el flujo de caja de un proyecto es necesario establecer los ingresos y egresos de dinero con respecto al tiempo en el cual ocurren estos.

El flujo de caja no es una medida de rentabilidad pero es útil en la evaluación por dos criterios comunes. El más simple de estos es el tiempo para recuperar el dinero invertido ó payour time el cual se en años. El otro criterio de rentabilidad que utiliza el flujo de caja es la utilización del descuento en los movimientos de caja el cual comprende:

- a) Tasa Interna de retorno.
- b) Valor actual.

En el presente trabajo se ha considerado que la planta tendrá 10 años de vida útil.

El flujo de caja se cuantifica por:

Flujo de Caja = Utilidad + Depreciación.

FLUJO DE CAJA ANUAL

RUBROS	AÑOS									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
UTILIDAD	1454	1448	1441	1434	1423	1447	1447	1447	1447	1447
DEPRECIACION	194	194	194	194	194	194	194	194	194	194
FLUJO DE CAJA	1648	1642	1635	1628	1617	1641	1641	1641	1641	1641

CAPITULO X

ANALISIS ECONOMICO

10.1.- DETERMINACION DEL PUNTO DE EQUILIBRIO.- El Punto de Equilibrio determina el volumen de producción en el que los costos totales igualan a los ingresos netos.

Para hacer el análisis se separan los costos en dos grandes grupos: Los que son independientes del nivel de producción, y los que dependen del nivel de producción, estos es: Costos Fijos y Costos Variables.

Si los costos variables anuales se suponen directamente proporcionales a la producción, se pueden presentar por una recta de ecuación :

$$CV = mX$$

Donde m es la pendiente que depende del costo unitario. El costo fijo CF permanecerá constante independiente de la producción. En consecuencia el costo total CT se puede presentar por la siguiente expresión:

$$CT = CV = Mx + CF$$

donde:

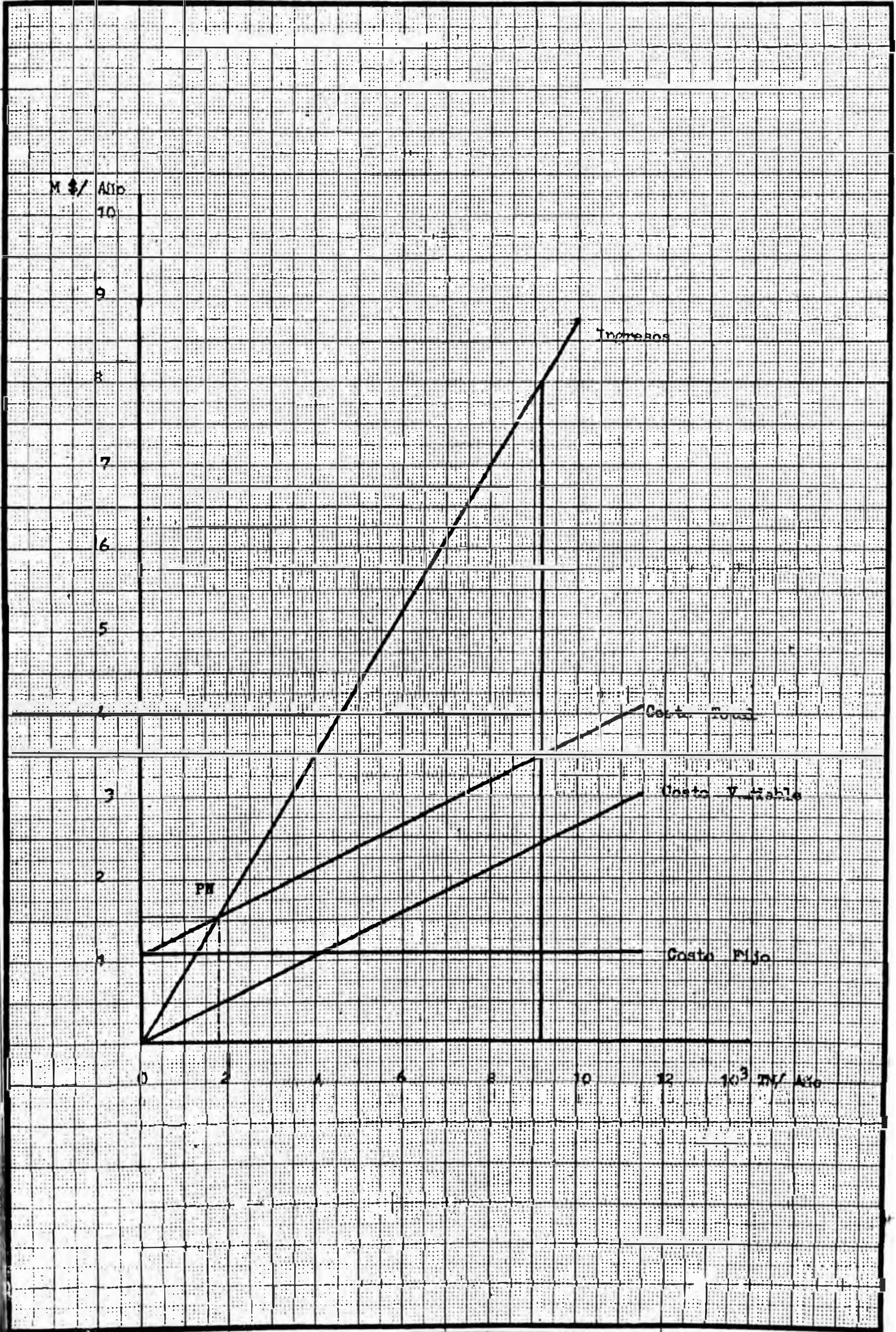
$$m = 233.2 \text{ \$ EE.UU./TM}$$

$$x = \text{Miles de TM/año}$$

$$CF = 975 \text{ miles de \$/TM}$$

Por lo tanto:

$$CT = 233.2x + 975$$



Precio Promedio de Solvente.- El precio de venta se hace reduciendo a una unidad física común (27), esto es TM de solventes (Acetona-Butanol) el cual es ponderado dando:

$$\text{Precio de Venta} = 893 \text{ \$ EE.UU./TM}$$

Por lo tanto el ingreso neto generalizado será:

$$\text{ING} = 893x$$

Las ecuaciones de costos é ingresos se pueden graficar llevando a las abcisas la producción y las ordenadas de dinero anual por concepto de Ingreso y Costos. El punto de Equilibrio ó Punto de Nivelación se alcanza para una producción de 1478 TM/año de solventes esto es: 986 TM de Butanol y de 492 TM/año de Acetona.

10.2.- ANALISIS DE SENSIBILIDAD DEL PUNTO DE EQUILIBRIO PROMEDIO.

En el cuadro N° 10.1 se muestra la sensibilidad del punto de Equilibrio promedio a las variaciones de precios de ventas, costos fijos y costos variables. El Punto de Equilibrio es particularmente sensible a los precios; así una disminución de 20 % en los precios de ventas, eleva el punto de equilibrio en 37 % a 2026 TM.

Ante estas variaciones, el mercado sin embargo está en todos los años por encima del nivel.

El Punto de Equilibrio es poco sensible a incrementos de los costos variables. Un incremento en 20 % en los costos variables eleva el punto de Equilibrio en 7.5 % a 1598 TM/año.

El Punto de Equilibrio es sensible a variaciones en el Costo Fijo. Así una variación del 20 % en el CF eleva el punto de Equilibrio en 20 % a 1773 TM/año.

10.3.- RENTABILIDAD DE LA PLANTA.- Para evaluar la rentabilidad de esta planta he tomado como premisa los datos hallados anteriormente. La tasa de descuento considerada es el 10 %

COEFICIENTES DE EVALUACION DE RENTABILIDAD

a.- VALOR ACTUAL NETO (V.A.N).- Esta medida es una aplicación directa del concepto del valor actual. El criterio de aprobación o negación es aceptar todas las inversiones independientes cuyos valores sean mayores ó iguales que cero y rechazar las inversiones cuyo valor actual sea menor que cero. La fórmula para hallar el V.A.N es la siguiente:

$$V.A. = \sum BT(1 + i)^{-n} - \sum Ct(1 - i)^{-n}$$

b.- RELACION BENEFICIO/COSTO (B/C).- La regla establece que una inversión se puede realizar si la razón beneficio a costos es mayor que la unidad, esto es los beneficios mayores que los costos. La regla se refiere a la razón entre los "valores actuales de los beneficios y costos".

Por lo expuesto, esta relación nos dá un estimado para tomar decisiones si vale ó nó la pena hacer una inversión

$$\frac{B}{C} = \frac{\sum Bt}{\sum Ct}$$

c.- TASA INTERNA DE RETORNO.- Es aquella tasa de descuento que aplica a los flujos de caja de un proyecto nos permite igualar el valor actual de la suma de estos flujos con la inversión inicial. La tomo porque se toma como patrón de medida de rentabilidad.

d.- PERIODO DE REEMBOLSO P PAYB BACK.- Coeficiente que permite determinar el tiempo en el que se recupera la Inversión.

La relación es:

$$\text{PERIODO DE REEMBOLSO} = \text{N}^\circ \text{AÑOS} = \frac{\text{INVERSION}}{\text{UTILIDAD}}$$

A continuación se muestra las evaluaciones de los coeficientes de evaluación.

RESUMEN

a.- VALOR ACTUAL NETO (VAN)

$$\begin{aligned} \text{VAN} &= \sum B_t(1+i)^{-n} - \sum C_t(1+i)^{-n} \\ &= 50121 - 22392 \\ \text{VAN} &= 27729 \end{aligned}$$

b.- RELACION BENEFICIO COSTO (B/C)

$$\begin{aligned} \text{B/C} &= \frac{\sum B_t}{\sum C_t} \\ \text{B/C} &= 50121/22392 = 2.23 \end{aligned}$$

c.- TASA INTERNA DE RETORNO

$$\begin{aligned} \text{VAN} &= 0 \\ \text{I} &= 49.53 \% \end{aligned}$$

d.- PERIODO DE REEMBOLSO O PAY BACK

$$\begin{aligned} \text{PAY BACK} &= \frac{\text{INVERSION}}{\text{UTILIDAD}} \\ &= \frac{3263410}{1454000} \\ &= 2.242 \end{aligned}$$

Año	Ventas Netas	Costo Total	Beneficio Costo
0		3263410	- 3263410
1	8210	3114	5121
2	8210	3114	5121
3	8185	3114	5096
4	8160	3114	5071
5	8135	3114	5046
6	8135	3114	5021
7	8135	3114	5021
8	8135	3114	5021
9	8135	3114	5021
10	8135	3114	5021

VALOR ACTUAL NETO

Año	Factor Act. 10 %	Renta Bruta		Costos	
		Total	Actual	Total	Actual
0				3263	3263
1	0.9090	8235	7485	3114	2830
2	0.8264	8210	6723	3114	2573
3	0.7513	8185	6149	3114	2340
4	0.6830	8160	5573	3114	2127
5	0.6209	8135	5051	3114	1933
6	0.5644	8135	4591	3114	1757
7	0.5131	8135	4174	3114	1598
8	0.4660	8135	3790	3113	1451
9	0.4240	8135	3449	3114	1320
10	0.3855	8135	3136	3114	1200

50121

22392

TASA INTERNA DE RETORNO.

A Ñ O	FLUJO DE CAJA	FACT. DE ACTUAL50%	VALOR ACTUAL	FACT. DE ACT. 49.22	VALOR ACTUAL	FACT. DE ACT-49.53	VALOR ACTUAL
0	-3263	1	-3263	1	-3263	1	-3263
1	1648	0.6849	1098	0.6701	1104	0.668	1102
2	1642	0.444	729	0.449	737	0.447	733
3	1635	0.296	484	0.300	491	0.299	490
4	1628	0.197	321	0.201	328	0.200	325
5	1617	0.131	212	0.135	218	0.133	215
6	1641	0.087	143	0.090	148	0.089	146
7	1641	0.0585	96	0.060	99	0.059	98
8	1641	0.0390	64	0.040	66	0.040	65
9	1641	0.0260	42	0.027	44	0.027	43
10	1641	0.0173	40	0.018	42	0.018	42
	711						
			-28.89		19.4		0

* Nota.- El Factor de Actualización $i = 49.53\%$ que permite determinar la Tasa Interna de Retorno ha sido determinado interpolando numericamente (15) así :

Fórmula de Interpolación de Newton :

$$f(x) = f(x_0) + f'(x_0) x + \dots$$

Reemplazando valores :

$$f(i) = 0.4922 + \frac{(0 - 19457)}{(-28895 - 19457)} (0.50 - 0.4922)$$

$$i = 0.49538$$

10.4.- ESTIMADO DE FINANCIAMIENTO

FUENTES DE FINANCIAMIENTO.- Como fuentes de financiamiento pueden considerarse : Capital Extranjero, y Capital Nacional repartidos de la siguiente manera :

I.- Capital Extranjero	65 %
II.- Capital Nacional	35 %

I.- Capital Extranjero.- Estos créditos se utilizarán principalmente para la compra de Maquinaria y Equipo, la ingeniería, y repuestos.

Las condiciones financieras de estos créditos serían las siguientes

Tasa de Interés a rebatir	8 %
Plazo de Gracia	2 - 3 años
Plazo de Amortización	8 años

II.- Capital Nacional

a.- Crédito de COFIDE.- Se recurrirá a créditos de COFIDE que cubriría el 20 % de la inversión, a :

Tasa de interés	15 %
Plazo de Gracia	2 años
Plazo de Amortización	5 años

b.- Aporte Accionario.- El aporte accionario cubriría el resto de la inversión ó sea el 15 %.

CUADRO GENERAL DE FINANCIAMIENTO

FUENTE DE FINANCIAMIENTO	%	MONTO	%	EE.UU
Capital Extranjero	65 %	2 065115		
COFIDE	20	635420		
Aporte Accionario	15	476565		
Total	100	3 177100		

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Aries and Newton.- Chemical Engineering and Cost Estimation.
Pag. 163, 164, 169 Edit. Mc-Graw Hill
- 2.- Annual Book A.S.T.M Standards 1970
- 3.- Anuario de Importaciones de la Dirección General de Aduanas.
- 4.- Beesch Samuel C., Acetone-Butanol Fermentation of Sugars.
Eng. and Process Development Pag. 1677 a 1683. E. I.CH
Junio 1952.
- 5.- Biegel John.- Control de Producción: Procedimiento Cuantitat.
- 6.- Hengstebeck Charles.- Multicomponent Distillation. Edit.
Pag., 86, 89 Edit. Reinhold Publish Corp. N. Y
- 7.- Holland Charles.,.- Distillation Principles and Design Proce-
dures. Edit. Reinhold Publish Corp. N. Y
- 8.- Houtgen Watson Ragatz.- Principios de los procesos químicos
Parte II Pag. 385 Edit. Reverté.
- 9.- Kern Donald.,.- Procesos de Transferencia de Calor.
Pag., 487 Edit. Cecsá.
- 10.- Jensen V.C., and Jeffreys.- Mathematical Methods in Chemical
Engineering.- Edit. Alambra Academic Press. 346 - 351
- 11.- Kirk Othmer.- Enciclopedia de la Tecnología Química. Tomos
I - VII .- Alcoholes-Solventes Edit. Mc Graw Hill.
- 12.- Ludwig E. E.- Applied Process Design Ford Chemical and Petro-
chemical Plants. Edit. Gulf Publishing.
- 13.- Mc-Cabe- Smith.- Operaciones Básicas de Ingeniería Química
Pag., 561, 576, 607 Edit. Reverté. Tomo II
- 14.- Mc-Adams.- Heat Transmission. Edit. Mc-Graw Hill Series C.E

- 15.- Mickley - Sherwood - Reed.- Mathematics in Chemical Engineering. Edit. Mc Graw Hill. 2da. Edición.
 - 16.- Peters M. S.,- Timmerhaus.- Plant Design and Economics for Chemical Engineering. Edit. Mc Graw Hill
 - 17.- Perry.- Chemical Engineers Handbook. 13- 25 5ta. Edición Edit. Mc Graw Hill.
 - 18.- Robinson Clark., Multicomponent Distillation. Pag 124- 127 Edit. Mc Graw Hill
 - 19.- Rakoff - Rose Química Organica Fundamental. Pag. Edit. Limusa.
 - 20.- Smith Henry.- Industrial Microbiology. Capit. IX Pag. 75 90 Edit. Thompson.
 - 21.- Shreve N. S.- The Chemicals Process Industries. Edit. McGraw Hill
 - 22.- Treybal Robert E.,- Operaciones con Transferencia de Masa. Pag., Edit. Mc Graw Hill
 - 23.- Vilbrandt and Dryden.- Chemicals Engineering Economics. Edit. McGraw Hill
 - 24.- Walas .- Reaction Kinetics for Chemicals Engineering. Series C. E Edit. Mc-Graw Hill
 - 25.- Chemical Engineering.
- Id : Tanks Design. Abril 1955- Pag 172 a 174 C.J. Major
- Id : How to Design Reflux Drums- Optimization. Marzo Abril 1955 B.S Sigales.
- Id Methods for Distillation Calculation.- Optimization Rm, R Octubre 1968 Pag 137 a 142 C. J. Liddle

- Id : Cost Data Process Equipment. Julio 1970
- Id : Biochemicals Engineering. Current Development in Fermentation. Diciembre 1974 Pag. 98, 99, ... 112. College of Engineering and Applied Sciences at University Pennsylvania
Arthur E. Humprey (Bioch. Eng.)
- Id Modern Design off Distillation Columns. Abril 1968-2 Pag. 156 a 178
- Id Cost Estimating for Major Process Equipment.
Pag. 107, 122. Arkadie Pikulik Hector Díaz
- 26.- Sociedad Paramonga Limitada. Of. Planeamiento y Desarrollo Corporativo.
- 27.- Manual de Proyectos de Desarrollo . NN. UL
- 28.- Happel - Chemical Process Economics
- 29.- Toxicity of Industrial Organic Solvent N- 8 (Industrial Health Reseach Board. London) Pag. 132
- 30.- Proyect Cash Flow. Hidrocarbon Proccesing. Abril 1978
Pag. 77 a 80. F.C. Jelen (MIT), Carl L. Yaws (Houston)